



UNIVERSIDAD NACIONAL
AVENIDA DE
MÉXICO

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

**PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN
INGENIERÍA**

FACULTAD DE INGENIERÍA

**IMPLEMENTACIÓN DE UN SISTEMA PARA LA
REMOCIÓN DE MATERIA ORGÁNICA Y NUTRIENTES
EN AGUAS RESIDUALES MUNICIPALES**

T E S I S

QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:

MAESTRO EN INGENIERÍA

AMBIENTAL - AGUA

P R E S E N T A :

ING. ROSA ERÉNDIRA PEÑA POPOCA



TUTOR:

M.I. MERCEDES ESPERANZA RAMÍREZ CAMPEROS

2010



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

JURADO ASIGNADO:

Presidente: Dr. Pedro Martínez Pereda

Secretario: Dr. Víctor Manuel Luna Pabello

Vocal: M. I. Mercedes Esperanza Ramírez Camperos

1er. Suplente: Dr. Oscar González Barceló

2do. Suplente: Dr. Marco Antonio Garzón Zuñiga

Lugar donde se realizó la tesis:

**PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES DEL INSTITUTO
MEXICANO DE TECNOLOGÍA DEL AGUA**

TUTOR DE TESIS:

M. en I. MERCEDES ESPERANZA RAMÍREZ CAMPEROS

FIRMA

AGRADECIMIENTOS

Al CONACYT por otorgarme la beca con la cual fue posible realizar mis estudios de maestría en Ingeniería Ambiental.

A la Universidad Nacional Autónoma de México por la formación académica que he recibido.

Al Instituto Mexicano de Tecnología del Agua por darme la oportunidad de realizar mi trabajo de tesis en sus instalaciones.

A mi tutora y mamá sustituta durante todo este tiempo M. en I. Esperanza Ramírez por brindarme confianza, paciencia y cariño. Sin usted esto no hubiera sido posible.

Al Dr. Oscar González Barceló, por sus acertados comentarios y contribuciones a mi trabajo. Agradezco mucho su paciencia y tiempo.

Al Dr. Pedro Martínez Pereda por sus aportes para mejorar esta tesis.

Al Dr. Marco A. Garzón Zuñiga por sus valiosas enseñanzas y su tiempo para revisar mi tesis.

Al Dr. Víctor M. Luna Pabello por todas las oportunas aportaciones realizadas a este trabajo.

A todos mis profesores y personal administrativo del programa de maestría en ingeniería ambiental Campus Morelos

A todo el personal de la planta de tratamiento de Aguas residuales del IMTA por todo su apoyo y cariño: Gela, Víctor, Emma, Daniel, Memo, Luis, Juan, Marco, Alejandro, Carmelo y a todos los practicantes.

A Alma, Lili, Luis, Lupita, Temy y Yolanda por ser parte de esta hermosa etapa en mi vida, por los buenos tiempos.

A mis amigos por levantarme el ánimo siempre que lo he necesitado y por formar parte de mi vida: Aleja, Aly, Blanca, Carlos, Dara, Gloria, Marina y Yanet

A la M. en I. Ivette Hansen por su amistad y los aportes gráficos a este trabajo.

Al M. en I. Luciano Sandoval por las facilidades y permisos otorgados para mis estudios de posgrado.

A todas las personas que de alguna u otra manera se han cruzado en mi camino

DEDICATORIAS

A Dios, por permitirme estar viva y darme la oportunidad de lograr una meta más en mi vida.

A mi futuro esposo, Héctor Arteaga, por permanecer a mi lado, amarme y apoyarme. Te amo y te quiero a mi lado para siempre.

A mi papá, Alfonso Peña, por ser un ejemplo en mi vida, por apoyarme y quererme incondicionalmente. Te quiero mucho papi.

A mi mamá, Ma. Alba Popoca, por estar al pendiente de mi y quererme como soy. Te quiero mami.

A mi hermana, Lili, por estar a mi lado y compartir mis alegrías y mis tristezas. Te amo mucho hermanita.

A mi hermano, César, por tu ayuda en los momentos difíciles. Te adoro hermanito.

A mi abuelita, Manuela Zarazua, porque sé que desde allá arriba eres el ángel que me cuida. Me haces falta.

A mis tías, Emma y Elvia Cortés, porque siempre han estado al pendiente de nosotros. Las quiero mucho.

A mi cuñado, Javier, por ser parte importante de nuestra familia. Te quiero Javi.

A mis sobrinos, Axel, Oscar y Valeria, porque son una parte muy importante de mi vida y con solo una sonrisa cambian mi mundo. Los amo.

ÍNDICE

1. INTRODUCCIÓN	1
1.1 JUSTIFICACIÓN	3
1.2 OBJETIVOS	4
1.2.1 <i>Objetivo General</i>	4
1.2.2 <i>Objetivos Particulares</i>	5
2. FUNDAMENTOS TEÓRICOS	6
2.1 REMOCIÓN DE MATERIA ORGÁNICA CARBONOSA.....	6
2.1.1 <i>Tratamiento Aerobio</i>	8
2.1.1.1 Microbiología	10
2.1.1.2 Metabolismo	10
2.1.1.3 Estequiometría.....	11
2.1.1.4 Cinética.....	14
2.1.2 <i>Tratamiento Anaerobio</i>	16
2.1.2.1 Microbiología	17
2.1.2.2 Metabolismo	18
2.1.2.3 Cinética.....	20
2.2 REMOCIÓN DE NITRÓGENO	21
2.2.1 <i>Nitrificación</i>	23
2.2.1.1 Estequiometría.....	23
2.2.1.2 Cinética.....	24
2.2.1.3 Factores que afectan la nitrificación	26
2.2.2 <i>Desnitrificación</i>	27
2.2.2.1 Estequiometría.....	27
2.2.2.2 Cinética.....	29
2.2.2.3 Factores que afectan la desnitrificación.....	29
2.3 REMOCIÓN DE FÓSFORO	30
2.3.1 <i>Remoción Biológica de Fósforo</i>	31
2.3.1.1 Estequiometría.....	33
2.3.1.2 Cinética.....	34
2.3.1.3 Factores que afectan la EBF	34
2.4 REMOCIÓN DE SÓLIDOS SUSPENDIDOS.....	35
2.4.1 <i>Sólidos Suspendidos Totales</i>	35
2.4.2 <i>Sólidos Suspendidos Volátiles</i>	35
2.5 OTROS PARÁMETROS QUE INFLUYEN EN LA REMOCIÓN DE MATERIA ORGÁNICA Y NUTRIENTES	35
2.5.1 <i>Alcalinidad</i>	35
2.5.2 <i>Temperatura</i>	35
2.5.3 <i>pH</i>	36
2.5.4 <i>Oxígeno Disuelto</i>	36
2.5.5 <i>Potencial de Óxido Reducción</i>	36
2.6 TECNOLOGÍA APLICADA PARA LA REMOCIÓN DE NUTRIENTES EN AGUAS RESIDUALES MUNICIPALES.....	36
3. METODOLOGÍA	51
3.1 LUGAR DONDE SE REALIZÓ LA EXPERIMENTACIÓN	51
3.2 CARACTERIZACIÓN DEL AGUA RESIDUAL A TRATAR.....	51
3.3 UNIDAD EXPERIMENTAL.....	51
3.3.1 <i>Diseño de la Unidad Experimental</i>	51
3.3.2 <i>Determinación de los caudales del sistema</i>	52
3.4 CONSTRUCCIÓN E INSTALACIÓN DEL REACTOR BIOLÓGICO	53

3.5 INOCULACIÓN DEL REACTOR BIOLÓGICO.....	55
3.6 EVALUACIÓN DEL SISTEMA.....	55
3.6.1 <i>Determinaciones Analíticas</i>	56
3.6.2 <i>Análisis Estadístico</i>	57
4. ÁNÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS.....	59
4.1 CARACTERIZACIÓN DEL AGUA RESIDUAL MUNICIPAL.....	59
4.2 ACLIMATACIÓN DEL SISTEMA.....	60
4.3 OPERACIÓN Y DESEMPEÑO DEL SISTEMA.....	60
4.3.1 <i>Remoción de Materia Orgánica Carbonosa</i>	61
4.3.1.1 Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO ₅).....	61
4.3.1.2 Demanda Química de Oxígeno Total (DQO _T).....	62
4.3.1.3 Demanda Química de Oxígeno del Sobrenadante (DQO _{SOB}).....	63
4.3.1.4 Demanda Química de Oxígeno Disuelta (DQO _D).....	64
4.3.2 <i>Remoción de Compuestos Nitrogenados</i>	66
4.3.2.1 Nitrógeno Amoniacal.....	66
4.3.2.2 Nitrógeno de Nitritos.....	67
4.3.2.3 Nitrógeno de Nitratos.....	68
4.3.2.4 Nitrógeno Total.....	69
4.3.2.5 Desnitrificación.....	70
4.3.2.6 Nitrificación.....	72
4.3.3 <i>Remoción de Fósforo</i>	75
4.3.3.1 Fósforo Total.....	75
4.3.3.2 Remoción Biológica de Fósforo.....	76
4.3.4 <i>Remoción de Sólidos</i>	77
4.3.4.1 Sólidos Suspendidos Totales (SST).....	77
4.3.4.2 Sólidos Suspendidos Volátiles (SSV).....	78
4.3.5 <i>Alcalinidad</i>	79
4.3.6 <i>Parámetros de Campo</i>	80
4.3.6.1 Temperatura.....	80
4.3.6.2 Potencial Hidrógeno (pH).....	82
4.3.6.3 Oxígeno Disuelto.....	83
4.3.6.4 Potencial de Óxido Reducción.....	84
5. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	89
5.1 CONCLUSIONES.....	89
5.2 RECOMENDACIONES.....	90
6. REFERENCIAS.....	91
ANEXOS.....	98

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 2.1 Metabolismo bacteriano aerobio (a) heterótrofo (b) autótrofo	11
Figura 2.2 Esquema de degradación anaerobia de materia orgánica compleja....	19
Figura 2.3 Proceso Ludzack-Ettinger modificado para remoción de N.....	37
Figura 2.4 Proceso A ² /O para remoción de N y P	37
Figura 2.5 Proceso Bardenpho de cuatro etapas	38
Figura 2.6 Proceso Bardenpho de cinco etapas.....	38
Figura 2.7 Proceso de alimentación en etapas	38
Figura 2.8 Proceso University of Cape Town	39
Figura 2.9 Proceso VIP	39
Figura 2.10 Zanja de oxidación	40
Figura 3.1 Diagrama del sistema combinado propuesto para eliminación de nutrientes.....	52
Figura 3.2 Montaje de la unidad experimental.....	54
Figura 3.3 Unidad experimental en el primer día de operación	55
Figura 4.1 Comportamiento del la DBO ₅ durante el experimento.....	62
Figura 4.2 Remoción de materia orgánica medida como DQO _T durante el experimento.....	63
Figura 4.3 Remoción de materia orgánica medida como DQO _{SOB} durante el experimento.....	64
Figura 4.4 Remoción de materia orgánica medida como DQO _D durante el experimento.....	65
Figura 4.5 Comportamiento del N-NH ₄ durante el experimento	67
Figura 4.6 Comportamiento del N-NO ₂ durante el experimento	68
Figura 4.7 Comportamiento del N-NO ₃ durante el experimento	69
Figura 4.8 Comportamiento del NT durante el experimento.....	70
Figura 4.9 Variaciones de la tasa de desnitrificación respecto a la COV y carga de N-NO ₃	72
Figura 4.10 Variaciones de la tasa de nitrificación respecto a la COV y SSV	74
Figura 4.11 Comportamiento del PT durante el experimento	75
Figura 4.12 Remoción de los SST durante el experimento	78
Figura 4.13 Comportamiento del los SSV y SSVLM durante el experimento.....	79
Figura 4.14 Comportamiento de la alcalinidad total durante el experimento.....	80
Figura 4.15 Valores de la temperatura durante el experimento.....	81
Figura 4.16 Valores de pH durante el experimento	82
Figura 4.17 Comportamiento del oxígeno disuelto durante el experimento	83
Figura 4.18 Comportamiento del potencial de óxido reducción en el reactor biológico.....	84

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 2.1 Características de las aguas residuales domésticas	6
Tabla 2.2 Principales procesos de tratamiento biológico utilizados en aguas residuales.....	7
Tabla 2.3 Coeficientes cinéticos típicos en el proceso de LA para la remoción de materia orgánica de aguas residuales municipales.....	16
Tabla 2.4 Modelos Cinéticos utilizados en Tratamiento Anaerobio	21
Tabla 2.5 Estados de oxidación en los que el nitrógeno puede estar presente. ...	22
Tabla 2.6 Efectos de las variables operacionales y ambientales en el proceso de nitrificación por crecimiento en suspensión.....	25
Tabla 2.7 Eliminación biológica de fósforo	33
Tabla 2.8 Condiciones de operación del reactor empleado por Garzón-Zuñiga y Martínez, 1996.	40
Tabla 2.9 Cuadro comparativo de tecnologías para remoción de nutrientes en aguas residuales municipales	45
Tabla 3.1 Dimensiones de la unidad experimental.....	52
Tabla 3.2 Parámetros de seguimiento y puntos de muestreo	56
Tabla 3.3 Técnicas analíticas empleadas para la evaluación del sistema	57
Tabla 3.4 Características del diseño experimental seleccionado	58
Tabla 4.1 Caracterización del agua residual municipal.	59
Tabla 4.2 COV presentadas durante las diferentes etapas del estudio.....	61
Tabla 4.3 Cuadro comparativo de las fracciones de DQO analizadas.	66
Tabla 4.4 Tasa de desnitrificación promedio por etapa.....	72
Tabla 4.5 Tasa de nitrificación promedio por etapa.....	74
Tabla 4.6 Resultados promedio de los parámetros de campo	85
Tabla 4.7 Resultados promedio de los parámetros analizados durante el experimento	86
Tabla 4.8 Comparación de sistemas para la eliminación de nutrientes.....	87

RESUMEN

Se construyó y evaluó un dispositivo experimental para remover materia orgánica y nutrientes provenientes de aguas residuales municipales. El dispositivo está integrado por tres fases: anóxica (empacada), anaerobia y aerobia (con biomasa en suspensión). El sistema operó en forma continua durante 277 días y se alimentó con agua residual proveniente de una unidad habitacional. El trabajo se realizó durante tres etapas en las que se trabajó bajo tres diferentes TRH en la fase anóxica 0.5, 1 y 1.5 h; mientras que los TRH en las fases anaerobia y aerobia fueron de 2 y 4 h, respectivamente. Se obtuvieron remociones de materia orgánica medida como DBO_5 de 96 ± 5 , 99 ± 0.5 y $98 \pm 0.4\%$, para las etapas 1, 2 y 3; respectivamente, con concentraciones en el efluente menores a 8 mg/L.

Las remociones de $\text{N} - \text{NH}_4^+$ fueron 93 ± 17.2 , 97 ± 0.8 y $99 \pm 1.2\%$, respectivamente, con concentraciones en el efluente inferiores a 1 mg/L. La remoción del nitrógeno total fue de 69 ± 8.8 , 63 ± 9.4 y $70 \pm 1.6\%$, de manera respectiva para cada una de las tres etapas, con concentraciones en el efluente no mayores a 15 mg/L. La remoción de fósforo total fue de 65 ± 15.5 , 68 ± 4.3 y $61 \pm 10.1\%$ durante las etapas 1, 2 y 3 con concentraciones promedio en el efluente de 6 ± 2.4 , 6.9 ± 1.3 y 8.3 ± 1.6 mg/L, respectivamente. Las concentraciones de SST en el efluente fueron 21 ± 15 mg/L en la etapa 1 y menores a 10 mg/L en las siguientes etapas.

De acuerdo al análisis estadístico utilizado se demostró que existe una diferencia significativa al incrementar el TRH en la fase anóxica del experimento.

Durante las tres etapas de experimentación se obtuvieron efluentes de mejor calidad en comparación con los reportados en la literatura para sistemas similares en la remoción de materia orgánica y nutrientes. Con base en los resultados obtenidos, se determinó que el TRH más adecuado en la fase anóxica es de una hora.

El sistema cumple con los límites máximos permisibles medidos e indicados en la NOM-001-SEMARNAT-1996, excepto para el fósforo total en los rubros de protección a la vida acuática y estuarios.

ABSTRACT

An experimental device was built and tested to remove organic matter and nutrients from municipal wastewater. The device was divided in three zones: anoxic (attached biomass); anaerobic and aerobic (with suspended biomass). The system was operated continuously for 277 days and was fed with wastewater from a condominium. Three stages were experimented by changing the hydraulic retention time (HRT) for the anoxic phase 0.5, 1 and 1.5 h, whereas the HRT's for anaerobic and aerobic phases were 2 and 4 h, respectively.

The removals obtained for organic matter were measured as BOD₅ of 96 ± 5 , 99 ± 0.5 and $98 \pm 0.4\%$, for stages 1, 2 and 3, respectively, obtaining concentrations in the effluent of less than 8 mg / L. The $N - NH_4^+$ removals were 93 ± 17.2 , 97 ± 0.8 and $99 \pm 1.2\%$, respectively, with concentrations in the effluent below than 1 mg / L. The total nitrogen removal was 69 ± 8.8 , 63 ± 9.4 and $70 \pm 1.6\%$, respectively so for each of the three stages, the concentrations in the effluent were not greater than 15 mg / L. The total phosphorus removal were 65 ± 15.5 , 68 ± 4.3 and $61 \pm 10.1\%$ corresponding to the stages 1, 2 and 3 with average concentrations in the effluent of 6 ± 2.4 , 6.9 ± 1.3 and 8.3 ± 1.6 mg / L, respectively. Concentrations of TSS in the effluent 21 ± 15 mg / L were obtained in the first stage and less than 10 mg / L in the following stages.

According to the statistical analysis used, it was showed that a significant difference by increasing the HRT in the anoxic stage of the experiment was obtained.

During the three stages of testing a better quality effluent was achieved compared to those reported in the literature for similar systems for organic matter and nutrients removal. According to the obtained results, it was determined that the best HRT under anoxic phase is one hour.

The system complies with the maximum permissible limits measured and indicated in the NOM-001-SEMARNAT-1996, except for total phosphorus in the areas of

protection for aquatic life and estuaries.

NOMENCLATURA

AGV	Ácidos grasos volátiles
BAF	Bacterias acumuladoras de fósforo
COV	Carga orgánica volumétrica
DQO _{BS}	Demanda bioquímica de oxígeno biodegradable soluble
DQO _D	Demanda bioquímica de oxígeno disuelta
DQO _{SOB}	Demanda bioquímica de oxígeno del sobrenadante
DQO _T	Demanda bioquímica de oxígeno total
EBF	Eliminación biológica de fósforo
EBPR	Enhanced biological phosphorus removal (por sus siglas en inglés)
LA	Lodos Activados
NAD	Nicotinamida adenina dinucleótido
NADH	Nicotinamida adenina dinucleótido hidrogenasa
NT	Nitrógeno total
OD	Oxígeno disuelto
ORP	Potencial de óxido reducción (por sus siglas en inglés)
PHB	Polihidroxitiratos
PT	Fósforo total
Q _{anóx}	Caudal que entra a la fase anóxica
Q _{inf}	Caudal en el influente
Q _{rec agua}	Caudal de recirculación de agua
Q _{rec lodos}	Caudal de recirculación de lodos
RAFA	Reactor anaerobio de flujo ascendente
RBN	Remoción biológica de nutrientes
SSTLM	Sólidos suspendidos totales en el licor mezclado
TD	Tasa de desnitrificación
TN	Tasa de nitrificación
TRH	Tiempo de retención hidráulico

1. INTRODUCCIÓN

El tratamiento de las aguas residuales constituye uno de los más graves problemas en la actualidad, debido a que las ciudades crecen rápidamente, sin que exista un aumento en infraestructura para el saneamiento de las aguas residuales (en número de plantas o en capacidad instalada). Por otro lado, la construcción de grandes instalaciones, el transporte a las grandes plantas, los gastos de operación y mantenimiento son muy altos en la mayoría de los casos. En consecuencia las aguas residuales se descargan, a los ríos, playas, barrancas u otros cuerpos de agua, generándose graves problemas contaminación.

Para el tratamiento del agua residual generada por una comunidad se pueden plantear dos alternativas: la primera es coleccionar toda el agua residual de la comunidad a través del alcantarillado para ser tratada en una sola planta, la segunda es instalar varias plantas situadas en diferentes puntos de la comunidad para tratar el agua residual que se genera en ese punto. La primera alternativa se llama sistema centralizado de tratamiento de agua residual (Wang *et al.*, 2008). La segunda alternativa se conoce como sistema descentralizado de tratamiento de agua residual (Anh *et al.*, 2002). Además del tamaño y la capacidad se requiere evaluar otros aspectos para poder seleccionar entre ambas opciones

En México, según cifras de la Comisión Nacional del Agua, para el 2007 se encontraban en operación 1710 plantas de tratamiento de agua residual municipal que trataban 79.3 m³/s, es decir, el 38.3% de los 207 m³/s recolectados en los sistemas de alcantarillado. El estado de Morelos tan solo cuenta con 27 plantas de tratamiento de agua residual doméstica, con una capacidad instalada de 1.6 m³/s, pero sólo tratan 1.06 m³/s (CONAGUA, 2008)

La mayoría de los municipios del estado no cuentan con una planta de tratamiento de aguas residuales que tenga la capacidad para sanear el 100% de las aguas

recolectadas en el sistema de alcantarillado, es por ello que algunos complejos habitacionales han comenzado a instalar pequeñas plantas que ayudan a reducir el contenido de materia orgánica; sin embargo, estas instalaciones no consideran la remoción de nutrientes.

En el vertido de aguas residuales tratadas el nitrógeno y el fósforo son de gran importancia. El nitrógeno y el fósforo son elementos esenciales para el crecimiento de microorganismos utilizados en el tratamiento de aguas residuales, por lo tanto, durante todos los tratamientos biológicos, se produce un cierto nivel de eliminación de nutrientes. La masa de células resultantes contiene alrededor del 12 por ciento de nitrógeno y de 2 por ciento de fósforo, en peso. Cuando un sistema de tratamiento está diseñado para eliminar cantidades de nutrientes superiores a las metabólicas, se llama remoción biológica de nutrientes (RBN). RBN se compone de dos procesos: remoción biológica de nitrógeno y remoción biológica mejorada de fósforo (EBPR, por sus siglas en inglés Enhanced Biological Phosphorus Removal) (Jeyanayagam, 2005).

La contaminación de un cuerpo de agua por un alto crecimiento orgánico, estimulado por nutrientes inorgánicos se conoce como eutroficación (Winkler, 2008). Se requiere la remoción de nutrientes antes de descargar el agua residual a cuerpos de agua para prevenir la eutroficación. Los efluentes que contienen estos nutrientes provocan el proceso de eutroficación de ríos, lagos y embalses, estimulando el crecimiento de algas y otras malezas acuáticas en cuerpos de agua poco profundos.

Además, la concentración elevada de nitrógeno en efluentes tratados puede producir otros efectos negativos como son la disminución de la concentración de oxígeno disuelto en las aguas receptoras, toxicidad para la vida acuática, efectos dañinos sobre la efectividad de la desinfección con cloro, riesgo para la salud pública, formación de cloraminas y disminución del potencial para reutilizar el agua residual tratada (Ye y Li, 2009).

Los procesos biológicos no asimilativos, como la nitrificación y la desnitrificación, han constituido la forma más efectiva, sostenible y económicamente factible de eliminación de nitrógeno de las aguas residuales (Halling-Sørensen y Jörgensen, 1993).

1.1 JUSTIFICACIÓN

En la actualidad, se enfrentan grandes y graves problemas ambientales en México, uno de los más importantes es la eutroficación de cuerpos de agua, que se favorece con el vertido de aguas residuales con altos contenidos de fósforo y nitrógeno. Para evitar o disminuir el proceso de eutroficación, es necesario realizar la eliminación de dichos nutrientes del agua residual.

Otro problema que se presenta frecuentemente, es que a pesar del desarrollo y avance tecnológico en materia de tratamiento de aguas residuales en el país, estos sistemas, en general, no llegan a las pequeñas comunidades, debido a los altos costos de la tecnología y la mano de obra calificada que se requiere para poder operarlos.

Con el presente trabajo se pretende desarrollar una alternativa, para la eliminación biológica de nutrientes del agua residual municipal que al mismo tiempo se trate de un tratamiento biológico, que no sea de alto costo, sencillo y fácil de operar.

En este trabajo se propone un sistema combinado para la eliminación de materia orgánica y nutrientes de aguas residuales municipales, que consta primero de una fase anóxica con biomasa adherida. En esta fase, las bacterias desnitrificantes emplean los NO_3^- y NO_2^- como receptores finales de electrones, que reducen el nitrógeno a su forma elemental y se elimina del sistema como gas N_2 . Se requiere determinar el TRH de esta fase, de tal manera que permita la desnitrificación, sin afectar la remoción de materia orgánica en la fase anaerobia.

El efluente pasa a la fase anaerobia, donde ocurre la fermentación de la materia orgánica soluble, y se producen los ácidos grasos volátiles. Las BAF asimilan los AGV y producen polihidroxiburatos a través de la liberación de ortofosfatos.

En la fase aerobia, los PHB se oxidan, y los ortofosfatos son capturados y retenidos en el interior de la célula como polifosfatos, por lo que la remoción del sistema se realiza mediante la purga de lodos. Además, también sucede la nitrificación, primero ocurre la oxidación de amoníaco a nitrito por acción de las *Nitrosomonas* y posteriormente, la oxidación de nitrito a nitrato a través de *Nitrobacter*.

Una de las ventajas, que ofrece esta configuración es tener menores TRH a los utilizados por Garzón-Zuñiga y González, 1996 (17.25 h), Sasaki *et al*, 1996 (20 h), Chang y Ouyang, 2001 (10 h), Sriwiriyarat *et al*, 2005 (13 h), Sheping *et al*, 2006 (9 h) y Goto *et al*, 2001 (9 h). Otra ventaja, resulta que el sistema incluye solo tres etapas y dos recirculaciones internas: de lodos del sedimentador a la etapa anaerobia y del efluente del sistema a la etapa anóxica.

1.2 OBJETIVOS

1.2.1 Objetivo General

Determinar la remoción de materia orgánica carbonosa y nutrientes, implementando un sistema biológico combinado de fases anóxica-anaerobia-aerobia.

1.2.2 Objetivos Particulares

Evaluar la remoción de materia orgánica y nutrientes del sistema al incrementar el TRH en la fase anóxica.

Establecer el tiempo de retención hidráulico para la fase anóxica del sistema.

Cumplir con los límites máximos permisibles para los parámetros: DBO₅, NT, PT y SST de la NOM-001-SEMARNAT-1996.

2. FUNDAMENTOS TEÓRICOS

2.1 REMOCIÓN DE MATERIA ORGÁNICA CARBONOSA

Los procesos biológicos son tratamientos basados en la actividad biológica de ciertos microorganismos, para realizar la depuración del agua residual. El tratamiento de aguas residuales se divide en dos: municipales e industriales.

Algunas características típicas de la composición de las aguas residuales domésticas se encuentran resumidas en la Tabla 2.1.

Tabla 2.1 Características de las aguas residuales domésticas

PARÁMETRO	UNIDADES	CONCENTRACIÓN		
		Baja	Media	Alta
DBO₅	mg/L	110	190	350
DQO	mg/L	250	430	800
N orgánico	mg/L	8	15	25
N - NH₄⁺	mg/L	12	25	45
P orgánico	mg/L	1	2	4
P inorgánico	mg/L	3	5	8
ST	mg/L	390	720	1230
SDT	mg/L	270	500	860
SST	mg/L	120	210	400
SSV	mg/L	95	160	315

Fuente: Metcalf & Eddy, 2003.

Los objetivos principales del tratamiento biológico del agua residual doméstica son: oxidar la materia orgánica disuelta, remover los sólidos suspendidos y eliminar nutrientes (si es necesario).

Las principales aplicaciones de los procesos biológicos, se muestran en la Tabla 2.2, son la remoción de materia orgánica, nitrificación, desnitrificación, remoción de fósforo, estabilización de desechos.

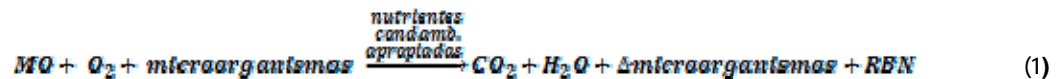
Tabla 2.2 Principales procesos de tratamiento biológico utilizados en aguas residuales

TIPO	NOMBRE COMÚN	USO
PROCESOS AEROBIOS		
Biomasa suspendida	Proceso de lodos activados	Disminución de la DBO ₅ , nitrificación
	Lagunas aireadas	Disminución de la DBO ₅ , nitrificación
	Digestión aerobia	Estabilización, disminución de la DBO
Biomasa adherida	Filtros percoladores	Disminución de la DBO ₅ , nitrificación
	Sistema de biodiscos	Disminución de la DBO ₅ , nitrificación
	Reactor de lecho empacado	Disminución de la DBO ₅ , nitrificación
Híbrido (suspendida y adherida)	Filtros percoladores/Lodos activados	Disminución de la DBO ₅ , nitrificación
	Humedales artificiales	Disminución de la DBO ₅ , nitrificación
PROCESOS ANÓXICOS		
Biomasa suspendida	Desnitrificación por crecimiento en suspensión	Desnitrificación
Biomasa adherida	Desnitrificación por biomasa adherida	Desnitrificación
PROCESOS ANAEROBIOS		
Biomasa Suspendida	Procesos de contacto anaerobio	Disminución de la DBO ₅
	Digestión anaerobia	Estabilización, disminución de la DBO ₅
Biomasa adherida	Lecho anaerobio fijo	Disminución de la DBO ₅ , estabilización de desechos, desnitrificación
Híbrido	Reactor anaerobio de flujo ascendente	Disminución de la DBO ₅ , especialmente de desechos muy concentrados
	RAFA/reactor de lecho fijo	Disminución de la DBO ₅
COMBINACIÓN DE PROCESOS AEROBIOS, ANÓXICOS Y ANAEROBIOS		
Biomasa suspendida	Procesos simples o de múltiples etapas, diferentes procesos propios	Disminución de la DBO ₅ , nitrificación, desnitrificación y remoción de fósforo
Híbrido	Procesos simples o de múltiples etapas	Disminución de la DBO ₅ , nitrificación, desnitrificación y remoción de fósforo
PROCESOS EN LAGUNAS		
Lagunas aerobias	Lagunas aerobias	Disminución de la DBO ₅
Lagunas de maduración (terciarias)	Lagunas de maduración (terciarias)	Disminución de la DBO ₅ , nitrificación
Lagunas facultativas	Lagunas facultativas	Disminución de la DBO ₅
Lagunas anaerobias	Lagunas anaerobias	Disminución de la DBO ₅ , estabilización de desechos.

Fuente: Metcalf & Eddy, 2003, modificada.

2.1.1 Tratamiento Aerobio

En los procesos biológicos, la materia orgánica carbonosa disuelta y particulada, es utilizada como alimento para los microorganismos. La materia orgánica se oxida a productos simples y nuevas células (biomasa) como se presenta en la ecuación (1).



Procesos con biomasa suspendida

Los sistemas aerobios de biomasa suspendida comprenden agregados de microorganismos que generalmente crecen en forma de flóculos y que se encuentran en contacto con el agua residual. Los flóculos son responsables de la remoción de materia contaminante y se conforman por un amplio rango de especies de microorganismos. La fuente de alimentación de todos estos microorganismos puede estar en forma soluble, o como materia particulada que es primeramente solubilizada por acción microbiológica (Horan, 2003).

Los sistemas aerobios aprovechan el oxígeno como el receptor final de electrones, y son capaces de llevar a cabo un gran número de reacciones importantes que utilizan diferentes donadores de electrones. De estas reacciones las principales son: oxidación de la materia orgánica, la cual reduce la DBO₅; oxidación de amonio a nitrato, la cual reduce la concentración de amonio; y la asimilación del fosfato con la síntesis de polifosfato, con lo que se reducen las concentraciones de fosfato en el efluente (Horan, 2003).

El proceso de lodos activados (LA) forma parte de los procesos biológicos de tratamiento de agua que se caracterizan por tener la biomasa en suspensión. El principio básico del proceso de LA consiste en que las aguas residuales se pongan en contacto con una población microbiana mixta, en forma de suspensión floculenta en un sistema aireado y agitado (Winkler, 2008).

La tecnología del proceso de LA ha evolucionado, e incluso ha sido adaptada a diferentes configuraciones y reactores, así también se han estudiado los principales factores que intervienen en el diseño y en la eficiencia del proceso como: la temperatura, oxígeno disuelto, carga orgánica, tiempos de residencia hidráulica y tiempo de residencia celular (Metcalf & Eddy, 2003).

Los procesos aerobios utilizan el oxígeno como receptor de electrones, en las reacciones, los microorganismos metabolizan los contaminantes orgánicos y utilizan la energía obtenida para el mantenimiento y replicación de nuevas células. La biomasa incrementa en proporción a la energía disponible del metabolismo de los contaminantes orgánicos. La biomasa debe concentrarse dentro del reactor para maximizar la remoción de los contaminantes orgánicos y aumentar la estabilidad del proceso.

Procesos con biomasa fija

Los sistemas de tratamiento biológico aerobio que hacen uso de los procesos con biopelículas, se han utilizado normalmente para la remoción de material orgánico del agua residual y para llevar a cabo la remoción biológica del nitrógeno que incluyen los procesos de nitrificación y desnitrificación. Dentro de este tipo de sistemas se tienen como ejemplos los filtros biológicos, los biodiscos, reactores de lecho empacado, reactores de lecho fijo, reactores de lecho fluidizado y sistemas híbridos, entre otros.

Los sistemas de biopelículas tienen ventajas sobre el resto de los sistemas que los hacen ser más reconocidos y por ello de mayor aplicación. Entre las principales ventajas se encuentran las siguientes:

- a) Altas tasas de conversión de sustrato debido a las altas concentraciones de microorganismos
- b) Menores volúmenes de los reactores
- c) Baja susceptibilidad a las sobrecargas (temperatura, inhibidores, etc)

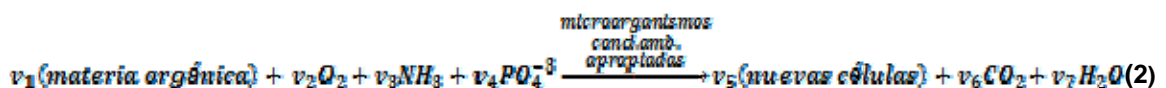
En un reactor de biomasa fija, la biopelícula está adherida físicamente en la superficie de un medio inerte. El medio proporciona un área superficial alta de

manera que la oxidación biológica de contaminantes y la transferencia de oxígeno dentro del reactor se lleva a cabo a las velocidades que el sistema biológico condicione.

El crecimiento de la biopelícula se debe a la ingestión de sustancias como materia orgánica, oxígeno, elementos traza, los cuales son requeridos por la actividad biológica a través de la fase líquida que es la fuente de contacto. Estas sustancias chocan con la biopelícula y viajan a través de ella, por difusión molecular son ingeridos y metabolizados. Si las sustancias orgánicas son coloidales entonces no se difundirán directamente dentro de la biopelícula y tendrán que ser hidrolizadas a moléculas más sencillas para poder ser difundidas y metabolizadas (Shigehisa y Takane, 1994)

2.1.1.1 Microbiología

La base de un sistema de tratamiento biológico son los microorganismos. La remoción de DBO₅ disuelta y particulada, la realizan un gran número heterogéneo de microorganismos, principalmente bacterias. El papel de los microorganismos, es oxidar la materia orgánica disuelta y particulada, en productos simples, y nuevas células (biomasa), como se puede apreciar en la ecuación (2):



Donde v_i es el coeficiente estequiométrico. El oxígeno, el amoníaco y el fosfato representan los requerimientos de nutrientes de los microorganismos, para realizar la conversión de materia orgánica a productos finales simples como dióxido de carbono y agua (Metcalf & Eddy, 2003)

2.1.1.2 Metabolismo

En la Figura 2.1, se presentan los tipos más comunes de metabolismo microbiano de bacterias aerobias.

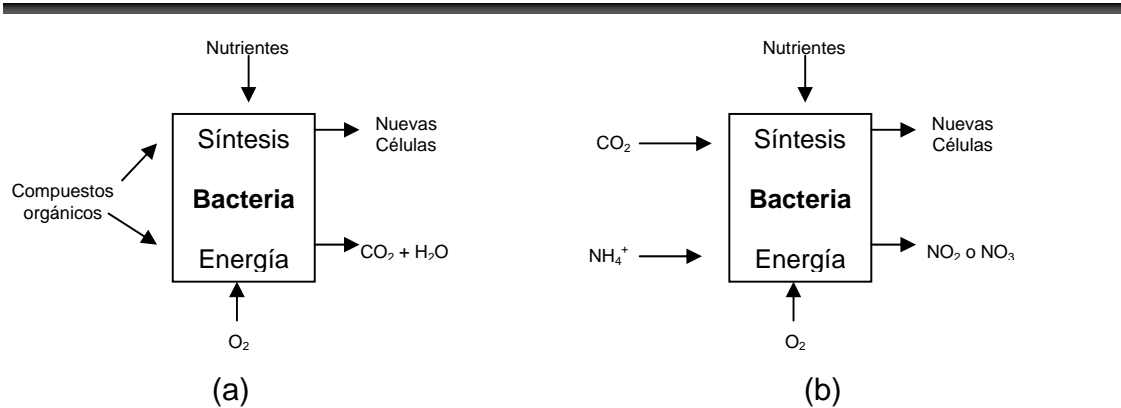


Figura 2.1 Metabolismo bacteriano aerobio (a) heterótrofo (b) autótrofo

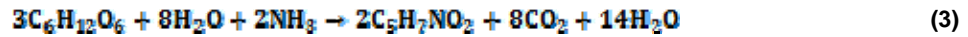
Los microorganismos necesitan de fuentes de energía, de carbono y nutrientes para llevar a cabo su metabolismo. El carbono y las fuentes de energía se denominan sustrato. Los microorganismos que utilizan los compuestos orgánicos para la producción de nueva biomasa se llaman heterótrofos, mientras que, los microorganismos que la producen a partir de dióxido de carbono se denominan autótrofos. La energía que se requiere para la síntesis celular se provee mediante la energía solar o a través de una reacción de oxidación.

Cuando el oxígeno es utilizado como receptor de electrones, se trata de una reacción aerobia, otras reacciones que involucran otros receptores de electrones se denominan anaerobias. El término anóxico se utiliza para distinguir la utilización de nitritos y nitratos como aceptores de electrones en condiciones anaerobias (Metcalf & Eddy, 2003).

2.1.1.3 Estequiometría

Para asegurar que los microorganismos crezcan, se debe permitir que permanezcan en el sistema el tiempo suficiente para su reproducción. El tiempo requerido depende de su tasa de crecimiento, la cual se relaciona directamente con la velocidad a la cual los microorganismos metabolizan la materia orgánica. Suponiendo que las condiciones ambientales se controlan adecuadamente, se puede asegurar la estabilización efectiva de los desechos al controlar la tasa de

crecimiento de los microorganismos. La materia orgánica se puede representar, por ejemplo como $C_6H_{12}O_6$ (glucosa) y las nuevas células se pueden representar como $C_5H_7NO_2$, de esta manera la reacción queda como en la ecuación (3).



Dado por la ecuación anterior, la producción de nuevas células, se divide entre el sustrato utilizado (glucosa en este caso). El rendimiento basado en la glucosa consumida puede obtenerse como se aprecia en la ecuación (4).

$$Y = \frac{\Delta(C_5H_7NO_2)}{\Delta(C_6H_{12}O_6)} = \frac{2 (113 \text{ g/mol})}{3 (180 \text{ g/mol})} = 0.42 \frac{\text{g células}}{\text{g de glucosa utilizado}} \quad (4)$$

De manera práctica, para representar la materia orgánica y las nuevas células se utiliza la DQO y los sólidos suspendidos volátiles (SSV), respectivamente. La DQO de la glucosa puede ser determinada con una reacción equilibrada estequiométrica para la oxidación de la glucosa en dióxido de carbono como se representa en la ecuación (5).



La DQO de la glucosa es la que se muestra en la ecuación (6).

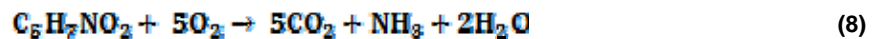
$$DQO = \frac{\Delta(O_2)}{\Delta(C_6H_{12}O_6)} = \frac{6 (32 \text{ g/mol})}{(180 \text{ g/mol})} = 1.07 \frac{\text{g } O_2}{\text{g de glucosa}} \quad (6)$$

El rendimiento teórico expresado en términos de DQO, lo representa la porción de sustrato convertido a nuevas células como se muestra en la ecuación (7).

$$= \frac{\Delta(C_5H_7NO_2)}{\Delta(C_6H_{12}O_6 \text{ como DQO})} = \frac{2 (113 \text{ g/mol})}{3 (180 \text{ g/mol}) (1.07 \frac{\text{g DQO}}{\text{g glucosa}})} = 0.39 \frac{\text{g células}}{\text{g de DQO utilizada}} \quad (7)$$

Cabe mencionar, que el rendimiento real observado en un proceso de tratamiento biológico será menor que el valor obtenido anteriormente, porque una parte del sustrato incorporado en la masa celular se oxida con el tiempo por las bacterias para obtener energía para el mantenimiento de células.

La cantidad de oxígeno utilizado se explica considerando: el oxígeno utilizado para la oxidación del sustrato a CO_2 , y H_2O , la DQO de la biomasa, la DQO de cualquier sustrato no degradado. Basado en la fórmula $\text{C}_5\text{H}_7\text{NO}_2$, el oxígeno equivalente de la biomasa (normalmente medido como SSV) es aproximadamente el que se muestra en la ecuación (8).



Por lo que se puede representar como se muestra en la ecuación (9).

$$\text{DQO} = \frac{\Delta\text{O}_2}{\Delta(\text{C}_5\text{H}_7\text{NO}_2)} = \frac{5 \left(\frac{32\text{g}}{\text{mol}} \right)}{113 \frac{\text{g}}{\text{mol}}} = 1.42 \text{ gO}_2/\text{g células} \quad (9)$$

Basado en la relación anterior, el consumo de oxígeno por unidad de DQO utilizada para la reacción, se puede determinar por un balance de masa como se indica en la ecuación (10).

$$\text{DQO}_{\text{utilizada}} = \text{DQO}_{\text{células}} + \text{DQO}_{\text{del sustrato oxidado}} \quad (10)$$

La $\text{DQO}_{\text{del sustrato oxidado}}$ es igual al consumo de oxígeno, como se presenta en la ecuación (11).

$$\text{Oxígeno consumido} = \text{DQO}_{\text{utilizada}} - \text{DQO}_{\text{células}} = \left(\frac{1.07\text{gO}_2}{\text{g glucosa}} \right) \left(3 \text{ moles} * \frac{180\text{g glucosa}}{\text{mol}} \right) - \left(\frac{1.42\text{gO}_2}{\text{g células}} \right) \left(2 \text{ moles} * \frac{113\text{g células}}{\text{mol}} \right) = 577.8 \text{ g O}_2 - 320.9\text{gO}_2 = 256.9 \text{ gO}_2 \quad (11)$$

El oxígeno consumido por unidad de DQO utilizada es el que se muestra en la ecuación (12).

$$\frac{\text{Oxígeno consumido}}{\text{glucosa como DQO}} = \frac{256.9\text{g O}_2}{3 \text{ moles} \left(\frac{1.07\text{g O}_2}{\text{g glucosa}} \right) \left(\frac{180\text{g glucosa}}{\text{mol}} \right)} = 0.44 \frac{\text{g O}_2}{\text{g}} \text{ DQO utilizada} \quad (12)$$

2.1.1.4 Cinética

El rendimiento de los procesos biológicos utilizados para el tratamiento de aguas residuales depende de la dinámica de utilización de sustrato y del crecimiento microbiano. El diseño y operación de estos sistemas requiere que se comprendan las reacciones biológicas que ocurren y entender los principios básicos que rigen el crecimiento de microorganismos.

Tasa de utilización de sustrato

El objetivo en los tratamientos biológicos de tratamiento de agua residual es, en la mayoría de los casos, agotar el donador de electrones (por ejemplo, compuestos orgánicos en la oxidación aerobia). Para las bacterias heterotróficas, los donadores de electrones son las sustancias orgánicas que pueden ser degradadas; para las bacterias autotróficas nitrificantes es el amoníaco, el nitrito u otro compuesto inorgánico reducido. La tasa de utilización de sustrato en los sistemas biológicos puede modelarse con la siguiente expresión para los sustratos solubles. Porque la masa del sustrato disminuye con el tiempo debido a la utilización del sustrato como se indica en la ecuación (13)

$$r_{su} = \frac{kXS}{K_s + S} \quad (13)$$

donde:

r_{su} = tasa de cambio de concentración de sustrato debido a la utilización, g/m³ d

k = tasa máxima específica de consumo de sustrato, g de sustrato/(g microorganismos por día)

X = concentración de biomasa (microorganismos), g/m³

S = concentración en la solución del sustrato limitante del crecimiento, g/m³

K_s = constante de velocidad media, concentración del sustrato para la cual se alcanza la mitad de la velocidad máxima de crecimiento, g/m³

La máxima tasa de utilización de sustrato ocurre a altas concentraciones de sustrato. Cuando el sustrato se está utilizando a la tasa máxima, las bacterias también están creciendo a su tasa máxima (μ_m) ver la ecuación (14). La tasa máxima de crecimiento específico de las bacterias está relacionada con la tasa

máxima específica de consumo de sustrato por el coeficiente de rendimiento Y como se indica en la ecuación (15).

$$\mu_m = kY \quad (14)$$

y

$$k = \frac{\mu_m}{Y} \quad (15)$$

donde:

μ_m = tasa máxima específica de crecimiento microbiano, g nuevas células/(g células por día)

k = tasa máxima específica de utilización de sustrato, g/(g·d)

Y = coeficiente real de rendimiento, g/g

Utilizando la definición de tasa máxima específica de utilización de sustrato, la tasa de utilización de sustrato es la que se muestra en la ecuación (16).

$$r_{su} = - \frac{\mu_m X S}{Y(K_s + S)} \quad (16)$$

Los valores de los coeficientes (k , K_s , Y y del coeficiente de decaimiento k_d), utilizados para predecir la tasas de utilización de sustrato y crecimiento de biomasa varían en función de la fuente de agua residual, población microbiana y temperatura. Los valores de los coeficientes cinéticos son determinados experimentalmente. Para aguas residuales municipales los valores de los coeficientes representan el efecto neto de la cinética microbiana de degradación simultánea de una gran variedad de componentes de aguas residuales. Los valores típicos de los coeficientes cinéticos se muestran en la Tabla 2.3, para oxidación aerobia de materia orgánica en aguas residuales municipales.

Tabla 2.3 Coeficientes cinéticos típicos en el proceso de LA para la remoción de materia orgánica de aguas residuales municipales

COEFICIENTE	UNIDADES	VALOR	
		Rango	Típico
k	g DQO _{BS} /g SSV·d	2-10	5
K_S	mg/L DBO	25-100	60
	mg/L DQO _{BS}	10-60	40
γ	mg SSV/L DBO	0.4-0.8	0.6
	mg SSV/L DQO _{BS}	0.3-0.6	0.4
K_d	g SSV/g SSV·d	0.06-0.15	0.10

Fuente: Metcalf & Eddy, 2003.

2.1.2 Tratamiento Anaerobio

Los procesos de oxidación y fermentación anaerobia se usan principalmente en el tratamiento de lodos residuales y descargas con alta carga contaminante. Los procesos de fermentación anaerobia se distinguen por su bajo rendimiento de biomasa y porque se puede obtener energía de la conversión de los sustratos orgánicos (Metcalf & Eddy, 2003).

Para el tratamiento de efluentes con alta carga contaminante de materia orgánica se ha demostrado que el tratamiento anaerobio provee una alternativa efectiva en términos de costos, ya que en comparación con los procesos aerobios puede ahorrarse energía, disminuir la generación de lodos y reducir el volumen del reactor. Debido a que la calidad del efluente de los reactores anaerobios no es muy buena, comúnmente se usan como un pretratamiento antes de descargar a un sistema de colección municipal o es seguido por un proceso aerobio (Metcalf & Eddy, 2003).

2.1.2.1 Microbiología

Se han identificado grupos de microorganismos, que llevan a cabo una función específica en el proceso en general. Tales organismos efectúan una degradación completa de la materia orgánica a través de una serie de procesos metabólicos. En general se conocen tres grupos principales de microorganismos (Horan, 2003).

El primer grupo se compone de bacterias hidrolíticas, este grupo es el primero en intervenir en el proceso de mineralización de la materia orgánica. Se encargan de degradar lípidos, proteínas, carbohidratos y materia orgánica particulada a componentes solubles sencillos tales como ácidos grasos de cadena corta, glicerol, péptidos, aminoácidos, oligosacáridos y carbohidratos simples.

Al segundo grupo se le conoce como bacterias formadoras de ácido y está formado por bacterias acidógenas y bacterias acetógenas. Ambos grupos convierten los productos de las bacterias hidrolíticas a sustratos clave de la metanogénesis, particularmente acetato, hidrógeno, dióxido de carbono, y productos intermediarios tales como formiato, propionato, butirato, valerato, etc.

El proceso se completa con el tercer grupo bacteriano, las metanógenas, las cuales consumen los productos del grupo anterior y los convierten en los productos finales del proceso, metano y dióxido de carbono. Las metanógenas abarcan dos grupos de bacterias formadoras de metano que difieren fisiológicamente entre sí, bacterias metanógenas acetoclásticas y bacterias metanógenas hidrogenófilas.

Otros organismos que pueden estar presentes en los procesos anaerobios son las bacterias sulfato reductoras, las cuales pueden ser un problema cuando las aguas residuales contienen cantidades significativas de sulfatos. Estos organismos pueden reducir el sulfato a sulfuros de hidrógeno, el cual puede ser tóxico para las

bacterias metanógenas cuando se encuentra en concentraciones altas (Horan, 2003).

2.1.2.2 Metabolismo

Los procesos metabólicos que intervienen en la degradación anaerobia, son de manera general, tres: hidrólisis, fermentación y metanogénesis. El esquema de la degradación anaerobia de un compuesto orgánico complejo se muestra en la Figura 2.2.

Hidrólisis

La hidrólisis es el primer paso esencial en la degradación anaerobia de polímeros complejos (Horan, 2003). Este paso es muy importante, debido a que la materia orgánica polimérica no puede ser utilizada por los microorganismos a menos que se transforme a compuestos solubles los cuales pueden atravesar la membrana celular.

Fermentación

Los monómeros producidos por las bacterias hidrolíticas durante la primera etapa del proceso de digestión se fermentan produciendo varios productos intermediarios, particularmente acetato, propionato, butirato e hidrógeno. Cada ácido contiene un grupo carboxilo, el cual fue introducido a su estructura durante la fermentación y por lo tanto, los microorganismos responsables de su formación se denominan bacterias formadoras de ácido. Este grupo se conforma por las acidógenas y acetógenas (Horan, 2003).

Las bacterias acidógenas se encargan de metabolizar aminoácidos y azúcares a productos intermediarios, acetato, hidrógeno y dióxido de carbono. Por otro lado, las bacterias acetógenas tienen como objetivo principal la producción de acetato, dióxido de carbono e hidrógeno, ya que éstos son los únicos sustratos que pueden

metabolizar las bacterias metanógenas en la etapa final de la degradación anaerobia.

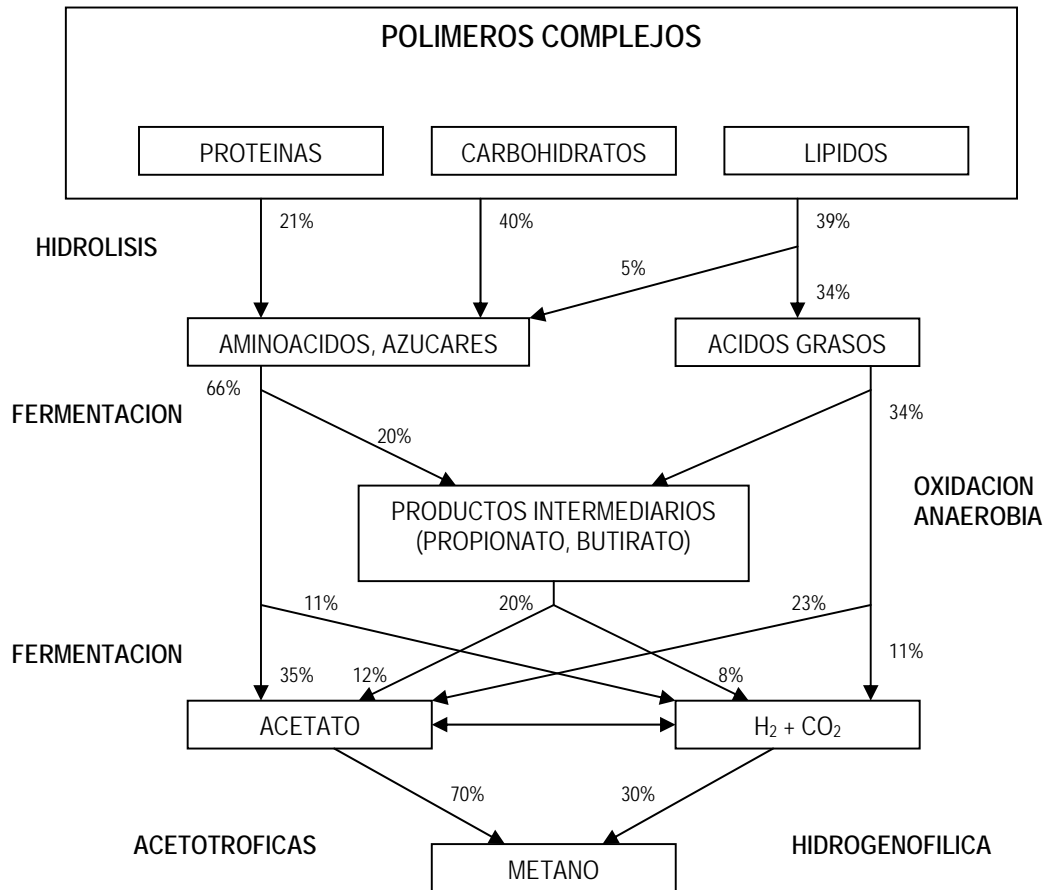


Figura 2.2 Esquema de degradación anaerobia de materia orgánica compleja

Fuente: Speece, R, 1996

Así, con las reacciones de fermentación y oxidación anaerobia que se llevan en estas etapas, es como los productos finales, dióxido de carbono, hidrógeno y acetato, se convierten en los precursores de la formación del metano (Metcalf & Eddy, 2003).

Metanogénesis

La metanogénesis se considera la etapa más lenta del proceso de digestión anaerobia y la realizan un grupo de organismos conocidos como metanógenas. Son los organismos clave en la producción de metano, sin ellos la degradación completa de la materia orgánica no se llevaría a cabo (Horan, 2003).

En la producción de metano están involucrados dos grupos de bacterias metanógenas diferenciadas por la especificidad de su sustrato. Un grupo, conocido como metanógenas acetoclásticas, reducen el acetato a metano y dióxido de carbono. El segundo grupo, llamado metanógenas hidrogenófilas, utilizan el hidrógeno como donador de electrones y CO_2 como receptor de electrones para producir el metano (Metcalf & Eddy, 2003).

2.1.2.3 Cinética

La cinética de crecimiento biológico se basa en dos principios fundamentales, la tasa de crecimiento y la tasa de consumo de sustrato. Como se describió previamente, la digestión anaerobia de compuestos orgánicos complejos es un proceso multietapa. En la Tabla 2.4 se presentan varios modelos cinéticos empleados en estudios de digestión anaerobia.

Haciendo uso de relaciones cinéticas fundamentales y balances de masa para la biomasa y el sustrato limitante, se han desarrollado ecuaciones explícitas para varios tipos de configuraciones de reactores. En la digestión anaerobia, el paso limitante está relacionado a la naturaleza del sustrato (particulado o soluble), la configuración del proceso, temperatura, pH y la tasa de carga.

Tabla 2.4 Modelos Cinéticos utilizados en Tratamiento Anaerobio

MODELO	ECUACIONES		
	Velocidad Específica de Crecimiento	Consumo de Sustrato	Concentración S en el efluente
Primer Orden	$\mu = \frac{kS}{S_0 - S} - b$	$-\frac{dS}{dt} = kS$	$S = -\frac{S_0}{1 + k\theta_c}$
Grau et al.	$\mu = \frac{\rho S}{S} - b$	$-\frac{dS}{dt} = \frac{\rho XS}{YS_0}$	$S = -\frac{S_0}{1 + k\theta_c}$
Monod	$\mu = \frac{\rho S}{K_s + S} - b$	$-\frac{dS}{dt} = \frac{\rho XS}{Y(K_s + S)}$	$S = -\frac{K_s(1 + b\theta_c)}{\theta_c(\rho - b) - 1}$
Contois	$\mu = \frac{u_m S}{BX + S} - b$	$-\frac{dS}{dt} = \frac{u_m XS}{Y(BX + S)}$	$S = -\frac{BYS_0(1 + b\theta_c)}{BY(1 + b\theta_c) + \theta_c(u_m - b) - 1}$
Chen y Hashimoto	$\mu = \frac{\rho S}{KS_0 + (1 - K)S} - b$	$-\frac{dS}{dt} = \frac{\rho XS}{KX + YS}$	$S = -\frac{KS_0(1 + b\theta_c)}{(K - 1)(1 - b\theta_c) + \rho\theta_c}$
Donde S_0 y S son la concentración de sustrato en el influente y efluente; k es la máxima tasa específica de utilización de sustrato; K_s , constante de saturación media; X , la concentración de microorganismos; θ_c , el tiempo de retención celular; Y , coeficiente de rendimiento; b , la tasa de decaimiento.			
Fuente: Pavlostathis y Giraldo-Gómez, 1991			

Debido al gradiente relativamente bajo de energía libre en las reacciones anaerobias, los coeficientes de rendimiento son considerablemente menores que aquellos correspondientes a la oxidación aerobia. Los coeficientes típicos de rendimiento y decaimiento para las reacciones de fermentación y metanógenas son $Y = 0.10$ y 0.04 g SSV/g DQO_{removida} y $k_d = 0.04$ y 0.02 g SSV/g SSV·d, respectivamente.

2.2 REMOCIÓN DE NITRÓGENO

El nitrógeno puede existir en siete estados de oxidación, como se muestra en la Tabla 2.5. Sólo el amoníaco, nitrógeno gas, nitritos y nitratos son considerados la principal fuente de nitrógeno para la mayoría de los microorganismos en la tierra y en el agua. Los microorganismos utilizan dichos compuestos, para la producción de aminoácidos, síntesis de proteínas, crecimiento de células y transferencia de

energía. Los compuestos de nitrógeno son transformados y cambiados a otros estados de oxidación, mediante diferentes procesos microbiológicos.

Tabla 2.5 Estados de oxidación en los que el nitrógeno puede estar presente

COMPUESTO	FÓRMULA	VALENCIA
Amoniaco/Amonio	$N-NH_3/N - NH_4^+$	-3
Gas nitrógeno	N_2	0
Óxido nitroso	N_2O	+1
Óxido nítrico	NO	+2
Nitrito	$N - NO_2^-$	+3
Dióxido de nitrógeno	NO_2	+4
Nitrato	$N - NO_3^-$	+5

Fuente: Reddy, 1998.

Las aguas residuales crudas, típicamente contienen nitrógeno orgánico y amonio. El amonio constituye aproximadamente el 60% del nitrógeno total en el agua residual cruda. El nitrógeno orgánico viene de las proteínas, aminas, ácidos nucleicos, péptidos, aminoácidos y otros constituyentes celulares que se encuentran en la materia fecal. El nitrógeno orgánico presente en el agua residual cruda, puede transformarse a amonio a través de la descomposición bacteriana del material proteico y la hidrólisis de la urea. Debido a que el nitrógeno constituye del 12 al 13% de la masa celular seca, una fracción del nitrógeno amoniacal se asimilará para crear nuevas células. Parte del amonio usado para síntesis celular regresará al agua a través de la lisis y la autooxidación (si estas llegaran a ocurrir).

Bajo ciertas condiciones, el nitrógeno puede oxidarse a nitritos, posteriormente a nitratos; y finalmente los nitratos pueden reducirse mediante la desnitrificación a nitrógeno gas.

Para remover completamente el nitrógeno de un sistema existen cinco procesos:

- a) Conversión de nitrógeno a nitrógeno gas, N_2 (g), el cual escapa a la atmósfera. Este es logrado en un sistema de tratamiento biológico a través de la nitrificación, seguido de la desnitrificación.

- b) Absorción biológica de nitrógeno para crecimiento de la biomasa.
- c) Desorción de amoníaco NH_3 (g) del agua, que puede conseguirse con un pH alto, (torre de desorción).
- d) Intercambio iónico para intercambiar NH_4^+ o NO_3^- , utilizando una resina de intercambio catiónica o aniónica, respectivamente.
- e) Procesos que pueden remover todos los contaminantes del agua, tales como las membranas de ósmosis inversa, pueden ser utilizadas para remover nitrógeno.

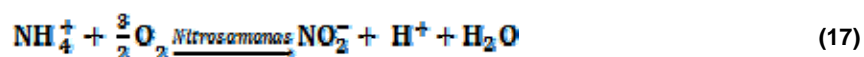
2.2.1 Nitrificación

La remoción biológica de nitrógeno se lleva a cabo a través de una serie de reacciones bioquímicas, que transforman el nitrógeno de una a otra forma. Los pasos son los siguientes:

La nitrificación es un proceso aerobio realizado por microorganismos pertenecientes a la familia *Nitrobacteriaceae*. El proceso respiratorio nitrificante se realiza en dos etapas: 1) oxidación de amonio a nitrito y 2) oxidación de nitrito a nitrato. En cada una de ellas participan microorganismos de géneros diferentes, es decir, no se han identificado microorganismos que puedan convertir directamente el amonio a nitrato (Cervantes-Carrillo *et al.*, 2000).

2.2.1.1 Estequiometría

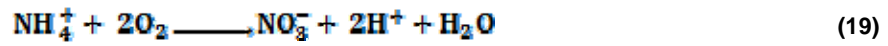
La reacción por la oxidación de NH_4^+ por acción de *Nitrosomonas* puede escribirse como se muestra en la ecuación (17).



El nitrito que se produce, se oxida por acción de *Nitrobacter* como se muestra en la ecuación (18).

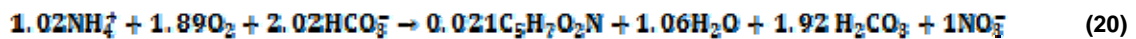


La reacción completa queda como se presenta en la ecuación (19).



Considerando la reacción completa, se requieren 2 moles de oxígeno para oxidar 1 mol de amonio a nitrato. Este es equivalente al consumo de 4.57g de oxígeno por gramo de $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ oxidado.

La ecuación (19) se puede alterar cuando se considera la biosíntesis, porque algún amoniaco o bicarbonato puede ser incluido dentro de la masa celular. El oxígeno se obtiene de la fijación de dióxido de carbono y nitrógeno dentro de la biomasa. La reacción global con biosíntesis puede variar dependiendo del rendimiento de la masa bacteriana. Una reacción total que se basa en el rendimiento representativo de 0.17g de bacterias nitrificantes oxidantes de amonio, la reacción a la conversión a nitratos está dada por la ecuación (20).



El oxígeno requerido y el consumo de alcalinidad varían con respecto a la estequiometría dada, cuando la biosíntesis es considerada debido al bajo rendimiento de la masa bacteriana en la reacción. El oxígeno requerido disminuye a 4.3g O_2 /g $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ oxidado, mientras que el consumo de alcalinidad aumenta a 7.2 g como CaCO_3 por gramo de $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ oxidado (Reddy, 1998).

2.2.1.2 Cinética

Se puede utilizar la ecuación (21) para calcular la tasa específica de crecimiento de las bacterias nitrificantes, μ_N , tomando en cuenta ciertas relaciones descritas en la Tabla 2.6.

$$\mu_N = \mu_{N\text{máx}} \left(\frac{N}{K_N + N} \right) \left(\frac{OD}{K_{OD} + OD} \right) (e^{0.098(T-15)}) [1 - 0.833(7.2 - pH)] \quad (21)$$

donde:

μ_N = tasa específica de crecimiento de bacterias nitrificantes, g de nuevas células/g de células·d

$\mu_{Nm\acute{a}x}$ = tasa máxima de crecimiento de bacterias nitrificantes, g de nuevas células/g de células·d

N = Concentración de nitrógeno, g/m³

K_N = Constante de velocidad media de consumo de sustrato, g/m³

K_{O_2} = Coeficiente de saturación media para OD, g/m³

Tabla 2.6 Efectos de las variables operacionales y ambientales en el proceso de nitrificación por crecimiento en suspensión

FACTOR	EFEECTO
Concentración de nitrógeno	Se ha observado que la concentración de amonio y nitritos afecta la $\mu_{Nm\acute{a}x}$. Dado que la tasa de crecimiento de <i>Nitrobacter</i> es considerablemente mayor que la de <i>Nitrosomonas</i> , la velocidad de nitrificación se modela generalmente utilizando la conversión de amonio a nitritos como el paso limitante: $\mu_N = \mu_{Nm\acute{a}x} \left(\frac{N}{K_N + N} \right)$ Se utiliza $\mu_{Nm\acute{a}x} = 0.45 \text{ d}^{-1}$ a 15°C
DBO ₅ /NTK	La fracción de organismos nitrificantes presentes en el licor mezclado de un proceso de oxidación de carbono y nitrificación en una etapa se relaciona con la proporción DBO ₅ /NTK. La fracción de organismos nitrificantes se puede calcular con la siguiente ecuación: $f_N = \frac{0.16(NH_3 \text{ removida})}{0.6(DBO_5 \text{ removida}) + 0.16(NH_3 \text{ removida})}$
Concentración de oxígeno disuelto (OD)	El nivel de OD afecta la velocidad de crecimiento específico máximo de los organismos nitrificantes. El efecto se ha modelado con la siguiente reacción: $\mu_N = \mu_{Nm\acute{a}x} \left(\frac{OD}{K_{O_2} + OD} \right)$ Se puede utilizar un valor de 1.3 mg/l para K_{O_2}
Temperatura	Tiene un efecto significativo sobre las constantes de la tasa de nitrificación. La tasa global de nitrificación disminuye cuando la temperatura disminuye, y se explica por las relaciones: $\mu_N = \mu_{Nm\acute{a}x} (e^{0.098(T-15)})$ $K_N = 10^{0.051T-1.158}$
pH	$\mu_N = \mu_{Nm\acute{a}x} [1 - 0.833(7.2 - pH)]$ La tasa máxima de nitrificación ocurre entre valores de pH de alrededor de 6.2 y 9. Para los sistemas combinados de oxidación de carbono y nitrificación, el efecto del pH se explica en la relación anterior.

Fuente: Crites y Tchobanoglous, 2000.

2.2.1.3 Factores que afectan la nitrificación

a) Alcalinidad

La alcalinidad se destruye por la oxidación de amonio a nitrato, se consumen 7.14g de alcalinidad como CaCO_3 por gramo de $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ oxidado (Reddy, 1998).

b) Temperatura

La temperatura óptima para la nitrificación se encuentra entre 30 y 36°C, con posible actividad entre 4 y 50 °C. (Reddy, 1998).

c) Potencial hidrógeno (pH)

La bacteria *Nitrobacter* se inhibe con valores de pH superiores a 9.5 en presencia de amoníaco, mientras que las *Nitrosomonas* se encuentran activas en condiciones alcalinas y se inhabilitan a valores de pH menores a 6. Con valores de pH entre 7.8 y 8.9 se obtiene la mayor eficiencia de desnitrificación (DeBarbadillo, 1995).

d) Oxígeno disuelto (OD)

Varios autores reportan valores de concentración de oxígeno, que van de 0.25 a 2 mg/L para realizar el proceso de nitrificación.

e) Potencial de óxido reducción (ORP, por sus siglas en inglés)

El potencial redox es un parámetro de control muy utilizado en los sistemas de tratamiento de aguas como una medida de carácter oxidante o reductor del mismo. El oxígeno molecular tiene un potencial oxidante grande y es uno de los elementos que mayormente contribuyen en la variación de este parámetro; se puede decir indirectamente que a mayor concentración de O_2 , mayor es el potencial de óxido reducción (Guido, 2006).

Los ambientes en equilibrio con el oxígeno atmosférico poseen un ORP de alrededor de +800 mV. La actividad heterotrófica mantiene el potencial redox de las aguas naturales aerobias entre 400 y 500 mV, valor inferior al que cabría esperar para un agua en completo equilibrio con la atmósfera (Atlas y Bartha,

2002). De acuerdo con Spagni *et al.* Para una etapa óxica el ORP es superior a +100 mV. Lecturas entre + 50 y +300 mV indican condiciones aerobias con oxígeno y nitratos como receptores de electrones (Correa y Sierra, 2004).

f) Toxicidad

Las bacterias autótrofas nitrificantes son particularmente sensibles a ciertos metales pesados y químicos orgánicos sintéticos (Metcalf & Eddy, 2003).

2.2.2 Desnitrificación

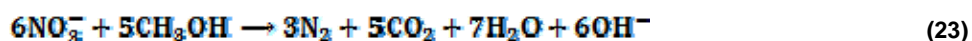
Después de que el amonio se ha oxidado a nitrato, este puede ser reducido a N₂ mediante la desnitrificación biológica como se indica en la ecuación (22), que es un proceso respiratorio anaerobio heterotrófico del tipo anóxico donde la reducción del nitrato hasta N₂ sigue una serie de pasos que involucran la actividad de enzimas diferentes (Cervantes-Carrillo *et al.*, 2000).



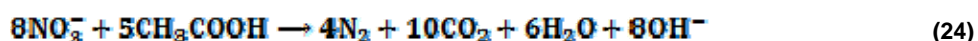
2.2.2.1 Estequiometría

Las ecuaciones estequiométricas para la desnitrificación dependen del sustrato de carbono y la fuente de nitrógeno. Las reacciones utilizando metanol, ácido acético, metano y agua residual como fuente de carbono y nitrato como receptor final de electrones se presentan en las ecuaciones (23), (24), (25) y (26), respectivamente.

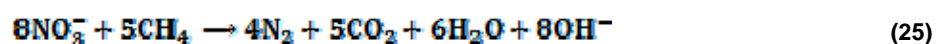
Metanol



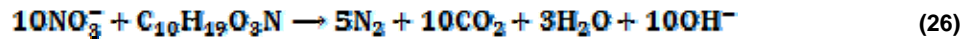
Acetato



Metano



Agua residual

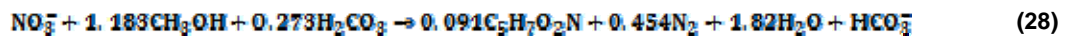


El ión OH^- formado durante la desnitrificación, puede reaccionar con dióxido de carbono en el agua para formar ión bicarbonato como se indica en la ecuación (27).



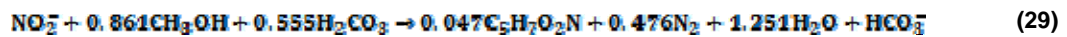
Como en el caso de la nitrificación, cuando se considera la biosíntesis, la estequiometría cambia. El resultado general es un aumento en el sustrato de carbono requerido por unidad de masa de nitrato reducido. Utilizando metanol como sustrato la estequiometria se presenta de la siguiente manera:

Para remoción de nitratos se presenta en la ecuación (28).

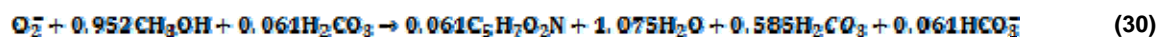


Cada miligramo de nitrógeno convertido a partir de nitratos, utiliza 2.7 mg de CH_3OH , se producen 0.74 mg de nuevas células y 3.57 mg de alcalinidad, expresada como CaCO_3 .

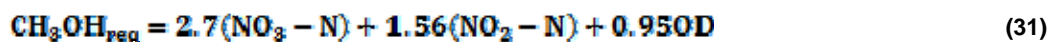
Para la remoción de nitritos se muestra en la ecuación (29).



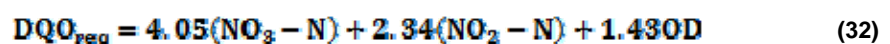
Y para la remoción de oxígeno se presenta en la ecuación (30).



Considerando las reacciones anteriores, el requerimiento de metanol total se da por la ecuación (31).



Dado que la equivalencia con la DQO es aproximadamente 1.5 mg DQO/mg ecuación (31) se puede reescribir en términos de DQO como se indica en la ecuación (32).



2.2.2.2 Cinética

La tasa de desnitrificación varía en función del tipo y concentración de compuestos de carbono utilizado como sustrato. La disponibilidad de las sustancias solubles fácilmente biodegradables, da como resultado mayores tasas de desnitrificación (Metcalf & Eddy, 2003). Varios investigadores han desarrollado algunos modelos matemáticos, para predecir las tasas de desnitrificación. La cinética de desnitrificación se puede representar por el modelo de Monod, teniendo en cuenta ambos sustratos como se observa

$$\mu = \mu_{m\acute{a}x} \left(\frac{S}{K_S + S} \right) \left(\frac{N}{K_N + N} \right) \quad \text{Ecuación 33}$$

donde S y N son, las concentraciones de los sustratos orgánicos y nitrogenados, respectivamente; y K_S y K_N sus respectivas constantes de saturación. La constante de saturación del nitrato es muy baja ($0.1 \text{ g N} - \text{NO}_3^-/\text{L}$), por lo que la desnitrificación se considera independiente de la concentración de nitrato (Cervantes-Carrillo *et al*, 2000).

La velocidad de desnitrificación está asociada con el crecimiento microbiano y puede quedar descrita por la ecuación (34).

$$\frac{dS}{dt} = \left[\frac{\mu_{m\acute{a}x}}{Y_d} \right] \left[\frac{S}{K_d + S} \right] [X_d] \quad (34)$$

Donde X_d es la biomasa desnitrificante y Y_d , el rendimiento ($\text{g biomasa/g NO}_3^-$). Por lo que será importante considerar la concentración de sustrato asimilable y soluble al ajustar la relación C/N para que el proceso de desnitrificación sea eficiente.

2.2.2.3 Factores que afectan la desnitrificación

Existen factores que afectan la desnitrificación:

a) Temperatura

La desnitrificación depende también de la temperatura y puede llevarse a cabo de manera favorable, en un intervalo de 5 a 25°C (Reddy, 1998).

b) Potencial hidrógeno (pH)

El intervalo de pH más adecuado para que se efectúe la desnitrificación está comprendido entre 6.5 y 8. En condiciones ácidas, pH de 5, se acumula N_2O , que es sumamente tóxico para las bacterias, en procesos de flujo continuo (Cervantes-Carrillo *et al*, 2000).

c) Oxígeno molecular

El proceso requiere estar bajo condiciones anóxicas; es decir, en presencia de oxígeno combinado (nitratos y nitritos) y en ausencia de oxígeno disuelto libre (Jeyanayagam, 2005).

d) Potencial de óxido reducción (ORP)

El proceso de desnitrificación ocurre cuando el valor del potencial redox está en un intervalo de 0 a - 300 mV (Ha y Ong, 2007; Thörn y Sörensson, 1996).

2.3 REMOCIÓN DE FÓSFORO

El fósforo es un nutriente esencial para el crecimiento biológico. Los sistemas convencionales de tratamiento biológico logran la eliminación de fósforo utilizando el fósforo para la síntesis de la biomasa durante la remoción de la DBO_5 . El fósforo es un elemento sumamente importante en los microorganismos para transferir energía y para algunos componentes celulares como fosfolípidos, nucleótidos y ácidos nucleicos. En condiciones normales los microorganismos contienen de 1.5 a 2.5% de fósforo en peso seco.

A diferencia del nitrógeno, el fósforo solo existe en ambientes acuáticos con valencia de +5. El ácido fosfórico es fácilmente ionizado a fosfatos inorgánicos tal como los ortofosfatos, los cuales se encuentran fácilmente disponibles para el metabolismo biológico. Las bacterias y otros microorganismos utilizan los ortofosfatos para formar fosfatos orgánicos. Los fosfatos orgánicos se encuentran

en ácidos nucleicos, fosfolípidos, trifosfato de adenosina (ATP, por sus siglas en inglés), hormonas y muchos otros compuestos que son esenciales (Reddy, 1998).

Las fuentes más importantes de fósforo en el agua residual son: materia fecal humana, residuos de alimentos, detergentes sintéticos, artículos para limpieza del hogar y; descargas industriales y comerciales.

2.3.1 Remoción Biológica de Fósforo

Existen tres opciones para remover fósforo de un sistema:

- a) Convertir el fósforo a compuestos químicos por la adición de sales metálicas.
- b) Introducir el fósforo a la biomasa. La biomasa puede acumular niveles superiores de lo que requieren para su metabolismo (de 6 a 8% de fósforo (Reddy, 1998)).
- c) Procesos capaces de remover todos los contaminantes del agua, como ósmosis inversa, nanofiltración, etc.

Los procesos para la remoción biológica de fosfato tienen como principal objetivo la remoción de materia orgánica carbonosa y de fósforo, por lo que se utilizan sistemas modificados de lodos activados y de biopelícula.

Las bacterias capaces de eliminar fósforo de las aguas residuales, se denominan “bacterias acumuladores de fósforo”, BAF, se caracterizan por almacenar concentraciones altas de fósforo en forma de polifosfatos en un rango de 3 a 5% del peso seco de la biomasa (Jeyanayagam, 2005).

Las BAF son microorganismos aerobios, que obtienen su energía (ATP) a través de la vía metabólica del ciclo de los ácidos tricarbónicos y la cadena respiratoria, utilizando el oxígeno como receptor final de electrones. Cuando las BAF se

someten a una secuencia de condiciones anaerobias-aerobias, activan un mecanismo metabólico de supervivencia, para competir por la materia orgánica con grupos de bacterias facultativas bajo condiciones anaerobias.

Para lograr la eliminación de fósforo, es necesario que los microorganismos pasen a través de una fase anaerobia (ausencia de oxígeno libre y combinado), para que las *Acinetobacterias* utilicen los ácidos grasos volátiles, AGV, como el acetato y otros productos, producidos en esta zona como resultado de las reacciones de fermentación para formar los polihidroxi-butiratos (PHB). Estos compuestos tienen una baja solubilidad en el agua, por lo que no afectan la presión osmótica dentro de las bacterias. Los PHB están formados de acetoacetato, que funcionan como receptores de electrones, permitiendo de esta manera la oxidación de nicotinamida adenina dinucleótido hidrogenasa (NADH) a nicotinamida adenina dinucleótido (NAD). La energía necesaria para llevar a cabo este proceso se obtiene del rompimiento de enlaces de polifosfatos a fosfatos.

Posteriormente, cuando estas bacterias se someten a condiciones aerobias, utilizan la materia orgánica que almacenaron como PHB para producir acetil Coenzima A, que se reincorpora al ciclo de los ácidos tricarbónicos y la cadena respiratoria para su degradación. A través de esta vía, se produce la energía necesaria para reactivar el metabolismo celular. Aquí es cuando ocurre la verdadera separación del fósforo del agua residual, debido a que las BAF consumen el fósforo que está presente en el agua residual en mayor proporción a la liberada durante la etapa anaerobia, para recargar las reservas de energía de polifosfatos y para emplearlo en la generación de ATP. La eliminación de fósforo del sistema se realiza a través de la purga de lodos. El mecanismo de eliminación biológica de fósforo se resume en la Tabla 2.7.

Tabla 2.7 Eliminación biológica de fósforo

ETAPA	CARACTERÍSTICA
<p>Anaerobia</p> <p>1. Fermentación</p> <p>2. Liberación de fósforo</p>	<p>Del material orgánico soluble se producen los AGV por organismos facultativos.</p> <p>Los AGV se transfieren al interior de la célula para generar PHB a través de la liberación de energía de los ortofosfatos.</p>
<p>Aerobia</p> <p>1. Captura de fósforo</p> <p>2. Producción de nueva biomasa</p>	<p>Los PHB se oxidan. Los ortofosfatos son capturados y retenidos en el interior de la célula como polifosfatos y por lo tanto son removidos del agua residual. El fósforo se elimina del sistema, por la purga de lodos.</p> <p>La energía se captura en las cadenas de polifosfatos para crecimiento y almacenamiento (en cantidades superiores a las requeridas para su metabolismo)</p>

2.3.1.1 Estequiometría

La cantidad de fósforo removido biológicamente, puede ser determinado a partir de la cantidad de DQO biodegradable soluble (DQO_{BS}), que está disponible en el influente del agua residual, la mayoría de la DQO_{BS} puede convertirse en acetato en un pequeño tiempo de retención hidráulico (TRH). Las siguientes suposiciones son utilizadas para evaluar la estequiometria de la eliminación biológica de fósforo, como fosfatos:

- (1) Se producirán 1.06 g acetato/ g DQO_{BS} , ya que la mayoría de la DQO fermentada se convertirá en AGV debido a la baja producción de células.
- (2) Un rendimiento celular de 0.30g SSV/ g de acetato
- (3) Una célula acumuladora de fósforo contiene 0.3 g fósforo/ g SSV.

Utilizando estas suposiciones, se requieren cerca de 10 g de DQO_{BS} para remover 1 g de fósforo por medio del mecanismo biológico.

Se alcanza un mejor rendimiento del sistema de eliminación biológica de fósforo (EBF), cuando la DQO_{BS} o el acetato están disponibles a una tasa constante. Períodos de inanición o de bajas concentraciones de DQO_{BS} , ocasionan cambios en las reservas intracelulares de almacenamiento de glucógeno, PHB, y

polifosfatos y conducen rápidamente a una disminución de eficacia de eliminación de fósforo (Metcalf & Eddy, 2003).

2.3.1.2 Cinética

La cinética de crecimiento biológico se encuentra en el mismo orden de magnitud de otras bacterias heterótrofas. Algunos autores mostraron que la remoción biológica de fósforo se mantiene en sistemas anaerobios/aerobios a tiempo de retención celular (TRC) mayores a 2.5 d y 20°C. La tasa máxima de crecimiento específico es de 0.95 g/g·d a 20°C (Metcalf & Eddy, 2003).

2.3.1.3 Factores que afectan la EBF

a) Características del agua residual

La composición del agua residual es muy importante, en la EBF, porque debe de contar con productos de la fermentación disponibles para las BAF.

b) Temperatura

Puede no resultar un parámetro tan importante como el anterior, aún así no se registran coincidencias entre varios autores, en los intervalos de temperaturas óptimas para que ocurra la RBN.

c) Potencial hidrógeno (pH)

En el intervalo de pH de 6.6 a 7.4 es óptimo el consumo de ortofosfatos. A valores menores el rendimiento disminuye y a valores mayores a 8 el fósforo precipita en presencia de carbonatos o bicarbonatos (Reedy, 1998).

2.4 REMOCIÓN DE SÓLIDOS SUSPENDIDOS

Los sólidos suspendidos representan la fracción contaminante susceptible a ser removida mediante sedimentación, filtración o floculación. Los constituyen partículas inorgánicas y orgánicas. (Jiménez, 2001).

2.4.1 Sólidos Suspendidos Totales

Es la fracción de sólidos totales retenida sobre un filtro con un tamaño de poro de 0.45 μm , medido después de que ha sido secado a una temperatura específica (Jiménez, 2001).

2.4.2 Sólidos Suspendidos Volátiles

Estos sólidos pueden ser volatilizados e incinerados cuando los sólidos suspendidos totales son calcinados a una temperatura de 500 ± 50 °C (Crites y Tchobanoglous, 2000).

2.5 OTROS PARÁMETROS QUE INFLUYEN EN LA REMOCIÓN DE MATERIA ORGÁNICA Y NUTRIENTES

2.5.1 Alcalinidad

La alcalinidad expresa la capacidad que tiene un agua de mantener su pH a pesar de recibir una solución ácida o alcalina. Principalmente corresponde a los hidróxidos, carbonatos y bicarbonatos de los iones calcio y magnesio (Jiménez, 2001).

2.5.2 Temperatura

La temperatura del agua es un parámetro muy importante porque afecta directamente las reacciones químicas y las velocidades de reacción, la solubilidad del oxígeno y la actividad microbiológica entre otros (Crites y Tchobanoglous, 2000).

2.5.3 pH

La expresión usual para medir la concentración del ión hidrógeno en una solución está en términos del pH, el cual se define como el logaritmo negativo de la concentración de ion hidrógeno. Esta concentración en el agua está íntimamente relacionada con la extensión de la reacción de disociación de las moléculas del agua: iones hidróxilo e hidrógeno (Crites y Tchobanoglous, 2000).

2.5.4 Oxígeno Disuelto

Es un indicador del efecto producido por los contaminantes oxidables, de la capacidad del agua para mantener vivos a los organismos aerobios y la capacidad de autodepuración de un cuerpo receptor (Jiménez, 2001).

2.5.5 Potencial de Óxido Reducción

Es una medida de la actividad de los electrones en un medio. Es frecuentemente utilizado en los sistemas de tratamiento de aguas como una medida del carácter oxidante o reductor del mismo (Guido, 2006).

2.6 TECNOLOGÍA APLICADA PARA LA REMOCIÓN DE NUTRIENTES EN AGUAS RESIDUALES MUNICIPALES

Existen varios procesos para la remoción biológica de nutrientes. Algunos procesos remueven nitrógeno, fósforo o ambos. La mayoría de estos procesos se basan en la combinación de las etapas aerobia (oxígeno disponible en forma libre), anóxica (oxígeno disponible sólo en forma combinada) y anaerobia (no hay oxígeno disponible, ni en forma libre ni combinada), las recirculaciones internas y los tiempos de residencia hidráulica. Los sistemas más utilizados para la remoción biológica de nutrientes son:

- a) Proceso Ludzack-Ettinger modificado (MLE, por sus siglas en inglés): En este proceso la zona anóxica está antes de la aerobia para que el sustrato en el influente se utilice en la desnitrificación, se emplea una recirculación de lodos para incrementarla, el esquema puede apreciarse en la Figura 2.3. Este proceso se utiliza para remover nitrógeno (U.S. EPA, 2007). Donde R, representa la recirculación de lodos y RI la recirculación interna.

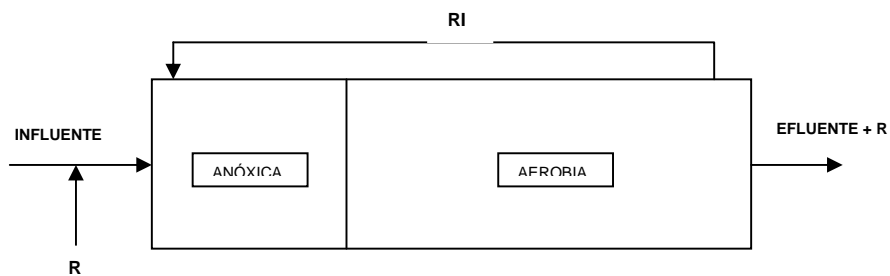


Figura 2.3 Proceso Ludzack-Ettinger modificado para remoción de N

- b) Proceso A²/O: Es un proceso que tiene una fase anaerobia inicial, seguido de una anóxica y finalmente una aerobia, el diagrama del proceso puede observarse en la Figura 2.4. Proceso utilizado para remover nitrógeno y fósforo (Crites y Tchobanoglous, 2000).

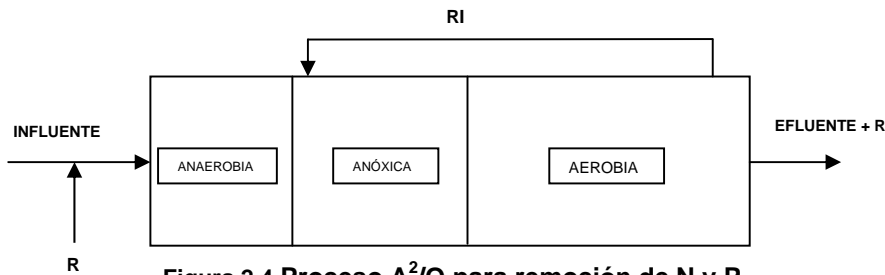


Figura 2.4 Proceso A²/O para remoción de N y P

- c) Proceso Bardenpho de cuatro etapas: Proceso con fases alternadas anóxicas y aerobias, el arreglo del sistema puede verse en la Figura 2.5, se utiliza para remover nitrógeno (Jeyanayagam, 2005).

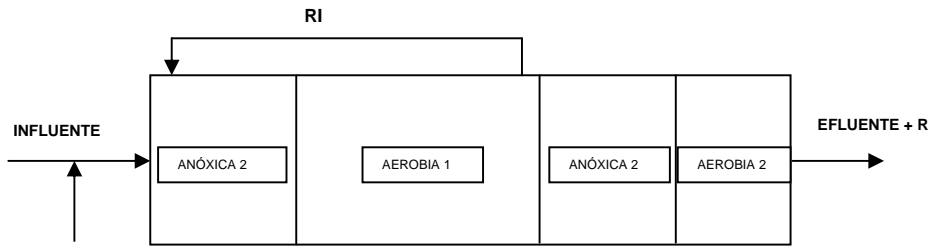


Figura 2.5 Proceso Bardenpho de cuatro etapas

d) Proceso Bardenpho modificado, o de cinco etapas: es casi el mismo arreglo del sistema de cuatro etapas, pero incluye una etapa anaerobia inicial (Figura 2.6); y se utiliza para remoción de ambos nutrientes (Jeyanayagam, 2005).

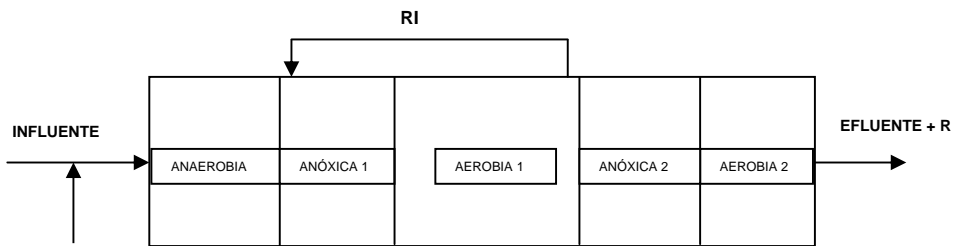


Figura 2.6 Proceso Bardenpho de cinco etapas

e) Proceso de alimentación por etapas: Alterna etapas anóxicas y aerobias (ver Figura 2.7). Sin embargo, la alimentación del influente se divide en varias etapas y se realiza una recirculación de lodos al inicio del proceso, se utiliza para remoción de nitrógeno (U.S. EPA, 2007).

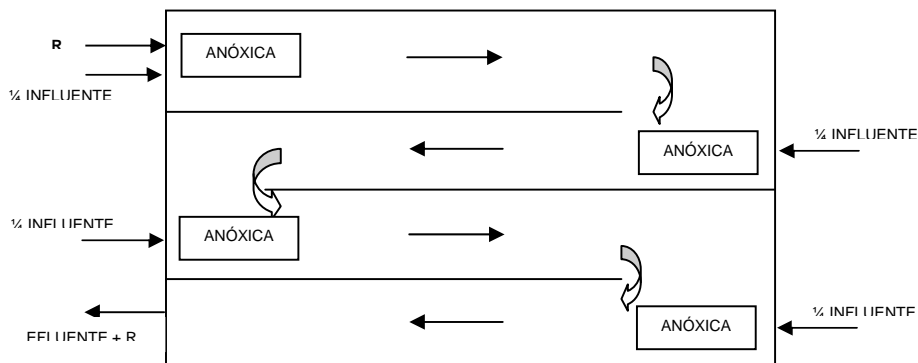
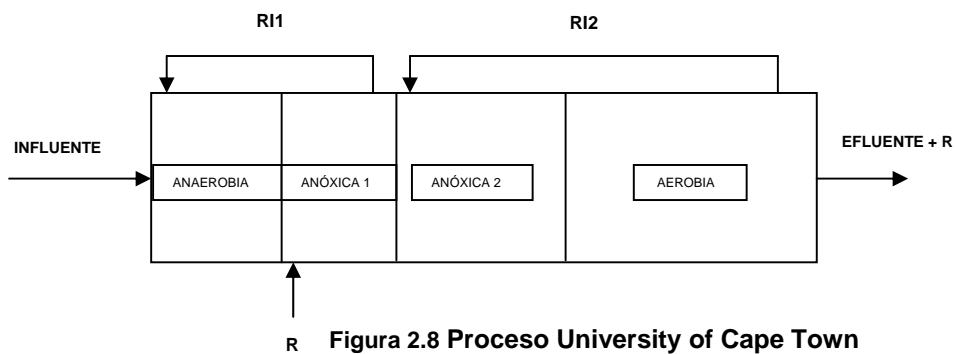
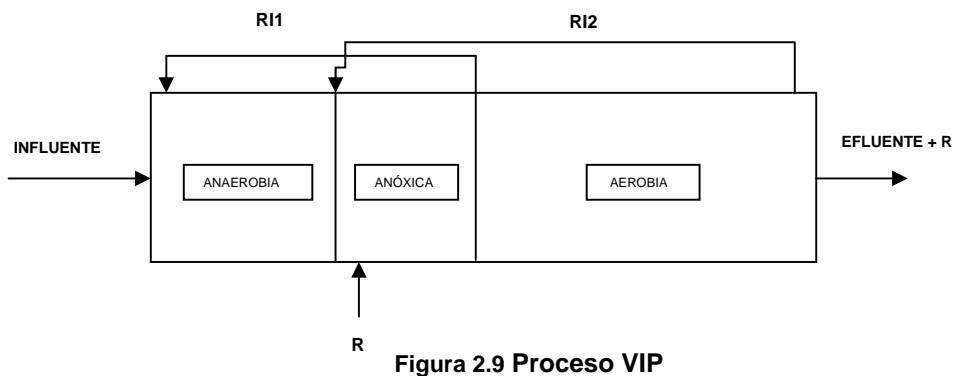


Figura 2.7 Proceso de alimentación en etapas

- f) Proceso UCT (Universidad de Cape Town): Se caracteriza porque el lodo activado se recircula hacia la etapa anóxica, en lugar de dirigirse hacia la etapa anaerobia como sucede en el proceso A²/O (ver Figura 2.8); se utiliza para remoción de nitrógeno y fósforo (Crites y Tchobanoglous, 2000).



- g) Proceso VIP (Virginia Initiative Planta in Norfolk): Es similar al sistema UCT y se muestra esquemáticamente en la Figura 2.9, incluye tres etapas, y dos recirculaciones internas (Crites y Tchobanoglous, 2000).



- h) Zanja de Oxidación: Este proceso que utiliza canales ovalados para crear zonas aerobias, anóxicas y anaerobias se representa en el esquema en la Figura 2.10, utilizada para remover nitrógeno y fósforo (U.S. EPA, 2007).

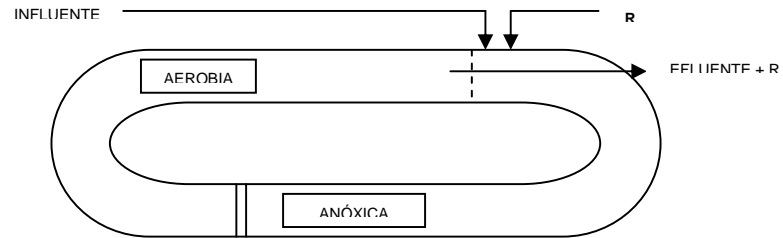


Figura 2.10 Zanja de oxidación

A partir de los procesos para la remoción biológica de nutrientes se han desarrollado nuevas tecnologías para la remoción de nitrógeno y fósforo, tanto en sistemas intermitentes como en sistemas en continuo.

Se han probado sistemas intermitentes como lo realizaron Garzón-Zuñiga y Martínez, 1996, donde se ocupó un reactor empacado, sometido a una secuencia de fases anaerobia/aerobia. Para establecer las condiciones aerobias, se utilizaron tres difusores de membrana para realizar la remoción simultánea de nitrógeno y fósforo. Las duraciones de las etapas del proceso y las concentraciones iniciales de DQO, $N-NH_4^+$ y $P-PO_4$ pueden observarse en la Tabla 2.8; con un TRH total de 17 horas y 15 minutos. Se obtuvieron remociones de $N-NH_4^+$ de $98 \pm 2\%$ y de $P-PO_4$ de $70.6 \pm 12.4\%$.

Tabla 2.8 Condiciones de operación del reactor empleado por Garzón-Zuñiga y Martínez, 1996.

ETAPA DEL CICLO DE TRATAMIENTO	DURACIÓN
Llenado	0.25 horas
Fase anaerobia	5 horas
Fase aerobia	11.25 horas
Vaciado	0.25 horas
Contaminante	Concentración inicial
DQO	300 mg/L
$P-PO_4$	14.8 mg/L
$N-NH_4^+$	11.4 mg/L

Se han innovado sistemas en continuo de lodos activados con aireación intermitente, tal es el caso de Sasaki *et al*, 1996, que desarrollaron un proceso formado por dos reactores conectados en serie, con aeración intermitente, con capacidad de controlar la duración de las fases aerobias, anóxicas y anaerobias en ambos reactores mediante la utilización de sensores ORP. Después de un año de experimentos en planta piloto se mostraron altos porcentajes de remoción, del 98% para la DBO, 92% para NT, y el 85% de PT con un TRH de 20 horas.

Goto *et al*, 2001 desarrollaron dos sistemas a escala piloto del proceso A²/O (anaerobio-anóxico-aerobio). Los sistemas se operaron en paralelo, utilizando un medio suspendido en el reactor aerobio. En el sistema A se utilizó polietilenglicol y en el B polipropileno. Se realizaron 6 corridas variando el TRH entre 7 y 9 h; y la recirculación del tanque aerobio al anóxico de 200 a 300% y una recirculación de lodo al tanque aerobio del 50%. El valor del ORP en el tanque anaerobio fluctuó de -320 a -250 mV. La concentración de OD varió de 3.2 a 5.6 mg/L. Algunas veces fue necesario adicionar una fuente externa de carbón (metanol generalmente) al tanque anóxico. Obtuvieron remociones de DQO y DBO₅ en el sistema A de 85% y 97%, y en el sistema B de 84% y 97%, respectivamente. En cuanto a NT y $N - NH_4^+$ las eficiencias de remoción para el sistema A fueron de 77% y 99%, y para el sistema B de 77% y 99%, respectivamente. Respecto a la eliminación de PT y P-PO₄, en el sistema A se obtuvo 90% y 91%, mientras que en el B 84% y 81%.

Shin *et al*, 2001 montaron 2 modelos para RBN. El primer modelo constaba de 4 etapas (desnitrificación de lodo-anaerobio-anóxico-aerobio) con TRH de 0.5 h, 1.5 h, 2 h y 4 h, respectivamente. Se adicionaron lixiviados de residuos de alimentos fermentados al tanque anóxico (como fuente externa de carbono).

El segundo reactor era discontinuo, con un TRH total de 8 h (llenado 30 min, fase anaerobia 1 h, fase aerobia 3 h, fase anóxica 2 h, sedimentación 30 min y vaciado 1 h). Del sistema 1, utilizando lixiviados de residuos de alimentos fermentados se reportan remociones de DQO_T: 90-97%, NT: 60-77 y PT: 2-67%; y sin adición de otra fuente externa de carbono se obtuvo eliminación de DQO_S: 88-93%, NT: 70-

74% y PT: 63-68%. Del sistema 2 sólo reportan porcentajes de nitrificación (100%) y desnitrificación (70%)

Chang y Ouyang, 2001, evaluaron un sistema AOA a escala piloto, en serie formado por 4 reactores: anaerobio, aerobio, anóxico y aerobio. La alimentación se realizó en dos etapas una parte en el reactor anaerobio y la otra en el anóxico en diferentes proporciones. Se alimentó con agua residual sintética, con un TRH 10 h, con una recirculación de lodos de 50%. Las remociones de los distintos parámetros fueron: DQO_s, 95-98%; NT, 65-70%; $N - NH_4^+$, 90-100%; NTK, 82-94%; N-Org, 73-88% y P-PO₄, 93-100%.

Rodríguez *et al*, 2004, trabajaron con una planta a escala piloto de lodos activados VIP, que consiste en un tanque dividido en 3 compartimientos (anaerobio-anóxico-aerobio), todos equipados con difusores de aire y agitadores. Se variaron los TRH, 1/1/4 h, 2/2/2 h y 1/3/2 h. No hubo cambios significativos en la remoción de N y P al variar los TRH. Las remociones fueron: DQO, 91%; NT, 70-80% y PT, 80%.

Sriwiryarat *et al*, 2005, experimentaron en 3 sistemas de lodos activados a escala piloto para RBN, dos modelos con película fija y otro convencional. Cada sistema con los siguientes reactores: 2 tanques anaerobios, 2 tanques anóxicos y 3 tanques aerobios en serie. Se utilizó medio de soporte tipo *Accuweb*. El sistema 1 tenía el medio de soporte en los dos tanques anóxicos y en los primeros dos tanques aerobios; mientras que el segundo sistema contenía el soporte en los últimos dos reactores aerobios. TRH 13±1h. Se agregó al influente acetato de sodio, urea y fosfato diácido de potasio para elevar las concentraciones de material orgánica, N y P. El porcentaje de remoción de DQO fue de 95%; para NT, fue de 75% en los tres sistemas; mientras que para la remoción de PT, 61, 70 y 71% para los sistemas 1, 2 y 3, respectivamente; la eliminación de $N - NH_4^+$ fue cercana al 100% para los tres sistemas.

Lee *et al*, 2006, experimentaron con un sistema que consta de un reactor anaerobio, uno anóxico, uno anóxico/aerobio, un tanque de sedimentación y un

FBA (filtro biológico aireado), con TRH total 7h variando los TRH en las unidades. Para la prueba A se trabajó con 2h /2h /2h /0h/ 1h, para la prueba B, 2h /2h /1h /1h /1h en las etapas: anaerobia, anóxica 1, anóxica 2, aerobia y BAF, respectivamente. Con 50% de recirculación de lodos del sedimentador al reactor anaerobio, y una recirculación de 200 a 300% del efluente del BAF al reactor anóxico 1. Las remociones obtenidas en la prueba A, DQO_T: 83%, NT: 55%, $N - NH_4^+$: 92%, PT, 32% y P-PO₄: 19%; para la prueba B, DQO_T: 90%, NT: 62%, $N - NH_4^+$: 68%, PT: 91% y P-PO₄: 90%

Sheping *et al*, 2006, realizaron un estudio en una planta piloto de alimentación en cuatro etapas para la remoción biológica de nutrientes. El sistema consistió en un bioreactor con 4 etapas anóxicas para la desnitrificación (con un sistema de agitación); y 4 etapas aerobias para la oxidación de la materia orgánica y nitrificación. Con un TRH aproximado de 9 h, con 50% de recirculación de lodos activados al primer tanque anóxico. Las eficiencias máximas de remoción de DQO_T, N-NH₃, NT y PT fueron 92, 98, 65 y 75%, respectivamente.

Se han desarrollado otros sistemas para remover nutrientes en pequeñas comunidades, como lo hicieron Surampalli *et al*, 2007, que evaluaron la eficiencia de un sistema para remover nitrógeno y fósforo. El sistema estaba integrado por una laguna de estabilización dividida en dos celdas, seguido de una unidad de tratamiento en suelo con flujo superficial y un sistema de dos humedales uno tipo superficial (SF) y otro sub-superficial (SSF). Los resultados de la investigación arrojaron que el sistema combinado es una excelente alternativa para tratamiento de aguas residuales municipales. Las eficiencias de remoción de DBO₅, $N - NH_4^+$ y PT fueron de 90%, 91% y 84%, respectivamente.

En Australia, Gray y Booker, 2003, realizaron la evaluación de seis opciones diferentes para tratar las aguas residuales y remover los nutrientes. Comúnmente, las pequeñas comunidades aisladas cuentan con fosas sépticas, debido a que resulta muy poco factible, conectarse al drenaje. Además de estas dos opciones se evaluaron cuatro tratamientos alternativos. El más eficiente y costeable resultó

ser el sistema tres que consta de un tanque anaerobio seguido de una digestión anaerobia, precipitación química (remoción de fósforo), biofiltración, filtración de arena y desinfección con UV. En este trabajo no se menciona la remoción de materia orgánica, sin embargo, se removió el 92% de NT y 87% de PT.

Flores, 1998, utilizó un sistema VIP que alimentó con agua residual doméstica y evaluó el efecto de tres cargas orgánicas (0.3, 0.4 y 0.5 kgDQO/kgSST·d), durante 70, 100 y 40 días, respectivamente. Los tiempos de retención hidráulicos para cada fase fueron: anaerobia 1.5 h, anóxica 1.5 h, aerobia 5h y sedimentador 2h, con Q de recirculación de 100%. Se obtuvieron remociones de materia orgánica superiores al 89%, de $N - NH_4^+$, 89-98% y de PO_4 de 77-90%.

Otro trabajo relevante relacionado con la remoción de materia orgánica y nutrientes, es el realizado por Cuevas *et al*, 1998 que evaluaron las mejores condiciones de operación de un reactor discontinuo fermentador con biomasa suspendida para la generación de AGV a partir de agua residual doméstica. Trabajó en ciclos de operación de 8 h (llenado 15 min, etapa anaerobia 210 min, etapa aerobia 210 min, sedimentación 30 min y vaciado 15 min). Se probaron tres valores de cargas orgánicas (0.13, 0.25 y 0.35 kgDQO_T/kgSST·d). Se obtuvo una remoción de DQO_S del 92%, de la concentración de nitratos al final de la etapa anaerobia fue igual a cero y la remoción de fosfatos fue de 94%.

En la Tabla 2.9 se puede presenta el cuadro comparativo de las tecnologías descritas anteriormente.

Tabla 2.9 Cuadro comparativo de tecnologías para remoción de nutrientes en aguas residuales municipales

TÍTULO	REMOCIÓN DE MATERIA ORGÁNICA	REMOCIÓN DE NITRÓGENO	REMOCIÓN DE FÓSFORO	DESCRIPCIÓN	FUENTE
Nitrificación en un reactor discontinuo con biopelícula que elimina fósforo	DQO: No se reporta remoción de materia orgánica. Concentración inicial 300 mg/L	N-NH ₄ : 98 ± 2 % Concentración inicial 11.4 mg/L	P-PO ₄ : 71 ± 12 % Concentración inicial 14.8 mg/L	Reactor batch empacado, sometido a una secuencia de fases anaerobia/aerobia (3 difusores de membrana) para realizar la remoción simultánea de nitrógeno y fósforo. Llenado 15 min, anaerobia 5 h, aerobia 11 h 45 min y vaciado 15 min. TRH (tiempo de retención hidráulico) 17 h 15 min	Garzón-Zuñiga M., González S., (1996). <i>Nitrificación en un Reactor Discontinuo con Biopelícula que Elimina Fósforo</i> . Wat. Sci. Tech. Vol. 34 No. 1-2, pp. 293-302
Estudio a nivel piloto en un sistema de lodos activados anóxico/aerobio con alimentación por etapas.	DQO _T : 92% DQO _S : 89%	N-NH ₃ : 98% NT: 65%	PT: 75%	Una planta piloto de alimentación en 4 etapas, para la eliminación biológica de nutrientes. El sistema consiste en un bioreactor con 4 etapas anóxicas para la desnitrificación (con agitación); y 4 etapas aerobias para la oxidación de la materia orgánica y nitrificación. Con un TRH de 9 h, con 50% de recirculación de lodos activados al primer tanque anóxico.	Sheping W., Lifang Y., Guanghui H., Hairong Z. and Dangcong P. (2006). <i>A Pilot Study on a Step-Feeding Anoxic/Oxic Activated Sludge System</i> , IWA Publishing (2006) Water Science & Technology Vol 53.9 pp. 95-101
Desarrollo de 2 - reactores de aeración intermitente- proceso de lodos activados para remoción simultánea de nitrógeno y fósforo.	DBO: 98%	N-T: 92%	P-T: 85%	Proceso formado por dos reactores conectados en serie, con aeración intermitente, para controlar la duración de las fases aerobias, anóxicas y anaerobias en ambos reactores mediante la utilización de sensores ORP, con un TRH 20 h. Los porcentajes de remoción, del 98% para la DBO, 92% para NT, y el 85% de PT.	Sasaki K., Yamamoto Y., Tsumura K., Ouchi S. and Mori Y. (1996). <i>Development of 2-reactor intermittent-aeration activated sludge process for simultaneous removal of nitrogen and phosphorus</i> , Wat. Sci. Tech. Vol. 34 No. 1-2, pp. 111-118

TÍTULO	REMOCIÓN DE MATERIA ORGÁNICA	REMOCIÓN DE NITRÓGENO	REMOCIÓN DE FÓSFORO	DESCRIPCIÓN	FUENTE
Remoción simultánea de Nitrógeno y Fósforo con proceso un A ² /O utilizando un medio suspendido	SISTEMA A DQO: 85% DBO ₅ : 97% SISTEMA B DQO: 84% DBO ₅ : 97%	SISTEMA A NT: 77% N-NH ₄ : 99% SISTEMA B NT: 77% N-NH ₄ : 99%	SISTEMA A PT: 91% P-PO ₄ : 91% SISTEMA B PT: 84% P-PO ₄ : 81%	Dos sistemas a escala piloto del proceso A ² /O (anaerobio-anóxico-aerobio). Los sistemas operaron en paralelo, utilizando un medio suspendido en el reactor aerobio. En el sistema A se utilizó polietilenglicol y en el B polipropileno. Se realizaron 6 corridas variando el TRH de 7-9 h y la recirculación del tanque aerobio al anóxico de 200-300% y con una recirculación de lodo al tanque aerobio del 50%. El valor de ORP en el tanque anaerobio fluctuó de -320 a -250 mV. La concentración de OD varió de 3.2 a 5.6 mg/L. Algunas veces fue necesario adicionar una fuente externa de carbón (metanol) al tanque anóxico.	Goto M., Kuribayashi S., Nonaka Y. and Yamazaki M. (2002). <i>Simultaneous Removal of Nitrogen and Phosphorus with A²/O Process using Immobilized Media.</i> , IWA Publishing 2006 Water Science & Technology Vol 46 No 11–12 pp 113–119
Estrategia de Alimentación por etapas para mejorar la remoción de Nitrógeno y fósforo en un proceso AOA	DQO _s : 95-98%	NT: 65 - 70% N-NH ₄ : 90 -100% NTK: 82 - 94% N-Org: 73-87%	P-PO ₄ : 93-100%	Un sistema AOA a escala piloto, en serie, formado por 4 reactores: anaerobio, aerobio, anóxico y aerobio. Se realizó la alimentación en dos etapas una parte en el reactor anaerobio y la otra en el anóxico en diferentes proporciones. Se alimentó con agua residual sintética, con un TRH 10 h, con una recirculación de lodos de 50%.	Chang H. and Ouyang C (2001). <i>Step Feeding Strategy for Enhancing Nitrogen and Phosphorus Removal in AOA Process.</i> J. ENVIRON. SCI. HEALTH, A36(4), 587–598

TÍTULO	REMOCIÓN DE MATERIA ORGÁNICA	REMOCIÓN DE NITRÓGENO	REMOCIÓN DE FÓSFORO	DESCRIPCIÓN	FUENTE
Comportamiento de materiales intracelulares y nutrientes en procesos de remoción biológica de nutrientes suministrados con aguas residuales domésticas y residuos de alimentos	<p>SISTEMA 1 Utilizando lixiviados de residuos de alimentos fermentados DQO_T: 90-97%</p> <p>Sin adición de fuente externa de carbono: DQO_S: 88-93%</p>	<p>SISTEMA 1</p> <p>NT: 60-77%</p> <p>NT: 70-74%</p>	<p>SISTEMA 1</p> <p>PT: 2-67%</p> <p>PT: 63-68%</p>	<p>Se operaron 2 modelos para RBN. El primer modelo constaba de 4 etapas (desnitrificación de lodo-anaerobio-anóxico-aerobio) con TRH de 0.5 h, 1.5 h, 2 h y 4 h, respectivamente. Se adicionaron lixiviados de residuos de alimentos fermentados al tanque anóxico (como fuente externa de carbono). El segundo reactor era batch con un TRH total de 8 h (llenado 30 min, fase anaerobia 1 h, fase aerobia 3 h, fase anóxica 2 h, sedimentación 30 min y vaciado 1 h). Del reactor 2 sólo reporta porcentajes de nitrificación (100%) y desnitrificación (70%)</p>	<p>Shin H., Chae S., Jeong H., Kang S., and Lim J. (2002). <i>Behavior of Intracellular Materials and Nutrient in BNR Process Supplied with Domestic Sewage and Food Waste</i>. Water Environment Federation.</p>
Optimización operacional de una planta de tratamiento de aguas residuales municipales a escala piloto para remoción biológica de nutrientes en la ciudad Real (España)	DQO: 91%	NT: 70-80%	PT: 80%	<p>Una planta a escala piloto de lodos activados VIP, que consiste en un tanque dividido en 3 compartimientos (anaerobio-anóxico-aerobio), todos equipados con difusores de aire y agitadores. Se variaron los TRH, 1/1/4 h, 2/2/2 h y 1/3/2 h. No hubo cambios significativos en la remoción de N y P al variar los TRH.</p>	<p>Rodríguez L., Villaseñor J., Fernández F. (2004). <i>Operational Optimisation of Pilot Scale Biological Nutrient Removal at the Ciudad Real (Spain) Domestic Wastewater Treatment Plant</i>. Water Air and Soil Pollution 152: 279-296</p>

TÍTULO	REMOCIÓN DE MATERIA ORGÁNICA	REMOCIÓN DE NITRÓGENO	REMOCIÓN DE FÓSFORO	DESCRIPCIÓN	FUENTE
Evaluación de un proceso de tratamiento de aguas residuales de lodos activados con película fija con altos tiempos medios de retención celular y bajas temperaturas	SISTEMA 1: DQO: 95% SISTEMA 2: DQO: 95% SISTEMA 3: DQO: 95%	SISTEMA 1: NT: 75% SISTEMA 2: NT: 75% SISTEMA 3: NT: 75% EN 3 SIST: N-NH ₄ : 100%	SISTEMA 1: PT: 61% SISTEMA 2: PT: 70% SISTEMA 3: PT: 71%	3 sistemas de lodos activados a escala piloto para RBN, dos modelos con película fija y otro convencional. Cada sistema con los siguientes reactores: 2 anaerobios, 2 anóxicos y 3 aerobios en serie. Se utilizó medio de soporte tipo Accuweb. El sistema 1 tenía el medio de soporte en los 2 tanques anóxicos y en los primeros 2 tanques aerobios; mientras que el segundo sistema contenía el soporte en los últimos 2 reactores aerobios. TRH 13±1h. Se agregó al influente acetato de sodio, urea y fosfato diácido de potasio para enriquecer el sustrato.	Sriwiryarat T. and Randall C. (2005). <i>Evaluation of Integrated Fixed Film Activated Sludge Wastewater Treatment Processes at High Mean Cells Residence Time and Low Temperatures</i> . JOURNAL OF ENVIRONMENTAL ENGINEERING ASCE pp. 1550-1556.
Remoción Biológica de Fósforo y Nitrógeno con un FBA utilizando organismos acumuladores de fósforo desnitrificadores	PRUEBA A: DQO _T : 82% PRUEBA B: DQO _T : 90%	PRUEBA A: NT: 55% N-NH ₄ : 92% PRUEBA B: NT: 62% N-NH ₄ : 68%	PRUEBA A: PT: 32% P-PO ₄ : 19% PRUEBA B: PT: 91% P-PO ₄ : 90%	Proceso que consta de 3 reactores: anaerobio, anóxico, anóxico/aerobio, un tanque de sedimentación y un BAF, con TRH total 7h variando los TRH en las unidades. Prueba A. 2 h/2 h /2 h /0 h/1 h. Prueba B. 2 h/2 h /1 h /1 h/1 h, en las etapas: anaerobia, anóxica 1, anóxica 2, aerobia y BAF, respectivamente. Con 50% de recirculación de lodos del sedimentador al reactor anaerobio, y de 200-300% del efluente del BAF al reactor anóxico 1.	Lee J., Kim J., Lee C., Yun Z., and Choi E. (2005). <i>Biological Phosphorus and Nitrogen Removal with Biological Aerated Filter using Denitrifying Phosphorus Accumulating Organism</i> . Wat. Sci. Tech. Vol. 52 No. 10-11, pp. 569-578

TÍTULO	REMOCIÓN DE MATERIA ORGÁNICA	REMOCIÓN DE NITRÓGENO	REMOCIÓN DE FÓSFORO	DESCRIPCIÓN	FUENTE
Remoción Biológica-Anóxica de Fósforo. Proceso Dephanox	DQO _T : 88%	NT: 88%	PT: 79%	Un sistema de lodos activados a escala laboratorio que forma el siguiente tren de tratamiento: un reactor anaerobio (3.7h), un sedimentador (2.9 h), un reactor aerobio con biomasa fija (5h), un reactor anóxico (5.8 h), otro reactor aerobio (1.5 h) y un sedimentador. TRH 22.9 h	Bortone G., Saltarelli R., Alonso V., Sorm R., Wanner J., and Tilche A. (1996). <i>Biological Anoxic Phosphorus Removal-The Dephanox Process</i> . Wat. Sci. Tech. Vol. 34 No. 1-2, pp. 119-128
Sistema de Tratamiento Avanzado Natural para Pequeñas Comunidades	DBO ₅ : 90%	N-NH ₄ : 91%	PT: 84%	El sistema estaba integrado por una laguna de estabilización, seguido de una unidad de tratamiento en suelo con flujo superficial y un sistema de dos humedales uno tipo superficial (SF) y otro sub-superficial (SSF).	Surampalli R., Banerji S., Tyagi R and Yang P. (2007). <i>Integrated Advanced Natural Wastewater Treatment System for Small Communities</i> . Water Science & Technology Vol 55 No 11 pp 239–24.
Servicios de Agua Residual para Pequeñas Comunidades	En este trabajo no se menciona la remoción de materia orgánica.	NT: 92%	PT: 87%	Realizaron la evaluación de 6 opciones diferentes para remoción de nutrientes en aguas residuales. Comúnmente, las pequeñas comunidades aisladas cuentan con fosas sépticas, debido a que resulta muy poco factible, conectarse al drenaje. Además de estas dos opciones se evaluaron cuatro tratamientos alternativos. El más eficiente y costeable resultó ser el sistema 3, que consta de un tanque anaerobio seguido de una digestión anaerobia, precipitación química, biofiltración, filtración de arena y desinfección con UV.	Gray S. y Booker N. (2003). <i>Wastewater Services for Small Communities</i> . Water Science and Technology Vol 47 No 7–8 pp 65–71, IWA Publishing

TÍTULO	REMOCIÓN DE MATERIA ORGÁNICA	REMOCIÓN DE NITRÓGENO	REMOCIÓN DE FÓSFORO	DESCRIPCIÓN	FUENTE
Efecto de la carga orgánica sobre la eliminación biológica de nutrientes en agua residual doméstica con alto contenido de fósforo empleando un sistema de lodos activados modificado	Superiores 89%	N-NH ₄ : 89-98%	P-PO ₄ : 77-90%	Se utilizó un sistema VIP que se alimentó con agua residual doméstica a tres cargas orgánicas: 0.3, 0.4 y 0.5 kgDQO/kgSST-d, durante 70, 100 y 40 días, respectivamente. TRH en cada fase: anaerobia 1.5 h, anóxica 1.5 h, aerobia 5h y sedimentador 2h, con las tres recirculaciones al 100%.	Flores P (1998). Efecto de la carga orgánica sobre la eliminación biológica de nutrientes en agua residual doméstica con alto contenido de fósforo empleando un sistema de lodos activados modificado. Tesis de maestría de Ingeniería Ambiental. UNAM
Fermentación del agua residual y remoción de nutrientes en reactores discontinuos	DQO _S : 92%	N - NO₃ : igual a cero al final de la etapa anaerobia	P-PO ₄ : alimentando influente fermentado 93.6%	Se evaluaron las mejores condiciones de operación de un reactor discontinuo con biomasa suspendida para la generación de AGV a partir de agua residual doméstica. Se trabajó en ciclos de operación de 8 h (llenado 15 min, etapa anaerobia 210 min, etapa aerobia 210 min, sedimentación 30 min y vaciado 15 min). Se probaron tres valores de cargas orgánicas.	Cuevas G., González O. y González S. (1998). Fermentación del agua residual y remoción de nutrientes en reactores discontinuos. Wat. Sci. Tech. Vol. 38 No. 1, pp. 255-264

3. METODOLOGÍA

3.1 LUGAR DONDE SE REALIZÓ LA EXPERIMENTACIÓN

El trabajo experimental se realizó en el laboratorio de modelos físicos de la planta de tratamiento de aguas residuales del Instituto Mexicano de Tecnología del Agua (IMTA).

El experimento se dividió en tres etapas donde la variable independiente seleccionada resultó ser el TRH en la fase anóxica.

3.2 CARACTERIZACIÓN DEL AGUA RESIDUAL A TRATAR

Se decidió utilizar para este experimento agua residual doméstica proveniente de una unidad habitacional ubicada en el municipio de Jiutepec, en el estado de Morelos; debido principalmente a la cercanía con las instalaciones donde se montó el experimento. Se elaboró un plan de muestreo para realizar la caracterización del agua residual antes de comenzar a trabajar.

3.3 UNIDAD EXPERIMENTAL

3.3.1 Diseño de la Unidad Experimental

La unidad experimental está dividida en tres zonas: anóxica, anaerobia y aerobia; además de un sedimentador. Debido a que en la zona anóxica se variará el TRH (0.5, 1 y 1.5 h) se realizaron los cálculos para determinar las dimensiones y efectuar posteriormente las ampliaciones de dicha zona; en la Tabla 3.1 se presentan las dimensiones del reactor. El diagrama del proceso se muestra en la Figura 3.1.

Tabla 3.1 Dimensiones de la unidad experimental

FASE	LONGITUD (m)	ANCHO (m)	PROFUNDIDAD (m)	VOLUMEN (L)	TRH (h)
Anóxica etapa 1	0.03	0.22	0.302	1.9932	0.5
Anóxica etapa 2	0.06	0.22	0.302	3.9864	1
Anóxica etapa 3	0.09	0.22	0.302	5.9796	1.5
Anaerobia	0.155	0.22	0.302	10.2982	2
Aerobia	0.295	0.22	0.302	19.5998	4
Sedimentador				7.8204	1.7

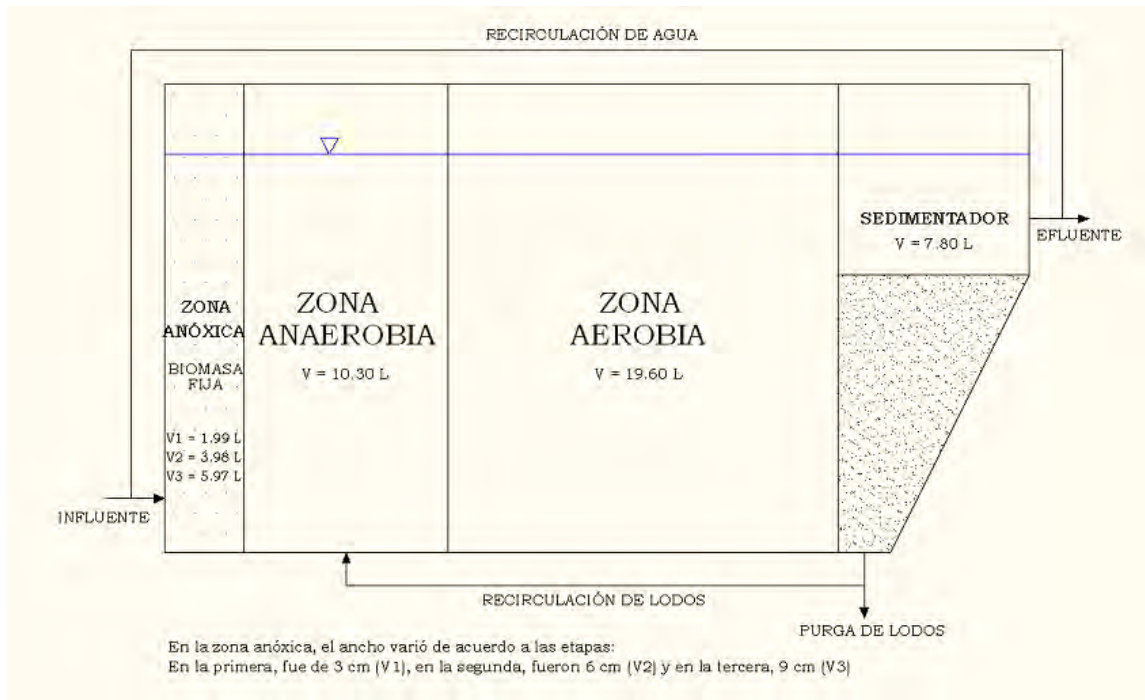


Figura 3.1 Diagrama del sistema combinado propuesto para eliminación de nutrientes

Se recirculó 2Q del efluente a la fase anóxica para propiciar la remoción de nutrientes y 0.5Q de lodo sedimentado a la fase anaerobia para mantener la concentración de biomasa.

3.3.2 Determinación de los caudales del sistema

Si se realiza el balance queda de la siguiente manera:

$$Q_{\text{anóx}} = Q_{\text{inf}} + Q_{\text{rec agua}} \tag{35}$$

Considerando que:

$$Q_{\text{rec agua}} = 2 Q_{\text{inf}} \quad (36)$$

Entonces:

$$Q_{\text{anóx}} = 3 Q_{\text{inf}} \quad (37)$$

$$Q_{\text{anóx}} = \frac{V_{\text{anóx}}}{T_{\text{anóx}}} \quad (38)$$

Para el caso de la primera etapa de la fase anóxica:

$$Q_{\text{anóx}} = \frac{1.8932 \text{ L}}{0.5 \text{ h}} = 3.9864 \text{ L/h} \quad (39)$$

Por lo que:

$$Q_{\text{inf}} = \frac{Q_{\text{anóx}}}{3} = \frac{3.9864 \text{ L/h}}{3} = 1.3288 \text{ L/h} \quad (40)$$

y:

$$Q_{\text{rec agua}} = 2 \times 1.3288 \text{ L/h} = 2.6576 \text{ L/h} \quad (41)$$

De esta manera el caudal de alimentación diario será:

$$Q_{\text{inf}} = 31.8912 \text{ L/d} \quad (42)$$

Para determinar $Q_{\text{rec lodos}}$:

$$Q_{\text{rec lodos}} = 0.5 Q_{\text{inf}} = 0.5 \times 1.3288 \text{ L/h} = 0.6644 \text{ L/h} \quad (43)$$

El agua residual entrará de forma ascendente a la fase anóxica de la unidad experimental previamente empacada con placas de cloruro de polivinilo rígido, para la fijación de biomasa en la superficie. El soporte de plástico estará totalmente sumergido.

3.4 CONSTRUCCIÓN E INSTALACIÓN DEL REACTOR BIOLÓGICO

La unidad experimental propuesta se construyó de acrílico dividida en tres zonas: anóxica, anaerobia, aerobia y además un sedimentador como se indica en la Figura 3.2. La fase anóxica se empacó con placas de cloruro de polivinilo rígido

con un área específica de $98 \text{ m}^2/\text{m}^3$. En la fase anaerobia se instaló un agitador para mantener el sistema completamente mezclado y en la fase aerobia se colocaron seis difusores de piedra porosa.

Se utilizaron 3 bombas peristálticas de la marca Master flex modelo 7553-70 para la alimentación del agua residual cruda, la recirculación de agua y la recirculación de lodos. Además se ocupó una bomba de aeración para suministrar aire al tanque aerobio.

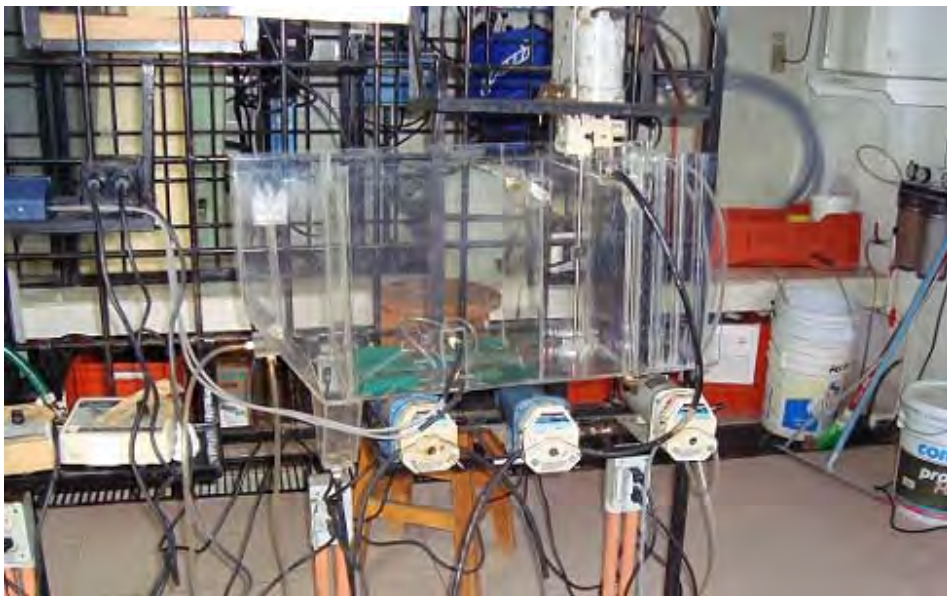


Figura 3.2 Montaje de la unidad experimental

Se realizaron pruebas del funcionamiento del sistema de aeración, los difusores de piedra porosa funcionaron de manera adecuada cuando se instaló una válvula para controlar la cantidad de aire al sistema.

Se realizaron varias pruebas hidráulicas a la unidad experimental y se encontraron alrededor de seis fugas en diferentes puntos; las fugas fueron selladas enseguida de que fueron localizadas.

Se realizaron las pruebas al equipo electromecánico para comprobar su correcto funcionamiento, además se calibraron las bombas peristálticas a los flujos calculados anteriormente.

3.5 INOCULACIÓN DEL REACTOR BIOLÓGICO

El sistema se arrancó el día 29 de mayo, en la Figura 3.3 se presenta la unidad experimental en el primer día de operación. En la etapa anóxica se observa que la biopelícula se comienza a formar en el soporte plástico del reactor. Para la fase aerobia se inoculó el sistema con lodos activados provenientes del reactor biológico de la planta de tratamiento de aguas residuales del IMTA, en un volumen determinado previamente para obtener una concentración de 2500 mg/L en el tanque de aeración.

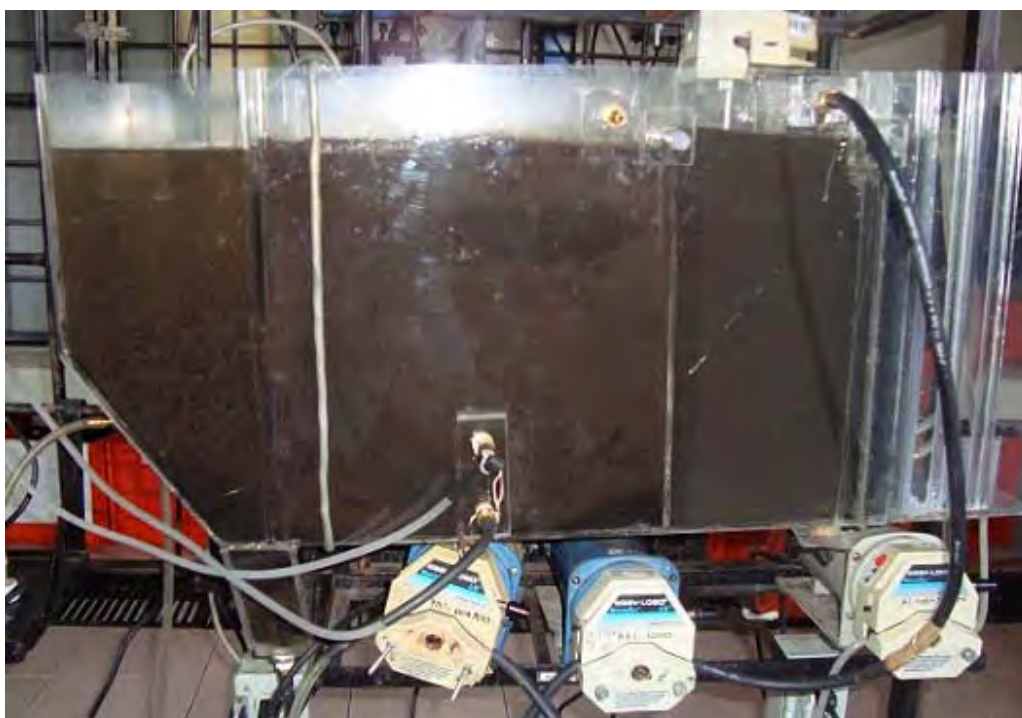


Figura 3.3 Unidad experimental en el primer día de operación

3.6 EVALUACIÓN DEL SISTEMA

Se realizó un seguimiento y evaluación de los parámetros de calidad del agua en diferentes partes del proceso. (Influyente, efluente del reactor anóxico, reactor anóxico, reactor anaerobio, reactor aerobio, recirculación de lodos y efluente general). Los parámetros seleccionados para evaluar la operación del sistema se indican en la Tabla 3.2.

Tabla 3.2 Parámetros de seguimiento y puntos de muestreo

PARÁMETRO	Frecuencia	PUNTO DE MUESTREO						
		Influyente	Reactor anóxico	Efluente R. anóxico	Reactor anaerobio	Reactor aerobio	Rec. de lodos	Efluente
DBO ₅	1/semana	X		X	X			X
DQO _T	2/semana	X		X				X
DQO _{SOB}	2/semana	X		X	X	X	X	
DQO _D	2/semana	X		X	X	X	X	
N - NH ₄ ⁺	2/semana	X		X	X	X	X	X
N - NO ₂ ⁻	2/semana	X		X	X	X	X	X
N - NO ₃ ⁻	2/semana	X		X	X	X	X	X
NT	1/semana	X		X	X	X	X	X
PT	2/semana	X		X	X	X	X	X
SST	2/semana	X		X	X	X	X	X
SSV	2/semana	X		X	X	X	X	X
Alcalinidad	2/semana	X		X	X	X		X
Temperatura	Diario	X	X	X	X	X		X
pH	Diario	X	X	X	X	X		X
OD	Diario	X	X	X	X	X		X
ORP	Diario	X	X	X	X	X		X

El agua de alimentación del reactor se mantuvo agitada durante todo el día para conservar homogénea la concentración de los parámetros de evaluación.

3.6.1 Determinaciones Analíticas

Para la obtención de los valores correspondientes a las diferentes variables de respuesta del sistema tales como DQO, DBO₅, NT, N - NH₄⁺, N - NO₂⁻, N - NO₃⁻ y PT; Los análisis de DQO_T, DBO₅, SST y SSV se realizaron de acuerdo a APHA-AWWA-WPCF (2005); y los de NT, N - NH₄⁺, N - NO₂⁻, N - NO₃⁻ y PT de acuerdo a los métodos espectrofotométricos de Hach, respectivamente. En la Tabla 3.3 se muestran las técnicas analíticas que se usaron para realizar las determinaciones mencionadas y otros parámetros de evaluación.

Tabla 3.3 Técnicas analíticas empleadas para la evaluación del sistema

PARÁMETRO	TÉCNICA ANALÍTICA
Demanda bioquímica de oxígeno DBO ₅	Prueba de DBO en 5 días.
Demanda química de oxígeno DQO	Digestión por reflujo abierto/método de titulación.
Nitrógeno Amoniacal $N - NH_4^+$	Espectrofotometría a 425 nm, método 8038 Hach, Método Nessler rango de 0.02 a 2.5 mg/L $N - NH_4^+$.
Nitritos $N - NO_2^-$	Espectrofotometría a 585 nm, método 8153 Hach, Método de Sulfato Ferroso, rango de 2 a 250 mg/L NO_2^- .
Nitratos $N - NO_3^-$	Espectrofotometría a 500 nm, método 8039 Hach, Método de Reducción con Cadmio, rango de 0.3 a 30 mg/L $N - NO_3^-$.
Nitrógeno Total NT	Espectrofotometría a 410 nm, método 10071 Hach, Digestión con Persulfato, rango de 0.5 a 25 mg/L N.
Fósforo Total PT	Espectrofotometría a 420 nm, método 10127 Hach, Método de Molibdovanadato, rango de 1 a 100 mg/L PO_4^{3-} .
Sólidos Suspendidos Totales SST	Método gravimétrico.
Sólidos Suspendidos Volátiles SSV	Método gravimétrico.
Alcalinidad Total	Método de Titulación.
Temperatura	Medición directa con termómetro digital.
pH	Medición directa con potenciómetro.
Oxígeno Disuelto	Medición directa con electrodo de membrana.
Potencial de Óxido Reducción	Medición directa con medidor de ORP.

3.6.2 Análisis Estadístico

Una parte muy importante del experimento, consiste en seleccionar el tiempo de retención hidráulico (TRH) de la fase anóxica del sistema.

Durante el desarrollo del experimento se utilizarán tres tiempos de retención hidráulico en la etapa anóxica del proceso, los que se expresan como TRH₁, TRH₂ y TRH₃. Los tiempos de retención hidráulicos que se variarán en la fase anóxica serán 0.5, 1 y 1.5 h.

Los tiempos de retención hidráulicos en la fase anaerobia y la fase aerobia se tomaron de la literatura consultada y serán de 2 y 4 h, respectivamente. La recirculación del efluente general a la fase anóxica será del 200% y la recirculación de lodos del 50% a la fase anaerobia, las cuales permanecerán constantes durante los tres experimentos.

Por lo tanto, se realizará el experimento con un solo factor (unifactorial) y se tendrán tres tratamientos: TRH₁, TRH₂ y TRH₃ y puede representarse como se aprecia en la Tabla 3.4.

Tabla 3.4 Características del diseño experimental seleccionado

NIVELES DE FACTOR TRH FASE ANÓXICA	TRH ₁ 0.5 H TRH ₂ 1 H TRH ₃ 1.5 H
VARIABLES de respuesta	DBO ₅ , DQO, NH ₄ , NT PT
VARIABLES controlables consideradas	Q _{inf} Q _{rec} agua Q _{rec} lodos OD _{aerobia}
VARIABLES Medibles no controlables	Temperatura pH

Una vez obtenidos los resultados del experimento, se analizarán para determinar si existe diferencia significativa entre los tres diferentes tratamientos.

Se aplicó un estadístico no paramétrico utilizando la prueba de Kruskal-Wallis para poder establecer si existe una diferencia significativa al incrementar el TRH en la fase anóxica del experimento, ver anexo C.

4. ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

En este capítulo se presentan los resultados obtenidos durante 277 días de experimentación, los resultados permiten interpretar el comportamiento del sistema para las condiciones establecidas.

4.1 CARACTERIZACIÓN DEL AGUA RESIDUAL MUNICIPAL

La composición del agua residual municipal que se utilizó para este experimento se determinó al analizar el agua durante todo el periodo de operación del reactor. En la Tabla 4.1 se presentan los valores promedio de las concentraciones de los parámetros analizados durante las tres etapas de experimentación.

Tabla 4.1 Caracterización del agua residual municipal.

PARÁMETRO	VALOR PROMEDIO	PARÁMETRO	VALOR PROMEDIO
DBO ₅ , mg/L	257 ± 74	PT, mg/L	19.4 ± 2.7
DQO _T , mg/L	518 ± 106	SST, mg/L	353 ± 199
DQO _{SOB} , mg/L	341 ± 89	SSV, mg/L	237 ± 159
DQO _D , mg/L	212 ± 49	Alcalinidad, mg CaCO ₃ /L	279 ± 39
N - NH ₄ ⁺ , mg/L	35 ± 7	Temperatura °C	21 ± 0.95
N - NO ₂ ⁻ , mg/L	3.3 ± 1.2	pH	7.3 ± 0.16
N - NO ₃ ⁻ , mg/L	4.1 ± 1.56	OD, mg/L	0.33 ± 0.1
N-NT, mg/L	45 ± 9		

El agua residual proviene de una unidad habitacional del municipio de Jiutepec, Morelos. El valor de la materia orgánica medida como DBO₅ fue de 257 ± 74 mg/L, la relación DBO₅/DQO_T de 0.5 ± 0.11 indica que el agua residual es fácilmente biodegradable (Metcalf & Eddy, 2003).

Esta agua residual municipal tiene un contenido de materia orgánica medida como DQO_T promedio de 518 ± 106 mg/L, con altas variaciones en la concentración debido a que se trata de un agua real. Por su concentración de materia orgánica se considera de carga media (Metcalf & Eddy, 2003).

Referente a los requerimientos de nutrientes, el agua residual suministrada cuenta con las cantidades necesarias de N y P, para satisfacer las necesidades de los microorganismos. Las concentraciones de NT y PT fueron 45 ± 9 y 19.4 ± 2.7 mg/L, respectivamente. Con respecto a los sólidos suspendidos totales (SST) el $74 \pm 15\%$ de estos son SSV, por lo tanto existe una gran cantidad de materia orgánica biodegradable en suspensión. El influente presenta una concentración de alcalinidad considerada como alta, sin embargo, en otros trabajos se han presentado concentraciones superiores a la de este trabajo como lo reporta Wang *et al* (2004), no obstaculizando la remoción de nutrientes.

Al comparar las concentraciones del agua residual del condominio con las de las aguas residuales municipales típicas, estas se pueden clasificar como de alta concentración con respecto a la cantidad de nutrientes y alcalinidad (Metcalf and Eddy, 2003).

La temperatura promedio del influente es de 21 ± 0.95 °C y el pH es 7.3 ± 0.16 . Estos valores son adecuados para que el agua entre directamente al proceso biológico.

4.2 ACLIMATACIÓN DEL SISTEMA

Para iniciar la operación del sistema de tratamiento se realizó la inoculación del sistema con lodo activado proveniente de una planta de tratamiento de aguas residuales para obtener una concentración de 2500 mg/L de SSTLM en la fase aerobia.

Al transcurrir aproximadamente 60 días se comenzó a observar una estabilización del sistema debido a que en la mayoría de los parámetros analizados presentaron variaciones menores a las mostradas anteriormente.

4.3 OPERACIÓN Y DESEMPEÑO DEL SISTEMA

La operación del reactor comenzó el día 29 de mayo de 2009, se esperó el tiempo necesario para que el reactor se estabilizara. La primera etapa del experimento

tuvo una duración de 145 días, la segunda etapa 90 días y la tercera 42 días. Los TRH en la etapa anóxica fueron de 0.5, 1 y 1.5 h, respectivamente.

A lo largo del presente estudio la carga orgánica volumétrica alimentada al sistema tuvo variaciones que se pueden apreciar en la Tabla 4.2, a pesar de las diferencias mostradas durante el experimento, los valores son muy cercanos a los empleados de manera exitosa por algunos autores (Lee *et al.*, 2005; Wang *et al.*, 2004) para realizar los procesos de remoción de materia orgánica y nutrientes.

Tabla 4.2 COV presentadas durante las diferentes etapas del estudio

ETAPA	CARGA ORGÁNICA VOLUMÉTRICA	UNIDADES
1	0.43 ± 0.05	kgDQO/m ³ d
2	0.56 ± 0.09	kgDQO/m ³ d
3	0.50 ± 0.02	kgDQO/m ³ d

4.3.1 Remoción de Materia Orgánica Carbonosa

Uno de los parámetros más comúnmente utilizados para el control de los sistemas de tratamientos biológicos para aguas residuales municipales es el contenido de materia orgánica medida como DBO₅ o DQO, que a su vez sirven para cuantificar la cantidad de materia orgánica que se está eliminando del sistema.

4.3.1.1 Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO₅)

La materia orgánica medida como DBO₅ en el influente tuvo una concentración de 224 ± 68 mg/L en la etapa 1, se incrementó a 290 ± 73 y 280 ± 61 mg/L en las etapas 2 y 3, respectivamente. Para el efluente anóxico los valores de este parámetro fueron 116 ± 68, 168 ± 46 mg/L y 60 ± 19 mg/L, para cada una de las etapas, respectivamente. A la fase anaerobia llega una menor concentración de materia orgánica de 49 ± 30, 73 ± 25 y 25 ± 12 mg/L, respectivamente, en particular durante la etapa 3 y podría ser una causa de la disminución en la remoción de PT. Para el efluente general las concentraciones promedio fueron menores a 8 mg/L, lo que indica que el proceso tuvo remociones superiores al

96%, obteniéndose mejores resultados durante la etapa 2 debido a que en esta etapa se tiene la mayor carga volumétrica, como se observa en la Figura 4.1.

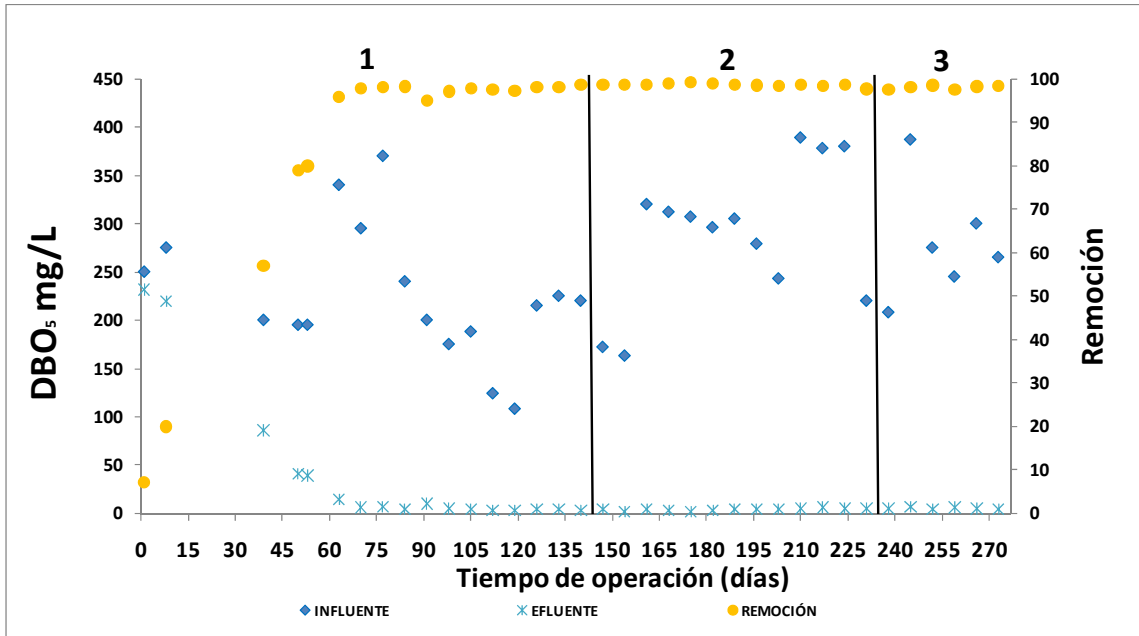


Figura 4.1 Comportamiento de la DBO₅ durante el experimento

4.3.1.2 Demanda Química de Oxígeno Total (DQO_T)

La materia orgánica medida como DQO_T promedio en el influente durante la primera etapa fue de 429 ± 55 mg/L, durante la segunda etapa esta concentración aumentó a 600 ± 95 mg/L, mientras que en la última etapa disminuyó ligeramente a 565 ± 23 mg/L, estas variaciones se deben principalmente a que se trabajó con un agua residual municipal real.

Se observan fluctuaciones considerables en el efluente anóxico hasta el día 102; estas fluctuaciones se deben principalmente a que el sistema se encuentra en la etapa de formación de biomasa; posteriormente las oscilaciones disminuyen hasta alcanzar valores por debajo de 240 mg/L; es decir, en un principio la degradación de la materia orgánica dentro del reactor anóxico es muy variable y a la postre en esta fase los microorganismos consumen aproximadamente la mitad del sustrato disponible en el agua residual. Cuando incrementa la concentración de materia

orgánica en el influente, la concentración en el efluente anóxico también incrementa de manera proporcional.

Una vez que el sistema logra estabilizarse el valor promedio de este parámetro en el efluente general durante la primera etapa fue de 25 ± 16 mg/L, en la segunda etapa aumenta a 35 ± 8 mg/L, y en la última etapa se reduce a 29 ± 5 mg/L. Se obtuvieron valores promedio de remoción de materia orgánica medida como DQO_T muy similares durante las tres etapas entre 94 y 95%, como puede apreciarse en la Figura 4.2.

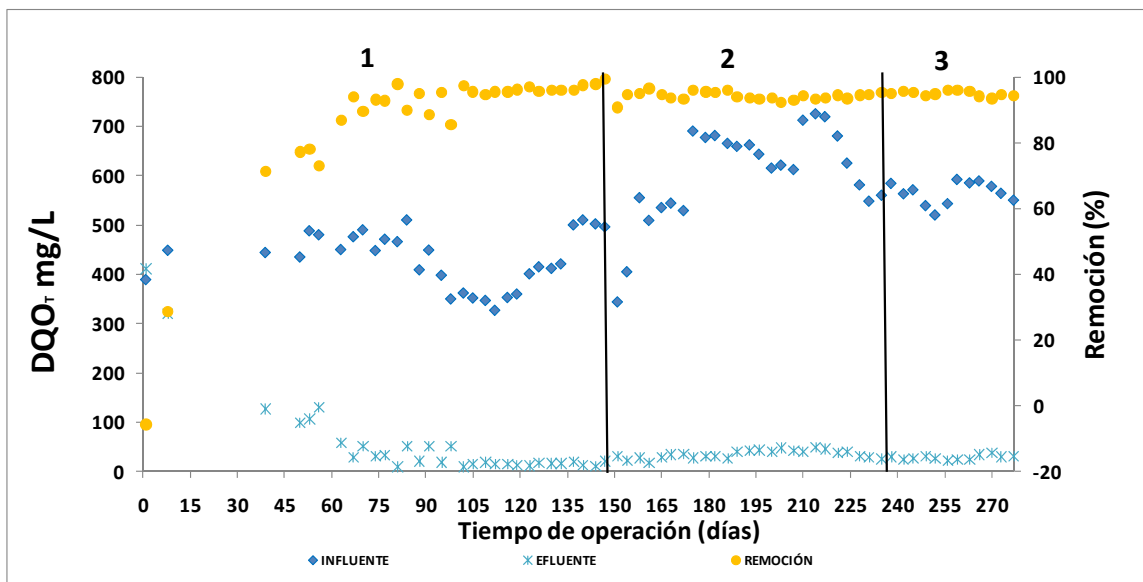


Figura 4.2 Remoción de materia orgánica medida como DQO_T durante el experimento

4.3.1.3 Demanda Química de Oxígeno del Sobrenadante (DQO_{SOB})

En la Figura 4.3 se observa la remoción de materia orgánica medida como DQO_{SOB} . La media de este parámetro en el influente para cada una de las etapas sufrió variaciones, en la etapa 1 el valor promedio fue 269 ± 76 mg/L, en la etapa 2 aumentó a 403 ± 57 mg/L y finalmente en la etapa 3 disminuyó a 368 ± 47 mg/L. Cabe destacar que estos cambios se deben a la variación de la carga orgánica volumétrica. Es importante señalar que el análisis de la DQO_{SOB} se realizó debido a que su determinación es mucho más rápida, respecto a la DQO_D , además este

análisis ha sido utilizado en otros trabajos de investigación exitosamente (Orantes *et al.*, 2001; Vargas, 2005).

Durante la primera etapa, en el efluente anóxico se obtuvo una concentración de 140 ± 61 mg/L, que para la segunda etapa aumenta a 203 ± 57 mg/L y en la tercera etapa disminuye ligeramente. Los días 95 y 98 se alcanzaron valores muy cercanos a los del influente, debido posiblemente a que en esos días se registró una lenta sedimentación de lodo, comparada con los demás días.

La DQO_{SOB} media en la fase anaerobia fue de 78 ± 34 mg/L en la etapa 1, en la etapa 2 aumenta a 130 ± 44 mg/L y en la última etapa disminuye a 113 ± 25 mg/L. El valor para este parámetro en la fase aerobia fue 29 ± 18 mg/L en la etapa 1 y en las etapas 2 y 3 aumenta a 43 ± 13 y 49 ± 8 mg/L, respectivamente; valores bastante similares a los de la recirculación de lodos. Las remociones del sistema fueron superiores al 94 % en las tres etapas.

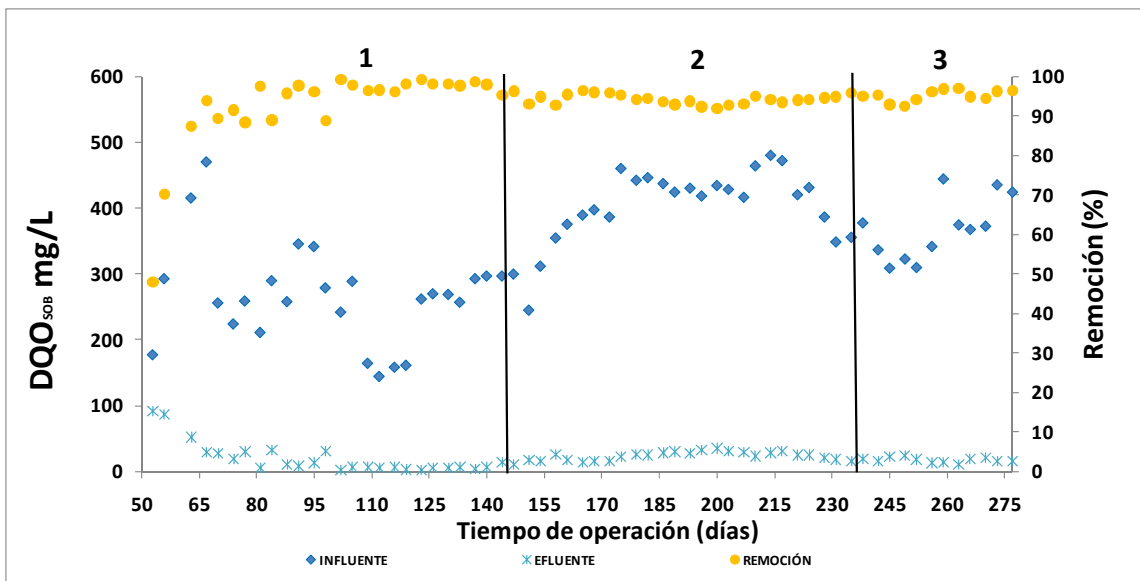


Figura 4.3 Remoción de materia orgánica medida como DQO_{SOB} durante el experimento

4.3.1.4 Demanda Química de Oxígeno Disuelta (DQO_D)

En la Figura 4.4 se presenta la remoción de materia orgánica medida como DQO_D , este parámetro se comenzó a determinar a partir del día 116. La DQO_D promedio en el influente fue de 154 ± 27 mg/L en la primera etapa, en la etapa 2 es de $226 \pm$

45 mg/L y en la etapa 3 se mantiene prácticamente igual. El efluente anóxico alcanza valores de 99 ± 16 mg/L durante la etapa 1, para las etapas 2 y 3 aumenta a cerca de 137 mg/L. La media en la fase anaerobia para la etapa 1 fue de 44 ± 12 mg/L, en la etapa 2 aumenta casi al doble y en la última etapa disminuye a 67 ± 12 mg/L; el valor para este parámetro en la fase aerobia en la etapa 1 fue de 15 ± 7 mg/L y durante las etapas posteriores es casi el doble. En el efluente general las concentraciones promedio fueron menores a 8 mg/L durante las etapas 1 y 3, en la etapa 2 el valor es más del doble. Las remociones fueron 95 ± 1.9 , 92 ± 3.9 y $96 \pm 2.7\%$, respectivamente, para cada una de las etapas.

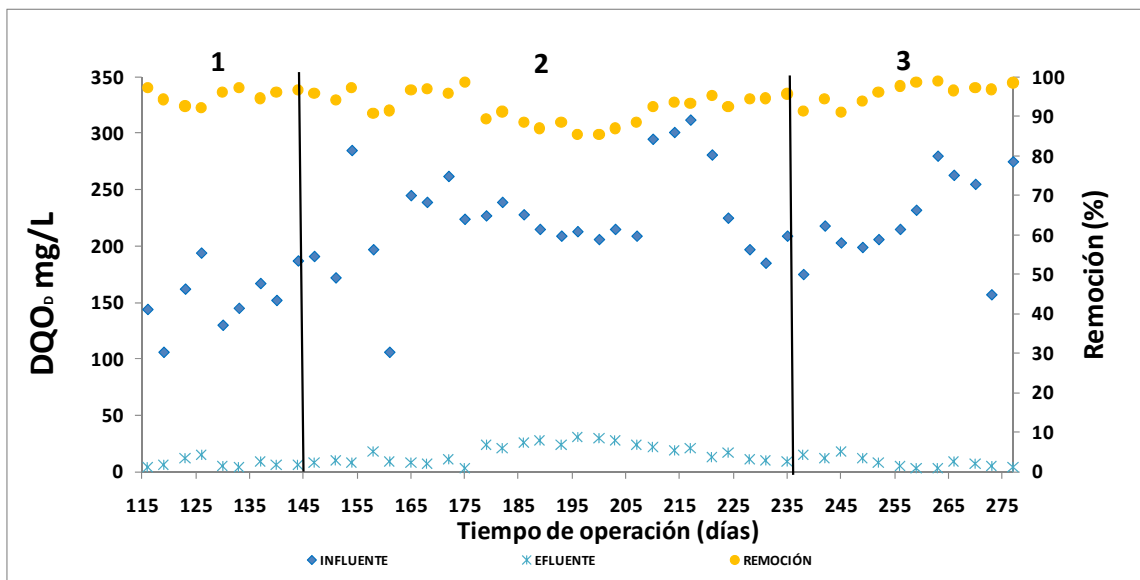


Figura 4.4 Remoción de materia orgánica medida como DQO₅ durante el experimento

Los valores promedio de las fracciones de la DQO, así como las remociones obtenidas se presentan en la Tabla 4.3, dichas determinaciones se realizaron para cuantificar la remoción de materia orgánica en el sistema.

Tabla 4.3 Cuadro comparativo de las fracciones de DQO analizadas.

Parámetro	Influyente	Efluente anóxico	Fase anaerobia	Fase aerobia	Efluente general	Remoción de materia orgánica
ETAPA 1						
DQO_T (mg/L)	429 ± 57	250 ± 125	---	---	25 ± 16	94 ± 4 %
DQO_{SOB} (mg/L)	269 ± 76	140 ± 61	78 ± 34	29 ± 18	14 ± 13	95 ± 4 %
DQO_D (mg/L)	154 ± 27	99 ± 16	44 ± 12	15 ± 7	7 ± 4	95 ± 2 %
ETAPA 2						
DQO_T (mg/L)	600 ± 95	302 ± 79	---	---	35 ± 8	94 ± 2 %
DQO_{SOB} (mg/L)	403 ± 57	203 ± 57	130 ± 44	43 ± 13	23 ± 7	94 ± 1 %
DQO_D (mg/L)	226 ± 45	136 ± 45	80 ± 32	32 ± 12	17 ± 8	92 ± 4 %
ETAPA 3						
DQO_T (mg/L)	565 ± 23	292 ± 32	---	---	29 ± 5	95 ± 1 %
DQO_{SOB} (mg/L)	368 ± 47	194 ± 27	113 ± 25	49 ± 8	17 ± 4	95 ± 1 %
DQO_D (mg/L)	223 ± 39	137 ± 40	67 ± 12	26 ± 9	8 ± 5	96 ± 3 %

4.3.2 Remoción de Compuestos Nitrogenados

4.3.2.1 Nitrógeno Amoniacal

En la Figura 4.5 se presentan las concentraciones de $N - NH_4^+$. En el influente la concentración promedio fue de 34 ± 5.4 mg/L en las etapas 1 y 2; en la etapa 3 se incrementa a 41 ± 7 mg/L.

En el efluente anóxico las concentraciones de este parámetro disminuyen ligeramente. En la fase anaerobia se presentan pequeñas variaciones respecto a los valores del efluente anóxico.

En la fase aerobia se observa una clara tendencia a la disminución del $N - NH_4^+$ a partir del día 60 debido principalmente al proceso de nitrificación, el valor promedio fue de casi 3 mg/L en la etapa 1, e iguales o menores a 1 mg/L en las etapas 2 y 3. En el efluente general se alcanzan valores ligeramente menores a los de la fase aerobia. La remoción de este parámetro se fue incrementando con el avance en cada etapa, obteniéndose la mayor remoción en la etapa 3 con $99 \pm 1.6\%$.

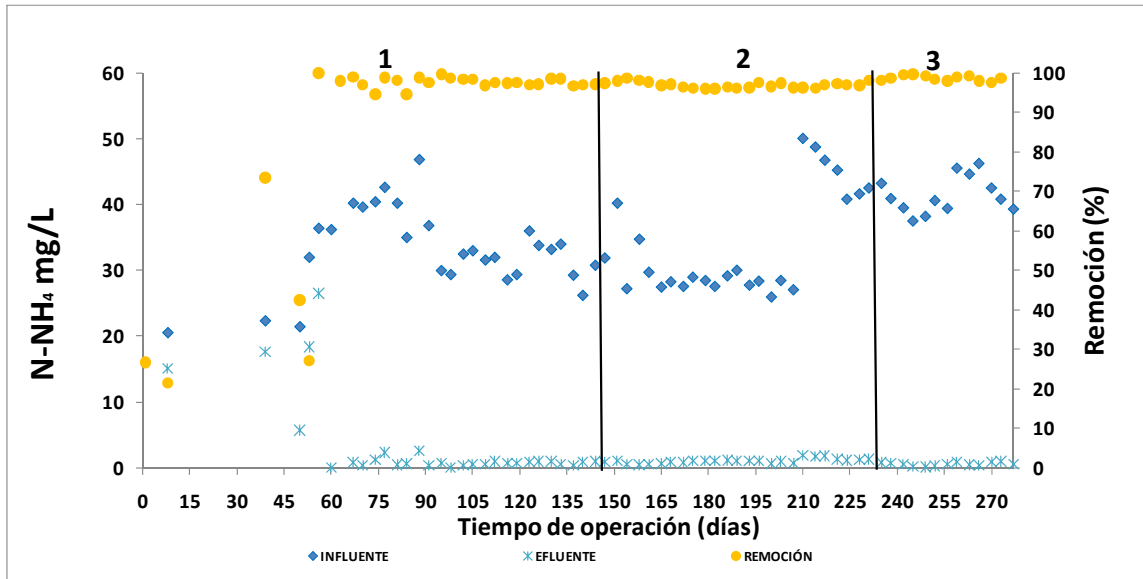


Figura 4.5 Comportamiento del N-NH₄ durante el experimento

4.3.2.2 Nitrógeno de Nitritos

Dado que los nitritos son un compuesto intermedio en los procesos de nitrificación y desnitrificación, se espera que su concentración en el agua sea baja (Castrejón, 2005). En la Figura 4.6 se muestra el comportamiento de las concentraciones de nitrógeno de nitritos en el reactor biológico. En el influente se obtuvo una concentración mayor a 2.9 mg/L, valores poco frecuentes ya que teóricamente debe ser cero, y aunque en otros trabajos se han encontrado concentraciones mayores a cero, estas no son tan altas (Flores, 1998; Morales, 2006). Sin embargo, puede ser una característica particular de esta agua residual.

En el efluente anóxico la concentración de este parámetro varió de 3.1 a 3.3 mg/L durante todo el periodo de experimentación.

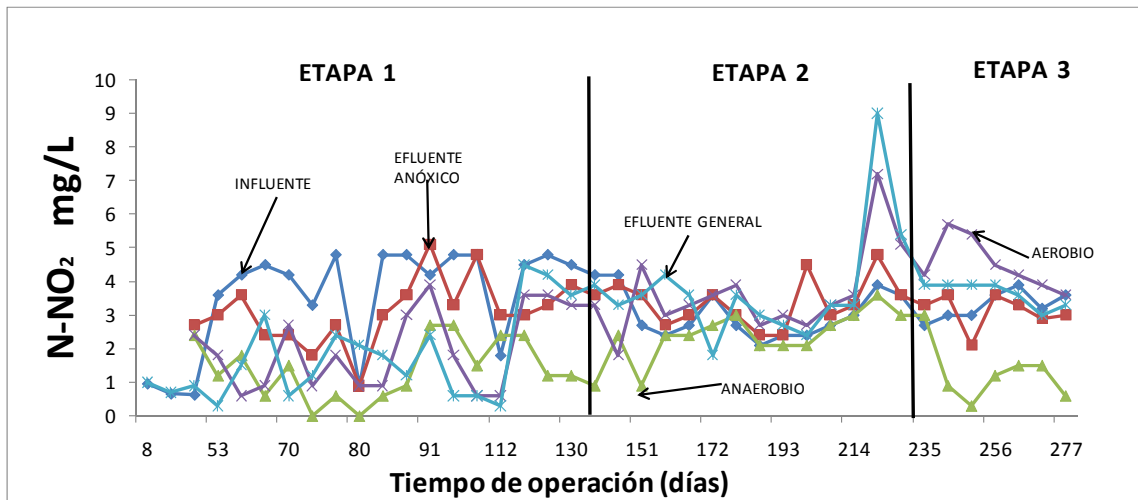


Figura 4.6 Comportamiento del N-NO₂ durante el experimento

En la fase anaerobia la concentración de este parámetro disminuye a valores de 1.4 ± 0.9 , 2.5 ± 0.9 y 1.3 ± 0.9 mg/L en las tres etapas. En la fase aerobia la concentración se incrementa a valores promedio entre 2 y 3 mg/L durante las etapas 1 y 2; y de 4.5 ± 0.78 mg/L durante la etapa 3. La escasa generación de nitritos en presencia de oxígeno disuelto se debe a la poca estabilidad de este compuesto, y debido a que es un paso intermedio en la oxidación completa a nitratos. En el efluente general la concentración osciló entre 2 y 4 mg/L en las tres etapas.

4.3.2.3 Nitrógeno de Nitratos

Los nitratos son una especie importante debido a que constituyen el producto final de la nitrificación, y son por ello, un indicador de la oxidación completa de amonio. En la Figura 4.7 se muestra el comportamiento de las concentraciones de nitrógeno de nitratos en el reactor biológico. En el influente se obtuvieron concentraciones promedio entre 3.5 y 5.5 mg/L; Rusten, (1998) reporta también concentraciones similares en el influente.

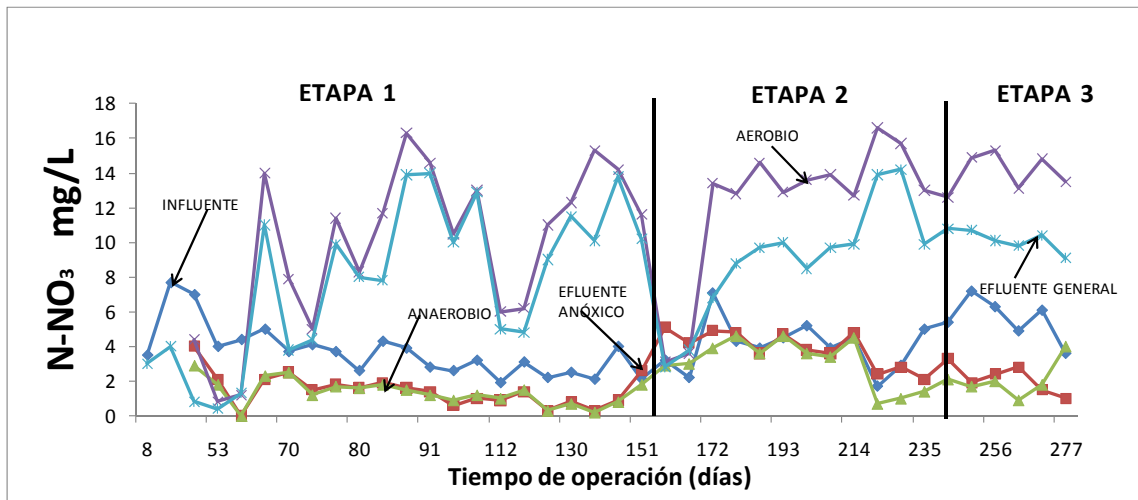


Figura 4.7 Comportamiento del N-NO₃ durante el experimento

En el efluente anóxico las concentraciones de este parámetro durante las etapas 1 y 3 fueron 1.4 ± 0.9 y 2.1 ± 0.8 mg/L, en la etapa 2 es cercano a 4 ± 1 mg/L.

En la fase anaerobia se observa que la concentración es igual a la de la fase anóxica. En otros trabajos se ha demostrado la capacidad de desnitrificación de algunas BAF (Oehmen *et al.*, 2007).

En la fase aerobia la concentración se incrementa a valores de 10 ± 4.6 mg/L en la etapa 1 y se incrementa a 12 ± 3.5 mg/L más en las siguientes etapas. En esta fase del sistema el $\text{N} - \text{NH}_4^+$ se oxida para formar óxidos de nitrógeno, debido a la concentración de oxígeno disuelto. En el efluente general las concentraciones van de 8 ± 4.5 a 10 ± 0.6 mg/L.

4.3.2.4 Nitrógeno Total

En la Figura 4.8 se presenta el comportamiento del nitrógeno total en el reactor biológico, en el influente en las etapas 1 y 3 la concentración promedio fue mayor a 48 mg/L, y en la etapa 2 de 41 ± 9.1 mg/L en promedio.

En el efluente anóxico los valores promedio fueron 43 ± 5.7 , 37 ± 11.5 y 47 ± 1.8 mg/L. En la fase anaerobia se observa una disminución de cuatro unidades en las

etapas 1 y 3, y de dos unidades en la etapa 2; esta diferencia seguramente se atribuye al consumo del nutriente por las bacterias.

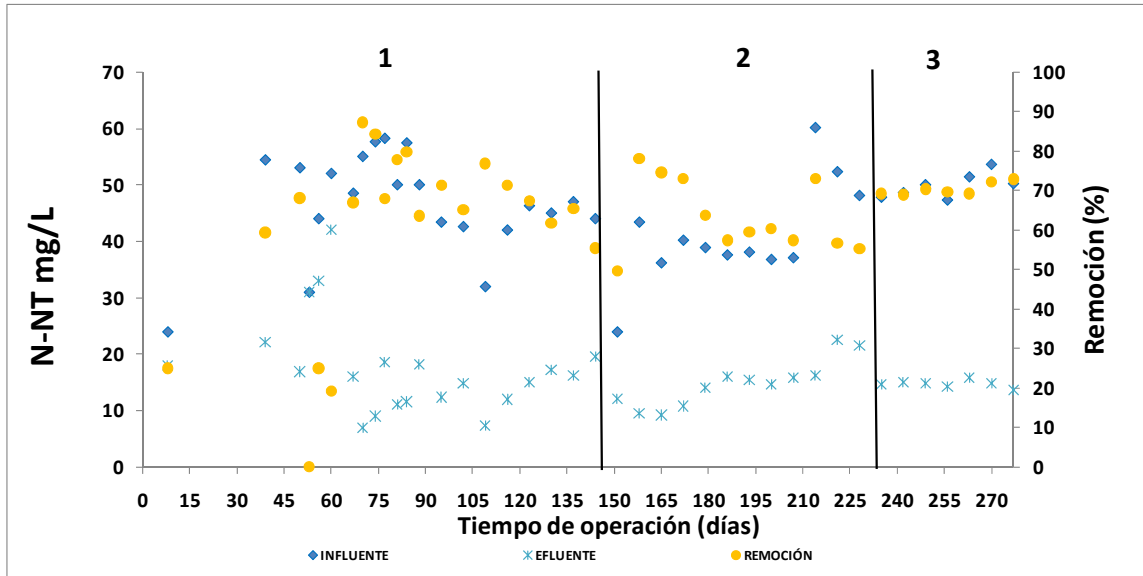


Figura 4.8 Comportamiento del NT durante el experimento

En la fase aerobia el valor promedio de este parámetro fue de 20 ± 7.7 mg/L, mientras que en el efluente general disminuye a cerca de 15 ± 4.5 mg/L durante todas las etapas.

4.3.2.5 Desnitrificación

El agua cruda alimentada al sistema tiene una concentración promedio de nitrógeno de nitratos de 4.1 mg/L, pero si se considera que se está recirculando dos veces el caudal del efluente a la fase anóxica con concentraciones superiores a 9 mg/L, la concentración real de entrada es alrededor de 7.4 mg/L. En el efluente de la fase anóxica este valor se reduce en promedio a 2.3 mg/L, lo que se traduce en una remoción aproximada del 70%.

La concentración de NT disminuye de 48 ± 7 mg/L en el influente a 43 ± 6 mg/L en el efluente anóxico, esto es aproximadamente los 5 mg/L que se reducen de nitratos.

El contenido de OD en esta fase tuvo una concentración promedio de 0.26 mg/L valor que resulta alto para este tipo de ambientes, sin embargo, en otros trabajos se han presentado concentraciones muy semejantes en el tanque anóxico y se obtuvo buena remoción de NT (González y Saldarriaga, 2008).

Los valores del potencial de óxido reducción oscilaron entre -25 y -151 mV, condiciones anóxicas con óxidos de nitrógeno como receptores de electrones.

La temperatura osciló entre 20.1 y 23.2 °C, intervalo que se encuentra dentro de los valores recomendados para que se realice el proceso de desnitrificación de manera favorable (Reddy, 1998). Durante la fase anóxica el pH mantiene valores entre 7.13 y 7.82, valores adecuados para efectuar la desnitrificación (Cervantes-Carrillo *et al*, 2000).

De acuerdo con los resultados obtenidos, en la Figura 4.9 se puede observar que la tasa de desnitrificación es proporcional al incremento de la carga de nitrógeno de nitratos, pero no sucede igual para la carga orgánica volumétrica. Es decir, que la tasa de desnitrificación es mayor cuando se tiene una carga de nitrógeno de nitratos de 0.45 g $\text{N} - \text{NO}_3^-$ /L-d y la COV varía entre 0.3 y 0.5 kgDQO/m³-d; esto resulta contrario a lo que menciona Cervantes-Carrillo (2000), quien considera que la desnitrificación es independiente de la concentración de nitrato debido a que la constante de saturación del nitrato es muy baja. Se considera desnitrificación rápida cuando la tasa de desnitrificación se encuentra en el intervalo de 0.03 a 0.11 kg $\text{N} - \text{NO}_3^-$ /kg SSV-d (U.S. Army Corps of Engineers, 2001); por lo que la desnitrificación en el presente trabajo se considera como tal. Las tasas de desnitrificación promedio se pueden ver en la Tabla 4.4.

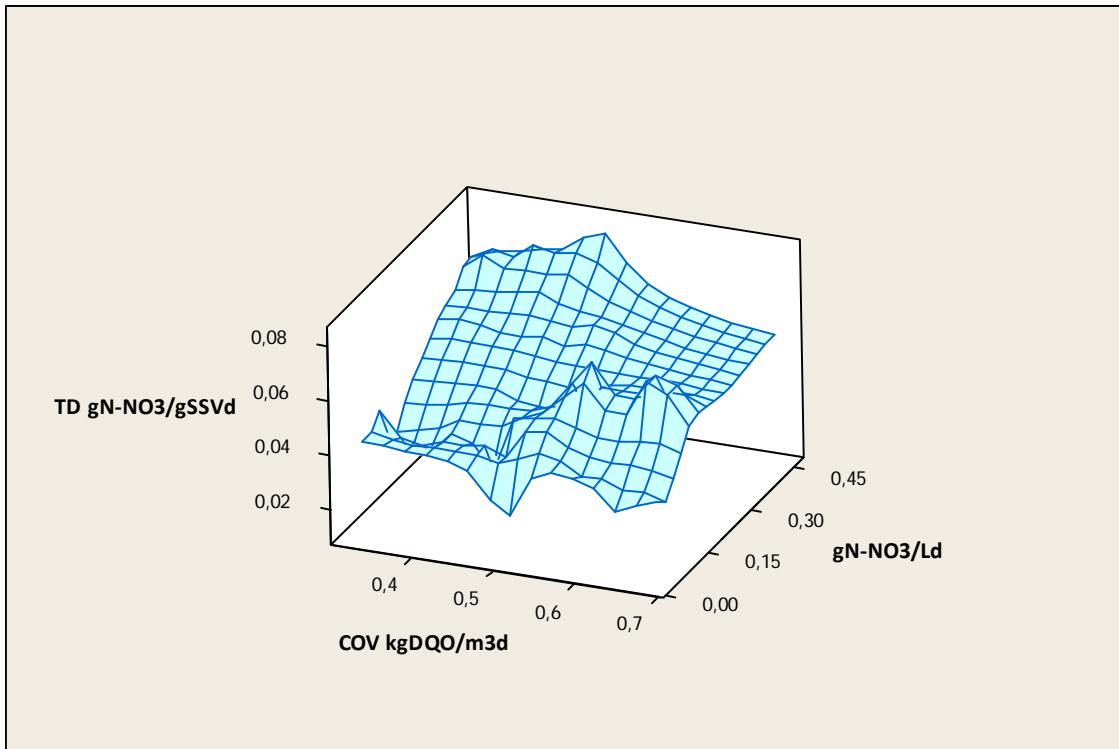


Figura 4.9 Variaciones de la tasa de desnitrificación respecto a la COV y carga de N-NO₃

Tabla 4.4 Tasa de desnitrificación promedio por etapa

Etapa	Tasa de desnitrificación (g N - NO ₃ /gSSV·d)
1	0.049 ± 0.022
2	0.046 ± 0.021
3	0.050 ± 0.007

4.3.2.6 Nitrificación

En la fase aerobia la concentración de $N - NH_4^+$ en el agua cruda aumenta discretamente de la etapa 1 a la 2, no obstante, en la etapa 3 esta aumenta alrededor del 30%. Al aumentar la concentración de nitrógeno amoniacal, se espera también un incremento en la actividad de las bacterias nitrificantes debido a que aumenta su suministro alimenticio (González *et al*, 2002), por lo que la remoción de nitrógeno amoniacal del sistema es de 99% en la tercera etapa con una concentración menor a 1 mg/L en el efluente.

Balance de alcalinidad:

Etapas 1

Alcalinidad de entrada al reactor aerobio = 203 mg de CaCO_3 /L

Nitratos producidos = 9.7 mg/L

Alcalinidad destruida en la nitrificación = $(7.14 \text{ mg } \text{CaCO}_3/\text{mg } \text{N} - \text{NO}_3^-)$ $(9.7 \text{ mg } \text{N} - \text{NO}_3^-)$ = 69.26 mg CaCO_3 /L

De acuerdo a la relación estequiométrica la concentración de alcalinidad debería ser 133 mg CaCO_3 /L, aunque en la fase aerobia se tiene una concentración de 158 mg CaCO_3 /L, por lo que resultan cercanos.

Etapas 2

Alcalinidad de entrada al reactor aerobio = 229 mg de CaCO_3 /L

Nitratos producidos = 12 mg/L

Alcalinidad destruida en la nitrificación = $(7.14 \text{ mg } \text{CaCO}_3/\text{mg } \text{N} - \text{NO}_3^-)$ $(12 \text{ mg } \text{N} - \text{NO}_3^-)$ = 85.68 mg CaCO_3 /L

De acuerdo a la relación estequiométrica la concentración de alcalinidad debería ser 143 mg CaCO_3 /L, aunque en la fase aerobia se tiene una concentración de 157 mg CaCO_3 /L, por lo que resultan cercanos.

Etapas 3

Alcalinidad de entrada al reactor aerobio = 300 mg de CaCO_3 /L

Nitratos producidos = 13.9 mg/L

Alcalinidad destruida en la nitrificación = $(7.14 \text{ mg } \text{CaCO}_3/\text{mg } \text{N} - \text{NO}_3^-)$ $(13.9 \text{ mg } \text{N} - \text{NO}_3^-)$ = 99.25 mg CaCO_3 /L

De acuerdo a la relación estequiométrica la concentración de alcalinidad debería ser 200 mg CaCO_3 /L, aunque en la fase aerobia se tiene una concentración de 179 mg CaCO_3 /L, por lo que resultan cercanos.

El contenido de OD en esta fase tuvo una concentración superior a 3.5 mg/L Los valores del potencial de óxido reducción estuvieron por encima de 100 mV.

La temperatura osciló entre 20.4 y 22.1 °C, intervalo que se encuentra dentro de los valores recomendados para que se realice el proceso de nitrificación de manera favorable (Reddy, 1998).

Durante la fase aerobia el pH mantiene valores entre 7.24 y 7.53, valores adecuados para efectuar la nitrificación (Cervantes-Carrillo *et al*, 2000).

De acuerdo con los resultados conseguidos en la Figura 4.10 se puede observar que las mayores tasas de nitrificación se presentan cuando la carga de alimentación de $N - NH_4^+$ es mayor y los SSVLM son superiores a 1500 mg/L. Las mejores tasas de nitrificación se obtienen con cargas de alimentación de $N - NH_4^+$ superiores a 0.06 kgN - NH_4^+ /m³·d. Es decir, que la tasa de nitrificación es proporcional a las concentraciones de nitrógeno amoniacal en el influente y la concentración de SSVLM. En la Tabla 4.5 se pueden observar las tasas de nitrificación promedio en cada etapa del experimento.

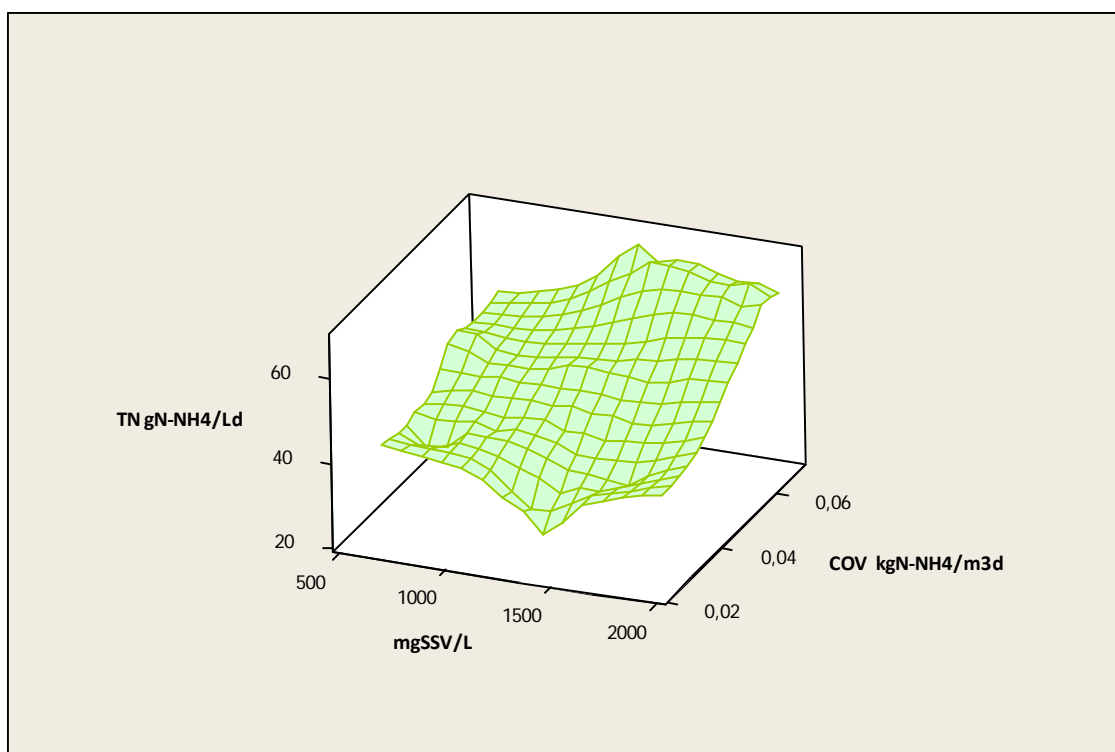


Figura 4.10 Variaciones de la tasa de nitrificación respecto a la COV y SSV

Tabla 4.5 Tasa de nitrificación promedio por etapa

Etapa	Tasa de nitrificación Kg N - NH_4^+ /m ³ ·d
1	0.043 ± 0.008
2	0.044 ± 0.014
3	0.062 ± 0.004

4.3.3 Remoción de Fósforo

4.3.3.1 Fósforo Total

El fósforo total es otro nutriente necesario para el adecuado funcionamiento de los procesos biológicos, además por lo general es el nutriente limitante en el proceso de eutroficación, de tal manera que su remoción de las aguas residuales es importante, es por ello que es uno de los objetivos del presente trabajo. En la Figura 4.11 se presenta el comportamiento de las concentraciones del PT en el sistema. Las concentraciones de fósforo total en el influente durante la realización del experimento fueron superiores a las concentraciones típicas de un agua residual municipal (Metcalf & Eddy, 2003) con un promedio en el influente de 17.8 ± 1.9 mg/L en la etapa 1 y de 21.5 ± 2 mg/L en promedio en las etapas 2 y 3.

En el efluente anóxico existe una ligera disminución en la concentración de PT atribuida al consumo de los microorganismos. En la fase anaerobia el valor promedio se incrementó a 26.7 ± 3.3 , 31.4 ± 4.5 y 36.3 ± 1.9 mg/L durante las tres diferentes etapas, respectivamente; signo de que las bacterias acumuladoras de fósforo se establecieron y desarrollaron dentro del sistema.

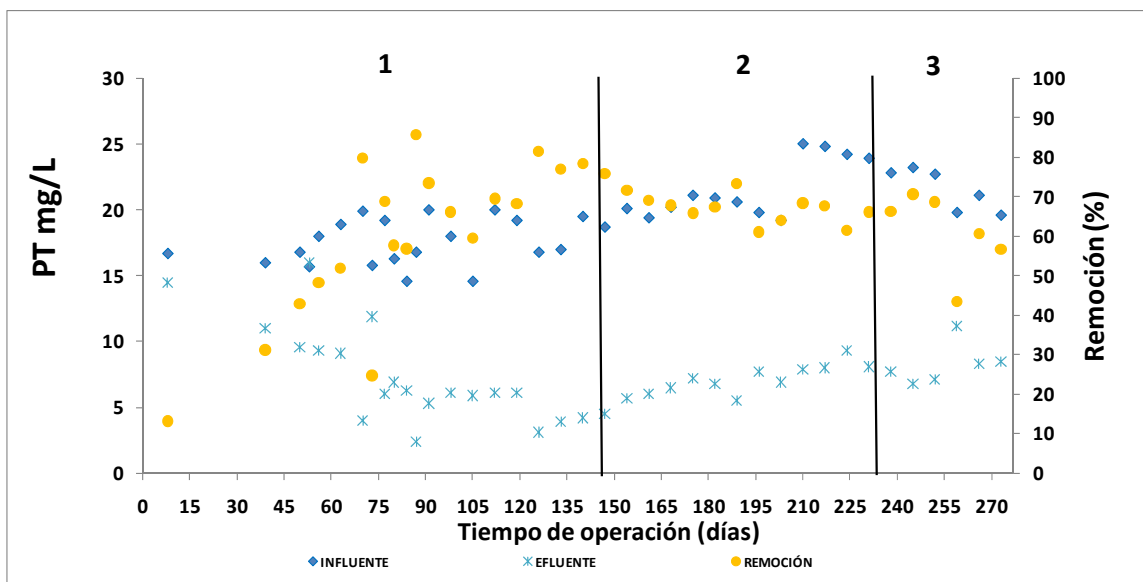


Figura 4.11 Comportamiento del PT durante el experimento

En la fase aerobia, después de que se degradó la mayor parte de la materia orgánica disuelta en el agua residual en las dos fases anteriores, las BAF se encargan de capturar el fósforo, presentando valores promedio menores a 10 mg/L en las tres etapas. En el efluente general las concentraciones promedio fueron de 6 ± 2.4 , 6.9 ± 1.3 y 8.3 ± 1.6 mg/L, valores que se encuentran fuera de los límites máximos permisibles (LMP) de la norma. Se alcanzaron remociones de fósforo superiores 61%.

4.3.3.2 Remoción Biológica de Fósforo

Dos factores influyeron significativamente en la remoción de fósforo: las características del agua residual (relación DQO/PT) y la carga orgánica.

La relación DQO/PT se recomienda que se mantenga entre 15:1 y 25:1 (Castillo de Castro y Tejero, 1999). En la etapa 1 esta relación se encuentra dentro de las relaciones recomendadas, sin embargo en las etapas posteriores estas relaciones son un poco mayores, por lo que podría sugerirse que este es el motivo por el cual la remoción no fue mayor y las concentraciones en el efluente no fueron menores. En el presente trabajo la remoción de fósforo no muestra una tendencia desfavorable al incrementar la carga orgánica, a diferencia de otras investigaciones (Flores, 1998).

La disminución drástica de la concentración de PT en la fase aerobia se presenta debido a que las bacterias utilizan sus reservas de carbono como fuente de energía y acumulan más fósforo del que liberaron durante la fase anaerobia, almacenándolo muy por encima de sus necesidades estequiométricas (Castillo de Castro y Tejero, 1999).

En la etapa 3 la remoción de PT se reduce significativamente, indicando que ocurrió una competencia entre varios heterótrofos por la fuente carbono en la fase anaerobia, y los nitratos recirculados a la fase anaerobia (lodos).

En los sistemas biológicos de remoción de nutrientes, la disponibilidad de la fuente de carbono en el agua residual gobierna la capacidad de remoción de nitrógeno y

fósforo (Lee *et al*, 2005). En el caso de la etapa 3 se tiene la misma concentración de PT en la entrada, sin embargo la concentración de materia orgánica es menor; dado que la flora microbiana heterotrófica es responsable de la eliminación de P requiere una fuente de carbono en las aguas residuales, la asignación de carbono es la clave para el éxito del sistema de diseño de remoción biológica de nutrientes.

4.3.4 Remoción de Sólidos

4.3.4.1 Sólidos Suspendidos Totales (SST)

En la Figura 4.12 se observa que el influente presentó un valor de 183 ± 111 mg/L durante la primera etapa, en la segunda etapa este valor se incrementa casi al triple y en la tercera se reduce a 383 ± 103 mg/L; estas variaciones se deben al cambio de las características del agua residual. La concentración de los SST en el efluente anóxico en la etapa 1 fue de 210 ± 144 mg/L, en la etapa 2 aumentó a 244 ± 113 mg/L y en la última etapa disminuyó ligeramente a menos de 200 mg/L. La concentración de SST se incrementó en algunas ocasiones, debido al desprendimiento de biomasa del soporte del reactor anóxico.

Los sólidos suspendidos totales en el licor mezclado (SSTLM) en la etapa 1 de la fase anaerobia presentan un valor de 1581 ± 556 mg/L, durante las etapas 2 y 3 incrementa más de 50%; estos valores de SSTLM son cercanos a los presentados en otros reactores para remoción biológica de materia orgánica y nutrientes (Flores, 1998).

En la fase aerobia el valor promedio de los SSTLM es de 1476 ± 467 mg/L en la primera etapa, y en las etapas 2 y 3 fue superior a 2000 mg/L. Comparando con otros sistemas similares (Flores, 1998) las concentraciones son ligeramente menores.

En el efluente general la cantidad de SST fue de 21 ± 38 mg/L en la etapa 1, posteriormente se reduce a menos de 10 mg/L durante las etapas 2 y 3. La remoción de SST en la etapa 1 fue de 86 ± 14 %, y en las etapas siguientes superior a 97 %.

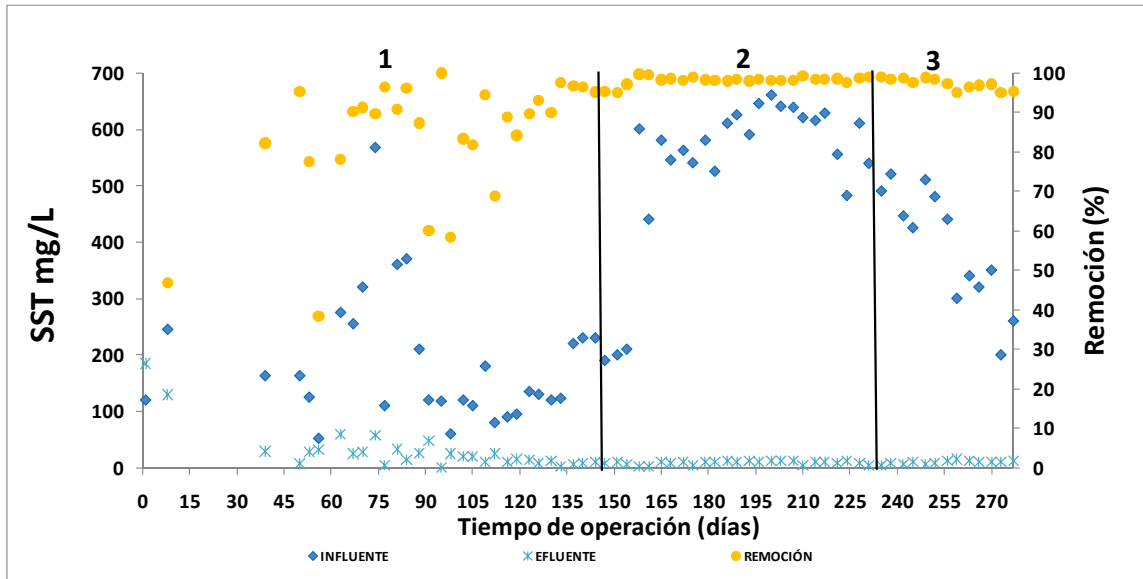


Figura 4.12 Remoción de los SST durante el experimento

4.3.4.2 Sólidos Suspendidos Volátiles (SSV)

En la Figura 4.13 se observan los valores de los SSV, en el influente el valor de este parámetro representa 73 ± 16 % de los SST en las primeras dos etapas y 78 ± 5.2 % en la etapa 3.

Los SSV en el efluente anóxico tuvieron concentraciones menores a 150 mg/L durante la etapa 1 y aumenta a 300 y 400 mg/L aproximadamente en las etapas 2 y 3, respectivamente. En el efluente general la cantidad de SSV en la etapa 1 fue de 12 ± 12 mg/L, y en las etapas siguientes se reduce prácticamente a la mitad. La remoción de SSV para la primera etapa es casi del 90 ± 32 %, en las etapas 2 y 3 es superior a 98.3 ± 1.1 %. Los SSVLM en las fases anaerobia y aerobia representan alrededor 70% de los SSTLM durante las tres etapas.

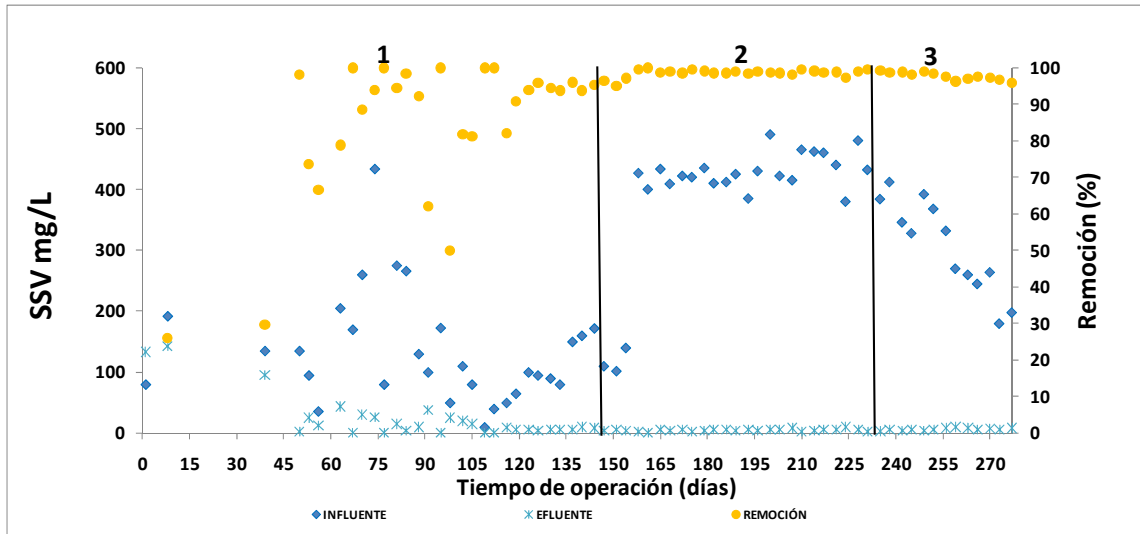


Figura 4.13 Comportamiento de los SSV y SSVLM durante el experimento

4.3.5 Alcalinidad

La alcalinidad en el influente mantiene un valor promedio de 264 ± 57 mg CaCO_3/L en la etapa 1 y el valor aumenta cerca de 9.5% para las etapas 2 y 3; estos valores son superiores a los típicos en aguas residuales municipales (Metcalf & Eddy, 2003).

Las concentraciones promedio en el efluente anóxico fueron de 217 ± 36 , 218 ± 20 y 280 ± 13 mg CaCO_3/L , respectivamente para cada una de las etapas. Si se considera que a esta fase se recircula 2Q del efluente y que tiene una concentración menor a 140 mg/L, la concentración aproximada de alimentación en realidad fue de 175 mg/L y por lo tanto si se produjo alcalinidad.

En la fase anaerobia se registró una ligera disminución respecto al efluente anóxico durante las etapas 1 y 2 debida probablemente a que en conjunto los procesos de fermentación dan lugar a una ligera disminución de alcalinidad (Ferrer y Seco, 2008). Cabe destacar que durante la operación del sistema no se encontraron indicios de acidificación del mismo, por lo que la alcalinidad disponible siempre fue suficiente para amortiguar cambios bruscos en el pH, misma situación la confirma el gráfico de pH que muestra valores siempre superiores a 6.8.

De acuerdo a lo mencionado por Reddy (1998), en el proceso de nitrificación se destruye cierta alcalinidad debido a la oxidación de amonio a nitrato, en la Figura

4.14 se observa que existe una disminución de la alcalinidad de la fase aerobia. En el efluente general fue de 114 ± 28 , 118 ± 32 y 137 ± 38 mg CaCO_3/L , respectivamente, para cada una de las etapas.

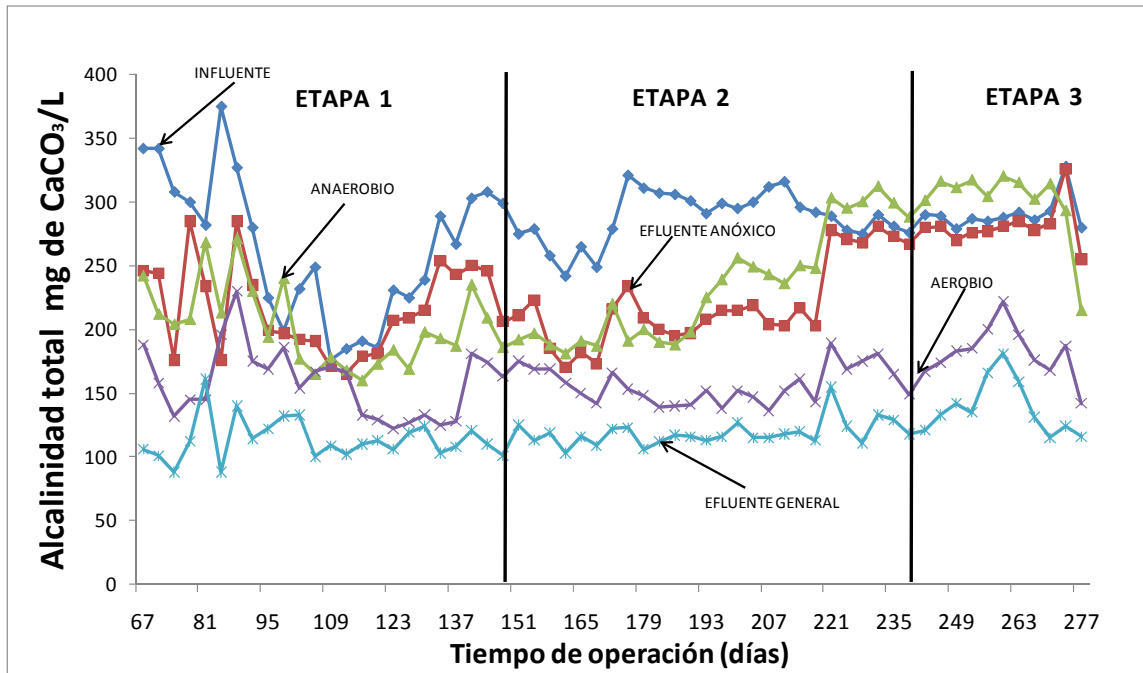


Figura 4.14 Comportamiento de la alcalinidad total durante el experimento

4.3.6 Parámetros de Campo

Debido a que el crecimiento de los microorganismos responsables de la eliminación de nutrientes del agua residual se ve afectado por diversos factores ambientales, a continuación se realiza un análisis del comportamiento de: temperatura, pH, oxígeno disuelto y potencial de óxido reducción durante el experimento.

4.3.6.1 Temperatura

La temperatura es un parámetro de gran importancia en los sistemas de tratamiento biológico de aguas residuales. La importancia radica en que los cambios de temperatura en el agua residual pueden alterar la velocidad de las

reacciones que se llevan a cabo en el proceso, en el desarrollo de los microorganismos, además de afectar la solubilidad del oxígeno en el agua (Metcalf & Eddy, 2003), en la Figura 4.15 se presenta el comportamiento de este parámetro durante las tres etapas del experimento.

La temperatura promedio en el influente durante el periodo de experimentación osciló entre 20.3 y 21.5 °C, temperatura apropiada para no afectar el metabolismo de los microorganismos.

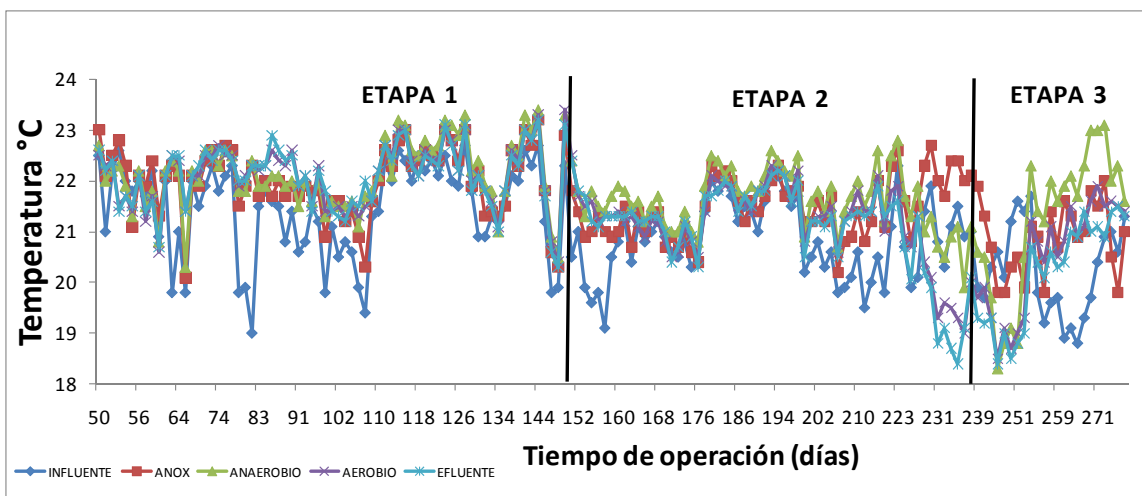


Figura 4.15 Valores de la temperatura durante el experimento

Para el caso de la fase anóxica, la temperatura fluctuó entre 21 y 22 °C, intervalo que se encuentra dentro de los valores recomendados para que se realice el proceso de desnitrificación de manera favorable (Reddy, 1998).

En la etapa anaerobia la temperatura fluctuó entre 21.2 y 22.1 °C, varios autores coinciden en que la temperatura no es un factor que afecte significativamente el proceso de EBF. Sin embargo, Brdjjanovic *et al* (1997), reporta mejores remociones de fósforo cuando la temperatura se encuentra entre 20 y 30 °C.

A pesar de que la temperatura óptima para la nitrificación se encuentra entre 30 y 36 °C, el proceso puede llevarse a cabo entre 20.4 y 22.1 °C (Reddy, 1998), temperaturas registradas en la fase aerobia durante la operación del reactor.

En el efluente la temperatura osciló entre 20.1 y 22.5 °C.

4.3.6.2 Potencial Hidrógeno (pH)

En la Figura 4.16 se presenta el comportamiento del pH durante la experimentación, el valor medio del pH en el influente durante las tres etapas estuvo entre 7.10 y 7.33.

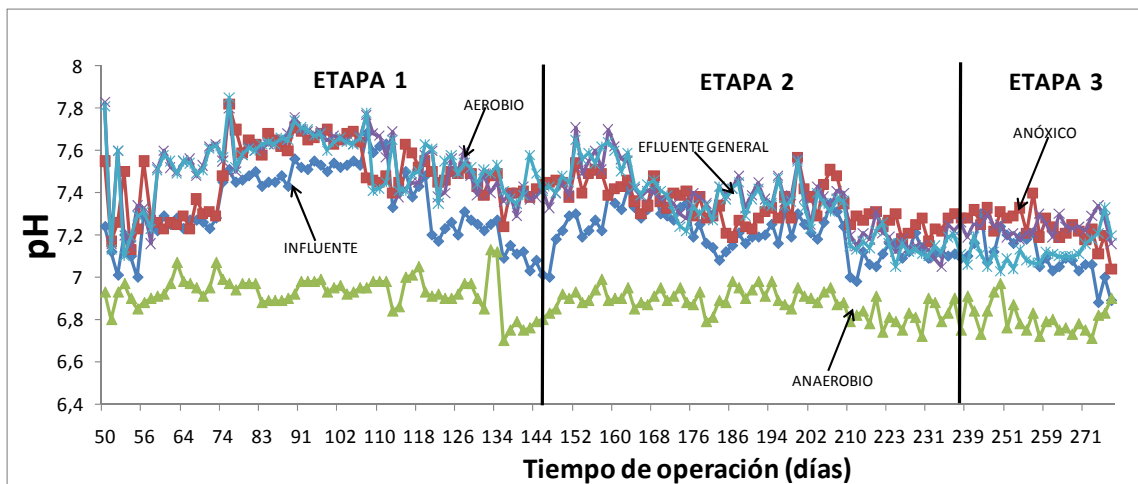


Figura 4.16 Valores de pH durante el experimento

Durante la fase anóxica, el pH mantiene valores entre 7.25 y 7.48, valores adecuados para efectuar la desnitrificación (Cervantes-Carrillo *et al*, 2000).

En el gráfico también se observa que los valores de pH más bajos se presentan en la etapa anaerobia, dicha disminución se debe a la actividad de las bacterias que realizan la hidrólisis y fermentación, que generan entre otros productos AGV por lo que el pH tiende a disminuir. Dentro de la fase anaerobia se presentaron valores menores a 6.93, valores apropiados para realizar el consumo de ortofosfatos (Reddy, 1998). Es importante señalar que debido a la capacidad de amortiguamiento del sistema no se presentaron menores valores de pH.

Durante la fase aerobia el pH mantiene valores entre 7.24 y 7.53, intervalo adecuado para que se lleve a cabo la nitrificación a una tasa máxima (Ferrer y Seco, 2008)

De acuerdo con los resultados obtenidos en la experimentación se presentaron en el sistema los valores de pH favorables para el desarrollo de los microorganismos responsables de la eliminación de nutrientes.

4.3.6.3 Oxígeno Disuelto

En la Figura 4.17 se presentan los valores de oxígeno disuelto. El agua cruda alimentada al reactor presentó un intervalo de concentración de oxígeno disuelto de 0.18 a 0.41 mg/L que decreció en la fase anóxica y posteriormente en la fase anaerobia hasta alcanzar valores menores a 0.1 mg/L; lo que resulta sumamente importante ya que en la fase anaerobia donde se encuentran presentes los microorganismos anaerobios, estos requieren ausencia de oxígeno disuelto para poder degradar la materia orgánica.

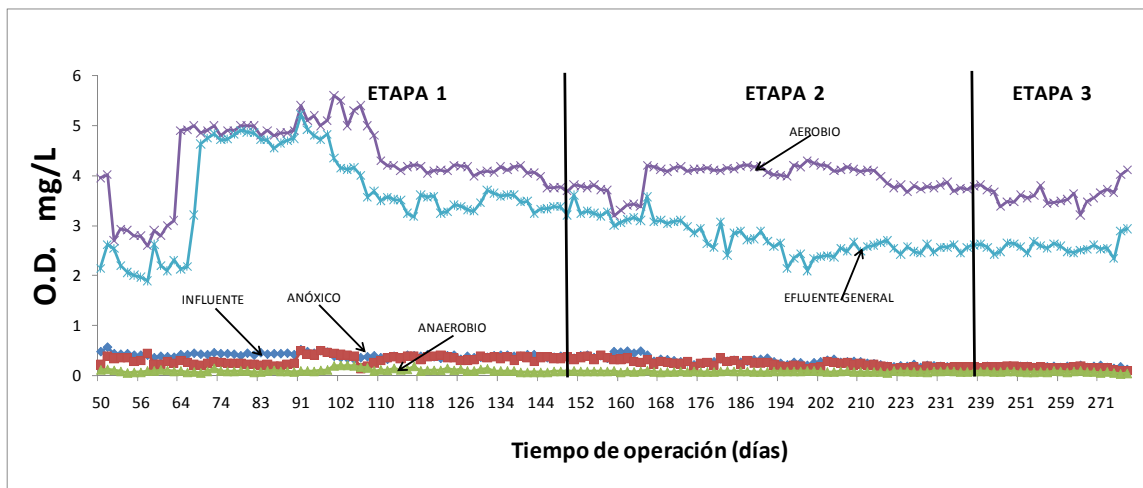


Figura 4.17 Comportamiento del oxígeno disuelto durante el experimento

En la fase anóxica aunque el oxígeno se presenta en forma de óxidos de nitrógeno, no es deseable su presencia en forma disuelta, los valores para esta fase fueron de 0.16 a 0.32 mg/L, se han encontrado algunos trabajos en los que se obtienen buenas remociones de nutrientes con concentraciones similares (González y Saldarriaga, 2008).

En la fase aerobia la concentración de este parámetro siempre fue superior a 3.63 mg/L, asegurando de esta manera el oxígeno suficiente para realizar la nitrificación y la captura de fósforo. En el efluente general del sistema la concentración es menor a la de la fase aerobia.

4.3.6.4 Potencial de Óxido Reducción

Para poder identificar los ambientes en los cuales se desarrollan las reacciones de óxido-reducción, es necesario tomar lecturas del ORP.

En la fase anóxica el valor del potencial de óxido reducción promedio en la etapa 1 fue de -62 ± 37 mV, en las etapas posteriores el valor se reduce por abajo de -167 mV, condiciones anóxicas con óxidos de nitrógeno como receptores de electrones. En la fase anaerobia se presentaron valores negativos que van de -186 a -274 mV indicando que dentro del reactor generalmente prevalecieron condiciones reductoras de *anerobiosis*, de acuerdo a lo mencionado por Correa y Sierra (2004), valores por debajo de -100 mV indican condiciones anaerobias.

Por otra parte en la fase aerobia se observan valores de este parámetro entre $+103$ a $+160$ mV, presentándose condiciones oxidativas con oxígeno y nitratos como receptores de electrones (Correa y Sierra, 2004). El comportamiento del potencial de óxido reducción se presenta en la Figura 4.18.

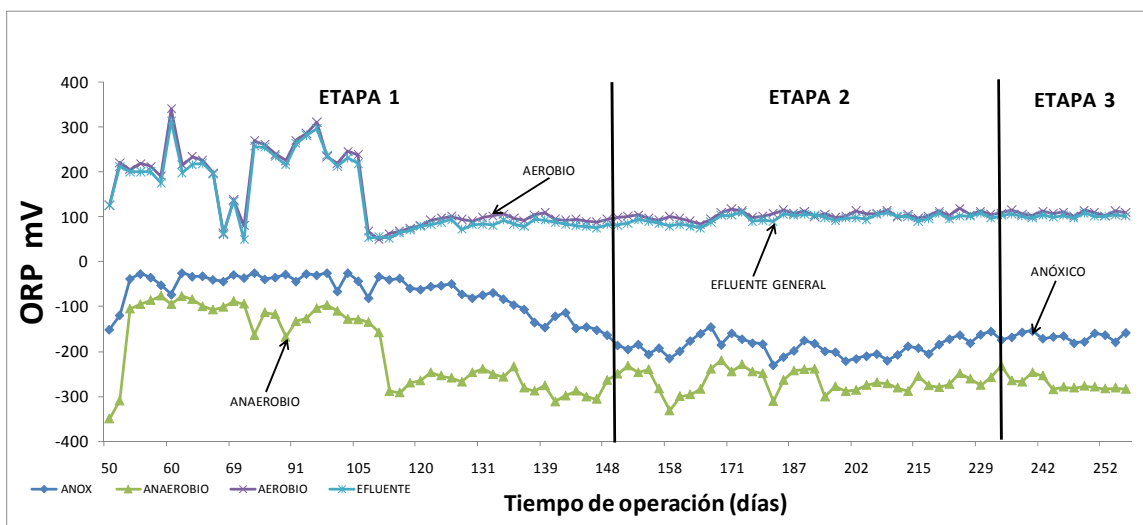


Figura 4.18 Comportamiento del potencial de óxido reducción en el reactor biológico

Relación entre OD y ORP

El potencial de óxido reducción mide la actividad de los electrones, aunque de manera indirecta este parámetro se relaciona con la concentración de oxígeno

disuelto. Como se puede observar en las Figura 4.17 y Figura 4.18 existe una similitud en el comportamiento de estos dos parámetros, cuando el OD tiende a incrementarse también se aprecia un aumento en los valores de ORP, sin embargo, al respecto Guido (2006) menciona al respecto que el OD no es el único elemento que contribuye en la variación del ORP.

El ORP es un parámetro de control muy utilizado en los sistemas de tratamiento de aguas residuales como una medida del carácter oxidante o reductor del mismo.

En la Tabla 4.6 se presentan un resumen de los parámetros de campo medidos durante la operación del reactor.

Tabla 4.6 Resultados promedio de los parámetros de campo

PARÁMETRO	INFLUENTE	FASE ANÓXICA	FASE ANAEROBIA	FASE AEROBIA	EFLUENTE GENERAL
PRIMERA ETAPA					
pH	7.33 ± 0.17	7.48 ± 0.16	6.93 ± 0.08	7.53 ± 0.15	7.53 ± 0.15
Temperatura (°C)	21.5 ± 0.9	22.0 ± 0.7	22.1 ± 0.6	22.1 ± 0.6	22.5 ± 0.6
O.D. (mg/L)	0.41 ± 0.04	0.32 ± 0.08	0.11 ± 0.04	4.32 ± 0.76	3.71 ± 0.90
ORP (mV)	---	- 62 ± 37	- 186 ± 86	160 ± 81	149 ± 80
SEGUNDA ETAPA					
pH	7.21 ± 0.11	7.34 ± 0.10	6.88 ± 0.06	7.36 ± 0.15	7.35 ± 0.15
Temperatura (°C)	20.8 ± 0.9	21.4 ± 0.6	21.7 ± 0.6	21.3 ± 0.6	21.2 ± 0.5
O.D. (mg/L)	0.31 ± 0.08	0.25 ± 0.07	0.08 ± 0.01	3.95 ± 0.26	2.79 ± 0.36
ORP (mV)	---	- 186 ± 22	- 267 ± 26	103 ± 8	95 ± 10
TERCERA ETAPA					
pH	7.10 ± 0.10	7.25 ± 0.07	6.81 ± 0.07	7.24 ± 0.04	7.13 ± 0.18
Temperatura (°C)	20.3 ± 0.9	21.0 ± 0.7	21.2 ± 0.7	20.4 ± 0.8	20.1 ± 0.8
O.D. (mg/L)	0.18 ± 0.02	0.16 ± 0.02	0.08 ± 0.01	3.63 ± 0.19	2.57 ± 0.13
ORP (mV)	---	- 167 ± 10	- 274 ± 13	108 ± 5	101 ± 3

En la Tabla 4.7 se reportan los resultados promedio de los parámetros analizados durante las tres etapas de experimentación.

Tabla 4.7 Resultados promedio de los parámetros analizados durante el experimento

PARÁMETRO	INFLUENTE	FASE ANÓXICA	FASE ANAEROBIA	FASE AEROBIA	EFLUENTE GENERAL	REMOCIÓN
PRIMERA ETAPA						
DBO ₅ (mg/L)	224 ± 68	116 ± 68	49 ± 30	---	8 ± 10	96 ± 5
N - NH ₄ ⁺ (mg/L)	34 ± 5	28 ± 6	27 ± 5	2.9 ± 6	2.5 ± 6	93 ± 17
N - NO ₂ ⁻ (mg/L)	3.87 ± 1.31	3.16 ± 0.97	1.42 ± 0.88	2.02 ± 1.17	2.02 ± 1.39	
N - NO ₃ ⁻ (mg/L)	3.53 ± 1.31	1.4 ± 0.93	1.32 ± 0.77	9.7 ± 4.7	8.02 ± 4.51	
N-T (mg/L)	48 ± 7	43 ± 6	39 ± 5	20 ± 10	14 ± 4	69 ± 9
P-T (mg/L)	17.8 ± 1.9	15.8 ± 2.6	26.7 ± 3.3	7.8 ± 2.3	6 ± 2.4	65 ± 16
SST (mg/L)	183 ± 111	210 ± 144	1518 ± 556	1476 ± 467	21 ± 38	86 ± 14
SSV (mg/L)	134 ± 89	149 ± 118	1037 ± 446	1051 ± 340	12 ± 12	89 ± 13
Alcalinidad (mg CaCO ₃ /L)	264 ± 57	217 ± 36	203 ± 32	158 ± 28	114 ± 17	---
SEGUNDA ETAPA						
DBO ₅ (mg/L)	290 ± 73	168 ± 46	73 ± 25	---	4 ± 1	99 ± 0.5
N - NH ₄ ⁺ (mg/L)	34 ± 8	31 ± 9	29 ± 9	1.2 ± 0.4	1 ± 0.4	97 ± 1
N - NO ₂ ⁻ (mg/L)	2.85 ± 0.56	3.3 ± 0.75	2.5 ± 0.68	2.83 ± 1.28	3.83 ± 1.86	
N - NO ₃ ⁻ (mg/L)	3.79 ± 1.51	3.94 ± 0.96	3.13 ± 1.33	12 ± 4.28	9 ± 3.39	
N-T (mg/L)	41 ± 9	37 ± 11	35 ± 10	19 ± 6	15 ± 4	63 ± 9
P-T (mg/L)	21.4 ± 2.3	20.8 ± 2.5	31.4 ± 4.5	10.2 ± 2.1	6.9 ± 1.3	68 ± 4
SST (mg/L)	535 ± 135	244 ± 113	2555 ± 181	1999 ± 167	9 ± 3	98 ± 1
SSV (mg/L)	392 ± 105	171 ± 84	1675 ± 136	1506 ± 144	5 ± 2	99 ± 1
Alcalinidad (mg CaCO ₃ /L)	289 ± 27	218 ± 20	229 ± 43	157 ± 15	118 ± 11	---
TERCERA ETAPA						
DBO ₅ (mg/L)	280 ± 61	60 ± 19	25 ± 12	---	5 ± 1	98 ± 0.5
N - NH ₄ ⁺ (mg/L)	41 ± 3	40 ± 3	38 ± 3	0.6 ± 0.3	0.5 ± 0.3	99 ± 1
N - NO ₂ ⁻ (mg/L)	3.29 ± 0.42	3.1 ± 0.52	1.29 ± 0.88	4.5 ± 0.77	3.64 ± 0.36	
N - NO ₃ ⁻ (mg/L)	5.5 ± 1.16	2.14 ± 0.78	1.99 ± 0.98	13.9 ± 1.09	10.1 ± 0.89	
N-T (mg/L)	50 ± 2	47 ± 2	43 ± 2	20 ± 2	15 ± 0.7	70 ± 2
P-T (mg/L)	21.5 ± 1.6	20.9 ± 1.9	36.3 ± 1.9	9.3 ± 1.6	8.3 ± 1.6	61 ± 10
SST (mg/L)	383 ± 103	197 ± 99	2496 ± 263	2202 ± 167	10 ± 3	97 ± 1
SSV (mg/L)	300 ± 75	144 ± 72	1844 ± 208	1663 ± 217	7 ± 2	98 ± 1
Alcalinidad (mg CaCO ₃ /L)	289 ± 13	280 ± 13	300 ± 17	179 ± 28	137 ± 22	---

En la Tabla 4.8 se presentan los resultados de remoción de materia orgánica, nutrientes y SST obtenidos en el presente trabajo y se comparan con investigaciones anteriores, para el tratamiento de aguas residuales municipales.

Tabla 4.8 Comparación de sistemas para la eliminación de nutrientes

SISTEMA	REMOCIÓN PROMEDIO (%)				TRH TOTAL (H)	REFERENCIA
	DBO ₅ *	NT	PT	SST		
dPAO/BAF	94.1	61.7	31.6	94.6	7.5	Lee <i>et al</i> , 2005
A ₂ N	93	81	73.6	---	17**	Wang <i>et al</i> , 2004
Etapa 1	96	69	65	86	6.5	El presente trabajo
Etapa 2	99	63	68	98	7	
Etapa 3	98	70	61	97	7.5	

*Remoción de materia orgánica medida como DBO₅

**Considerando la etapa de sedimentación

La remoción de materia orgánica medida como DBO₅ alcanzada mediante el sistema implementado en esta investigación es superior (en las tres etapas), a los logrados por Lee *et al*, 2005 y Wang *et al*, 2004, incluso durante las etapas 1 y 2 que se tiene un menor TRH en la fase anóxica. Debe considerarse que en el proceso híbrido que consiste en organismos acumuladores de fósforo desnitrificadores y filtro biológico aireado (dPAO/BAF, por sus siglas en inglés), con las condiciones de operación del modo 1, se trabajó con una agua con poca carga orgánica (150 mgDQO /L) y el en sistema anaerobio-anóxico/nitrificación (A₂N), en el periodo III de la investigación (del día 161 al 200) con un agua sintética. Para el caso de la remoción de NT y PT en apariencia el sistema A₂N, es mejor, pero si se considera que el TRH es muy alto y además las concentraciones en el influente son relativamente bajas (30 y 6.7 mg/L, respectivamente) resulta más eficiente el sistema propuesto en la presente investigación.

El sistema no presentó variaciones significativas respecto a las variables de operación pH, OD y temperatura; su comportamiento posiblemente permitió favorecer las BAF, pues se ha estudiado que los valores de pH superiores a 7.0 y temperaturas cercanas a 20°C son benéficos para ellas.

El efluente de este sistema cumple con todos los límites máximos permisibles establecidos en la norma NOM-001-SEMARNAT-1996, excepto para el caso del fósforo en los rubros de protección a la vida acuática y estuarios.

De acuerdo al análisis estadístico no paramétrico utilizado (prueba de Kruskal-Wallis) se demostró que existe una diferencia significativa al incrementar el TRH en la fase anóxica del experimento.

En la etapa 2 se presentan las mayores remociones de SST, PT y de materia orgánica medida como DBO_5 ; también durante esta etapa se presenta la mayor carga volumétrica promedio de la investigación ($0.56 \text{ kgDQO/m}^3\text{d}$); las relación C/N fue de 14.6, mientras que la de C/P de 28.

En la etapa 3 con la carga orgánica volumétrica de $0.5 \text{ kgDQO/m}^3\text{d}$ el sistema presentó las mayores tasas de nitrificación y desnitrificación con una relación C/N de 11.3 y la de C/P de 26.2.

Durante la etapa 2 del experimento, debido a que se obtuvieron mejores resultados que los arrojados durante las etapas 1 y 3, excepto en el caso de la remoción de NT, sin embargo, si se cumple con la normatividad mexicana y resulta ser la mejor opción.

De acuerdo al análisis estadístico no paramétrico utilizado (prueba de Kruskal-Wallis) se demostró que existe una diferencia significativa al incrementar el TRH en la fase anóxica del experimento.

Durante las tres etapas de experimentación el sistema demostró ser eficiente en la remoción de materia orgánica y nutrientes. Se obtuvieron efluentes de mejor calidad comparados con los reportados en la literatura para sistemas similares y se estableció que el tiempo de retención hidráulico de una hora en la fase anóxica permite de manera conjunta buenas remociones de materia orgánica y nutrientes en un menor TRH.

5. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

5.1 CONCLUSIONES

Se cumplió con el objetivo de desarrollar un sistema de tratamiento que permitiera la remoción conjunta de materia orgánica y nutrientes de las aguas residuales provenientes de condominios.

El dispositivo para tratamiento de aguas residuales municipales mediante un reactor biológico combinado de fases anóxico-anaerobio-aerobio, operado en continuo con dos recirculaciones probado en esta investigación resultó ser un sistema adecuado para la remoción de materia orgánica y nutrientes. Esta tecnología comparada con otros sistemas similares reportados en la literatura permitió remociones superiores de materia orgánica y nutrientes.

Durante las tres etapas de experimentación el sistema demostró ser eficiente en la remoción de materia orgánica y nutrientes. Se obtuvieron efluentes de mejor calidad comparados con los reportados en la literatura para sistemas que consideran la remoción de materia orgánica y nutrientes.

La incorporación de una fase anóxica inicial con medio fijo fue acertada debido a que permitió alcanzar altas remociones de nitrógeno empleando bajos TRH.

Los resultados indican que con la carga orgánica volumétrica de $0.5 \text{ kgDQO/m}^3\cdot\text{d}$ el sistema presentó las mayores tasas de nitrificación y desnitrificación, sin embargo la mejor remoción promedio de fósforo total se obtuvo con la carga orgánica volumétrica de $0.56 \text{ kgDQO/ m}^3\cdot\text{d}$.

El sistema cumple con los límites máximos permisibles para los parámetros DBO₅, NT y SST indicados en la NOM-001-SEMARNAT-1996. En el caso del PT no cumple en los rubros de protección a la vida acuática y estuarios.

Los altos valores de eliminación de nutrientes y de materia orgánica hacen viable el uso de este sistema de tratamiento para las aguas residuales provenientes de condominios.

5.2 RECOMENDACIONES

Se exhorta a seguir trabajando para mejorar su desempeño en la remoción de nitrógeno y fósforo del sistema aplicando un TRH de una hora en la fase anóxica.

Se sugiere implementar un sistema de aeración que pueda ser modulado, para tener menor concentración de oxígeno disuelto en el efluente que es recirculado a la fase anóxica y de esta manera favorecer el proceso de desnitrificación.

Se recomienda disminuir la recirculación de lodos a la fase anaerobia, purgando una mayor cantidad de lodos del sedimentador y de esta manera mejorar la remoción de PT.

Se pueden probar otros tipos de empaque en la fase anóxica para incrementar el área superficial y mejorar la adherencia de la biopelícula.

6. REFERENCIAS

Anh N. V., Ha T. D., Nhue T. H., Heinss U., Morel A., Moura M. y Schertenleib R. (2002). Decentralized Wastewater Treatment - New concept and Technologies for Vietnamese Conditions. *5th Specialised Conference on Small Water and Wastewater Treatment Systems, Istanbul-Turkey*. pp. 75-84.

APHA-AWWA-WPCF (2005). *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* 21st Ed., Washington, DC, USA.

Atlas R. M. y Bartha R. (2002). *Ecología Microbiana y Microbiología Ambiental*. Editorial Addison-Wesley pp. 696.

Bortone G., Saltarelli R., Alonso V., Sorm R., Wanner J. y Tilche A. (1996). Biological Anoxic Phosphorus Removal-The Dephanox Process. *Water Science Technology* Vol. 34 No. 1-2, pp. 119-128.

Brdjanovic D., Logeman S., Van Loosdrecht M., Hooijmans C., Alaerts G. y Heijnen J. (1998). Influence of Temperature on Biological Phosphorus Removal: Process and Molecular Ecological Studies. *Water Science Technology* Vol 32 No 4 pp 1035–1048.

Castillo de Castro P. y Tejero I. (1999) Consideraciones de Diseño para la Eliminación Biológica de Fósforo Empleando Procesos de Biopelícula. *Ingeniería del Agua* Vol 6 No 1 pp 69–80.

Castrejón P. (2005). Comparación de dos Medios de Soporte de Biopelícula (liso y poroso) para Nitrificación y Desnitrificación de Lixiviados de un Relleno Sanitario. *Tesis de maestría de Ingeniería Ambiental. UNAM*.

Cervantes-Carrillo F., Pérez J. y Gómez J. (2000). Avances en la Eliminación Biológica del Nitrógeno de las Aguas Residuales. *Revista Latinoamericana de Microbiología* 42:73-82.

Chang H. y Ouyang C (2001). Step Feeding Strategy for Enhancing Nitrogen and Phosphorus Removal in AOA Process. *J. Environ. Sci. Health*, A36(4), 587–598.

Choi Y., Shin E. y Dae Lee Y. (1996). Biological Phosphorus Removal from Wastewater in a Single Reactor Combining Anaerobic and Aerobic Conditions. *Water Science Technology* Vol. 34 No. 1-2, pp. 179-186.

Comisión Nacional del Agua (2008). Estadísticas del Agua en México 2008. ISBN 978-968-817-895-9, 1a. edición 2008, Secretaría del Medio Ambiente y Recursos Naturales, México 2008, p. 88-91.

Correa M. y Sierra J. (2004). Remoción integrada de materia orgánica, fósforo y nitrógeno en un sistema de filtros (biofiltros) en serie anaerobio/anóxico/aerobio en condiciones dinámicas. *Facultad de Ingeniería de la Universidad de Antioquia*, Junio, núm. 031, pp. 5-22.

Crites Ron, Tchobanoglous George. (2000). *Tratamiento de Aguas Residuales en Pequeñas Poblaciones*. Editorial McGraw-Hill Interamericana S.A. Bogotá, Colombia. p.p. 776.

Cuevas G., González O. y González S. (1998). Fermentación del agua residual y remoción de nutrientes en reactores discontinuos. *Water Science Technology* Vol. 38 No. 1, pp. 255-264.

DeBarbadillo C. (1995). Optimal Nutrient Removal. *Water Environment & Technology*, 7 (2): 40-44.

Ferrer J. y Seco A. (2008). *Tratamientos Biológicos de Aguas Residuales*. Editorial Alfaomega. pp. 184.

Flores P. (1998). Efecto de la carga orgánica sobre la eliminación biológica de nutrientes en agua residual doméstica con alto contenido de fósforo empleando un sistema de lodos activados modificado. *Tesis de maestría de Ingeniería Ambiental. UNAM.*

Garzón-Zuñiga M. y González S. (1996). Nitrificación en un Reactor Discontinuo con biopelícula que Elimina Fósforo. *Water Science Technology* Vol. 34 No. 1-2, pp. 293-302.

González M. y Saldarriaga J., (2008). Remoción Biológica de Materia Orgánica, Nitrógeno y Fósforo en un Sistema Tipo Anaerobio-Anóxico-Aerobio. *Revista EIA* ISSN 1794-1237 No. 10, pp. 45-53.

González S., Maldonado L. y González O, (2002) Tratamiento de Aguas Residuales Utilizando Biopelículas Sobre un Material Poroso. *Memorias del XXVIII Congreso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental*, Cancún, México, 27-31 de octubre 2002.

Goto M., Kuribayashi S., Nonaka Y. Y Yamazaki M. (2002). Simultaneous Removal of Nitrogen and Phosphorus with A²/O Process using Immobilized Media, *Water Science Technology* Vol. 46 No 11–12 pp 113–119.

Gray S. y Booker N. (2003). Wastewater Services for Small Communities. *Water Science Technology* Vol 47 No 7–8 pp 65–71.

Guido A. (2006) Estudio de los potenciales de óxido-reducción en reactores biológicos que simulan un humedal artificial. *Tesis de maestría de Ingeniería Ambiental. UNAM.*

Ha J. H. y Ong S. K. (2007). Nitrification and Denitrification in Partially Aerated Biological Aerated Filter (BAF) with Dual Size Sand Media. *Water Science Technology* Vol. 55 No. 1-2, pp. 9-17.

Halling-Sørensen, B. y Jörgensen S. (1993). *The Removal of Nitrogen Compounds from Wastewater*. Elsevier Science Publication B.V. 440 pp.

Horan N. (2003). *Suspended Growth Processes*. Eds. Mara D. y Horan N. En: *The Handbook of Water and Wastewater Microbiology*. Academic Press pp. 819.

Jeyanayagam S. (2005). True Confessions of the Biological Nutrient Removal Process. *Florida Water Resources Journal*, 2005. pp. 37-46.

Jiménez B. (2001). *La Contaminación Ambiental en México: Causas, Efectos y Tecnología Apropriada*. Editorial Limusa, Noriega Editores. D.F, México. p.p. 926.

Lee J., Kim J., Lee C., Yun Z., y Choi E. (2005). Biological Phosphorus and Nitrogen Removal with Biological Aerated Filter using Denitrifying Phosphorus Accumulating Organism. *Water Science Technology* Vol. 52 No. 10-11, pp. 569-578.

Metcalf & Eddy, Inc. (2003). *Wastewater Engineering Treatment and Reuse*. McGraw-Hill Companies, Inc. 1819 pp.

Morales J. (2006). Remoción Biológica Simultánea de Fósforo y Nitrógeno de Agua Residual en un Reactor de Lecho Móvil. *Tesis de maestría de Ingeniería Ambiental. UNAM*.

Oehmen A., Lemos P., Carvalho G., Yuan Z., Keller J., Blackall L. y Reis M. (2007). Advances in enhanced biological phosphorus removal: From micro to macro scale. *Water Research* 41, 2271 - 2300.

Orantes J., González S., González O., Wellens A. (2001). Tratamiento de aguas residuales concentradas en un reactor de lecho móvil anaerobio. Primera parte. *Instituto de Ingeniería. UNAM.*

Pavlostathis S.G. y Giraldo-Gómez E. (1991). Kinetics of Anaerobic Treatment. *Water Science Technology* 24(8):35-59.

Reddy M. (1998). *Biological and Chemical Systems for Nutrient Removal*. Editor: Water Environment Federation, pp. 399.

Rodríguez L., Villaseñor J. y Fernández F. (2004). Operational Optimisation of Pilot Scale Biological Nutrient Removal at the Ciudad Real (Spain) Domestic Wastewater Treatment Plant. *Water Air and Soil Pollution* 152: 279-296.

Sasaki K., Yamamoto Y., Tsumura K., Ouchi S. y Mori Y. (1996). *Development of 2-Reactor Intermittent-Aeration Activated Sludge Process for Simultaneous Removal of Nitrogen and Phosphorus*, *Water Science Technology* Vol. 34 No. 1-2, pp. 111-118.

Sheping W., Lifang Y., Guanghui H., Hairong Z. y Dangcong P. (2006). A Pilot Study on a Step-Feeding Anoxic/Oxic Activated Sludge System, IWA Publishing 2006 *Water Science Technology* Vol 53.9 pp. 95-101.

Shigehisa I. y Takane K. (1994). *Wastewater Treatment with Microbial Films*. Technomic Publishing Company, Pennsylvania, USA, pp. 184.

Shin H., Chae S., Jeong H., Kang S. y Lim J. (2002). Behavior of Intracellular Materials and Nutrient in BNR Process Supplied with Domestic Sewage and Food Waste. *Water Environment Federation* Sesión 41-50, pp. 286-297(12).

Spagni A., Buday J., Ratini P. y Bortone G. (2001). Experimental considerations on monitoring ORP, pH, conductivity and dissolved oxygen in nitrogen and phosphorus biological removal processes. *Water Science Technology* Vol 43.11 pp. 197-204.

Speece R. E. (1996). *Anaerobic Biotechnology for Industrial Wastewater*. Vanderbilt University, Archae Press USA.

Sriwiryarat T. y Randall C. (2005). Evaluation of Integrated Fixed Film Activated Sludge Wastewater Treatment Processes at High Mean Cells Residence Time and Low Temperatures. *Journal of Environmental Engineering ASCE* pp. 1550-1556.

Surampalli R., Tyagi R, Scheible O. y Heidman J. (1997). Nitrification, Denitrification and Phosphorus Removal in a Sequential Batch Reactors. *Bioresource. Technology*, Elsevier Science Limited 67, 151-157.

Surampalli R., Banerji S., Tyagi R and Yang P. (2007). Integrated Advanced Natural Wastewater Treatment System for Small Communities. *Water Science Technology* Vol 55 No 11 pp 239–24.

Thörn Marina y Sörensson (1996). Variation of Nitrous Oxide Formation in the Denitrification Basin in a Wastewater Treatment Plant with Nitrogen Removal. *Water Science Technology* Vol 30 No 6 pp 1543–1547.

U. S. Army Corps of Engineers, (2001). *Biological Nutrient Removal*. Technical Bulletin N° 420-49-39, pp 20.

U. S. Environmental Protection Agency, (2007). *Biological Nutrient Removal Processes and Costs*. EPA Number: 823R07002.

Vargas G. (2005). Desempeño de un reactor discontinuo de lecho móvil con biopelículas sobre un medio poroso. *Tesis de maestría de Ingeniería Ambiental. UNAM.*

Wang X. C., Chen R., Zhang Q. H. y Li K. (2008). Optimized Plan of Centralized and Decentralized Wastewater Reuse Systems for Housing Development in the Urban Area of Xi'an, China, *Water Science Technology* Vol. 58.5, 2008, pp. 969-975.

Wang Y., Peng Y., Li T., Takigawa A. y Wang S. (2004). Phosphorus Removal Under Anoxic Conditions in a Continuous-flow A₂N Two-sludge Process, *Water Science Technology* Vol. 50.6, 2004, pp. 37-44.

Winkler M. (2008). *Tratamiento Biológico de Aguas de Desecho*. Ed. Limusa. México. pp. 338.

Ye F. y Li Y., (2009). Enhancement of nitrogen removal in towery hybrid constructed wetland to treat domestic wastewater for small rural communities. *Ecological Engineering* 35 (2009) 1043-1050.

ANEXOS

ANEXO A DETERMINACIÓN DE LA DE BIOMASA ADHERIDA AL SOPORTE

Para determinar la biomasa adherida al material de empaque se tomó una muestra de cada una de las placas del material de soporte de la fase anóxica.

Las muestras se tomaron a diferentes alturas de las placas para que fuera más representativa.

Cada muestra se colocó dentro de un vaso de precipitado previamente tarado, se pesó el vaso con la biomasa y el empaque. Se les agregó 50 ml de agua desionizada, se taparon y se colocaron los vasos dentro de un limpiador ultrasónico (Ultrasonic Cleaner AS5150B) en periodos de 30 min a una frecuencia de 60 kHz.

Una vez concluido el tiempo de limpieza, mediante decantación se separó el soporte del agua con biomasa y se llevó un registro del volumen acumulado de agua de enjuague (V_L).

Se repitió la operación para tener la certeza de que se desprendiera toda la biomasa del material de soporte, es decir, hasta que el agua de la limpieza fuera cristalina. Una vez limpio y seco el material de empaque se pesó (P_E)

A cada una de las muestras finales se le realizó la determinación gravimétrica de SSV.

$$C = (SSV * V_L) / P_E$$

C= concentración de biomasa, (g biomasa/ g de empaque)

SSV = Sólidos suspendidos volátiles, (g/L)

V_L = Volumen acumulado de agua de lavado, (L)

P_E = Peso del material de empaque limpio y seco (g)

El análisis realizado por triplicado arrojó los siguientes resultados.

Etapa 1

$$C_1 = 8.85 \pm 0.42 \text{ g/g}$$

Etapa 2

$$C_2 = 9.19 \pm 0.18 \text{ g/g}$$

Etapa 3

$$C_3 = 9.94 \pm 0.29 \text{ g/g}$$

La cantidad de biomasa en el reactor se obtiene multiplicando C por el peso de cada placa de empaque y después por el número de placas dentro del reactor.

Cada placa tenía un peso promedio de 44.32 ± 0.15 g. El número de placas fue de 3, 6 y 9, respectivamente para cada una de las etapas.

ANEXO B RESULTADOS DE ANÁLISIS EXPERIMENTALES

DBO₅

ETAPA	FECHA	DÍA DE OPERACIÓN	INFLUENTE	EFL ANOX	ANAEROBIO	EFLUENTE
1	29/05/2009	1	250	---	---	232
	05/06/2009	8	275	---	---	220
	06/07/2009	39	200	---	---	86
	17/07/2009	50	195	---	---	41
	20/07/2009	53	195	68	55	39
	30/07/2009	63	340	92	88	14
	06/08/2009	70	295	80	107	6
	13/08/2009	77	370	24	7	7
	20/08/2009	84	240	107	47	4
	27/08/2009	91	200	273	20	10
	03/09/2009	98	175	147	85	5
	10/09/2009	105	188	176	60	4
	17/09/2009	112	124	78	48	3
	24/09/2009	119	108	47	25	3
	01/10/2009	126	215	110	39	4
	08/10/2009	133	225	103	32	4
	15/10/2009	140	220	205	21	3
2	22/10/2009	147	172	160	76	4
	29/10/2009	154	163	141	72	2
	05/11/2009	161	320	169	73	4
	12/11/2009	168	312	129	78	3
	19/11/2009	175	307	117	74	2
	26/11/2009	182	296	151	69	3
	03/12/2009	189	305	199	70	4
	10/12/2009	196	279	185	59	4
	17/12/2009	203	243	162	68	4
	24/12/2009	210	389	243	119	5
	31/12/2009	217	378	255	117	6
3	07/01/2010	224	380	173	20	5
	21/01/2010	238	208	74	46	5
	28/01/2010	245	387	45	11	7
	04/02/2010	252	275	38	25	4
	11/02/2010	259	245	49	16	6
	18/02/2010	266	300	85	22	5
	25/02/2010	273	265	70	28	4

DQO_T

ETAPA	FECHA	DÍA DE OPERACIÓN	INFLUENTE	EFL ANOX	EFLUENTE
1	29/05/2009	1	389	---	411
	05/06/2009	8	449	---	320
	06/07/2009	39	444	---	127
	17/07/2009	50	435	306	99
	20/07/2009	53	488	436	107
	23/07/2009	56	480	161	130
	30/07/2009	63	450	119	59
	03/08/2009	67	476	178	29
	06/08/2009	70	490	103	51
	10/08/2009	74	448	418	31
	13/08/2009	77	471	356	34
	17/08/2009	81	466	205	10
	20/08/2009	84	510	145	52
	24/08/2009	88	409	454	21
	27/08/2009	91	449	312	51
	31/08/2009	95	398	462	19
	03/09/2009	98	350	509	51
	07/09/2009	102	362	457	10
	10/09/2009	105	352	222	16
	14/09/2009	109	347	124	19
	17/09/2009	112	327	134	15
	21/09/2009	116	353	132	16
	24/09/2009	119	360	138	14
	28/09/2009	123	401	218	12
	01/10/2009	126	415	229	18
	05/10/2009	130	412	231	17
	08/10/2009	133	421	239	17
	12/10/2009	137	500	209	20
	15/10/2009	140	510	217	13
	19/10/2009	144	502	188	11
2	22/10/2009	147	496	199	21
	26/10/2009	151	344	91	32
	29/10/2009	154	405	227	22
	02/11/2009	158	555	159	28
	05/11/2009	161	509	185	18
	09/11/2009	165	535	241	29
	12/11/2009	168	544	229	35
	16/11/2009	172	529	247	36
	19/11/2009	175	690	300	28
	23/11/2009	179	677	368	31
	26/11/2009	182	681	355	32

	30/11/2009	186	665	349	27
--	------------	-----	-----	-----	----

DQO_T

ETAPA	FECHA	DÍA DE OPERACIÓN	INFLUENTE	EFL ANOX	EFLUENTE
2	03/12/2009	189	659	364	40
	07/12/2009	193	662	371	42
	10/12/2009	196	643	345	44
	14/12/2009	200	615	341	40
	17/12/2009	203	621	355	48
	21/12/2009	207	612	346	43
	24/12/2009	210	712	355	41
	28/12/2009	214	725	378	49
	31/12/2009	217	719	382	46
	04/01/2010	221	680	359	38
	07/01/2010	224	625	324	41
	11/01/2010	228	581	345	32
	14/01/2010	231	548	322	29
	18/01/2010	235	560	316	26
3	21/01/2010	238	584	338	30
	25/01/2010	242	563	325	25
	28/01/2010	245	571	349	27
	01/02/2010	249	539	275	31
	04/02/2010	252	520	290	27
	08/02/2010	256	543	271	22
	11/02/2010	259	592	310	24
	15/02/2010	263	585	287	25
	18/02/2010	266	589	269	35
	22/02/2010	270	578	259	38
	25/02/2010	273	564	250	30
01/03/2010	277	550	283	32	

DQO_{SOB}

ETAPA	FECHA	DÍA DE OPERACIÓN	INFLUENTE	EFL ANOX	ANAEROBIO	AEROBIO	EFLUENTE	REC LODO	
1	20/07/2009	1	177	84	102	110	92	100	
	23/07/2009	8	293	119	129	107	87	90	
	30/07/2009	39	416	110	54	62	52	59	
	03/08/2009	50	471	96	71	56	29	45	
	06/08/2009	53	256	81	34	17	27	51	
	10/08/2009	56	224	57	37	30	19	84	
	13/08/2009	63	259	106	51	46	30	32	
	17/08/2009	67	211	89	46	30	5	50	
	20/08/2009	70	290	94	104	74	32	37	
	24/08/2009	74	258	155	45	33	11	25	
	27/08/2009	77	346	166	107	37	8	51	
	31/08/2009	81	342	320	100	36	13	52	
	03/09/2009	84	279	260	99	56	31	31	
	07/09/2009	88	242	147	39	30	2	37	
	10/09/2009	91	289	97	29	15	6	33	
	14/09/2009	95	164	91	81	13	6	16	
	17/09/2009	98	144	71	62	12	5	13	
	21/09/2009	102	158	104	70	15	6	12	
	24/09/2009	105	161	112	73	11	3	9	
	28/09/2009	109	262	186	122	19	2	8	
	01/10/2009	112	270	189	127	16	5	10	
	05/10/2009	116	269	181	129	15	5	10	
	08/10/2009	119	257	179	131	16	6	12	
	12/10/2009	123	293	167	135	18	4	10	
	15/10/2009	126	297	154	71	21	6	11	
	19/10/2009	130	297	141	54	25	14	26	
	2	22/10/2009	147	300	137	77	22	11	18
		26/10/2009	151	245	70	44	26	17	19
29/10/2009		154	312	185	166	21	16	17	
02/11/2009		158	355	100	51	35	26	34	
05/11/2009		161	376	55	48	22	17	38	
09/11/2009		165	390	191	119	46	14	33	
12/11/2009		168	398	185	105	39	16	32	
16/11/2009		172	387	178	93	31	16	27	
19/11/2009		175	461	197	143	33	22	35	
23/11/2009		179	443	226	131	45	26	49	
26/11/2009		182	447	230	105	38	25	44	
30/11/2009		186	438	219	102	42	28	45	
03/12/2009		189	425	214	126	51	30	48	
07/12/2009		193	431	226	121	49	27	51	
10/12/2009	196	419	234	133	55	32	47		

	14/12/2009	200	435	260	128	62	35	55
--	------------	-----	-----	-----	-----	----	----	----

DQO_{SOB}

ETAPA	FECHA	DÍA DE OPERACIÓN	INFLUENTE	EFL ANOX	ANAEROBIO	AEROBIO	EFLUENTE	REC LODO
2	17/12/2009	203	429	257	141	59	31	52
	21/12/2009	207	417	238	135	49	29	57
	24/12/2009	210	465	224	163	26	23	37
	28/12/2009	214	481	263	179	35	28	41
	31/12/2009	217	473	249	188	39	31	45
	04/01/2010	221	421	251	174	62	25	56
	07/01/2010	224	432	269	198	53	25	69
	11/01/2010	228	387	240	183	58	21	62
	14/01/2010	231	349	200	174	62	18	57
	18/01/2010	235	356	188	161	58	15	51
3	21/01/2010	238	378	185	102	46	19	43
	25/01/2010	242	337	177	110	39	16	44
	28/01/2010	245	309	137	76	60	22	70
	01/02/2010	249	323	215	98	59	24	60
	04/02/2010	252	310	182	126	38	18	35
	08/02/2010	256	342	194	135	41	13	44
	11/02/2010	259	445	225	172	48	14	91
	15/02/2010	263	375	233	104	48	11	54
	18/02/2010	266	368	208	96	51	19	58
	22/02/2010	270	373	199	115	54	21	63
	25/02/2010	273	436	161	98	43	16	25
	01/03/2010	277	425	210	126	59	15	47

DQO_D

ETAPA	FECHA	DÍA DE OPERACIÓN	INFLUENTE	EFL ANOX	ANAEROBIO	AEROBIO	EFLUENTE	REC LODO
1	21/09/2009	116	144	70	51	5	4	5
	24/09/2009	119	106	102	33	10	6	7
	28/09/2009	123	162	93	36	27	12	24
	01/10/2009	126	194	84	27	22	15	19
	05/10/2009	130	130	107	33	14	5	9
	08/10/2009	133	145	121	58	13	4	9
	12/10/2009	137	167	115	61	18	9	14
	15/10/2009	140	152	109	55	16	6	15
	19/10/2009	144	187	88	43	10	6	20
2	22/10/2009	147	191	89	49	16	8	13
	26/10/2009	151	172	68	32	16	10	14
	29/10/2009	154	285	171	132	12	8	15
	02/11/2009	158	197	88	40	35	18	23
	05/11/2009	161	106	37	19	15	9	17
	09/11/2009	165	245	88	62	40	8	22
	12/11/2009	168	239	86	36	31	7	21
	16/11/2009	172	262	91	67	22	11	19
	19/11/2009	175	224	179	29	20	3	15
	23/11/2009	179	227	185	108	40	24	45
	26/11/2009	182	239	190	95	31	21	39
	30/11/2009	186	228	168	88	37	26	39
	03/12/2009	189	215	175	101	42	28	35
	07/12/2009	193	209	166	93	40	24	38
	10/12/2009	196	213	154	96	50	31	40
	14/12/2009	200	206	133	87	52	30	42
	17/12/2009	203	215	120	86	51	28	40
	21/12/2009	207	209	109	81	46	24	40
	24/12/2009	210	295	158	120	22	22	35
	28/12/2009	214	301	155	115	24	19	27
	31/12/2009	217	312	164	123	29	21	38
	04/01/2010	221	281	187	131	32	13	21
	07/01/2010	224	225	211	87	23	17	21
	11/01/2010	228	197	144	76	34	11	25
14/01/2010	231	185	120	68	36	10	41	
18/01/2010	235	209	104	59	29	9	33	

DQO_D

ETAPA	FECHA	DÍA DE OPERACIÓN	INFLUENTE	EFL ANOX	ANAEROBIO	AEROBIO	EFLUENTE	REC LODO
3	21/01/2010	238	175	121	64	35	15	42
	25/01/2010	242	218	115	68	31	12	39
	28/01/2010	245	203	110	60	32	18	51
	01/02/2010	249	199	110	67	25	12	45
	04/02/2010	252	206	117	81	21	8	41
	08/02/2010	256	215	101	73	18	5	39
	11/02/2010	259	232	222	37	14	3	52
	15/02/2010	263	280	193	81	24	3	37
	18/02/2010	266	263	155	70	19	9	42
	22/02/2010	270	255	168	63	21	7	38
	25/02/2010	273	157	96	58	22	5	22
	01/03/2010	277	275	136	80	45	4	31

N - NH₄⁺

ETAPA	FECHA	DÍA DE OPERACIÓN	INFLUENTE	EFL ANOX	ANAEROBIO	AEROBIO	EFLUENTE	REC LODO
1	05/06/2009	8	20,6	---	---	---	15,1	---
	06/07/2009	39	22,4	---	---	---	17,6	---
	17/07/2009	50	21,5	9	3,7	3,8	5,7	13,2
	20/07/2009	53	32	16,6	20,8	19	18,4	28,6
	23/07/2009	56	36,4	11,6	12,4	28,8	26,5	31
	27/07/2009	60	36,2	29,6	29	0,2	0	1
	03/08/2009	67	40,2	28,8	28,5	1,4	0,8	1,2
	06/08/2009	70	39,6	28,9	26,6	1,8	0,4	4,4
	10/08/2009	74	40,4	38	34	2,6	1,2	1,8
	13/08/2009	77	42,6	32,2	29,9	2,1	2,3	3,5
	17/08/2009	81	40,2	26,8	27,6	0,9	0,45	0,8
	20/08/2009	84	35	29,1	26,45	0,1	0,62	0,3
	24/08/2009	88	46,8	35	32,5	2,75	2,53	0,6
	27/08/2009	91	36,8	31	29,2	0,36	0,42	1,66
	31/08/2009	95	30	25	21,1	0,58	0,71	1,28
	03/09/2009	98	29,4	23	26,4	0,7	0,09	4,8
	07/09/2009	102	32,5	30,6	31	1	0,42	1,6
	10/09/2009	105	33	29,8	26	0,8	0,52	0,92
	14/09/2009	109	31,6	29,4	28,4	0,7	0,5	0,9
	17/09/2009	112	32	28,7	28,5	1,5	0,99	1,2
	21/09/2009	116	28,6	26,3	25,1	0,8	0,71	1
	24/09/2009	119	29,4	24,4	23,34	0,62	0,76	0,7
	28/09/2009	123	36	34,1	32,9	1,4	0,85	1,33
	01/10/2009	126	33,8	32	31,5	1,2	1	1,06
	05/10/2009	130	33,2	30,9	27,8	0,98	0,95	0,92
	08/10/2009	133	34	32	31,1	0,84	0,5	1,59
12/10/2009	137	29,3	28,3	27,6	0,8	0,43	1,62	
15/10/2009	140	26,25	20,9	16,4	1,12	0,87	1,28	
19/10/2009	144	30,8	29,4	24	0,96	0,95	1,19	
2	22/10/2009	147	31,9	30,5	27	0,82	0,9	1,06
	26/10/2009	151	40,2	37,1	32	1,16	1,04	0,8
	29/10/2009	154	27,3	23	25	0,76	0,55	1,2
	02/11/2009	158	34,8	30,6	30	1,8	0,47	0,92
	05/11/2009	161	29,75	17,65	17,5	0,76	0,55	1,1
	09/11/2009	165	27,5	18	17,5	0,9	0,62	1,2
	12/11/2009	168	28,3	22,2	20,1	1,1	0,89	0,99
	16/11/2009	172	27,6	25,1	24,3	1,04	0,78	1,06
	19/11/2009	175	29	23,4	22,6	1,47	1,05	3,2
	23/11/2009	179	28,5	26,1	24,3	1,32	1,09	2,44
	26/11/2009	182	27,6	25	22,9	1,26	1,1	2,17
	30/11/2009	186	29,2	26,1	22,3	1,54	1,15	2,01

	03/12/2009	189	30,05	24,8	21,5	1,48	1,06	1,98
--	------------	-----	-------	------	------	------	------	------

N - NH₄⁺

ETAPA	FECHA	DÍA DE OPERACIÓN	INFLUENTE	EFL ANOX	ANAEROBIO	AEROBIO	EFLUENTE	REC LODO
2	07/12/2009	193	27,8	23,6	21,1	1,16	1,09	2,01
	10/12/2009	196	28,4	24,2	21,9	1,09	1,06	2,14
	14/12/2009	200	26	23,2	21,9	0,76	0,63	2,23
	17/12/2009	203	28,5	27,6	26,08	1	0,98	2,19
	21/12/2009	207	27,1	26,7	24,1	0,98	0,69	1,88
	24/12/2009	210	50	46,2	42,4	2,01	1,85	1,41
	28/12/2009	214	48,7	45,9	43	2,15	1,78	2,09
	31/12/2009	217	46,7	44,8	42,1	2,22	1,81	2,23
	04/01/2010	221	45,2	42,3	41,3	1,39	1,31	2,15
	07/01/2010	224	40,8	38,3	39	0,92	1,12	2
	11/01/2010	228	41,6	40,8	41	1,5	1,28	1,78
	14/01/2010	231	42,5	41,6	41,1	1,72	1,32	1,62
	18/01/2010	235	43,2	42,1	40,9	0,73	0,81	1,35
	3	21/01/2010	238	40,9	40	39,6	0,8	0,75
25/01/2010		242	39,5	39,1	38,7	0,49	0,55	1
28/01/2010		245	37,5	35,8	33	0,15	0,16	0,3
01/02/2010		249	38,2	36,9	35,9	0,28	0,11	1,2
04/02/2010		252	40,6	38,5	39,1	0,32	0,28	2,05
08/02/2010		256	39,4	39,1	37,4	0,55	0,59	1,16
11/02/2010		259	45,5	42,8	40,6	1,15	0,9	1,4
15/02/2010		263	44,6	43,1	40,8	0,66	0,47	1,91
18/02/2010		266	46,2	45	42,7	0,41	0,36	1,56
22/02/2010		270	42,5	41,1	39,8	0,81	0,85	1,3
25/02/2010		273	40,8	37	36,5	1	0,96	1,1
01/03/2010		277	39,3	38,1	37,6	0,72	0,53	1,45

N – NO₂⁻

ETAPA	FECHA	DÍA DE OPERACIÓN	INFLUENTE	EFL ANOX	ANAEROBIO	AEROBIO	EFLUENTE	REC LODO
1	05/06/2009	8	0,96				0,99	
	06/07/2009	39	0,66				0,69	
	17/07/2009	50	0,63	2,7	2,4	2,4	0,9	1,2
	20/07/2009	53	3,6	3	1,2	1,8	0,3	0,9
	23/07/2009	56	4,2	3,6	1,8	0,6	1,5	1,8
	30/07/2009	63	4,5	2,4	0,6	0,9	3	0,9
	06/08/2009	70	4,2	2,4	1,5	2,7	0,6	1,5
	09/08/2009	73	3,3	1,8	0	0,9	1,2	1,2
	13/08/2009	77	4,8	2,7	0,6	1,8	2,4	3
	16/08/2009	80	0,9	0,9	0	0,9	2,1	1,2
	20/08/2009	84	4,8	3	0,6	0,9	1,8	2,1
	23/08/2009	87	4,8	3,6	0,9	3	1,2	0,6
	27/08/2009	91	4,2	5,1	2,7	3,9	2,4	2,7
	03/09/2009	98	4,8	3,3	2,7	1,8	0,6	1,5
	10/09/2009	105	4,8	4,8	1,5	0,6	0,6	2,4
	17/09/2009	112	1,8	3	2,4	0,6	0,3	1,2
	21/09/2009	116	4,5	3	2,4	3,6	4,5	3,9
	28/09/2009	123	4,8	3,3	1,2	3,6	4,2	3,9
	05/10/2009	130	4,5	3,9	1,2	3,3	3,6	3,3
	12/10/2009	137	4,2	3,6	0,9	3,3	3,9	3,6
19/10/2009	144	4,2	3,9	2,4	1,8	3,3	2,7	
2	26/10/2009	151	2,7	3,6	0,9	4,5	3,6	3
	02/11/2009	158	2,4	2,7	2,4	3	4,2	3
	09/11/2009	165	2,7	3	2,4	3,3	3,6	3,6
	16/11/2009	172	3,6	3,6	2,7	3,6	1,8	1,8
	23/11/2009	179	2,7	3	3	3,9	3,6	3,3
	30/11/2009	186	2,1	2,4	2,1	2,7	3	3
	07/12/2009	193	2,4	2,4	2,1	3	2,7	2,4
	14/12/2009	200	2,4	4,5	2,1	2,7	2,4	1,8
	21/12/2009	207	2,7	3	2,7	3,3	3,3	3
	28/12/2009	214	3	3,3	3	3,6	3,3	3,3
	04/01/2010	221	3,9	4,8	3,6	7,2	9	5,7
11/01/2010	228	3,6	3,6	3	5,1	5,4	6	
3	18/01/2010	235	2,7	3,3	3	4,2	3,9	4,8
	25/01/2010	242	3	3,6	0,9	5,7	3,9	3
	01/02/2010	249	3	2,1	0,3	5,4	3,9	5,4
	08/02/2010	256	3,6	3,6	1,2	4,5	3,9	2,7
	15/02/2010	263	3,9	3,3	1,5	4,2	3,6	4,5
	22/02/2010	270	3,2	2,9	1,5	3,9	3	5,4
	01/03/2010	277	3,6	3	0,6	3,6	3,3	3,6

N - NO₃⁻

ETAPA	FECHA	DÍA DE OPERACIÓN	INFLUENTE	EFL ANOX	ANAEROBIO	AEROBIO	EFLUENTE	REC LODO
1	05/06/2009	8	3,5	---	---	---	3	---
	06/07/2009	39	7,7	---	---	---	4	---
	17/07/2009	50	7	4	2,9	4,4	0,8	1,2
	20/07/2009	53	4	2,1	1,8	0,8	0,4	3,9
	23/07/2009	56	4,4	0	0	1,2	1,3	2,3
	30/07/2009	63	5	2,1	2,3	14	11	4,5
	06/08/2009	70	3,7	2,5	2,5	7,9	3,8	5,2
	09/08/2009	73	4,1	1,5	1,2	5	4,4	0,7
	13/08/2009	77	3,7	1,8	1,7	11,4	9,9	3,2
	16/08/2009	80	2,6	1,6	1,6	8,3	8	1,9
	20/08/2009	84	4,3	1,9	1,8	11,7	7,8	9
	23/08/2009	87	3,9	1,6	1,5	16,3	13,9	5,4
	27/08/2009	91	2,8	1,4	1,2	14,6	14	8,8
	03/09/2009	98	2,6	0,6	0,9	10,5	10	0,2
	10/09/2009	105	3,2	1	1,2	13	12,9	2,1
	17/09/2009	112	1,9	0,9	1	6	5	4
	21/09/2009	116	3,1	1,4	1,5	6,2	4,8	4
	28/09/2009	123	2,2	0,3	0,3	11	9	6,2
	05/10/2009	130	2,5	0,8	0,7	12,3	11,5	6,1
	12/10/2009	137	2,1	0,3	0,2	15,3	10,1	9,8
19/10/2009	144	4	0,9	0,8	14,2	13,8	4,2	
2	26/10/2009	151	2,1	2,6	1,8	11,6	10,2	5,3
	02/11/2009	158	3,2	5,1	2,9	3,1	2,8	2,1
	09/11/2009	165	2,2	4,2	3	3,6	3,8	3,1
	16/11/2009	172	7,1	4,9	3,9	13,4	6,8	0,2
	23/11/2009	179	4,3	4,8	4,6	12,8	8,8	2,2
	30/11/2009	186	3,9	3,6	3,6	14,6	9,7	1,9
	07/12/2009	193	4,5	4,7	4,6	12,9	10	3,2
	14/12/2009	200	5,2	3,8	3,6	13,6	8,5	6,1
	21/12/2009	207	3,9	3,6	3,4	13,9	9,7	4,2
	28/12/2009	214	4,5	4,8	4,5	12,7	9,9	2,3
	04/01/2010	221	1,7	2,4	0,7	16,6	13,9	9,4
11/01/2010	228	2,9	2,8	1	15,7	14,2	12,8	
3	18/01/2010	235	5	2,1	1,4	13	9,9	15,9
	25/01/2010	242	5,4	3,3	2,1	12,6	10,8	8,4
	01/02/2010	249	7,2	1,9	1,7	14,9	10,7	14
	08/02/2010	256	6,3	2,4	2	15,3	10,1	10,3
	15/02/2010	263	4,9	2,8	0,9	13,1	9,8	8,9
	22/02/2010	270	6,1	1,5	1,8	14,8	10,4	9,2
	01/03/2010	277	3,6	1	4	13,5	9,1	8,5

NT

ETAPA	FECHA	DÍA DE OPERACIÓN	INFLUENTE	EFL ANOX	ANAEROBIO	AEROBIO	EFLUENTE	REC LODO
1	05/06/2009	8	24	---	---	---	18	---
	06/07/2009	39	54,4	---	---	---	22,1	---
	17/07/2009	50	53	15	15,7	20	16,9	55
	20/07/2009	53	31	34	30	39	31	67
	23/07/2009	56	44	43,6	41	44,2	33	0
	27/07/2009	60	52	42	38	44	42	1,6
	03/08/2009	67	48,5	44	44	18	16	30
	06/08/2009	70	55	43	45	16,1	7	12,7
	10/08/2009	74	57,6	49,1	47	12,8	9	22
	13/08/2009	77	58,2	47	39,6	21,4	18,6	16,9
	17/08/2009	81	50	47	35	14,6	11,1	13,2
	20/08/2009	84	57,4	55	47,3	16,3	11,6	11,8
	24/08/2009	88	50	50	41	24,2	18,2	12
	31/08/2009	95	43,4	34	34,8	13,8	12,4	11
	07/09/2009	102	42,6	36	34	17,1	14,8	9
	14/09/2009	109	32	34,5	33	11,8	7,4	9,7
	21/09/2009	116	42	36,7	31,4	13,2	12	9,9
	28/09/2009	123	46,3	42,4	38	17	15,1	16,4
	05/10/2009	130	45	41,6	36,4	19,5	17,2	15,3
	12/10/2009	137	47	44,1	32,2	20,4	16,2	20
19/10/2009	144	44	41,1	38	20,1	19,6	13,5	
2	26/10/2009	151	24	14	15	15	12,1	10,8
	02/11/2009	158	43,4	41,4	38,3	10,9	9,5	9,0
	09/11/2009	165	36,2	27,8	24,8	9,2	9,2	8,9
	16/11/2009	172	40,2	35,5	33,7	19,1	10,8	6,9
	23/11/2009	179	38,9	35,7	33,8	20,1	14,1	9,2
	30/11/2009	186	37,6	33,8	31,4	20,5	16	8,7
	07/12/2009	193	38,1	33,6	31,1	20,1	15,4	9,2
	14/12/2009	200	36,8	33,2	30,8	20,5	14,6	12,8
	21/12/2009	207	37,1	35,4	34,2	21,7	15,8	11,5
	28/12/2009	214	60,1	58,4	54,2	21,4	16,2	9,6
	04/01/2010	221	52,3	51,1	46,2	28,3	22,6	23,1
11/01/2010	228	48,1	47,9	42,1	26,2	21,5	21,9	
3	18/01/2010	235	47,8	47,1	46,3	17,9	14,7	22,3
	25/01/2010	242	48,6	44,9	42,5	21,2	15,1	16
	01/02/2010	249	50	45,2	39,3	22,3	14,8	23,2
	08/02/2010	256	47,3	46,1	42,8	22,4	14,3	20,1
	15/02/2010	263	51,4	49,5	43,9	19,6	15,8	16,3
	22/02/2010	270	53,6	49,2	43,5	18,4	14,9	20,2
	01/03/2010	277	50,2	46,5	44,3	17,8	13,6	18,5

PT

ETAPA	FECHA	DÍA DE OPERACIÓN	INFLUENTE	EFL ANOX	ANAEROBIO	AEROBIO	EFLUENTE	REC LODO
1	05/06/2009	8	16,7	---	---	---	14,5	---
	06/07/2009	39	16	---	---	---	11	---
	17/07/2009	50	16,8	17,7	17,6	10	9,6	9,7
	20/07/2009	53	15,7	11,9	17,5	16,8	16	16,1
	23/07/2009	56	18	16,9	27	14,5	9,3	15,6
	30/07/2009	63	18,9	11,2	28,7	11	9,1	8
	06/08/2009	70	19,9	16,3	25,3	7	4	7,9
	09/08/2009	73	15,8	16,1	22,3	11,7	11,9	13,1
	13/08/2009	77	19,2	11,9	28,4	6,5	6	6,1
	16/08/2009	80	16,3	16,7	23,4	8,5	6,9	9,1
	20/08/2009	84	14,6	18	22,1	8,8	6,3	9,7
	23/08/2009	87	16,8	14	26	6,5	2,4	6,9
	27/08/2009	91	20	20	33,3	7,2	5,3	6,9
	03/09/2009	98	18	14,9	25,8	9,1	6,1	10,1
	10/09/2009	105	14,6	10,6	20,8	8,2	5,9	8,5
	17/09/2009	112	20	16,7	27,3	7,2	6,1	8,2
	24/09/2009	119	19,2	18,1	29,7	6,5	6,1	6,9
	01/10/2009	126	16,8	16,9	29,2	3,2	3,1	3,3
	08/10/2009	133	17	16,3	28,1	4,2	3,9	5
	15/10/2009	140	19,5	17,9	29,2	5,3	4,2	5,3
2	22/10/2009	147	18,7	17,3	28,8	6,1	4,5	4,9
	29/10/2009	154	20,1	19,5	29,3	6,5	5,7	8,2
	05/11/2009	161	19,4	18	29,1	9	6	14
	12/11/2009	168	20,2	19,7	27,4	9,2	6,5	14,3
	19/11/2009	175	21,1	21	28,8	11,2	7,2	13,1
	26/11/2009	182	20,9	20,1	28,6	10,8	6,8	14,9
	03/12/2009	189	20,6	19,7	29,1	10,1	5,5	16,3
	10/12/2009	196	19,8	20,3	28,4	11,7	7,7	16,7
	17/12/2009	203	19,2	18,5	27,3	10,6	6,9	16,8
	24/12/2009	210	25	24,8	36,6	12,8	7,9	17,1
	31/12/2009	217	24,8	24,1	37,1	12,5	8	17,6
3	07/01/2010	224	24,2	23,5	39,5	11,5	9,3	18,3
	14/01/2010	231	23,9	23,7	37,6	10,6	8,1	17,5
	21/01/2010	238	22,8	23	38	9,1	7,7	18,1
	28/01/2010	245	23,2	22,9	36,9	7,9	6,8	19,8
	04/02/2010	252	22,7	21,5	33,1	8,3	7,1	21,1
	11/02/2010	259	19,8	18,9	35,4	12,3	11,2	24,4
	18/02/2010	266	21,1	20,4	38,2	9,2	8,3	16,9
25/02/2010	273	19,6	18,8	36,1	8,8	8,5	17,8	

SST

ETAPA	FECHA	DÍA DE OPERACIÓN	INFLUENTE	EFL ANOX	ANAEROBIO	AEROBIO	EFLUENTE	REC LODO
1	29/05/2009	1	120	---	---	---	185	---
	05/06/2009	8	245	---	---	---	130	---
	06/07/2009	39	163	---	---	---	29	---
	17/07/2009	50	163	427	690	1080	7	7250
	20/07/2009	53	125	180	750	640	28	12420
	23/07/2009	56	52	60	820	713	32	13420
	30/07/2009	63	275	53	1067	1293	60	13280
	03/08/2009	67	255	53	1533	1867	25	8450
	06/08/2009	70	320	124	850	1920	28	10840
	10/08/2009	74	567	370	1107	905	58	10320
	13/08/2009	77	110	455	1227	900	4	6750
	17/08/2009	81	360	175	1700	1375	33	5160
	20/08/2009	84	370	60	995	1360	14	5580
	24/08/2009	88	210	240	1810	1440	27	4440
	27/08/2009	91	120	710	1500	880	48	7840
	31/08/2009	95	118	190	780	1040	0	5540
	03/09/2009	98	60	258	953	1287	25	4700
	07/09/2009	102	120	260	1020	880	20	3940
	10/09/2009	105	110	130	1480	2060	20	6780
	14/09/2009	109	180	180	1400	1350	10	6067
	17/09/2009	112	80	70	1986	1970	25	6743
	21/09/2009	116	90	140	2120	2010	10	6622
	24/09/2009	119	95	160	2230	1980	15	6318
	28/09/2009	123	135	180	2180	2005	14	5940
	01/10/2009	126	130	155	2360	2030	9	6040
	05/10/2009	130	120	149	2190	1850	12	6138
	08/10/2009	133	123	185	2046	1760	3	6220
	12/10/2009	137	220	245	1985	1660	7	7380
	15/10/2009	140	230	260	2086	1680	8	7250
	19/10/2009	144	230	210	2110	1930	11	7260
2	22/10/2009	147	190	230	2270	1990	9	7120
	26/10/2009	151	200	250	2310	1888	10	7846
	29/10/2009	154	210	248	2124	1760	6	7912
	02/11/2009	158	600	133	2380	1770	2	6940
	05/11/2009	161	440	107	2360	1800	2	7000
	09/11/2009	165	580	113	2370	1770	10	6880
	12/11/2009	168	545	125	2250	1810	8	7510
	16/11/2009	172	562	138	2118	1830	10	7740
	19/11/2009	175	540	200	1880	1890	5	7860
	23/11/2009	179	580	245	1940	1895	10	7900
	26/11/2009	182	525	230	1970	1910	10	7630

	30/11/2009	186	610	180	2010	1940	12	7650
--	------------	-----	-----	-----	------	------	----	------

SST

ETAPA	FECHA	DÍA DE OPERACIÓN	INFLUENTE	EFL ANOX	ANAEROBIO	AEROBIO	EFLUENTE	REC LODO
2	03/12/2009	189	625	200	2120	2040	10	7660
	07/12/2009	193	590	170	2160	2040	12	7690
	10/12/2009	196	645	155	2180	2080	10	7700
	14/12/2009	200	660	140	2210	2030	12	7740
	17/12/2009	203	640	180	2260	2040	12	6900
	21/12/2009	207	638	175	2300	2050	12	6940
	24/12/2009	210	620	470	2340	2050	5	6980
	28/12/2009	214	615	385	2365	2080	10	7010
	31/12/2009	217	628	412	2380	2300	10	7010
	04/01/2010	221	555	368	2420	2200	8	6880
	07/01/2010	224	482	320	2460	2190	12	7290
	11/01/2010	228	610	490	2300	2120	8	7418
	14/01/2010	231	539	352	2520	2080	5	7380
	18/01/2010	235	490	340	2640	2410	5	7512
3	21/01/2010	238	520	318	2340	2070	8	7720
	25/01/2010	242	446	280	2580	2280	6	7690
	28/01/2010	245	425	250	2420	2100	10	8210
	01/02/2010	249	510	335	2610	2440	6	8120
	04/02/2010	252	480	274	2530	2280	8	8040
	08/02/2010	256	440	280	2460	2190	12	8260
	11/02/2010	259	300	100	2500	2240	15	8620
	15/02/2010	263	340	125	2260	2020	12	7050
	18/02/2010	266	320	110	2100	1960	10	7120
	22/02/2010	270	350	115	2250	2030	10	7280
	25/02/2010	273	200	80	3060	2380	10	3920
01/03/2010	277	260	100	2840	2440	12	4000	

SSV

ETAPA	FECHA	DÍA DE OPERACIÓN	INFLUENTE	EFL ANOX	ANAEROBIO	AEROBIO	EFLUENTE	REC LODO
1	29/05/2009	1	80	---	---	---	133	---
	05/06/2009	8	192	---	---	---	142	---
	06/07/2009	39	135	---	---	---	95	---
	17/07/2009	50	135	293	430	700	3	4950
	20/07/2009	53	95	65	550	460	25	8620
	23/07/2009	56	36	50	550	493	12	8440
	30/07/2009	63	205	43	733	847	43	8680
	03/08/2009	67	170	20	1000	1327	0	5670
	06/08/2009	70	260	108	615	1350	30	7450
	10/08/2009	74	433	305	773	635	26	7530
	13/08/2009	77	80	330	867	635	0	4770
	17/08/2009	81	275	125	1180	950	15	3570
	20/08/2009	84	266	40	720	970	4	4020
	24/08/2009	88	130	173	1340	1030	10	3290
	27/08/2009	91	100	545	1150	690	38	7200
	31/08/2009	95	173	180	310	910	0	4480
	03/09/2009	98	50	233	430	770	25	3167
	07/09/2009	102	110	210	720	640	20	4660
	10/09/2009	105	80	90	540	1420	15	4600
	14/09/2009	109	10	10	860	920	0	4250
	17/09/2009	112	40	40	1307	1290	0	4471
	21/09/2009	116	50	85	1590	1500	9	4810
	24/09/2009	119	65	100	1606	1485	6	4400
	28/09/2009	123	100	105	1570	1458	6	4048
	01/10/2009	126	95	96	1710	1462	4	4190
	05/10/2009	130	90	88	1520	1298	5	4230
	08/10/2009	133	80	120	1465	1320	5	4190
	12/10/2009	137	150	185	1450	1190	6	5074
	15/10/2009	140	160	192	1500	1214	10	4982
	19/10/2009	144	172	185	1513	1420	8	4886
2	22/10/2009	147	110	170	1680	1462	4	4758
	26/10/2009	151	102	176	1691	1359	5	5360
	29/10/2009	154	140	165	1502	1272	4	5318
	02/11/2009	158	427	113	1750	1310	2	5120
	05/11/2009	161	400	87	1720	1290	0	5060
	09/11/2009	165	433	93	1740	1270	6	5040
	12/11/2009	168	409	96	1710	1420	4	5410
	16/11/2009	172	422	101	1680	1412	6	5280
	19/11/2009	175	420	160	1460	1590	2	5420
	23/11/2009	179	435	150	1450	1415	4	5600
	26/11/2009	182	410	145	1480	1420	6	5620

	30/11/2009	186	412	138	1520	1445	6	5640
--	------------	-----	-----	-----	------	------	---	------

SSV

ETAPA	FECHA	DÍA DE OPERACIÓN	INFLUENTE	EFL ANOX	ANAEROBIO	AEROBIO	EFLUENTE	REC LODO
2	03/12/2009	189	425	116	1600	1530	4	5655
	07/12/2009	193	385	104	1630	1540	6	5640
	10/12/2009	196	430	98	1640	1560	4	5610
	14/12/2009	200	490	50	1530	1680	6	5600
	17/12/2009	203	422	120	1580	1640	6	5220
	21/12/2009	207	415	115	1620	1610	8	5260
	24/12/2009	210	465	315	1760	1510	2	5310
	28/12/2009	214	462	295	1780	1540	4	5300
	31/12/2009	217	460	346	1785	1530	6	5310
	04/01/2010	221	440	234	1880	1610	5	5420
	07/01/2010	224	380	226	1820	1750	10	5630
	11/01/2010	228	480	344	1710	1605	5	5810
	14/01/2010	231	432	262	1912	1558	2	5760
	18/01/2010	235	384	222	1930	1840	3	5880
3	21/01/2010	238	412	214	1710	1390	5	6000
	25/01/2010	242	346	202	1930	1750	4	6040
	28/01/2010	245	328	196	1880	1550	6	6330
	01/02/2010	249	392	236	1970	1804	4	6210
	04/02/2010	252	368	205	1950	1780	6	6240
	08/02/2010	256	332	216	1760	1720	8	6470
	11/02/2010	259	270	90	2000	1840	10	6800
	15/02/2010	263	260	94	1680	1514	8	6440
	18/02/2010	266	245	75	1530	1480	6	6390
	22/02/2010	270	264	85	1495	1270	7	5910
	25/02/2010	273	180	50	2120	1960	6	3120
01/03/2010	277	198	70	2100	1900	8	3160	

ALCALINIDAD

ETAPA	FECHA	DÍA DE OPERACIÓN	INFLUENTE	EFL ANOX	ANAEROBIO	AEROBIO	EFLUENTE	REC LODO
1	03/08/2009	67	342	246	242	188	106	250
	06/08/2009	70	342	244	212	158	101	276
	10/08/2009	74	308	176	204	132	88	234
	13/08/2009	77	300	285	208	145	112	288
	17/08/2009	81	282	234	268	145	161	276
	20/08/2009	84	375	176	213	196	88	335
	24/08/2009	88	327	285	271	230	140	253
	27/08/2009	91	280	235	230	175	114	240
	31/08/2009	95	225	199	194	169	122	242
	03/09/2009	98	199	197	240	186	132	212
	07/09/2009	102	232	192	177	154	133	225
	10/09/2009	105	249	191	165	167	100	290
	14/09/2009	109	176	171	178	171	109	225
	17/09/2009	112	185	165	168	166	102	212
	21/09/2009	116	191	179	160	133	110	270
	24/09/2009	119	186	181	173	129	113	281
	28/09/2009	123	231	207	184	122	106	259
	01/10/2009	126	225	209	169	127	119	239
	05/10/2009	130	239	215	198	133	124	243
	08/10/2009	133	289	254	193	125	103	248
12/10/2009	137	267	243	187	128	108	246	
15/10/2009	140	303	250	235	181	121	242	
19/10/2009	144	308	246	209	174	110	251	
22/10/2009	147	299	206	186	163	101	245	
26/10/2009	151	275	211	192	175	125	263	
29/10/2009	154	279	223	197	169	113	275	
02/11/2009	158	258	185	188	169	119	280	
05/11/2009	161	242	170	181	158	103	275	
09/11/2009	165	265	182	191	150	116	310	
12/11/2009	168	249	173	187	142	109	289	
16/11/2009	172	279	216	220	166	122	295	
19/11/2009	175	321	234	191	153	123	366	
23/11/2009	179	311	209	200	148	106	315	
26/11/2009	182	307	200	190	139	112	297	
30/11/2009	186	306	195	188	140	117	298	
03/12/2009	189	301	197	198	141	116	289	
07/12/2009	193	291	208	225	152	113	288	
10/12/2009	196	299	215	239	138	116	292	
14/12/2009	200	295	215	256	152	127	329	
17/12/2009	203	300	219	249	147	115	333	
21/12/2009	207	312	204	243	136	115	340	

ALCALINIDAD

ETAPA	FECHA	DÍA DE OPERACIÓN	INFLUENTE	EFL ANOX	ANAEROBIO	AEROBIO	EFLUENTE	REC LODO
2	24/12/2009	210	316	203	236	152	118	331
	28/12/2009	214	296	217	250	161	120	327
	31/12/2009	217	292	203	248	143	113	336
	04/01/2010	221	289	278	303	189	155	320
	07/01/2010	224	278	271	295	169	124	341
	11/01/2010	228	275	268	300	175	111	335
	14/01/2010	231	290	281	312	181	133	349
	18/01/2010	235	281	273	299	165	129	368
3	21/01/2010	238	276	267	288	149	118	317
	25/01/2010	242	290	280	301	167	121	347
	28/01/2010	245	289	281	316	174	133	351
	01/02/2010	249	279	270	311	183	142	342
	04/02/2010	252	287	276	317	185	135	368
	08/02/2010	256	285	277	304	200	166	357
	11/02/2010	259	288	281	320	222	181	385
	15/02/2010	263	292	285	315	196	159	362
	18/02/2010	266	286	278	302	176	131	348
	22/02/2010	270	293	283	314	168	115	329
	25/02/2010	273	328	326	293	187	124	279
	01/03/2010	277	280	255	215	142	116	249

TEMPERATURA

ETAPA	FECHA	DÍA DE OPERACIÓN	INFLUENTE	ANÓXICO	ANAEROBIO	AEROBIO	EFLUENTE
1	17/07/2009	50	22,5	23	22,7	22,5	22,6
	18/07/2009	51	21	22,1	22	22,3	22,2
	19/07/2009	52	22,2	22,5	22,2	22,4	22,4
	20/07/2009	53	22,6	22,8	22,3	21,5	21,4
	21/07/2009	54	22	22,3	21,9	21,7	21,7
	22/07/2009	55	21,8	21,1	21,3	21,4	21,5
	23/07/2009	56	22	22,1	22,2	22,1	22,1
	24/07/2009	57	21,7	21,9	21,5	21,2	21,4
	27/07/2009	60	22,2	22,4	21,8	21,7	21,6
	28/07/2009	61	20,9	21,3	20,8	20,6	20,7
	29/07/2009	62	22	22,1	22,2	22,1	22,1
	30/07/2009	63	19,8	22,3	22,4	22,5	22,5
	31/07/2009	64	21	22,1	22,2	22,4	22,5
	03/08/2009	67	19,8	20,1	20,3	21,4	21,4
	04/08/2009	68	22	22,1	22,2	22,1	22,1
	05/08/2009	69	21,5	21,9	22	22,1	22,3
	06/08/2009	70	21,9	22,4	22,6	22,5	22,6
	07/08/2009	71	22,3	22,6	22,6	22,5	22,4
	10/08/2009	74	21,8	22,3	22,3	22,7	22,6
	11/08/2009	75	22,1	22,7	22,6	22,5	22,6
	12/08/2009	76	22,3	22,6	22,5	22,5	22,4
	13/08/2009	77	19,8	21,5	21,8	21,9	22
	17/08/2009	81	19,9	21,9	21,8	22,1	22
	18/08/2009	82	19	22,3	22,4	22,3	22,3
	19/08/2009	83	21,5	21,7	21,9	22,2	22,3
	20/08/2009	84	21,8	22	21,9	22,3	22,3
	21/08/2009	85	21,6	21,7	22,1	22,6	22,9
	24/08/2009	88	21,5	22	22,1	22,4	22,6
	25/08/2009	89	20,8	21,7	21,9	22,3	22,4
	26/08/2009	90	21,4	21,9	22	22,6	22,5
	27/08/2009	91	20,6	21,7	21,5	21,9	21,9
	28/08/2009	92	20,8	21,9	22	22,1	22,1
	01/09/2009	96	21,5	21,8	21,6	21,5	21,4
	02/09/2009	97	21,2	21,8	22	22,3	22,2
	03/09/2009	98	19,8	20,9	21,3	21,4	21,8
	04/09/2009	99	21,1	21,6	21,6	21,4	21,4
07/09/2009	102	20,5	21,6	21,5	21,5	21,3	
08/09/2009	103	20,8	21,2	21,5	21,3	21,2	
09/09/2009	104	20,6	21,4	21,6	21,5	21,6	
10/09/2009	105	19,9	20,9	21,1	21,3	21,5	
11/09/2009	106	19,4	20,3	21,7	21,5	22	
14/09/2009	109	21,3	21,6	21,8	21,6	21,6	

	15/09/2009	110	21,4	22	22,1	22,2	22,2
--	------------	-----	------	----	------	------	------

TEMPERATURA

ETAPA	FECHA	DÍA DE OPERACIÓN	INFLUENTE	ANÓXICO	ANAEROBIO	AEROBIO	EFLUENTE
1	16/09/2009	111	22,4	22,6	22,9	22,7	22,7
	17/09/2009	112	22	22,3	22,1	22,5	22,4
	18/09/2009	113	22,6	22,8	23,2	23	22,9
	21/09/2009	116	22,4	23	23,1	23	23
	22/09/2009	117	22	22,3	22,6	22,4	22,3
	23/09/2009	118	22,5	22,4	22,5	22,1	22,1
	24/09/2009	119	22,2	22,6	22,8	22,6	22,5
	25/09/2009	120	22,4	22,5	22,6	22,4	22,4
	28/09/2009	123	22,1	22,4	22,7	22,4	22,3
	29/09/2009	124	22,5	23	23,2	23	23,1
	30/09/2009	125	22	22,8	23,1	22,8	22,7
	01/10/2009	126	21,9	22,4	22,9	22,2	22,2
	02/10/2009	127	22,7	23	23,3	23	23,1
	05/10/2009	130	21,8	21,9	22,2	22	21,8
	06/10/2009	131	20,9	22,2	22,4	22,1	22,1
	07/10/2009	132	20,9	21,3	21,9	21,8	21,8
	08/10/2009	133	21,3	21,4	21,8	21,6	21,5
	09/10/2009	134	21,2	21,3	21	21,1	21
	12/10/2009	137	21,5	21,5	21,8	21,8	21,8
	13/10/2009	138	22,1	22,6	22,7	22,6	22,5
14/10/2009	139	22	22,3	22,5	22,4	22,3	
15/10/2009	140	22,6	23	23,3	23	23	
16/10/2009	141	22,3	22,7	23	22,8	22,8	
19/10/2009	144	22,7	23,2	23,4	23,3	23,2	
20/10/2009	145	21,2	21,8	21,9	21,8	21,7	
2	21/10/2009	146	19,8	20,6	20,9	20,8	20,6
	22/10/2009	147	19,9	20,3	20,5	20,4	20,3
	23/10/2009	148	22,3	22,9	23,3	23,4	23,1
	26/10/2009	151	20,5	21,8	22,4	22,5	22,4
	27/10/2009	152	21	21,4	21,8	21,7	21,8
	28/10/2009	153	19,9	20,9	21,3	21,5	21,7
	29/10/2009	154	19,6	21	21,8	21,6	21,2
	30/10/2009	155	19,8	21,3	21,5	21,2	21,1
	02/11/2009	158	19,1	21	21,4	21,3	21,3
	03/11/2009	159	20,5	20,9	21,7	21,3	21,3
	04/11/2009	160	20,8	21	21,9	21,4	21,3
	05/11/2009	161	21,2	21,5	21,8	21,2	21,3
	06/11/2009	162	20,4	20,7	21,5	21,3	21,4
	09/11/2009	165	21,1	21,4	21,6	21,1	21,2
	10/11/2009	166	20,8	21	21,2	20,9	21,2
	11/11/2009	167	21	21,3	21,5	21,2	21,3
	12/11/2009	168	21,2	21,4	21,7	21,2	21,3

	13/11/2009	169	20,9	20,7	21,1	20,8	21
--	------------	-----	------	------	------	------	----

TEMPERATURA

ETAPA	FECHA	DÍA DE OPERACIÓN	INFLUENTE	ANÓXICO	ANAEROBIO	AEROBIO	EFLUENTE
2	16/11/2009	172	20,6	20,9	21	20,5	20,4
	17/11/2009	173	20,5	20,7	21	20,6	20,7
	18/11/2009	174	20,8	21	21,4	21,1	21,2
	19/11/2009	175	20,3	20,6	21	20,8	20,9
	20/11/2009	176	20,4	20,4	20,8	20,5	20,3
	23/11/2009	179	21,4	21,5	21,9	21,4	21,7
	24/11/2009	180	22	22,3	22,5	22,1	21,7
	25/11/2009	181	21,8	22,1	22,4	22	21,8
	26/11/2009	182	22,1	22,2	22,1	21,9	22
	27/11/2009	183	21,7	22	22,3	21,9	21,9
	30/11/2009	186	21,2	21,6	21,8	21,5	21,4
	01/12/2009	187	21,5	21,2	21,7	21,6	21,7
	02/12/2009	188	21,4	21,6	21,9	21,4	21,5
	03/12/2009	189	21	21,4	21,8	21,8	21,8
	04/12/2009	190	21,6	21,7	22,1	21,9	21,8
	07/12/2009	193	22,2	22	22,6	22,3	22,1
	08/12/2009	194	22,1	22,3	22,4	22,2	22,2
	09/12/2009	195	21,8	21,7	22,2	22,1	22,1
	10/12/2009	196	21,5	21,8	22,1	21,7	21,6
	11/12/2009	197	21,7	21,9	22,5	22,2	22
	14/12/2009	200	20,2	21,2	20,9	20,8	20,5
	15/12/2009	201	20,5	21,2	21,6	21,2	21,2
	16/12/2009	202	20,8	21,6	21,8	21,3	21,2
	17/12/2009	203	20,3	21,2	21,4	21,3	21,1
	18/12/2009	204	20,6	21,7	21,9	21,5	21,3
	21/12/2009	207	19,8	20,2	20,7	20,6	20,5
	22/12/2009	208	19,9	20,8	21,4	21,2	21,2
	23/12/2009	209	20,1	20,9	21,7	21,4	21,3
	24/12/2009	210	20,6	21,4	22	21,8	21,4
	25/12/2009	211	19,5	20,8	21,5	21,4	21,3
	31/12/2009	217	20	21,2	21,8	21,4	21,4
	01/01/2010	218	20,5	22	22,6	22,1	21,9
04/01/2010	221	19,8	21,1	21,2	21	21,3	
05/01/2010	222	21,1	22,3	22,5	21,8	21,5	
06/01/2010	223	22,3	22,6	22,8	21,9	21,6	
07/01/2010	224	20,7	21,6	21,7	20,9	20,7	
08/01/2010	225	19,9	20,8	21,3	20,7	20,06	
11/01/2010	228	20,1	21,5	21,9	21,3	21,3	
12/01/2010	229	21,4	22,3	21	20,4	20,2	
13/01/2010	230	21,9	22,7	21,3	20,1	19,9	
14/01/2010	231	20,8	22	20,7	19,3	18,8	
15/01/2010	232	20,3	21,7	20,5	19,6	19,1	

	18/01/2010	235	21,1	22,4	20,9	19,5	18,7
--	------------	-----	------	------	------	------	------

TEMPERATURA

ETAPA	FECHA	DÍA DE OPERACIÓN	INFLUENTE	ANÓXICO	ANAEROBIO	AEROBIO	EFLUENTE
3	19/01/2010	236	21,5	22,4	21,1	19,3	18,4
	20/01/2010	237	20,9	22	19,9	19	19,1
	21/01/2010	238	21	22,1	21,1	20	20,1
	22/01/2010	239	19,9	21,9	20,6	19,7	19,3
	25/01/2010	242	19,7	21,3	20,5	19,9	19,2
	26/01/2010	243	20,3	20,7	19,7	19,3	19,3
	27/01/2010	244	20,6	19,8	18,3	18,5	18,4
	28/01/2010	245	20,1	19,8	18,8	19,1	19
	02/02/2010	250	21,2	20,3	19,1	18,7	18,5
	03/02/2010	251	21,6	20,5	18,8	19	18,8
	04/02/2010	252	21,4	19,9	20,5	19,3	19
	05/02/2010	253	21,7	21,1	22,3	21,2	20,7
	08/02/2010	256	19,8	20,9	21,4	20,8	20,4
	09/02/2010	257	19,2	19,8	21,2	20,4	20,1
	10/02/2010	258	19,6	21,4	22	21,1	20,6
	11/02/2010	259	19,7	20,7	21,6	20,5	20,3
	15/02/2010	263	18,9	21,6	21,9	20,8	20,4
	16/02/2010	264	19,1	21,3	22,1	21,5	21
	17/02/2010	265	18,8	20,9	21,7	20,9	20,9
	18/02/2010	266	19,3	21	22,3	21,1	21,4
	19/02/2010	267	19,7	21,8	23	21,6	21
	23/02/2010	271	20,4	21,5	23	21,9	21,1
	24/02/2010	272	20,9	22	23,1	21,5	20,9
25/02/2010	273	21	20,5	22	21,6	21,4	
26/02/2010	274	20,6	19,8	22,3	21,5	21,5	
01/03/2010	277	21,3	21	21,6	21,4	21,3	

pH

ETAPA	FECHA	DÍA DE OPERACIÓN	INFLUENTE	ANÓXICO	ANAEROBIO	AEROBIO	EFLUENTE
1	17/07/2009	50	7,24	7,55	6,93	7,83	7,81
	18/07/2009	51	7,12	7,17	6,8	7,16	7,13
	19/07/2009	52	7,01	7,26	6,93	7,6	7,6
	20/07/2009	53	7,2	7,5	6,97	7,2	7,1
	21/07/2009	54	7,1	7,13	6,9	7,15	7,19
	22/07/2009	55	7	7,23	6,85	7,34	7,29
	23/07/2009	56	7,29	7,55	6,88	7,33	7,31
	24/07/2009	57	7,25	7,27	6,9	7,16	7,23
	27/07/2009	60	7,22	7,26	6,91	7,52	7,51
	28/07/2009	61	7,29	7,23	6,92	7,6	7,58
	29/07/2009	62	7,25	7,26	6,97	7,52	7,55
	30/07/2009	63	7,28	7,25	7,07	7,5	7,49
	31/07/2009	64	7,23	7,29	6,98	7,55	7,55
	03/08/2009	67	7,27	7,23	6,97	7,56	7,54
	04/08/2009	68	7,27	7,37	6,95	7,48	7,49
	05/08/2009	69	7,26	7,3	6,91	7,53	7,51
	06/08/2009	70	7,23	7,31	6,95	7,62	7,61
	07/08/2009	71	7,28	7,29	7,07	7,63	7,62
	10/08/2009	74	7,45	7,48	6,99	7,55	7,57
	11/08/2009	75	7,51	7,82	6,97	7,8	7,85
	12/08/2009	76	7,45	7,7	6,94	7,5	7,52
	13/08/2009	77	7,46	7,59	6,97	7,58	7,58
	17/08/2009	81	7,48	7,65	6,97	7,62	7,61
	18/08/2009	82	7,5	7,63	6,97	7,6	7,6
	19/08/2009	83	7,43	7,58	6,88	7,61	7,63
	20/08/2009	84	7,45	7,68	6,89	7,63	7,64
	21/08/2009	85	7,45	7,65	6,89	7,63	7,63
	24/08/2009	88	7,48	7,62	6,89	7,65	7,66
	25/08/2009	89	7,43	7,6	6,9	7,68	7,65
	26/08/2009	90	7,56	7,71	6,92	7,76	7,74
	27/08/2009	91	7,52	7,69	6,98	7,7	7,71
	28/08/2009	92	7,51	7,65	6,98	7,69	7,7
	01/09/2009	96	7,55	7,66	6,98	7,68	7,67
02/09/2009	97	7,53	7,68	6,99	7,69	7,68	
03/09/2009	98	7,5	7,7	6,93	7,65	7,6	
04/09/2009	99	7,54	7,63	6,95	7,67	7,64	
07/09/2009	102	7,52	7,65	6,96	7,66	7,66	
08/09/2009	103	7,53	7,68	6,92	7,65	7,64	
09/09/2009	104	7,55	7,69	6,93	7,63	7,63	
10/09/2009	105	7,53	7,64	6,95	7,67	7,66	
11/09/2009	106	7,68	7,47	6,95	7,77	7,78	
14/09/2009	109	7,59	7,46	6,98	7,68	7,41	

	15/09/2009	110	7,62	7,45	6,98	7,67	7,42
--	------------	-----	------	------	------	------	------

pH

ETAPA	FECHA	DÍA DE OPERACIÓN	INFLUENTE	ANÓXICO	ANAEROBIO	AEROBIO	EFLUENTE
1	16/09/2009	111	7,63	7,48	6,98	7,57	7,45
	17/09/2009	112	7,33	7,4	6,84	7,69	7,65
	18/09/2009	113	7,41	7,45	6,86	7,38	7,41
	21/09/2009	116	7,5	7,63	7	7,42	7,41
	22/09/2009	117	7,38	7,59	7,01	7,45	7,49
	23/09/2009	118	7,43	7,52	7,05	7,45	7,5
	24/09/2009	119	7,48	7,55	6,93	7,58	7,63
	25/09/2009	120	7,2	7,5	6,91	7,6	7,61
	28/09/2009	123	7,17	7,45	6,92	7,38	7,35
	29/09/2009	124	7,23	7,46	6,9	7,4	7,55
	30/09/2009	125	7,26	7,5	6,9	7,56	7,58
	01/10/2009	126	7,2	7,49	6,92	7,5	7,49
	02/10/2009	127	7,31	7,52	6,97	7,6	7,54
	05/10/2009	130	7,27	7,49	6,97	7,48	7,52
	06/10/2009	131	7,25	7,43	6,9	7,39	7,44
	07/10/2009	132	7,22	7,39	6,85	7,49	7,51
	08/10/2009	133	7,25	7,48	7,13	7,4	7,49
	09/10/2009	134	7,27	7,49	7,12	7,45	7,53
	12/10/2009	137	7,09	7,24	6,7	7,36	7,41
	13/10/2009	138	7,15	7,4	6,75	7,4	7,37
14/10/2009	139	7,11	7,4	6,79	7,29	7,35	
15/10/2009	140	7,12	7,41	6,75	7,43	7,39	
16/10/2009	141	7,03	7,38	6,76	7,37	7,58	
19/10/2009	144	7,08	7,42	6,79	7,38	7,49	
20/10/2009	145	7,01	7,44	6,8	7,42	7,41	
2	21/10/2009	146	7	7,45	6,83	7,33	7,43
	22/10/2009	147	7,18	7,46	6,85	7,4	7,4
	23/10/2009	148	7,22	7,45	6,92	7,45	7,48
	26/10/2009	151	7,29	7,38	6,9	7,39	7,45
	27/10/2009	152	7,3	7,54	6,93	7,71	7,65
	28/10/2009	153	7,19	7,4	6,88	7,49	7,56
	29/10/2009	154	7,22	7,49	6,89	7,55	7,59
	30/10/2009	155	7,27	7,51	6,94	7,6	7,54
	02/11/2009	158	7,22	7,49	6,99	7,51	7,62
	03/11/2009	159	7,39	7,39	6,89	7,7	7,64
	04/11/2009	160	7,35	7,42	6,9	7,62	7,6
	05/11/2009	161	7,32	7,43	6,9	7,56	7,5
	06/11/2009	162	7,42	7,46	6,95	7,55	7,59
	09/11/2009	165	7,33	7,36	6,85	7,42	7,43
10/11/2009	166	7,28	7,3	6,88	7,38	7,39	
11/11/2009	167	7,32	7,34	6,87	7,41	7,44	
12/11/2009	168	7,45	7,48	6,91	7,4	7,46	

	13/11/2009	169	7,3	7,36	6,95	7,37	7,41
--	------------	-----	-----	------	------	------	------

pH

ETAPA	FECHA	DÍA DE OPERACIÓN	INFLUENTE	ANÓXICO	ANAEROBIO	AEROBIO	EFLUENTE
2	16/11/2009	172	7,29	7,33	6,89	7,38	7,39
	17/11/2009	173	7,27	7,4	6,91	7,35	7,31
	18/11/2009	174	7,33	7,39	6,95	7,3	7,24
	19/11/2009	175	7,35	7,41	6,88	7,28	7,22
	20/11/2009	176	7,19	7,29	6,87	7,4	7,34
	23/11/2009	179	7,25	7,38	6,93	7,38	7,3
	24/11/2009	180	7,16	7,28	6,79	7,35	7,34
	25/11/2009	181	7,14	7,29	6,81	7,29	7,27
	26/11/2009	182	7,08	7,34	6,89	7,43	7,43
	27/11/2009	183	7,12	7,21	6,88	7,39	7,37
	30/11/2009	186	7,15	7,19	6,98	7,42	7,42
	01/12/2009	187	7,21	7,27	6,95	7,48	7,45
	02/12/2009	188	7,16	7,24	6,9	7,33	7,29
	03/12/2009	189	7,19	7,23	6,94	7,39	7,37
	04/12/2009	190	7,19	7,28	6,98	7,45	7,42
	07/12/2009	193	7,2	7,31	6,91	7,37	7,35
	08/12/2009	194	7,25	7,33	6,98	7,35	7,34
	09/12/2009	195	7,16	7,28	6,89	7,48	7,47
	10/12/2009	196	7,32	7,38	6,87	7,36	7,34
	11/12/2009	197	7,19	7,28	6,85	7,39	7,36
	14/12/2009	200	7,3	7,57	6,95	7,56	7,55
	15/12/2009	201	7,25	7,42	6,91	7,38	7,33
	16/12/2009	202	7,21	7,38	6,9	7,25	7,23
	17/12/2009	203	7,18	7,29	6,88	7,43	7,4
	18/12/2009	204	7,26	7,44	6,93	7,38	7,35
	21/12/2009	207	7,35	7,51	6,95	7,33	7,31
	22/12/2009	208	7,31	7,48	6,87	7,41	7,37
	23/12/2009	209	7,24	7,35	6,88	7,4	7,36
	24/12/2009	210	7	7,25	6,79	7,2	7,15
	25/12/2009	211	6,98	7,29	6,82	7,15	7,13
	31/12/2009	217	7,12	7,27	6,84	7,21	7,17
	01/01/2010	218	7,06	7,3	6,78	7,18	7,14
04/01/2010	221	7,05	7,31	6,91	7,31	7,22	
05/01/2010	222	7,11	7,24	6,74	7,21	7,26	
06/01/2010	223	7,16	7,27	6,81	7,19	7,16	
07/01/2010	224	7,16	7,3	6,79	7,12	7,05	
08/01/2010	225	7,09	7,18	6,75	7,18	7,16	
11/01/2010	228	7,12	7,21	6,83	7,14	7,12	
12/01/2010	229	7,21	7,25	6,81	7,15	7,13	
13/01/2010	230	7,14	7,28	6,72	7,15	7,11	
14/01/2010	231	7,09	7,17	6,9	7,13	7,1	
15/01/2010	232	7,11	7,23	6,88	7,09	7,15	

	18/01/2010	235	7,11	7,22	6,79	7,05	7,12
--	------------	-----	------	------	------	------	------

pH

ETAPA	FECHA	DÍA DE OPERACIÓN	INFLUENTE	ANÓXICO	ANAEROBIO	AEROBIO	EFLUENTE
3	19/01/2010	236	7,1	7,28	6,83	7,25	7,19
	20/01/2010	237	7,11	7,3	6,9	7,22	7,2
	21/01/2010	238	7,09	7,28	6,75	7,26	7,11
	22/01/2010	239	7,1	7,28	6,91	7,19	7,06
	25/01/2010	242	7,16	7,32	6,84	7,25	7,19
	26/01/2010	243	7,3	7,25	6,73	7,24	7,11
	27/01/2010	244	7,07	7,33	6,84	7,3	7,05
	28/01/2010	245	7,12	7,22	6,93	7,24	7,12
	02/02/2010	250	7,24	7,31	6,97	7,25	7,03
	03/02/2010	251	7,2	7,28	6,76	7,19	7,09
	04/02/2010	252	7,16	7,29	6,87	7,21	7,04
	05/02/2010	253	7,19	7,33	6,78	7,18	7,13
	08/02/2010	256	7,18	7,21	6,75	7,21	7,08
	09/02/2010	257	7,21	7,4	6,83	7,21	7,07
	10/02/2010	258	7,05	7,19	6,72	7,3	7,07
	11/02/2010	259	7,09	7,28	6,79	7,25	7,12
	15/02/2010	263	7,03	7,24	6,8	7,19	7,11
	16/02/2010	264	7,05	7,19	6,75	7,3	7,1
	17/02/2010	265	7,09	7,21	6,76	7,24	7,1
	18/02/2010	266	7,08	7,25	6,73	7,23	7,1
	19/02/2010	267	7,03	7,22	6,78	7,24	7,11
	23/02/2010	271	7,06	7,18	6,75	7,22	7,16
	24/02/2010	272	7,06	7,23	6,71	7,29	7,18
	25/02/2010	273	6,88	7,11	6,82	7,34	7,21
	26/02/2010	274	7	7,2	6,83	7,28	7,33
	01/03/2010	277	6,89	7,04	6,9	7,16	7,2

OD

ETAPA	FECHA	DÍA DE OPERACIÓN	INFLUENTE	ANÓXICO	ANAEROBIO	AEROBIO	EFLUENTE
1	17/07/2009	50	0,48	0,22	0,12	3,95	2,15
	18/07/2009	51	0,57	0,39	0,13	4,02	2,62
	19/07/2009	52	0,44	0,35	0,11	2,7	2,54
	20/07/2009	53	0,43	0,36	0,09	2,93	2,2
	21/07/2009	54	0,44	0,36	0,06	2,91	2,06
	22/07/2009	55	0,41	0,29	0,07	2,8	2,01
	23/07/2009	56	0,41	0,3	0,07	2,8	1,97
	24/07/2009	57	0,41	0,45	0,1	2,6	1,9
	27/07/2009	60	0,36	0,22	0,1	2,9	2,63
	28/07/2009	61	0,39	0,23	0,12	2,8	2,2
	29/07/2009	62	0,38	0,28	0,11	3	2,1
	30/07/2009	63	0,37	0,25	0,09	3,1	2,31
	31/07/2009	64	0,42	0,3	0,1	4,9	2,13
	03/08/2009	67	0,42	0,27	0,07	4,92	2,18
	04/08/2009	68	0,45	0,22	0,08	5	3,21
	05/08/2009	69	0,43	0,21	0,06	4,85	4,63
	06/08/2009	70	0,42	0,25	0,09	4,9	4,75
	07/08/2009	71	0,46	0,28	0,15	5	4,84
	10/08/2009	74	0,44	0,27	0,1	4,8	4,71
	11/08/2009	75	0,44	0,25	0,09	4,9	4,73
	12/08/2009	76	0,43	0,25	0,09	4,9	4,82
	13/08/2009	77	0,4	0,25	0,1	5	4,9
	17/08/2009	81	0,45	0,23	0,1	5	4,87
	18/08/2009	82	0,41	0,23	0,07	5	4,86
	19/08/2009	83	0,46	0,21	0,08	4,8	4,72
	20/08/2009	84	0,43	0,22	0,1	4,9	4,71
	21/08/2009	85	0,44	0,2	0,11	4,8	4,55
	24/08/2009	88	0,44	0,2	0,09	4,85	4,65
	25/08/2009	89	0,45	0,23	0,09	4,85	4,7
	26/08/2009	90	0,42	0,25	0,08	4,9	4,74
	27/08/2009	91	0,52	0,5	0,1	5,4	5,22
	28/08/2009	92	0,48	0,43	0,1	5,1	4,92
	01/09/2009	96	0,45	0,42	0,09	5,2	4,8
	02/09/2009	97	0,5	0,5	0,11	5	4,72
03/09/2009	98	0,47	0,47	0,12	5,1	4,83	
04/09/2009	99	0,39	0,45	0,2	5,6	4,35	
07/09/2009	102	0,36	0,42	0,21	5,5	4,15	
08/09/2009	103	0,35	0,41	0,21	5	4,12	
09/09/2009	104	0,33	0,4	0,2	5,3	4,16	
10/09/2009	105	0,36	0,15	0,17	5,4	4,01	
11/09/2009	106	0,38	0,2	0,16	5	3,57	
14/09/2009	109	0,4	0,26	0,1	4,8	3,69	

	15/09/2009	110	0,36	0,3	0,12	4,3	3,5
--	------------	-----	------	-----	------	-----	-----

OD

ETAPA	FECHA	DÍA DE OPERACIÓN	INFLUENTE	ANÓXICO	ANAEROBIO	AEROBIO	EFLUENTE
1	16/09/2009	111	0,33	0,36	0,11	4,2	3,57
	17/09/2009	112	0,39	0,38	0,15	4,2	3,52
	18/09/2009	113	0,36	0,35	0,12	4,1	3,51
	21/09/2009	116	0,41	0,4	0,13	4,18	3,25
	22/09/2009	117	0,4	0,39	0,19	4,21	3,18
	23/09/2009	118	0,39	0,33	0,1	4,19	3,61
	24/09/2009	119	0,42	0,38	0,11	4,05	3,57
	25/09/2009	120	0,38	0,4	0,11	4,1	3,59
	28/09/2009	123	0,35	0,41	0,11	4,11	3,25
	29/09/2009	124	0,4	0,37	0,15	4,09	3,28
	30/09/2009	125	0,41	0,36	0,11	4,21	3,41
	01/10/2009	126	0,33	0,3	0,13	4,19	3,39
	02/10/2009	127	0,39	0,31	0,1	4,18	3,32
	05/10/2009	130	0,36	0,32	0,1	3,99	3,29
	06/10/2009	131	0,37	0,39	0,13	4,06	3,46
	07/10/2009	132	0,37	0,36	0,14	4,09	3,71
	08/10/2009	133	0,4	0,38	0,1	4,07	3,65
	09/10/2009	134	0,41	0,35	0,1	4,18	3,59
	12/10/2009	137	0,41	0,38	0,1	4,11	3,61
	13/10/2009	138	0,39	0,31	0,1	4,17	3,62
14/10/2009	139	0,39	0,4	0,07	4,2	3,47	
15/10/2009	140	0,42	0,37	0,07	4,05	3,49	
16/10/2009	141	0,42	0,29	0,07	4,06	3,25	
19/10/2009	144	0,38	0,37	0,07	3,98	3,33	
20/10/2009	145	0,36	0,38	0,07	3,75	3,34	
2	21/10/2009	146	0,37	0,35	0,09	3,76	3,38
	22/10/2009	147	0,39	0,35	0,09	3,77	3,38
	23/10/2009	148	0,36	0,38	0,1	3,69	3,21
	26/10/2009	151	0,35	0,33	0,1	3,81	3,61
	27/10/2009	152	0,4	0,37	0,09	3,79	3,24
	28/10/2009	153	0,41	0,39	0,09	3,76	3,29
	29/10/2009	154	0,36	0,33	0,09	3,81	3,25
	30/10/2009	155	0,4	0,41	0,09	3,72	3,19
	02/11/2009	158	0,35	0,36	0,09	3,71	3,28
	03/11/2009	159	0,48	0,32	0,1	3,2	3
	04/11/2009	160	0,47	0,33	0,07	3,31	3,06
	05/11/2009	161	0,49	0,35	0,09	3,41	3,12
	06/11/2009	162	0,45	0,29	0,08	3,43	3,16
	09/11/2009	165	0,49	0,27	0,09	3,38	3,1
10/11/2009	166	0,41	0,33	0,11	4,20	3,57	
11/11/2009	167	0,29	0,24	0,08	4,17	3,08	
12/11/2009	168	0,33	0,28	0,07	4,12	3,11	

	13/11/2009	169	0,32	0,27	0,08	4,08	3,04
--	------------	-----	------	------	------	------	------

OD

ETAPA	FECHA	DÍA DE OPERACIÓN	INFLUENTE	ANÓXICO	ANAEROBIO	AEROBIO	EFLUENTE
2	16/11/2009	172	0,3	0,25	0,08	4,15	3,08
	17/11/2009	173	0,28	0,24	0,09	4,18	3,1
	18/11/2009	174	0,28	0,29	0,08	4,09	2,98
	19/11/2009	175	0,22	0,18	0,09	4,12	2,85
	20/11/2009	176	0,24	0,25	0,08	4,13	2,95
	23/11/2009	179	0,26	0,27	0,08	4,15	2,64
	24/11/2009	180	0,28	0,21	0,08	4,11	2,56
	25/11/2009	181	0,34	0,35	0,09	4,1	3,07
	26/11/2009	182	0,29	0,29	0,1	4,15	2,41
	27/11/2009	183	0,31	0,3	0,09	4,13	2,85
	30/11/2009	186	0,27	0,23	0,09	4,19	2,89
	01/12/2009	187	0,29	0,3	0,09	4,21	2,72
	02/12/2009	188	0,32	0,26	0,08	4,17	2,74
	03/12/2009	189	0,33	0,26	0,08	4,18	2,89
	04/12/2009	190	0,35	0,27	0,08	4,06	2,69
	07/12/2009	193	0,28	0,22	0,09	4,02	2,58
	08/12/2009	194	0,25	0,19	0,09	4,01	2,66
	09/12/2009	195	0,22	0,17	0,09	3,98	2,15
	10/12/2009	196	0,27	0,21	0,09	4,21	2,35
	11/12/2009	197	0,26	0,19	0,09	4,17	2,44
	14/12/2009	200	0,21	0,13	0,1	4,3	2,1
	15/12/2009	201	0,26	0,15	0,1	4,25	2,35
	16/12/2009	202	0,28	0,17	0,09	4,21	2,38
	17/12/2009	203	0,31	0,28	0,08	4,19	2,4
	18/12/2009	204	0,33	0,27	0,08	4,09	2,37
	21/12/2009	207	0,27	0,25	0,09	4,11	2,55
	22/12/2009	208	0,28	0,26	0,1	4,17	2,49
	23/12/2009	209	0,29	0,22	0,08	4,13	2,67
	24/12/2009	210	0,28	0,24	0,08	4,08	2,49
	25/12/2009	211	0,25	0,21	0,08	4,11	2,58
	31/12/2009	217	0,24	0,22	0,08	4,1	2,61
	01/01/2010	218	0,22	0,19	0,08	3,98	2,66
04/01/2010	221	0,19	0,17	0,06	3,85	2,7	
05/01/2010	222	0,18	0,13	0,1	3,76	2,54	
06/01/2010	223	0,2	0,15	0,09	3,81	2,43	
07/01/2010	224	0,19	0,16	0,09	3,67	2,58	
08/01/2010	225	0,23	0,17	0,08	3,8	2,48	
11/01/2010	228	0,17	0,12	0,08	3,73	2,45	
12/01/2010	229	0,21	0,19	0,07	3,78	2,63	
13/01/2010	230	0,2	0,16	0,09	3,75	2,47	
14/01/2010	231	0,19	0,17	0,09	3,81	2,57	
15/01/2010	232	0,18	0,16	0,1	3,87	2,57	

	18/01/2010	235	0,18	0,17	0,09	3,69	2,62
--	------------	-----	------	------	------	------	------

OD

ETAPA	FECHA	DÍA DE OPERACIÓN	INFLUENTE	ANÓXICO	ANAEROBIO	AEROBIO	EFLUENTE
3	19/01/2010	236	0,18	0,18	0,08	3,75	2,45
	20/01/2010	237	0,17	0,18	0,08	3,73	2,57
	21/01/2010	238	0,19	0,18	0,09	3,79	2,61
	22/01/2010	239	0,16	0,16	0,09	3,81	2,63
	25/01/2010	242	0,19	0,17	0,09	3,72	2,57
	26/01/2010	243	0,17	0,18	0,08	3,68	2,43
	27/01/2010	244	0,17	0,18	0,08	3,38	2,48
	28/01/2010	245	0,18	0,19	0,09	3,48	2,65
	02/02/2010	250	0,18	0,2	0,09	3,47	2,64
	03/02/2010	251	0,19	0,17	0,08	3,61	2,58
	04/02/2010	252	0,19	0,17	0,07	3,55	2,45
	05/02/2010	253	0,17	0,16	0,07	3,6	2,68
	08/02/2010	256	0,17	0,17	0,08	3,8	2,6
	09/02/2010	257	0,18	0,16	0,07	3,44	2,55
	10/02/2010	258	0,19	0,16	0,1	3,46	2,64
	11/02/2010	259	0,17	0,16	0,09	3,49	2,59
	15/02/2010	263	0,19	0,16	0,07	3,52	2,48
	16/02/2010	264	0,18	0,17	0,09	3,64	2,46
	17/02/2010	265	0,21	0,19	0,1	3,21	2,51
	18/02/2010	266	0,17	0,16	0,08	3,48	2,53
	19/02/2010	267	0,19	0,16	0,08	3,56	2,61
	23/02/2010	271	0,21	0,16	0,06	3,66	2,53
	24/02/2010	272	0,17	0,15	0,08	3,72	2,55
25/02/2010	273	0,15	0,12	0,06	3,66	2,34	
26/02/2010	274	0,18	0,1	0,04	4,02	2,89	
01/03/2010	277	0,13	0,1	0,05	4,11	2,94	

ORP

ETAPA	FECHA	DÍA DE OPERACIÓN	ANÓXICO	ANAEROBIO	AEROBIO	EFLUENTE
1	17/07/2009	50	-151	-350	125	125
	18/07/2009	51	-119	-310	220	212
	21/07/2009	54	-38	-105	205	199
	22/07/2009	55	-27	-95	218	200
	23/07/2009	56	-35	-86	212	201
	24/07/2009	57	-52	-76	190	175
	27/07/2009	60	-73	-95	340	313
	28/07/2009	61	-25	-77	215	198
	29/07/2009	62	-33	-84	234	216
	30/07/2009	63	-32	-100	225	219
	31/07/2009	64	-40	-107	197	195
	03/08/2009	67	-44	-101	63	60
	05/08/2009	69	-29	-88	138	135
	06/08/2009	70	-36	-94	80	49
	10/08/2009	74	-25	-164	269	257
	13/08/2009	77	-39	-113	261	255
	18/08/2009	82	-35	-117	239	234
	21/08/2009	85	-28	-168	224	215
	27/08/2009	91	-44	-133	270	263
	28/08/2009	92	-27	-127	285	281
	01/09/2009	96	-30	-104	310	296
	02/09/2009	97	-25	-97	233	236
	03/09/2009	98	-66	-110	218	212
	04/09/2009	99	-25	-128	245	231
	10/09/2009	105	-43	-129	238	219
	11/09/2009	106	-81	-135	68	53
	21/09/2009	116	-33	-158	49	55
	22/09/2009	117	-40	-289	62	52
	23/09/2009	118	-37	-292	68	64
	24/09/2009	119	-59	-270	75	70
	25/09/2009	120	-62	-265	80	79
	28/09/2009	123	-55	-247	92	82
	29/09/2009	124	-53	-254	97	88
	30/09/2009	125	-49	-259	101	94
	01/10/2009	126	-72	-268	94	72
	02/10/2009	127	-81	-247	90	82
	06/10/2009	131	-74	-239	98	84
	07/10/2009	132	-69	-251	102	81
08/10/2009	133	-83	-257	106	93	
09/10/2009	134	-96	-234	97	84	
12/10/2009	137	-106	-281	91	78	
13/10/2009	138	-135	-288	104	95	

	14/10/2009	139	-146	-276	109	93
--	------------	-----	------	------	-----	----

ORP

ETAPA	FECHA	DÍA DE OPERACIÓN	ANÓXICO	ANAEROBIO	AEROBIO	EFLUENTE
1	15/10/2009	140	-121	-312	95	88
	16/10/2009	141	-113	-299	92	84
	20/10/2009	145	-148	-288	94	80
2	21/10/2009	146	-145	-301	89	78
	22/10/2009	147	-152	-306	88	75
	23/10/2009	148	-163	-264	94	82
	26/10/2009	151	-186	-250	98	81
	27/10/2009	152	-195	-232	101	85
	28/10/2009	153	-184	-247	104	94
	29/10/2009	154	-206	-240	97	90
	30/10/2009	155	-192	-283	93	85
	02/11/2009	158	-215	-332	100	79
	03/11/2009	159	-199	-300	96	83
	04/11/2009	160	-176	-296	90	79
	05/11/2009	161	-160	-284	83	75
	09/11/2009	165	-145	-239	95	88
	13/11/2009	169	-185	-220	109	103
	15/11/2009	171	-159	-245	117	103
	16/11/2009	172	-172	-229	113	110
	20/11/2009	176	-181	-245	99	89
	24/11/2009	180	-183	-249	101	92
	26/11/2009	182	-230	-311	107	89
	30/11/2009	186	-212	-264	115	106
	01/12/2009	187	-198	-243	107	103
	04/12/2009	190	-175	-240	112	105
	08/12/2009	194	-182	-239	100	104
	09/12/2009	195	-199	-301	106	98
	11/12/2009	197	-201	-278	98	91
	14/12/2009	200	-221	-289	101	97
	16/12/2009	202	-216	-286	113	98
	18/12/2009	204	-210	-275	106	94
	21/12/2009	207	-205	-269	107	105
	23/12/2009	209	-220	-272	114	109
	24/12/2009	210	-207	-281	99	101
	28/12/2009	214	-188	-289	105	100
	29/12/2009	215	-192	-255	97	90
31/12/2009	217	-205	-276	102	96	
01/01/2010	218	-184	-280	112	108	
05/01/2010	222	-172	-273	103	95	
07/01/2010	224	-163	-249	118	102	
08/01/2010	225	-181	-261	104	101	
12/01/2010	229	-162	-275	112	108	

	13/01/2010	230	-155	-258	105	97
--	------------	-----	------	------	-----	----

ORP

ETAPA	FECHA	DÍA DE OPERACIÓN	ANÓXICO	ANAEROBIO	AEROBIO	EFLUENTE
2	14/01/2010	231	-174	-233	108	103
	18/01/2010	235	-168	-265	115	106
3	20/01/2010	237	-157	-268	106	101
	21/01/2010	238	-154	-247	102	97
	25/01/2010	242	-171	-254	112	104
	26/01/2010	243	-167	-285	107	99
	27/01/2010	244	-165	-279	110	103
	01/02/2010	249	-181	-281	101	97
	02/02/2010	250	-178	-277	114	108
	03/02/2010	251	-159	-279	109	101
	04/02/2010	252	-163	-283	102	101
	05/02/2010	253	-179	-281	113	104
	09/02/2010	257	-158	-284	109	101

ANEXO C

ANÁLISIS ESTADÍSTICO

Los datos experimentales mostrados en el anexo B fueron empleados para la determinación de los porcentajes de remoción utilizados en el presente análisis estadístico.

Los datos fueron procesados estadísticamente con el SPWS Statistics 17.0. Si los datos siguen una distribución normal y existe homogeneidad de varianzas, se aplicará el análisis de la varianza; si los datos no responden a una distribución normal ó las varianzas no son homogéneas, se aplicará estadística no paramétrica utilizando la prueba de Kruskal – Wallis.

El análisis de la varianza compara las medias de los tratamientos, y establece que si hay diferencias entre las medias, los tratamientos son estadísticamente diferentes. Si no hay diferencias estadísticamente significativas entre las medias de los distintos tratamientos, los tratamientos no son diferentes en cuanto a sus resultados.

El análisis de la varianza sólo puede ser utilizado si se cumplen ciertos supuestos básicos: 1) los datos provienen de una distribución normal y 2) existe homogeneidad de varianzas entre los distintos tratamientos. El análisis de la varianza es un análisis paramétrico, ya que se calculan los parámetros de la población: media y varianza.

Primero se aplicó a cada uno de los parámetros la prueba de normalidad empleando la prueba de Shapiro-Wilk para determinar si la variable dependiente (Remoción) sigue una distribución normal.

Las hipótesis de estas pruebas son:

H_0 : Los datos provienen de una población normal.

H_1 : Los datos no provienen de una población normal.

A continuación se presentan las pruebas de normalidad y homogeneidad para remoción de DBO_5 .

Tests of Normality

TRH	Kolmogorov-Smirnov ^a			Shapiro-Wilk		
	Statistic	Df	Sig.	Statistic	Df	Sig.
REMOCIÓN DE DBO_5 1	,348	13	,000	,483	13	,000
2	,200	13	,161	,917	13	,230
3	,233	6	,200*	,843	6	,138

a. Lilliefors Significance Correction

*. This is a lower bound of the true significance.

Test of Homogeneity of Variances

REMOCIÓN DE DBO_5

Levene Statistic	df1	df2	Sig.
3,258	2	29	,053

Para este caso se rechaza H_0 , los datos de TRH1 no tienen una distribución normal. Las varianzas son homogéneas, sin embargo debe aplicarse la prueba no paramétrica de Kruskal – Wallis.

Ranks

TRH	N	Mean Rank
REMOCIÓN DE DBO_5 1	13	9,42
2	13	24,62
3	6	14,25
Total	32	

Test Statistics^{a,b}

	REMOCIÓN DE DBO_5
Chi-Square	17,479
Df	2
Asymp. Sig.	,000

a. Kruskal Wallis Test

b. Grouping Variable: TRH

Para el caso de la remoción de DBO_5 se establecen:

$$H_0: \mu_{\text{TR1}} = \mu_{\text{TR2}} = \mu_{\text{TR3}}$$

H_1 : Al menos una es diferente

Se rechaza H_0 , es decir, existe diferencia significativa en la remoción de materia orgánica medida como DBO_5 al incrementar el TRH.

A continuación se presentan las pruebas de normalidad y homogeneidad para remoción de DQO_T .

Tests of Normality

TRH	Kolmogorov-Smirnov ^a			Shapiro-Wilk		
	Statistic	Df	Sig.	Statistic	Df	Sig.
REMOCIÓN DE DQO_T 1	,217	24	,005	,846	24	,002
2	,100	25	,200	,964	25	,498
3	,126	12	,200	,948	12	,605

a. Lilliefors Significance Correction

*. This is a lower bound of the true significance.

Test of Homogeneity of Variances

REMOCIÓN DE DQO_T

Levene Statistic	df1	df2	Sig.
11,584	2	58	,000

Para este caso se rechaza H_0 , los datos de TRH1 y TRH2 no tienen una distribución normal y la prueba de homogeneidad de varianzas es significativa, por lo tanto se aplica una prueba no paramétrica de Kruskal – Wallis.

Ranks

TRH	N	Mean Rank
REMOCIÓN DE DQO_T 1	24	34,38
2	25	26,28
3	12	34,08
Total	61	

Test Statistics^{a,b}

	REMOCIÓN DE DQO
Chi-Square	2,997
Df	2
Asymp. Sig.	,224

- a. Kruskal Wallis Test
b. Grouping Variable: TRH

Para el caso de la remoción de DQO_T se establecen:

$$H_0: \mu_{TR1} = \mu_{TR2} = \mu_{TR3}$$

H_1 : Al menos una es diferente

No puede rechazar H_0 , es decir, no existe diferencia significativa en la remoción de materia orgánica medida como DQO_T al incrementar el TRH.

A continuación se presentan las pruebas de normalidad y homogeneidad para remoción de $N - NH_4^+$

Tests of Normality

TRH	Kolmogorov-Smirnov ^a			Shapiro-Wilk		
	Statistic	Df	Sig.	Statistic	Df	Sig.
1	,133	24	,200 [*]	,926	24	,078
2	,131	26	,200 [*]	,936	26	,107
3	,120	12	,200 [*]	,960	12	,788

a. Lilliefors Significance Correction

*. This is a lower bound of the true significance.

Test of Homogeneity of Variances

REMOCION DE NITROGENO AMONICAL

Levene Statistic	df1	df2	Sig.
3,444	2	59	,039

Para este caso no se puede rechazar H_0 , todos los datos tienen una distribución normal; sin embargo, las varianzas no son homogéneas, por lo que debe aplicarse la prueba no paramétrica de Kruskal – Wallis.

Ranks

TRH	N	Mean Rank
1	24	35,04
2	26	20,15
3	12	49,00
Total	62	

Test Statistics^{a,b}

	REMOCION DE NITROGENO AMONIACAL
Chi-Square	22,498
Df	2
Asymp. Sig.	,000

a. Kruskal Wallis Test

b. Grouping Variable: TRH

Para el caso de la remoción de $N - NH_4^+$ se establecen:

$$H_0: \mu_{TR1} = \mu_{TR2} = \mu_{TR3}$$

H_1 : Al menos una es diferente

Se rechaza H_0 , es decir, existe diferencia significativa en la remoción de $N - NH_4^+$ al incrementar el TRH,

A continuación se presentan las pruebas de normalidad y homogeneidad para remoción de NT

Tests of Normality

	TRH	Kolmogorov-Smirnov ^a			Shapiro-Wilk		
		Statistic	Df	Sig.	Statistic	Df	Sig.
REMOCION DE NITROGENO TOTAL	1	,159	15	,200 [*]	,966	15	,790
	2	,209	12	,157	,907	12	,193
	3	,225	7	,200 [*]	,849	7	,120

a. Lilliefors Significance Correction

*. This is a lower bound of the true significance.

Test of Homogeneity of Variances

REMOCION DE NITROGENO TOTAL

Levene Statistic	df1	df2	Sig.
5,928	2	31	,007

Para este caso no se puede rechazar H_0 , todos los datos tienen una distribución normal; sin embargo, las varianzas no son homogéneas, por lo que debe aplicarse la prueba no paramétrica de Kruskal – Wallis.

	TRH	N	Mean Rank
REMOCION DE NITROGENO TOTAL	1	15	19,67
	2	12	13,00
	3	7	20,57
	Total	34	

	REMOCION DE NITROGENO TOTAL
Chi-Square	3,827
Df	2
Asymp. Sig.	,148

a. Kruskal Wallis Test

b. Grouping Variable: TRH

Para el caso de la remoción de NT se establecen:

$$H_0: \mu_{TR1} = \mu_{TR2} = \mu_{TR3}$$

H_1 : Al menos una es diferente

No se puede rechazar H_0 , es decir, no existe diferencia significativa en la remoción de NT al incrementar el TRH,

A continuación se presentan las pruebas de normalidad y homogeneidad para remoción de PT

	TRH	Kolmogorov-Smirnov ^a			Shapiro-Wilk		
		Statistic	df	Sig.	Statistic	Df	Sig.
REMOCION DE FOSFORO	1	,153	15	,200 [*]	,889	15	,064
	2	,143	13	,200 [*]	,966	13	,845

3	,196	6	,200	,901	6	,381
---	------	---	------	------	---	------

a. Lilliefors Significance Correction

*. This is a lower bound of the true significance.

Test of Homogeneity of Variances

REMOCION DE FOSFORO

Levene Statistic	df1	df2	Sig.
4,038	2	31	,028

Para este caso no se rechazar H_0 , todos los datos tienen una distribución normal; sin embargo, la prueba de homogeneidad de varianzas es significativa, por lo tanto se aplica una prueba no paramétrica de Kruskal – Wallis.

Ranks

	TRH	N	Mean Rank
REMOCION DE FOSFORO	1	15	19,27
	2	13	17,77
	3	6	12,50
	Total	34	

Test Statistics^{a,b}

	REMOCION DE FOSFORO
Chi-Square	1,994
df	2
Asymp. Sig.	,369

a. Kruskal Wallis Test

b. Grouping Variable: TRH

Para el caso de la remoción de PT se establecen:

$$H_0: \mu_{TR1} = \mu_{TR2} = \mu_{TR3}$$

H_1 : Al menos una es diferente

No se puede rechazar H_0 , es decir, no existe diferencia significativa en la remoción de PT al incrementar el TRH.