



Instituto Mexicano de Tecnología del Agua

Programa de Posgrado

Tesis

REMOCIÓN DE NITRÓGENO EN UN REACTOR BIOLÓGICO  
POR COMBINACIÓN DE BIOMASA EN SUSPENSIÓN Y LECHO FLUJO

que para obtener el grado de  
Maestría en Ciencias y Tecnología del Agua  
(Sistemas Ambientales)

presenta

Víctor Domínguez Martínez

Tutor: M.I. Luciano Sandoval Yoval



**Instituto Mexicano de Tecnología del Agua**

**Programa de Posgrado**

## **Tesis**

**REMOCIÓN DE NITRÓGENO EN UN REACTOR BIOLÓGICO  
POR COMBINACIÓN DE BIOMASA EN SUSPENSIÓN Y LECHO FIJO**

que para obtener el grado de  
**Maestría en Ciencias y Tecnología del Agua**  
**(Sistemas Ambientales)**

presenta  
**Víctor Domínguez Martínez**

Tutor: M.I. Luciano Sandoval Yoval

Con fundamento en los artículos 21 y 27 de la Ley Federal del Derecho de Autor y como titular de los derechos moral y patrimoniales de la obra titulada "REMOCIÓN DE NITRÓGENO EN UN REACTOR BIOLÓGICO POR COMBINACIÓN DE BIOMASA EN SUSPENSIÓN Y LECHO FIJO", otorgo de manera gratuita y permanente al Instituto Mexicano de Tecnología del Agua, autorización para que fijen la obra en cualquier medio, incluido el electrónico, y la divulguen entre su personal, estudiantes o terceras personas, sin que pueda percibir por tal divulgación una contraprestación.

**VÍCTOR DOMÍNGUEZ MARTÍNEZ**

Jiutepec, Mor., a 27 de Julio de 2010

Lugar y fecha



Firma

I

*"El futuro pertenece a quienes  
creen en la belleza de sus sueños"*

*Eleanor Roosevelt*

## AGRADECIMIENTOS

Primero y antes que nada, dar gracias a Dios, por estar conmigo en cada paso que doy, por fortalecer mi corazón e iluminar mi mente y por haber puesto en mi camino a aquellas personas que han sido mi soporte y compañía durante toda esta etapa de mi vida.

De igual manera mi más sincero agradecimiento a los integrantes del comité tutorial: M.I Esperanza Ramírez Camperos, M.C Juan L. García Rojas, M.I. Violeta E. Escalante Estrada y al M.I. Fernando Pozo Román, por su paciencia y sus valiosas aportaciones que hicieron posible enriquecer mi tesis.

Al M.I. Luciano Sandoval Yoval por el apoyo y la confianza que me brindó para la realización de esta tesis y por facilitarme los medios para realizar la parte experimental.

Deseo expresar mi agradecimiento a las autoridades del Instituto Mexicano de Tecnología del Agua por permitirme ser parte de este proyecto. Al grupo docente por compartir con nosotros todos sus conocimientos y experiencias adquiridas en el campo laboral.

A mis amigos y compañeros de la planta de tratamiento de aguas residuales; Guillermo, Gela, Beatriz, Coco, Nancy, Daniel, Juan, Emma, Luis, Marco, Alejandro, Carmelo, Erika y Rosa, porque siempre me estuvieron apoyando y me impulsaron a concluir esta meta en mi vida. A Jesús Figueroa y a Lily por sus aportaciones y recomendaciones en la estructura del trabajo final.

Por supuesto no puedo olvidar a mis amigos y compañeros de la maestría; Vanesa, Eduardo, Alejandro, Diego y Camilo, que recorrimos juntos este tramo de la vida con el mismo objetivo y compartimos experiencias difíciles y muchas otras llenas de alegría y hoy finalmente estamos llegando a la meta.

Y si olvidé a alguien.... Perdón y GRACIAS.

## DEDICATORIA

Esta tesis la dedico a dos personas que han significado todo en mi vida y que cada día me motivan a seguir persiguiendo mis sueños e ilusiones, por supuesto que estoy hablando de la mujer que decidió compartir su vida a mi lado y al regalo que Dios me dio para alegrar mi vida; con todo mi amor para mi esposa Miriam y mi hijo Fer.

De igual forma el presente trabajo lo dedico a mis seres queridos, quienes fueron el impulso en mi carrera profesional y me enseñaron que con trabajo y perseverancia se puede llegar al final del camino.

A mi Padre; Sr. Prócoro Domínguez Mata.

A mi Madre: Sra. Onorina Martínez Delgado

A mis hermanos (as): Isaias, Teodula, Francisca, Matilde, Tibú, Santa y mi hermano Evodio.

## **RECONOCIMIENTO**

A las autoridades del Instituto Mexicano de Tecnología del Agua por solventar los gastos económicos que se generaron en nuestra preparación académica.

Deseo expresar mi más sincero reconocimiento a todo el cuerpo docente del posgrado, por su profesionalismo y por la dedicación que mostraron en la formación de la primera generación de profesionistas de la maestría en Ciencias y Tecnología del Agua.

A la Dra. Gabriela Moeller Chávez y a la Dra. Gabriela Mantilla por permitirme continuar mi preparación profesional.

## ÍNDICE

## Página

ÍNDICE DE TABLAS .....	xix
ÍNDICE DE GRÁFICAS .....	xxi
ÍNDICE DE FIGURAS.....	xxiii
ÍNDICE DE FOTOGRAFÍAS .....	xxv
ÍNDICE DE ANEXOS.....	xxvii
NOMENCLATURA .....	xxix
<b>1 ANTECEDENTES.....</b>	<b>35</b>
1.1 Sistemas de tratamiento de aguas residuales en México .....	35
1.1.1 Situación actual en el tratamiento de aguas residuales en México .....	37
1.1.2 Efectos adversos en el medio ambiente de compuestos nitrogenados.....	38
1.2 Remoción biológica de nitrógeno .....	38
1.2.1 Nitrificación .....	39
1.2.1.1 Microbiología.....	40
1.2.1.2 Estequiometría de la nitrificación biológica.....	40
1.2.2 Desnitrificación biológica.....	45
1.2.2.1 Microbiología.....	46
1.2.2.2 Estequiometría.....	46
1.2.2.3 Factores que intervienen en la desnitrificación .....	47
1.3 Procesos de remoción de nitrógeno.....	48
1.3.1 Procesos utilizados para nitrificación biológica.....	49
1.3.1.1 Biomasa en suspensión .....	49
1.3.1.2 Biomasa en biopelículas fijas .....	49
1.3.2 Procesos utilizados para desnitrificación biológica .....	49
1.3.2.1 Biomasa en suspensión .....	49
1.3.2.2 Biomasa en biopelículas fijas .....	50
1.4 Sistemas de tratamiento para remoción de nitrógeno .....	50
1.4.1 Proceso de Ludzack-Ettinger .....	50



1.4.2	Proceso modificado de Ludzack-Ettinger (MLE)	51
1.4.3	Reactor Secuencial Batch	52
1.4.4	Proceso A <sup>2</sup> O	53
1.4.5	Proceso Bardenpho de cuatro etapas	54
1.4.6	Proceso modificado de la Universidad de Cape (UCT)	54
1.4.7	Zanjas de oxidación	55
<b>2</b>	<b>OBJETIVOS</b>	<b>57</b>
2.1	Objetivos generales	57
2.2	Objetivos particulares	57
2.3	Hipótesis	57
<b>3</b>	<b>METODOLOGÍA</b>	<b>59</b>
3.1	Caracterización del agua residual	60
3.2	Diseño de los reactores biológicos	61
3.2.1	Determinación de la tasa de crecimiento específico de las bacterias nitrificantes	62
3.2.2	Tiempo de retención celular teórico (TRC teórico)	62
3.2.3	Tiempo de retención celular de diseño (TRC diseño)	63
3.2.4	Producción de la biomasa en el sistema	63
3.2.4.1	Determinación de la concentración (So) en el influente	64
3.2.4.2	Determinación de la cantidad de sustrato limitante de crecimiento en el influente	64
3.2.4.3	Determinación de la cantidad de nitratos producidos en el sistema biológico	64
3.2.5	Determinación de la cantidad de nitrógeno oxidado a nitratos	64
3.2.6	Producción de SSV en el tanque de aereación	65
3.2.6.1	Producción de sólidos suspendidos volátiles no biodegradables (SSVnb)	65
3.2.6.1.1	Determinación de la relación $DQObp/DQOp$	66
3.2.7	Producción de SST en el tanque de aereación	66
3.2.8	Determinación de la masa de SSV	67
3.2.9	Determinación de la masa de SST	67
3.2.10	Determinación del volumen del reactor aerobio	67
3.2.11	Determinación del tiempo de retención hidráulica ( $\tau$ )	68
3.2.12	Determinación de la concentración de SSV ( $X_{SSVLM}$ ) en el licor mezclado	68
3.2.12.1	Determinación de la fracción de SSV ( $Fracción_{SSV}$ ) en el reactor aerobio	68
3.2.13	Determinación de la relación alimento/microorganismos (F/M)	68
3.2.14	Determinación de carga orgánica volumétrica ( $L_{org}$ )	69
3.2.15	Determinación de la demanda de oxígeno (Ro)	69
3.2.16	Determinación de la relación de recirculación de lodos activados	69

3.2.17	Cálculo del área del sedimentador, la velocidad de la tasa hidráulica (q) propuesta es de $16 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{d}$ (el rango es de $16\text{-}28 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{d}$ ) .....	70
3.2.18	Determinación de la concentración de la biomasa activa ( $X_b$ ).....	70
3.2.19	Determinación de la tasa de la recirculación interna (IR).....	70
3.2.20	Determinación de la cantidad de $\text{N-NO}_3^-$ alimentados a la fase anóxica.....	71
3.2.20.1	Determinación del caudal recirculado hacia la fase anóxica ( $Q_{\text{rec}}$ ).....	71
3.2.21	Determinación del volumen del reactor anóxico (Se propone un tiempo de retención hidráulico para iniciar el cálculo) .....	71
3.2.22	Determinación de F/M.....	72
3.2.23	Determinación de la fracción de la demanda química de oxígeno fácilmente biodegradable .....	72
3.2.24	Determinación de la tasa de desnitrificación específica (SDNR) .....	72
3.2.25	Determinación de la remoción de $\text{N-NO}_3$ .....	73
3.3	Fabricación de los reactores .....	73
3.4	Pruebas hidráulicas y de aeración .....	74
3.5	Inoculación de microorganismos .....	74
3.6	Parámetros de control en el experimento.....	75
3.7	Condiciones de operación en el experimento.....	76
3.8	Análisis y evaluación de los resultados obtenidos .....	76
3.9	Diseño experimental .....	80
3.9.1	Propósito del diseño experimental .....	80
3.9.2	Selección de variables dependientes .....	80
3.9.3	Análisis de varianza .....	80
<b>4</b>	<b>RESULTADOS Y ANÁLISIS .....</b>	<b>85</b>
4.1	Caracterización del agua residual .....	85
4.2	Diseño de los reactores biológicos.....	86
4.2.1	Determinación de la tasa de crecimiento específico de las bacterias nitrificantes .....	91
4.2.2	Tiempo de retención celular teórico (TRC teórico) .....	91
4.2.3	Tiempo de retención celular de diseño (TRC diseño).....	91
4.2.4	Producción de la biomasa en el sistema .....	92
4.2.4.1	Determinación de la concentración en el influente ( $S_o = DQOb$ ).....	92
4.2.4.2	Determinación de la cantidad de sustrato limitante de crecimiento en el influente... ..	93
4.2.4.3	Determinación de la cantidad de nitratos producidos en el sistema biológico.....	93
4.2.5	Determinación de la cantidad de nitrógeno oxidado a nitratos .....	94
4.2.6	Producción de SSV en el tanque de aereación .....	95
4.2.6.1	Producciones de sólidos suspendidos volátiles no biodegradables (SSVnb).....	95

4.2.6.1.1	Determinación de la relación $DQObp/DQOp$ .....	95
4.2.7	Producción de SST en el tanque de aeración .....	96
4.2.8	Determinación de la masa de SSV .....	97
4.2.9	Determinación de la masa de SST .....	97
4.2.10	Determinación del volumen del reactor aerobio.....	98
4.2.11	Determinación del tiempo de retención hidráulica ( $\tau$ ) .....	98
4.2.12	Determinación de la concentración de SSV ( $X_{SSVLM}$ ) en el licor mezclado.....	99
4.2.12.1	Determinación de la fracción de SSV ( $Fracción_{SSV}$ ) en el reactor aerobio.....	99
4.2.13	Determinación de la relación alimento/microorganismos (F/M) .....	99
4.2.14	Determinación de carga orgánica volumétrica ( $L_{org}$ ) .....	100
4.2.15	Determinación de la demanda de oxígeno (Ro) .....	100
4.2.16	Determinación de la relación de recirculación de lodos activados .....	101
4.2.17	Cálculo del área del sedimentador, la velocidad de la tasa hidráulica (q) propuesta es de $16 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{d}$ (el rango es de $16\text{-}28 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{d}$ ).....	101
4.2.18	Determinación de la concentración de la biomasa activa ( $X_b$ ).....	102
4.2.19	Determinación de la tasa de la recirculación interna (IR).....	103
4.2.20	Determinación de la cantidad de $\text{N-NO}_3^-$ alimentados a la fase anóxica.....	103
4.2.20.1	Determinación del caudal recirculado hacia la fase anóxica (Q rec) .....	103
4.2.21	Determinación del volumen del reactor anóxico (Se propone un tiempo de retención hidráulico para iniciar el cálculo) .....	104
4.2.22	Determinación de F/M.....	104
4.2.23	Determinación de la fracción de la demanda química de oxígeno fácilmente biodegradable .....	105
4.2.24	Determinación de la tasa de desnitrificación específica (SDNR) .....	105
4.2.25	Determinación de la remoción de $\text{N-NO}_3^-$ .....	106
4.3	Fabricación de los reactores .....	107
4.4	Pruebas hidráulicas y de aeración .....	108
4.5	Resultados y análisis de los parámetros de control.....	109
4.5.1	Potencial de iones hidrógeno (pH) .....	112
4.5.1.1	Recirculación del 100%.....	112
4.5.1.2	Recirculación del 150%.....	112
4.5.1.3	Recirculación del 200%.....	114
4.5.2	Potencial de óxido reducción.....	114
4.5.2.1	Recirculación del 100%.....	115
4.5.2.2	Recirculación del 150%.....	115
4.5.2.3	Recirculación del 200%.....	116
4.5.3	Demanda química de oxígeno ( $DQO_T$ ).....	117

4.5.3.2	Recirculación del 150%.....	119
4.5.3.3	Recirculación del 200%.....	120
4.5.4	Demanda bioquímica de oxígeno (DBO <sub>5</sub> ).....	121
4.5.4.1	Recirculación del 100%.....	121
4.5.4.2	Recirculación del 150%.....	123
4.5.4.3	Recirculación del 200%.....	124
4.5.5	Nitrógeno amoniacal .....	125
4.5.5.1	Recirculación del 100%.....	125
4.5.5.2	Recirculación del 150%.....	127
4.5.5.3	Recirculación del 200%.....	128
4.5.6	Nitratos .....	129
4.5.6.1	Recirculación del 100%.....	129
4.5.6.2	Recirculación del 150%.....	131
4.5.6.3	Recirculación del 200%.....	132
4.5.7	Nitrógeno Total .....	133
4.5.7.1	Recirculación del 100%.....	134
4.5.7.2	Recirculación del 150%.....	135
4.5.7.3	Recirculación del 200%.....	137
4.5.8	Sólidos suspendidos volátiles en el reactor aerobio .....	138
4.5.9	Tasa de remoción volumétrica de nitratos (TRVN ) .....	138
4.5.10	Tasa de nitrificación específica (TNE) .....	140
4.6	Resultados del análisis estadístico.....	142
4.6.1	Nitrógeno total.....	142
4.6.2	Nitratos .....	144
4.6.3	Evaluación del Modelo .....	147
<b>5</b>	<b>CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES .....</b>	<b>151</b>
	<b>RECOMENDACIONES.....</b>	<b>153</b>
	<b>REFERENCIAS .....</b>	<b>155</b>

## ÍNDICE DE TABLAS

## Página

<b>Tabla 1.1</b> Procesos de tratamiento de aguas residuales municipales instalados en México y porcentajes de remoción de compuestos de nitrógeno que se elimina en ellos. <sup>8,20</sup> .....	36
<b>Tabla 1.2</b> Mecanismos involucrados en la remoción de nitrógeno total .....	40
<b>Tabla 1.3</b> Concentraciones típicas de NT en el efluente de algunos procesos biológicos...56	56
<b>Tabla 3.1</b> Parámetros y métodos utilizados en el experimento. ....	60
<b>Tabla 3.2</b> Características de los equipos utilizados en la parte experimental.....	75
<b>Tabla 3.3</b> Frecuencia de análisis .....	75
<b>Tabla 3.4</b> Condiciones de operación en el reactor anóxico y en el aerobio.....	76
<b>Tabla 3.5</b> Datos típicos para un experimento unifactorial.....	81
<b>Tabla 3.6</b> Formulación de hipótesis .....	82
<b>Tabla 3.7</b> Análisis de varianza para el modelo de efectos fijos unifactorial .....	83
<b>Tabla 4.1</b> Resultados obtenidos en la caracterización del agua residual cruda .....	85
<b>Tabla 4.2</b> Concentraciones y parámetros del agua residual cruda utilizados en el diseño del sistema biológico .....	89
<b>Tabla 4.3</b> Constantes cinéticas y parámetros del agua residual cruda utilizados en el diseño del sistema biológico.....	90
<b>Tabla 4.4</b> Concentraciones promedio obtenidas en el influente del sistema biológico .....	109
<b>Tabla 4.5</b> Concentraciones promedio obtenidas en el efluente del proceso.....	110
<b>Tabla 4.6</b> Eficiencias promedio obtenidas en el efluente del proceso .....	111
<b>Tabla 4.7</b> Resultados obtenidos de la tasa de remoción volumétrica de nitratos en el sistema biológico propuesto.....	139
<b>Tabla 4.8</b> Resultados de la tasa de remoción volumétrica de nitratos en diferentes sistemas biológicos.....	140
<b>Tabla 4.9</b> Resultados de la tasa de nitrificación específica (TNE).....	141
<b>Tabla 4.10</b> Total de experimentos realizados, niveles de tratamiento y porcentajes de recuperación de nitrógeno total.....	142
<b>Tabla 4.11</b> Análisis de varianza para nitrógeno total utilizando el modelo de efectos fijos unifactorial .....	144



<b>Tabla 4.12</b> Total de experimentos realizados, niveles de tratamiento y porcentajes de recuperación de nitratos.....	145
<b>Tabla 4.13</b> Análisis de varianza para nitratos utilizando el modelo de efectos fijos unifactorial .....	147

## ÍNDICE DE GRÁFICAS

## Página

<b>Gráfica 1.1</b> Distribución y número de sistemas de tratamiento instalados en México. <sup>8</sup> .....	38
<b>Gráfica 1.2</b> Porcentaje correspondiente a cada sistema de tratamiento instalado en México. <sup>8</sup> .....	39
<b>Gráfica 3.1</b> Tasa de desnitrificación específica en función a la F/Mb . <sup>21</sup> .....	73
<b>Gráfica 4.1</b> Valores del pH registrados en el reactor aerobio y en el reactor anóxico .....	113
<b>Gráfica 4.2</b> Valores del potencial de óxido reducción en el influente, reactor anóxico y reactor aerobio.....	116
<b>Gráfica 4.3</b> Comportamiento de la concentración de la demanda química de oxígeno en el influente, efluente de la fase anóxica y efluente general a diferentes tasas de recirculación .....	118
<b>Gráfica 4.4</b> Porcentajes de remoción de la demanda química de oxígeno en el efluente de la fase anóxica y en el efluente general.....	119
<b>Gráfica 4.5</b> Comportamiento de la concentración de la demanda bioquímica de oxígeno en el influente, efluente de la fase anóxica y efluente general a diferentes tasas de recirculación.....	122
<b>Gráfica 4.6</b> Porcentajes de remoción de la demanda bioquímica de oxígeno en el efluente de la fase anóxica y en el efluente general .....	123
<b>Gráfica 4.7</b> Comportamiento de la concentración de nitrógeno amoniacal en el influente, efluente de la fase anóxica y efluente general a diferentes tasas de recirculación .....	126
<b>Gráfica 4.8</b> Porcentajes de remoción de nitrógeno amoniacal en el efluente de la fase anóxica y en el efluente general.....	127
<b>Gráfica 4.9</b> Comportamiento de la concentración de nitratos en el influente , efluente de la fase anóxica y efluente general a diferentes tasas de recirculación. ....	130
<b>Gráfica 4.10</b> Porcentajes de remoción de nitratos en el reactor anóxico .....	131
<b>Gráfica 4.11</b> Comportamiento de la concentración de nitrógeno total en el influente, efluente de la fase anóxica y efluente general a diferentes tasas de recirculación .....	134
<b>Gráfica 4.12</b> Porcentajes de remoción de nitrógeno total en el efluente de la fase anóxica y efluente general a diferentes tasas de recirculación .....	137
<b>Gráfica 4.13</b> Concentración de SSV en el reactor aerobio .....	138

<b>Gráfica 4.14</b> Tasa de remoción volumétrica de nitratos durante el experimento.....	140
<b>Gráfica 4.15</b> Tasas de nitrificación específica obtenidas en el experimento. ....	141
<b>Gráfica 4.16</b> Residuos obtenidos en la remoción de nitrógeno total en función del tiempo .....	148
<b>Gráfica 4.17</b> Residuos obtenidos en la remoción de nitrógeno total contra el valor esperado.....	148
<b>Gráfica 4.18</b> Residuos obtenidos en la remoción de nitratos en función del tiempo .....	149
<b>Gráfica 4.19</b> Residuos obtenidos en la remoción de nitratos vs el valor esperado. ....	149



## ÍNDICE DE FIGURAS

## Página

<b>Figura 1.1</b> Proceso de Ludzack-Ettinger. <sup>17,45</sup> .....	51
<b>Figura 1.2</b> Proceso modificado Ludzack-Ettinger. <sup>17,45</sup> .....	52
<b>Figura 1.3</b> Etapas en un Reactor Secuencial en Batch. <sup>21,45</sup> .....	52
<b>Figura 1.4</b> Configuración del Proceso A <sup>2</sup> O. <sup>41</sup> .....	53
<b>Figura 1.5</b> Configuración de un proceso alimentado en etapas. <sup>21,45</sup> .....	54
<b>Figura 1.6</b> Proceso Bardenpho de cuatro etapas. <sup>41,21,45</sup> .....	54
<b>Figura 1.7</b> Esquema del Proceso modificado de la Universidad de Cape (UCT). .....	55
<b>Figura 1.8</b> Esquema de una zanja de oxidación. <sup>44</sup> .....	55
<b>Figura 3.1</b> Metodología utilizada en la experimentación .....	59
<b>Figura 3.2</b> Configuración del sistema biológico propuesto.....	61
<b>Figura 3.3</b> Puntos de muestreo y parámetros medidos en el sistema biológico.....	77
<b>Figura 3.4</b> Balance de masa del sistema biológico.....	78
<b>Figura 3.5</b> Variables del diseño experimental.....	81

## ÍNDICE DE FOTOGRAFÍAS

## Página

<b>Fotografía 3.1</b> Equipo utilizado para suministrar la aeración .....	74
<b>Fotografía 3.2</b> Difusores de cerámica de burbuja fina instalados en el reactor aerobio .....	74
<b>Fotografía 4.1</b> Vista lateral de las unidades del sistema biológico. ....	107
<b>Fotografía 4.2</b> Soporte de plástico. ....	108
<b>Fotografía 4.3</b> Pruebas del sistema de aeración a) Primera evaluación del sistema de aeración, b) Segunda evaluación del sistema de aeración.....	108

## ÍNDICE DE ANEXOS

## Página

<b>Anexo 1</b> Determinación de la demanda química de oxígeno fácilmente biodegradable (DQOrb ), demanda química de oxígeno soluble (DQO <sub>soluble</sub> ) y la demanda bioquímica de oxígeno soluble (DBO <sub>5 soluble</sub> ) .....	159
<b>Anexo 2</b> Coeficientes cinéticos de las bacterias nitrificantes y desnitrificantes utilizados en el dimensionamiento de los reactores. ....	161
<b>Anexo 3</b> Resultados de pH.....	163
<b>Anexo 4</b> Resultados de Potencial redox.....	167
<b>Anexo 5</b> Demanda química de oxígeno (DQO <sub>T</sub> ).....	171
<b>Anexo 6</b> Demanda bioquímica de oxígeno (DBO <sub>5</sub> ).....	175
<b>Anexo 7</b> Nitrógeno amoniacal .....	177
<b>Anexo 8</b> Nitratos .....	179
<b>Anexo 9</b> Nitrógeno total.....	181
<b>Anexo 10</b> Tablas de distribución F .....	183

## NOMENCLATURA

$OD$	Oxígeno disuelto	$\frac{mg}{L}$
$F / M$	Relación alimento microorganismos	$\frac{mg}{mg \cdot d}$
$k$	Tasa máxima de utilización de sustrato	$\frac{mg}{L}$
$k_d$	Coefficiente de decaimiento endógeno	$\frac{mg}{L}$
$k_{dn}$	Coefficiente de decaimiento endógeno para organismos nitrificantes	$\frac{mg \text{ SSV}}{mg \text{ SSV} \cdot d}$
$k_T$	Coefficiente de la velocidad de reacción a temperatura	$d$
$k_{20}$	Coefficiente de la velocidad de reacción a 20°C	
$k_n$	Constante de velocidad media	$\frac{mg \text{ N} - \text{NH}_4^+}{L}$
$k_0^I$	Coefficiente de inhibición de oxígeno	$\frac{mg}{L}$
$k_s$	Constante de velocidad media	$\frac{mg \text{ DQO}_b}{L}$
$k_{s,NO_3}$	Constante de velocidad media para una reacción limitada de nitratos.	$\frac{mg}{L}$
$L_{org}$	Carga orgánica volumétrica	$\frac{mg}{L \cdot d}$
$\mu$	Tasa de crecimiento específico	$d$
$\mu_m$	Tasa de crecimiento específico máximo	$d$
$\mu_n$	Tasa de crecimiento específico para nitrificación	$d$
$\mu_{mn}$	Tasa de crecimiento específico para bacterias nitrificantes	$\frac{mg \text{ SSV}}{mg \text{ SSV} \cdot d}$
$N$	Concentración de nitrógeno	$\frac{mg}{L}$
$\eta$	Relación de la tasa de utilización de sustrato con nitratos	

contra oxígeno como aceptor de electrones

$P_x$	Sólidos	$\frac{mg}{d}$
$Q$	Caudal	$\frac{L}{d}$
$Q_w$	Caudal de lodos purgados	$\frac{L}{d}$
$R_o$	Oxígeno	$\frac{mg}{L}$
$r_g$	Tasa de producción de biomasa neta	$\frac{mg}{L \cdot d}$
$r_{su}$	Tasa de utilización de sustrato soluble	$\frac{mg}{L \cdot d}$
$S$	Concentración del sustrato limitante del crecimiento en solución	$\frac{mg}{L}$
$FS$	Factor de seguridad	
$S_o$	Concentración en el influente	$\frac{mg}{L}$
$TRC$	Tiempo de retención celular	$d$
$SST$	Sólidos suspendidos totales	$\frac{mg}{L}$
$\tau$	Tiempo de retención hidráulica	$d$
$\theta$	Coefficiente de actividad de temperatura	
$U$	Tasa de utilización de sustrato	$d$
$V$	Volumen	$L$
$SSV$	Sólidos suspendidos volátiles	$\frac{mg}{L}$
$X$	Concentración de biomasa	$\frac{mg}{L}$
$X_e$	Concentración de biomasa en el efluente	$\frac{mg}{L}$
$X_R$	Concentración de biomasa en la línea de recirculación del clarificador	$\frac{mg}{L}$
$Y_n$	Producción de biomasa de bacterias nitrificantes	$\frac{mg \text{ SSV}}{mg \text{ N} - NH^+_4}$
$Y$	Producción de biomasa	$\frac{mg \text{ SSV}}{mg \text{ DQO}_b}$
$DQO_T$	Demanda química de oxígeno total	$\frac{mg}{L}$

<i>DBO<sub>5</sub></i>	Demanda bioquímica de oxígeno (5 días)	$\frac{mg}{L}$
<i>NT</i>	Nitrógeno total	$\frac{mg}{L}$
<i>N - NH<sub>4</sub><sup>+</sup></i>	Nitrógeno amoniacal	$\frac{mg}{L}$
<i>N - NO<sub>3</sub><sup>-</sup></i>	Nitratos	$\frac{mg}{L}$
<i>N - NO<sub>2</sub><sup>-</sup></i>	Nitritos	$\frac{mg}{L}$
<i>POR</i>	Potencial de óxido reducción	<i>mV</i>
<i>pH</i>	Potencial de iones hidrógeno	
<i>T</i>	Temperatura	°C
<i>NTK</i>	Nitrógeno total Kjeldahl	$\frac{mg}{L}$
<i>η<sub>Ti</sub></i>	Media del tratamiento i = 1...3	
<i>TRVN</i>	Tasa de remoción volumétrica de nitratos	$\frac{Kg\ N - NO_3}{m^3 \cdot d}$
<i>TNE</i>	Tasa de nitrificación específica	$\frac{mg\ N - NH_4}{g\ SSVLM \cdot h}$
<i>PTARM</i>	Planta de tratamiento de aguas residuales municipales	
<i>ND</i>	Información no disponible	

## RESUMEN

En México son pocos los sistemas que han sido diseñados para remover el nitrógeno que se encuentra presente en el agua residual municipal, la mayoría de los sistemas de tratamiento de aguas residuales municipales que existen fueron construidos para eliminar únicamente materia orgánica carbonosa, y como consecuencia de ello se descargan altas concentraciones de compuestos nitrogenados a los cuerpos receptores.<sup>7</sup>

La mayoría de los sistemas de tratamiento sólo remueven una fracción del nitrógeno total que entra al proceso, la cual es utilizada por los microorganismos para la síntesis celular y la fracción restante es descargada en los cuerpos de agua.

El problema más frecuente que causa la descarga de los compuestos de nitrógeno dentro del cuerpo de agua es el enriquecimiento de nutrientes, fenómeno conocido como eutroficación; La manifestación más conocida de la eutroficación es el crecimiento algal que se presenta generalmente en verano, algunos de los síntomas crónicos de sobre enriquecimiento de nutrientes son las bajas concentraciones de oxígeno disuelto, muerte de peces y la disminución de la flora y la fauna.<sup>12</sup>

El objetivo general de este trabajo es proponer un sistema biológico que remueva nitrógeno total (NT) y que a su vez reduzca la producción de lodos biológicos, sin dejar de lado el cumplimiento de la NOM-001-SEMARNAT-1996. Otro aspecto a considerar, es la posibilidad de establecer condiciones de trabajo que logren disminuir los costos de operación y mantenimiento que los procesos biológicos actuales requieren.

La metodología que se empleó fue la siguiente: En la primera etapa se realizó una búsqueda bibliográfica con el objetivo de conocer los factores que intervienen en la remoción de nitrógeno total y las tecnologías que actualmente se emplean. Posteriormente se realizó la caracterización del agua residual que alimentó al proceso biológico.

Con la información generada en los dos puntos anteriores se propuso la siguiente configuración del sistema biológico: Una fase anóxica (biomasa fija), seguido de un proceso

aerobio (biomasa en suspensión) y por último un clarificador. El diseño de los reactores se desarrolló de acuerdo a la metodología propuesta en Metcalf y Eddy, 2003.

En relación a las pruebas, el agua que se alimentó al sistema biológico propuesto se tomó del registro de captación localizado a la entrada de la PTAR del IMTA, el caudal de agua residual municipal en el influente se mantuvo constante durante todo el experimento y el gasto de recirculación de lodos fue del 100%. La variable independiente en el experimento fue la tasa de recirculación interna, ésta se evaluó a tres niveles: 100%, 150% y 200%.

Los parámetros que se determinaron para el control del proceso fueron la DBO<sub>5</sub>, DQO<sub>T</sub>, SST, SSV, NT, N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>, N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>, la temperatura, pH, potencial de óxido reducción y oxígeno disuelto.

Para determinar si la tasa de recirculación del efluente tratado tiene un efecto en la remoción de nitrógeno total, se realizó un análisis de varianza unifactorial de efectos fijos.

Los resultados obtenidos mostraron que el sistema de reactores biológicos propuestos, operados con una tasa de recirculación interna del 200% y una recirculación de lodos activados del 100%, puede remover el 76% de nitrógeno total, el 91% de DBO<sub>5</sub>, el 81 % de DQO y el 96% de N-NH<sub>4</sub>. No considerando la concentración de fósforo total dado que no se cuantificó en el experimento, las eficiencias obtenidas permitieron obtener efluentes que cumplen con la NOM-001- SEMARNAT-1996. y con la NOM-003- SEMARNAT-1997.



# 1 ANTECEDENTES

## 1.1 Sistemas de tratamiento de aguas residuales en México

Estadísticas de la CONAGUA muestran que en México la cantidad de procesos biológicos con la capacidad de remover altos porcentajes de nitrógeno es limitada. Una de las causas por la que existen pocos sistemas de tratamiento para remover materia orgánica carbonosa y nitrógeno total es la falta de procesos biológicos que sean económicos y fácil de operar. <sup>45</sup>

Mientras que las tecnologías para remoción de nutrientes han sido desarrolladas y aplicadas eficientemente en plantas de tratamientos de aguas residuales para caudales grandes, la implementación de éstas en comunidades pequeñas es un reto porque los costos se incrementan, investigaciones realizadas por la EPA mostraron que los costos de construcción en un sistema para la remoción de nutrientes se incrementan de un 30% a un 80% <sup>10</sup> en comparación a un tratamiento secundario y el costo unitario para remoción de nutrientes se incrementa cuando el tamaño de la instalación disminuye, <sup>10,45 10</sup>

Otra de las características de las tecnologías que actualmente existen para remover NT es que tienen configuraciones complejas y requieren una gran cantidad de bombas y agitadores mecánicos que incrementan el consumo de energía y el costo del agua residual tratada.

Los problemas antes mencionados son los que obligan a buscar nuevas configuraciones en los sistemas biológicos, que sean una alternativa en el tratamiento de aguas residuales municipales para poblaciones pequeñas y que las nuevas propuestas permitan reducir los costos de energía, además se busca que la configuración del sistema sea menos compleja y que la calidad del agua tratada sea igual o mejor que la de los procesos actuales, éstas son algunas de las razones que justifican el trabajo de investigación que se realizó en esta tesis.

La tabla 1.1 presenta algunos de los procesos que actualmente están establecidos en México.

**Tabla 1.1** Procesos de tratamiento de aguas residuales municipales instalados en México y porcentajes de remoción de compuestos de nitrógeno que se elimina en ellos.<sup>8,20</sup>

Proceso	Número de plantas	Caudal tratado (m <sup>3</sup> /s)	Porcentaje de agua tratada %	Remoción de nitrógeno orgánico %	Remoción de N- NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> %
Biodiscos	6	0.47	0.59	15-50	8-15
Filtros biológicos	74	3.56	4.49	15-50	8-15
Lagunas de estabilización	646	14.24	17.96	*70-90	ND
Lagunas aereadas	26	6.08	7.66	70-90	8-15
Lodos activados (convencional)	417	35.14	44.32	15-50	8-15
Tratamiento primario	13	2.07	2.61	15-20	0
Tratamiento Primario avanzado	14	8.68	10.95	ND	ND
Reactor anaerobio de flujo ascendente (RAFA)	111	1.04	1.31	ND	ND
Reactor Enzimático	59	0.11	0.14	ND	ND
Tanque Imhoff	59	0.39	0.49	ND	ND
Tanque séptico	77	0.13	0.16	ND	ND
Humedal artificial (Wetlands)	130	0.48	0.61	ND	65
Zanjas de oxidación	20	2.18	2.75		> 90 % de NT
Otros	58	4.73	5.97	ND	ND
<b>Total</b>	<b>1710</b>	<b>79.29</b>	<b>100</b>		

\* Fracción de NTK

En la columna 3 se presenta la cantidad de agua que se trata en cada uno de los sistemas, las columnas 5 y 6 presentan los porcentajes de nitrógeno orgánico y nitrógeno amoniacal que se puede remover en ellos.

De los sistemas biológicos que se presentan en la tabla 1.1, los procesos que mayor capacidad tienen para remover nitrógeno total y material orgánico carbonaseo son las zanjas de oxidación y los humedales, sin embargo, la desventaja de ellos es que el porcentaje de agua residual tratada es apenas de 2.75% y de 0.61%, respectivamente, esto significa que altas concentraciones de nitrógeno son descargadas a los cuerpos

receptores y como consecuencia ocasionan enriquecimiento de nutrientes y altas demandas de oxígeno.

A diferencia de los sistemas antes mencionados, el proceso de lodos activados es el que más se utiliza en el tratamiento de aguas residuales con un total de 417 plantas.

### 1.1.1 Situación actual en el tratamiento de aguas residuales en México

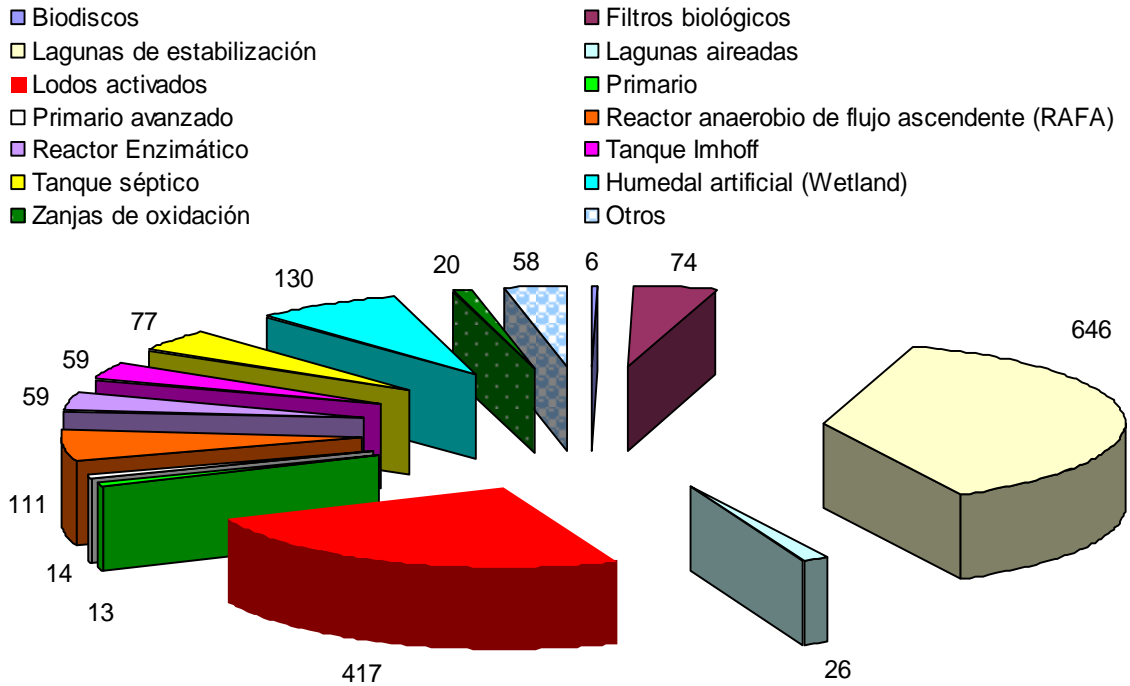
Según datos de la CONAGUA 2008, en México existen 1710 plantas de tratamiento, el caudal tratado es de 79.3 m<sup>3</sup>/s, lo que corresponde al 38 % de los 207 m<sup>3</sup>/s recolectados en los sistemas de alcantarillado. <sup>8</sup>

En el país se generan 243 m<sup>3</sup>/s de aguas residuales, de estos, 207 m<sup>3</sup>/s son colectados en los sistema de alcantarillado y solo 79.3 m<sup>3</sup>/s son tratados con alguno de los sistemas de tratamiento presentados en la tabla 1.1. La cantidad de materia orgánica que se produce en el país medida como DBO<sub>5</sub> es de 2.07 millones de toneladas al año, de estos, 1.76 millones de toneladas al año se recolectan en el alcantarillado y únicamente 0.53 millones de tonelada al año son removidos en los sistemas de tratamiento, esto significa que solo el 25.6 % de la DBO<sub>5</sub> que se produce es retirada del agua residual. <sup>8</sup>

Las cifras anteriores reflejan la situación actual en cuanto a la remoción de la DBO<sub>5</sub> y no existe información precisa de los porcentajes de remoción de nitrógeno total, pero considerando las cifras presentadas y la infraestructura que hay en el país, esta debe ser menor al porcentaje de la DBO<sub>5</sub> que se retira del agua residual cruda.

La gráfica 1.1 presenta la distribución y la cantidad de procesos que se encuentran instalados en el país.

En esta gráfica se muestra que los sistemas que más se utilizan en México es el de lodos activados (417 plantas) y las lagunas de estabilización (646 plantas), en cambio, la modalidad de biodiscos es el sistema que en menor cantidad se encuentran instalados (6 plantas)



**Gráfica 1.1** Distribución y número de sistemas de tratamiento instalados en México. <sup>8</sup>

La gráfica 1.2 presenta los porcentajes de agua residual que es tratada en cada uno de los procesos biológicos instalados en el país; el 44% del volumen total es tratado con sistemas de lodos activados y el 18% con lagunas de maduración.

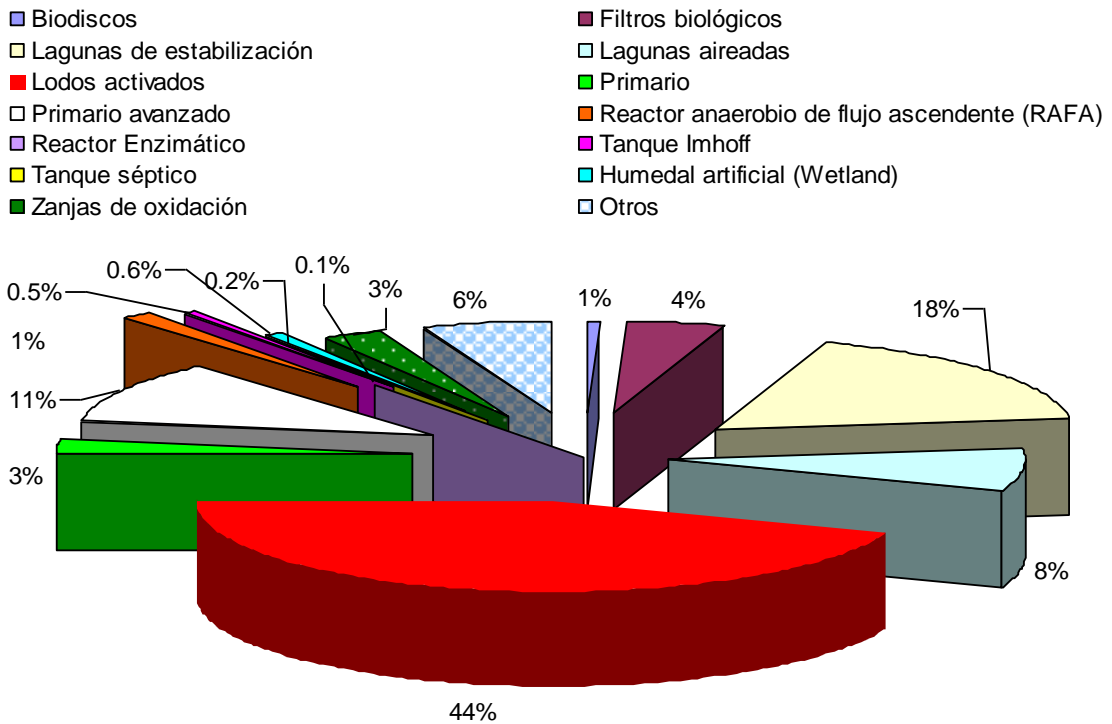
Los sistemas que menor porcentaje de agua tratan son los reactores enzimáticos y los tanques sépticos, con un porcentaje del 0.14 % y 0.16 % respectivamente.

### 1.1.2 Efectos adversos en el medio ambiente de compuestos nitrogenados

El nitrógeno es uno de los contaminantes más importantes del agua residual, pues las actividades agrícolas e industriales han aumentado casi al doble la concentración de nitrógeno fijado anualmente en la biosfera. Parte importante de este nitrógeno llega a los diferentes cuerpos de agua en la forma de amonio, nitrato y nitrito, creando problemas de toxicidad para los organismos acuáticos, además de los cambios ambientales como la eutroficación de lagos. <sup>5,12,45</sup>

## 1.2 Remoción biológica de nitrógeno

Existen métodos fisicoquímicos y biológicos para la eliminación de nitrógeno del agua. Los primeros, en la mayoría de los casos, no resuelven el problema ya que trasladan el contaminante de un ambiente a otro. Los métodos biológicos si eliminan al contaminante y, en condiciones idóneas, sus productos finales son CO<sub>2</sub> y N<sub>2</sub>. <sup>5</sup>



**Gráfica 1.2** Porcentaje correspondiente a cada sistema de tratamiento instalado en México.<sup>8</sup>

Para que un proceso biológico pueda remover nitrógeno es necesario que exista una zona anóxica y una zona aerobia, además debe incluir una recirculación de lodos activados de una fase a otra.<sup>17</sup>

La remoción biológica del nitrógeno es lograda a través de una serie de reacciones bioquímicas que transforman los compuestos nitrogenados a nitrógeno gaseoso. La tabla 1.2 muestra los mecanismos que se presentan en la remoción de nitrógeno en los sistemas de tratamiento de aguas residuales, algunos de los productos que se forman y los requerimientos del proceso.

### 1.2.1 Nitrificación

Gran parte del nitrógeno presente en el agua residual se encuentra en formas reducidas (nitrógeno amoniacal o nitrógeno orgánico), es por esta razón que se requiere oxidar estos compuestos y posteriormente reducirlos hasta convertirlos en nitrógeno gaseoso.<sup>49</sup> La nitrificación es el término usado para describir las dos etapas del proceso biológico en el cual el  $N-NH_4^+$  es oxidado a nitrito ( $N-NO_2^-$ ) y el nitrito oxidado a nitrato ( $N-NO_3^-$ ).<sup>10,17</sup>

**Tabla 1.2** Mecanismos involucrados en la remoción de nitrógeno total

Mecanismo	Conversión	Requerimientos del proceso
Nitrificación	Oxidación del nitrógeno amoniacal a nitratos a través de bacterias autotróficas. El carbón inorgánico (dióxido de carbono) es la fuente que provee el carbono para el crecimiento celular. Esta es una etapa necesaria en los procesos para remoción de nitrógeno. <sup>10,4</sup>	El oxígeno y el dióxido de carbono deben estar disponibles para permitir el crecimiento de autótrofos, el pH debe mantenerse entre 6.8 y 8.0 unidades. El crecimiento de las bacterias autotróficas es muy lento, por lo que deben mantenerse tiempos de retención celular altos.  Los tiempos de retención celular para la nitrificación varían de 4 a 48 días. El rango típico de valores requerido para la nitrificación es de 12 a 24 días. <sup>44</sup>
Desnitrificación	En la ausencia de oxígeno disuelto, las bacterias heterotróficas utilizan los nitratos como aceptores finales de electrones y los convierten a nitrógeno gaseoso, posteriormente el nitrógeno gaseoso es eliminado hacia el medio ambiente. <sup>21</sup>	Para que se realice la desnitrificación es necesaria la presencia de nitratos y materia orgánica biodegradable y que el oxígeno disuelto no se encuentre presente, se requiere un mecanismo que permita mantener las bacterias heterotróficas en el reactor. <sup>49</sup>

### 1.2.1.1 Microbiología

Los microorganismos más comunes en la nitrificación son las bacterias autotróficas *Nitrosomonas* y *Nitrobacter*, <sup>4,17</sup> las cuales oxidan al amonio y lo convierten a nitritos y posteriormente a nitratos, otras bacterias autotróficas que pueden obtener energía de la oxidación del amonio son *Nitrosococcus*, *Nitrosospira* y *Nitrosorobrio*. <sup>2,21,45</sup>

### 1.2.1.2 Estequiometría de la nitrificación biológica

La producción de energía en la oxidación del amonio a nitratos se realiza de la forma siguiente.

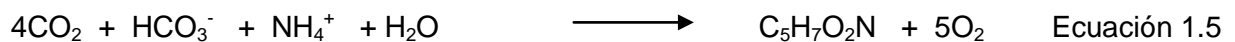


De acuerdo con la ecuación 1.1 el oxígeno requerido para la oxidación completa del amonio es de 4.57 g de O<sub>2</sub>/g N oxidado; de éstos, 3.43 g de O<sub>2</sub>/g son usados para la producción de nitritos y el restante para nitratos. Cuando se considera la síntesis celular, la cantidad de oxígeno requerido es menor de 4.57 g de O<sub>2</sub>/g N.<sup>10,21</sup> Además de la oxidación, el oxígeno también es obtenido de la fijación de dióxido de carbono y el nitrógeno de la masa celular.

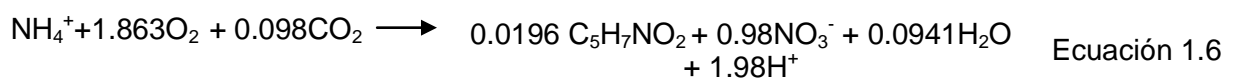
Despreciando la síntesis celular, la cantidad de alcalinidad requerida para realizar la reacción en la ecuación 1.3 puede ser estimada reescribiéndola como sigue:



En la ecuación 1.4 se puede ver que por cada gramo de nitrógeno amoniacal convertido se requieren 7.14 g de alcalinidad.<sup>10, 21, 49</sup> Además de la obtención de energía, una porción del ion amonio es asimilado en la masa celular. La reacción de síntesis por la biomasa puede ser representada como sigue:



El término C<sub>5</sub>H<sub>7</sub>O<sub>2</sub>N es utilizado para representar la síntesis de células.<sup>10</sup> La reacción de la nitrificación total puede ser descrita de la forma siguiente:



De la ecuación 1.6 se puede notar que por cada gramo de nitrógeno amoniacal convertido, 4.25 g de O<sub>2</sub> son utilizados, 0.16 g de nuevas células son formadas, 7.07 g de alcalinidad como CaCO<sub>3</sub> son removidos, y 0.08 g de carbono inorgánico es utilizado para la formación de nuevas células.

El oxígeno requerido para oxidar 1 g de nitrógeno amoniacal a nitrato es 4.25 g. Este valor es menor que el valor teórico de 4.57 calculado usando la ecuación 1.3, esta diferencia se debe a que en la ecuación 1.3 no se consideró el amonio que es utilizado en la síntesis de células. De manera similar la alcalinidad requerida para la nitrificación en la ecuación 1.6 es

7.07 g/g este valor es menor que 7.14 g calculado, esta disminución es porque en la ecuación 1.4 no se consideró la conversión de amonio en nitrógeno celular.

Las bacterias nitrificantes necesitan CO<sub>2</sub> y fósforo para el crecimiento celular, así como concentraciones pequeñas de otros elementos como calcio, cobre, magnesio, molibdeno, níquel y zinc.

### 1.2.1.3 Cinética de crecimiento

Los diseños están basados en la cinética de oxidación del amonio como se describe a continuación, asumiendo que la concentración de oxígeno se encuentra en exceso.

$$\mu_n = \left( \frac{\mu_{nm}N}{K_n + N} \right) k_{dn} \quad \text{Ecuación 1.7}$$

Donde;

$\mu_n$  = Velocidad de crecimiento específico de las bacterias nitrificantes, g nuevas células/ g células día

$\mu_{nm}$  = Velocidad máxima de crecimiento específico de bacteria nitrificantes, g nuevas células/ g células día

N = Concentración de nitrógeno,  $\frac{g}{m^3}$

$K_n$  = Constante de velocidad media, concentración del sustrato a una velocidad específica de utilización máxima.

$K_{dn}$  = Coeficiente de decaimiento endógeno para organismos nitrificantes.

La tasa de crecimiento específico para organismos nitrificantes es mucho más baja que la correspondiente para organismos heterotróficos, de esta forma los organismos nitrificantes requieren tiempos de retención celular más altos, <sup>17</sup> algunos valores de tiempos de retención celular típicos se encuentra en el rango de 10 a 20 días a temperaturas de 10°C y de 4 a 7 días a temperatura superiores a 20°C. <sup>44</sup>

A temperaturas superiores a 28°C la cinética de oxidación del amonio y de los nitritos cambian, por lo que si el tiempo de retención celular es pequeño podría encontrarse acumulación de nitritos.

En sistemas nitrificantes de lodos activados completamente mezclados con microorganismos aclimatados y a temperatura de 25°C y con suficiente oxígeno, la



concentración de  $\text{N-NO}_2^-$  puede ser menor a 0.1 mg/L y las concentraciones de  $\text{N-NH}_4^+$  de 0.5 a 1 mg/L.

Las tasas de nitrificación son afectadas por la concentración de oxígeno disuelto en el reactor. <sup>6</sup> En contraste con el comportamiento observado en bacterias heterotróficas en la degradación de compuestos orgánicos, las bacterias nitrificantes aumentan la tasa de nitrificación cuando la concentración de oxígeno disuelto (OD) se encuentra entre 3 y 4 mg/L <sup>21</sup> y disminuye cuando la concentración de OD es menor. <sup>3</sup> Considerando el efecto de la concentración de OD, la expresión de la velocidad del crecimiento específico (Ecuación 1.7) es modificada a la siguiente forma:

$$\mu_n = \left( \frac{\mu_{nm} N}{K_n + N} \right) \left( \frac{OD}{K_o + OD} \right) - k_{dn} \quad \text{Ecuación 1.8}$$

Donde;

OD = Concentración de oxígeno disuelto,  $\frac{g}{m^3}$

Ko = Coeficiente de saturación media para el OD,  $\frac{g}{m^3}$

Los otros términos fueron definidos anteriormente.

#### 1.2.1.4 Factores que intervienen en la nitrificación

Algunos de los factores que intervienen en la nitrificación son el tiempo de retención celular (TRC), pH, toxicidad, alcalinidad, metales y la concentración de amonio no ionizado. <sup>7, 36</sup>

#### Tiempo de retención celular

El tiempo de retención celular se define como el tiempo (días) que permanece la biomasa dentro del reactor.

Algunos de los trabajos realizados han demostrado que con TRC mayores a 10 días se pueden alcanzar concentraciones de NT menores a 10 mg/L. <sup>6</sup>

Esta variable de control se puede determinar con la siguiente ecuación:

$$TRC = \frac{VX}{(Q_w X_R + Q_e X_e)} \quad \text{Ecuación 1.9}$$

Donde;

$V$  = Volumen del reactor,  $m^3$

$X$  = Concentración de los SSV en el reactor,  $\frac{g}{m^3}$

$Q_w$  = Volumen de lodos purgados,  $\frac{m^3}{d}$

$X_R$  = Concentración de los SSV en la línea de recirculación,  $\frac{g}{m^3}$

$Q_e$  = Caudal del agua en el efluente,  $\frac{m^3}{d}$

$X_e$  = Concentración de los SSV en el efluente,  $\frac{g}{m^3}$

El TRC se selecciona como una función de los requerimientos de nitrificación y la temperatura mínima del licor mezclado y se puede controlar con la purga diaria de lodos activados, el volumen de lodos purgados debe determinarse en función al tiempo de retención celular que se requiera en el sistema.

### Concentración del ion hidrógeno

La nitrificación es sensible al pH y la velocidad disminuye significativamente a valores de pH menores a 6.8. Según Cervantes, el proceso de nitrificación se detiene por completo a valores por debajo de 5.<sup>5</sup>

A valores de pH entre 5.8 y 6.0 la velocidad disminuye en un 10 al 20% comparada con las velocidades obtenidas a valores de pH de 7.0. Velocidades de nitrificación óptimas se obtienen a valores de pH de 7.5 a 8.0. Un valor de pH de 7.0 a 7.2 es normalmente usado para mantener velocidades de nitrificación razonables y para localidades en donde la alcalinidad es baja.

### Toxicidad

Los organismos nitrificantes son sensibles a un amplio rango de compuestos inorgánicos y orgánicos. En muchos casos, las velocidades de nitrificación son inhibidas, cuando esto pasa, las bacterias continúan creciendo y oxidando al nitrógeno amoniacal y a los nitritos, pero las velocidades de nitrificación son reducidas. En algunos casos la toxicidad podría ser suficiente para matar a las bacterias nitrificantes.

Entre los compuestos que son tóxicos se encuentran los solventes químicos orgánicos, aminas, proteínas, compuestos fenólicos, alcoholes, cianuros, éter y bencenos.<sup>21,49</sup>

## Metales

Se han reportado que concentraciones mayores de 0.25 mg/L de níquel, 0.25 mg/L cromo y 0.10 mg/L de cromo inhiben la oxidación del nitrógeno amoniacal.

## Alcalinidad

La concentración de la alcalinidad es una característica importante en el agua residual, dado que afecta la eficiencia en los procesos de nitrificación <sup>45</sup> y si la alcalinidad no es adecuada la nitrificación puede ser incompleta. La cantidad de alcalinidad requerida en la nitrificación, considerando el crecimiento celular es cerca de 7.07 g CaCO<sub>3</sub>/g N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> esta debe ser suficiente para mantener el pH en el rango de 6.8 a 7.4. <sup>21</sup> Típicamente la cantidad de alcalinidad requerida para mantener el pH neutro debe ser entre 70 a 80 mg/L como CaCO<sub>3</sub>. La alcalinidad puede ser adicionada a las plantas de tratamiento para mantener valores de pH aceptable. La cantidad adicionada depende de la concentración inicial y de la concentración de N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> que será oxidado, para tal efecto se puede emplear bicarbonato de sodio o hidróxido de sodio.

### 1.2.2 Desnitrificación biológica

La reducción biológica de nitratos a óxido nítrico, óxido nitroso y gas nitrógeno es denominada desnitrificación, ésta es una parte integral de la remoción biológica del nitrógeno. <sup>4</sup>

En un proceso biológico existen dos mecanismos de remoción de nitratos; el primero es la asimilación y el segundo es la reducción de nitratos conocido como la desasimilación, la asimilación de nitratos incluye la reducción de nitratos a amonio para la síntesis de nuevas células, la asimilación ocurre cuando el N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> no está disponible y es independiente de la concentración oxígeno disuelto.

En el otro caso la reducción desasimilatoria de nitratos o desnitrificación biológica esta acoplada a la cadena respiratoria del transporte de electrones, en donde los nitratos y los nitritos son usados como aceptores de electrones para la oxidación de compuestos orgánicos e inorgánicos que son los donadores de electrones. <sup>49</sup>

La proporción de productos de desnitrificación depende tanto de los microorganismos desnitrificantes como de las condiciones ambientales. Cuanto más bajo es el pH de un hábitat, mayor es la proporción de óxido nitroso (N<sub>2</sub>O) formado. <sup>5</sup> La formación de nitrógeno molecular se ve favorecida por un suministro adecuado, o en exceso, de sus equivalentes reducidos. <sup>5,49</sup>

### 1.2.2.1 Microbiología

Existe una gran cantidad de bacterias heterotróficas y autotróficas que tienen la capacidad para desnitrificar. Los organismos heterotróficos incluyen los siguientes géneros: *Achromobacter*, *Acinetobacter*, *Agrobacterium*, *Alcaligenes*, *Arthrobacter*, *Bacillus*, *Chromobacterium*, *Corynebacterium*, *Flavobacterium*, *Hypomicrobium*, *Moraxela*, *Neisseria*, *Paracoccus*, *Propionibacterium*, *Pseudomonas*, *Rhizobium*, *Rhodopseudomonas*, *Spirillum*, y *Vibrio*. La *Pseudomonas* es una de las especies más comunes y utiliza una gran cantidad de compuestos orgánicos incluyendo el metanol, carbohidratos, ácidos orgánicos, alcoholes, benzoatos, y otros compuestos aromáticos, la mayoría de estas bacterias son organismos aerobios facultativos que tienen la capacidad para usar el oxígeno así como los nitratos o los nitritos, algunas pueden llevar a cabo la fermentación en ausencia de nitratos o de oxígeno, otras bacterias autotróficas pueden desnitrificar usando al hidrógeno y los compuestos de sulfuro reducidos como donadores de electrones durante la desnitrificación. Ambos grupos pueden crecer si una fuente de carbón está presente. <sup>5,21</sup>

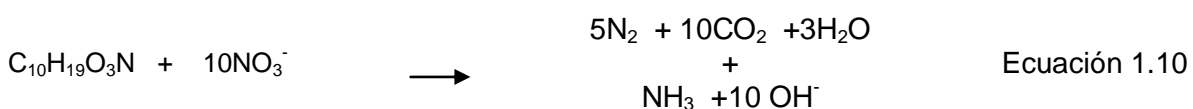
La desnitrificación puede ocurrir bajo condiciones aerobias por bacterias heterotróficas nitrificantes, por lo tanto puede existir la nitrificación-desnitrificación simultánea con la conversión de  $N-NH_4^+$  a compuestos de nitrógeno gaseosos. <sup>15</sup>

La oxidación de amonio por bacterias heterotróficas requiere energía, esta puede ser obtenida por la reducción de nitratos y nitritos por *P. pantotropha* bajo condiciones aerobias, para esto se requiere un sustrato fácilmente disponible como el acetato.

Las bacterias nitrificantes autotróficas tal como *Nitrosomonas europaea*, pueden usar el nitrito para oxidar el amonio, con la producción de nitrógeno gaseoso cuando no se encuentra oxígeno disuelto, y si existe oxígeno disuelto, estas bacterias utilizan el oxígeno presente para oxidar el amonio.

### 1.2.2.2 Estequiometría

La reacción estequiométrica de la desnitrificación utilizando la materia orgánica como fuente de electrones se muestra a continuación, en donde el término  $C_{10}H_{19}O_3N$  es frecuentemente utilizado para representar la materia orgánica biodegradable en el agua residual.



En la reacción de desnitrificación heterotrófica un equivalente de alcalinidad es producido por equivalente de  $N-NO_3^-$  reducido, lo que equivale a 3.57 g de alcalinidad (como  $CaCO_3$ )

producida por g de nitrato reducido. Recordando que en la nitrificación, 7.14 g de alcalinidad (como  $\text{CaCO}_3$ ) es consumida por g de  $\text{N-NH}_4^-$  que es oxidado.<sup>10,21</sup>

En la desnitrificación biológica, el objetivo principal es reducir los nitratos biológicamente, por lo que un parámetro importante de diseño para procesos de desnitrificación es la cantidad de  $\text{DBO}_5$  necesaria para proporcionar una cantidad suficiente de donadores de electrones para remoción de nitratos, como regla general, 4 g de  $\text{DBO}_5$  son necesarios por g de  $\text{N-NO}_3^-$  reducidos.

En los procesos utilizados para la remoción de nitrógeno con una etapa anóxica seguida de una etapa aerobia, los nitratos son alimentados hacia la fase anóxica a través del flujo de lodos recirculados de la zona aerobia y los electrones son proporcionados por el agua residual cruda que entra hacia la fase anóxica.

### 1.2.2.3 Factores que intervienen en la desnitrificación

#### Sustrato

En la desnitrificación hay varios factores que influyen en el consumo de materia orgánica, a continuación se enumeran los más importantes.

El primer factor es la concentración de los aceptores de electrones presentes; aquí se incluyen las concentraciones de nitratos y nitritos presentes, OD, y sulfatos.

El segundo factor es la naturaleza de la molécula donadora; los compuestos orgánicos son usados por las bacterias como fuentes de electrones para su metabolismo, también como fuente de carbón para síntesis celular.

La relación C/N es un factor crítico para el funcionamiento adecuado de los desnitrificadores, estableciéndose como valor óptimo de 3.2 g  $\text{DBO}_5/\text{g N}$ .<sup>7</sup>

Un tercer factor es la magnitud de la reacción de desnitrificación, la escasez de donantes de electrones (material orgánico) puede hacer que la conversión que se muestra en la ecuación 1.10 se detenga antes de que gas nitrógeno sea producido.

Los requerimientos del donador de electrones expresados en términos de sustrato consumido por unidad de nitratos removidos, varía directamente con el porcentaje de remoción de nitratos.

Un cuarto factor que influye en la cantidad de sustrato requerido es la tasa de crecimiento específico de las bacterias desnitrificantes, la producción celular neta es mayor cuando la

tasa de crecimiento específico es alta y consecuentemente requieren mayor cantidad de material orgánico como fuente de electrones. <sup>49</sup>

### Potencial de óxido reducción (Eh)

El parámetro de potencial de óxido reducción se utiliza para identificar y controlar los diferentes ambientes en los cuales se llevan a cabo reacciones de oxidación- reducción, las lecturas de potencial redox pueden ser interpretadas de la siguiente forma: Valores entre +50 y -50 mV indican condiciones anóxicas con  $\text{NO}_x^-$  como aceptor de electrones, entre +50 y +300 mV indican condiciones aeróbicas con oxígeno y nitratos como aceptores de electrones y lecturas por debajo de -100 mV indican condiciones anaeróbicas. <sup>9</sup>

Según Norbert Weissenbacher uno de los parámetros recomendados para monitorear un sistema de nitrificación-desnitrificación es el potencial de óxido reducción, el problema de este parámetro es que la señal medida durante la desnitrificación es diferente en cada planta por lo que no existe un valor óptimo del potencial de óxido reducción. <sup>50</sup>

En una disolución, la proporción de compuestos oxidados en relación a los reducidos constituye el potencial de oxidación-reducción (Eh).

El potencial redox está muy influido por la presencia o ausencia de oxígeno molecular. Los ambientes en equilibrio con el oxígeno atmosférico poseen un potencial Eh alrededor de +800 mV. Bajo la superficie de los suelos inundados y de los sedimentos, los valores Eh generalmente son negativos dado que la presencia de oxígeno no existe. <sup>2</sup>

Los potenciales de óxido reducción negativos pueden deberse a un crecimiento extensivo de microorganismos heterótrofos que agotan todo el oxígeno disponible para los procesos de descomposición, los sedimentos ricos en materia orgánica pueden tener valores de Eh tan bajos como -450 mV.

Debido a la dinámica propia de las interfaces, puede haber un potencial redox bajo en presencia de agua oxigenada. <sup>2</sup>

### 1.3 Procesos de remoción de nitrógeno

Todos los procesos biológicos para remoción de nitrógeno incluyen una zona aerobia en la cual la nitrificación biológica ocurre, y una zona anóxica para realizar la desnitrificación y completar la remoción de nitrógeno, los microorganismos pueden encontrarse en suspensión o adheridos a algún soporte formando biopelículas. La diferencia entre ellos es el lugar en donde se ubica cada una de estas etapas y la localización de las líneas de recirculación. <sup>10,21</sup>

La configuración más apropiada para un sistema en particular depende de la calidad que se desea obtener en el efluente y la calidad del agua cruda que entra al sistema. <sup>45</sup>

### **1.3.1 Procesos utilizados para nitrificación biológica**

La nitrificación biológica puede realizarse usando sistemas en los que la biomasa puede estar en suspensión o en biopelícula fija.

#### **1.3.1.1 Biomasa en suspensión**

La nitrificación en los sistemas biológicos con biomasa en suspensión puede ser de una sola etapa o de dos etapas. En los procesos de una sola etapa la nitrificación y la remoción de materia orgánica son realizadas en una sola unidad de lodos activados, esta unidad cuenta con un sistema de aeración y un clarificador.

En los procesos de dos etapas la nitrificación y la remoción de materia orgánica carbonosa son realizadas en unidades separadas, cada una de ellas debe contar con sus equipos de aeración y clarificadores de forma independiente.

#### **1.3.1.2 Biomasa en biopelículas fijas**

Entre los sistemas con biomasa adherida utilizados en el tratamiento de aguas residuales se encuentran los filtros percoladores, biodiscos, reactores de lecho fluidizado y los filtros biológicos aereados.

En estos sistemas las bacterias autotróficas están compitiendo directamente con las bacterias heterotróficas por el oxígeno disponible. Generalmente, las bacterias heterotróficas tienden a dominar el área donde la  $DBO_5$  es más alta, esto se debe a que estas bacterias se reproducen más rápido que las autotróficas, <sup>21, 49</sup> en los biodiscos esta área se localiza en el inicio y en los filtros rociadores en la parte superior.

### **1.3.2 Procesos utilizados para desnitrificación biológica**

#### **1.3.2.1 Biomasa en suspensión**

La desnitrificación en reactores con biomasa suspendida puede lograrse si se crean zonas sin la presencia de oxígeno disuelto, por lo común se pueden lograr áreas libres de oxígeno disuelto (OD) si se reemplaza la aeración con equipos que mantengan homogénea la biomasa, en estos sistemas la presencia de  $DBO_5$  alimentada en el agua cruda proporciona el sustrato para la desnitrificación.

### **1.3.2.2 Biomasa en biopelículas fijas**

La desnitrificación puede ser realizada en procesos de biopelícula fija, algunos de los procesos que se utilizan para la desnitrificación son los filtros percoladores y los reactores de lecho fluidizado.

Dado que la desnitrificación requiere la ausencia de oxígeno libre, ésta puede lograrse en reactores de biopelícula fija operando de modo sumergido y el flujo puede ser de forma ascendente o descendente.

Algunas de las ventajas del uso de reactores con biopelículas fija en los sistemas de tratamiento de aguas residuales municipales es que las dimensiones de los reactores biológicos pueden ser menores a aquellos en los que la biomasa se encuentra en suspensión, además, estos sistemas permiten mantener los microorganismos en el soporte aun con concentraciones bajas de nutrientes y pueden tener mayor resistencia a los compuestos tóxicos.<sup>13</sup>

En los reactores de biopelículas fija, el crecimiento, el espesor y el desprendimiento de la biopelícula dependen de diferentes parámetros como la velocidad de flujo, el tipo de material utilizado como medio de soporte (superficie, forma, etc.) y la carga orgánica.<sup>47</sup>

## **1.4 Sistemas de tratamiento para remoción de nitrógeno**

La eliminación de nitrógeno total de un agua residual municipal requiere que ésta pase por diferentes condiciones ambientales (condiciones anóxicas y aerobias), es por esta razón que se han planteado diferentes configuraciones de los procesos biológicos para favorecer el crecimiento de microorganismos que sean capaces de transformar los compuestos de nitrógeno a nitrógeno gaseoso.

Una de las diferencias en los procesos biológicos que existen es el lugar donde se ubica la etapa anóxica; ésta puede estar localizada antes de la etapa aerobia o después y la biomasa puede estar adherida formando biopelícula o en suspensión. A continuación se presentan algunos de los procesos biológicos que existen para la eliminación de nitrógeno.

### **1.4.1 Proceso de Ludzack-Ettinger**

En el proceso biológico de Ludzack-Ettinger la biomasa en los reactores se mantiene en suspensión y la alimentación del agua residual es de forma continua, este sistema incluye una etapa anóxica inicial seguida de una etapa aerobia. La biomasa en la fase anóxica se mantiene mezclada por medio de agitadores mecánicos y una fracción de lodos activados es



recirculada hacia la fase anóxica, en estos sistemas la materia orgánica contenida en el agua residual cruda es la que se utiliza como fuente de carbón y los nitratos generados en la fase aerobia son recirculados en la línea de lodos activados. La figura 1.1 presenta la configuración de este proceso.

Los nitratos son alimentados hacia la fase anóxica a través de la línea de recirculación de lodos activados (RAS). En los procesos actuales, la tasa de recirculación se ha incrementado para prevenir la flotación de lodos en los clarificadores secundarios debido a la desnitrificación.

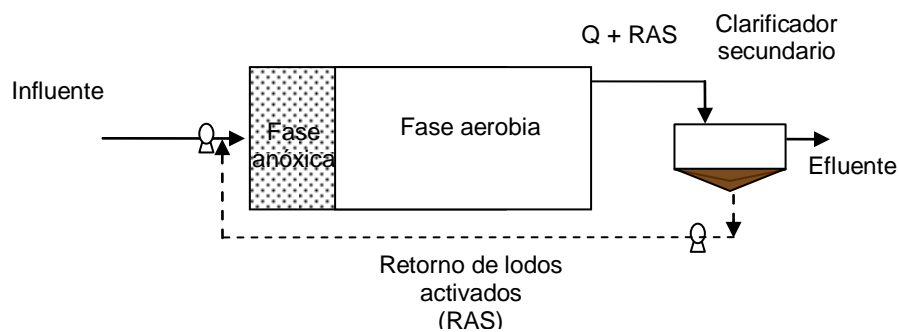


Figura 1.1 Proceso de Ludzack-Ettinger. <sup>17,45</sup>

#### 1.4.2 Proceso modificado de Ludzack-Ettinger (MLE)

En este proceso la zona anóxica está antes que la zona aerobia, de tal forma que el sustrato en el influente es utilizado en la reacción de la desnitrificación, la diferencia con respecto al proceso de Ludzack-Ettinger es que en este proceso se incluye otra recirculación interna de lodos del reactor aerobio hacia el reactor anóxico para incrementar la desnitrificación. <sup>43</sup> Los tiempos de retención hidráulica en la zona anóxica se encuentran en el intervalo de 2 a 4 horas.

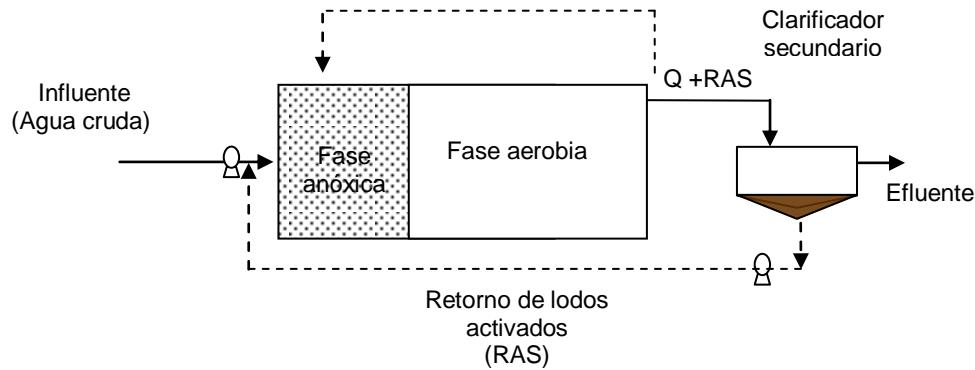


Figura 1.2 Proceso modificado Ludzack-Ettinger. <sup>17,45</sup>

Las concentraciones de NT que se pueden lograr con esta tecnología en el efluente del proceso pueden ser entre 6-8 mg/L.

### 1.4.3 Reactor Secuencial Batch

Este proceso requiere cuatro etapas; llenado del reactor con agua cruda, un período en el que se suministra aire para que se lleve a cabo la reacción biológica, un tiempo para sedimentar los lodos biológicos y finalmente la decantación. <sup>43</sup>

Los tiempos típicos que se utilizan son de 3 horas para el llenado, 2 horas para la aeración, 0.5 horas para la sedimentación de los lodos y 0.5 horas para vaciar el sobrenadante. Después de retirar el agua tratada, el licor mezclado permanece en el reactor para dar inicio a otro ciclo de tratamiento.

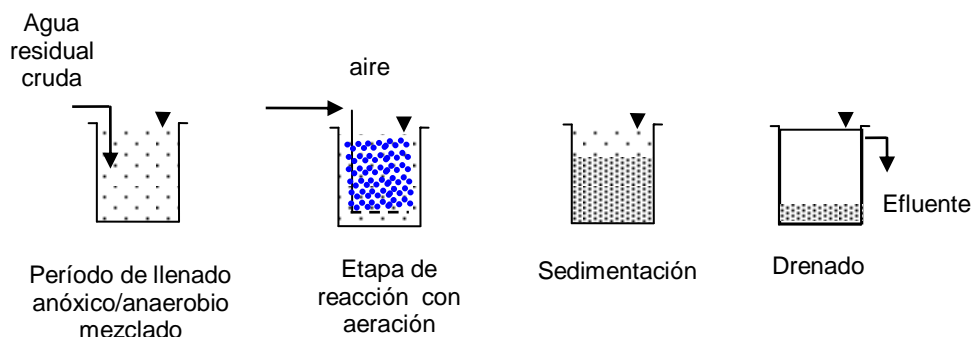


Figura 1.3 Etapas en un Reactor Secuencial en Batch. <sup>21,45</sup>

Generalmente durante el periodo de llenado se utiliza agitación mecánica para propiciar el contacto del agua residual con el licor mezclado y favorecer la desnitrificación. Otras de las etapas en las que existe remoción de nitratos es en la sedimentación y decantación.

#### 1.4.4 Proceso A<sup>2</sup>O

Es un proceso de flujo continuo con biomasa suspendida integrado por tres etapas; una etapa anaerobia inicial, una etapa anóxica y finalmente una etapa aerobia.

La recirculación de lodos activados (RAS) del sedimentador secundario se bombea al inicio del reactor anaerobio y la recirculación del licor mezclado que alimenta la fase anóxica procede del final de la fase aerobia

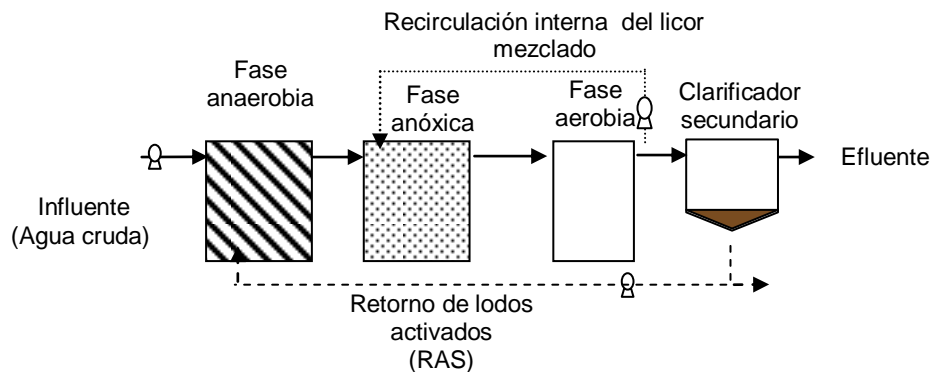


Figura 1.4 Configuración del Proceso A<sup>2</sup>O. <sup>41</sup>

#### 1.4.5 Proceso alimentación en etapas

En este tipo de proceso las etapas anóxica y la aerobia están alternadas, el flujo del agua cruda es dividido y se alimenta en diferentes puntos del proceso, la recirculación de lodos se realiza hacia el inicio del proceso.

Una de las ventajas que ofrece este proceso es que se pueden tener tiempos de retención celular (TRC) más altos para un mismo volumen del reactor y una menor carga de sólidos hacia el clarificador final. <sup>17</sup>

Los microorganismos responsables de la nitrificación y desnitrificación pueden mantenerse como biomasa suspendida o formando biopelículas fijas en materiales sintéticos.

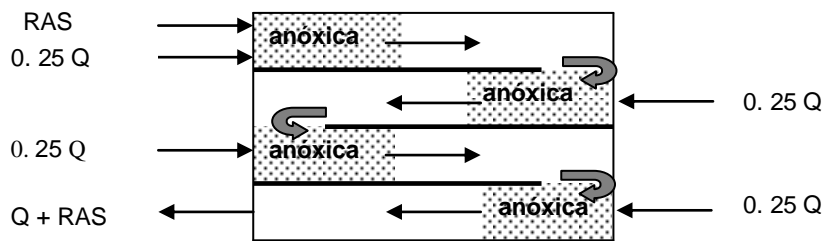


Figura 1.5 Configuración de un proceso alimentado en etapas. <sup>21,45</sup>

### 1.4.5 Proceso Bardenpho de cuatro etapas

Es un proceso de biomasa suspendida de flujo continuo, la secuencia de las etapas es anóxica, aerobia, anóxica y finalmente una etapa aerobia.

La segunda zona anóxica permite una post desnitrificación (endógena o adición de metanol). La última zona aerobia permite eliminar el nitrógeno gaseoso que esté presente y que no afecte la sedimentación de los lodos.

Con esta tecnología se pueden alcanzar concentraciones de NT de 3 mg/L.

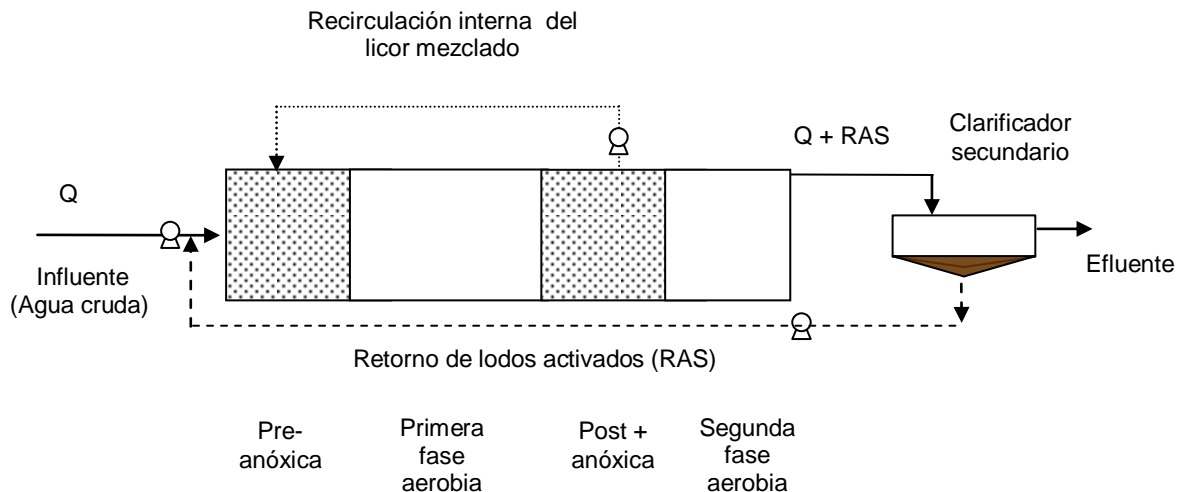


Figura 1.6 Proceso Bardenpho de cuatro etapas. <sup>41,21,45</sup>

### 1.4.6 Proceso modificado de la Universidad de Cape (UCT)

Este proceso es una modificación del proceso  $A^2/O$  con una segunda etapa anóxica a donde es enviada la recirculación de licor mezclado proveniente del reactor aerobio.

La primera zona anóxica recibe concentraciones bajas de nitratos a través de la recirculación de lodos activados (RAS). Los nitratos presentes en esta línea son rápidamente utilizados como aceptores de electrones y se desprende el nitrógeno en forma de gas. Una tercera recirculación de licor mezclado procedente del final de la primera etapa anóxica es enviada hacia el inicio del reactor anaerobio.

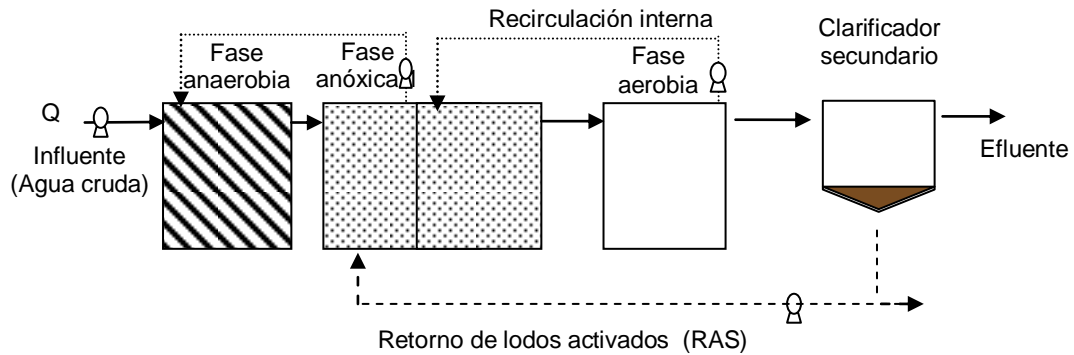


Figura 1.7 Esquema del Proceso modificado de la Universidad de Cape (UCT).

#### 1.4.7 Zanjas de oxidación

Una zanja de oxidación es una modificación del sistema biológico de tratamiento de lodos activados que utiliza un tiempo de retención celular alto para la remoción de compuestos orgánicos biodegradables. <sup>44</sup>

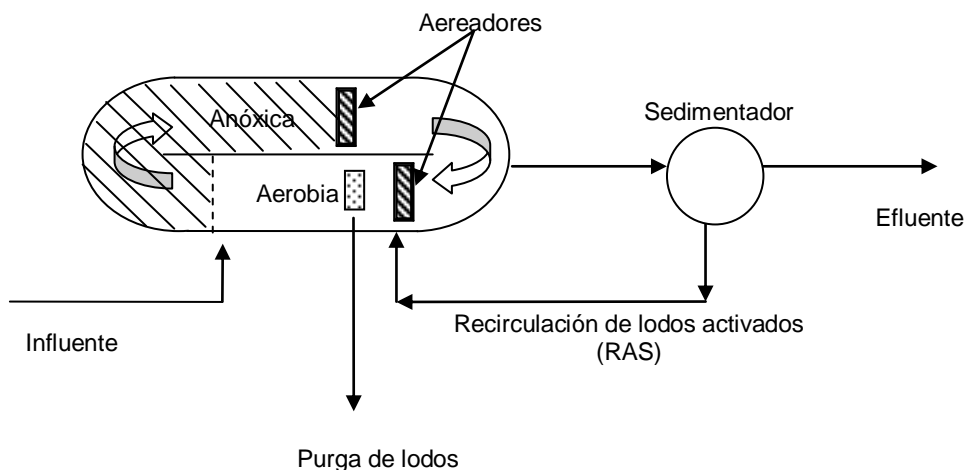


Figura 1.8 Esquema de una zanja de oxidación. <sup>44</sup>

Este proceso tiene una configuración de anillo, óvalo o tanque en forma de herradura dentro de los cuales se encuentran uno o múltiples canales. Es un proceso de flujo continuo con

biomasa suspendida, son canales abiertos en los que se crean etapas secuenciales anóxicas, aerobias y anaerobias.

La recirculación del agua, la transferencia de oxígeno y la aireación en las zanjas de oxidación es proporcionada por airadores que se encuentran montados en forma vertical u horizontal. Cuando una zanja de oxidación es diseñada y es operada para la remoción de nitrógeno, y si el tiempo de retención celular es seleccionado para favorecer la nitrificación, se pueden obtener concentraciones de nitrógeno amoniacal de 1 mg/L en forma consistente.

La tabla 1.3 muestra las concentraciones de nitrógeno total que se pueden obtener en el efluente de algunos de los procesos mencionados.

**Tabla 1.3** Concentraciones típicas de NT en el efluente de algunos procesos biológicos.

Proceso	Remoción de nitrógeno	Nitrógeno total en el efluente mg/L	Ref.
Ludzack-Ettinger Modificado (MLE)	Bueno	7.6	45
		3.2	
		9.7	
		7.8	
		6.4	
A <sup>2</sup> /O	Bueno	7.2	45
		2.3	
Alimentación en etapas	Moderado	7.0	45
		2.7	
Bardenpho de cuatro etapas	Excelente	7.1	45
		3.2	
Bardenpho modificado	Excelente	1.0	45
Reactor secuencial batch	Moderado	5 - 8	43
Procesos modificado de la universidad de Cape (UCT)	Bueno	ND	
Zanjas de Oxidación.	Excelente	1.99	45
		2.33	

Con respecto a las concentraciones presentadas en la tabla 1.3, el valor de 1.99 mg/L en el efluente de las zanjas de oxidación se obtuvo con concentraciones de nitrógeno total en el influente de 34.5 mg/L y una DBO<sub>5</sub> de 226 mg/L. El valor de 2.33 corresponde a una concentración de 27.1 mg/L de nitrógeno total en el influente y una DBO<sub>5</sub> de 238 mg/L. <sup>45</sup>

## 2 OBJETIVOS

### 2.1 Objetivos generales

Obtener la eficiencia de remoción de nitrógeno total en un sistema combinado con biomasa fija en fase anóxica y biomasa en suspensión con un reactor aerobio.

### 2.2 Objetivos particulares

- Determinar las condiciones de operación en la fase aerobia y fase anóxica.
- Determinar la tasa de remoción volumétrica de nitratos en la fase anóxica y la tasa de nitrificación específica en el reactor aerobio.
- Determinar las eficiencias de la nitrificación y desnitrificación en el sistema biológico propuesto.

### 2.3 Hipótesis

Mantener biomasas independientes y una configuración adecuada de los reactores biológicos permitirá incrementar la tasa de remoción de nitratos y la tasa de nitrificación específica, de tal forma que las concentraciones de nitrógeno total y la demanda bioquímica de oxígeno estén por debajo de los límites máximos permitidos en las normas establecidas en México.

### 3 METODOLOGÍA

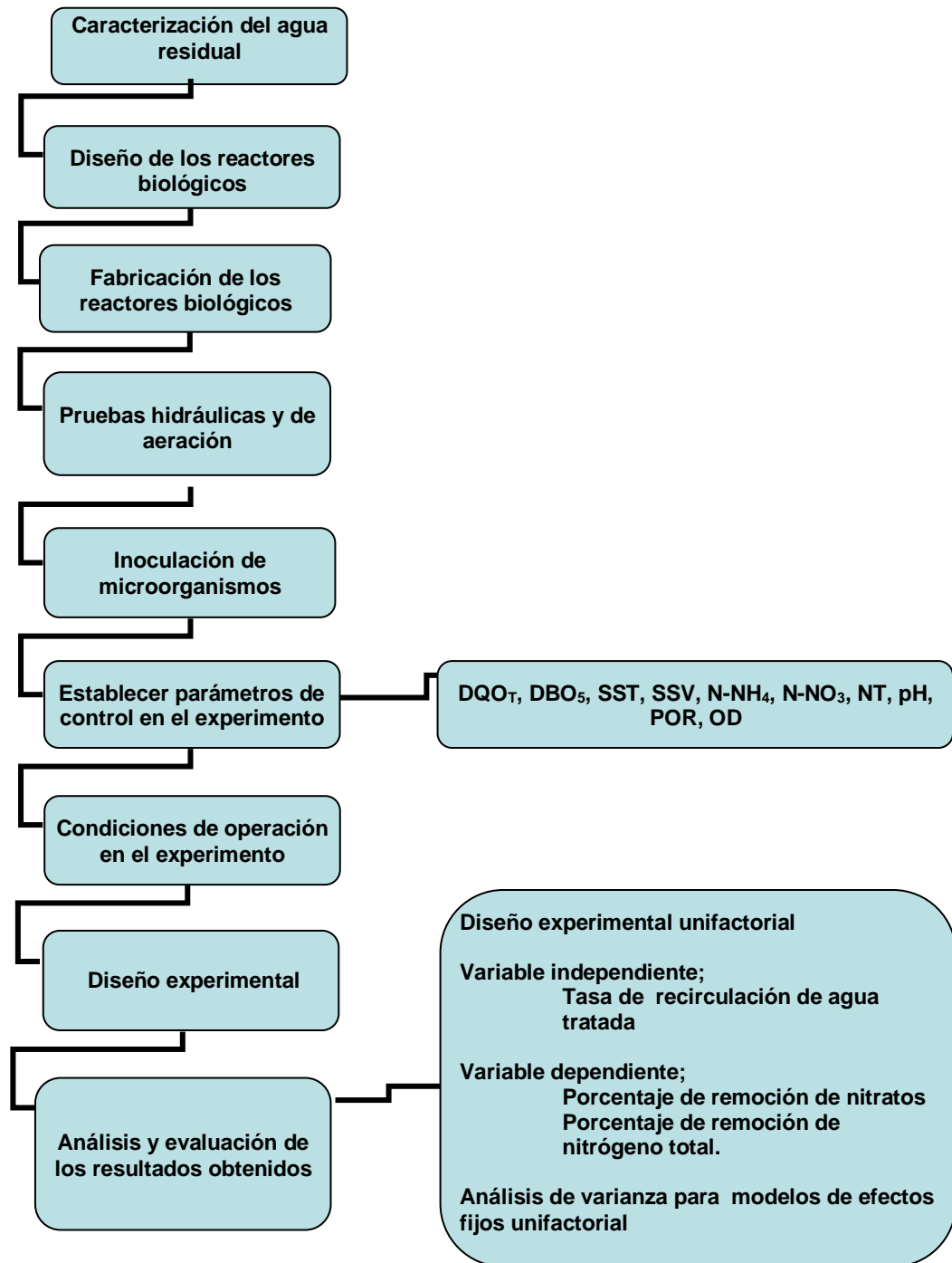


Figura 3.1 Metodología utilizada en la experimentación



### 3.1 Caracterización del agua residual

Los muestreos se realizaron en el influente de la planta de tratamiento de aguas residuales del Instituto Mexicano de Tecnología del Agua. Se determinó la concentración de la demanda bioquímica de oxígeno ( $DBO_5$ ) total y soluble, demanda química de oxígeno ( $DQO_T$ ), demanda química de oxígeno soluble ( $DQO_s$ ), demanda química de oxígeno fácilmente biodegradable ( $DQO_{rb}$ ), sólidos suspendidos totales (SST), sólidos suspendidos volátiles (SSV), nitrógeno total (NT), amoniacal ( $N-NH_4^+$ ) y nitratos ( $N-NO_3$ ). Para cumplir con el cronograma de actividades de la tesis se realizaron solo cinco muestreos, éstos se realizaron dentro de una temporada en que la calidad del agua residual del influente fue representativa de las características fisicoquímicas que se obtiene en la planta de tratamiento durante el año.

Con la información generada se determinó la configuración del sistema biológico y se calcularon las dimensiones de los reactores. Cabe mencionar que los muestreos se efectuaron de acuerdo a lo que se establece en la NMX-003-1980. 23 La metodología que se utilizó en la determinación de la demanda química de oxígeno fácilmente biodegradable ( $DQO_{rb}$ ), demanda bioquímica de oxígeno soluble ( $DBO_{5 \text{ soluble}}$ ), demanda química de oxígeno soluble ( $DQO_s$ ) se presenta en el anexo 1.

En la tabla 3.1 se presentan los métodos que se utilizaron en la determinación de cada uno de los parámetros antes mencionados.

**Tabla 3.1** Parámetros y métodos utilizados en el experimento.

Parámetro	Método de análisis
$DBO_5$	NMX-AA-028-SCFI-2001 Determinación de la Demanda Bioquímica de Oxígeno en Aguas Naturales y Residuales Tratadas, Secretaría de Comercio y Fomento Industrial.
$DBO_{5 \text{ soluble}}$	
$DQO_T$	NMX-AA030-SFCI-2001 Determinación de la Demanda Química de Oxígeno en Aguas Naturales, residuales y Residuales Tratadas Método de Prueba.
$DQO_s$	
SST, SSV	NMX-AA-034-SCFI-2001 "Determinación de Sólidos y Sales Disueltas en Aguas Naturales, Residuales y Residuales tratadas.
*NT	Digestión con Persulfato" método 10071" (0.5-25.0 mg/L)
*N - $NH_4^+$	Método Nessler "Método 8038" (0.02 a 2.50 mg/L)

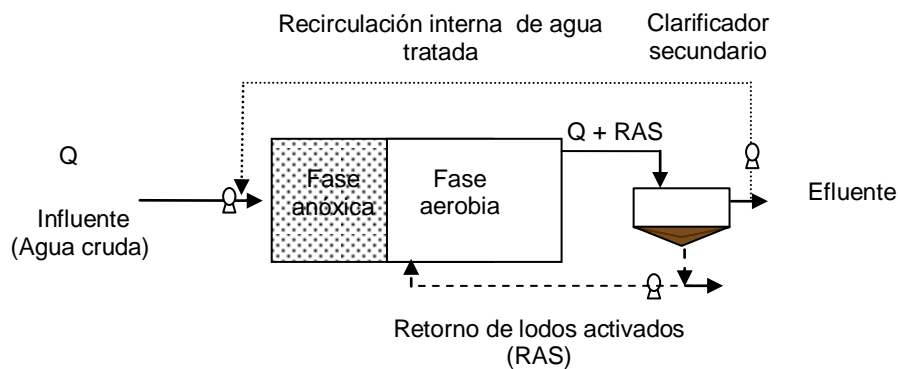
Parámetro	Método de análisis
$*N - NO_3^-$	Método de Reducción con cadmio "Método 8039" (0.3 a 30 mg/L)

\*Técnicas establecidas en el manual del espectrofotómetro DR2500, la precisión del equipo es +/- 1 nm.

### 3.2 Diseño de los reactores biológicos

La configuración del sistema biológico que fue propuesto para el desarrollo de esta tesis se muestra en la figura 3.2.

Es un sistema híbrido que está conformado en una primera etapa por una zona anóxica seguida de una aerobia y finalmente de un clarificador secundario.



**Figura 3.2** Configuración del sistema biológico propuesto

Una de las modificaciones que se realizaron en el sistema propuesto es la eliminación de la recirculación de lodos activados hacia el reactor anóxico y solamente se recirculo agua tratada, esta modificación permitió tener biomasa independientes.

La recirculación de lodos se realizó únicamente al reactor aerobio y fue del 100%, éste caudal se mantuvo durante toda la experimentación.

A pesar de que el diseño de sistemas con biomasa fija frecuentemente utiliza las relaciones empíricas determinadas en experimentos realizados a escala piloto, las relaciones cinéticas (crecimiento y oxidación) usadas en reactores con biomasa suspendida son también validas en el diseño de reactores con biomasa fija. <sup>49</sup>

Es por esta razón que en la determinación del volumen del reactor de la fase anóxica (biomasa fija) se utilizaron las constantes cinéticas propuestas en la bibliografía para sistemas con biomasa en suspensión.

Para el dimensionamiento de los reactores se tomó como base el cálculo que se presenta en la referencia bibliográfica Metcalf y Eddy, 2003 (páginas 707 y 761).

A continuación se presentan las ecuaciones que se utilizaron en el diseño del reactor aerobio.

### 3.2.1 Determinación de la tasa de crecimiento específico de las bacterias nitrificantes

$$\mu_n = \left( \frac{(\mu_{nm})(NH_4 - N_{efluente})}{(k_n + NH_4 - N_{efluente})} \right) \left( \frac{OD}{k_o + OD} \right) - k_{dn} \quad \text{Ecuación 3.1}$$

Donde;

$\mu_n$  = Tasa de crecimiento específico para nitrificación,  $d^{-1}$

$N - NH_4_{efluente}$  = Concentración de nitrógeno amoniacal en el efluente,  $\frac{g}{m^3}$

$\mu_{nm}$  = Tasa de crecimiento específico máximo de bacterias nitrificantes,  $d^{-1}$

$K_n$  = Constante de velocidad media,  $\frac{g}{m^3}$

$K_o$  = Coeficiente de inhibición de oxígeno,  $\frac{g}{m^3}$

$OD$  = Oxígeno disuelto,  $\frac{g}{m^3}$

$K_{dn}$  = Coeficiente de decaimiento endógeno para bacterias nitrificantes,  $\frac{g}{g.d}$

Las constantes cinéticas que se utilizaron en el diseño se presentan en el anexo 2.

### 3.2.2 Tiempo de retención celular teórico (TRC teórico)

$$TRC_{teórico} = \frac{1}{\mu_n} \quad \text{Ecuación 3.2}$$

Donde;

$TRC_{teórico}$  = Tiempo de retención celular teórico,  $d^{-1}$

$\mu_n$  = Tasa de crecimiento específico para nitrificación,  $d^{-1}$

### 3.2.3 Tiempo de retención celular de diseño (TRC diseño)

$$TRC_{diseño} = (FS)(TRC_{teórico})$$

Ecuación 3.3

Donde;

$FS$  = Factor de seguridad (De acuerdo a la bibliografía el factor de seguridad debe estar en el intervalo de 1.5 a 2.5), adimensional.

$TRC_{diseño}$  = Tiempo de retención celular de diseño,  $d^{-1}$

$TRC_{teórico}$  = Tiempo de retención celular teórico,  $d^{-1}$

### 3.2.4 Producción de la biomasa en el sistema

$$P_{X,bio} = \left[ \frac{(Q)(Y)(S_0 - S)}{1 + (K_d)(TRC_{diseño})} \right] + \left[ \frac{(fd)(K_d)(Q)(Y)(S_0 - S)(TRC_{diseño})}{1 + (K_d)(TRC_{diseño})} \right] + \left[ \frac{(Q)(Y_n)(N - NO_3)}{1 + (K_{dn})(TRC_{diseño})} \right]$$

Ecuación 3.4

Donde;

$P_{X,bio}$  = Producción de la biomasa en el sistema,  $\frac{kg}{d}$

$Q$  = Caudal de agua residual cruda,  $\frac{m^3}{d}$

$Y$  = Producción de biomasa,  $\frac{g SSV}{g DQO_b}$

$S_0$  = Concentración en el influente,  $\frac{g DQO_b}{m^3}$

$S$  = Sustrato limitante de crecimiento,  $\frac{g}{m^3}$

$K_d$  = Coeficiente de decaimiento endógeno,  $\frac{g}{m^3}$

$Y_n$  = Producción de biomasa de microorganismos nitrificantes,  $\frac{g SSV}{g NO_x}$

$k_{dn}$  = Coeficiente de decaimiento endógeno para organismos nitrificantes,  $\frac{g}{g.d}$

$TRC_{diseño}$  = Tiempo de retención celular,  $d$

### 3.2.4.1 Determinación de la concentración (So) en el influente

$$S_o = DQO_b = 1.6(DBO_5) \quad \text{Ecuación 3.5}$$

Donde;

$DQO_b$  = Demanda química de oxígeno biodegradable,  $\frac{g}{m^3}$

$DBO_5$  = Demanda bioquímica de oxígeno,  $\frac{g}{m^3}$

### 3.2.4.2 Determinación de la cantidad de sustrato limitante de crecimiento en el influente

$$S = \frac{(K_s)[1 + (K_d)(TRC_{diseño})]}{(TRC_{diseño})(\mu_m - K_d) - 1} \quad \text{Ecuación 3.6}$$

Donde;

$S$  = Sustrato limitante de crecimiento,  $\frac{g}{m^3}$

$K_s$  = Constante de velocidad media,  $\frac{g}{m^3}$

$K_d$  = Coeficiente de decaimiento endógeno,  $\frac{g}{m^3}$

$\mu_m$  = Tasa de crecimiento específico máxima,  $\frac{g DQO_b}{m^3}$

$TRC_{diseño}$  = Tiempo de retención celular,  $d$

### 3.2.4.3 Determinación de la cantidad de nitratos producidos en el sistema biológico

$$N - NO_{3 \text{ aprox}} = (0.80)(NTK) \quad \text{Ecuación 3.7}$$

Donde;

$NTK$  = Concentración de nitrógeno total Kjeldahl,  $\frac{g}{m^3}$

### 3.2.5 Determinación de la cantidad de nitrógeno oxidado a nitratos

$$N - NO_3 = NT - N_e - (0.12) \left( \frac{P_{x, bio}}{Q} \right) \quad \text{Ecuación 3.8}$$

Donde;

$NT$  = Nitrógeno total,  $\frac{g}{m^3}$

$N_e = N - NH_{4 \text{ efluente}}$  = Nitrógeno amoniacal en el efluente del proceso,  $\frac{g}{m^3}$

$P_{X \text{ bio}}$  = Producción de la biomasa en el sistema,  $\frac{kg}{d}$

$Q$  = Caudal de agua residual cruda,  $\frac{m^3}{d}$

\* $N_e$  =  $N - NH_4$  Efluente, este valor es la concentración que se requiere en la descarga del efluente del proceso.

### 3.2.6 Producción de SSV en el tanque de aereación

$$P_{X,SSV} = P_{X,bio} + (Q)(SSVnb) \quad \text{Ecuación 3.9}$$

Donde;

$P_{X,SSV}$  = producción de SSV en el reactor biológico durante un día,  $\frac{g}{d}$

$P_{X,bio}$  = Producción biológica de microorganismos,  $\frac{g}{d}$

$Q$  = Caudal de agua residual cruda,  $\frac{m^3}{d}$

$SSVnb$  = Sólidos suspendidos volátiles no biodegradables,  $\frac{g}{m^3}$

#### 3.2.6.1 Producción de sólidos suspendidos volátiles no biodegradables (SSVnb)

$$SSV_{nb} = \left( 1 - \frac{DQO_{bp}}{DQO_p} \right) (SSV) \quad \text{Ecuación 3.10}$$

Donde;

$DQO_{bp}$  = Demanda química de oxígeno biodegradable particulada,  $\frac{g}{m^3}$

$DQO_p$  = Demanda química de oxígeno particulada,  $\frac{g}{m^3}$

$SSV$  = Sólidos suspendidos volátiles,  $\frac{g}{m^3}$

### 3.2.6.1.1 Determinación de la relación $DQObp/DQOp$

$$\frac{DQObp}{DQOp} = \frac{\left(\frac{DQOb}{DBO_5}\right)(DBO_5 - DBO_{5\text{ soluble}})}{(DQOT - DQOs)}$$

Ecuación 3.11

Donde;

$$DQOb = \text{Demanda química de oxígeno biodegradable, } \frac{g}{m^3}$$

$$DBO_5 = \text{Demanda bioquímica de oxígeno, } \frac{g}{m^3}$$

$$DBO_{5\text{ soluble}} = \text{Demanda bioquímica de oxígeno soluble, } \frac{g}{m^3}$$

$$DQOT = \text{Demanda química de oxígeno total, } \frac{g}{m^3}$$

$$DQOs = \text{Demanda química de oxígeno soluble, } \frac{g}{m^3}$$

En la determinación de la  $DBO_{5\text{ soluble}}$ ,  $DQOs$  se hizo pasar la muestra a través de papel filtro con un poro de 2 micras y se tomó una alícuota del filtrado para determinar la demanda bioquímica de oxígeno soluble y demanda química de oxígeno de acuerdo a las técnicas y métodos establecidos en la tabla 3.1.

### 3.2.7 Producción de SST en el tanque de aereación

$$P_{X,SST} = \frac{P_{x,bio}}{0.85} + (Q)(SSVnb) + [(Q)(SST - SSV)]$$

Ecuación 3.12

Donde;

$$P_{X,SST} = \text{Masa de SST en el reactor biológico, } \frac{g}{d}$$

$$P_{x,bio} = \text{Producción biológica de microorganismos, } \frac{g}{d}$$

$$SSVnb = \text{Sólidos suspendidos volátiles no biodegradables, } \frac{g}{m^3}$$

$$SST = \text{Sólidos suspendidos totales, } \frac{g}{m^3}$$

$$SSV = \text{Sólidos suspendidos volátiles, } \frac{g}{m^3}$$

$$Q = \text{Caudal de agua residual cruda, } \frac{m^3}{d}$$

### 3.2.8 Determinación de la masa de SSV

$$(X_{SSV})(V) = (P_{X,SSV})(TRC_{diseño}) \quad \text{Ecuación 3.13}$$

Donde;

$X_{SSV}$  = Concentración de microorganismos en el reactor aerobio,  $\frac{g}{m^3}$

$V$  = Volumen del reactor aerobio,  $m^3$

$P_{X,SSV}$  = Masa de SSV en el reactor biológico durante un día,  $\frac{g}{d}$

$TRC_{diseño}$  = Tiempo de retención celular de diseño,  $d^{-1}$

### 3.2.9 Determinación de la masa de SST

$$(X_{SST})(V) = (P_{X,SST})(TRC_{diseño}) \quad \text{Ecuación 3.14}$$

Donde;

$X_{SST}$  = Concentración de microorganismos en el reactor aerobio,  $\frac{g}{m^3}$

$V$  = Volumen del reactor aerobio,  $m^3$

$P_{X,SST}$  = Masa de SST en el reactor biológico,  $\frac{g}{d}$

$TRC_{diseño}$  = Tiempo de retención celular de diseño,  $d^{-1}$

### 3.2.10 Determinación del volumen del reactor aerobio

Nota: La concentración de SST ( $X_{SST}$ ) propuesta en el licor mezclado es de  $2500 \text{ g/m}^3$

$$V = \frac{(P_{X,SST})(TRC_{diseño})}{(X_{SST})} \quad \text{Ecuación 3.15}$$

Donde;

$X_{SST}$  = Concentración de sólidos suspendidos totales en el reactor aerobio,  $\frac{g}{m^3}$

$V$  = Volumen del reactor aerobio,  $m^3$

$P_{X,SST}$  = Masa de SST en el reactor biológico,  $\frac{g}{d}$

$TRC_{diseño}$  = Tiempo de retención celular de diseño,  $d^{-1}$



### 3.2.11 Determinación del tiempo de retención hidráulica ( $\tau$ )

$$\tau = \frac{V}{Q}$$

Ecuación 3.16

Donde;

$\tau$  = Tiempo de retención hidráulico,  $d^{-1}$

$V$  = Volumen del reactor aerobio,  $m^3$

$Q$  = Caudal de agua residual cruda,  $\frac{m^3}{d}$

### 3.2.12 Determinación de la concentración de SSV ( $X_{SSVLM}$ ) en el licor mezclado

$$X_{SSVLM} = (\text{Fracción SSV})(SST_{\text{Teóricos}})$$

Ecuación 3.17

Donde;

$X_{SSVLM}$  = Concentración de sólidos suspendidos volátiles en el reactor aerobio,  $\frac{g}{m^3}$

*Fracción SSV* = Fracción de sólidos suspendidos volátiles en el reactor aerobio, adimensional

$SST_{\text{Teóricos}}$  = Concentración de sólidos suspendidos totales en el reactor aerobio,  $\frac{g}{m^3}$

#### 3.2.12.1 Determinación de la fracción de SSV (*Fracción SSV*) en el reactor aerobio

Sustituyendo los datos obtenidos en el punto 3.2.8 y 3.2.9.

$$\text{Fracción SSV} = \frac{(X_{SSV})(V)}{(X_{SST})(V)}$$

Ecuación 3.18

Donde;

$(X_{SST})(V)$  = Masa de sólidos suspendidos totales en el reactor aerobio,  $g$

$(X_{SSV})(V)$  = Concentración de sólidos suspendidos volátiles en el reactor aerobio,  $g$

### 3.2.13 Determinación de la relación alimento/microorganismos (F/M)

$$F/M = \frac{(Q)(DBO_5)}{(X_{SSVLM})(V)} = d^{-1}$$

Ecuación 3.19

Donde;

$Q$  = Caudal de agua residual cruda,  $\frac{m^3}{d}$

$X_{SSVLM}$  = Concentración de microorganismos en el reactor aerobio,  $\frac{g}{m^3}$

$V$  = Volumen del reactor aerobio,  $m^3$

$DBO_5$  = Demanda bioquímica de oxígeno,  $\frac{g}{m^3}$

### 3.2.14 Determinación de carga orgánica volumétrica ( $L_{org}$ )

$$L_{org} = \frac{(Q)(DBO_5)}{V} = \frac{kg\ DBO_5}{m^3 \cdot d} \quad \text{Ecuación 3.20}$$

Donde;

$Q$  = Caudal de agua residual cruda,  $\frac{m^3}{d}$

$DBO_5$  = Demanda bioquímica de oxígeno,  $\frac{g}{m^3}$

$V$  = Volumen del reactor aerobio,  $m^3$

### 3.2.15 Determinación de la demanda de oxígeno ( $R_o$ )

$$R_o = (Q)(S_o - S) - (1.42)(P_{x,bio}) + (4.33)(Q)(NOx) \quad \text{Ecuación 3.21}$$

Donde;

$Q$  = Caudal de agua residual cruda,  $\frac{m^3}{d}$

$S_0$  = Concentración del sustrato biodegradable en el influente,  $\frac{g\ DQO_b}{m^3}$

$S$  = Sustrato limitante de crecimiento,  $\frac{g}{m^3}$

$P_{x,bio}$  = Producción biológica de microorganismos,  $\frac{g}{d}$

$NOx$  = Concentración de nitratos producidos en el sistema biológico  $\frac{g}{m^3}$

### 3.2.16 Determinación de la relación de recirculación de lodos activados

$$R = \frac{X_{SSVLM}}{X_{SSV} - X_{SSVLM}} \quad \text{Ecuación 3.22}$$

Donde;

$R$  = Tasa de recirculación de lodos biológicos, adimensional.

$X_{SSVLM}$  = Concentración de SSV en el reactor biológico,  $\frac{g}{m^3}$

$X_{SSV}$  = Concentración de SSV en la recirculación de lodos,  $\frac{g}{m^3}$

### 3.2.17 Cálculo del área del sedimentador, la velocidad de la tasa hidráulica (q) propuesta es de $16 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{d}$ (el rango es de $16\text{-}28 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{d}$ )

$$\text{Area} = \frac{Q}{q} \quad \text{Ecuación 3.23}$$

Donde;

$Q$  = Caudal agua residual cruda,  $\text{m}^3$

$q$  = Tasa hidráulica,  $\frac{\text{m}^3}{(\text{m}^2)(\text{d})}$

A continuación se presentan las ecuaciones que se utilizaron en el diseño del reactor anóxico

### 3.2.18 Determinación de la concentración de la biomasa activa ( $X_b$ )

$$X_b = \left[ \frac{Q(\text{TRC}_{\text{diseño}})}{V} \right] \left[ \frac{Y(S_0 - S)}{1 + (k_d)\text{TRC}_{\text{diseño}}} \right] \quad \text{Ecuación 3.24}$$

Donde;

$Q$  = Caudal agua residual cruda,  $\text{m}^3$

$V$  = Volumen del reactor aerobio,  $\text{m}^3$

$S_0$  = Concentración en el influente,  $\frac{\text{g DQO}_b}{\text{m}^3}$

$S$  = Sustrato limitante de crecimiento,  $\frac{\text{g}}{\text{m}^3}$

$\text{TRC}_{\text{diseño}}$  = Tiempo de retención celular,  $\text{d}^{-1}$

$K_d$  = Coeficiente de decaimiento endógeno,  $\frac{\text{g}}{\text{m}^3}$

$Y$  = producción de biomasa,  $\frac{\text{g SSV}}{\text{g DQO}_b}$

Donde;  $S_0 - S \approx S_0$

### 3.2.19 Determinación de la tasa de la recirculación interna (IR)

La concentración de  $\text{N-NO}_3^-$  deseada en el efluente del reactor aerobio es de  $6 \text{ g}/\text{m}^3$

$$\text{IR} = \left( \frac{\text{NO}_x \text{ influente}}{\text{NO}_x \text{ efluente}} \right) - 1.0 - R \quad \text{Ecuación 3.25}$$

Dado que en el sistema propuesto no tenemos recirculación de lodos hacia el reactor anóxico  $R = 0$  y la ecuación quedaría como se muestra a continuación.

$$IR = \frac{NO_{x \text{ influente}}}{NO_{x \text{ efluente}}} - 1.0 \quad \text{Ecuación 3.26}$$

Donde;

$$N - NO_{X \text{ influente}} = \text{Nitratos en el efluente (concentración propuesta), } \frac{g}{m^3}$$

$$N - NO_{X \text{ efluente}} = \text{Nitratos en el efluente (concentración propuesta), } \frac{g}{m^3}$$

### 3.2.20 Determinación de la cantidad de $N-NO_3^-$ alimentados a la fase anóxica

$$N - NO_{3 \text{ inf}} = (Q_{rec})(N - NO_{x \text{ efluente}}) \quad \text{Ecuación 3.27}$$

Donde;

$$Q_{rec} = \text{Caudal agua recirculada, } m^3$$

$$N - NO_{X \text{ efluente}} = \text{Nitratos en el efluente (concentración propuesta), } \frac{g}{m^3}$$

#### 3.2.20.1 Determinación del caudal recirculado hacia la fase anóxica (Q rec )

$$Q_{rec} = IR * Q \quad \text{Ecuación 3.28}$$

Donde;

$IR$  = Tasa de la recirculación interna, adimensional.

$Q$  = Caudal agua residual cruda,  $m^3$

#### 3.2.21 Determinación del volumen del reactor anóxico (Se propone un tiempo de retención hidráulico para iniciar el cálculo)

$$V_{nox} = (\tau)(Q) \quad \text{Ecuación 3.29}$$

Donde;

$\tau$  = Tiempo de retención hidráulica,  $d$

$Q$  = Caudal agua residual cruda,  $\frac{m^3}{d}$

### 3.2.22 Determinación de F/M

$$F/M = \frac{(Q)(DBO_5)}{(X_b)(V_{anox})} \quad \text{Ecuación 3.30}$$

Donde;

$Q$  = Caudal de agua residual cruda,  $\frac{m^3}{d}$

$DBO_5$  = Demanda bioquímica de oxígeno,  $\frac{g}{m^3}$

$X_b$  = concentración de la biomasa activa,  $\frac{g}{m^3}$

$V_{anox}$  = Volumen del reactor anóxico,  $m^3$

### 3.2.23 Determinación de la fracción de la demanda química de oxígeno fácilmente biodegradable

$$\text{Fracción } DQO_{rb} = \frac{DQO_{rb}}{DQO_b} \quad \text{Ecuación 3.31}$$

Donde;

$DQO_b$  = Demanda química de oxígeno biodegradable,  $\frac{g}{m^3}$

$DQO_{rb}$  = Demanda química de oxígeno fácilmente biodegradable,  $\frac{g}{m^3}$

### 3.2.24 Determinación de la tasa de desnitrificación específica (SDNR)

La tasa de desnitrificación específica se determinó con la gráfica 3.1. En el eje "X" se localizó el valor calculado de la relación  $F/M$  y se trazó una línea vertical hasta interceptar la curva correspondiente a la fracción de la demanda química de oxígeno fácilmente biodegradable (Fracción  $DQO_{rb}$ ), posteriormente se trazó una línea horizontal hasta cruzar el eje "Y", el valor interceptado es el dato buscado.

Para determinar la tasa de desnitrificación específica (SDNR) a 25 °C se sustituye en la ecuación 3.32 el valor encontrado en la gráfica 3.1

$$SDNR_{25} = SDNR_{gr\acute{a}fica} (\theta)^{T-20} \quad \text{Ecuación 3.32}$$

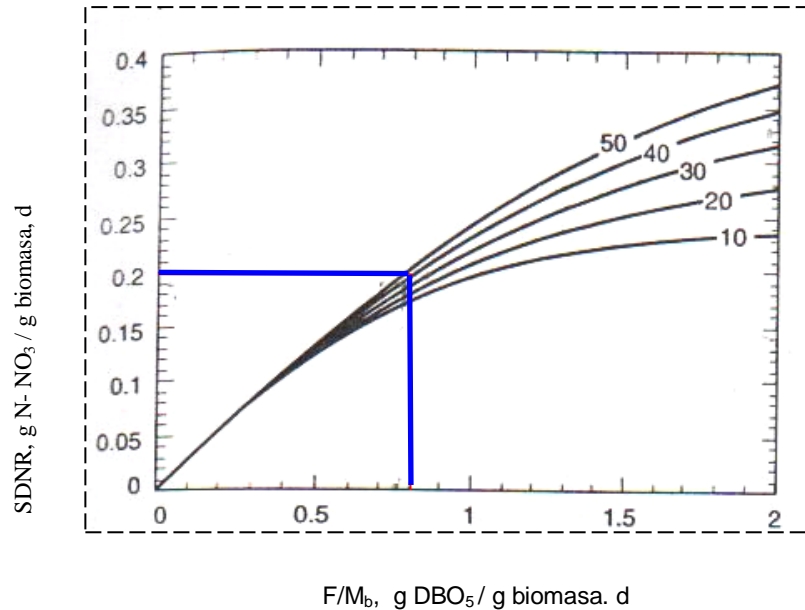
Donde;

$SDNR_{gr\acute{a}fica}$  = Tasa de desnitrificación específica a 20°C, g N- NO<sub>3</sub> / g biomasa, d

$SDNR_{25}$  = Tasa de desnitrificación específica a 25°C, g N- NO<sub>3</sub> / g biomasa, d

$\theta$  = Coeficiente de actividad- temperatura (1.026).

$T$  = Temperatura, en °C



**Gráfica 3.1** Tasa de desnitrificación específica en función a la  $F/M_b$  .<sup>21</sup>

### 3.2.25 Determinación de la remoción de $N-NO_3$

$$N-NO_3 = (V_{anoxico})(SDNR_{25})(X_b)$$

Ecuación 3.33

Donde;

$$X_b = \text{Concentración de la biomasa activa, } \frac{g}{m^3}$$

$$SDNR_{25} = \text{Tasa de desnitrificación específica a } 25^\circ\text{C, g N- NO}_3 / \text{g biomasa, d}$$

$$V_{anox} = \text{Volumen del reactor anóxico, } m^3$$

La cantidad de  $N-NO_3$  determinados en este punto, debe ser cercano a los determinados en el punto 3.2.20, de lo contrario se debe repetir el procedimiento desde el punto 3.2.21 hasta que la concentración de nitratos en el punto 3.2.25 sea igual o mayor a la determinada en el punto 3.2.20.

### 3.3 Fabricación de los reactores

El material que se utilizó en la construcción de los reactores biológicos fue cloruro de polivinilo (PVC) de 5 mm de espesor. Los difusores que se utilizaron fueron de cerámica de burbuja fina, y tienen una longitud de 30 cm de largo y 2 cm de ancho. Las fotografías 3.1 y

3.2 muestran el compresor que se utilizó en la aereación y los difusores que se colocaron en el reactor aerobio.

### 3.4 Pruebas hidráulicas y de aeración

Las pruebas hidráulicas consistieron en llenar las unidades con agua potable y verificar que no se presentaran fugas en las mismas. En cuanto a las pruebas de aeración se verificó que el aire suministrado se distribuyera uniformemente en todo el volumen de agua.



**Fotografía 3.1** Equipo utilizado para suministrar la aeración

### 3.5 Inoculación de microorganismos

La inoculación de los microorganismos se realizó con 4 litros de lodos activados procedentes del reactor biológico de la planta de tratamiento del IMTA, después de la inoculación se monitoreó la concentración de los microorganismos a través del parámetro de SSV. Este análisis se realizó de acuerdo al método establecido en la tabla 3.1.



**Fotografía 3.2** Difusores de cerámica de burbuja fina instalados en el reactor aerobio

### 3.6 Parámetros de control en el experimento

Los parámetros de control que se utilizaron para monitorear el sistema biológico fueron la demanda química de oxígeno total ( $DQO_T$ ), demanda bioquímica de oxígeno a 5 días ( $DBO_5$ ), sólidos suspendidos volátiles (SSV), nitrógeno total (NT), nitrógeno amoniacal ( $N-NH_4^+$ ), nitratos ( $N-NO_3^-$ ), potencial de óxido reducción (POR), potencial de iones hidrógeno (pH), oxígeno disuelto (OD), y la temperatura (T). La determinación de los parámetros se realizó con los métodos y técnicas establecidas en la tabla 3.1.

Los equipos, parámetros y frecuencia con la que se desarrollaron las pruebas fisicoquímicas para monitorear el proceso biológico se presentan en la tabla 3.2 y la tabla 3.3.

**Tabla 3.2** Características de los equipos utilizados en la parte experimental

Equipo	Marca	Intervalo de medición	Precisión
Digestor	Hach DRB-200	37 - 165°C	+/- 2°C
Mufla	Thermoline FD1545M	100 – 1200°C	+/- 2°C
Estufa	Lab-line, V3841M	0 – 300°C	+/- 2°C
Medidor de Oxígeno Inolab-Oxi level 2	Water Testing Instrumentation (WTW)	0 - 19.99 mg/L	ND
Balanza analítica	Ohaus, AP2105	0-210 g	0.1 mg
Incubadora para $DBO_5$	Lab-line, 3554-35	-2 a 60 °C	ND
Refrigerador	Nieto, modelo REB-802	0 - 7 ° C	+/- 0.2°C
Potenciómetro	Hanna, HI83141	0.00-14.00	+/- 0.01 pH
Potencial de óxido reducción	Hanna, HI83141	+/- 1999 mV	+/- 1 mV
Temperatura	Hanna, HI83141	0.0 - 60 ° C	+/- 0.4 °C
Bureta digital	Barnsted	0 - 50 mL	+/- 0.2 %

**Tabla 3.3** Frecuencia de análisis

Parámetro	Lunes	Martes	Miércoles	Jueves	Viernes
$DQO_T$	X	X	X	X	X
$DBO_5$			X		
SSV	X	X	X	X	X
NT		X			X
$N-NH_4^+$		X			X



Parámetro	Lunes	Martes	Miércoles	Jueves	Viernes
N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>		X			X
POR	X	X	X	X	X
pH	X	X	X	X	X
OD	X	X	X	X	X
T	X	X	X	X	X

### 3.7 Condiciones de operación en el experimento

Se propusieron 3 tasas de recirculación del efluente del proceso hacia la fase anóxica 100%, 150% y 200%. El caudal de agua cruda y la recirculación de lodos biológicos fueron constantes durante el desarrollo de la prueba. La tabla 3.4 resume las condiciones de operación.

**Tabla 3.4** Condiciones de operación en el reactor anóxico y en el aerobio

Tasa de recirculación	Caudal de agua cruda alimentada (L/h)	Caudal de agua recirculada (L/h)	Tiempo de retención hidráulica (h)		
			Anóxico	Aerobio	Total
100 %	3.3	3.3	1.5	3	4.5
150 %	3.3	5.0	1.2	2.4	3.6
200 %	3.3	6.6	1	2	3

### 3.8 Análisis y evaluación de los resultados obtenidos

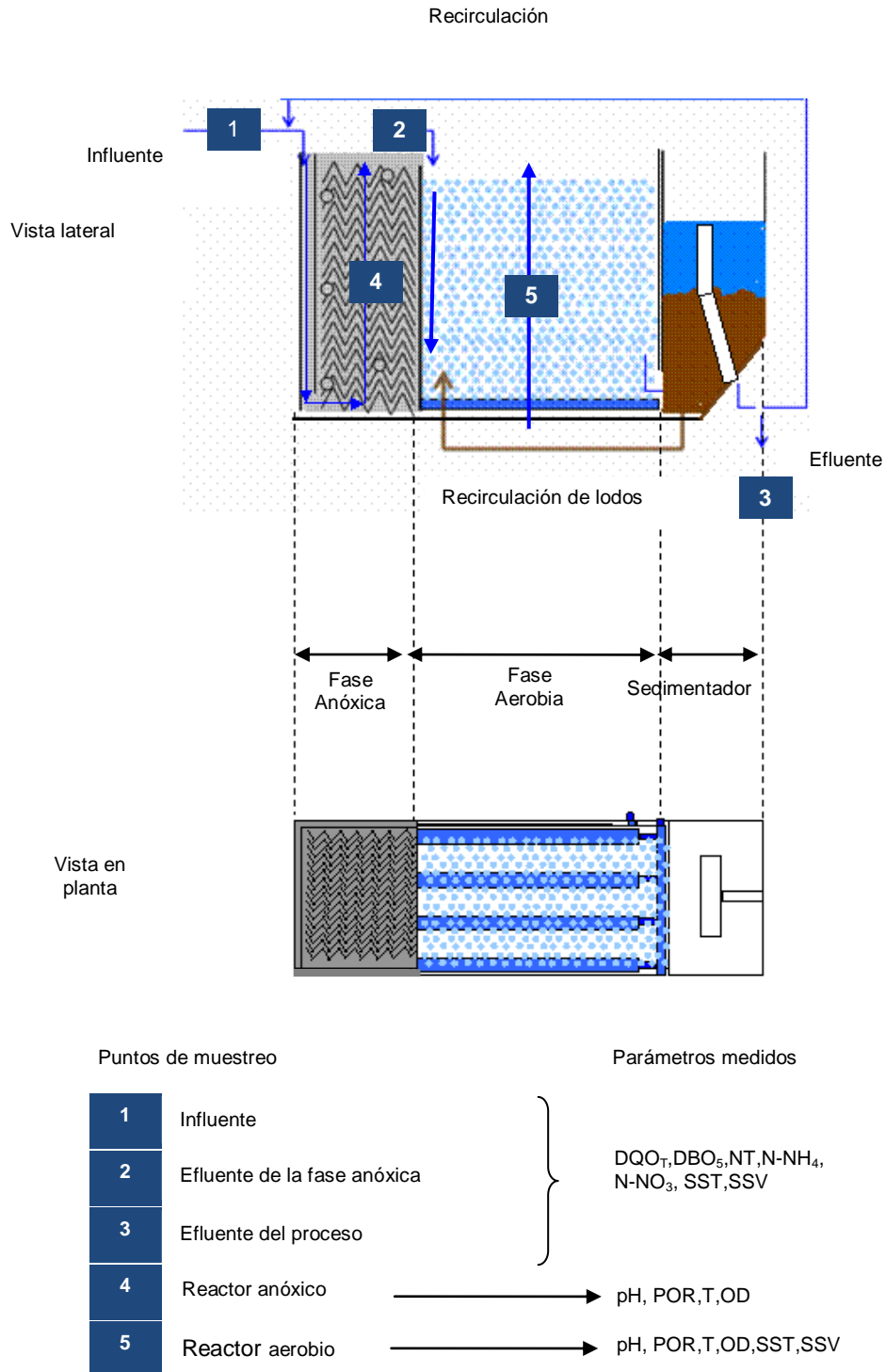
La figura 3.3 muestra los puntos en los que se realizaron los muestreos y los parámetros que se determinaron en el sistema, los porcentajes de remoción se calcularon con la ecuación 3.34 y fueron las que permitieron evaluar el funcionamiento del proceso biológico.

$$\% \text{ Remoción} = 100 - \left[ \frac{C_e * 100}{C_i} \right] \quad \text{Ecuación 3.34}$$

Donde;

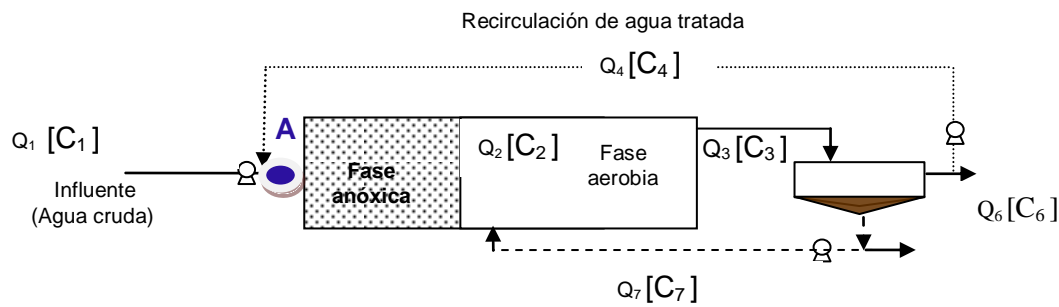
$C_i$  = Concentración del parámetro en el influente,  $\frac{g}{m^3}$

$C_e$  = Concentración del parámetro en el efluente,  $\frac{g}{m^3}$



**Figura 3.3** Puntos de muestreo y parámetros medidos en el sistema biológico

La figura 3.4 presenta un balance de masa alrededor del sistema biológico, la concentración de nitratos en el influente del reactor anóxico ( punto A ) se determinó con la ecuación 3.36, éste valor es la suma de la concentración de nitratos en el agua cruda (influyente) más la concentración de nitratos en el agua recirculada.



**Figura 3.4** Balance de masa del sistema biológico

Realizando un balance de masa en el punto A, se puede determinar la concentración de nitratos o de cualquier otro parámetro de interés.

$$Q_A [C]_A = Q_1 [C_1] + Q_4 [C_4]$$

Ecuación 3.35

Donde;

$$Q_1 = \text{Caudal en influente del sistema, } \frac{m^3}{d}$$

$$Q_A = \text{Caudal recirculado de la fase anóxica, } \frac{m^3}{d}$$

$$Q_4 = \text{Caudal de agua recirculada, } \frac{m^3}{d}$$

$$[C]_A = \text{Concentración de nitratos en el efluente del reactor anóxico, } \frac{g}{m^3}$$

$$[C_1] = \text{Concentración de nitratos en el agua cruda, } \frac{g}{m^3}$$

$$[C_4] = \text{Concentración de nitratos en el agua recirculada, } \frac{g}{m^3}$$

Para determinar la concentración de nitratos se despeja  $[C]_A$  de la ecuación 3.35 como se muestra en la ecuación 3.36.

$$[C]_A = \frac{Q_1 [C_1] + Q_4 [C_4]}{Q_A}$$

Ecuación 3.36

Donde;

$$[C]_A = \text{Concentración de nitratos en el efluente del reactor anóxico, } \frac{g}{m^3}$$

$$Q_1 = \text{Caudal en influente del sistema, } \frac{m^3}{d}$$

$$Q_A = \text{Caudal en influente de la fase anóxica, } \frac{m^3}{d}$$

$$Q_4 = \text{Caudal de agua recirculada, } \frac{m^3}{d}$$

$$[C_1] = \text{Concentración de nitratos en el agua cruda, } \frac{g}{m^3}$$

$$[C_4] = \text{Concentración de nitratos en el agua recirculada, } \frac{g}{m^3}$$

La tasa de remoción volumétrica de nitratos (TRVN) se determinó con la ecuación 3.37.

$$TRVN = \frac{[C]_A - [C]_2}{\tau} \quad \text{Ecuación 3.37}$$

Donde;

$$TRVN = \text{Tasa de remoción volumétrica de nitratos, } \frac{kg}{m^3 \cdot d}$$

$$[C]_A = \text{Concentración de nitratos en el influente del reactor anóxico, } \frac{kg}{m^3}$$

$$[C_2] = \text{Concentración de nitratos en el efluente de la fase anóxica, } \frac{kg}{m^3}$$

$$\tau = \text{Tiempo de retención hidráulica, } d$$

La tasa de nitrificación específica (TNE) puede ser obtenida como la relación de la tasa de nitrificación y la concentración de microorganismos en el reactor aerobio, para determinar este parámetro se utilizó la ecuación 3.38.

$$TNE = \frac{(C_2 - C_3) * Q}{24h \cdot SSVLM} \quad \text{Ecuación 3.38}$$

Donde;

$$TNE = \text{Tasa de nitrificación específica, } \frac{g \text{ N} - NH_4}{kg \text{ SSVLM} \cdot h}$$

$$C_2 = \text{Concentración de nitrógeno amoniacal en el influente del reactor aerobio, } \frac{g}{m^3}$$

$$C_3 = \text{Concentración de nitrógeno amoniacal en el efluente del reactor aerobio, } \frac{g}{m^3}$$

$$Q = \text{Caudal de agua en el influente del reactor aerobio, } \frac{m^3}{d}$$

SSVLM = biomasa total de sólidos suspendidos volátiles en el reactor aerobio,  $\frac{kg}{m^3}$

### 3.9 Diseño experimental

De acuerdo a Montgomery, un diseño de experimentos es el proceso de planear un experimento para obtener datos apropiados, que pueden ser analizados mediante métodos estadísticos, con objeto de producir conclusiones válidas y objetivas. <sup>11</sup>

A continuación se presenta el diseño que fue utilizado y las bases bajo las que se realizó el análisis estadístico.

#### 3.9.1 Propósito del diseño experimental

En muchos de los procesos que actualmente existen la tasa de recirculación del efluente del proceso aerobio es una de las variables que afectan la remoción de nitrógeno total, es por esta razón que se planeó un diseño de experimentos unifactorial con 3 niveles. Los resultados fueron evaluados a través de un análisis de varianza unifactorial de efectos fijos.

Las tasa de recirculación de agua tratada fue del 100%, 150% y 200% (niveles de trabajo). La información generada permitió determinar si la tasa de recirculación de agua tratada afectó la eliminación de nitrógeno total.

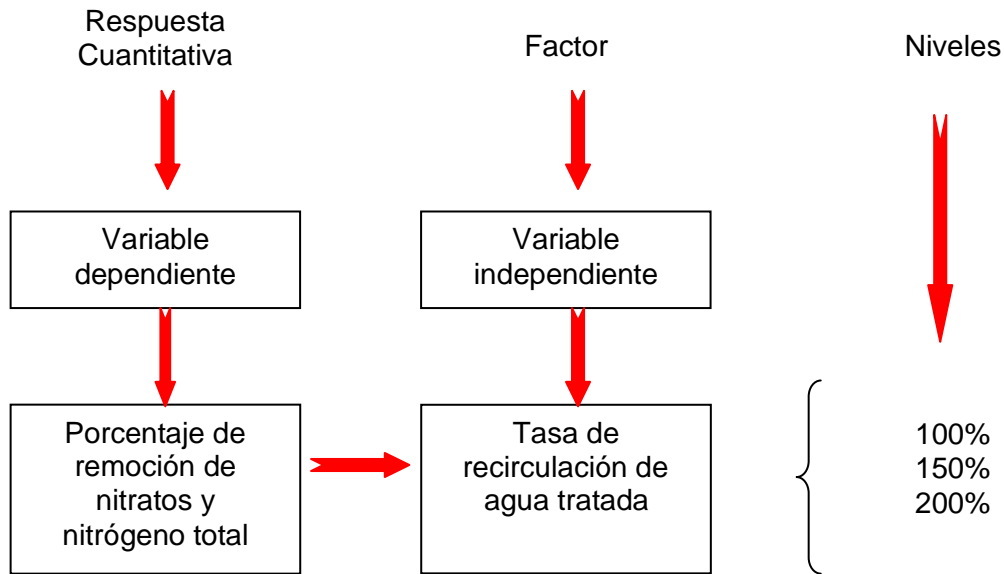
#### 3.9.2 Selección de variables dependientes

Las variables dependientes fueron el porcentaje de remoción de nitrógeno total en el efluente del proceso biológico y el porcentaje de remoción de nitratos en el efluente de la fase anóxica. Según Jeyanayagam, los componentes de nitrógeno total y las concentraciones que se pueden llegar a tener en los efluentes de los sistemas biológicos que remueven nutrientes son el nitrógeno amoniacal (<0.5 mg/L), nitratos (1-2 mg/L), nitrógeno orgánico particulado (<1.0 mg/L) y nitrógeno orgánico soluble (0.5 a 1.5 mg/L). <sup>17</sup>

La figura 3.5 presenta un resumen de las variables del diseño experimental.

#### 3.9.3 Análisis de varianza

Un análisis de varianza permite comparar "a" tratamientos o niveles de un factor único. La respuesta que se observa en cada uno de los tratamientos es una variable aleatoria.



**Figura 3.5** Variables del diseño experimental

Los datos generados en el experimento serán presentados como se muestra en la tabla 3.5.

Es útil describir las observaciones mediante el modelo estadístico lineal.

$$y_{ij} = \mu + \tau_i + \epsilon_{ij} \quad \left\{ \begin{array}{l} i = 1, 2, \dots, a \\ j = 1, 2, \dots, n \end{array} \right.$$

En donde  $y_{ij}$  es la (ij) – ésima observación del tratamiento i,  $\mu$  es un parámetro común a todos los tratamientos denominado media global,  $\tau_i$  es un parámetro único para el i-ésimo tratamiento llamado efecto del tratamiento i-ésimo, y  $\epsilon_{ij}$  es la componente aleatoria del error.

**Tabla 3.5** Datos típicos para un experimento unifactorial.

Experimento	Tratamiento (nivel)						
	1	2	.	.	.	a	
$n_1$	$y_{11}$	$Y_{12}$				$Y_{a1}$	
$n_2$	$Y_{22}$	$y_{22}$				$Y_{a2}$	
.	.	.	.	.	.	.	
.	.	.	.	.	.	.	
.	.	.	.	.	.	.	
.	.	.	.	.	.	.	

n <sub>i</sub>	Y <sub>1n</sub>	Y <sub>2n</sub>				Y <sub>na</sub>	
Totales	y <sub>1</sub>	y <sub>2</sub>				Y <sub>a</sub>	∑ y...
Promedio	$\bar{y}$	$\bar{y}_2$	▪	▪		$\bar{y}_a$	∑ $\bar{y}$ ...

Con el objetivo de conocer el efecto que tiene la tasa de recirculación sobre la remoción de nitrógeno total y la remoción de nitratos en el efluente de la fase anóxica se plantearon 2 hipótesis; la hipótesis nula y la hipótesis alterna, estas se muestran en la tabla 3.6.

**Tabla 3.6** Formulación de hipótesis

Hipótesis nula H <sub>0</sub> ;	Hipótesis alterna H <sub>a</sub> ;
$\eta_1 = \eta_2 = \eta_3$	$\eta_1 \neq \eta_2 \neq \eta_3$

Donde;

$$\eta_i = \text{Media del tratamiento } i, i=1..3$$

La hipótesis nula (H<sub>0</sub>) a contrastar es que las medias de los tratamientos son iguales ( $\eta_1 = \eta_2 = \eta_3$ ), frente a la alterna (H<sub>a</sub>) de que todas ellas son diferentes  $\eta_1 \neq \eta_2 \neq \eta_3$ . Las fórmulas que se utilizaron para contrastar estas hipótesis se presentan en la tabla 3.7.

Las fórmulas para el cálculo de las sumas de cuadrados (SS<sub>Tratamientos</sub>, SS<sub>E</sub> y SS<sub>T</sub>) se presentan a continuación

$$SS_T = \sum_{i=1}^a \sum_{j=1}^n y_{ij}^2 - \frac{(\sum y_{ij})^2}{N} \tag{Ecuación 3.39}$$

Donde;

SS<sub>T</sub> = Suma total de cuadrados.

y<sub>ij</sub> = j-ésima observación del tratamiento i.

N = Total de observaciones.

n = Número de observaciones en el tratamiento a.

a = Niveles del factor

**Tabla 3.7** Análisis de varianza para el modelo de efectos fijos unifactorial

Fuente de variación	Suma de cuadrados	Grados de libertad	Media de cuadrados	F <sub>o</sub>
Entre tratamientos	SS <sub>Tratamientos</sub>	a - 1	MS <sub>Tratamientos</sub>	$F_o = \frac{MS_{Tratamientos}}{MS_E}$
Error (dentro de tratamientos)	SS <sub>E</sub>	N - a	MS <sub>E</sub>	
Total	SS <sub>T</sub>	N - 1		

Donde;

a = Tratamientos o niveles del diseño de experimentos.

N = Número total de observaciones.

F<sub>o</sub> = Relación de la media de cuadrados entre tratamientos y media de cuadrados dentro de los tratamientos.

$$SS_{Tratamientos} = \sum_{i=1}^a \frac{y_{ij}^2}{n_i} - \frac{(\sum y_{ij})^2}{N} \quad \text{Ecuación 3.40}$$

Donde;

SS<sub>Tratamientos</sub> = Suma de cuadrados entre tratamientos

y<sub>ij</sub> = j-ésima observación del tratamiento i.

N = Total de observaciones.

n = Número de observaciones en el tratamiento a.

a = Niveles del factor

La suma de cuadrados del error se obtiene por la diferencia de la ecuación 3.39 y la ecuación 3.40.

$$SS_E = SS_T - SS_{Tratamientos} \quad \text{Ecuación 3.41}$$

La media de cuadrados entre tratamientos ( $MS_{Tratamientos}$ ) y dentro de los tratamientos ( $MS_E$ ) se determina con la ecuación 3.42 y la ecuación 3.43.

$$MS_{Tratamientos} = \frac{SS_{Tratamientos}}{a - 1} \quad \text{Ecuación 3.42}$$

Donde;

SS<sub>Tratamientos</sub> = Suma de cuadrados entre tratamientos.



$a$  = Niveles del factor

$$MS_E = \frac{SS_T}{N - a} \quad \text{Ecuación 3.43}$$

Donde;

$SS_T$  = Suma total de cuadrados.

$N$  = Total de observaciones.

$a$  = Niveles del factor

Con la ecuación 3.44 se determinó la relación de la media de cuadrados entre tratamientos ( $MS_{Tratamientos}$ ) y la media de cuadrados dentro de los tratamientos ( $MS_E$ )

$$F_o = \frac{MS_{Tratamientos}}{MS_E} \quad \text{Ecuación 3.44}$$

El valor de  $F_o$  obtenido es el que se compara con el valor del modelo  $F_{\alpha, a-1, N-a}$  (Anexo 10). Se rechaza la hipótesis nula ( $H_o$ ) si  $F_o > F_{\alpha, a-1, N-a}$ . Donde  $F_{\alpha, a-1, N-a}$  es el valor del modelo estadístico con una probabilidad de  $(1 - \alpha)$  y "a - 1" y "N - a" grados de libertad,  $\alpha$  es el nivel de significancia

## 4 RESULTADOS Y ANÁLISIS

### 4.1 Caracterización del agua residual

Se realizaron 5 muestreos simples en el influente de la planta de tratamiento del IMTA, los parámetros y los resultados obtenidos en la caracterización del agua residual cruda se muestran en la tabla 4.1. La información muestra que la concentración promedio de NT en el agua cruda se encuentra dentro del intervalo de las concentraciones típicas para aguas residuales municipales <sup>21</sup> y que las concentraciones de la DQO<sub>T</sub> y DBO<sub>5</sub> se encuentran en el límite bajo de las reportadas en la bibliografía.

Una concentración débil de DBO<sub>5</sub> (< 150 mg/L) puede ser una limitante de la fuente de carbono para realizar la reducción de los nitratos a nitrógeno gas y que no se alcancen las concentraciones de NT en el efluente del proceso biológico menores a 15 mg/L. (Límite máximo permisible para cuerpos receptores clase C).

**Tabla 4.1** Resultados obtenidos en la caracterización del agua residual cruda

Muestreo	Fecha	N-NT mg/L	N-NH <sub>4</sub> mg/L	N-NO <sub>3</sub> mg/L	DQO <sub>T</sub> mg/L	DQO <sub>rb</sub> mg/L	DBO mg/L	SST mg/L	SSV mg/L
1	04/09/08	42	26.8	1.2	*	*	*	*	*
2	18/09/08	50	29.2	3.1	258	83	102	113	73
3	02/10/08	42	36.0	2.9	243	58	105	68	60
4	16/10/08	69	44.0	3.6	253	71	108	57	57
5	30/10/08	58	33.6	2.2	283	107	140	117	103
PROMEDIO		52	34	3	259	80	114	89	73

En los resultados obtenidos se observa que existen N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup> en el influente, de acuerdo a la bibliografía consultada se reporta que estos compuestos no deben existir en el agua cruda. <sup>21</sup>

La presencia de éstos compuestos puede deberse a que en el IMTA se cuenta con varios laboratorios en los que se trabaja con aguas residuales municipales e industriales y podría ser que al final de los proyectos el agua que es desechada en el sistema de recolección de aguas residuales contenga nitratos y que finalmente llegan en el influente de la PTARM, otra de las causa puede ser que el agua residual cruda encuentre las condiciones óptimas para iniciar el proceso de nitrificación y a las posibles infiltraciones de estos compuestos provenientes de los fertilizantes utilizados en las áreas verdes del Instituto.

A diferencia de la  $DQO_T$  y de la  $DBO_5$  que se encuentran en el límite inferior, la concentración promedio del nitrógeno amoniacal fue 34 mg/L. Esta concentración se encuentra dentro del intervalo de las concentraciones típicas para aguas residuales municipales que son de 12 a 45 mg/L.

Las concentraciones de SST y SSV fueron menores a los reportados en la bibliografía y la fracción de SSV con respecto a los SST en el agua cruda fue del 82%.

En general, la caracterización realizada permite resumir que el agua residual tiene poca materia orgánica y que los resultados de la concentración de nitrógeno total es mayor a la concentración promedio reportada en la bibliografía, esta diferencia de materia orgánica medida como  $DBO_5$  y nitrógeno total en el influente se debe que en el IMTA se han implementado mingitorios secos.

## 4.2 Diseño de los reactores biológicos

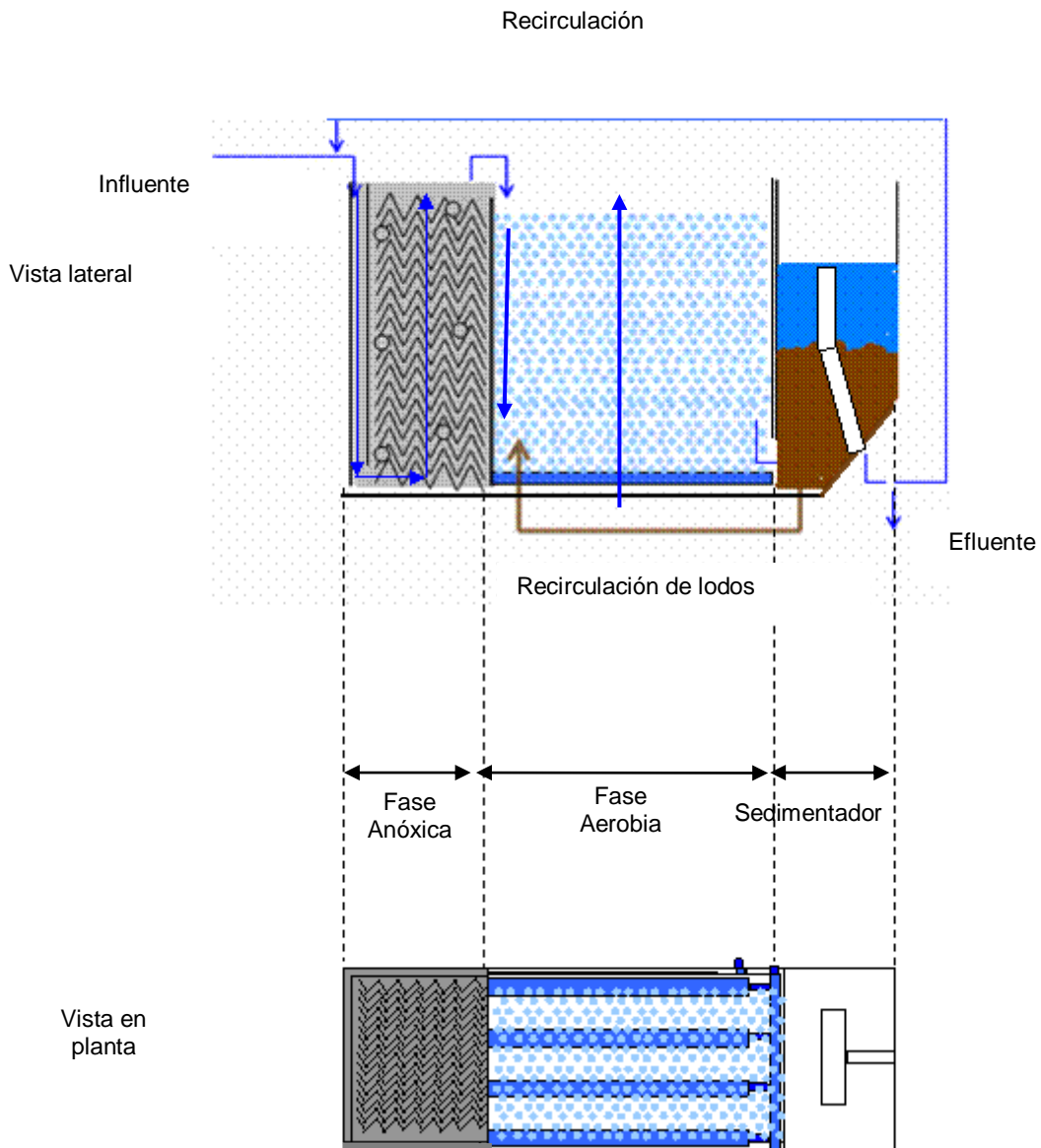
La configuración del proceso biológico se presentó en el capítulo 3, consiste de un sistema híbrido que está conformado de una etapa anóxica seguida de una aerobia y finalmente de un clarificador secundario.

### Descripción del sistema

El reactor de la fase anóxica fue empacado con un soporte de plástico para formar la biopelícula, la dirección del flujo hidráulico en el reactor anóxico es de forma ascendente y el efluente del reactor anóxico es la alimentación del reactor aerobio. A diferencia del reactor anóxico, la biomasa en el reactor aerobio se mantuvo en suspensión por medio de aeración de burbuja fina, generada por difusores de cerámica.

La última etapa en el sistema biológico es un clarificador secundario en el que se separa la biomasa del agua tratada, una parte del agua tratada fue recirculada hacia la fase anóxica y el resto se envió hacia el sistema de recolección de agua tratada. Como parte de un sistema de lodos activados, el reactor aerobio debe mantener una concentración de SST en él

mismo, por lo que existe una recirculación continua de lodos activados del sedimentador secundario a éste. Los detalles del proceso se muestran en la figura 4.1.



**Figura 4.1** Vista lateral y en planta del sistema de tratamiento propuesto

Con la configuración propuesta los microorganismos generados en la fase anóxica y en el reactor aerobio se mantuvieron independientes unos de otros, de esta forma se esperó tener mayor concentración de microorganismos desnitrificantes y nitrificantes en cada reactor y como consecuencia de ello las tasas de desnitrificación y nitrificación fueran mayores a las reportadas en sistemas convencionales.

Es importante hacer hincapié que a diferencia de los sistemas que se presentaron en el capítulo 1, en este sistema las recirculaciones son de la siguiente forma: a la fase anóxica, que es de película fija, solo se recirculó agua clarificada. Esta recirculación es la que se conoce como interna y que favorece la eliminación de nitrógeno. En el reactor aerobio, al ser de biomasa en suspensión, la recirculación de lodos activados se realiza desde el clarificador secundario como se presenta en cualquier sistema de lodos activados.

### **Reactor aerobio**

Para el dimensionamiento de los reactores se tomó como base el cálculo que se presenta en la referencia bibliográfica Metcalf y Eddy, 2003 (páginas 707 y 761), los resultados obtenidos en la caracterización del agua residual cruda fueron los que se utilizaron en el diseño de las unidades biológicas.

Las ecuaciones utilizadas en la determinación del volumen del reactor aerobio y anóxico fueron definidas en el capítulo 3.

La tabla 4.2 presenta algunos de los parámetros y las características del agua residual que se consideraron en el diseño.

La demanda química de oxígeno biodegradable ( $DQO_b$ ) se determinó de acuerdo a la ecuación 3.5 definida en la metodología y el procedimiento para determinar la  $DQO_{rb}$  se presenta en el anexo 1.

La tabla 4.3 presenta los valores corregidos de las constantes cinéticas a 25°C, estos valores son los que se utilizaron en los cálculos.

La primera etapa fue determinar el volumen del reactor aerobio para realizar la oxidación del nitrógeno amoniacal y la degradación de la materia orgánica, posteriormente se determinó el volumen del reactor anóxico.

**Tabla 4.2** Concentraciones y parámetros del agua residual cruda utilizados en el diseño del sistema biológico

Parámetro	Significado	Concentración	Unidades
Q	Caudal	0.079	$\frac{m^3}{d}$
DBO <sub>5</sub>	Demanda bioquímica de oxígeno	114	$\frac{g}{m^3}$
DBO <sub>5</sub> soluble	Demanda bioquímica de oxígeno soluble	93	$\frac{g}{m^3}$
NT	Nitrógeno total	52	$\frac{g}{m^3}$
N -NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> efluente	Nitrógeno amoniacal en el efluente	0.5	$\frac{g}{m^3}$
DQO <sub>T</sub>	Demanda química de oxígeno	259	$\frac{g}{m^3}$
DQO <sub>s</sub>	Demanda química de oxígeno soluble	200	$\frac{g}{m^3}$
DQO <sub>rb</sub>	Demanda química de oxígeno Fácilmente biodegradable	80	$\frac{g}{m^3}$
DQO <sub>b</sub>	Demanda química de oxígeno biodegradable	182.4	$\frac{g}{m^3}$
SST	Sólidos suspendidos totales	89	$\frac{g}{m^3}$
SSV	Sólidos suspendidos volátiles	73	$\frac{g}{m^3}$
Relación DQO <sub>b</sub> /DBO <sub>5</sub>	Relación de la demanda química de oxígeno biodegradable/ demanda	1.6	
OD	Oxígeno disuelto	4	$\frac{g}{m^3}$
T <sub>diseño</sub>	Temperatura	25	°C
NO <sub>x</sub>	Nitratos	44.2	$\frac{g}{m^3}$

Nota: g/m<sup>3</sup> = mg/L

**Tabla 4.3** Constantes cinéticas y parámetros del agua residual cruda utilizados en el diseño del sistema biológico

Coeficientes Cinéticos	Término	Valores corregidos a 25° C <small><math>K_{25^{\circ}C} = k_{20} \theta^{(T-20)}</math></small>	Unidades
$\mu_{nm}$	Tasa de crecimiento específico máximo de bacterias nitrificantes	1.05	$\frac{g}{g.d}$
$K_n$	Constante de velocidad media	0.96	$\frac{g}{m^3}$
$K_{dn}$	Coeficiente de decaimiento endógeno para bacterias nitrificantes	0.0973	$\frac{g}{g.d}$
$K_0$	Coeficiente de inhibición de oxígeno	0.50	$\frac{g}{m^3}$
$Y$	Producción de biomasa	0.40	$\frac{g\ SSV}{g\ DQO_B}$
$K_s$	Constante de velocidad media	20	$\frac{g\ DQO_b}{m^3}$
$K_d$	Coeficiente de decaimiento endógeno	0.12	$\frac{g}{m^3}$
$k_{dn}$	Coeficiente de decaimiento endógeno para organismos nitrificantes	0.10	$\frac{g}{g.d}$
$K_s$	Constante de velocidad media	20	$\frac{g\ DQO_b}{m^3}$
$K_d$	Coeficiente de decaimiento endógeno	0.12	$\frac{g}{m^3}$
$k_{dn}$	Coeficiente de decaimiento endógeno para organismos nitrificantes	0.10	$\frac{g}{g.d}$
$Y$	Producción de biomasa	0.40	$\frac{g\ SSV}{g\ DQO_B}$
$K_d$	Coeficiente de decaimiento endógeno	0.145	$\frac{g}{m^3}$
$\mu_m$	Tasa de crecimiento específico máximo	8.4	$\frac{g\ DQO_b}{m^3}$

Los valores de las constantes cinéticas a 20°C se presentan en el anexo 2.

#### 4.2.1 Determinación de la tasa de crecimiento específico de las bacterias nitrificantes

$$\mu_n = \left( \frac{(\mu_{nm})(NH_4 - N_{efluente})}{(k_n + NH_4 - N_{efluente})} \right) \left( \frac{OD}{k_o + OD} \right) - k_{dn}$$

Donde;

$\mu_n$  = Tasa de crecimiento específico para nitrificación,  $d^{-1}$

$N - NH_4$  *efluente* = Concentración de nitrógeno amoniacal en el efluente,  $\frac{g}{m^3}$

$\mu_{nm}$  = Tasa de crecimiento específico máximo de bacterias nitrificantes,  $d^{-1}$

$K_n$  = Constante de velocidad media,  $\frac{g}{m^3}$

$K_o$  = Coeficiente de inhibición de oxígeno,  $\frac{g}{m^3}$

$OD$  = Oxígeno disuelto,  $\frac{g}{m^3}$

$K_{dn}$  = Coeficiente de decaimiento endógeno para bacterias nitrificantes,  $\frac{g}{g.d}$

Sustituyendo.

$$\mu_n = \left\{ \frac{\left( \left( 1.05 \frac{g}{g.d} \right) \left( 0.5 \frac{g}{m^3} \right) \right)}{\left[ \left( 0.96 + 0.5 \right) \frac{g}{m^3} \right]} \right\} \left\{ \frac{4 \frac{g}{m^3}}{\left( 0.50 + 4 \right) \frac{g}{m^3}} \right\} - \left( 0.0973 \frac{g}{g.d} \right) = 0.22 \frac{g}{g.d}$$

#### 4.2.2 Tiempo de retención celular teórico (TRC teórico)

$$TRC_{teórico} = \frac{1}{\mu_n}$$

Donde;

$TRC_{teórico}$  = Tiempo de retención celular teórico,  $d^{-1}$

$\mu_n$  = Tasa de crecimiento específico para nitrificación,  $d^{-1}$

Sustituyendo el valor de la  $\mu_n$  determinado en el punto 4.2.1

$$TRC_{teórico} = \frac{1}{0.22} = 4.5 \text{ d}$$

#### 4.2.3 Tiempo de retención celular de diseño (TRC diseño)

$$TRC_{diseño} = (FS)(TRC_{teórico})$$



Donde;

$FS$  = Factor de seguridad (De acuerdo a la bibliografía el factor de seguridad debe estar en el intervalo de 1.5 a 2.5), adimensional.

$TRC_{diseño}$  = Tiempo de retención celular de diseño,  $d^{-1}$

$TRC_{teórico}$  = Tiempo de retención celular teórico,  $d^{-1}$

Sustitución:

$$TRC_{diseño} = (1.5)(4.5 d) = 6.8 d$$

#### 4.2.4 Producción de la biomasa en el sistema

$$P_{x,bio} = \left[ \frac{(Q)(Y)(S_0 - S)}{1 + (K_d)(TRC_{diseño})} \right] + \left[ \frac{(fd)(K_d)(Q)(Y)(S_0 - S)(TRC_{diseño})}{1 + (K_d)(TRC_{diseño})} \right] + \left[ \frac{(Q)(Y_n)(N - NO_3)}{1 + (K_{dn})(TRC_{diseño})} \right]$$

Donde;

$P_{x,bio}$  = Producción de la biomasa en el sistema,  $\frac{kg}{d}$

$Q$  = Caudal de agua residual cruda,  $\frac{m^3}{d}$

$Y$  = Producción de biomasa,  $\frac{g SSV}{g DQO_b}$

$S_0$  = Concentración en el influente,  $\frac{g DQO_b}{m^3}$

$S$  = Sustrato limitante de crecimiento,  $\frac{g}{m^3}$

$K_d$  = Coeficiente de decaimiento endógeno,  $\frac{g}{m^3}$

$Y_n$  = Producción de biomasa de microorganismos nitrificantes,  $\frac{g SSV}{g NO_x}$

$k_{dn}$  = Coeficiente de decaimiento endógeno para organismos nitrificantes,  $\frac{g}{g.d}$

$TRC_{diseño}$  = Tiempo de retención celular,  $d$

##### 4.2.4.1 Determinación de la concentración en el influente (So= DQOb)

$$S_0 = DQO_b = 1.6(DBO_5)$$

Donde;

$DQO_b$  = Demanda química de oxígeno biodegradable,  $\frac{g}{m^3}$

$DBO_5$  = Demanda bioquímica de oxígeno,  $\frac{g}{m^3}$

Sustitución

$$S_o = DQO_b = 1.6(114 \frac{g}{m^3}) = 182.4 \frac{g}{m^3}$$

#### 4.2.4.2 Determinación de la cantidad de sustrato limitante de crecimiento en el influente

$$S = \frac{(K_s)[1 + (K_d)(TRC_{diseño})]}{(TRC_{diseño})(\mu_m - K_d) - 1}$$

Donde;

$S$  = Sustrato limitante de crecimiento,  $\frac{g}{m^3}$

$K_s$  = Constante de velocidad media,  $\frac{g}{m^3}$

$K_d$  = Coeficiente de decaimiento endógeno,  $\frac{g}{m^3}$

$\mu_m$  = Tasa de crecimiento específico máxima,  $\frac{g DQO_b}{m^3}$

$TRC_{diseño}$  = Tiempo de retención celular,  $d$

Sustituyendo:

$$S = \frac{(20) \frac{g}{m^3} \left[ 1 + (0.145 \frac{g}{g \cdot d}) (6.8 d) \right]}{(6.8 d) \left[ (8.4 - 0.145) \frac{g}{g \cdot d} - 1 \right]} = 0.73 g \frac{DQO_b}{m^3}$$

#### 4.2.4.3 Determinación de la cantidad de nitratos producidos en el sistema biológico

Dado que aún no se puede determinar la cantidad exacta de  $N-NO_3^+$  producidos se asume que la concentración de  $N-NO_3^+$  es  $\approx$  el 80% de la concentración del NT que entra en el influente.

Nota: para el diseño se consideró que la concentración de NTK es igual a la concentración de nitrógeno total en el influente.

Por lo tanto

$$N - NO_{3 \text{ aprox}} = (0.80)(NTK)$$

Donde;

$$NTK = \text{Concentración de nitrógeno total Kjeldahl, } \frac{g}{m^3}$$

Sustitución

$$N - NO_{3 \text{ aprox}} = (0.80) \left( 52 \frac{g}{m^3} \right) = 41.6 \frac{g}{m^3}$$

Sustituyendo datos de S, S<sub>O</sub>, y N - NO<sub>3</sub> <sub>aprox</sub> en la ecuación 3.4.

$$\begin{aligned}
 P_{x,bio} &= \left[ \frac{\left( 0.079 \frac{m^3}{d} \right) \left( 0.4 \frac{SSV}{g \text{ DQO}} \right) \left[ 182.4 \frac{g \text{ DQO}}{m^3} - 0.73 \frac{g \text{ DQO}}{m^3} \right] \left[ \frac{1kg}{1000} \right]}{1 + \left[ 0.145 \frac{g}{g.d} \right] (6.8 d)} \right] \\
 &+ \left[ \frac{(0.15) \left[ 0.145 \frac{g}{g.d} \right] \left( 0.079 \frac{m^3}{d} \right) \left( 0.4 \frac{SSV}{g \text{ DQO}} \right) \left[ 182.4 \frac{g \text{ DQO}}{m^3} - 0.73 \frac{g \text{ DQO}}{m^3} \right] (6.8 d) \left[ \frac{1kg}{1000} \right]}{1 + (Kd)(TRC_{\text{diseño}})} \right] \\
 &+ \left[ \frac{\left( 0.079 \frac{m^3}{d} \right) \left( 0.12 \frac{g}{g} \right) \left( 41.6 \frac{g}{m^3} \right) \left( \frac{1kg}{1000} \right)}{\left[ 1 + \left( 0.10 \frac{g}{g.d} \right) (6.8 d) \right]} \right] = 0.00355 \frac{Kg}{d} \\
 P_{x,bio} &= \left[ 0.00289 \frac{kg}{d} \right] + \left[ 0.000427 \frac{kg}{d} \right] + \left[ 0.000235 \frac{kg}{d} \right] = 0.00355 \frac{kg}{d}
 \end{aligned}$$

$$P_{x,bio} = 0.00355 \frac{kg}{d} = 3.5 \frac{g}{d}$$

#### 4.2.5 Determinación de la cantidad de nitrógeno oxidado a nitratos

$$N - NO_3 = NT - N_e - (0.12) \left( \frac{P_{x,bio}}{Q} \right)$$

Donde;

$$NT = \text{Nitrógeno total, } \frac{g}{m^3}$$

$$N_e = N - NH_4 \text{ efluente} = \text{Nitrógeno amoniacal en el efluente del proceso, } \frac{g}{m^3}$$

$$P_{x,bio} = \text{Producción de la biomasa en el sistema, } \frac{kg}{d}$$

$$Q = \text{Caudal de agua residual cruda, } \frac{m^3}{d}$$

\*Ne = N-NH<sub>4</sub> Efluente, este valor es la concentración que se requiere en la descarga del efluente del proceso.

Sustitución

$$N - NO_3 = \left(52 \frac{g}{m^3}\right) - \left(0.5 \frac{g}{m^3}\right) - (0.12) \left[ \frac{3.5 \frac{g}{d}}{0.079 \frac{m^3}{d}} \right] = 46.2 \frac{g}{m^3}$$

#### 4.2.6 Producción de SSV en el tanque de aereación

$$P_{x,SSV} = P_{x,bio} + (Q)(SSVnb)$$

Donde;

$$P_{x,SSV} = \text{producción de SSV en el reactor biológico durante un día. } \frac{g}{d}$$

$$P_{x,bio} = \text{Producción biológica de microorganismos, } \frac{g}{d}$$

$$Q = \text{Caudal de agua residual cruda, } \frac{m^3}{d}$$

$$SSVnb = \text{Sólidos suspendidos volátiles no biodegradables, } \frac{g}{m^3}$$

##### 4.2.6.1 Producciones de sólidos suspendidos volátiles no biodegradables (SSVnb)

$$SSVnb = \left( 1 - \frac{DQObp}{DQOp} \right) (SSV)$$

Donde;

$$DQObp = \text{Demanda química de oxígeno biodegradable particulada, } \frac{g}{m^3}$$

$$DQOp = \text{Demanda química de oxígeno particulada, } \frac{g}{m^3}$$

$$SSV = \text{Sólidos suspendidos volátiles, } \frac{g}{m^3}$$

##### 4.2.6.1.1 Determinación de la relación DQObp/ DQOp

$$\frac{DQObp}{DQOp} = \frac{\left( \frac{DQOb}{DBO_5} \right) (DBO_5 - DBO_{5\text{ soluble}})}{(DQO_T - DQO_s)}$$

Donde;

$DQO_b$  = Demanda química de oxígeno biodegradable,  $\frac{g}{m^3}$

$DBO_5$  = Demanda bioquímica de oxígeno,  $\frac{g}{m^3}$

$DBO_{5\ soluble}$  = Demanda bioquímica de oxígeno soluble,  $\frac{g}{m^3}$

$DQO_T$  = Demanda química de oxígeno total,  $\frac{g}{m^3}$

$DQO_s$  = Demanda química de oxígeno soluble,  $\frac{g}{m^3}$

Sustituyendo

$$\frac{DQO_{bp}}{DQO_p} = \frac{\left( \frac{1824 \frac{g}{m^3}}{114 \frac{g}{m^3}} \right) \left( 114 \frac{g}{m^3} - 93 \frac{g}{m^3} \right)}{\left( 259 \frac{g}{m^3} - 200 \frac{g}{m^3} \right)} = 0.57$$

Sustituyendo  $\frac{DQO_{bp}}{DQO_p}$  en la ecuación 3.10.

$$SSV_{nb} = (1 - 0.57) \left( 73 \frac{g}{m^3} \right) = 31.4 \frac{g}{m^3}$$

Sustituyendo en la ecuación 3.9 los valores de  $P_{x,bio}$  y de  $SSV_{nb}$ .

$$P_{x,SSV} = 3.5 \frac{g}{d} + \left( 0.079 \frac{m^3}{d} \right) \left( 31.4 \frac{g}{m^3} \right) = 5.98 \frac{g}{d}$$

#### 4.2.7 Producción de SST en el tanque de aereación

$$P_{x,SST} = \frac{P_{x,bio}}{0.85} + (Q)(SSV_{nb}) + [(Q)(SST - SSV)]$$

Donde;

$P_{x,SST}$  = Masa de SST en el reactor biológico,  $\frac{g}{d}$

$P_{x,bio}$  = Producción biológica de microorganismos,  $\frac{g}{d}$

$SSV_{nb}$  = Sólidos suspendidos volátiles no biodegradables,  $\frac{g}{m^3}$

$SST$  = Sólidos suspendidos totales,  $\frac{g}{m^3}$

$SSV$  = Sólidos suspendidos volátiles,  $\frac{g}{m^3}$

$Q$  = Caudal de agua residual cruda,  $\frac{m^3}{d}$

Sustituyendo el valor de la producción de biomasa ( $P_{x,bio}$ ) determinado con la ecuación 3.4.

$$P_{X,SSV} = \left( \frac{3.5 \frac{g}{m^3}}{0.85} \right) + \left( 0.079 \frac{m^3}{d} \right) \left( 31.4 \frac{g}{m^3} \right) + \left[ \left( 0.079 \frac{m^3}{d} \right) \left( 89 \frac{g}{m^3} - 73 \frac{g}{m^3} \right) \right] = 7.86 \frac{g}{d}$$

$$P_{X,SSV} = 0.00786 \frac{kg}{d}$$

#### 4.2.8 Determinación de la masa de SSV

$$(X_{SSV})(V) = (P_{X,SSV})(TRC_{diseño})$$

Donde;

$X_{SSV}$  = Concentración de microorganismos en el reactor aerobio,  $\frac{g}{m^3}$

$V$  = Volumen del reactor aerobio,  $m^3$

$P_{X,SSV}$  = Masa de SSV en el reactor biológico durante un día,  $\frac{g}{d}$

$TRC_{diseño}$  = Tiempo de retención celular de diseño,  $d^{-1}$

Sustituyendo:

$$(X_{SSV})(V) = \left( 5.98 \frac{g}{d} \right) (6.8 d) = 40.67 g$$

#### 4.2.9 Determinación de la masa de SST

$$(X_{SST})(V) = (P_{X,SST})(TRC_{diseño})$$

Donde;

$X_{SST}$  = Concentración de microorganismos en el reactor aerobio,  $\frac{g}{m^3}$

$V$  = Volumen del reactor aerobio,  $m^3$

$P_{X,SST}$  = Masa de SSV en el reactor biológico,  $\frac{g}{d}$

$$TRC_{diseño} = \text{Tiempo de retención celular de diseño, } d^{-1}$$

Sustituyendo:

$$(X_{SST})(V) = \left(7.86 \frac{g}{d}\right)(6.8 d) = 53.45 g$$

#### 4.2.10 Determinación del volumen del reactor aerobio

Nota: La concentración de SST ( $X_{SST}$ ) propuesta en el licor mezclado es de 2500 g/m<sup>3</sup>

Fórmula

$$V = \frac{(P_{X,SST})(TRC_{diseño})}{(X_{SST})}$$

Donde;

$X_{SST}$  = Concentración de sólidos suspendidos totales en el reactor aerobio,  $\frac{g}{m^3}$

$V$  = Volumen del reactor aerobio,  $m^3$

$P_{X,SST}$  = Masa de SST en el reactor biológico,  $\frac{g}{d}$

$TRC_{diseño}$  = Tiempo de retención celular de diseño,  $d^{-1}$

Sustitución

$$V = \frac{\left(7.86 \frac{g}{d}\right)(6.8d)}{\left(2500 \frac{g}{m^3}\right)} = 0.0213 m^3 = 21.3 L$$

#### 4.2.11 Determinación del tiempo de retención hidráulica ( $\tau$ )

$$\tau = \frac{V}{Q}$$

Donde;

$V$  = Volumen del reactor aerobio,  $m^3$

$Q$  = Caudal de agua residual cruda,  $\frac{m^3}{d}$

$\tau$  = Tiempo de retención hidráulico,  $d^{-1}$

Sustitución

$$\tau = \frac{21.3 \text{ L}}{79 \frac{\text{L}}{\text{d}}} = 0.27 \text{ d} = 6.5 \text{ h}$$

#### 4.2.12 Determinación de la concentración de SSV ( $X_{SSVLM}$ ) en el licor mezclado

$$X_{SSVLM} = (\text{Fracción SSV})(SST_{\text{Teóricos}})$$

Donde;

$X_{SSVLM}$  = Concentración de sólidos suspendidos volátiles en el reactor aerobio,  $\frac{\text{g}}{\text{m}^3}$

Fracción SSV = Fracción de sólidos suspendidos volátiles en el reactor aerobio, adimensional

$SST_{\text{Teóricos}}$  = Concentración de sólidos suspendidos totales en el reactor aerobio,  $\frac{\text{g}}{\text{m}^3}$

##### 4.2.12.1 Determinación de la fracción de SSV (Fracción SSV) en el reactor aerobio

$$\text{Fracción SSV} = \frac{(X_{SSV})(V)}{(X_{SST})(V)}$$

Donde;

$(X_{SST})(V)$  = Masa de sólidos suspendidos totales en el reactor aerobio, g

$(X_{SSV})(V)$  = Concentración de sólidos suspendidos volátiles en el reactor aerobio, g

Sustituyendo los datos obtenidos en el punto 4.2.8 y 4.2.9.

$$\text{Fracción SSV} = \frac{0.040 \text{ kg SSV}}{0.0534 \text{ kg SST}} = 0.75$$

Sustituyendo el valor de la fracción de SSV en la ecuación 3.17.

$$SSVLM = (0.75) \left( 2500 \frac{\text{g}}{\text{m}^3} \right) = 1875 \frac{\text{g}}{\text{m}^3}$$

#### 4.2.13 Determinación de la relación alimento/microorganismos (F/M)

$$F/M = \frac{(Q)(DBO_5)}{(X_{SSVLM})(V)} = d^{-1}$$

Donde;



$$Q = \text{Caudal de agua residual cruda, } \frac{m^3}{d}$$

$$X_{SSVLM} = \text{Concentración de microorganismos en el reactor aerobio, } \frac{g}{m^3}$$

$$V = \text{Volumen del reactor aerobio, } m^3$$

$$DBO_5 = \text{Demanda bioquímica de oxígeno, } \frac{g}{m^3}$$

Sustituyendo:

$$F/M = \frac{\left(0.079 \frac{m^3}{d}\right) \left(114 \frac{g}{m^3}\right)}{\left(0.0213 m^3\right) \left(1875 \frac{g}{m^3}\right)} = 0.22 d^{-1}$$

#### 4.2.14 Determinación de carga orgánica volumétrica ( $L_{org}$ )

$$L_{org} = \frac{(Q)(DBO_5)}{V} = \frac{kg DBO_5}{m^3 \cdot d}$$

Donde;

$$Q = \text{Caudal de agua residual cruda, } \frac{m^3}{d}$$

$$DBO_5 = \text{Demanda bioquímica de oxígeno, } \frac{g}{m^3}$$

$$V = \text{Volumen del reactor aerobio, } m^3$$

Sustituyendo:

$$L_{org} = \frac{\left(0.079 \frac{m^3}{d}\right) \left(114 \frac{g}{m^3}\right)}{(1000) \left(0.0213 m^3\right)} = 0.42 \frac{Kg}{m^3 \cdot d}$$

#### 4.2.15 Determinación de la demanda de oxígeno ( $R_o$ )

$$R_o = (Q)(S_o - S) - (1.42)(P_{X,bio}) + (4.33)(Q)(NO_x)$$

Donde;

$$Q = \text{Caudal de agua residual cruda, } \frac{m^3}{d}$$

$$S_o = \text{Concentración del sustrato biodegradable en el influente, } \frac{g DQO_b}{m^3}$$

$S$  = Sustrato limitante de crecimiento,  $\frac{g}{m^3}$

$P_{x,bio}$  = Producción biológica de microorganismos,  $\frac{g}{d}$

$NO_x$  = Concentración de nitratos producidos en el sistema biológico  $\frac{g}{m^3}$

Sustituyendo:

$$R_o = \left(0.079 \frac{m^3}{d}\right) \left(182 \frac{g}{m^3} - 0.73 \frac{g}{m^3}\right) - (1.42) \left(3.5 \frac{g}{m^3}\right) + (4.33) \left(0.079 \frac{m^3}{d}\right) \left(46.2 \frac{g}{m^3}\right)$$

$$R_o = 14.35 \frac{g}{d} - 4.97 \frac{g}{d} + 15.94 \frac{g}{d} = 25.32 \frac{g}{d}$$

$$R_o = 1.05 \frac{g}{h}$$

#### 4.2.16 Determinación de la relación de recirculación de lodos activados

$$R = \frac{X_{SSVLM}}{X_{SSV} - X_{SSVLM}}$$

Donde;

$R$  = Tasa de recirculación de lodos biológicos, adimensional.

$X_{SSVLM}$  = Concentración de SSV en el reactor biológico,  $\frac{g}{m^3}$

$X_{SSV}$  = Concentración de SSV en la recirculación de lodos,  $\frac{g}{m^3}$

Sustitución

$$R = \frac{2500 \frac{g}{m^3}}{(4000 - 2500) \frac{g}{m^3}} = 1.7$$

Se asume que la concentración de  $X_{SSV} = 4000 \text{ g/m}^3$

#### 4.2.17 Cálculo del área del sedimentador, la velocidad de la tasa hidráulica ( $q$ ) propuesta es de $16 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{d}$ (el rango es de $16\text{-}28 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{d}$ )

$$Area = \frac{Q}{q}$$

Donde;

$Q$  = Caudal agua residual cruda,  $m^3$

$$q = \text{Tasa hidráulica, } \frac{m^3}{(m^2)(d)}$$

Sustitución

$$\text{Area} = \frac{0.079 \frac{m^3}{d}}{16 \frac{m^3}{m^2 \cdot d}} = 0.0050 \text{ m}^2$$

**A continuación se presentan las ecuaciones que se utilizaron en el diseño del reactor anóxico**

#### 4.2.18 Determinación de la concentración de la biomasa activa (Xb)

$$X_b = \left[ \frac{Q(TRC_{\text{diseño}})}{V} \right] \left[ \frac{Y(S_0 - S)}{1 + (k_d) TRC_{\text{diseño}}} \right]$$

Donde;

$$Q = \text{Caudal agua residual cruda, } m^3$$

$$V = \text{Volumen del reactor aerobio, } m^3$$

$$S_0 = \text{Concentración en el influente, } \frac{g \text{ DQO}_b}{m^3}$$

$$S = \text{Sustrato limitante de crecimiento, } \frac{g}{m^3}$$

$$TRC_{\text{diseño}} = \text{Tiempo de retención celular, } d^{-1}$$

$$K_d = \text{Coeficiente de decaimiento endógeno, } \frac{g}{m^3}$$

$$Y = \text{producción de biomasa, } \frac{g \text{ SSV}}{g \text{ DQO}_b}$$

Donde;  $S_0 - S \approx S_0$

Sustitución

$$X_b = \left[ \frac{0.079 \frac{m^3}{d} * 6.8}{0.0204 m^3} \right] \left[ \frac{0.4(1824 \frac{g}{m^3})}{1 + (0.145)(6.8d)} \right] = 967 \frac{g}{m^3}$$

Donde;  $S_0 - S \approx S_0$

#### 4.2.19 Determinación de la tasa de la recirculación interna (IR)

La concentración de N- NO<sub>3</sub><sup>-</sup> deseada en el efluente del reactor aerobio es de 6 g/m<sup>3</sup>

$$IR = \frac{NO_{x\text{ influente}}}{NO_{x\text{ efluente}}} - 1.0 - R$$

Dado que en el sistema propuesto no tenemos recirculación de lodos hacia el reactor anóxico R = 0 y la ecuación quedaría como se muestra a continuación.

$$IR = \frac{NO_{x\text{ influente}}}{NO_{x\text{ efluente}}} - 1.0$$

Donde;

$$N - NO_{X\text{ influente}} = \text{Nitratos en el efluente (concentración propuesta), } \frac{g}{m^3}$$

$$N - NO_{X\text{ efluente}} = \text{Nitratos en el efluente (concentración propuesta), } \frac{g}{m^3}$$

Sustituyendo:

$$IR = \frac{\left(46.2 \frac{g}{m^3}\right)}{\left(6 \frac{g}{m^3}\right)} - 1.0 = 6.8$$

#### 4.2.20 Determinación de la cantidad de N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup> alimentados a la fase anóxica

$$N - NO_{3\text{ inf}} = (Q_{rec})(N - NO_{x\text{ efluente}})$$

Donde;

$$Q_{rec} = \text{Caudal agua recirculada, } m^3$$

$$N - NO_{X\text{ efluente}} = \text{Nitratos en el efluente (concentración propuesta), } \frac{g}{m^3}$$

##### 4.2.20.1 Determinación del caudal recirculado hacia la fase anóxica (Q rec )

$$Q_{rec} = IR * Q$$

Donde;

$$IR = \text{Tasa de la recirculación interna, adimensional.}$$

$$Q = \text{Caudal agua residual cruda, } m^3$$

Sustituyendo:

$$Q_{rec} = 6.8 * 0.079 \frac{m^3}{d} = 0.537 \frac{m^3}{d} = 537 \frac{L}{d}$$

Sustituyendo en la ecuación 3.27 el valor de  $Q_{rec}$  y el valor de  $N-NO_3^+$  requeridos en el efluente.

$$N-NO_{3\ inf} = 0.537 \frac{m^3}{d} * 6 \frac{g}{m^3} = 3.22 \frac{g}{d}$$

#### 4.2.21 Determinación del volumen del reactor anóxico (Se propone un tiempo de retención hidráulico para iniciar el cálculo)

$$V_{anox} = (\tau)(Q)$$

Donde;

$\tau$  = Tiempo de retención hidráulica, d

$Q$  = Caudal agua residual cruda,  $\frac{m^3}{d}$

Para iniciar se propone un tiempo de retención hidráulica de 3.5 h

$$(\tau) = (3.5\ h) \left[ \frac{1\ d}{24\ h} \right] = 0.15\ d$$

Sustituyendo en la ecuación 3.29 el tiempo de retención hidráulico y el caudal.

$$V_{anox} = (0.15\ d) \left( 0.079 \frac{m^3}{d} \right) = 0.0115\ m^3$$

$$V_{anox} = 11.5\ L$$

#### 4.2.22 Determinación de F/M

$$F/M = \frac{(Q)(DBO_5)}{(X_b)(V_{anox})}$$

Donde;

$Q$  = Caudal de agua residual cruda,  $\frac{m^3}{d}$

$DBO_5$  = Demanda bioquímica de oxígeno,  $\frac{g}{m^3}$

$X_b$  = concentración de la biomasa activa,  $\frac{g}{m^3}$

$V_{anox}$  = Volumen del reactor anóxico,  $m^3$

Sustituyendo:

$$F/M = \frac{\left(0.079 \frac{m^3}{d}\right) \left(114 \frac{g}{m^3}\right)}{\left(0.0115 m^3\right) \left(967 \frac{g}{m^3}\right)} = \frac{9.006}{11.1} = 0.8 d^{-1}$$

#### 4.2.23 Determinación de la fracción de la demanda química de oxígeno fácilmente biodegradable

$$\text{Fracción } DQO_{rb} = \frac{DQO_{rb}}{DQO_b}$$

Donde;

$DQO_b$  = Demanda química de oxígeno biodegradable,  $\frac{g}{m^3}$

$DQO_{rb}$  = Demanda química de oxígeno fácilmente biodegradable,  $\frac{g}{m^3}$

Sustitución

$$\text{Fracción } DQO_{rb} = \frac{80 \frac{g}{m^3}}{182.4 \frac{g}{m^3}} = 0.44 = 44\%$$

#### 4.2.24 Determinación de la tasa de desnitrificación específica (SDNR)

La tasa de desnitrificación específica se determinó con la gráfica 3.13, esta gráfica muestra que con una F/M de 0.80 y con una fracción de 44% , el valor buscado de SDNR es 0.20 g N-NO<sub>3</sub>/g biomasa, d.

Para encontrar el valor de (SDNR)<sub>25 ° C</sub> se sustituye el valor encontrado en la gráfica 3.1 en la ecuación 3.32.

$$SDNR_{25} = SDNR_{gr\acute{a}fica} (g)^{T-20}$$

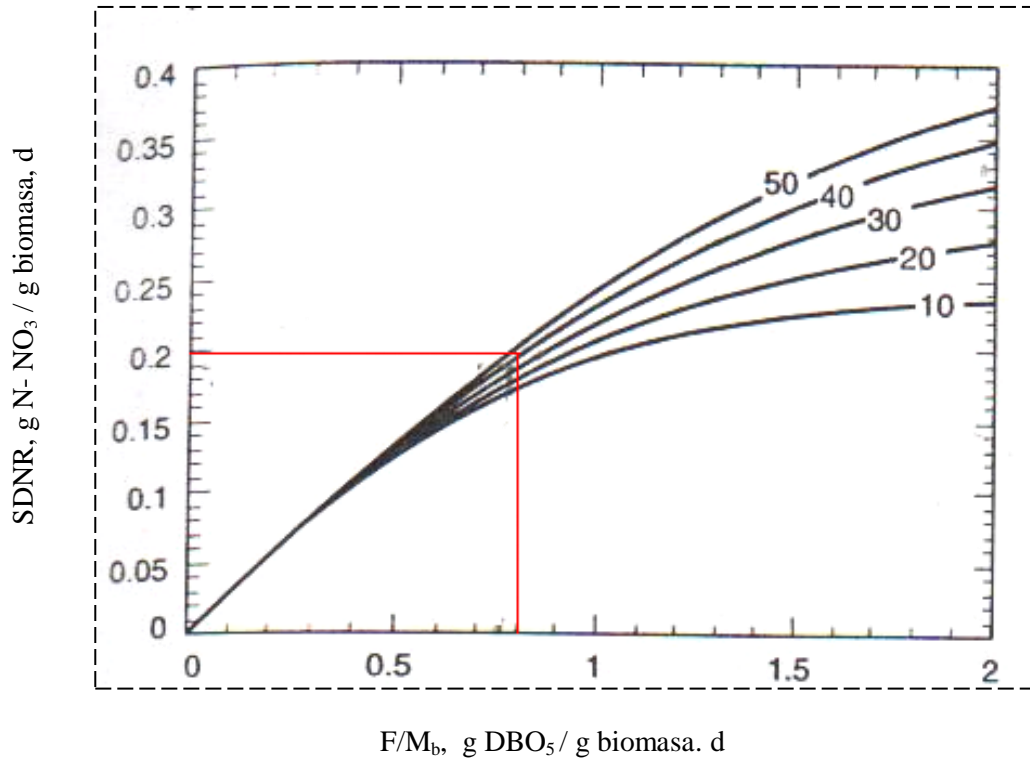
Donde;

$SDNR_{gr\acute{a}fica}$  = Tasa de desnitrificación específica a 20°C, g N- NO<sub>3</sub> / g biomasa, d

$SDNR_{25}$  = Tasa de desnitrificación específica a 25°C, g N- NO<sub>3</sub> / g biomasa, d

$\rho$  = Coeficiente de actividad- temperatura (1.026).

$T$  = Temperatura, en °C



**Gráfica 3.2** Tasa de desnitrificación específica en función a la F/Mb.

#### 4.2.25 Determinación de la remoción de N-NO<sub>3</sub>

$$N - NO_3 = (V_{an\acute{o}xico})(SDNR_{25})(X_b)$$

Donde;

$X_b$  = Concentración de la biomasa activa,  $\frac{g}{m^3}$

$SDNR_{25}$  = Tasa de desnitrificación específica a 25°C, g N- NO<sub>3</sub> / g biomasa, d

Sustitución

$$N - NO_3 = (0.0115m^3)(0.23 d^{-1})\left(SSVLM \frac{g}{m^3}\right) = 2.5 \frac{g}{d}$$

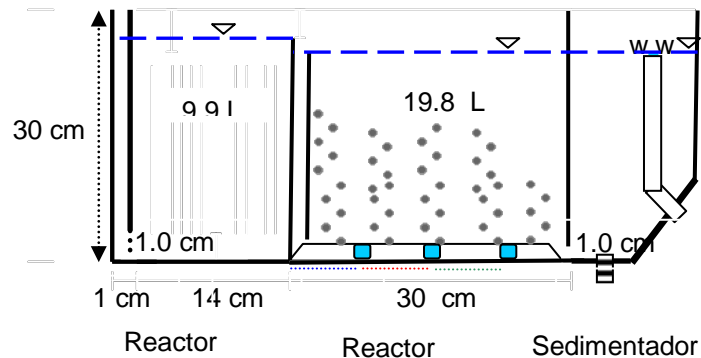
Un volumen del reactor anóxico de 11.5 litros y un tiempo de retención hidráulico de 3.5 horas es suficiente para remover del sistema 2.5 g de nitratos al día, aunque esta cantidad de nitratos es aún menor a la que se genera en el sistema (3.2 g/d) se espera que la

configuración propuesta permita aumentar la tasa de desnitrificación y cumplir con los requerimientos de NT en el efluente.

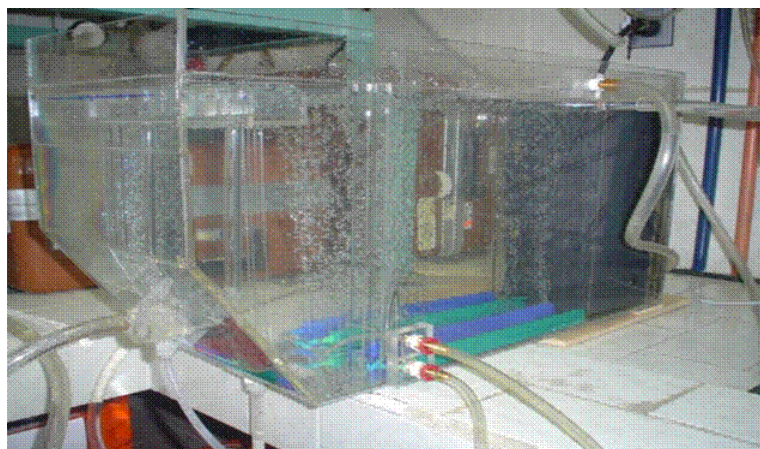
### 4.3 Fabricación de los reactores

En la figura 4.2 se muestran las dimensiones de las unidades del sistema biológico propuesto, y en la fotografía 4.1 se muestra físicamente la unidad. El material que se utilizó en la construcción de los reactores fue acrílico de 6 mm de espesor.

El material del soporte sintético que se utilizó en el reactor anóxico es PVC (Dow Pac 10), el área superficial que proporciona para la formación de los microorganismos es de 83 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>, Se instalaron 30 placas en el reactor anóxico de 30 cm de largo por 15 cm de ancho. En la fotografía 4.2 se muestran las placas del material sintético.

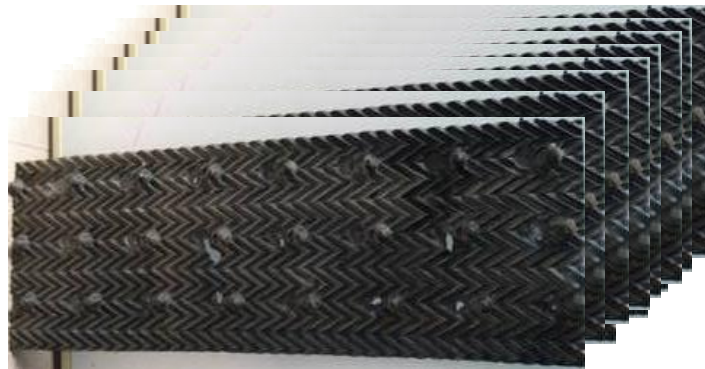


**Figura 4.2** Dimensiones de las unidades del sistema de tratamiento propuesto.



**Fotografía 4.1** Vista lateral de las unidades del sistema biológico.





**Fotografía 4.2** Soporte de plástico.

#### 4.4 Pruebas hidráulicas y de aeración

Se llenaron los reactores con agua limpia y se verificó que no se presentaran fugas. Se realizaron las reparaciones que fueron necesarias y se continuó con las pruebas de aeración en el reactor aerobio.

##### Aeración

La fotografía 4.3 muestra las pruebas realizadas al sistema de aeración, en la primera evaluación los resultados no fueron los esperados dado que la distribución de aeración no fue uniforme (fotografía 4.3 a), se realizó limpieza en los difusores y en fotografía 4.3 b se muestra el resultado obtenido, la distribución del aire es uniforme en todo el reactor.



a)

b)

**Fotografía 4.3** Pruebas del sistema de aeración a) Primera evaluación del sistema de aeración, b) Segunda evaluación del sistema de aeración.

#### 4.5 Resultados y análisis de los parámetros de control

El sistema biológico se operó durante 10 meses, el experimento inicio en el mes de febrero y se concluyó en el mes de noviembre del 2008, en la tabla 4.4 se presentan las concentraciones promedio que se obtuvieron en el influente del proceso biológico, la tabla 4.5 contiene las concentraciones del efluente y por último la tabla 4.6 presenta las eficiencias obtenidas.

Dado que la concentración de los parámetros como la  $DQO_T$ ,  $DBO_5$  y nutrientes cambia durante el día, el horario en el que se tomaron las muestras para monitorear el sistema fue dentro del intervalo de tiempo de las 14 horas a 16 horas.

La determinación de los parámetros se realizó con los métodos y técnicas establecidas en la tabla 3.1. Los equipos, parámetros y frecuencia con la que se desarrollaron las pruebas fisicoquímicas para monitorear el proceso biológico se presentaron en la tabla 3.2 y tabla 3.3 incluidas en la metodología.

En la tabla 4.4 se puede ver que la concentración más alta de  $DBO_5$  fue de 121 mg/L, registrada cuando la tasa de recirculación de agua tratada fue de 100% y en las etapas posteriores disminuyó a concentraciones de 89 y de 81 mg/L.

La concentración de NT promedio más alta fue de 44 mg/L, ésta se obtuvo durante la segunda etapa, cuando la tasa de recirculación de agua tratada fue de 150%.

Las concentraciones bajas de  $DBO_5$  en el influente es una limitante que tienen los procesos biológicos para la remoción de nitrógeno. De acuerdo a la bibliografía consultada la tasa de desnitrificación se incrementa a medida que la relación de materia orgánica y nitrógeno aumenta.<sup>7,49</sup> Las concentraciones promedio de NT en el efluente del proceso biológico menores a 15 mg/L se alcanzaron cuando las tasas de recirculación fueron de 150% y de 200%.

**Tabla 4.4** Concentraciones promedio obtenidas en el influente del sistema biológico

Tasa de recirculación	Análisis Realizados		Promedio mg/L	Desviación estándar mg/L	Concentración máxima mg/L	Concentración mínima mg/L
100 %	NT	18	40	10	56	24
	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	18	32	10	50	15
	N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	21	7	4	15	1

	DQO <sub>T</sub>	36	239	109	526	85
	DBO <sub>5</sub>	12	121	42	170	38
150%	NT	16	44	13	65	15
	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	16	42	14	64	15
	N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	14	11	7	24	3
	DQO <sub>T</sub>	41	178	66	335	37
	DBO <sub>5</sub>	11	89	29	135	39
200 %	NT	15	41	14	81	20
	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	14	34	10	49	16
	N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	16	7	2	11	4
	DQO <sub>T</sub>	42	159	57	337	70
	DBO <sub>5</sub>	11	81	27	118	39

El porcentaje de remoción de nitratos se cálculo con la ecuación 3.34, para determinarla se utilizaron las concentraciones de nitratos en el influente al reactor anóxico y las concentraciones de nitratos en el efluente de la fase anóxica. La concentración de nitratos en el influente del reactor anóxico se determinó con la ecuación 3.36.

Las eficiencias de los parámetros NT, N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>, DQO<sub>T</sub>, DBO<sub>5</sub> presentadas en la tabla 4.6 se determinaron con la ecuación 3.34, para ello se consideraron las concentraciones en el influente del sistema y en el efluente del proceso biológico.

**Tabla 4.5** Concentraciones promedio obtenidas en el efluente del proceso

Tasa de recirculación	Análisis Realizados	Promedio mg/L	Desviación estándar mg/L	Concentración máxima mg/L	Concentración mínima mg/L	
100 %	NT	18	16	6	28	6
	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	18	2	3	9	0
	N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	21	3	6	23	2
	DQO <sub>T</sub>	36	30	21	98	0
	DBO <sub>5</sub>	12	8	7	28	4
150%	NT	16	12	7	28	0
	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	16	3	4	15	0
	N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	14	5	10	34	4
	DQO <sub>T</sub>	41	41	17	80	5

	DBO <sub>5</sub>	11	19	18	61	<3.9
200 %	NT	15	9	4	16	2
	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	14	1	1	4	0
	N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	16	4	3	14	4
	DQO <sub>T</sub>	42	29	15	69	0
	DBO <sub>5</sub>	11	6	4	13	<3.9

En la tabla 4.6 se presentan las eficiencias que se obtuvieron en el experimento, se puede ver que la remoción de NT se incrementó de 60% hasta 76% y la remoción de nitratos fue inversamente proporcional a la tasa de recirculación de agua tratada, este comportamiento se debe a que al aumentar la tasa de recirculación se provoca que el tiempo de retención hidráulico y la concentración de la fuente de carbono en el reactor anóxico sean menores.

**Tabla 4.6** Eficiencias promedio obtenidas en el efluente del proceso

Tasa de recirculación	Parámetro	Análisis realizados	Influyente mg/L	Efluente general mg/L	Eficiencia del Sistema (%)
100 %	NT	18	40	16	60
	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	18	32	2	92
	N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	21	7	3	53
	DQO <sub>T</sub>	36	239	30	85
	DBO <sub>5</sub>	12	121	8	90
150%	NT	16	44	12	72
	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	16	42	3	91
	N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	14	11	5	46
	DQO <sub>T</sub>	41	178	41	74
	DBO <sub>5</sub>	11	89	19	80
200 %	NT	15	41	9	76
	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	14	34	1	96
	N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	16	7	4	41
	DQO <sub>T</sub>	42	159	29	81
	DBO <sub>5</sub>	11	81	6	91

A continuación se presenta un análisis de los parámetros que se determinaron para el control del experimento. Es importante aclarar que éste se realizará tomando en cuenta el

porcentaje de recirculación que en su momento se empleó.

#### **4.5.1 Potencial de iones hidrógeno (pH)**

Como se comentó en el capítulo 1, en todos los procesos de nitrificación al oxidar el nitrógeno amoniacal se generan iones hidrógeno y si el agua residual no presenta suficiente alcalinidad que permita amortiguar el pH, éste disminuirá y se pueden alcanzar valores bajos que inhiban el proceso de nitrificación.

En la gráfica 4.1 se puede observar la tendencia que presentó este parámetro durante el desarrollo de la prueba. Se realizaron 160 mediciones del pH, los análisis 1 al 60 corresponden a la primera etapa, del 61 al 108 a la segunda etapa y el intervalo de 109 al 160 a la tercera etapa.

##### **4.5.1.1 Recirculación del 100%**

###### **Reactor anóxico**

Durante los análisis 1 al 28 no se observa un cambio significativo en el pH, los valores se mantuvieron dentro del intervalo de 7 y 7.5, lo que demuestra que el proceso de desnitrificación aún no se presentaba completamente, esto se debe a que durante los primeros días la biopelícula estaba en formación y que las bacterias heterótrofas aun no se establecían en el reactor. En general, los valores de pH estuvieron por arriba de 7.

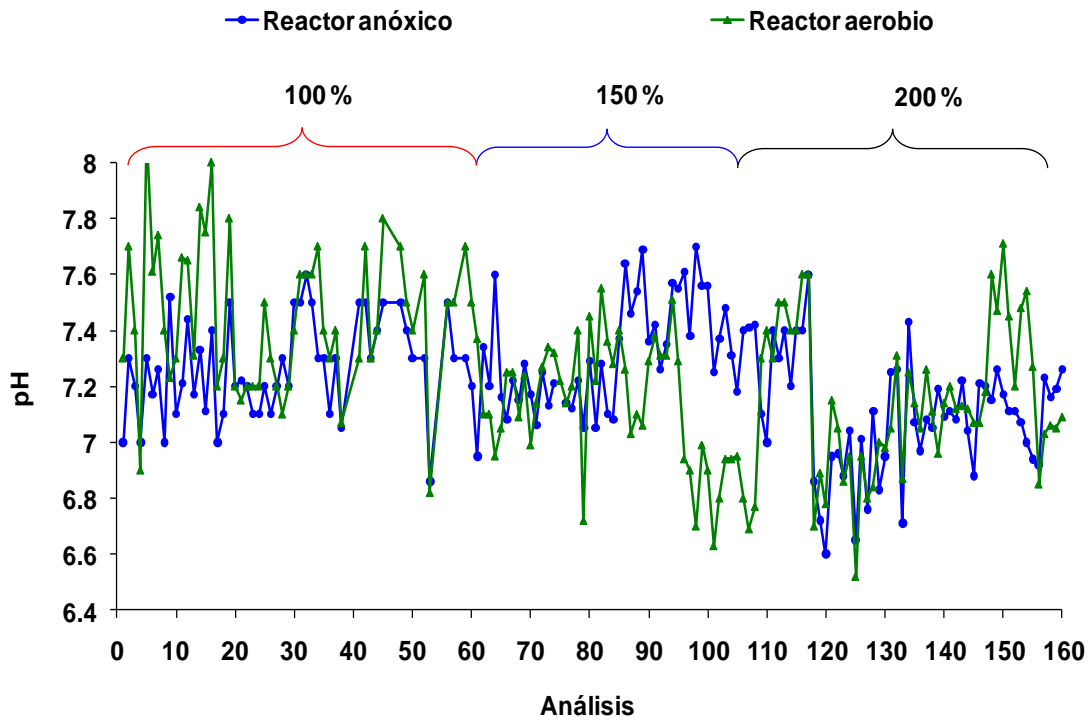
El proceso de desnitrificación se hizo más evidente después de un mes del arrancar el experimento (análisis 28 al 48). Las causas que propiciaron el inicio del proceso de desnitrificación fueron el incremento en la concentración del sustrato, la formación de microorganismos en el soporte y la recirculación de nitratos hacia la fase anóxica.

Los valores de pH se mantuvieron en el intervalo de 6.8 y 8 unidades, de acuerdo a varios autores estos valores se encuentran dentro del intervalo que favorece el proceso de nitrificación,<sup>4,17,21</sup> el pH promedio fue de 7.4.

##### **4.5.1.2 Recirculación del 150%**

###### **Reactor anóxico**

Los valores más bajos se registraron al inicio del experimento y el más alto que se registró fue de 7.7 (análisis 98). En términos generales, todos los valores estuvieron por arriba de 7.0 unidades.



**Gráfica 4.1** Valores del pH registrados en el reactor aerobio y en el reactor anóxico

Un comportamiento que vale la pena resaltar, es el que se presentó durante los análisis 94 al 108, en este intervalo la diferencia de pH entre los dos reactores llegó a ser de 1 unidad, este comportamiento es el resultado del incremento en las concentraciones de nitrógeno amoniacal que se presentaron en el influente del proceso biológico y demuestran que los procesos de nitrificación y desnitrificación se realizaron eficientemente. A diferencia de la nitrificación que permaneció estable hasta el final del experimento, el tiempo no permitió que el proceso de desnitrificación alcanzara a estabilizarse.

### Reactor aerobio

En general, durante este período de prueba, los valores de pH fueron menores a los que se registraron en la primera etapa del trabajo (tasa de recirculación del 100%).

En los análisis del 93 al 108 los valores descendieron hasta 6.6 unidades, sin embargo, la eficiencia de nitrificación no disminuyó, esto significa que la configuración del proceso permitió mantener el pH dentro de un intervalo óptimo y que la producción de iones hidroxilos en la fase anóxica contribuyó a mantener valores del pH adecuados en el proceso.

### 4.5.1.3 Recirculación del 200%

#### Reactor anóxico

Durante los primeros análisis el pH fue menor a 7 unidades y después el valor se incrementó y alcanzó su valor máximo de 7.43 en el análisis 134.

Los bajos valores de pH registrados durante el inicio de esta etapa se deben a que el proceso de nitrificación fue eficiente y consecuentemente una cantidad de iones hidrógeno fueron recirculados hacia este reactor y al incrementar la tasa de recirculación se disminuyó el pH de entrada.

#### Reactor aerobio

La gráfica 4.1 muestra que a medida que la tasa de recirculación se incrementa, el valor del pH disminuye en el proceso.

Durante esta etapa los valores de pH se fueron incrementando con respecto al tiempo (análisis del 149 al 156), se debe a la poca producción de iones hidrógeno causada por la disminución de la concentración del nitrógeno amoniacal en el influente de reactor aerobio.

De forma general se puede decir que el pH es inversamente proporcional a la tasa de recirculación y que es afectado por las concentraciones de nitrógeno amoniacal que llegan en el influente.

Por lo que se puede establecer que este parámetro está relacionado con los siguientes factores: Concentraciones de materia orgánica, concentración nitrógeno amoniacal y la alcalinidad del agua residual.

Si el proceso de nitrificación es eficiente y la cantidad de iones OH en la fase anóxica no es suficiente para neutralizar los iones hidrógeno producidos, los valores de pH pueden ser menores a 7.

### 4.5.2 Potencial de óxido reducción

Los resultados obtenidos en el sistema propuesto durante las tres etapas de prueba se muestran en la gráfica 4.2.

Se realizaron 123 lecturas, las primeras 52 corresponden a la primera etapa, de la 53 a la 99 corresponden a la segunda etapa y por último de la 100 a la 123 corresponden a la tercera etapa.

#### 4.5.2.1 Recirculación del 100%

##### Reactor anóxico

El valor promedio del potencial de óxido reducción fue de -270 mV, registrándose valores de hasta -455 mV, y el más alto fue de -33 mV. Además, se puede observar que éste presentó una tendencia a disminuir con respecto al tiempo.

Durante los primeros 45 días el potencial de óxido reducción fue descendiendo hasta alcanzar valores de -392 mV y -386 mV en los análisis 11 y 26 respectivamente, en el intervalo 27 al 32 se presentó un incremento en las lecturas de éste parámetro como resultado del proceso de desnitrificación, después de este periodo las condiciones fueron adversas (bajas concentraciones de sustrato y una disminución en la concentración de microorganismos) es por ello que el proceso de desnitrificación disminuyó. Al final se alcanzaron valores de alrededor de -400, con un promedio de -270 mV.

##### Reactor aerobio

El potencial de óxido reducción promedio fue de -52 mV. Durante los primeros días los valores se mantuvieron positivos. Después de aproximadamente 20 días de operación los valores se fueron haciendo negativos, la razón es por la presencia de compuestos reducidos que provienen del reactor anóxico. Ronald establece que este comportamiento es normal y que aun cuando se tengan ambientes negativos es posible que se dé el proceso de oxidación.<sup>1</sup>

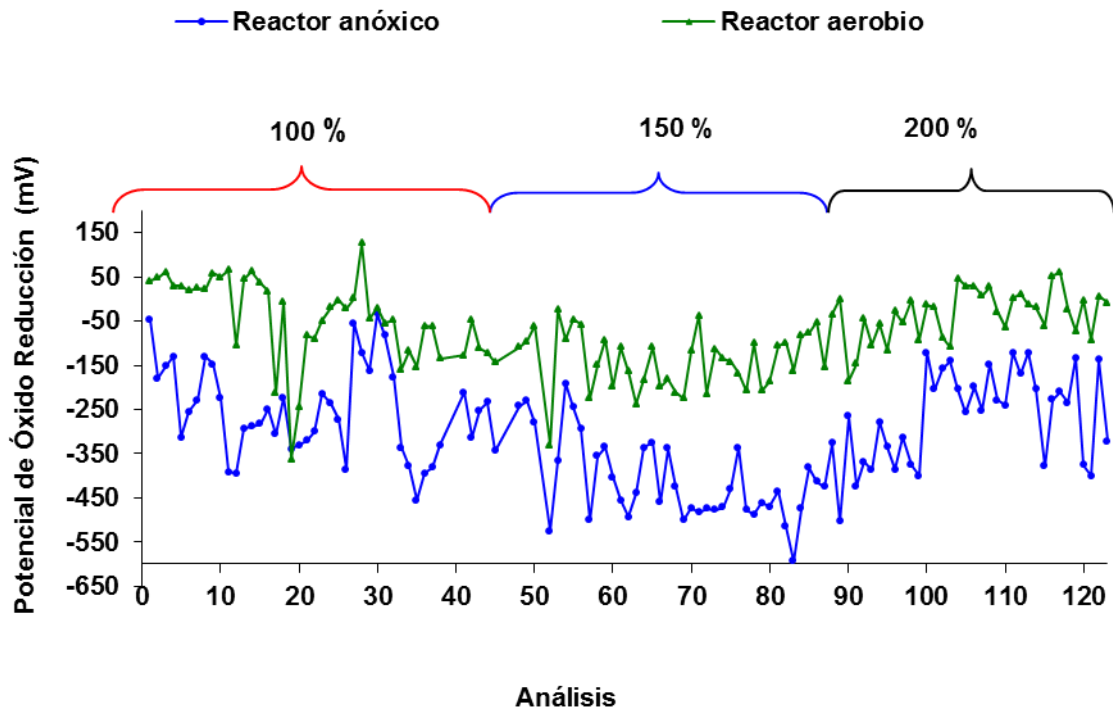
Los resultados obtenidos en la nitrificación (producción de nitratos) muestran que valores negativos del potencial de óxido reducción no afectaron significativamente el proceso de nitrificación.

#### 4.5.2.2 Recirculación del 150%

##### Reactor anóxico

El promedio del potencial de óxido reducción fue de -407 mV. En la parte final de esta segunda etapa se puede apreciar que los valores se acercan a los establecidos como normales de una fase anóxica (-50 mV a 50 mV). Algunos de los factores que propiciaron que la desnitrificación se lleve a cabo eficientemente son los siguientes; suficientes microorganismos en el reactor, la cantidad de compuestos oxidados en el reactor aerobio ( $\text{N-NO}_3^-$ ) fue adecuada y la ausencia de oxígeno disuelto en el agua recirculada.





**Gráfica 4.2** Valores del potencial de óxido reducción en el influente, reactor anóxico y reactor aerobio

## Reactor aerobio

Durante los primeros días los valores tuvieron un comportamiento descendente, este patrón se mantuvo hasta mitad de la prueba, esto se debió a que la producción de nitratos en el reactor aerobio disminuyó y a que el efluente del reactor anóxico presentó valores negativos del potencial de óxido reducción. Cuando el sistema aerobio empezó a nitrificar eficientemente los valores del potencial de óxido reducción se incrementaron hasta alcanzar valores cercanos a cero.

### 4.5.2.3 Recirculación del 200%

#### Reactor anóxico

Al inicio de esta etapa del experimento, casi todos los valores registrados se encontraron cerca de -200 mV. El valor más alto fue de -121 mV y el más bajo fue de -400 mV. En la gráfica 4.2 se puede observar que durante este periodo el valor del potencial de óxido reducción fue muy constante y solo algunos datos se registraron por abajo del promedio.

#### Efluente general

Durante este periodo se registró el valor más alto del potencial de óxido reducción que fue de 60 mV, el más bajo fue de -109 mV y el promedio de -14 mV. Dadas estas condiciones se logró remover el 76 % de NT anóxico

### 4.5.3 Demanda química de oxígeno (DQO<sub>T</sub>)

Este parámetro se utilizó para determinar de forma indirecta la cantidad de materia orgánica en las diferentes etapas del sistema de prueba, así como las eficiencias obtenidas en el reactor anóxico y en el reactor aerobio. Una de las ventajas que ofrece la DQO<sub>T</sub> es que el tiempo en que se obtienen resultados es aproximadamente de 3 horas, éste es un período corto si lo comparamos con el tiempo en que se obtienen resultados de la DBO<sub>5</sub>. La desventaja es que este parámetro cuantifica la materia orgánica e inorgánica que es susceptible de oxidarse con un oxidante fuerte en solución ácida.

Para el monitoreo del experimento se realizaron 121 análisis de DQO<sub>T</sub>, la lecturas del análisis 1 al 36 corresponden a la primera etapa, de la 37 a la 80 a la segunda etapa y por último, el intervalo del análisis 81 al 121 corresponden a la tercera etapa

La gráfica 4.3 muestra el comportamiento de las concentraciones de la DQO<sub>T</sub> obtenidas en el experimento.

#### 4.5.3.1 Recirculación del 100%

##### Influyente

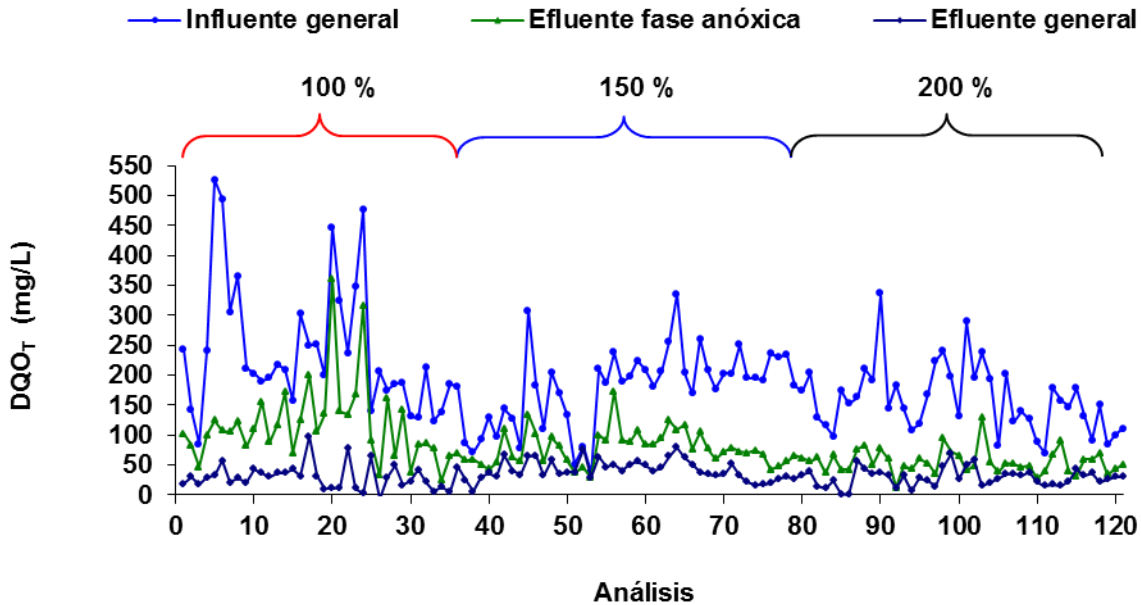
La concentración promedio de la DQO<sub>T</sub> fue de 239 mg/L. La menor concentración que se registró fue de 84.9 mg/L y la concentración más alta fue de 526 mg/L. Estos resultados muestran que durante este periodo del experimento la concentración del sustrato presento una gran variabilidad, las concentraciones más constantes se obtuvieron en el intervalo del análisis 26 al 36, el promedio fue de 168 mg/L. Esta concentración permaneció así hasta el final de la experimentación.

Durante esta etapa la desviación estándar fue de 109 mg/L, con un coeficiente de variación de 46%. Esta variabilidad puede ser porque en el IMTA la población no es constante y por las actividades en el mantenimiento del sistema de recolección de aguas residuales

##### Efluente de la fase anóxica

El promedio obtenido en el efluente de la fase anóxica fue de 123 mg/L. La concentración mínima fue de 24 mg/L y la máxima de 361 mg/L, estos resultados se registraron en los

análisis 38 y 20, respectivamente. La desviación estándar que se obtuvo fue de 57 mg/L y un coeficiente de variación de 36%. Estos resultados muestran que el proceso de degradación de materia orgánica en la fase anóxica no fue significativo durante esta etapa.



**Gráfica 4.3** Comportamiento de la concentración de la demanda química de oxígeno en el influente, efluente de la fase anóxica y efluente general a diferentes tasas de recirculación

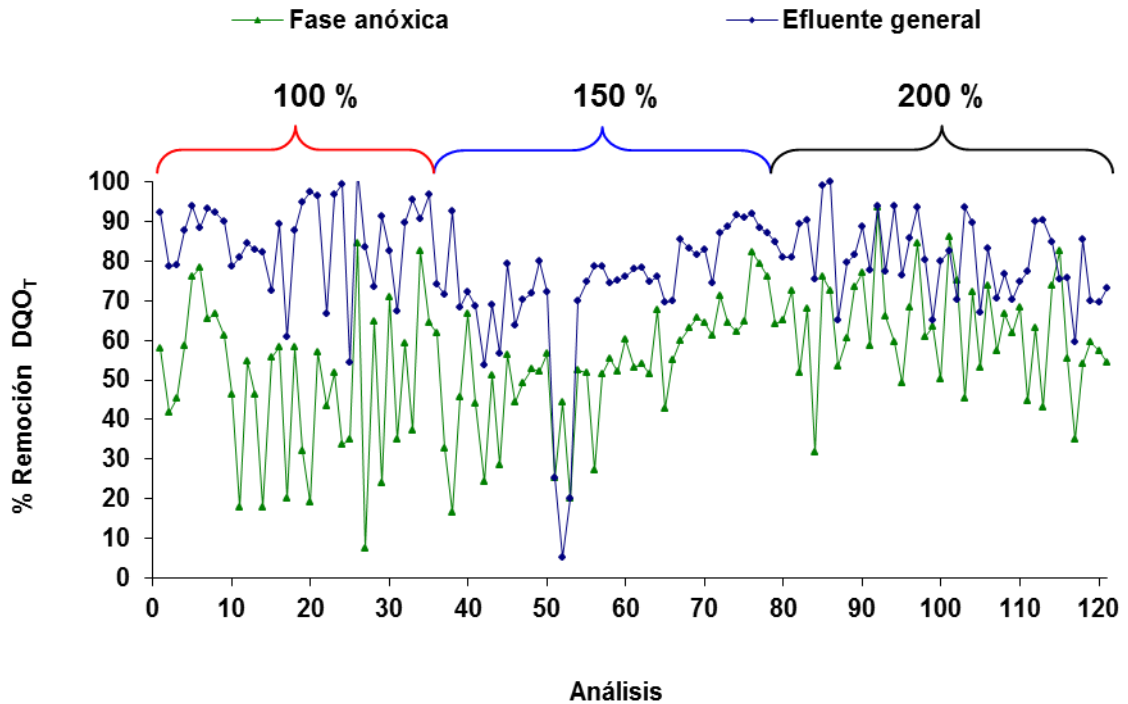
La gráfica 4.4 presenta las eficiencias obtenidas durante el experimento, los porcentajes de remoción se mantuvieron entre 20 y 60%, lo que indica una inestabilidad en el desarrollo de la prueba, sin embargo, en algunos casos se logró obtener remociones alrededor del 80%.

Una de las posibles razones de esta variabilidad puede ser la baja concentración de microorganismos en la biopelícula, ya que al iniciar el experimento se inoculó con lodos activados (estos microorganismos se tomaron de la PTARM del IMTA), esto puede explicar porque al inicio se obtuvieron altos porcentajes de remoción (análisis 5 y 6), posteriormente los microorganismos fueron arrastrados por el flujo de agua hacia el reactor aerobio y la tasa de remoción de la DQO<sub>T</sub> disminuyó.

### Efluente de general

La concentración promedio fue de 30 mg/L. En esta etapa se registraron concentraciones cercanas a 2 mg/L y la mayor fue de 98 mg/L. En cuanto a los porcentajes de remoción, la gráfica 4.4 muestra que fueron muy variables, esta variabilidad se presentó como resultado de las condiciones que se presentaron en el influente, además, de que la parte anóxica

estuvo en un periodo de aclimatación. En términos generales, se puede establecer que la remoción estuvo comprendida entre el 80 y 95%, aunque en algunos casos se alcanzaron eficiencias cercanas al 100%. Sin embargo, también se presentaron remociones cercanas al 60%.



**Gráfica 4.4** Porcentajes de remoción de la demanda química de oxígeno en el efluente de la fase anóxica y en el efluente general.

#### 4.5.3.2 Recirculación del 150%

Durante esta etapa se realizaron 43 análisis de DQO<sub>T</sub>. Los análisis 43 al 60 se realizaron en temporada de lluvias y los análisis posteriores se realizaron en época de estiaje.

#### Influente

La concentración promedio que se registró fue de 178 mg/L, la mínima fue de 37 mg/L y la máxima de 335 mg/L, en los análisis 60 y 71, respectivamente. La mayor variabilidad se obtuvo en los primeros análisis como resultado del inicio de la temporada de lluvias, del análisis 61 en adelante la concentración de la DQO<sub>T</sub> fue más estable; aproximadamente estuvo alrededor de 200 mg/L.

## Efluente de la fase anóxica

La concentración que se obtuvo durante los primeros 10 análisis fue muy variable y las eficiencias obtenidas fueron bajas, sin embargo, cuando la concentración de la DQO<sub>T</sub> en el influente fue constante, mejoró la eficiencia de remoción. La variabilidad observada fue el resultado de la dilución que se presentó durante la temporada de lluvias, la DQO<sub>T</sub> presentó variaciones que oscilaron entre 50 y 150 mg/L

La gráfica 4.4 muestra que los porcentajes de remoción empezaron a incrementarse después del análisis 68, tiempo en el que empezaron a disminuir las lluvias, y por lo tanto la concentración de sustrato aumentó. Esto favoreció el desarrollo de los microorganismos en el soporte.

## Efluente general

Durante esta fase la concentración promedio que se obtuvo fue de 41 mg/L, con una desviación estándar de 17 mg/L. El valor más alto que se registró fue de 79.8 mg/L en el análisis 71, y el menor fue de 5 mg/L que se obtuvo al inicio de la etapa.

Según Reddy, cuando la concentración de la DBO<sub>5</sub> es menor a 20 mg/L la mayor población de microorganismos generados son bacterias autótrofas y por tanto no utilizan la materia orgánica como fuente de carbono, <sup>17,32</sup> es por esto que la mayor remoción de la DQO<sub>T</sub> se realizó en la fase anóxica y solo una fracción muy pequeña de la que entra al sistema aerobio es degradada o utilizada para síntesis celular.

La gráfica 4.4 muestra que durante los primeros días los porcentajes de remoción de DQO<sub>T</sub> fueron muy variables, esto como consecuencia de las lluvias, como ya se ha mencionado.

### 4.5.3.3 Recirculación del 200%

Durante esta fase se realizaron 42 análisis y la calidad del agua residual que se alimentó al proceso varió como consecuencia de la temporada de estiaje y del inicio de la época de lluvias.

## Influente

El comportamiento de la DQO<sub>T</sub> fue muy variable, en la temporada de estiaje (análisis 91 al 115) las concentraciones fueron superiores a las registradas en el periodo de lluvias (análisis 116 - 130), el promedio obtenido durante esta fase fue de 159 mg/L, la

concentración más alta que se obtuvo fue de 337 mg/L registrada en el análisis 99 y el valor más bajo fue de 70 mg/L (análisis 111).

### **Efluente de la fase anóxica**

Con la tasa de recirculación interna del 200% se obtuvieron las concentraciones más bajas y también con la menor variación. La concentración promedio fue de 55 mg/L, este valor se encuentra por abajo de los obtenidos en las otras condiciones del experimento, además la gráfica 4.4 muestra que la mayor remoción de la DQO<sub>T</sub> se realizó en el reactor anóxico.

### **Efluente general**

La concentración promedio que se registró fue de 29 mg/L. La concentración máxima fue de 68.9 mg/L (análisis 99) y la concentración mínima fue de alrededor de 10 mg/L.

La tasa de recirculación tiene un efecto directo en la remoción de materia orgánica en la fase anóxica, la gráfica muestra que a medida que la tasa de recirculación aumenta la concentración de la DQO<sub>T</sub> en el efluente es menor, este aumento en la remoción de la DQO<sub>T</sub> es por la cantidad de nitratos recirculados que están disponibles para oxidar la materia orgánica.

#### **4.5.4 Demanda bioquímica de oxígeno (DBO<sub>5</sub>)**

Durante esta etapa se realizaron 34 análisis de la DBO<sub>5</sub>. Los primeros 12 resultados corresponden a la primera etapa, los siguientes 11 resultados a la segunda etapa y finalmente los últimos 11 corresponden a la tercera etapa.

En la gráfica 4.5 se observan las diferentes tendencias registradas durante el desarrollo de las pruebas y la gráfica 4.6 presenta las eficiencias obtenidas por tipo de reactor y por etapa en estudio.

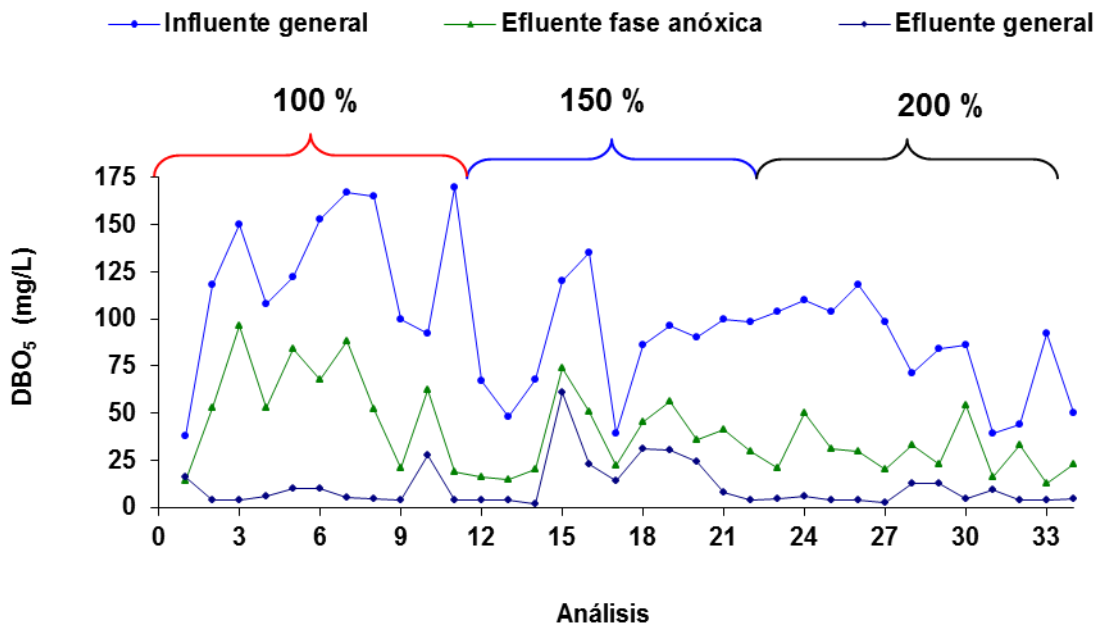
##### **4.5.4.1 Recirculación del 100%**

#### **Influente**

La concentración promedio registrada fue de 121 mg/L, con una desviación estándar de 42 mg/L. Esto muestra que la concentración del sustrato en la entrada del sistema presentó una variación significativa durante el desarrollo de la prueba.

Dentro de los resultados obtenidos la mayor concentración fue de 170 mg/L registrada en el análisis 11, y la menor fue de 38 mg/L (primer análisis). Cabe mencionar que las

concentraciones de  $\text{DBO}_5$  de esta etapa fueron las más altas que se registraron durante todo el experimento.

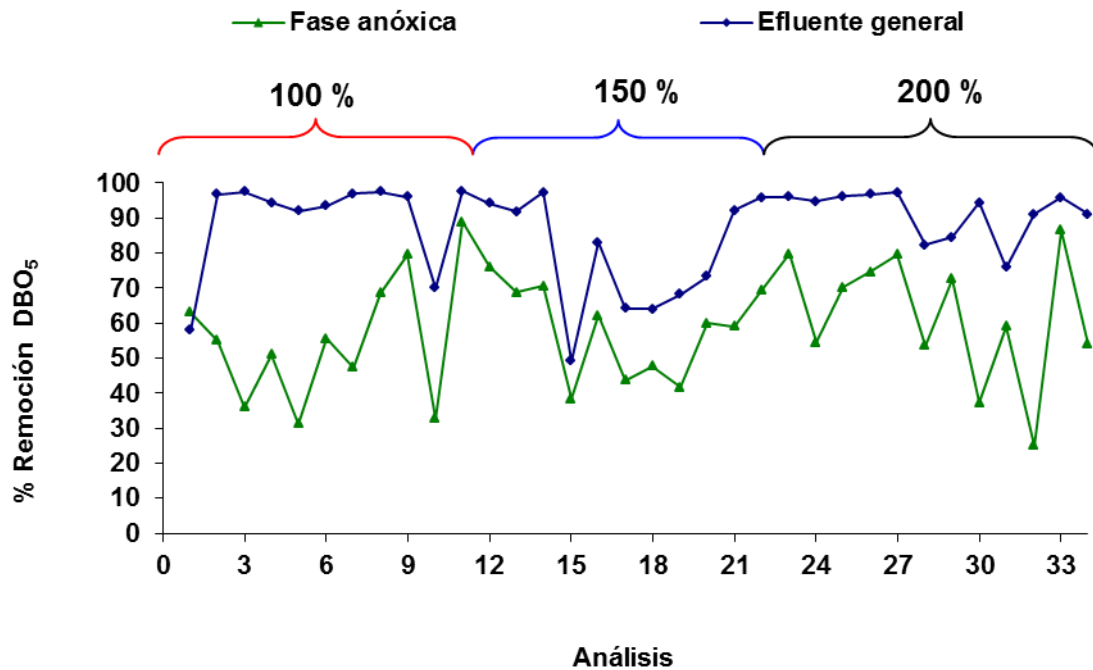


**Gráfica 4.5** Comportamiento de la concentración de la demanda bioquímica de oxígeno en el influente, efluente de la fase anóxica y efluente general a diferentes tasas de recirculación

A pesar de que el agua de trabajo es considerada como débil, el 58 % de las concentraciones registradas en el influente se encuentran por arriba del límite inferior de las concentraciones típicas recomendadas en la bibliografía para aguas residuales municipales, que es de 110 mg/L.

### Efluente de la fase anóxica

La concentración promedio que se obtuvo fue de 52 mg/L y una desviación estándar de 29 mg/L. La concentración más alta se registró en el análisis 3 con una concentración de 96 mg/L y las más bajas fueron de 14 y 16 mg/L que corresponden al primero y al último análisis de esta etapa. En cuanto a los porcentajes de remoción, la gráfica 4.6 muestra que durante los primeros 7 análisis, el porcentaje de remoción presentó una tendencia negativa hasta alcanzar remociones de tan solo el 30%. A este periodo de tiempo se le puede considerar como de aclimatación, y duro alrededor de 35 días. A partir de este punto la eficiencia del sistema empezó a incrementarse hasta lograr valores alrededor del 80%.



**Gráfica 4.6** Porcentajes de remoción de la demanda bioquímica de oxígeno en el efluente de la fase anóxica y en el efluente general

### Efluente general

Los mayores porcentajes de remoción de material carbonoso se lograron en el reactor aerobio, la concentración promedio obtenida fue de 8 mg/L y la máxima de 28 mg/L (análisis 10). Las eficiencias obtenidas en el proceso fueron en general mayores al 90 %.

De acuerdo a varios autores, el crecimiento de los microorganismos heterótrofos se ve favorecida cuando las concentraciones de  $DBO_5$  son mayores a 20 mg/L.<sup>49</sup> esto se puede ver durante los primeros 9 análisis en los que la remoción de  $DBO_5$  en el reactor aerobio se presentó significativamente.

#### 4.5.4 .2 Recirculación del 150%

### Influente

Las concentraciones obtenidas durante los primeros 5 análisis (puntos 13 al 17) fueron muy variables, ésta fue resultado de la dilución del agua que se presentó por efecto de las lluvias que se registraron durante del inicio de este periodo de prueba, a partir del análisis 18 la concentración de la  $DBO_5$  se hizo constante y se mantuvo alrededor de 100 mg/L.



## Efluente de la fase anóxica

El comportamiento obtenido en los primeros análisis en el efluente es similar al que presentó el influente.

En los primeros análisis la concentración de microorganismos adheridos en el soporte no fue suficiente para degradar la cantidad de sustrato medido como  $\text{DBO}_5$  que entró en el sistema, es por esta razón que los porcentajes de remoción durante los análisis 15 al 21 fueron bajos (38% a 62%). Según Valdivia, el espesor de la biopelícula depende de la cantidad de sustrato que hay en el influente,<sup>47</sup> es por esta razón que a medida que la prueba avanzó la concentración de microorganismos aumentó como resultado de que el sustrato ( $\text{DBO}_5$ ) en el influente fue constante y por consiguiente después del análisis 17 las eficiencias se incrementaron hasta alcanzar el 96 % (análisis 22).

## Efluente general

Las concentraciones de la  $\text{DBO}_5$  en el efluente general durante los dos primeros análisis fueron 4 y 2 mg/L, que representan eficiencias superiores al 90%, sin embargo, ésta disminuyó hasta valores cercanos al 50%, después de este descenso, las eficiencias se incrementaron hasta alcanzar valores de 92 y 96% en los análisis 21 y 22 respectivamente. La concentración de  $\text{DBO}_5$  que entró al reactor fue muy baja y favoreció el desarrollo de las bacterias nitrificantes y la nitrificación.

### 4.5.4.3 Recirculación del 200%

Como ya se comentó con anterioridad, estas pruebas se realizaron durante el periodo de estiaje y de lluvias. Los análisis del 24 al 30 se desarrollaron en el primer periodo y del 31 al 34 en periodo de lluvias.

## Influente

La concentración promedio que se obtuvo en el influente fue de 81 mg/L. La concentración más alta fue de 118 mg/L (temporada de estiaje) y la más baja fue de 39 mg/L (análisis 31), época de lluvias, éstas reflejan la gran variabilidad que se presentó durante esta etapa de estudio.

## Efluente de la fase anóxica

Los porcentajes de remoción mayores a 90% se lograron cuando la concentración de  $\text{DBO}_5$  en el influente estuvo por arriba de 90 mg/L, este comportamiento se observó durante la temporada de estiaje. La concentración promedio que se obtuvo fue de 30 mg/L.

## Efluente general

La gráfica 4.5 muestra que las concentraciones registradas durante esta etapa estuvieron por abajo de 13 mg/L. Las eficiencias más altas se registraron en los cinco primeros análisis y posteriormente disminuyó hasta alcanzar porcentajes de 76% (análisis 31), este comportamiento se debe principalmente a que la etapa previa al reactor aerobio (etapa anóxica) dejó de funcionar eficientemente.

### 4.5.5 Nitrógeno amoniacal

En la gráfica 4.7 se presenta el comportamiento de las concentraciones de nitrógeno amoniacal en el influente y efluentes de las fases anóxica y aerobia que se obtuvieron durante las pruebas realizadas.

#### 4.5.5.1 Recirculación del 100%

##### Influente

La concentración promedio obtenida en esta etapa fue de 32.4 mg/L, éste es un valor típico de nitrógeno amoniacal en un agua residual municipal.<sup>20</sup>

La concentración más baja fue de 14.8 mg/L, ésta se obtuvo durante el análisis 8, posteriormente se incrementó hasta alcanzar el valor máximo de 49.6 mg/L. La desviación estándar fue 10 mg/L, con un coeficiente de variación de 30%, lo que refleja que existió demasiada variabilidad de nitrógeno amoniacal en el influente.

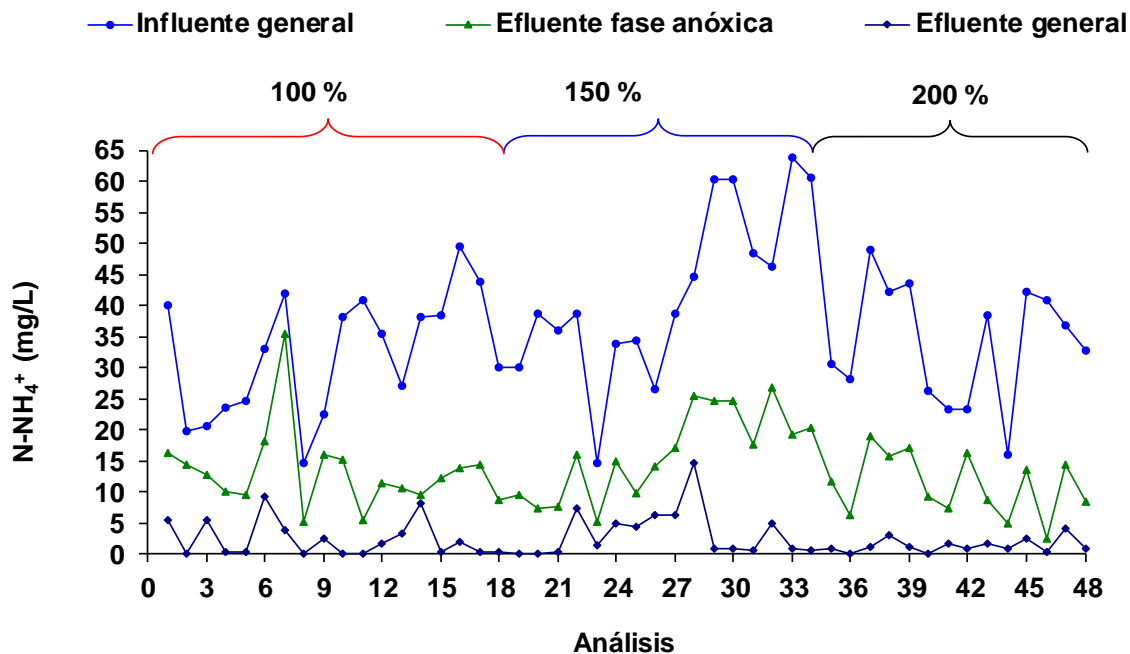
##### Efluente de la fase anóxica

Una fracción del nitrógeno amoniacal es utilizada para formación de nuevas células en la fase anóxica (asimilación) y el resto es oxidado a nitratos en el reactor aerobio (nitrificación), estos son los mecanismos principales que se presentan en el sistema.

Si bien, este no es un proceso de eliminación de nitrógeno amoniacal, se consume un cierto porcentaje para la formación de nuevas bacterias y algunas de éstas tienen la capacidad de realizar la nitrificación, es por esto que la concentración media en el efluente fue de 14.3 mg/L con una desviación estándar de 7 mg/L.

Durante el proceso de formación o estabilización de la biopelícula (los dos primeros meses) las eficiencias de remoción que se presentaron fueron muy variables, pero a partir del

análisis 11 la remoción se estabilizó y se mantuvo constante hasta los últimos análisis, que en promedio fue del 57% (Gráfica 4.8).

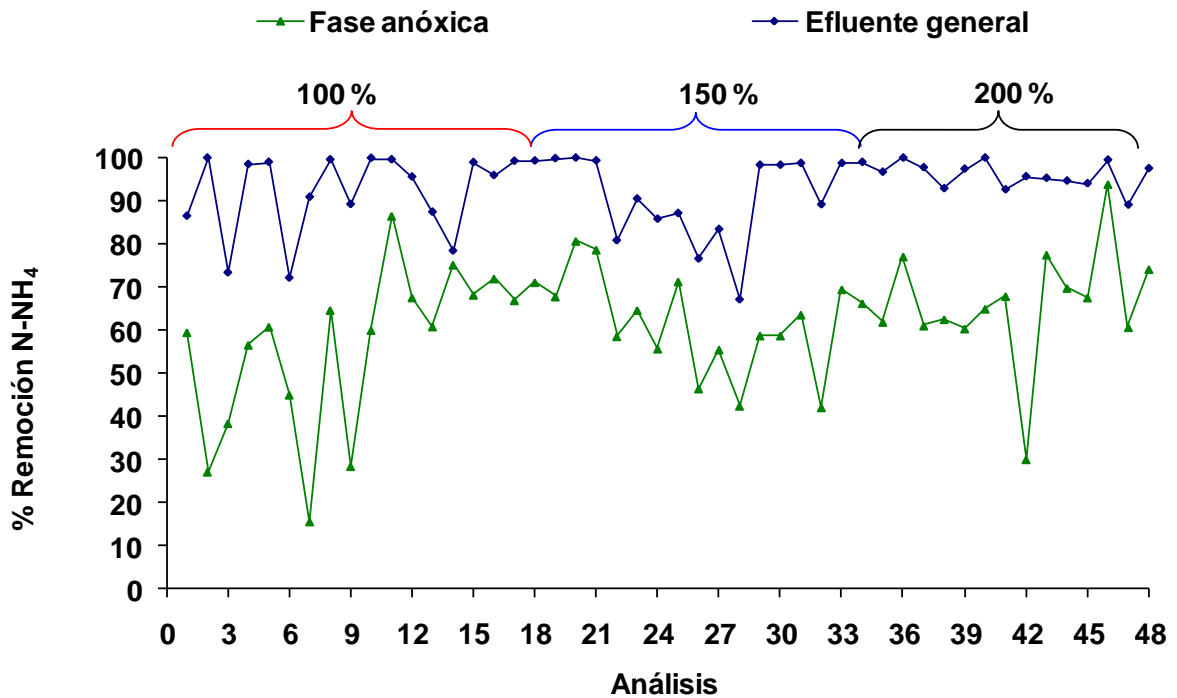


**Gráfica 4.7** Comportamiento de la concentración de nitrógeno amoniacal en el influente, efluente de la fase anóxica y efluente general a diferentes tasas de recirculación

## Efluente general

Durante las primeras cuatro semanas la concentración obtenida en el efluente del proceso fue variable.

A partir del análisis 8 se puede observar un comportamiento estable en el efluente del proceso, esto es el resultado de la adaptación de las bacterias autótrofas en el reactor. Los altos porcentajes de nitrificación obtenidos en la parte final de esta etapa se deben principalmente a que se alcanzaron las condiciones adecuadas para que las bacterias nitrificantes se establecieran totalmente en el reactor aerobio, la eficiencia promedio que se tuvo bajo estas condiciones fue de 92% (Gráfica 4.8). Finalmente, la concentración promedio obtenida en el efluente del proceso fue de 2.4 mg/L, cabe mencionar que todas estuvieron por abajo de 10 mg/L y el valor más alto fue de 9.2 y el más bajo de 0.5 mg/L. ]



**Gráfica 4.8** Porcentajes de remoción de nitrógeno amoniacal en el efluente de la fase anóxica y en el efluente general.

#### 4.5.5.2 Recirculación del 150%

##### Influente

En los análisis 20 al 29 la concentración de nitrógeno amoniacal estuvo dentro de las concentraciones típicas de aguas residuales municipales <sup>21</sup> y a partir del análisis 30 la concentración se incrementó y alcanzó valores mayores a los 45 mg/L.

La concentración promedio fue de 42 mg/L con una desviación estándar de 14 mg/L, durante esta etapa se registró la mayor variabilidad en la concentración de nitrógeno amoniacal.

##### Efluente de la fase anóxica

La gráfica 4.8 muestra que la concentración de nitrógeno amoniacal tuvo una tendencia decreciente que se vio interrumpida en el análisis 24, posteriormente la concentración se incrementó de 5.4 a 26 mg/L, (análisis 28), este incremento se debe principalmente a la alta concentración de nitrógeno amoniacal que llegó en el agua residual cruda y al proveniente del reactor aerobio en el agua recirculada.

El sistema volvió a incrementar sus eficiencias en la medida en que el proceso de nitrificación mejoró. Esto se puede ver en la gráfica 4.8 y corresponde a la etapa final (análisis 29 al 34).

### **Efluente general**

Omitiendo el resultado registrado en el análisis 22, la gráfica 4.7 muestra que el proceso fue estable durante el arranque y permaneció así hasta el análisis 23, posteriormente la concentración se incrementó y alcanzó una concentración máxima de 14.6 mg/L (análisis 28), después de este punto el proceso se restableció y las concentraciones de nitrógeno amoniacal disminuyeron a menos de 1 mg/L.

Cabe mencionar que durante las primeras semanas de la prueba, las condiciones que se presentaron en el sistema favorecieron el crecimiento de bacterias filamentosas que ocasionaron problemas de sedimentación en el clarificador, esto generó un arrastre de microorganismos y la eficiencia en la nitrificación disminuyó (puntos 22 al 28), para solucionar el problema se incrementó la cantidad de aire para romper las redes filamentosas y se modificó la relación alimento / microorganismos con una purga de lodos, de esta forma se logró eliminar los microorganismos no deseados y propiciar la formación de nuevas bacterias nitrificantes.

De acuerdo con algunos autores, la nitrificación es la reacción limitante en la remoción de nitrógeno total, <sup>6</sup> es por esta razón que las bajas tasas de nitrificación presentadas en el periodo 22 al 28 podrían tener un efecto en la remoción de NT.

#### **4.5.5.3 Recirculación del 200%**

### **Influente**

La concentración mínima que se obtuvo fue de 16 mg/L en el análisis 44 y la máxima fue de 49 mg/L (análisis 37). La concentración media obtenida bajo estas condiciones de operación fue de 34 mg/L, con una desviación estándar de 10 mg/L y un coeficiente de variación de 28%.

### **Efluente de la fase anóxica**

La gráfica 4.7 muestra que las concentraciones del nitrógeno amoniacal fueron descendiendo a medida que la prueba avanzaba hasta obtener 2.4 mg/L, el valor más alto fue de 19 mg/L.

La concentración promedio que se obtuvo fue de 11 mg/L y una desviación estándar de 5 mg/L. El porcentaje de remoción de nitrógeno amoniacal fue de 67%, cabe remarcar que esa eficiencia no se logró con ninguna otra tasa de recirculación.

## **Efluente general**

Con este valor de recirculación interna se logró obtener un comportamiento más estable de la nitrificación, logrando un porcentaje de remoción de nitrógeno amoniacal del 96%, donde la concentración más alta fue de 4 mg/L y el 50% de los resultados fueron menores a 1 mg/L. Esto permitió que la concentración promedio de nitrógeno amoniacal en el efluente fuera de 1 mg/L.

### **4.5.6 Nitratos**

La concentración de nitratos fue una de las variables que se utilizaron para monitorear la tasa de desnitrificación en el reactor anóxico, durante el experimento se realizaron un total de 51 análisis.

En la gráfica 4.9 se muestra el comportamiento de los nitratos en el influente y el efluente de las fases anóxica y del proceso, en la gráfica 4.10 se presentan las eficiencias de remoción.

#### **4.5.6.1 Recirculación del 100%**

##### **Influente**

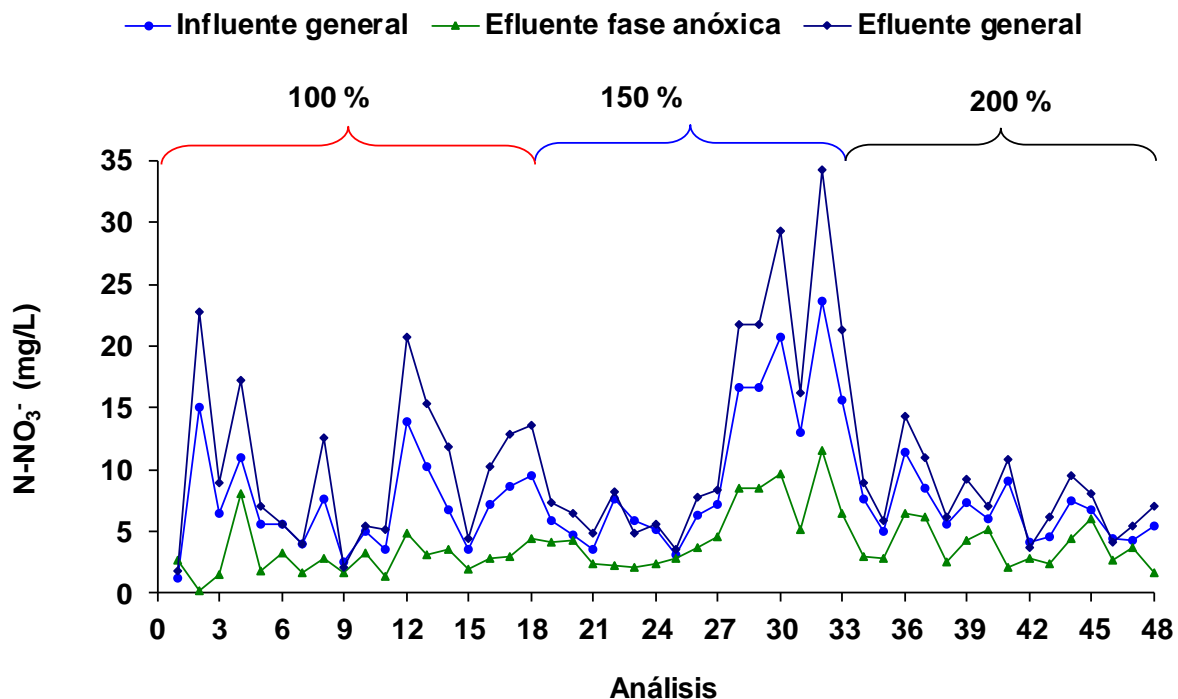
Las concentraciones correspondientes al influente se determinaron considerando la concentración de los nitratos presentes en el agua cruda y la concentración de los nitratos contenidos en el agua recirculada desde la fase aerobia hacia la fase anóxica, ésta concentración se determinó con la ecuación 3.36.

Despreciando los resultados obtenidos en el primer análisis la concentración mínima que se obtuvo durante esta parte experimental fue de 1 mg/L y la máxima de 15 mg/L, estas se obtuvieron en los análisis 2 y 9 respectivamente. La concentración promedio que se obtuvo fue de 7.2 mg/L con una desviación estándar de 3.6 mg/L.

##### **Efluente de la fase anóxica**

Omitiendo los resultados de los análisis 4 y 12 se puede ver que las concentraciones que se obtuvieron son constantes y se encuentran por debajo de 5 mg/L. La concentración más baja fue de 0.19 mg/L y la más alta fue de 8 mg/L.

La gráfica 4.10 presenta las eficiencias que se obtuvieron en esta fase. Solo se obtuvo un valor del 99 %, que correspondió al análisis 2, después de éste valor, la eficiencia disminuyó y se mantuvo dentro del intervalo de 30 al 70 %, con un promedio del 50 %.



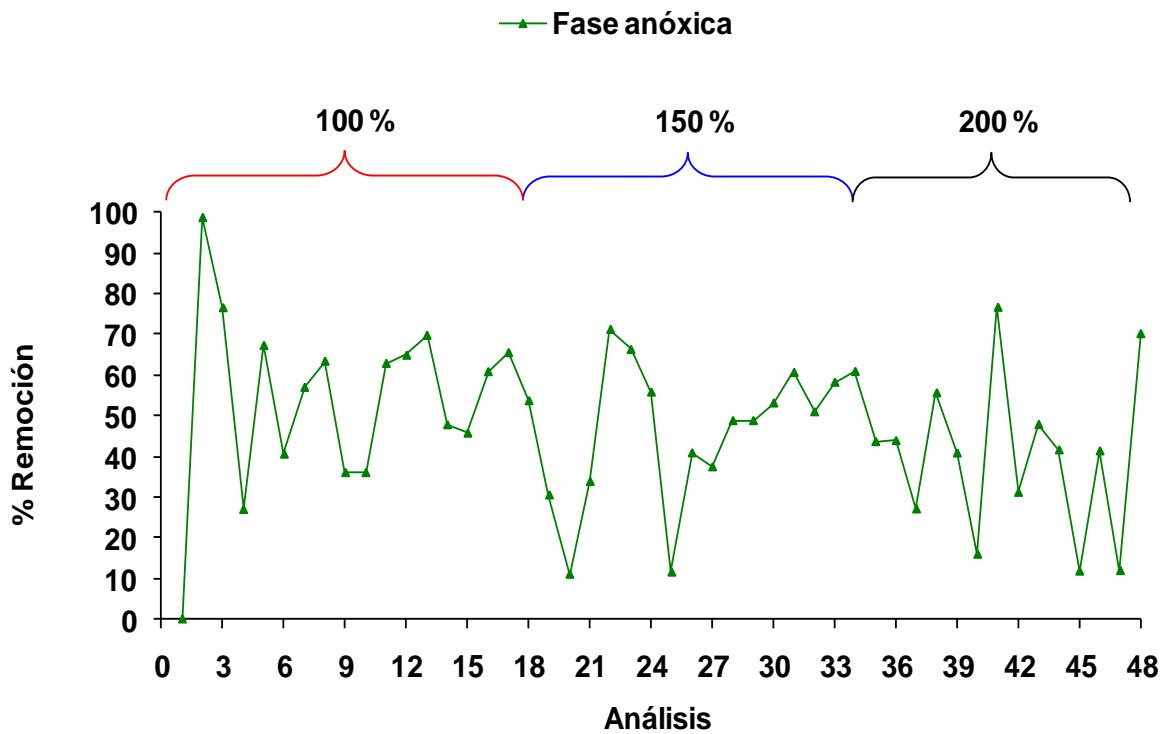
**Gráfica 4.9** Comportamiento de la concentración de nitratos en el influente, efluente de la fase anóxica y efluente general a diferentes tasas de recirculación.

### Efluente general

La concentración promedio que se obtuvo bajo estas condiciones fue de 10 mg/L. El valor más bajo fue de 2 mg/L, mientras que la concentración más alta fue de 23 mg/L.

La concentración de nitratos en el efluente muestra un comportamiento variable durante los primeros análisis, sin embargo, se observa una tendencia decreciente y que se mantuvo hasta el análisis 11, durante este mismo intervalo de tiempo la gráfica 4.8 muestra que las eficiencias en la remoción de nitrógeno amoniacal no fueron constantes, este hecho generó que la concentración de nitratos en el efluente de la fase aerobia fuera baja.

Como resultado del incremento en la concentración de nitrógeno amoniacal en el influente, la producción de nitratos se incrementó hasta alcanzar una concentración máxima de 21 mg/L (análisis 11), esto favoreció el crecimiento de la biopelícula en el soporte sintético y como consecuencia de ello las eficiencias del proceso de desnitrificación se vieron favorecidas.



**Gráfica 4.10** Porcentajes de remoción de nitratos en el reactor anóxico

### 5.6.2 Recirculación del 150%

#### Influente

Durante las primeras semanas en que se trabajó bajo estas condiciones (análisis 21 al 28) la concentración de nitratos en la recirculación interna estuvo por debajo de 7.6 mg/L, esto porque el proceso de nitrificación se vio afectado por la presencia de bacterias filamentosas en el reactor aerobio. Después de este periodo de inestabilidad, la concentración de nitratos en el agua recirculada proveniente del reactor aerobio aumento como resultado de la oxidación de las altas concentraciones de nitrógeno amoniacal a nitratos, esto contribuyó a que se incrementaran los nitratos en el influente del reactor anóxico.



## **Efluente de la fase anóxica**

Durante las primeras semanas la concentración de nitratos en el influente del reactor anóxico se mantuvo dentro del intervalo de 3.5 a 9.5 mg/L (Determinada con la ecuación 3.36) y en el efluente estuvo por debajo de 5 mg/L. La gráfica 4.10 muestra los porcentajes de remoción que se obtuvieron durante este periodo, éstos fueron en general muy variables, la eficiencia más alta fue de 71 % y la menor fue de 12 %. Esta misma gráfica muestra que a partir del análisis 26 las eficiencias se incrementaron hasta alcanzar porcentajes de remoción de 61 %, posteriormente las eficiencias obtenidas fueron constantes, este comportamiento responde a la estabilidad en la concentración de materia orgánica en el influente y a la del proceso de nitrificación.

## **Efluente general**

Desde que inició esta etapa, análisis 21 hasta el 28 los nitratos estuvieron por abajo de los 10 mg/L, después de este intervalo la concentración se incrementó hasta alcanzar un valor de 34.3 mg/L.

La causa por la que se obtuvieron valores de nitratos menores a 10 mg/L en el inicio se debe principalmente a que la tasa de desnitrificación en el reactor anóxico fue alta y a que las concentraciones de nitrógeno amoniacal en el influente se encontraron por abajo del promedio típico en aguas residuales municipales, otra de las razones es que la concentración de nitratos en el agua recirculada se mantuvo menor a 10 mg/L (ver puntos 21 al 28).

### **4.5.6.3 Recirculación del 200%**

#### **Influente**

La concentración promedio obtenida fue de 6 mg/L, y una desviación estándar de 2 mg/L. La concentración máxima de nitratos que se obtuvo en el influente durante esta etapa de experimentación fue de 11 mg/L. La concentración mínima que se registró fue de 4.1 mg/L (análisis 42).

#### **Efluente de la fase anóxica**

La concentración más alta fue de 6.4 mg/L y la mínima fue de 1.6 mg/L. Estas concentraciones se obtuvieron en los análisis 36 y 48, respectivamente. La concentración media fue de 3.7 mg/L, con una desviación estándar de 1.6 mg/L.

Durante este periodo los porcentajes de remoción de nitratos más altos fueron de 77% y 70% (análisis 41 y 48).

La gráfica 4.10 muestra que durante esta etapa se presentó una gran variabilidad en los porcentajes de remoción de nitratos, una de las razones importantes es que la fuente de carbono ( $\text{DBO}_5$ ) en el influente disminuyó y provocó que no existiera una fuente de carbono que es indispensable en el proceso de desnitrificación, aunado a esto, las concentraciones de oxígeno disuelto en el agua recirculada fueron mayores a 1 mg/L e inhibieron la desnitrificación.

Investigaciones previas han demostrado que la tasa de desnitrificación está directamente relacionada a la relación  $\text{DBO}_5/\text{NT}$  en el agua residual, obteniéndose mayores porcentajes de remoción de NT a medida que esta relación aumenta.<sup>4,47</sup>

Zhao (2008) obtuvo porcentajes de remoción de nitrógeno total de 43.6% con una relación de  $\text{DBO}_5/\text{NT}$  2.8 y esta eficiencia aumento a 80.8% cuando la relación se incrementó a 5.7,<sup>4,47</sup> este comportamiento explica porque los porcentajes de remoción de nitratos en el trabajo actual disminuyeron a medida que la relación  $\text{DQO}_T/\text{NT}$  fue menor, las eficiencias fueron de 53%, 46% y 41%, con una relación de 5, 2.5 y 2.6.

De forma general los resultados presentados muestran que la capacidad de remoción de nitratos está en función de la carga orgánica, cantidad de nitratos que entran al sistema, concentración de microorganismos en el reactor anóxico y oxígeno disuelto. La ausencia de la concentración de oxígeno en el agua recirculada es una variable muy importante que se debe controlar para que no interfiera en la desnitrificación, por lo que durante la parte experimental esta fue una variable que afectó negativamente la tasa de desnitrificación.

### **Efluente general**

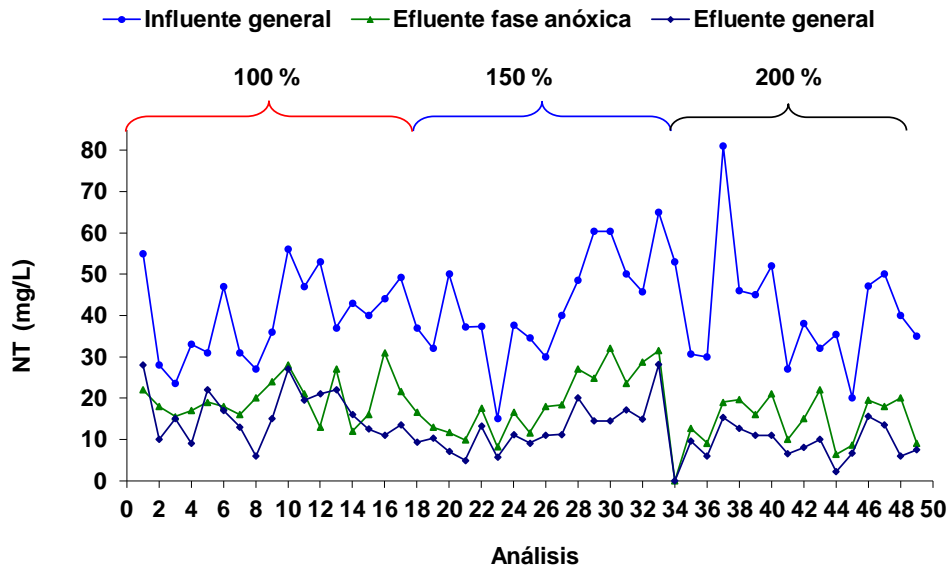
La concentración máxima de nitratos en el efluente del proceso fue de 14 mg/L (análisis 36) y la mínima de 3.7 mg/L (análisis 42) con una concentración media de 7.7 mg/L.

Con la recirculación interna de agua tratada de 200% se logró que el 81% de los resultados de nitratos en el efluente del proceso se fueran menores a 10 mg/L y el 43% abajo de 6 mg/L.

### **4.5.7 Nitrógeno Total**

La gráfica 4.11 presenta el comportamiento de las concentraciones de nitrógeno total en el influente y en el efluente de la fase anóxica y del proceso. En la gráfica 4.12 se presentan

los porcentajes de remoción logrados en cada etapa. En la tabla 4.4 se presentaron las concentraciones promedio que se obtuvieron en el influente a diferentes tasas de recirculación y el número total de análisis que se realizaron.



**Gráfica 4.11** Comportamiento de la concentración de nitrógeno total en el influente, efluente de la fase anóxica y efluente general a diferentes tasas de recirculación

#### 4.5.7.1 Recirculación del 100%

##### Influente

Las concentraciones se registraron dentro del intervalo 23.5 mg/L y 56 mg/L. El valor medio durante esta etapa en el influente fue de 39.8 mg/L, con una desviación estándar de 10 mg/L y un coeficiente de variación de 25%.

El 100% de los resultados obtenidos en el influente de la planta de tratamiento se encuentran dentro del intervalo recomendado para aguas residuales municipales, el intervalo recomendando es de 20 a 70 mg/L.<sup>20</sup>

##### Efluente de la fase anóxica

La concentración promedio de nitrógeno total fue de 19.8 mg/L, los valores mínimo y máximo fueron de 12 mg/L y 31 mg/L, respectivamente. Se obtuvo una desviación estándar de 5 mg/L y un coeficiente de variación de 26%.

Durante los primeros análisis la concentración de nitrógeno total en el efluente de la fase anóxica permaneció estable, sin embargo, a partir del análisis 10 se registró una variación ocasionada por las diferencias del nitrógeno total en el influente del sistema y a las bajas concentraciones de microorganismos en la fase anóxica.

### **Efluente general**

La concentración promedio en el efluente del proceso fue de 15.9 mg/L, el valor mínimo registrado durante este periodo fue de 6 mg/L (análisis 8), posteriormente se incrementó hasta alcanzar un valor máximo de 27 mg/L (análisis 10). Se obtuvo una desviación estándar de 6 mg/L.

A partir del análisis 11 la concentración de nitrógeno total en el efluente del proceso descendió y se mantuvo así hasta que finalizó la prueba.

La gráfica 4.12 corrobora lo que se describió en el párrafo anterior, al presentar que la eficiencia en la nitrificación se hizo constante a partir del análisis 11, esto coincide con el momento en que la concentración de DBO<sub>5</sub> que entra en el reactor aerobio estuvo por debajo de 60 mg/L.

Las eficiencias en el sistema fueron del 48 % en la fase anóxica y el 60% en la fase aerobia (efluente general), la concentración promedio de NT en el efluente del proceso (16 mg/l) no cumple con el límite establecido en NOM-001-SEMARNAT-1996 (15 mg/L).

#### **4.5.7.2 Recirculación del 150%**

### **Influente**

Las concentraciones de nitrógeno total estuvieron dentro del intervalo de 15 y 65 mg/L, con una concentración media de 44 mg/L y una desviación estándar de 13 mg/L

Como puede observarse en la gráfica 4.11, las concentraciones obtenidas en el influente fueron muy variables, la razón por la cual existe una gran diferencia en las concentraciones de NT es que como ya se mencionó, esta prueba comprendió la temporada de lluvias e inició la temporada de estiaje.

### **Efluente de la fase anóxica**

Las concentraciones del efluente permanecieron estables hasta el análisis 26, posteriormente el NT se incrementó hasta alcanzar como máximo 36 mg/L (análisis 34).

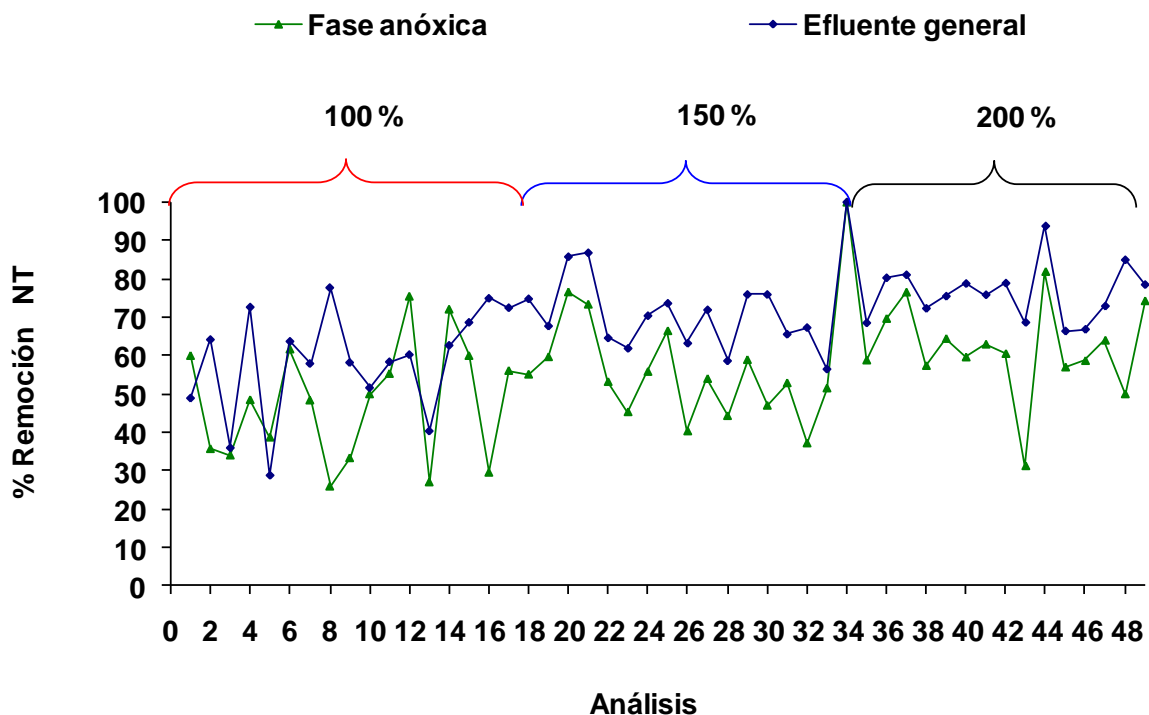
Este aumento fue consecuencia de las altas concentraciones de NT que se presentaron en el agua residual municipal en el influente.

A pesar de los altos valores de NT registrados en el efluente de la fase anóxica, la concentración promedio fue de 20 mg/L y la desviación estándar fue de 5 mg/L. Estas concentraciones permitieron que la eficiencia promedio obtenida en esta fase fuera de 54%.

### Efluente general

Omitiendo el resultado obtenido en el análisis 22, la concentración se mantuvo menor a 10 mg/L durante los primeros 8 análisis (Análisis 20 al 27), después de este intervalo la concentración de NT se incrementó hasta alcanzar un valor máximo de 28.2 mg/L en el análisis 33.

Durante esta etapa la concentración de NT en el efluente estuvo por debajo de 15 mg/L, a partir del análisis 28 los valores en el influente fueron más altos y como consecuencia los valores de NT en el efluente también aumentaron, sin embargo, este incremento no afectó significativamente los porcentajes de remoción. La eficiencia promedio fue de 72 % y la concentración promedio fue de 12 mg/L. Es importante hacer mención que el 81% de las concentraciones obtenidas fueron menores a 15 mg/L y por consiguiente cumplen con los límites establecidos en la NOM-001-SEMARNAT-1996.



**Gráfica 4.12** Porcentajes de remoción de nitrógeno total en el efluente de la fase anóxica y efluente general a diferentes tasas de recirculación

Durante los análisis 26 al 33, el factor limitante en la remoción de NT fue la fuente de carbono, los resultados obtenidos muestran que la configuración del proceso biológico propuesto permite alcanzar concentraciones de NT menores a las establecidas en la normatividad aún con concentraciones limitadas de la fuente de carbono.

#### **4.5.7.3 Recirculación del 200%**

##### **Influyente**

Descartando el resultado obtenido en el análisis 40, se puede ver que los demás valores se encuentran dentro del rango esperado en aguas residuales municipales, sin embargo, la diferencia entre ellos es grande, así, entre la concentración mayor y la menor, existe una diferencia de 41 mg/L. La concentración media obtenida durante esta parte experimental fue de 41 mg/L con una desviación estándar de 14 mg/L. Las concentraciones mínima y máxima fueron 20 y 81 mg/L, respectivamente.

##### **Efluente de la fase anóxica**

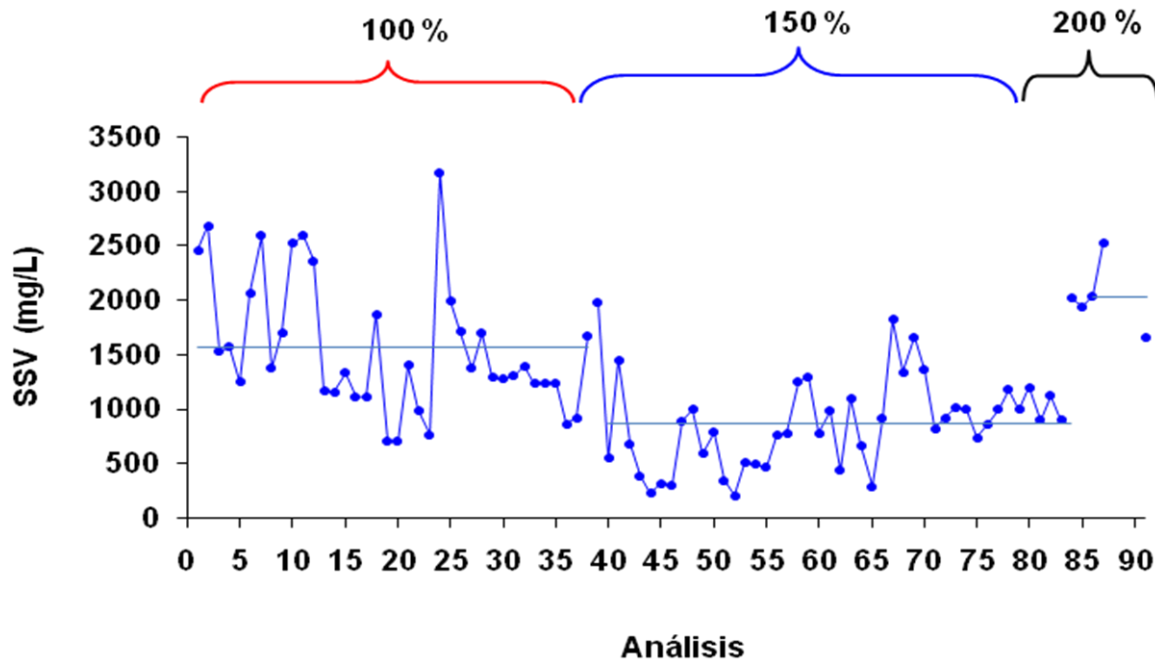
A pesar de las variaciones en el influente, las concentraciones de NT obtenidas en el efluente de la fase anóxica fueron estables, esto es un reflejo de que la concentración de microorganismos, materia orgánica y nitratos en el reactor anóxico fueron adecuados y favorecieron el proceso de desnitrificación. Durante este periodo la concentración más baja que se registró fue de 6.4 mg/L (análisis 44), mientras que la más alta fue de 22 mg/L (análisis 43), con una concentración media de 15.1 mg/L. La desviación estándar fue de 5 mg/L. La eficiencia obtenida durante esta etapa fue del 62 %.

##### **Efluente general**

Las concentraciones más altas fueron de 15.3 y de 15.6 mg/L registradas en los análisis 37 y 46 respectivamente. Todos los resultados cumplen con el límite máximo permisible establecidos en la NOM 001 SEMARNAT 1995 para cuerpos receptores clase C (15 mg/L). La concentración promedio fue de 9.4 mg/L. La desviación estándar que se obtuvo fue de 4 mg/L y la eficiencia promedio fue del 76%. Los resultados que se obtuvieron bajo estas condiciones de operación permitieron alcanzar las eficiencias más altas de todo el experimento.

#### 4.5.8 Sólidos suspendidos volátiles en el reactor aerobio

Como se estableció en la metodología, al iniciar el experimento se inocularon 4 litros de lodos activados procedentes del reactor aerobio de la PTARM del IMTA, ésta concentración fue disminuyendo durante el experimento como resultado de las bajas concentraciones de la DBO<sub>5</sub> y de nitrógeno amoniacal que estuvo llegando al reactor aerobio.



**Gráfica 4.13** Concentración de SSV en el reactor aerobio

Al incrementar la tasa de recirculación de agua tratada al 150% se registraron las concentraciones de SSV más bajas en el reactor aerobio (análisis 40-55), esto ocasionó que las eficiencias en la remoción de nitrógeno amoniacal fueran afectadas negativamente, posteriormente, la concentración de SSV se incrementó hasta alcanzar concentraciones de 1820 mg/L (análisis 67).

Los experimentos realizados con una tasa de recirculación del 200% se desarrollaron en época de lluvias, debido a la dilución que se presentó de forma natural y por la recirculación de agua tratada, la concentración de SSVLM se vio afectada y fue necesario adicionar microorganismos al reactor biológico para mantener una concentración de microorganismos mayor a 1000 mg/L, esto permite creer que la producción de SSV no fue suficiente para mantener la concentración de SSV en el reactor aerobio.

Las concentraciones promedio de sólidos suspendidos volátiles en el reactor aerobio fueron de 1563, 873 y 2036 mg/L, para tasas de recirculación de 100%, 150% y 200%, respectivamente.

#### 4.5.9 Tasa de remoción volumétrica de nitratos (TRVN)

La tasa de remoción volumétrica de nitratos se determinó con la ecuación 3.37. La tasa de desnitrificación volumétrica de nitratos (promedio) que se obtuvo durante la experimentación se presenta en la tabla 4.7.

En la tabla 4.7 se puede observar que la tasa de desnitrificación volumétrica de nitratos más alta se registró durante los experimentos realizados con una tasa de recirculación de 150%, las causas a las que se atribuye este comportamiento son dos; la primera es que las concentraciones de nitrógeno amoniacal en el influente fue mayor a las que habitualmente se habían registrado (análisis 29 al 34) y a que la concentración de la materia orgánica (DBO<sub>5</sub>) fue muy constante (análisis 18 al 26).

**Tabla 4.7** Resultados obtenidos de la tasa de remoción volumétrica de nitratos en el sistema biológico propuesto.

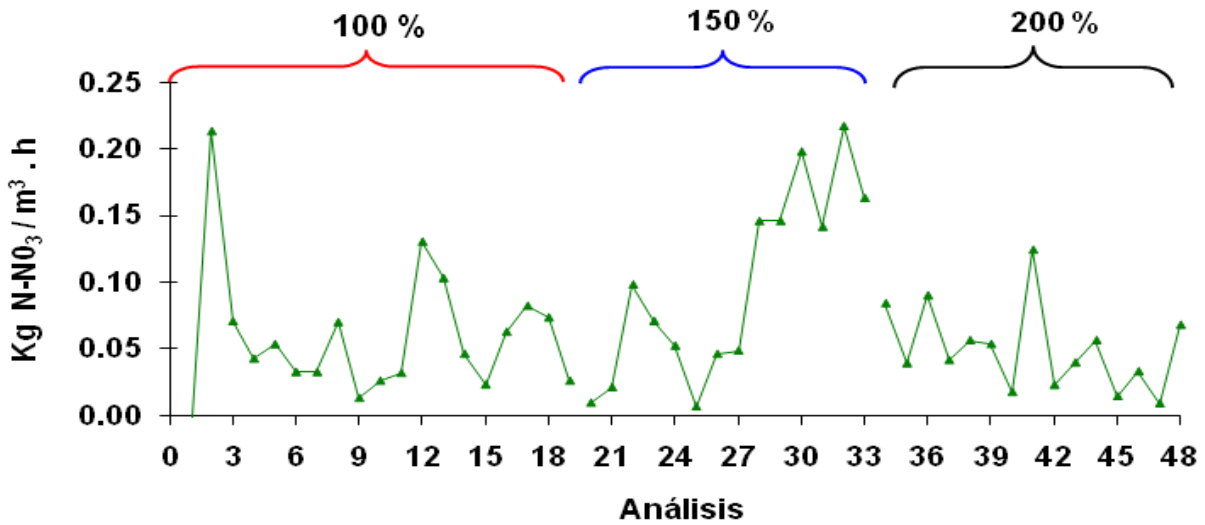
Tasa de recirculación	Carga kg N-NO <sub>3</sub> m <sup>-3</sup> d <sup>-1</sup>	HRT (hr)	Volumen reactor L	Tasa de remoción volumétrica de nitratos kg N-NO <sub>3</sub> m <sup>-3</sup> d <sup>-1</sup>	% de Remoción	C/N
100%	0.10	1.5	10	0.06	60	5
150%	0.20	1.2		0.10	50	2.6
200%	0.15	1		0.05	42	2.5

Omitiendo el resultado del análisis 2, la gráfica 4.14 muestra que la tasa de desnitrificación volumétrica más alta fue de 0.22 kg N-NO<sub>3</sub>/m<sup>3</sup>.h, se alcanzó cuando la tasa de recirculación fue de 150 % y la concentración de DBO<sub>5</sub> en el agua residual cruda se mantuvo constante aproximadamente en 100 mg/L.

Este comportamiento confirma que la configuración propuesta permite incrementar la tasa de remoción volumétrica de nitratos cuando la fuente de carbono es suficiente.

Las tasas de desnitrificación volumétrica reportadas en otras investigaciones se muestran en la tabla 4.8. Con excepción del primer dato (0.7 kg N-NO<sub>3</sub>/m<sup>3</sup>.h) las tasas promedio de remoción volumétrica alcanzados en el presente trabajo son iguales o mayores a las reportadas.





Gráfica 4.14 Tasa de remoción volumétrica de nitratos durante el experimento.

Tabla 4.8 Resultados de la tasa de remoción volumétrica de nitratos en diferentes sistemas biológicos

Proceso biológico utilizado	Carga kg N-NO <sub>3</sub> / m <sup>3</sup> d <sup>-1</sup>	HRT (hr)	Volumen reactor L	Tasa de remoción volumétrica de nitratos kg N-NO <sub>3</sub> /m <sup>3</sup> d <sup>-1</sup>	C/N	% de remoción	Ref
Filtro sumergido	0.8	0.32	1.3	0.7		62	22
UASB	0.09	3.5	100	0.06		67	22
UASB	0.04	5.5	100	0.03		75	22
Filtros empacados Anóxico - aerobio	0.069	2.7	1.6	0.07	3	100	35
	0.020	1.6		0.02		100	

#### 4.5.10 Tasa de nitrificación específica (TNE)

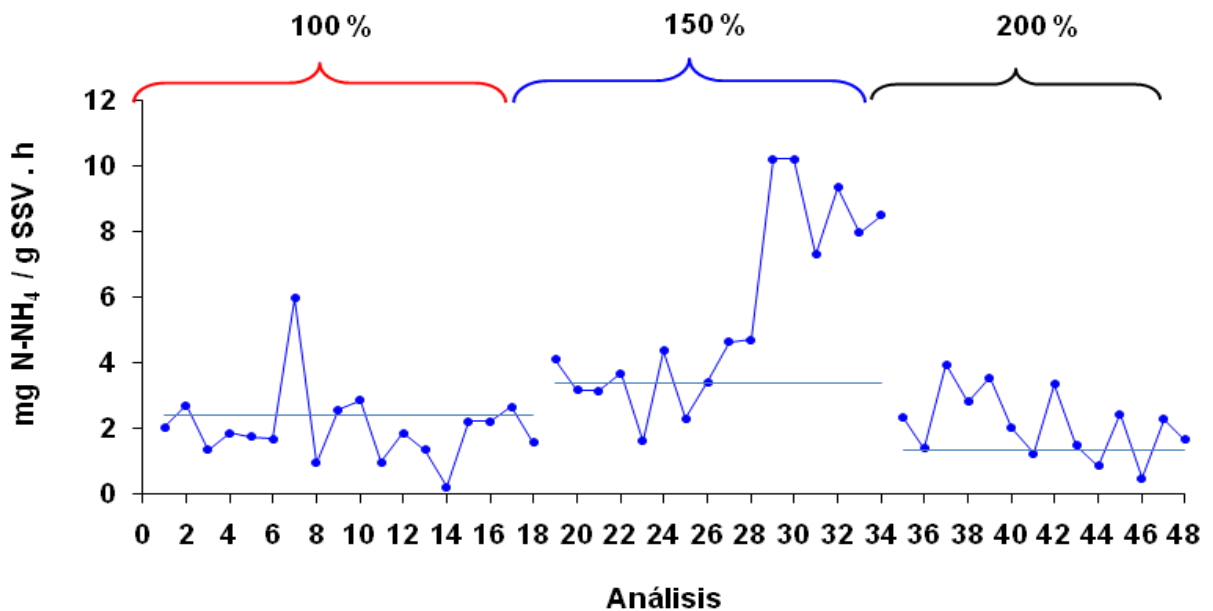
La gráfica 4.15 presenta las tasas de nitrificación que se obtuvieron durante las tres etapas de experimentación, éstas se determinaron con la ecuación 3.38 presentada en la metodología.

Las tasas de nitrificación más altas fueron de 10.2 mg NH<sub>4</sub>/ g SSV. h, éstas se alcanzaron al final de la segunda etapa cuando la tasa de recirculación de agua tratada fue de 150%.

A pesar de que la concentración de nitrógeno amoniacal en el influente durante los análisis 28 al 33 se incrementó, el sistema nitrificó totalmente y las eficiencias durante este intervalo fueron del 89 al 99%.

La tasa de nitrificación específica promedio obtenida en el trabajo actual se mantuvo dentro del intervalo de las reportadas en la bibliografía, sin embargo, se alcanzaron valores mayores cuando la tasa de recirculación fue de 150 %.

Las tasas de nitrificación específica promedio que se obtuvieron durante el presente trabajo se muestran en la tabla 4.9.



**Gráfica 4.15** Tasas de nitrificación específica obtenidas en el experimento.

**Tabla 4.9** Resultados de la tasa de nitrificación específica (TNE)

Tasa de recirculación	Tasa de nitrificación específica (mg NH <sub>4</sub> / g SSV . h)	Concentración de N-NH <sub>4</sub> en el efluente	
100 %	2.1	2.4	mg/L de N-NH <sub>4</sub>
150 %	5.6	3.2	mg/L de N-NH <sub>4</sub>
200 %	1.6	1	mg/L de N-NH <sub>4</sub>

Las tasas de nitrificación específicas reportadas en otros trabajos son de 1.9 mg NH<sub>4</sub>/ g SSV . h (sistema convencional), 4.1 mg NH<sub>4</sub>/ g SSV . h en un sistema biológico compuesto de un reactor de lecho fluidizado con biomasa fija (MBBR) seguido de un reactor de mezcla completa, cabe mencionar que en este sistema se realizaba una purga de lodos del efluente

del MBBR para favorecer el crecimiento de microorganismos nitrificantes en el segundo. 8.1 mg NH<sub>4</sub>/ g SSV. h en un proceso biológico compuesto de un reactor de lecho fluidizado con biomasa fija (MBBR) seguido de un sedimentador y después un reactor de mezcla completa.<sup>28</sup>

## 4.6 Resultados del análisis estadístico

### 4.6.1 Nitrógeno total

La tabla 4.10 presenta el número de experimentos que se realizaron, los niveles de la variable independiente (tasa de recirculación de agua tratada) y los resultados de la variable dependiente (% de remoción de nitrógeno total)

**Tabla 4.10** Total de experimentos realizados, niveles de tratamiento y porcentajes de recuperación de nitrógeno total

Experimento	Niveles			
	100%	150%	200%	Totales
1	49	68	69	
2	64	86	80	
3	36	87	81	
4	73	65	72	
5	29	62	76	
6	64	70	79	
7	58	74	76	
8	78	63	79	
9	58	72	69	
10	52	59	94	
11	59	76	67	
12	60	76	67	
13	41	66	73	
14	63	67	85	
15	69	57	79	
16	75	74		
17	73			
18	75			
Totales	1076	1122	1146	3344
Promedio	60	70	76	69

Sustituyendo los valores en las ecuaciones 3.36, 3.37 y 3.38 presentadas en la metodología

Suma de cuadrados totales

$$SS_T = \sum_{i=1}^a \sum_{j=1}^n y_{ij}^2 - \frac{(\sum y_{ij})^2}{N}$$

$$SS_T = (49)^2 + (64)^2 + (36)^2 + \dots\dots\dots(85)^2 + (79)^2 - \frac{(376)^2}{49} = 7535$$

Suma de cuadrados entre tratamientos

$$SS_{Tratamientos} = \sum_{i=1}^a \frac{y_i^2}{n_i} - \frac{(\sum y_{ij})^2}{N}$$

$$SS_{Tratamientos} = \left[ \frac{(1076)^2}{18} + \frac{(1122)^2}{16} + \frac{(1146)^2}{15} \right] - \frac{(376)^2}{49} = 2345$$

La suma de cuadrados del error

$$SS_E = SS_T - SS_{Tratamientos}$$

$$SS_E = 7535 - 2345 = 5190$$

La media de cuadrados entre tratamientos ( $MS_{Tratamientos}$ ) y dentro de los tratamientos ( $MS_E$ ) se determina con la ecuación 3.42 y ecuación 3.43 establecidas en el capítulo 3.

$$MS_{Tratamientos} = \frac{SS_{Tratamientos}}{a - 1}$$

Sustitución

$$MS_{Tratamientos} = \frac{2345}{3 - 1} = 1172$$

$$MS_E = \frac{SS_E}{N - a}$$

Sustitución

$$MS_E = \frac{5190}{49 - 3} = 113$$

$$F_o = \frac{MS_{Tratamientos}}{MS_E}$$

Sustitución

$$F_o = \frac{1172}{113} = 10.4$$

El valor de  $F_o$  es mayor a los valores del modelo estadístico  $F_{\alpha, a-1, N-a}$  (ver tablas anexo 2). Donde  $F_{\alpha, a-1, N-a}$  es el valor del modelo estadístico con una probabilidad de  $(1 - \alpha)$  y “ $a - 1$ ” y “ $N - a$ ” grados de libertad,  $\alpha$  es el nivel de significancia.

La tabla 4.11 presenta los resultados obtenidos del análisis, en ella se puede ver que el valor de  $F_o$  es mayor al que presenta el modelo de referencia con niveles de significancia ( $\alpha$ ) de 0.01, 0.05 y 0.1. De acuerdo a lo que se estableció en la metodología se rechaza la hipótesis nula ( $H_o$ ) si  $F_o > F_{\alpha, a-1, N-a}$  y podemos deducir que bajo las condiciones en que se desarrolló el experimento la tasa de recirculación de agua tratada tiene efecto en la remoción de nitrógeno total.

**Tabla 4.11** Análisis de varianza para nitrógeno total utilizando el modelo de efectos fijos unifactorial

Fuente de variación	Suma de cuadrados	Grados de libertad	Media de cuadrados	$F_o$	$F_{\alpha, a-1, N-a}$		
					$\alpha = 0.01$	$\alpha = 0.05$	$\alpha = 0.1$
Entre tratamientos	2345	2	1172	<b>10.4</b>	5.2	3.3	2.5
Error (dentro de tratamientos)	5190	46	113				
Total	7535	48					

#### 4.6.2 Nitratos

La tabla 4.12 presenta el número de experimentos que se realizaron, los niveles de la variable independiente (tasa de recirculación de agua tratada) y los resultados de la variable dependiente (% de remoción de nitrógeno total)

**Tabla 4.12** Total de experimentos realizados, niveles de tratamiento y porcentajes de recuperación de nitratos.

Experimento	Niveles			
	100%	150%	200%	Totales
1	0	11	61	
2	99	34	44	
3	77	71	44	
4	27	66	27	
5	67	56	56	
6	41	12	41	
7	57	41	16	
8	63	37	77	
9	36	49	31	
10	36	49	48	
11	63	53	42	
12	65	61	12	
13	70	51	41	
14	48	58	12	
15	46		70	
16	61			
17	66			
18	54			
19	31			
<b>Totales</b>	<b>1007</b>	<b>649</b>	<b>622</b>	<b>2278</b>
<b>Promedio</b>	<b>53</b>	<b>46</b>	<b>41</b>	<b>47</b>

Sustituyendo los valores en las ecuaciones 3.36, 3.37 y 3.38 presentadas en la metodología

#### Suma de Cuadrados Totales

$$SS_T = \sum_{i=1}^a \sum_{j=1}^n y_{ij}^2 - \frac{(\sum y_{ij})^2}{N}$$

$$SS_T = (0)^2 + (99)^2 + (77)^2 + \dots + (12)^2 + (70)^2 - \frac{(2278)^2}{48} = 19320$$

$$SS_{Tratamientos} = \sum_{i=1}^a \frac{y_i^2}{n_i} - \frac{(\sum y_i)^2}{N}$$

#### Sustitución

$$SS_{Tratamientos} = \left[ \frac{(1007)^2}{19} + \frac{(649)^2}{14} + \frac{(622)^2}{15} \right] - \frac{(2278)^2}{48} = 1139$$

La suma de cuadrados del error

$$SS_E = SS_T - SS_{Tratamientos}$$

Sustitución

$$SS_E = 19320 - 1139 = 18181$$

La media de cuadrados entre tratamientos ( $MS_{Tratamientos}$ ) y dentro de los tratamientos ( $MS_E$ ) se determina con la ecuación 3.42 y ecuación 3.43 establecidas en el capítulo 3.

$$MS_{Tratamientos} = \frac{SS_{Tratamientos}}{a - 1}$$

Sustitución

$$MS_{Tratamientos} = \frac{1139}{3 - 1} = 569$$

$$MS_E = \frac{SS_E}{N - a}$$

Sustitución

$$MS_E = \frac{18181}{48 - 3} = 404$$

$$F_O = \frac{MS_{Tratamientos}}{MS_E}$$

Sustitución

$$F_O = \frac{569}{404} = 1.4$$

A diferencia del valor de  $F_O$  obtenida con los porcentajes de remoción de nitrógeno total, el valor de  $F_O$  para el porcentaje de remoción de nitratos es menor a los valores del modelo estadístico  $F_{\alpha, a-1, N-a}$  (ver tabla 4.13). Donde  $F_{\alpha, a-1, N-a}$  es el valor del modelo estadístico con una probabilidad de  $(1 - \alpha)$  y "a - 1" y "N - a" grados de libertad,  $\alpha$  es el nivel de significancia.

La tabla 4.13 presenta los resultados obtenidos en el análisis de los porcentajes de remoción de nitratos, en ella se puede ver que el valor de  $F_o$  es menor al que presenta el modelo de referencia con niveles de significancia ( $\alpha$ ) de 0.01, 0.05 y 0.1. De acuerdo a lo que se estableció en la metodología; se rechaza la hipótesis nula ( $H_o$ ) si  $F_o > F_{\alpha, a-1, N-a}$ , por tanto podemos establecer que el aumento de la tasa de recirculación de agua tratada no incrementa la remoción de nitratos.

**Tabla 4.13** Análisis de varianza para nitratos utilizando el modelo de efectos fijos unifactorial

Fuente de variación	Suma de cuadrados	Grados de libertad	Media de cuadrados	$F_o$	$F_{\alpha, a-1, N-a}$		
					$\alpha=0.01$	$\alpha=0.05$	$\alpha=0.1$
Entre tratamientos	1139	2	569	<b>1.4</b>	5.2	3.3	2.5
Error (dentro de tratamientos)	18181	45	404				
Total	19320	47					

### 4.6.3 Evaluación del Modelo

#### % de remoción de nitrógeno total.

#### Gráficos de los residuos en función del tiempo

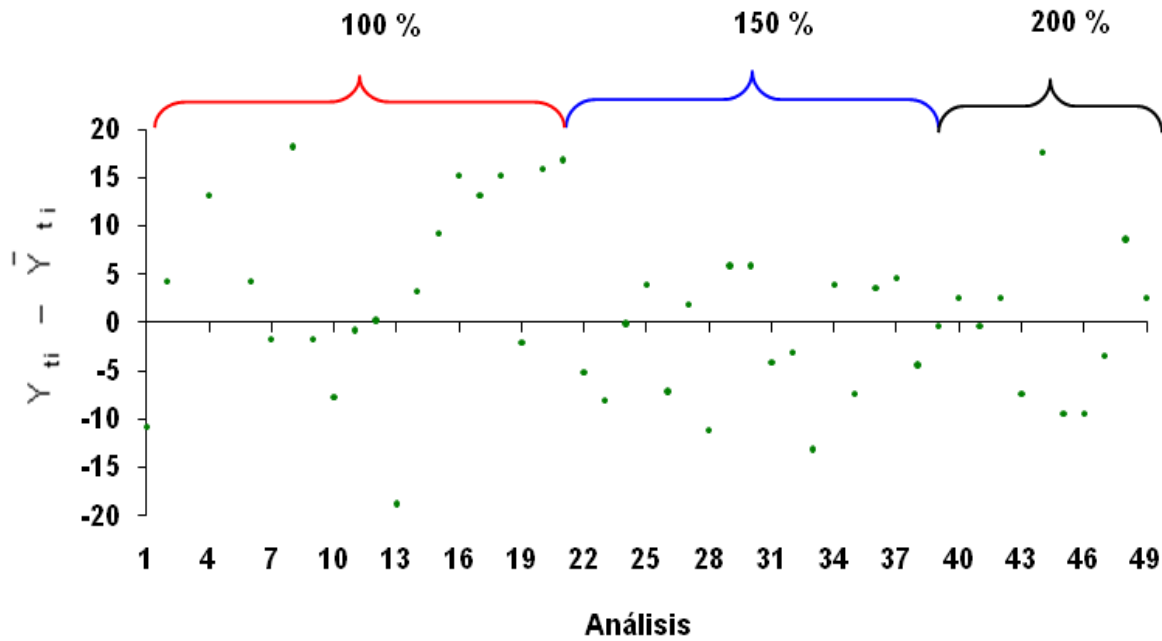
La gráfica 4.16 y gráfica 4.18 muestran que el error se distribuyó aleatoriamente alrededor de cero, lo que demuestra que el modelo que se utilizó es adecuado para el análisis estadístico.

Lo que sí cabe mencionar es que a partir del análisis 22 el error disminuyó y se mantuvo alrededor de 8.6 y -13 (omitiendo el punto registrado en el análisis 44), este comportamiento probablemente se debió a la estabilidad que alcanzó el sistema biológico.

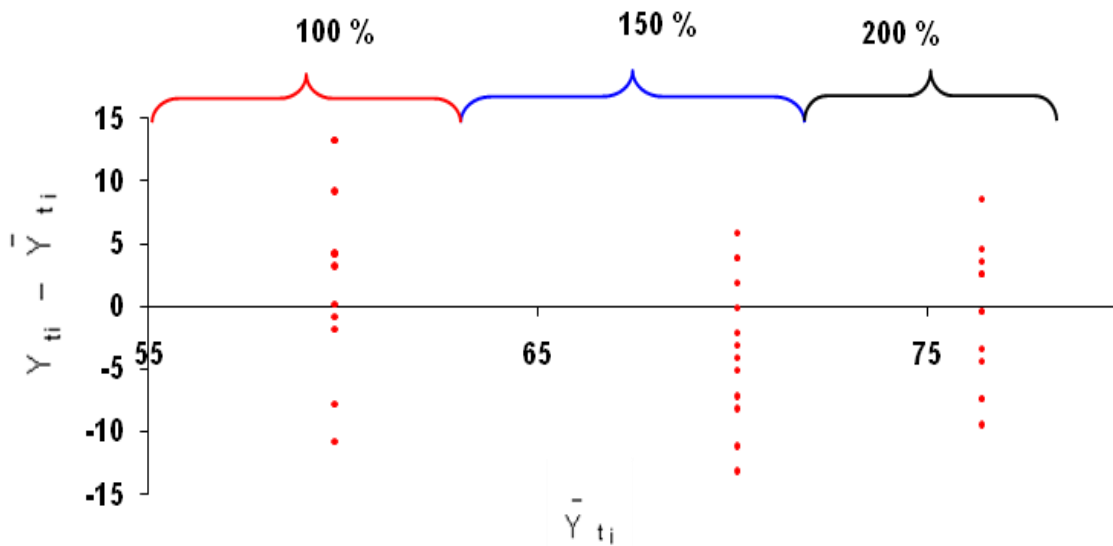
#### Relación entre el valor de los residuos y el valor esperado de la respuesta.

Las gráfica 4.17 y gráfica 4.19 presentan los residuos en función del valor esperado, estas gráficas permiten ver que los residuos se dispersan alrededor de 0 por lo que no hay razón para dudar del modelo.



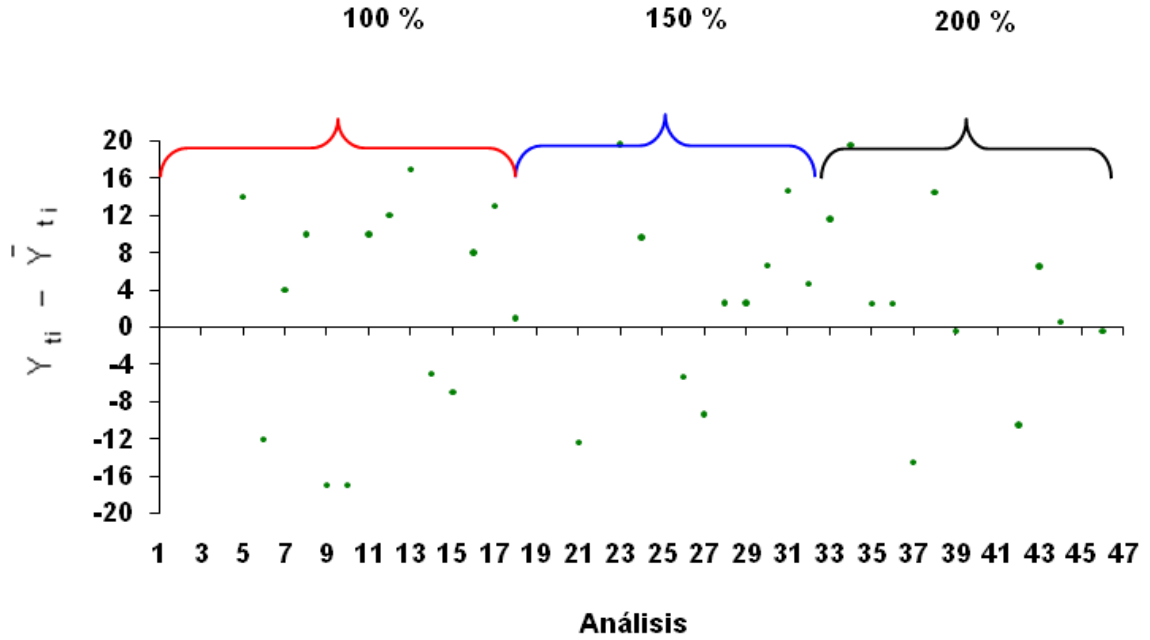


**Gráfica 4.16** Residuos obtenidos en la remoción de nitrógeno total en función del tiempo

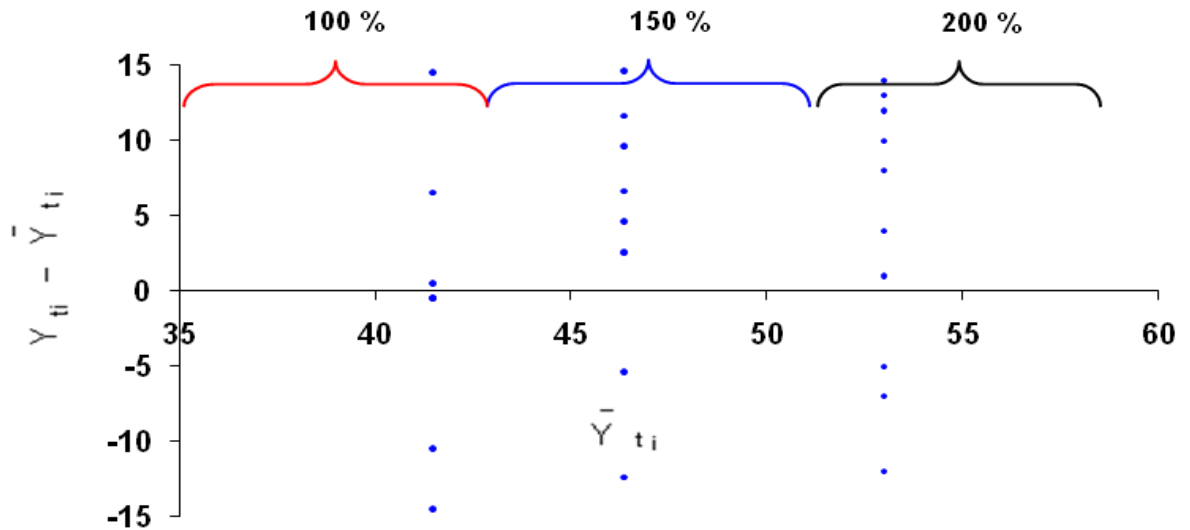


**Gráfica 4.17** Residuos obtenidos en la remoción de nitrógeno total contra el valor esperado

**% de remoción de nitratos**



**Gráfica 4.18** Residuos obtenidos en la remoción de nitratos en función del tiempo



**Gráfica 4.19** Residuos obtenidos en la remoción de nitratos vs el valor esperado.

## 5 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Las principales conclusiones que se obtuvieron durante el desarrollo de la tesis son las siguientes:

- La configuración del sistema biológico propuesto integrado de una fase anóxica en la que se mantiene la biomasa fija, seguido de una fase aerobia con la biomasa en suspensión permitió alcanzar porcentajes de remoción de 76% de NT, 91% de DBO<sub>5</sub> y 96% de N-NH<sub>4</sub>. Las concentraciones promedio en el efluente correspondientes a estas eficiencias fueron de 9 mg/L, 6 mg/L y 1 mg/L, respectivamente. Esta calidad de agua tratada cumple con los límites máximos permisibles establecidos en la NOM-001-SEMARNAT-1996. y la NOM-003 SEMARNAT1997 para los parámetros evaluados.
- Las condiciones de operación que permitieron alcanzar mayores remociones de nitrógeno total fueron las siguientes; La tasa de recirculación de agua tratada del sedimentador hacia la fase anóxica fue 200%, una tasa de recirculación de lodos activados hacia el reactor aerobio de 100%, un tiempo de retención hidráulico en el reactor anóxico de 1 h y en el reactor aerobio 2 h.
- Las tasas de remoción volumétrica de nitratos que se alcanzaron en el proceso biológico fueron de 0.22 kg N-NO<sub>3</sub>/m<sup>3</sup>.h con concentraciones de DBO<sub>5</sub> en el agua residual cruda de 100 mg/L, valores previos reportados son de 0.06, 0.03, 0.07, y 0.02 kg N-NO<sub>3</sub>/m<sup>3</sup>.h
- La mayor tasa de nitrificación específica que se logró obtener en el desarrollo del experimento fue de 10 mg N-NH<sub>4</sub>/g SSV · h, este valor se obtuvo trabajando con una tasa de recirculación de agua tratada de 150%. La tasa de nitrificación específica promedio fue de 5.6 mg N-NH<sub>4</sub>/g SSV · h, otras investigaciones reportan tasas de nitrificación específica dentro del intervalo de 1.9 a 8.1 N-NH<sub>4</sub>/g SSV.

- Los porcentajes de remoción de nitrógeno total fueron de 60%, 70% y 76% con una tasa de recirculación de 100%, 150% y 200%, las concentraciones promedio que se obtuvieron en el efluente del proceso fueron de 16 mg/L, 13 mg/L y 9 mg/L, en el orden respectivo. Cabe resaltar que la experimentación del funcionamiento del proceso biológico se desarrolló con concentraciones de  $DBO_5$  menores a las que están establecidas en la bibliografía como típicas de aguas residuales municipales, esto permite concluir que la configuración del proceso podría incrementar la remoción de NT con concentraciones de  $DBO_5$  mayores a las que se registraron en la planta.
- El mayor porcentaje de remoción de materia orgánica se obtuvo en el reactor anóxico ( 59 % ) y 41 % en el reactor aerobio, esto favoreció al establecimiento de microorganismos específicos en cada uno de los reactores y alcanzar altas tasas de remoción volumétricas de nitratos e incrementar la tasa de nitrificación específicas.
- De forma general los resultados presentados muestran que la capacidad de remoción de nitratos está en función de la carga orgánica, cantidad de nitratos producidos en el reactor aerobio, concentración de microorganismos en el reactor anóxico y oxígeno disuelto. La concentración de oxígeno interfiere en la desnitrificación, por lo que durante la parte experimental esta fue una variable que afectó negativamente la tasa de desnitrificación.
- Los porcentajes de remoción de nitratos disminuyeron a medida que la relación  $DQO_7/NT$  disminuyó, las eficiencias obtenidas fueron de 53%, 46% y 41%, cuando la relación  $DQO_7/NT$  fue de 5, 2.5 y 2.6, respectivamente. Los resultados obtenidos muestran que la configuración del proceso biológico propuesto permite alcanzar concentraciones de NT menores a las establecidas en la normatividad aun cuando las concentraciones de la fuente de carbono en el agua residual cruda es baja.
- Con respecto al análisis estadístico los resultados permiten concluir que la tasa de recirculación de agua tratada tiene aumento en los porcentajes de remoción del nitrógeno total.
- La configuración del sistema propuesto permite mantener el pH y el potencial de óxido reducción dentro de un intervalo adecuado para que el proceso de nitrificación y desnitrificación se realice eficientemente, los resultados obtenidos demuestran que el pH es inversamente proporcional a la tasa de recirculación de agua tratada y contrario a esto, el potencial de óxido reducción se incrementa.

## RECOMENDACIONES

- Con el objetivo de incrementar la tasa de desnitrificación en la fase anóxica es necesario evaluar otros soportes sintéticos que proporcionen una mayor área superficial.
- Uno de los problemas que se presentaron en el reactor anóxico fueron las altas concentración de oxígeno disuelto en el agua recirculada, esto ocasionó que la tasa de desnitrificación disminuyera, por lo que se recomienda mantener una concentración de oxígeno disuelto menor a 0.5 mg/ L
- La tasa de recirculación de agua tratada no puede mantenerse fija, esta deberá establecerse en función de la concentración de nitratos producidos en el reactor aerobio y de la cantidad de sustrato que llegué en el influente.
- Incluir en este sistema biológico una fase anaerobia para evaluar la posibilidad de eliminar simultáneamente fósforo y nitrógeno.
- Como una segunda etapa es conveniente realizar un diseño experimental para determinar el efecto del tiempo de retención hidráulico y evaluar el proceso biológico con concentraciones de  $DBO_5$  mayores a las que se registraron en la planta de tratamiento de aguas residuales del IMTA.

## REFERENCIAS

1. APHA, AWWA, WEF., (2000). Standard methods for the examination of water and wastewater, Washington, American Public Health Association. th ed., part 1060
2. Atlas, Ronald M., Bartha, R., (2002). Ecología Microbiana y Microbiología Ambiental. Ed. Pearson Addison Wesley. 4a. Edición.
3. Balku, S., (2007). Comparison between alternating aerobic-anoxic y conventional activated sludge systems. *Water Research*. 41: 2220-2228.
4. Carrera, J.M., (2001). Eliminación biológica de nitrógeno en un efluente con alta carga. Memoria que para obtener el grado de doctor por la Universidad Autónoma de Barcelona.
5. Cervantes, F., Carrillo, J., Pérez, J., (2000). Avances en la eliminación del nitrógeno de las aguas residuales. *Revista latinoamericana de microbiología*. 42: 73-82.
6. Chuang, S., Ouyang, C., Yuang, H., You, S., (1997). Effect of SRT y OD on nutrient removal in a combined as - biofilm process. *Water Science Technology*. 36 (12): 19-27.
7. Collí, J., Sugita, H., Yamaoka, M., Ruiz, H., (2002). Aireación intermitente para remoción biológica de nitrógeno en sistemas de tratamiento de aguas residuales de una sola etapa. XXXVIII Congreso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental FEMISCA. Cancún, México.
8. CONAGUA (2008). Estadísticas del Agua en México, 1a Edición, pp 86-90. Mexico D.F. México.
9. Correa, M., (2004). Remoción integrada de materia orgánica, fósforo y nitrógeno en un sistema de filtros (biofiltros) en serie anaerobio/anóxico/aerobio en condiciones dinámicas. *Revista facultad de ingeniería*. 31: 5 - 22.
10. Daigger, G.T., (1999). "Nutrient Removal Technologies/Alternatives for Small Communities," USEPA 6th National Drinking Water and Wastewater Treatment Technology Transfer Workshop, Kansas City, Missouri, August. 2-4.
11. Douglas C. Montgomery. (2000) "Diseño y análisis de experimento" Grupo editorial Iberoamérica, México, D.F.

12. Eutrophication and Health. (2002). World Health Organization Regional Office for Europe. Luxembourg: Office for Official Publications of the European Communities.
13. Falkentoft, C.M., Harremoës, P., Moesbeck, H., Wilderer, P., (2000) "Combined Denitrification and Phosphorus Removal in a Biofilter". *Water Science Technology*. 41: 493-501.
14. Garzón-Zúñiga M.A., González-Martínez, S. (1996). Biological phosphate and nitrogen removal in a biofilm sequencing batch reactor. *Water Science Technology*. 34(1-2): 293-301.
15. Garzón-Zúñiga M.A., González-Martínez S. (1993). Remoción de nitrógeno en un reactor de película fija que elimina fósforo. *Rev Mex Soc Biotec Bioing*. 3 (3/4):160-163.
16. Janssen, P. M., (1994). Operating experiences on two full-scale plants, retrofitted for biological phosphorus removal-nutrient removal from wastewaters. Technomic Publishing Company, Pennsylvania.
17. Jeyanayagam, Sam, (2005). The True Confessions of the Biological Nutrient Removal Process. *Florida Water Resources Journal*. 37-46.
18. Jiménez, B, E., Scola, I. (1990). Denitrification in a fluidized bed system using low cost material. *Environmental Technology*. 11: 409-420.
19. Madigan, M.T., Martinko, J.M., Parker J., (1998). *Biología de los microorganismos*. 8ª edición. Prentice Hall.
20. Metcalf y Eddy. (2001). "Wastewater Engineering. Treatment, Disposal, Reuse". Ed. Mc Graw Hill, Ed. EEUU.
21. Metcalf y Eddy. (2003). "Wastewater Engineering. Treatment, Disposal, Reuse". Ed. Mc Graw Hill, Ed. EEUU.
22. Morgan, J., Jiménez, B., Noyola, A. (1993). Anaerobic-anoxic-aerobic process with recycling and separated biomass for organic carbon and nitrogen removal from wastewater. *Environmental Technology*. 15: 233-243.
23. NMX AA 003-1980, "Aguas residuales-muestreo".
24. NOM 001 SEMARNAT-1996, "Que establece los límites máximos permisibles de contaminantes en las descargas de aguas residuales en aguas y bienes nacionales".
25. NOM 003 SEMARNAT-1997, "Que establece los límites máximos permisibles de contaminantes en las descargas de aguas residuales tratadas que se reusen en servicios al público".
26. Oehmen, A., Lemos, P. C., Carvalho, G., Yuan, Z., Kell, J., Blackall, L. L. y Reis, M. A. M. (2007). Advances in enhanced biological phosphorus removal: from micro to macro scale. *Water Research*. 41: 1763-1773.

27. Oldham, W. K., Rabinowitz, B., (2002). Development of biological nutrient removal technology in Western Canada. *Journal of Environmental Engineering Science*. 1: 33–43.
28. Parker, D. S., Rusten, B., Wien, A., Siljudalen, J.G.,(2002). A new process for enriching nitrifiers in activated sludge through separate heterotrophic wasting from biofilm carriers. *Water Environment Research*. 74(1): 6876.
29. Departamento de Servicios de Salud de California., (2006). Posibles efectos en la salud relacionados con nitratos y nitritos en agua de pozos privados. Programa de evaluación de monitoreo ambiental en aguas subterráneas.
30. Rama de Investigaciones de Salud Ambiental /Departamento de Servicios de Salud de California Ramothokang, T.R., Simelane, S.C., Bux, F. (2006). Biological nitrogen and phosphorus removal by filamentous bacteria in pure culture. *Water Institute of South Africa. Biennial Conference, Durban, South Africa.*
31. Randall, C. W., Barnard, J. L. & David, H. S. (1992) *Design and Retrofit of Wastewater Treatment Plants for Biological Nutrient Removal*. Technomic Publishing Company, Pennsylvania.
32. Reddy, M., (1998). "Biological and chemical systems for nutrient removal." *Water Environment Federation*.
33. Roels, J.A., (1983). *Energetics y kinetics in Biotechnology*. Elsevier Biomedical Press.
34. S.J.Pirt. Blackwe (1975), *Principles of Microbe y Cell Cultivation*, Scientific Publications. London.
- 35 Sinclair, C.G., Kristiansen, B., (1987). *Fermentation kinetics and modeling*. Taylor & Francis: New York.
36. Sinkjaer, O., Bogebjerg, P., H Grüttner,H., (1996). External and internal sources which inhibit the nitrification process in wastewater treatment. *Water Science Technology*. 33 (6): 57-66.
37. Song, K.,Cho J., Ahn K. (2008). Effects of internal recycling time mode and hydraulic retention time on biological nitrogen and phosphorus removal in a sequencing anoxic/anaerobic membrane bioreactor process. *Bioprocess Biosyst Eng*. 32: 135-142.
38. Su,J., Ouyang.,(1996). Nutrient removal using a combined process with activated sludge and fixed biofilm. *Water Science Technology*. 34 (1-2): 477-486.
39. Takizawa S., Aravinthan V., Fujita K.,(1996). Nitrogen removal from domestic wastewater using immobilized bacteria. *Water Science Technology*. 34 (1-2): 431-440.
40. Tanaka, S.,Suzuki, A.,( 2002). Removal of organics and nitrogen in sewage treatment using anoxic-aerobic recirculated filter. *Water Science Technology*. 46 (9): 309-314.

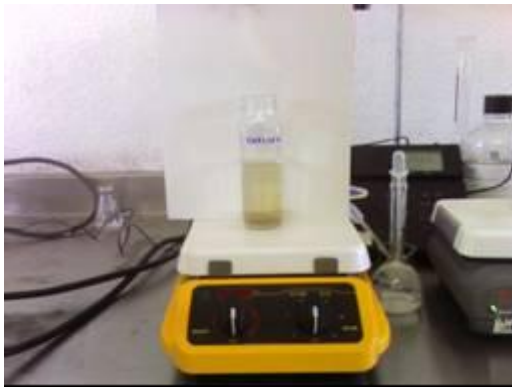


41. Tchobanoglous, G., (2000). Sistema de manejo de aguas residuales para núcleos pequeños y descentralizadas.
42. Thorn, M., Sorensson, F., (1996). Variation of nitrous oxide formation in the denitrification basin in a wastewater treatment plant with nitrogen removal. *Water Science Technology*. 30 (6): 1543-1547.
43. U.S. EPA (1999). Folleto informativo de tecnología de aguas residuales. Reactores Secuenciales por tandas. EPA 832-F-99-073. Washington, D.C. EEUU.
44. U.S. EPA (2006). Folleto informativo de tecnología de aguas residuales. Zanjas de oxidación. EPA 832-f-00-013. Washington, D.C. EEUU.
45. U.S. EPA (2007). Biological nutrient removal process y costs. EPA 823-R-07-002. Washington, D.C. EEUU.
46. U.S. EPA (2008). Emerging Technologies for Wastewater Treatment and In-Plant Wet Weather Management EPA 832-R-06-006. Washington, D.C. EEUU.
47. Valdivia, A., Gonzáles, S., Wilderer, P., (2003). Tratamiento de aguas residuales con biopelículas.
48. Villaverde, S., Lacalle, M.L., Garcia-Encina, P.A., y Fdz-Polanco, F. (2001). Nitrification-denitrification of UASB effluents highly loaded with nitrogen in an activated sludge reactor operated with short cycled aeration. *Water Science Technology*. 44 (4): 279-286.
49. Water Environmental Federation & American Society Of Civil Engineers (1998). Biological Chemical Systems For Nutrient Removal. Alexandria USA.
50. Weissenbacher, N., (2007). NO<sub>x</sub> monitoring of a simultaneous nitrifying-denitrifying (SND) activated sludge plant at different oxidation reduction potentials. *Water Research*. 41: 397-405.
51. Zhao, C. H., Peng, Y.Z., Wang, S.Y, Tang, X, G. (2008). Influence of Wastewater Composition on Biological Nutrient Removal in UniFed SBR Process. *Water Science Technology*. 58: 803-810.
52. Zweger, B., Arnold, E., Wilderer P.A. (2000). Nutrient Balances for Combined Nitrification and Denitrification in Biofilters. *Water Science Technology*. 4(4): 91-95.

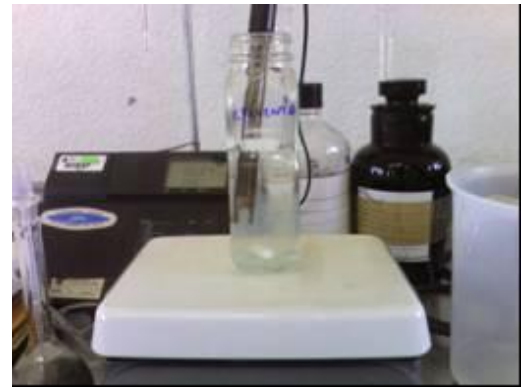
**Anexo 1** Determinación de la demanda química de oxígeno fácilmente biodegradable (DQOrb), demanda química de oxígeno soluble (DQO<sub>soluble</sub>) y la demanda bioquímica de oxígeno soluble (DBO<sub>5 soluble</sub>)

El método que se utilizó para determinar la DQO<sub>rb</sub> se encuentra en Metcalf y Eddy, 2003 pagina 672 y es el que se describe a continuación:

1. Se tomaron aproximadamente 500 mL de agua residual cruda que alimenta a la planta de tratamiento del IMTA y 500 mL de agua residual tratada (efluente del sedimentador)
2. Se midieron 100 mL de cada una de la muestras en un matraz volumétrico y se trasladaron a un frasco de vidrio de boca ancha.
3. Se agitaron las muestras vigorosamente durante 5 minutos, al finalizar este tiempo se adicionó 1 mL de ZnSO<sub>4</sub> al 10% y se mantuvieron durante 1 minuto en estas condiciones para favorecer el contacto entre el reactivo y la muestra.

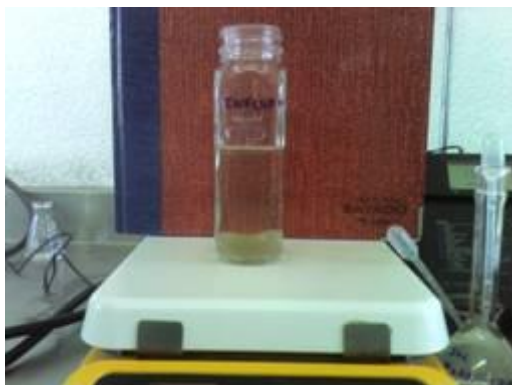


**INFLUENTE**



**EFLUENTE**

4. Se adicionó NaOH 6M hasta alcanzar un pH de 10.5. Después del mezclado rápido se dejaron las muestras en agitación lenta durante 15 minutos para permitir la floculación.
5. Después de que los floculos se formaron se interrumpió la agitación y se dejaron las muestras en reposo durante 30 minutos para permitir sedimentar los floculos.



**INFLUENTE**



**EFLUENTE**

6. Se retiró la mitad de cada una de las muestras clarificadas con la precaución de no arrastrar los lodos sedimentados, el volumen separado se filtró con un papel filtro de 2 micras (Se recomienda que el tamaño de poro sea de 0.45 micras).
7. Al volumen recuperado de las dos muestras; volumen filtrado del agua residual cruda (VFARC) y volumen filtrado del efluente del sedimentador (VFES), se determinó la demanda química de oxígeno total de las dos muestras.
8. La  $DQO_{rb}$  es la diferencia de los dos resultados obtenidos en el punto 7.

$$DQO_{rb} = DQO_{VFARC} - DQO_{VFES}$$

**Determinación de la  $DBO_5$  soluble y la  $DQO$  soluble.**

1. Para la determinación de estos parámetros se filtra la muestra, el poro del papel filtro que se utiliza es de 0.45 micras y el efluente es el que se procesa conforme al método establecido en la metodología.

**Anexo 2** Coeficientes cinéticos de las bacterias nitrificantes y desnitrificantes utilizados en el dimensionamiento de los reactores.

Coeficientes cinéticos	Significado	Valores típicos a 20° C	Valores corregidos a 25° C $K_{25^{\circ}C} = k_{20} \theta^{(T-20)}$	Unidades
$\mu_{mn}$	Tasa de crecimiento específico máximo de bacterias nitrificantes	0.75	$\mu_{mn} = (0.75 \text{ g/g.d}) * ((1.07)^{(25-20)}) = 1.05$	g SSV / g SSV .d
$K_n$	Constante de velocidad media	0.74	$K_n = (0.74 \text{ g/g.d}) * ((1.053)^{(25-20)}) = 0.96$	g NH <sub>4</sub> -N/ / m <sup>3</sup>
$K_{dn}$	Coefficiente de decaimiento endógeno para bacterias nitrificantes	0.08	$K_{dn} = (0.08 \text{ g/g.d}) * ((1.04)^{(25-20)}) = 0.0973$	g SSV / g SSV .d
$K_0$	Coefficiente de inhibición de oxígeno	0.50	$K_0 = (0.50 \text{ g/g.d}) * ((1)^{(25-20)}) = 0.5$	g/m <sup>3</sup>
Y	Producción de biomasa	0.40	$Y = (0.40 \text{ g/g.d}) * ((1)^{(25-20)}) = 0.40$	g SSV / g DQOb
$K_s$	Constante de velocidad media	20		g DQOb / m <sup>3</sup>
$K_d$	Coefficiente de decaimiento endógeno	0.12	$K_d = (0.12 \text{ g/g.d}) * ((1.04)^{(25-20)}) = 0.145$	g/m <sup>3</sup>
$K_d$	Coefficiente de decaimiento endógeno	0.12	$K_{dn} = (0.12 \text{ g/g.d}) * ((1.04)^{(25-20)}) = 0.145$	
$\mu_m$	Tasa de crecimiento específico máximo	6.0	$\mu_m = (6.0 \text{ g/g.d}) * ((1.07)^{(25-20)}) = 8.4$	g SSV/g SSV.d
$K_S$	Constante de velocidad media	20	$K_S = (20 \text{ g/g.d}) * ((1.0)^{(25-20)}) = 20$	g DQOb / m <sup>3</sup>
$Y_n$	Producción de biomasa de	0.12	$Y_n = (0.12 \text{ g/g.d}) * ((1)^{(25-20)}) = 0.12$	g SSV/g NH <sub>4</sub> -N

### Anexo 3 Resultados de pH

TASA DE RECIRCULACIÓN DE 100%				
Análisis	Influyente general	Reactor anóxico	Reactor aerobio	Efluente general
1	No registrado	7	7.3	No registrado
2	No registrado	7.3	7.7	No registrado
3	No registrado	7.2	7.4	No registrado
4	No registrado	7	6.9	No registrado
5	No registrado	7.3	8.1	No registrado
6	No registrado	7.17	7.61	No registrado
7	No registrado	7.26	7.74	No registrado
8	No registrado	7	7.4	No registrado
9	No registrado	7.52	7.23	No registrado
10	No registrado	7.1	7.3	No registrado
11	No registrado	7.21	7.66	No registrado
12	No registrado	7.44	7.65	No registrado
13	No registrado	7.17	7.31	No registrado
14	No registrado	7.33	7.84	No registrado
15	No registrado	7.11	7.75	No registrado
16	No registrado	7.4	8	No registrado
17	No registrado	7	7.2	No registrado
18	No registrado	7.1	7.3	No registrado
19	No registrado	7.5	7.8	No registrado
20	No registrado	7.2	7.2	No registrado
21	No registrado	7.22	7.15	No registrado
22	No registrado	7.2	7.2	No registrado
23	No registrado	7.1	7.2	No registrado
24	No registrado	7.1	7.2	No registrado
25	No registrado	7.2	7.5	No registrado
26	No registrado	7.1	7.3	No registrado
27	No registrado	7.2	7.2	No registrado
28	No registrado	7.3	7.1	No registrado
29	No registrado	7.2	7.2	No registrado
30	No registrado	7.5	7.4	No registrado
31	No registrado	7.5	7.6	No registrado
32	No registrado	7.6	7.6	No registrado
33	No registrado	7.5	7.6	No registrado
34	No registrado	7.3	7.7	No registrado
35	No registrado	7.3	7.4	No registrado
36	No registrado	7.1	7.3	No registrado
37	No registrado	7.3	7.4	No registrado
38	No registrado	7.05	7.07	No registrado
41	No registrado	7.5	7.3	No registrado
42	No registrado	7.5	7.7	No registrado
43	No registrado	7.3	7.3	No registrado
44	No registrado	7.4	7.4	No registrado
45	No registrado	7.5	7.8	No registrado
48	No registrado	7.5	7.7	No registrado
49	No registrado	7.4	7.5	No registrado
50	No registrado	7.3	7.4	No registrado
52	No registrado	7.3	7.6	No registrado
53	No registrado	6.86	6.82	No registrado
56	No registrado	7.5	7.5	No registrado
57	No registrado	7.3	7.5	No registrado
59	No registrado	7.3	7.7	No registrado
60	No registrado	7.2	7.5	No registrado
Promedio		7.27	7.45	
Desviación estándar		0.17	0.26	
Coficiente de variación		2.37	3.55	
Máximo		7.60	8.10	
Mínimo		6.86	6.82	

TASA DE RECIRCULACIÓN DE 150%				
Análisis	Influyente general	Reactor anóxico	Reactor aerobio	Efluente general
61	6.99	6.95	7.37	7.21
62	7.44	7.34	7.1	7.23

<b>TASA DE RECIRCULACIÓN DE 150%</b>				
Análisis	Influyente general	Reactor anóxico	Reactor aerobio	Efluente general
63	7.44	7.2	7.1	7.23
64	7.05	7.6	6.95	7.03
65	7.08	7.16	7.05	7.09
66	6.69	7.08	7.25	7.22
67	6.69	7.22	7.25	7.22
68	7.18	7.15	7.09	7.07
69	6.95	7.28	7.24	7.27
70	7.16	7.17	6.99	7.22
71	7.05	7.06	7.14	7.25
72	7.22	7.25	7.27	7.27
73	7.09	7.13	7.34	7.39
74	7.05	7.21	7.32	7.3
75	6.84	No registrado	7.22	7.3
76	6.98	7.14	7.14	7.22
77	7.02	7.12	7.2	7.27
78	6.95	7.22	7.4	7.44
79	7.01	7.05	6.72	6.9
80	7.05	7.29	7.45	7.45
81	7.3	7.05	7.22	7.25
82	7.19	7.28	7.55	7.55
83	7.12	7.1	7.36	7.37
84	7.27	7.08	7.28	7.28
85	7.15	7.37	7.4	7.36
86	7.36	7.64	7.26	7.28
87	7.31	7.46	7.03	7
88	7.3	7.54	7.1	7.12
89	7.41	7.69	7.06	7.13
90	7.32	7.36	7.29	7.31
91	7.42	7.42	7.38	7.42
92	7.27	7.26	7.31	7.36
93	7.38	7.35	7.31	7.35
94	7.73	7.57	7.51	7.47
95	7.43	7.55	7.29	7.28
96	7.54	7.61	6.94	6.97
97	7.62	7.38	6.9	6.9
98	7.69	7.7	6.7	6.78
99	7.18	7.56	6.99	6.99
100	7.49	7.56	6.9	6.92
101	7.31	7.25	6.63	6.62
102	7.13	7.37	6.8	6.82
103	7.21	7.48	6.94	6.89
104	7.21	7.31	6.94	7.01
105	7.31	7.18	6.95	6.97
106	7.29	7.4	6.8	6.97
107	7.25	7.41	6.69	6.74
108	7.44	7.42	6.77	6.83
Promedio	7.22	7.32	7.12	7.16
Desviación estándar	0.23	0.19	0.23	0.22
Coeficiente de variación	3.14	2.63	3.27	3.02
Máximo	7.73	7.70	7.55	7.55
Mínimo	6.69	6.95	6.63	6.62

<b>TASA DE RECIRCULACIÓN DE 200%</b>				
Análisis	Influyente general	Reactor anóxico	Reactor aerobio	Efluente general
109	No registrado	7.1	7.3	No registrado
110	No registrado	7	7.4	No registrado
111	No registrado	7.4	7.3	No registrado
112	No registrado	7.3	7.5	No registrado
113	No registrado	7.4	7.5	No registrado
114	No registrado	7.2	7.4	7.4
115	No registrado	7.4	7.4	7.4
116	No registrado	7.4	7.6	7.5
117	No registrado	7.6	7.6	7.6
118	No registrado	6.86	6.7	No registrado
119	6.83	6.72	6.89	7.01

<b>TASA DE RECIRCULACIÓN DE 200%</b>				
<b>Análisis</b>	<b>Influyente general</b>	<b>Reactor anóxico</b>	<b>Reactor aerobio</b>	<b>Efluente general</b>
120	No registrado	6.6	6.78	7.01
121	No registrado	6.95	7.15	7.39
122	No registrado	6.96	7.05	7.13
123	No registrado	6.88	6.86	7.03
124	No registrado	7.04	6.95	7.06
125	6.54	6.65	6.52	6.68
126	6.74	7.01	6.95	7.07
127	6.4	6.76	6.8	6.78
128	6.73	7.11	6.84	7.09
129	6.82	6.83	7	7
130	6.68	6.95	6.98	6.94
131	7	7.25	7.05	7.44
132	6.78	7.26	7.31	7.11
133	7.1	6.71	6.87	6.88
134	6.92	7.43	7.25	7.27
135	7.25	7.07	7.14	7.14
136	6.87	6.97	7.05	7.04
137	6.85	7.08	7.26	7.2
138	6.98	7.05	7.11	7.06
139	7	7.19	6.96	7.25
140	6.87	7.09	7.14	7.28
141	7.01	7.11	7.2	7.26
142	6.95	7.08	7.12	7.07
143	6.95	7.22	7.13	7.34
144	6.82	7.04	7.12	7.16
145	6.52	6.88	7.07	7.14
146	6.99	7.21	7.07	7.09
147	6.7	7.2	7.18	7.1
148	6.7	7.15	7.6	7.77
149	6.96	7.26	7.47	7.53
150	6.96	7.17	7.71	7.76
151	6.91	7.11	7.45	7.37
152	6.68	7.11	7.2	7.22
153	7.15	7.07	7.48	7.54
154	7.15	7	7.54	7.49
155	6.88	6.94	7.27	7.36
156	6.98	6.92	6.85	7.25
157	7.14	7.23	7.03	6.99
158	6.97	7.16	7.06	7.11
159	7.2	7.19	7.05	7.17
160	7.17	7.26	7.09	7.14
Promedio	6.90	7.09	7.16	7.21
Desviación estándar	0.20	0.21	0.26	0.23
Coeficiente de variación	2.83	2.94	3.63	3.22
Máximo	7.25	7.60	7.71	7.77
Mínimo	6.40	6.60	6.52	6.68

#### Anexo 4 Resultados de Potencial redox

<b>TASA DE RECIRCULACIÓN DE 100%</b>				
Análisis	Influente General	Reactor anóxico	Reactor aerobio	Efluente general
1	No registrado	-48	41	No registrado
2	No registrado	-180	48	No registrado
3	No registrado	-152	61	No registrado
4	No registrado	-130	30	No registrado
5	No registrado	-313	30	No registrado
6	No registrado	-255	19	No registrado
7	No registrado	-229	25	No registrado
8	No registrado	-130	22	No registrado
9	No registrado	-148	58	No registrado
10	No registrado	-225	49	No registrado
11	No registrado	-392	65	No registrado
12	No registrado	-394	-106	No registrado
13	No registrado	-293	46	No registrado
14	No registrado	-288	63	No registrado
15	No registrado	-283	36	No registrado
16	No registrado	-250	18	No registrado
17	No registrado	-306	-213	No registrado
18	No registrado	-223	-5	No registrado
19	No registrado	-339	-363	No registrado
20	No registrado	-331	-244	No registrado
21	No registrado	-321	-82	No registrado
22	No registrado	-300	-89	No registrado
23	No registrado	-215	-49	No registrado
24	No registrado	-237	-19	No registrado
25	No registrado	-272	-3	No registrado
26	No registrado	-386	-21	No registrado
27	No registrado	-55	2	No registrado
28	No registrado	-121	127	No registrado
29	No registrado	-162	-44	No registrado
30	No registrado	-33	-20	No registrado
31	No registrado	-83	-55	No registrado
32	No registrado	-177	-47	No registrado
33	No registrado	-336	-160	No registrado
34	No registrado	-379	-117	No registrado
35	No registrado	-455	-153	No registrado
36	No registrado	-394	-60	No registrado
37	No registrado	-381	-62	No registrado
38	No registrado	-331	-134	No registrado
41	No registrado	-211	-127	No registrado
42	No registrado	-313	-47	No registrado
43	No registrado	-252	-112	No registrado
44	No registrado	-233	-121	No registrado
45	No registrado	-344	-143	No registrado
48	No registrado	-242	-109	No registrado
49	No registrado	-231	-95	No registrado
50	No registrado	-280	-61	No registrado
52	No registrado	-525	-331	No registrado
Promedio		-259	-52	
Desviación estándar		108	102	
Coeficiente de variación		42	195	
Máximo		-33	127	
Mínimo		-525	-363	

<b>TASA DE RECIRCULACIÓN DE 150%</b>				
Análisis	Influente General	Reactor anóxico	Reactor aerobio	Efluente General
53		-365	-24	
54	-464	-192	-91	
55	-514	-245	-46	-47
56		-295	-58	
57	-513	-501	-225	-191
58	-551	-356	-149	-186
59	-397	-335	-92	-71
60	-475	-403	-198	-195



<b>TASA DE RECIRCULACIÓN DE 150%</b>				
<b>Análisis</b>	<b>Influyente General</b>	<b>Reactor anóxico</b>	<b>Reactor aerobio</b>	<b>Efluente General</b>
61	-489	-455	-109	-90
62	-394	-494	-164	-106
63	-525	-440	-238	-243
64	-342	-337	-182	-176
65	-321	-325	-108	-92
66	-395	-460	-198	-270
67	-546	-338	-181	-135
68	-457	-425	-211	-132
69	-513	-501	-225	-191
70	-508	-473	-117	-84
71	-495	-483	-37	-58
72	-510	-475	-214	-161
73	-515	-477	-113	-106
74	-495	-472	-135	-92
75	-512	-430	-142	-91
76	-535	-336	-168	-255
77	-509	-478	-208	-192
78	-518	-488	-100	-102
79	-475	-462	-208	-130
80	-513	-470	-187	-151
81	-497	-435	-106	-53
82	-507	-515	-98	-173
83	-592	-593	-162	-201
84	-529	-475	-83	-73
85	-528	-382	-76	-73
86	-520	-413	-52	-47
87	-572	-425	-155	No registrado
88	-570	-327	-35	-32
89	-543	-503	-0.31	-0.45
90	-603	-265	-186	-203
91	-542	-423	-146	-150
92	-523	-368	-44	-40
93	-520	-387	-104	-95
94	-487	-279	-56	-48
95	-556	-335	-116	-99
96	-542	-386	-27	-10
97	-557	-313	-53	-49
98	-355	-375	-2	2
99	-497	-400	-92	-13
Promedio	-500	-407	-122	-114
Desviación estándar	62	83	66	71
Coefficiente de variación	12	20	55	62
Máximo	-321	-192	0	2
Mínimo	-603	-593	-238	-270

<b>TASA DE RECIRCULACIÓN DE 200%</b>				
<b>Análisis</b>	<b>Influyente General</b>	<b>Reactor anóxico</b>	<b>Reactor aerobio</b>	<b>Efluente General</b>
100	-198	-121	-12	-7
101	-352	-204	-19	-17
102	No registrado	-158	-87	No registrado
103	No registrado	-141	-109	No registrado
104	No registrado	-204	47	No registrado
105	-306	-257	29	29
106	-330	-199	30	30
107	-295	-252	8	10
108	No registrado	-148	28	34
109	No registrado	-229	-29	No registrado
110	No registrado	-241	-64	-66
111	-255	-122	2	30
112	-378	-170	12	20
113	-198	-121	-12	-7
114	-352	-204	-19	-17
115	-400	-378	-60	-45
116	No registrado	-228	52	No registrado
117	-469	-210	60	61

TASA DE RECIRCULACIÓN DE 200%				
Análisis	Influente General	Reactor anóxico	Reactor aerobio	Efluente General
118	No registrado	-235	-23	-29
119	-185	-133	-72	-77
120	-355	-375	-2	2
121	-497	-400	-92	-13
122	-180	-138	6	0
123	-402	-322	-8	-4
Promedio	-397	-267	-38	-30
Desviación estándar	168	135	68	70
Coefficiente de variación	-42	-50	-179	-236
Máximo	62	83	66	71
Mínimo	-603	-593	-238	-270

### Anexo 5 Demanda química de oxígeno (DQO<sub>T</sub>)

<b>TASA DE RECIRCULACIÓN DE 100%</b>					
Análisis	Demanda química de oxígeno mg/L			% Remoción	
	Influyente general	Efluente fase anóxica	Efluente general	Fase anóxica	Efluente general
1	242	102	19	58	92
2	142	83	30	42	79
3	85	46	18	45	79
4	241	100	29	59	88
5	526	125	32	76	94
6	494	107	57	78	88
7	306	106	21	65	93
8	366	122	28	67	92
9	211	82	21	61	90
10	203	109	43	46	79
11	190	156	36	18	81
12	195	88	30	55	85
13	218	117	37	46	83
14	209	172	37	18	82
15	158	70	43	56	73
16	302	126	32	58	90
17	250	200	98	20	61
18	251	105	31	58	88
19	199	135	10	32	95
20	447	361	11	19	98
21	324	139	12	57	96
22	237	134	79	43	67
23	347	167	11	52	97
24	477	316	2	34	100
25	140	91	64	35	54
26	206	32	0	84	103
27	175	162	29	7	83
28	185	65	49	65	74
29	187	142	16	24	91
30	131	38	23	71	82
31	129	84	42	35	67
32	212	86	22	59	90
33	123	78	6	37	95
34	139	24	13	83	91
35	186	66	6	65	97
36	180	69	46	62	74
Promedio	239	117	30	50	85
Desviación estándar	109	68	21	20	11
Coefficiente de variación	46	58	71	40	13
Máximo	526	361	98	84	103
Mínimo	85	24	0	7	54

<b>Tasa de recirculación de 150 %</b>					
Análisis	Demanda química de oxígeno mg/L			% Remoción	
	Influyente general	Efluente fase anóxica	Efluente general	Fase anóxica	Efluente general
37	86	58	25	33	71
38	71	59	5	17	93
39	92	50	29	46	68
40	130	43	36	67	72
41	96	54	30	44	69
42	144	109	67	24	81
43	128	63	40	51	69
44	78	56	34	28	57
45	308	134	64	56	79
46	183	102	66	44	64
47	110	56	33	49	70
48	205	97	58	53	72
49	171	82	34	52	80
50	134	58	37	57	72
51	51	38	38	25	25
52	81	45	77	44	5

Tasa de recirculación de 150 %					
Análisis	Demanda química de oxígeno mg/L			% Remoción	
	Influyente general	Efluente fase anóxica	Efluente general	Fase anóxica	Efluente general
53	37	29	29	20	20
54	210	100	63	52	70
55	187	90	47	52	75
56	238	173	51	27	79
57	189	91	40	52	79
58	197	88	50	55	74
59	224	107	56	52	75
60	209	83	50	60	76
61	181	85	40	53	78
62	206	95	45	54	78
63	256	124	64	52	75
64	335	108	80	68	76
65	204	117	62	43	70
66	169	76	51	55	70
67	261	105	38	60	86
68	208	77	35	63	83
69	177	61	33	66	81
70	203	72	35	64	83
71	203	79	52	61	75
72	251	72	32	71	87
73	195	69	22	64	89
74	195	74	16	62	92
75	192	68	17	65	91
76	236	42	19	82	92
77	231	48	27	79	88
78	234	56	30	76	87
79	182	65	28	64	85
80	174	61	33	65	81
Promedio	178	78	41	53	74
Desviación estándar	66	29	17	15	18
Coefficiente de variación	37	37	41	29	24
Máximo	335	173	80	82	93
Mínimo	37	29	5	17	5

Tasa de recirculación de 200 %					
Análisis	Demanda química de oxígeno mg/L			% Remoción	
	Influyente general	Efluente fase anóxica	Efluente general	Fase anóxica	Efluente general
81	204	56	39	72	81
82	129	62	14	52	89
83	116	37	11	68	90
84	98	67	24	32	76
85	175	42	1	76	99
86	152	42	0	73	100
87	163	76	57	53	65
88	210	83	43	60	80
89	192	51	35	74	82
90	337	77	38	77	89
91	145	60	32	59	78
92	183	12	11	94	94
93	144	49	33	66	77
94	108	44	6	60	94
95	118	60	28	49	77
96	168	53	24	68	86
97	224	35	14	85	94
98	240	94	47	61	80
99	197	72	69	63	65
100	131	65	26	50	80
101	289	40	51	86	82
102	195	48	58	75	70
103	238	130	15	45	94
104	193	54	20	72	90

Tasa de recirculación de 200 %						
Análisis	Demanda química de oxígeno mg/L			% Remoción		
	Influyente general	Efluente fase anóxica	Efluente general	Fase anóxica	Efluente general	
105	82	39	27	53	67	
106	202	53	34	74	83	
107	122	52	36	57	70	
108	139	46	32	67	77	
109	127	48	38	62	70	
110	88	28	22	68	75	
111	70	39	16	45	78	
112	179	66	18	63	90	
113	158	90	15	43	90	
114	147	38	23	74	85	
115	178	31	44	82	76	
116	132	59	32	55	76	
117	91	59	37	35	60	
118	150	69	22	54	86	
119	84	34	25	59	70	
120	100	43	30	57	70	
121	111	51	30	54	73	
Promedio	159	55	29	63	81	
Desviación estándar	57	21	15	14	10	
Coficiente de variación	36	38	52	22	12	
Máximo	337	130	69	94	100	
Mínimo	70	12	0	32	60	

### Anexo 6 Demanda bioquímica de oxígeno (DBO<sub>5</sub>)

Tasa de recirculación de 100 %					
Análisis	Demanda Bioquímica de oxígeno mg/L			% Remoción	
	Influyente general	Efluente fase anóxica	Efluente general	Fase anóxica	Efluente general
1	38	14	16	63	58
2	118	53	4	55	97
3	150	96	4	36	97
4	108	53	6	51	94
5	122	84	10	31	92
6	153	68	10	56	93
7	167	88	5	47	97
8	165	52	4	68	97
9	100	21	4	80	96
10	92	62	28	33	70
11	170	19	4	89	98
12	67	16	4	76	94
Promedio	121	52	8	57	90
Desviación estándar	42	29	7	19	13
Coefficiente de variación	35	56	87	33	14
Máximo	170	96	28	89	98
Mínimo	38	14	4	31	58

Tasa de recirculación de 150 %					
Análisis	Demanda bioquímica de oxígeno mg/L			% Remoción	
	Influyente general	Efluente fase anóxica	Efluente general	Fase anóxica	Efluente general
13	48	15	4	69	92
14	68	20	2	71	97
15	120	74	61	38	49
16	135	51	23	62	83
17	39	22	14	44	64
18	86	45	31	48	64
19	96	56	31	42	68
20	90	36	24	60	73
21	100	41	8	59	92
22	98	30	4	69	96
23	104	21	4	80	96
Promedio	89	37	19	58	80
Desviación estándar	29	18	18	14	17
Coefficiente de variación	32	49	96	23	21
Máximo	135	74	61	80	97
Mínimo	39	15	2	38	49

Tasa de recirculación de 200 %					
Análisis	Demanda bioquímica de oxígeno mg/L			% Remoción	
	Influyente general	Efluente fase anóxica	Efluente general	Fase anóxica	Efluente general
24	110	50	6	55	95
25	104	31	4	70	96
26	118	30	4	75	97
27	98	20	3	80	97
28	71	33	13	54	82
29	84	23	13	73	85
30	86	54	5	37	94
31	39	16	9	59	76
32	44	33	4	25	91
33	92	13	4	86	96
34	50	23	5	54	91
Promedio	81	30	6	61	91
Desviación estándar	27	13	4	18	7

---

Tasa de recirculación de 200 %					
Coeficiente de variación	33	44	60	30	8
Máximo	118	54	13	86	97
Mínimo	39	13	3	25	76

### Anexo 7 Nitrógeno amoniacal

Tasa de recirculación de 100 %						
Análisis	Nitrógeno amoniacal mg/L			% Remoción		mg NH4/g SSV. h
	Influyente general	Efluente fase anóxica	Efluente general	Fase anóxica	Efluente general	
1	40.2	16.2	5.4	60	87	2.0
2	19.8	14.4	0.0	27	100	2.7
3	20.8	12.8	5.5	39	73	1.4
4	23.6	10.2	0.4	57	99	1.9
5	24.6	9.6	0.2	61	99	1.8
6	33.2	18.2	9.2	45	72	1.7
7	42.0	35.4	3.8	16	91	6.0
8	14.8	5.2	0.1	65	100	1.0
9	22.4	16.0	2.4	29	89	2.6
10	38.2	15.2	0.0	60	100	2.9
11	40.8	5.4	0.2	87	100	1.0
12	35.4	11.4	1.6	68	96	1.9
13	27.2	10.6	3.4	61	88	1.4
14	38.2	9.4	8.2	75	79	0.2
15	38.6	12.2	0.4	68	99	2.2
16	49.6	13.8	2.0	72	96	2.2
17	43.8	14.4	0.3	67	99	2.7
18	30.0	8.6	0.2	71	99	1.6
Promedio	32	13	2	57	92	2.1
Desviación estándar	10	7	3	19	9	1.2
Coefficiente de variación	30	50	122	33	10	58.1
Máximo	50	35	9	87	100	6.0
Mínimo	15	5	0	16	72	0.2

Tasa de recirculación de 150 %						
Análisis	Nitrógeno amoniacal mg/L			% Remoción		mg NH4/g SSV. h
	Influyente general	Efluente fase anóxica	Efluente general	Fase anóxica	Efluente general	
19	30.0	9.6	0.04	68	100	4.1
20	38.8	7.4	0	81	100	3.2
21	36.0	7.6	0.23	79	99	3.2
22	38.8	16	7.4	59	81	3.7
23	14.8	5.2	1.4	65	91	1.6
24	34.0	15	4.8	56	86	4.4
25	34.4	9.8	4.4	72	87	2.3
26	26.6	14.2	6.2	47	77	3.4
27	38.8	17.2	6.4	56	84	4.6
28	44.6	25.6	14.6	43	67	4.7
29	60.4	24.8	1	59	98	10.2
30	60.4	24.8	1	59	98	10.2
31	48.6	17.6	0.6	64	99	7.3
32	46.4	26.8	5	42	89	9.4
33	64.0	19.4	0.8	70	99	8.0
34	60.8	20.4	0.6	66	99	8.5
Promedio	42	16	3	61	91	5.6
Desviación estándar	14	7	4	11	10	2.9
Coefficiente de variación	33	43	116	19	11	52.2
Máximo	64	27	15	81	100	10.2
Mínimo	15	5	0	42	67	1.6

Tasa de recirculación de 200 %						
Análisis	Nitrógeno amoniacal mg/L			% Remoción		mg NH4/g SSV. h
	Influyente general	Efluente fase anóxica	Efluente general	Fase anóxica	Efluente general	



Tasa de recirculación de 200 %						
Análisis	Nitrógeno amoniacal mg/L			% Remoción		mg NH <sub>4</sub> /g SSV. h
	Influyente general	Efluente fase anóxica	Efluente general	Fase anóxica	Efluente general	
35	30.6	11.6	1	62	97	2.3
36	28.2	6.4	0	77	100	1.4
37	49	19	1.09	61	98	4.0
38	42.4	15.8	3	63	93	2.8
39	43.6	17.2	1.11	61	97	3.6
40	26.4	9.2	0	65	100	2.0
41	23.2	7.4	1.7	68	93	1.3
42	23.2	16.2	1	30	96	3.4
43	38.6	8.6	1.8	78	95	1.5
44	16	4.8	0.85	70	95	0.9
45	42.2	13.6	2.5	68	94	2.5
46	41	2.4	0.2	94	100	0.5
47	36.8	14.4	4	61	89	2.3
48	32.8	8.4	0.8	74	98	1.7
Promedio	34	11	1	67	96	2.1
Desviación estándar	10	5	1	14	3	1.0
Coefficiente de variación	28	46	85	21	3	47.8
Máximo	49	19	4	94	100	4.0
Mínimo	16	2	0	30	89	0.5

### Anexo 8 Nitratos

Tasa de recirculación de 100 %					
Análisis	Nitratos mg/L			% Remoción	TRV N-NO <sub>3</sub>
	Influyente general	Efluente fase anóxica	Efluente general	Fase anóxica	Kg N-NO <sub>3</sub> /m <sup>3</sup> .d
1	1.3	2.6	1.8	0	-0.02
2	15.0	0.19	22.8	99	0.21
3	6.4	1.5	8.9	77	0.07
4	11.0	8	17.2	27	0.04
5	5.5	1.8	7	67	0.05
6	5.6	3.3	5.6	41	0.03
7	4.0	1.7	4	57	0.03
8	7.7	2.8	12.5	63	0.07
9	2.5	1.6	2	36	0.01
10	5.0	3.2	5.4	36	0.03
11	3.5	1.3	5.2	63	0.03
12	14.0	4.9	20.8	65	0.13
13	10.3	3.1	15.3	70	0.10
14	6.7	3.5	11.9	48	0.05
15	3.5	1.9	4.4	46	0.02
16	7.2	2.8	10.2	61	0.06
17	8.7	3	12.9	66	0.08
18	9.5	4.4	13.6	54	0.07
19	5.9	4.1	7.3	31	0.03
Promedio	7	3	10	53	0.06
Desviación estándar	4	2	6	22	0.05
Coefficiente de variación	53	58	61	41	77
Máximo	15	8	23	99	0.21
Mínimo	1	0	2	0	0

Tasa de recirculación de 150 %					
Análisis	Nitratos mg/L			% Remoción	TRV N-NO <sub>3</sub>
	Influyente general	Efluente fase anóxica	Efluente general	Fase anóxica	Kg N-NO <sub>3</sub> /m <sup>3</sup> .d
20	4.7	4.2	6.5	11	0.01
21	3.5	2.3	4.9	34	0.02
22	7.6	2.2	8.2	71	0.10
23	5.9	2	4.9	66	0.07
24	5.2	2.3	5.6	56	0.05
25	3.2	2.8	3.6	12	0.01
26	6.3	3.7	7.8	41	0.05
27	7.2	4.5	8.3	37	0.05
28	16.6	8.5	21.7	49	0.15
29	16.6	8.5	21.7	49	0.15
30	20.7	9.7	29.4	53	0.20
31	13.0	5.1	16.2	61	0.14
32	23.7	11.6	34.3	51	0.22
33	15.6	6.5	21.3	58	0.16
Promedio	11	5	14	46	0.10
Desviación estándar	7	3	10	18	0.07
Coefficiente de variación	64	60	73	39	73
Máximo	24	12	34	71	0.22
Mínimo	3	2	4	11	0.01

Tasa de recirculación de 200 %					
Análisis	Nitratos mg/L			% Remoción	TRV N-NO3 Kg N-NO <sub>3</sub> /m <sup>3</sup> .d
	Influente general	Efluente fase anóxica	Efluente general	Fase anóxica	
34	7.7	3	8.9	61	0.08
35	5.0	2.8	5.9	44	0.04
36	11.4	6.4	14.3	44	0.09
37	8.5	6.2	11	27	0.04
38	5.6	2.5	6.2	56	0.06
39	7.3	4.3	9.2	41	0.05
40	6.1	5.1	7.1	16	0.02
41	9.0	2.1	10.8	77	0.12
42	4.1	2.8	3.7	31	0.02
43	4.6	2.4	6.1	48	0.04
44	7.5	4.4	9.5	42	0.06
45	6.8	6	8	12	0.01
46	4.4	2.6	4.1	41	0.03
47	4.2	3.7	5.4	12	0.01
48	5.4	1.6	7	70	0.07
Promedio	7	4	8	41	0.05
Desviación estándar	2	2	3	20	0.03
Coefficiente de variación	32	42	37	48	63
Máximo	11	6	14	77	0.12
Mínimo	4	2	4	12	0.01

### Anexo 9 Nitrógeno total

Tasa de recirculación de 100 %					
Análisis	Nitrógeno total mg/L			% Remoción	
	Influyente general	Efluente fase anóxica	Efluente general	Fase anóxica	Efluente general
1	55	22	28	60	49
2	28	18	10	36	64
3	23.5	15.5	15	34	36
4	33	17	9	48	73
5	31	19	22	39	29
6	47	18	17	62	64
7	31	16	13	48	58
8	27	20	6	26	78
9	36	24	15	33	58
10	56	28	27	50	52
11	47	21	19.5	55	59
12	53	13	21	75	60
13	37	27	22	27	41
14	43	12	16	72	63
15	40	16	12.5	60	69
16	44	31	11	30	75
17	49.2	21.6	13.5	56	73
18	37	16.6	9.3	55	75
Promedio	40	20	16	48	60
Desviación estándar	10	5	6	15	14
Coefficiente de variación	25	26	39	31	23
Máximo	56	31	28	75	78
Mínimo	24	12	6	26	29

Tasa de recirculación de 150 %					
Análisis	Nitrógeno total mg/L			% Remoción	
	Influyente general	Efluente fase anóxica	Efluente general	Fase anóxica	Efluente general
19	32	13	10	60	68
20	50	12	7	77	86
21	37	10	5	73	87
22	37	18	13	53	65
23	15	8	6	45	62
24	38	17	11	56	70
25	35	12	9	66	74
26	30	18	11	40	63
27	40	18	11	54	72
28	49	27	20	44	59
29	60	25	15	59	76
30	60	32	15	47	76
31	50	24	17	53	66
32	46	29	15	37	67
33	65	32	28	52	57
34	35	12	9	66	74
Promedio	42	19	13	55	70
Desviación estándar	13	8	6	11	9
Coefficiente de variación	31	42	46	21	12
Máximo	65	32	28	77	87
Mínimo	15	8	5	37	57

Tasa de recirculación de 200 %					
Análisis	Nitrógeno total mg/L			% Remoción	
	Influyente general	Efluente fase anóxica	Efluente general	Fase anóxica	Efluente general

Tasa de recirculación de 200 %					
Análisis	Nitrógeno total mg/L			% Remoción	
	Influente general	Efluente fase anóxica	Efluente general	Fase anóxica	Efluente general
35	30.6	12.6	9.6	59	69
36	30	9.1	5.9	70	80
37	81	19	15.3	77	81
38	46	19.6	12.7	57	72
39	45	16	11	64	76
40	52	21	11	60	79
41	27	10	6.5	63	76
42	38	15	8	61	79
43	32	22	10	31	69
44	35.4	6.4	2.2	82	94
45	20	8.6	6.7	57	67
46	47.2	19.5	15.6	59	67
47	50	18	13.5	64	73
48	40	20	6	50	85
49	35	9	7.5	74	79
Promedio	41	15	9	62	76
Desviación estándar	14	5	4	12	7
Coefficiente de variación	35	35	40	19	10
Máximo	81	22	16	82	94
Mínimo	20	6	2	31	67

### Anexo 10 Tablas de distribución F

$\alpha = 0.10$

		$F_{10, \nu_1, \nu_2}$																	
		Grados de libertad para el numerador ( $\nu_1$ )																	
$\nu_1 \backslash \nu_2$		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	12	15	20	24	30	40	60	120
D. Grados de libertad para el denominador ( $\nu_2$ )	1	39.86	49.50	53.59	55.83	57.24	58.20	58.91	59.44	59.86	60.19	60.71	61.22	61.74	62.00	62.26	62.53	62.79	63.06
	2	8.53	9.00	9.16	9.24	9.29	9.33	9.35	9.37	9.38	9.39	9.41	9.42	9.44	9.45	9.46	9.47	9.47	9.48
	3	5.54	5.46	5.39	5.34	5.31	5.28	5.27	5.25	5.24	5.23	5.22	5.20	5.18	5.18	5.17	5.16	5.15	5.14
	4	4.54	4.32	4.19	4.11	4.05	4.01	3.98	3.95	3.94	3.92	3.90	3.87	3.84	3.83	3.82	3.80	3.79	3.78
	5	4.06	3.78	3.62	3.52	3.45	3.40	3.37	3.34	3.32	3.30	3.27	3.24	3.21	3.19	3.17	3.16	3.14	3.12
	6	3.78	3.46	3.29	3.18	3.11	3.05	3.01	2.98	2.96	2.94	2.90	2.87	2.84	2.82	2.80	2.78	2.76	2.74
	7	3.59	3.26	3.07	2.96	2.88	2.83	2.78	2.75	2.72	2.70	2.67	2.63	2.59	2.58	2.56	2.54	2.51	2.49
	8	3.46	3.11	2.92	2.81	2.73	2.67	2.62	2.59	2.56	2.54	2.50	2.46	2.42	2.40	2.38	2.36	2.34	2.32
	9	3.36	3.01	2.81	2.69	2.61	2.55	2.51	2.47	2.44	2.42	2.38	2.34	2.30	2.28	2.25	2.23	2.21	2.18
	10	3.29	2.92	2.73	2.61	2.52	2.46	2.41	2.38	2.35	2.32	2.28	2.24	2.20	2.18	2.16	2.13	2.11	2.08
	11	3.23	2.86	2.66	2.54	2.45	2.39	2.34	2.30	2.27	2.25	2.21	2.17	2.12	2.10	2.08	2.05	2.03	2.00
	12	3.18	2.81	2.61	2.48	2.39	2.33	2.28	2.24	2.21	2.19	2.15	2.10	2.05	2.01	1.98	1.96	1.93	1.90
	13	3.14	2.76	2.56	2.43	2.35	2.28	2.23	2.20	2.16	2.14	2.10	2.05	2.01	1.98	1.96	1.93	1.90	1.88
	14	3.10	2.73	2.52	2.39	2.31	2.24	2.19	2.15	2.12	2.10	2.05	2.01	1.96	1.94	1.91	1.89	1.86	1.83
	15	3.07	2.70	2.49	2.36	2.27	2.21	2.16	2.12	2.09	2.06	2.02	1.97	1.92	1.90	1.87	1.85	1.82	1.79
	16	3.05	2.67	2.46	2.33	2.24	2.18	2.13	2.09	2.06	2.03	1.99	1.94	1.89	1.87	1.84	1.81	1.78	1.75
	17	3.03	2.64	2.44	2.31	2.22	2.15	2.10	2.06	2.03	2.00	1.96	1.91	1.86	1.84	1.81	1.78	1.75	1.72
	18	3.01	2.62	2.42	2.29	2.20	2.13	2.08	2.04	2.00	1.98	1.93	1.89	1.84	1.81	1.78	1.75	1.72	1.69
	19	2.99	2.61	2.40	2.27	2.18	2.11	2.06	2.02	1.98	1.96	1.91	1.86	1.81	1.79	1.76	1.73	1.70	1.67
	20	2.97	2.59	2.38	2.25	2.16	2.09	2.04	2.00	1.96	1.94	1.89	1.84	1.79	1.77	1.74	1.71	1.68	1.64
	21	2.96	2.57	2.36	2.23	2.14	2.08	2.02	1.98	1.95	1.92	1.87	1.83	1.78	1.75	1.72	1.69	1.66	1.62
	22	2.95	2.56	2.35	2.22	2.13	2.06	2.01	1.97	1.93	1.90	1.86	1.81	1.76	1.73	1.70	1.67	1.64	1.60
	23	2.94	2.55	2.34	2.21	2.11	2.05	1.99	1.95	1.92	1.89	1.84	1.80	1.74	1.72	1.69	1.66	1.62	1.59
	24	2.93	2.54	2.33	2.19	2.10	2.04	1.98	1.94	1.91	1.88	1.83	1.78	1.73	1.70	1.67	1.64	1.61	1.57
25	2.92	2.53	2.32	2.18	2.09	2.02	1.97	1.93	1.89	1.87	1.82	1.77	1.72	1.69	1.66	1.63	1.59	1.56	
26	2.91	2.52	2.31	2.17	2.08	2.01	1.96	1.92	1.88	1.86	1.81	1.76	1.71	1.68	1.65	1.61	1.58	1.54	
27	2.90	2.51	2.30	2.17	2.07	2.00	1.95	1.91	1.87	1.85	1.80	1.75	1.70	1.67	1.64	1.60	1.57	1.53	
28	2.89	2.50	2.29	2.16	2.06	2.00	1.94	1.90	1.87	1.84	1.79	1.74	1.69	1.66	1.63	1.59	1.56	1.52	
29	2.89	2.50	2.28	2.15	2.06	1.99	1.93	1.89	1.86	1.83	1.78	1.73	1.68	1.65	1.62	1.58	1.55	1.51	
30	2.88	2.49	2.28	2.14	2.03	1.98	1.93	1.88	1.85	1.82	1.77	1.72	1.67	1.64	1.61	1.57	1.54	1.50	
40	2.84	2.44	2.23	2.09	2.00	1.93	1.87	1.83	1.79	1.76	1.71	1.66	1.61	1.57	1.54	1.51	1.47	1.42	
60	2.79	2.39	2.18	2.04	1.95	1.87	1.82	1.77	1.74	1.71	1.66	1.60	1.54	1.51	1.48	1.44	1.40	1.35	
120	2.75	2.35	2.13	1.99	1.90	1.82	1.77	1.72	1.68	1.65	1.60	1.55	1.48	1.45	1.41	1.37	1.32	1.26	
$\infty$	2.71	2.30	2.08	1.94	1.85	1.77	1.72	1.67	1.63	1.60	1.55	1.49	1.42	1.38	1.34	1.30	1.24	1.17	

$V =$  grados de libertad

$\alpha = 0.05$

		$F_{05, \nu_1, \nu_2}$																	
		Grados de libertad para el numerador ( $\nu_1$ )																	
$\nu_1 \backslash \nu_2$		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	12	15	20	24	30	40	60	120
Grados de libertad para el denominador ( $\nu_2$ )	1	161.4	199.5	215.7	224.6	230.2	234.0	236.8	238.9	240.5	241.9	243.9	245.9	248.0	249.1	250.1	251.1	252.2	253.3
	2	18.51	19.00	19.16	19.25	19.30	19.33	19.35	19.37	19.38	19.40	19.41	19.43	19.45	19.45	19.46	19.47	19.48	19.49
	3	10.13	9.55	9.28	9.12	9.01	8.94	8.89	8.85	8.81	8.79	8.74	8.70	8.66	8.64	8.62	8.59	8.57	8.55
	4	7.71	6.94	6.59	6.39	6.26	6.16	6.09	6.04	6.00	5.96	5.91	5.86	5.80	5.77	5.75	5.72	5.69	5.66
	5	6.61	5.79	5.41	5.19	5.05	4.95	4.88	4.82	4.77	4.74	4.68	4.62	4.56	4.53	4.50	4.46	4.43	4.40
	6	5.99	5.14	4.76	4.53	4.39	4.28	4.21	4.15	4.10	4.06	4.00	3.94	3.87	3.84	3.81	3.77	3.74	3.70
	7	5.59	4.74	4.35	4.12	3.97	3.87	3.79	3.73	3.68	3.64	3.57	3.51	3.44	3.41	3.38	3.34	3.30	3.27
	8	5.32	4.46	4.07	3.84	3.69	3.58	3.50	3.44	3.39	3.35	3.28	3.22	3.15	3.12	3.08	3.04	3.01	2.97
	9	5.12	4.26	3.86	3.63	3.48	3.37	3.29	3.23	3.18	3.14	3.07	3.01	2.94	2.90	2.86	2.83	2.79	2.75
	10	4.96	4.10	3.71	3.48	3.33	3.22	3.14	3.07	3.02	2.98	2.91	2.85	2.77	2.74	2.70	2.66	2.62	2.58
	11	4.84	3.98	3.59	3.36	3.20	3.09	3.01	2.95	2.90	2.85	2.79	2.72	2.65	2.61	2.57	2.53	2.49	2.45
	12	4.75	3.89	3.49	3.26	3.11	3.00	2.91	2.85	2.80	2.75	2.69	2.62	2.54	2.51	2.47	2.43	2.38	2.34
	13	4.67	3.81	3.41	3.18	3.03	2.92	2.83	2.77	2.71	2.67	2.60	2.53	2.46	2.42	2.38	2.34	2.30	2.25
	14	4.60	3.74	3.34	3.11	2.96	2.85	2.76	2.70	2.65	2.60	2.53	2.46	2.39	2.35	2.31	2.27	2.22	2.18
	15	4.54	3.68	3.29	3.06	2.90	2.79	2.71	2.64	2.59	2.54	2.48	2.40	2.33	2.29	2.25	2.20	2.16	2.11
	16	4.49	3.63	3.24	3.01	2.85	2.74	2.66	2.59	2.54	2.49	2.42	2.35	2.28	2.24	2.19	2.15	2.11	2.06
	17	4.45	3.59	3.20	2.96	2.81	2.70	2.61	2.55	2.49	2.45	2.38	2.31	2.23	2.19	2.15	2.10	2.06	2.01
	18	4.41	3.55	3.16	2.93	2.77	2.66	2.58	2.51	2.46	2.41	2.34	2.27	2.19	2.15	2.11	2.06	2.02	1.97
	19	4.38	3.52	3.13	2.90	2.74	2.63	2.54	2.48	2.42	2.38	2.31	2.23	2.16	2.11	2.07	2.03	1.98	1.93
	20	4.35	3.49	3.10	2.87	2.71	2.60	2.51	2.45	2.39	2.35	2.28	2.20	2.12	2.08	2.04	1.99	1.95	1.90
	21	4.32	3.47	3.07	2.84	2.68	2.57	2.49	2.42	2.37	2.32	2.25	2.18	2.10	2.05	2.01	1.96	1.92	1.87
	22	4.30	3.44	3.05	2.82	2.66	2.55	2.46	2.40	2.34	2.30	2.23	2.15	2.07	2.03	1.98	1.94	1.89	1.84
	23	4.28	3.42	3.03	2.80	2.64	2.53	2.44	2.37	2.32	2.27	2.20	2.13	2.05	2.01	1.96	1.91	1.86	1.81
	24	4.26	3.40	3.01	2.78	2.62	2.51	2.42	2.36	2.30	2.25	2.18	2.11	2.03	1.98	1.94	1.89	1.84	1.79
25	4.24	3.39	2.99	2.76	2.60	2.49	2.40	2.34	2.28	2.24	2.16	2.09	2.01	1.96	1.92	1.87	1.82	1.77	
26	4.23	3.37	2.98	2.74	2.59	2.47	2.39	2.32	2.27	2.22	2.15	2.07	1.99	1.95	1.90	1.85	1.80	1.75	
27	4.21	3.35	2.96	2.73	2.57	2.46	2.37	2.31	2.25	2.20	2.13	2.06	1.97	1.93	1.88	1.84	1.79	1.73	
28	4.20	3.34	2.95	2.71	2.56	2.45	2.36	2.29	2.24	2.19	2.12	2.04	1.96	1.91	1.87	1.82	1.77	1.71	
29	4.18	3.33	2.93	2.70	2.55	2.43	2.35	2.28	2.22	2.18	2.10	2.03	1.94	1.90	1.85	1.81	1.75	1.70	
30	4.17	3.32	2.92	2.69	2.53	2.42	2.33	2.27	2.21	2.16	2.09	2.01	1.93	1.89	1.84	1.79	1.74	1.68	
40	4.08	3.23	2.84	2.61	2.45	2.34	2.25	2.18	2.12	2.08	2.00	1.92	1.84	1.79	1.74	1.69			

$F_{0.1, p_1, p_2}$

		Grados de libertad para el numerador ( $v_1$ )																	
$p_1$	$p_2$	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	12	15	20	24	30	40	60	120
Grados de libertad para el denominador ( $v_2$ )	1	4052	4999.5	5403	5625	5764	5859	5928	5982	6022	6056	6106	6157	6209	6235	6261	6287	6313	6339
	2	98.50	99.00	99.17	99.25	99.30	99.33	99.36	99.37	99.39	99.40	99.42	99.43	99.45	99.46	99.47	99.47	99.48	99.49
	3	34.12	30.82	29.46	28.71	28.24	27.91	27.67	27.49	27.35	27.23	27.05	26.87	26.69	26.00	26.50	26.41	26.32	26.22
	4	21.20	18.00	16.69	15.98	15.52	15.21	14.98	14.80	14.66	14.55	14.37	14.20	14.02	13.93	13.84	13.75	13.65	13.56
	5	16.26	13.27	12.06	11.39	10.97	10.67	10.46	10.29	10.16	10.05	9.89	9.72	9.55	9.47	9.38	9.29	9.20	9.11
	6	13.75	10.92	9.78	9.15	8.75	8.47	8.26	8.10	7.98	7.87	7.72	7.56	7.40	7.31	7.23	7.14	7.06	6.97
	7	12.25	9.55	8.45	7.85	7.46	7.19	6.99	6.84	6.72	6.62	6.47	6.31	6.16	6.07	5.99	5.91	5.82	5.74
	8	11.26	8.65	7.59	7.01	6.63	6.37	6.18	6.03	5.91	5.81	5.67	5.52	5.36	5.28	5.20	5.12	5.03	4.95
	9	10.56	8.02	6.99	6.42	6.06	5.80	5.61	5.47	5.35	5.26	5.11	4.96	4.81	4.73	4.65	4.57	4.48	4.40
	10	10.04	7.56	6.55	5.99	5.64	5.39	5.20	5.06	4.94	4.85	4.71	4.56	4.41	4.33	4.25	4.17	4.08	4.00
	11	9.65	7.21	6.22	5.67	5.32	5.07	4.89	4.74	4.63	4.54	4.40	4.25	4.10	4.02	3.94	3.86	3.78	3.69
	12	9.33	6.93	5.95	5.41	5.06	4.82	4.64	4.50	4.39	4.30	4.16	4.01	3.86	3.78	3.70	3.62	3.54	3.45
	13	9.07	6.70	5.74	5.21	4.86	4.62	4.44	4.30	4.19	4.10	3.96	3.82	3.66	3.59	3.51	3.43	3.34	3.25
	14	8.86	6.51	5.56	5.04	4.69	4.46	4.28	4.14	4.03	3.94	3.80	3.66	3.51	3.43	3.35	3.27	3.18	3.09
	15	8.68	6.36	5.42	4.89	4.56	4.32	4.14	4.00	3.89	3.80	3.67	3.52	3.37	3.29	3.21	3.13	3.05	2.96
	16	8.53	6.23	5.29	4.77	4.44	4.20	4.03	3.89	3.78	3.69	3.55	3.41	3.26	3.18	3.10	3.02	2.93	2.84
	17	8.40	6.11	5.18	4.67	4.34	4.10	3.93	3.79	3.68	3.59	3.46	3.31	3.16	3.08	3.00	2.92	2.83	2.75
	18	8.29	6.01	5.09	4.58	4.25	4.01	3.84	3.71	3.60	3.51	3.37	3.23	3.08	3.00	2.92	2.84	2.75	2.66
	19	8.18	5.93	5.01	4.50	4.17	3.94	3.77	3.63	3.52	3.43	3.30	3.15	3.00	2.92	2.84	2.76	2.67	2.58
	20	8.10	5.85	4.94	4.43	4.10	3.87	3.70	3.56	3.46	3.37	3.23	3.09	2.94	2.86	2.78	2.69	2.61	2.52
	21	8.02	5.78	4.87	4.37	4.04	3.81	3.64	3.51	3.40	3.31	3.17	3.03	2.88	2.80	2.72	2.64	2.55	2.46
	22	7.95	5.72	4.82	4.31	3.99	3.76	3.59	3.45	3.35	3.26	3.12	2.98	2.83	2.75	2.67	2.58	2.50	2.40
	23	7.88	5.66	4.76	4.26	3.94	3.71	3.54	3.41	3.30	3.21	3.07	2.93	2.78	2.70	2.62	2.54	2.45	2.35
	24	7.82	5.61	4.72	4.22	3.90	3.67	3.50	3.36	3.26	3.17	3.03	2.89	2.74	2.66	2.58	2.49	2.40	2.31
25	7.77	5.57	4.68	4.18	3.85	3.63	3.46	3.32	3.22	3.13	2.99	2.85	2.70	2.62	2.54	2.45	2.36	2.27	
26	7.72	5.53	4.64	4.14	3.82	3.59	3.42	3.29	3.18	3.09	2.96	2.81	2.66	2.58	2.50	2.42	2.33	2.23	
27	7.68	5.49	4.60	4.11	3.78	3.56	3.39	3.26	3.15	3.06	2.93	2.78	2.63	2.55	2.47	2.38	2.29	2.20	
28	7.64	5.45	4.57	4.07	3.75	3.53	3.36	3.23	3.12	3.03	2.90	2.75	2.60	2.52	2.44	2.35	2.26	2.17	
29	7.60	5.42	4.54	4.04	3.73	3.50	3.33	3.20	3.09	3.00	2.87	2.73	2.57	2.49	2.41	2.33	2.23	2.14	
30	7.56	5.39	4.51	4.02	3.70	3.47	3.30	3.17	3.07	2.98	2.84	2.70	2.55	2.47	2.39	2.30	2.21	2.11	
40	7.31	5.18	4.31	3.83	3.51	3.29	3.12	2.99	2.89	2.80	2.66	2.52	2.37	2.29	2.20	2.11	2.02	1.92	
60	7.08	4.98	4.13	3.65	3.34	3.12	2.95	2.82	2.72	2.63	2.50	2.35	2.20	2.12	2.03	1.94	1.84	1.73	
120	6.85	4.79	3.95	3.48	3.17	2.96	2.79	2.66	2.56	2.47	2.34	2.19	2.03	1.95	1.86	1.76	1.66	1.53	
$\infty$	6.63	4.61	3.78	3.32	3.02	2.80	2.64	2.51	2.41	2.32	2.18	2.04	1.88	1.79	1.70	1.59	1.47	1.32	