

TESIS DOCTORAL

**BIORREACTORES DE CRECIMIENTO ADHERIDO Y
SUSPENDIDO OPERADOS POR CARGA Y
SECUENCIALMENTE PARA LA REMOCIÓN DE
NITRÓGENO**

Tesis presentada ante la ilustre
Universidad Central de Venezuela
por la MSc Griselda Ferrara de Giner
para optar al título de
Doctor en Ciencias de la Ingeniería

Caracas, 2008

© Ferrara de Giner, Griselda 2008
Hecho el Depósito de Ley
Depósito Legal lft487200862084

TESIS DOCTORAL

BIORREACTORES DE CRECIMIENTO ADHERIDO Y SUSPENDIDO OPERADOS POR CARGA Y SECUENCIALMENTE PARA LA REMOCIÓN DE NITRÓGENO

TUTOR ACADÉMICO: Dr. Armando Ramírez

Tesis presentada ante la ilustre
Universidad Central de Venezuela
por la MSc Griselda Ferrara de Giner
para optar al título de
Doctor en Ciencias de la Ingeniería

Caracas, 2008



**UNIVERSIDAD CENTRAL DE VENEZUELA
FACULTAD DE INGENIERÍA
COMISIÓN DE ESTUDIOS DE POSTGRADO.**

VEREDICTO

Quienes suscriben, Miembros del Jurado designado por el Consejo de la Facultad de Ingeniería y por el Consejo de Estudios de Postgrado de la Universidad Central de Venezuela, para examinar la Tesis Doctoral, presentada por la INGENIERO **GRISELDA FERRARA DE GINER**, portadora de la Cédula de Identidad 2.117.272, bajo el título "**BIORREACTORES DE CRECIMIENTO ADHERIDO Y SUSPENDIDO OPERADOS POR CARGA Y SECUENCIALMENTE PARA LA REMOCION DE NITROGENO**", a los fines de cumplir el requisito legal para optar al título de DOCTORA EN CIENCIAS DE LA INGENIERIA, dejan constancia de lo siguiente:

1.-Leído como fue dicho trabajo por cada uno de los Miembros del Jurado, éste fijó el día viernes 11 de enero de 2008 a las 3:00 p.m, para que el autor lo defendiera en forma pública, lo que éste hizo en la Auleta de Postgrado, mediante un resumen oral de su contenido, luego de lo cual respondió satisfactoriamente a las preguntas que le fueron formuladas por el Jurado; todo conforme a lo dispuesto en los Artículos 45, 49,50,51 y 52 del Reglamento de Estudios de Postgrado.

2.-Finalizada la defensa pública del trabajo, el Jurado decidió **aprobarlo** por considerar, sin hacerse solidario de las ideas expuestas por el autor, que se ajusta a lo dispuesto y exigido en el Reglamento de Estudios de Postgrado.

Para dar veredicto, el Jurado estimó que la obra examinada representa un aporte importante para el desarrollo y selección de sistemas de tratamiento de aguas residuales en la modalidad de remoción de nitrógeno.

En fe de lo cual se levanta la presente Acta, a los 11 días del mes de Enero de Dos Mil Ocho, dejándose también constancia de que, conforme a lo dispuesto en la normativa jurídica vigente actuó como Coordinador del Jurado el **Doctor ARMANDO RAMIREZ**

Dr. LUIS GARCIA B
CI: 3.979.409

Dr. JUAN CARLOS SANCHEZ*
CI: 3.713.523

Dr. ALBERTO RONDON
CI: 5.538.217

Dra. ANA VICTORIA GHANEM.
CI: 5.396.725

Dr. ARMANDO RAMIREZ
CI: 2.928.513
Coordinador

DEDICATORIA

A Antonio
quién soportó con su amor, comprensión y paciencia
tantas horas y días dedicados a este proyecto
y sin embargo siempre me dio ánimos

A mis hijos y nietos fuente de inspiración
para culminar esta etapa

AGRADECIMIENTOS

Quiero manifestar un reconocimiento muy especial a la memoria del Dr. Felipe Rodríguez, mi recordado tutor, compañero en el devenir universitario y amigo, quién gestó este proyecto y quién me impulsó, orientó y dio ánimos para iniciar este camino. Fui muy afortunada en conocerlo y compartir con él muchas horas de trabajo académico en nuestra querida universidad.

Deseo expresar mi agradecimiento al Dr. Armando Ramírez, mi tutor académico, quién tomó el relevo en el momento en que lo necesité y me dio aliento y apoyo en circunstancias difíciles impulsándome a finalizar y con su experiencia y valiosos consejos me orientó y asesoró en todo momento para darle la forma final a esta tesis.

Al Dr. Samir Marzuca, miembro de mi Comité Doctoral, le agradezco su interés y paciencia en revisar los borradores de esta tesis y su apoyo y acertadas sugerencias en la redacción de la misma.

A mis queridos estudiantes Diana Pasarella, Bettina Torcat, Mary Trini Sifontes, Moisés Portillo y Adrián Espinoza les expreso mi profundo reconocimiento por haber efectuado con gran dedicación los ensayos que le dieron forma a las experiencias que finalmente constituyeron la Fase 1 de este trabajo.

Al Ing. José Hernández, Técnico Químico adscrito al Laboratorio de Procesos Unitarios de DISA le agradezco su labor en la operación y mantenimiento del sistema combinado de la Fase 2, así como la realización de los análisis físico-químicos requeridos.

Mi sincera gratitud y aprecio a la Prof. María Virginia Najul, amiga y compañera, por su desinteresado apoyo y colaboración al brindarme parte de su ocupada agenda en darle la forma final al manuscrito.

Agradezco a la Br. Iralis González, mi pasante, por su gran ayuda en la realización de las tablas y gráficos.

Así mismo deseo expresar mi reconocimiento al Consejo de Desarrollo Científico y Humanístico de la Universidad Central de Venezuela por el financiamiento parcial de este trabajo a través del proyecto N° 09.12.1901.87 durante la Fase 1 y el Proyecto N° PI 08 12 5318-2003 durante la Fase 2.

A todos los que de alguna forma me dieron ánimos para que culminara este trabajo mi sincera gratitud.

Ferrara de Giner, Griselda

**BIORREACTORES DE CRECIMIENTO ADHERIDO Y SUSPENDIDO
OPERADOS POR CARGA Y SECUENCIALMENTE PARA LA
REMOCIÓN DE NITRÓGENO**

Tutor Académico: Dr. Armando Ramírez.

**Tesis. Caracas. U.C.V. Facultad de Ingeniería. Doctorado Individualizado en
Ciencias de la Ingeniería. Enero 2008, 260 páginas**

Palabras clave: remoción biológica de nitrógeno, nitrificación-desnitrificación, reactor por carga secuencial, reactor de biopelícula.

RESUMEN

Hoy en día es una práctica establecida que los procesos de nitrificación-desnitrificación estén incorporados en la mayoría de los diseños de plantas de tratamiento de líquidos residuales para garantizar la remoción de las formas oxidadas de nitrógeno, cuya presencia está asociada a la eutrofización de cuerpos de agua lénticos y a problemas de salud cuando existe aprovechamiento y reuso de aguas residuales. Así mismo los reactores por carga secuenciales, variante del conocido proceso de lodos activados, y cuyo funcionamiento es realizado en un marco temporal secuencial utilizando un único reactor para todos los pasos del proceso, es una alternativa económica viable a los sistemas de flujo continuo para remover nutrientes, especialmente en el caso de comunidades pequeñas e industrias cuyas descargas líquidas son fluctuantes.

El objetivo general de esta tesis es investigar sobre la remoción de nitrógeno por nitrificación-desnitrificación a través de procesos aerobios-anóxicos, utilizando líquido residual sintético de concentración débil, representativa de los efluentes domésticos del país, y utilizando biorreactores, de biopelícula y de crecimiento suspendido, operando en forma secuencial, y en particular el desempeño de un sistema formado por un reactor de crecimiento adherido acoplado con un reactor de lecho suspendido floculento.

La parte experimental fue dividida en dos fases. Las cuatro (4) experiencias de la fase 1 fueron diseñadas para realizar un ciclo de 24 horas incluyendo la secuencia típica de operación de los reactores por carga secuenciales: llenado, reacción (con o sin aireación), sedimentación y descarga. Para la experiencia 1 fue usado un lecho de crecimiento adherido, a escala de laboratorio, y hubo recirculación de los sólidos en el lecho durante la etapa de reacción. Las experiencias 2, 3 y 4 de esta fase permitieron analizar la desnitrificación usando uno (1) o tres (3) reactores por carga secuencial. Todas fueron operadas con un subciclo de 2 horas y 15 minutos para remover carbono (utilizando melaza equivalente a 150 mg/L de DQO) seguido de un subciclo de 21 horas y 45 minutos para desnitrificar (utilizando NaNO_3 con una concentración de 20 mg-N/L). Cada subciclo usaba un caudal de 6 l/d de alimentación. El ciclo básico diseñado para las tres experiencias

incluía solo 15 minutos de reacción durante el subciclo de remoción de carbono y 20 horas de reacción anóxica para el subciclo de desnitrificación. El lecho biopercolador usado en este estudio es un sistema prometedor para la conversión de amonio a nitrato y a nitrógeno gaseoso y el comportamiento hidráulico correspondió a un régimen de mezcla completa. Los RCS utilizados en la Fase 1 alcanzaron tasas de remoción de nitratos y nitrógeno total, en muchos casos mayores que las reportadas para procesos continuos y para RCS con secuencias operacionales semejantes a las propuestas aquí.

En la fase 2 fue diseñado un sistema combinado que incluía un reactor de biopelícula (RCSB) para nitrificar el líquido residual sintético de concentración débil (utilizando leche en polvo y pectona como fuente de carbono y NTK) y cuyo efluente servirá de alimentación a un reactor de crecimiento suspendido (RCS), donde es promovida la desnitrificación -ambos modelos usados en la fase 1-. El sistema opera en forma intermitente y secuencial 4 ciclos por día. Para sobreponerse a la disminución de materia carbonosa -asociada a la operación del RCSB- y requerida por las bacterias heterótrofas desnitrificantes, la alimentación del RCS se completa con una fracción volumétrica de agua cruda (α), restante del agua cruda de llenado ($1 - \alpha$) del RCSB. La secuencia típica de operación para ambos subsistemas (RCSB y RCS) fue: llenado, 15 min; reacción, 4h y 30 min; sedimentación, 45 min; descarga, 15 min. Adicionalmente se incluyó una fase de aireación/agitación de 15 minutos en el RCS antes de la sedimentación. Al finalizar el subciclo del RCSB el efluente nitrificado se envía al RCS en conjunto con la fracción volumétrica α de agua residual sintética cruda. Fueron utilizados tres valores de la fracción α : 0,5; 0,2 y 0. El RCSB iniciará en forma independiente un nuevo ciclo de nitrificación al terminar de alimentar con su efluente al RCS. De la misma forma el RCS, una vez completadas sus operaciones, iniciará un nuevo ciclo. La desnitrificación en el RCS alcanzó 99, 77 y 76 %, observándose valores de nitrato extremadamente bajos para α_1 (0,05 mg-N/L) y de 3,6 y 3,9 mg-N/L para α_2 y α_3 . No obstante, la introducción de NTK -al añadir la fracción de líquido residual- que mejoró la desnitrificación, por otra parte incrementó el N_t efluente ya que el ambiente anóxico del RCS no es apropiado para remover esta forma de nitrógeno. El sistema combinado propuesto permitió obtener resultados comparables a los obtenidos por otros investigadores trabajando con reactores por carga secuenciales tanto, en el caso de las tasas superficiales de formación de nitrato y remoción de amonio alcanzadas en el RCSB como con las tasas de desnitrificación obtenidas en el RCS y en este caso mostraron una relación directa con los valores α ensayados. La remoción de NTK en el RCSB muestra que el 37% sufrió desnitrificación y el 63% nitrificación. La desnitrificación llevada a cabo en el RCS fue superior al 75% y el sistema combinado permitió remover el 46% de N en el RCSB y el 54% en el RCS.

Los datos experimentales de desamonificación, desnitrificación y remoción de carbono se ajustaron al modelo de Monod en la zona donde es transformada en una cinética de primer orden ($K_{\text{saturación}} > C_N$). Dichos datos permiten ajustar los períodos de operación de los RCSB y RCS para obtener la conversión de amonio a nitrato y la desnitrificación de manera tal que el efluente cumpla con la normativa legal requerida.

INDICE

Contenido	Página
Resumen	vi
Índice	viii
Lista de Tablas	xiii
Lista de Figuras	xvi
Lista de abreviaturas y símbolos	xx
Capítulo 1. Introducción	1
Planteamiento del problema	4
Propósito de la tesis	8
Diseño y producción de la investigación	8
Objetivos	12
Alcance	13
Capítulo II. Revisión de la literatura	14
Reactores por carga secuenciales	16
Operación de los RCS	21
Comparación y analogía entre un sistema RCS y uno de flujo continuo	26
Parámetros relacionados con el desempeño de sistemas de crecimiento suspendido	28
Conducta de sedimentación de los lodos	28
Tasa de consumo de oxígeno	31
Reactores por carga secuenciales de biopelícula	32
Lechos biopercoladores	35
Remoción de nitrógeno por nitrificación-desnitrificación biológica	38
Nitrificación biológica	39
Microbiología y ecología de la nitrificación	40
Estequiometría de la nitrificación	42
Factores ambientales que afectan la nitrificación	43
Concentración de oxígeno	44

	disuelto	
	Temperatura	44
	pH	44
	Toxicidad	45
	Relación C/NTK	46
	Limitaciones de la difusión de oxígeno	47
	Desnitrificación biológica	48
	Microbiología y ecología	50
	Estequiometría	51
	Factores ambientales que afectan la desnitrificación biológica	52
	Oxígeno disuelto	52
	Relación C/N	52
	Temperatura	54
	pH	55
	Sustancias tóxicas	55
	Cinética de las reacciones biológicas	55
	Consideraciones sobre modelos cinéticos aplicados a tratamientos biológicos	59
	Cinética de la nitrificación	61
	Cinética de la desnitrificación	64
Capítulo III. Infraestructura y métodos		66
Fase I: Biorreactores de película y crecimiento suspendido para la nitrificación-desnitrificación		66
Reactor de crecimiento adherido		67
Operación		69
Formación de biomasa		70
Parámetros evaluados		72
Composición del agua		72
Reactor de crecimiento suspendido		73
Descripción		73

	Experiencia 2	75
	Parámetros físico- químicos y técnicas analíticas utilizadas	80
	Experiencia 3	81
	Experiencia 4	83
	Fase II: Sistema combinado	85
	Descripción del sistema	85
Capítulo IV. Resultados experimentales y discusión de la fase 1		91
	Experiencia 1. Biorreactor de crecimiento adherido	92
	Comportamiento hidráulico del lecho biopercolador	93
	Factores que afectan la tasa de nitrificación	97
	Efectos de las concentraciones altas de amonio	99
	Eficiencia, tasa de nitrificación y la producción de sólidos biológicos en el lecho biopercolador	101
	Experiencia 2. Biorreactor de crecimiento suspendido	102
	Análisis del modelo de RCS y de la eficiencia global del sistema propuesto	105
	Desnitrificación	108
	Sedimentabilidad del lodo	109
	Experiencia3: Tres biorreactores de crecimiento suspendido utilizando diferentes tiempos de aireación	111
	Efecto del tiempo de aireación sobre la tasa de biosorción del carbono y el oxígeno	113
	Análisis del efecto del tiempo de aireación sobre las características de sedimentabilidad de los lodos para el ciclo del carbono	118
	El efecto del tiempo de aireación sobre la tasa de desnitrificación (biosorción del nitrógeno)	119
	El efecto del tiempo de aireación sobre las características de sedimentabilidad de los lodos para el ciclo de desnitrificación	124
	Efectos relacionados con la sedimentabilidad de los lodos y su	126

comparación con otras investigaciones	
Experiencia 4: Tres biorreactores de crecimiento suspendido utilizando diferentes tiempos de aireación y sometidos a una sobrecarga orgánica (carga choque)	128
Tasa de desnitrificación	129
Sedimentabilidad de los sólidos biológicos y su relación con la tasa de respiración de oxígeno y de biosorción del carbono	139
Capítulo V. Resultados experimentales y discusión de la fase 2	149
Variación de parámetros característicos con la profundidad del lecho biopercolador	150
Nitrificación, remoción de carbono y desnitrificación	155
Nitrificación	159
Remoción de carbono	165
Desnitrificación	166
Relación C/N en la nitrificación	170
Relación C/N en la desnitrificación	171
Comportamiento del pH y la alcalinidad	173
Tasa de consumo de oxígeno (respiración) del lodo biológico, con sustrato limitado y en exceso en el RCS	175
Sedimentación en el RCS	180
Relación de la fracción volumétrica α y el desempeño del sistema global	186
Modelo cinético de la nitrificación y desnitrificación en el sistema combinado	188
Análisis del RCSB. Cinética de la nitrificación	190
Comprobación de la cinética de la nitrificación	191
Análisis del RCS. Cinética de la desnitrificación	193
Comprobación de la cinética de la desnitrificación	194
Modelo cinético de la remoción de materia carbonosa en el sistema combinado	196
Remoción de carbono en el RCSB	196
Remoción de carbono en el RCS	197
Comprobación de la cinética de la reacción de degradación de la materia orgánica	197
Capítulo VI. Conclusiones y recomendaciones	200

Referencias Bibliográficas	203
Apéndices	
Apéndice A: Composición de las aguas residuales y del grifo	212
Apéndice B: Programas de muestreo	214
Apéndice C: Evaluación hidráulica del reactor de biopelícula	218
Apéndice D: Datos de la experiencia 1 de la Fase 1: Biorreactor de película para la nitrificación	222
Apéndice E: Datos de la experiencia 2 de la Fase 1: Desempeño de un (1) reactor de lecho suspendido para desnitrificar	224
Apéndice F: Datos de la experiencia 3 de la Fase 1: Efecto del tiempo de aireación sobre la desnitrificación	231
Apéndice G: Datos de la experiencia 4 de la Fase 1: efecto de una sobrecarga orgánica sobre la desnitrificación	235
Apéndice H: Datos de la Fase 2 (sistema combinado) para la nitrificación y desnitrificación.	239
Apéndice I: Desarrollo de los modelos cinéticos para la nitrificación y desnitrificación	242

LISTA DE TABLAS

Número	Título de la figura	Página
Tabla 1-1	Composición típica de las aguas residuales domésticas en países industrializados y en Venezuela	6
Tabla 2-1	Rasgos distintivos de sistemas de lodos activados de volumen variable seleccionados	26
Tabla 2-2	Relaciones entre el IVL y las características de sedimentación de los lodos activos	30
Tabla 3-1	Composición de la solución estándar y de la alimentación para el subciclo del carbono y el de la desnitrificación	76
Tabla 3-2	Composición del agua residual sintética con la carga sencilla y con la sobrecarga orgánica	84
Tabla 3-3	Análisis del agua residual sintética utilizada en la Fase 2	90
Tabla 4-1	Valor promedio de los parámetros químicos de los ensayos iniciales para ajustar pH y alcalinidad. Concentración utilizada: 500 mg NH ₄ -N/L	92
Tabla 4-2	Valor promedio de los parámetros químicos correspondientes a las concentraciones de 500, 750 y 1000 mg NH ₄ -N/L	92
Tabla 4-3	Eficiencia de la nitrificación y tasa de nitrificación superficial para 500, 750 y 1000 mg NH ₄ ⁺ -N/L	96
Tabla 4-4	Valores promedio de la evaluación del sistema RCS durante el ciclo de desnitrificación	102
Tabla 4-5	Parámetros característicos de la sedimentación del lodo en el subciclo de desnitrificación	110
Tabla 4-6	Resumen de la evaluación de los RCS correspondiente al ciclo del carbono. Experiencia 3	116
Tabla 4-7	Resumen de la evaluación de los RCS correspondiente al ciclo de desnitrificación. Experiencia 3	120

Tabla 4-8	La biosorción del oxígeno y del carbono: su efecto sobre la sedimentabilidad del lodo para diferentes operaciones, procesos y sustratos	125
Tabla 4-9	Resultados de la evaluación de los reactores por carga secuenciales. Caso I correspondiente al ciclo del nitrógeno	130
Tabla 4-10	Resultados de la evaluación de los reactores por carga secuencial, caso II correspondiente al ciclo del nitrógeno	133
Tabla 4-11	Resultados de la evaluación de los reactores por carga secuencial, caso I, correspondiente al ciclo del carbono	138
Tabla 4-12	Resultados de la evaluación de los reactores por carga secuencial, caso II, correspondiente al ciclo del carbono	139
Tabla 5-1	Valores estadísticos de la evaluación del RCSB para $\alpha = 0,5$	155
Tabla 5-2	Valores estadísticos de la evaluación del RCS para $\alpha = 0,5$	155
Tabla 5-3	Valores estadísticos de la evaluación del RCSB para $\alpha = 0,2$	156
Tabla 5-4	Valores estadísticos de la evaluación del RCS para $\alpha = 0,2$	156
Tabla 5-5	Valores estadísticos de la evaluación del RCSB para $\alpha = 0$	157
Tabla 5-6	Valores estadísticos de la evaluación del RCS para $\alpha = 0$	157
Tabla 5-7	Porcentajes de nitrificación y remoción de amonio y NTK en el RCSB	158
Tabla 5-8	Tasas de nitrificación y remoción de amonio en el RCSB	159
Tabla 5-9	Porcentajes y tasas de remoción de la materia orgánica (base DQO)	164
Tabla 5-10	Porcentajes de desnitrificación y remoción de NTK y Nt en el RCS	166
Tabla 5-11	Tasas de desnitrificación	167
Tabla 5-12	Relación C/N en sistema combinado	170

Tabla 5-13	Tasas de respiración del licor mezclado, antes y después de la fase de pulido, con sustrato limitado (respiración endógena)	176
Tabla 5-14	Tasas de respiración del licor mezclado, antes y después de la fase de pulido, con sustrato en exceso	179
Tabla 5-15	Características de sedimentabilidad de los lodos del licor mezclado en el RCS	184
Tabla 5-16	Constantes de la nitrificación en el RCSB según modelo cinético de primer orden	191
Tabla 5-17	Constantes de la desnitrificación según modelo cinético de primer orden	194
Tabla 5-18	Constantes de la remoción de materia orgánica (DQO) en el RCSB según modelo cinético de primer orden	197
Tabla 5-19	Constantes de la remoción de materia orgánica (DQO) en el RCS según modelo cinético de primer orden	197

LISTA DE FIGURAS

Número	Título de la figura	Página
Figura 2-1	Fases de la operación durante un ciclo genérico de un RCS	22
Figura 2-2	RCS con llenado instantáneo y llenado lento, comparable a RFP y RMC respectivamente	27
Figura 2-3.	Esquema de un sistema de biopelícula	36
Figura 2-4.	Efecto de la relación C:N sobre la remoción de carbono y nitrógeno en un RMC operado bajo condiciones anóxicas.	54
Figura 3-1	Dimensiones del lecho biopercolador	68
Figura 3-2	Diagrama de flujo del sistema Lecho Biopercolador	70
Figura 3-3	Modelo del reactor por carga secuencial (RCS)	74
Figura 3-4	Diagrama de flujo y equipo para la operación del sistema RC S	78
Figura 3-5	Secuencia de Operación Típica de un RCS (Ejemplo Con 15 min de aireación)	79
Figura 3-6	Secuencia de operaciones de los dos subciclos (nitrificación; desnitrificación) que conforman un ciclo típico de seis horas	87
Figura 3-7	Diagrama de flujo del sistema combinado	89
Figura 4-1	Variación de la concentración de nitrito en el tiempo y con la profundidad para 500 mg NH_4^+ -N/L. Valor promedio	93
Figura 4-2	Variación de la concentración de nitrato en el tiempo y con la profundidad para 500 mg NH_4^+ -N/L. Valor promedio	94
Figura 4-3.	Variación de la concentración de nitrito en el tiempo y con la profundidad para 750 mg NH_4^+ -N/L. Valor promedio	94

Figura 4-4	Variación de la concentración de nitrato en el tiempo y con la profundidad para 750 mg NH ₄ ⁺ -N/L. Valor promedio	95
Figura 4-5	Variación de la concentración ^a de nitrito en el tiempo y con la profundidad para 1000 mg NH ₄ ⁺ -N/L. Valor promedio	95
Figura 4-6	Variación de la concentración de nitrato en el tiempo y con la profundidad para 1000 mg NH ₄ ⁺ -N/L. valor promedio	96
Figura 4.7	Variación de los sólidos suspendidos con la concentración de amonio	100
Figura 4-8.	Perfil promedio de nitrato durante la desnitrificación en el RCS	103
Figura 4-9	Perfil promedio de nitrógeno total durante la desnitrificación en el RCS	103
Figura 4 –10	Curva típica de sedimentación para RCS	109
Figura 4 -11	Curva promedio de biosorción de carbono (DQO)	113
Figura 4 –12	Curva promedio del oxígeno disuelto durante el ciclo del carbono	114
Figura 4 -13	Curva típica de respiración, ciclo del carbono	115
Figura 4 -14	Curva típica de respiración endogénica, ciclo del carbono	115
Figura 4 –15	Curva típica de sedimentabilidad, ciclo del carbono	118
Figura 4 –16	Curva promedio de la concentración de nitrato con el tiempo	119
Figura 4 –17	Curva promedio de la concentración de oxígeno disuelto durante el ciclo del nitrógeno	119
Figura 4-18.	Perfil promedio de nitrato para los tres RCS sometidos a una carga débil. (Caso I)	128
Figura 4-19	Perfil promedio de nitrito para los tres RCS sometidos a una carga débil (Caso I)	129
Figura 4-20	Perfil promedio de nitrógeno total para los tres RCS sometidos a una carga débil (Caso I)	131

Figura 4-21	Perfil promedio de nitrato para los tres RCS sometidos a una carga choque (Caso II)	131
Figura 4-22.	Perfil promedio de nitrito para los tres RCS sometidos a una carga choque (Caso II)	132
Figura 4-23.	Perfil promedio de nitrógeno total para los tres RCS sometidos a una carga choque (Caso II)	132
Figura 4-24	Perfil promedio de oxígeno disuelto en los RCS, Caso I. Ciclo del Carbono	136
Figura 4-25	Perfil promedio de oxígeno disuelto en los RCS, Caso I. Ciclo del Nitrógeno	137
Figura 4-26	Perfil promedio de oxígeno disuelto en los RCS, Caso II. Ciclo del Carbono	137
Figura 4-27	Perfil promedio de oxígeno disuelto en los RCS, Caso II. Ciclo del Nitrógeno	137
Figura 4-28	Perfil promedio de tasa de respiración (r_o) para RCS1, Caso II. Ciclo del Nitrógeno	140
Figura 4-29	Perfil promedio de tasa de respiración (r_o) para RCS2, Caso II. Ciclo del Nitrógeno	140
Figura 4-30	Perfil promedio de tasa de respiración (r_o) para RCS3, Caso II. Ciclo del Nitrógeno	140
Figura 4-31	Curvas de sedimentabilidad del RCS1. Caso II. Ciclo del carbono y ciclo del nitrógeno	143
Figura 4-32	Curvas de sedimentabilidad del RCS2. Caso II. Ciclo del carbono y ciclo del nitrógeno	143
Figura 4-33	Curvas de sedimentabilidad del RCS3. Caso II. Ciclo del carbono y ciclo del nitrógeno	143
Figura 4-34	Perfil promedio del carbono (DQO) en los RCS, Caso I. Ciclo del carbono	144
Figura 4-35	Perfil promedio del carbono (DQO) en los RCS, Caso II. Ciclo del carbono	146
Figura 5-1	Variación de la concentración de $\text{NH}_4\text{-N}$ con la altura, para $\alpha = 0,5$	150

Figura 5-2	Variación de la concentración de NO ₂ -N con la altura, para $\alpha = 0,5$	150
Figura 5-3	Variación de la concentración de NO ₃ -N con la altura, para $\alpha = 0,5$	151
Figura 5-4	Variación de la concentración de DQO con la altura para $\alpha = 0,5$	151
Figura 5-5	Variación de la concentración de N-orgánico con la altura para $\alpha = 0,5$	152
Figura 5-6	Valores promedio de los perfiles de concentración de las distintas formas de nitrógeno y DQO, en el RCSB y RCS, para $\alpha = 0,5$	161
Figura 5-7	Valores promedio de los perfiles de concentración de las distintas formas de nitrógeno y DQO, en el RCSB y RCS, para $\alpha = 0,2$	162
Figura 5-8	Valores promedio de los perfiles de concentración de las distintas formas de nitrógeno y DQO, en el RCSB y RCS, para $\alpha = 0$	163
Figura 5-9	Relación entre alfa (α) y la razón C/N en el afluente del RCS	171
Figura 5-10	Tasa de respiración del licor mezclado antes de la aireación con sustrato en exceso para $\alpha = 0,5; 0,2$ y 0 .	177
Figura 5-11	Tasa de respiración del licor mezclado antes de la aireación con sustrato limitado para $\alpha = 0,5; 0,2$ y 0 .	177
Figura 12	Tasa de respiración del licor mezclado después de la aireación con sustrato limitado para $\alpha = 0,5; 0,2$ y 0 .	178
Figura 5-13	Tasa de respiración del licor mezclado después de la aireación con sustrato en exceso para $\alpha = 0,5; 0,2$ y 0 .	178
Figura 5-14	Curva de sedimentabilidad del RCS para $\alpha = 0,5$	181
Figura 5-15	Curva de sedimentabilidad del RCS para $\alpha = 0,2$	182
Figura 5-16	Curva de sedimentabilidad del RCS para $\alpha = 0$	183
Figura 5-17	Simbología utilizada en el desarrollo del modelo	188

ABREVIATURAS Ó SÍMBOLOS

Abreviatura o símbolo	Significado
a_s	Área superficial específica del relleno del reactor de biopelícula
Anammox	<i>Anaerobic ammonium oxidation</i>
COT	Carbono orgánico total
C_s^0	Concentración afluente de sustrato carbonoso al sistema combinado
$\overline{C_N}$	Concentración afluente de nitrógeno al RCS del sistema combinado
$\overline{C_S}$	Concentración afluente de sustrato carbonoso al RCS del sistema combinado
C'_N	Concentración efluente de nitrógeno del RCSB
C'_S	Concentración efluente de sustrato carbonoso del RCSB
C_N	Concentración efluente de nitrógeno en el sistema combinado
C_S	Concentración efluente de sustrato carbonoso en el sistema combinado
DBO	Demanda bioquímica de oxígeno
$DBO_{5,20}$	Demanda bioquímica de oxígeno a 5 días y 20°C
DQO	Demanda química de oxígeno
EBN	Eliminación biológica de nitrógeno
f_s	Fracción de donantes de electrones usados en síntesis
IDEAL	<i>Intermittently decanted extended</i>

	<i>aeration lagoon</i>
ICEAS	<i>Intermittently cyclic extended aeration system</i>
IVL	Índice volumétrico de lodos
K_N	Constante de saturación para bacterias nitrogenadas
K_S	Constante de saturación media
MLE	Sistema modificado Ludzak-Ettinger
$\text{NO}_2^- \text{-N}$	Nitrito expresado como nitrógeno
$\text{NO}_3^- \text{-N}$	Nitrato expresado como nitrógeno
$\text{NH}_4^+ \text{-N}$	Amonio expresado como nitrógeno
NO_x	Formas oxidadas de nitrógeno ($\text{NO}_2 \text{-N} + \text{NO}_3^- \text{-N}$)
N_{Re}	Número de Reynolds
NTK	Nitrógeno Total Kjeldahl
N_T	Nitrógeno total
OUR	<i>Oxygen Uptake Rate</i>
OD	Oxígeno disuelto
RCS	Reactor por carga secuencial
RCSB	Reactor por carga secuencial de biopelícula
RFP	Reactor flujo pistón
RMC	Reactor mezcla completa
r_N	Tasa de eliminación de nitrógeno
r_{max}	Tasa máxima de eliminación de sustrato
r_C	Tasa de biosorción de carbono
$r_{N,Ti}$	Velocidad de nitrificación a la temperatura T_i
r_o	Tasa de respiración con exceso de sustrato
r_o	Tasa de respiración con exceso de sustrato específica

r_e	Tasa de respiración con sustrato limitado (endogénica)
r_{es}	Tasa de respiración con sustrato limitado específica
r_s	Velocidad de reacción
r_s	Tasa de sedimentación de los lodos
S	Concentración de sustrato
SS	Sólidos suspendidos
SST	Sólidos suspendidos totales
SSLM	Sólidos suspendidos en el licor mezclado
SSVLM	Sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado
SBR	<i>Sequenced batch reactor</i>
SBBR	<i>Sequenced biofilm batch reactor</i>
SOUR	<i>Specific oxygen uptake rate</i>
t_{cs}	Tiempo crítico para sedimentar
TRH	Tiempo de retención hidráulico
TRS	Tiempo de retención de sólidos
UNT	Unidades nefelométricas de turbiedad
USEPA	<i>United States Environmental Protection Agency</i>
V_m	Velocidad máxima
V_0	Volumen remanente de lodo del ciclo anterior en un RCS
V_{max}	Volumen de agua + lodo al inicio de la reacción en un RCS
Y	Coefficiente de producción celular
Y_N	Coefficiente de producción celular para bacterias nitrificantes
X	Concentración de microorganismos (biomasa)

α	Fracción volumétrica de agua residual usada en alimentación del RCS
θ	Factor de temperatura
ΔV_f	Volumen de agua residual introducida al RCS
ΔV_w	Volumen de exceso de lodos desechado en el RCS
ΔV_d	Volumen de sobrenadante descargado en el RCS
μ	Tasa de crecimiento específico de células
μ_{\max}	Velocidad máxima de crecimiento específico
μ_N	Velocidad de crecimiento específico de bacterias nitrificantes

CAPÍTULO I

INTRODUCCIÓN

Las aguas residuales producidas en Venezuela tienen características propias, entre otras, su concentración que permite calificarlas como “débiles” (concentración baja o diluida) y su composición que no sigue el patrón típico de otros países, los cuales, en forma general dan la pauta a nuestros ingenieros ambientales, con respecto a parámetros de diseño y operación, a falta de valores propios. Por ello, la experimentación con líquidos residuales representativos de nuestra realidad permite llenar tales vacíos.

Actualmente, la legislación ambiental de la mayoría de los países enfatiza la necesidad del tratamiento de las aguas residuales producidas por las comunidades para disminuir el impacto negativo sobre los recursos hídricos, que las mismas ejercerían si fueran vertidas crudas. El principal objetivo de los tratamientos primarios y secundarios a los que son sometidos los líquidos residuales es la disminución de la carga orgánica, especialmente la biodegradable, a los niveles que la normativa correspondiente establezca. Si el diseño y operación de tales sistemas es el apropiado, la remoción de la carga orgánica es alcanzada obteniéndose efluentes de calidad, en cuanto a este parámetro se refiere. No obstante, al mismo tiempo es producida la nitrificación de esos líquidos residuales y en una gran mayoría de situaciones los niveles de las formas oxidadas de nitrógeno, que constituyen nutrientes para la biota y en particular para el fitoplancton, sobrepasan los límites deseables para evitar el problema de la eutrofización, sobre todo en los cuerpos de agua lénticos y también influyen negativamente en el aprovechamiento y reuso de aguas residuales por la toxicidad de los nitratos.

Al evidenciarse el fenómeno de la eutrofización y su relación con la presencia de nutrientes, éstos fueron restringidos en la mayoría de las reglamentaciones a nivel mundial y también en nuestro país, como lo constata el decreto 883 (MARNR,1995)

sobre la clasificación y el control de la calidad de los cuerpos de agua y vertidos o efluentes líquidos así como el decreto 3219 (MARNR,1999) sobre la clasificación y el control de la calidad de las aguas de la Cuenca del Lago de Valencia, los cuales norman las concentraciones de nutrientes. Por todo ello, la remoción de nitrógeno de los efluentes líquidos de los biotratamientos ha llegado a ser obligatoria en los esquemas de tratamiento actuales.

Existen diversos métodos para resolver el problema de la remoción de nitrógeno de efluentes de tratamiento biológico. Entre otros, procesos físico-químicos como es el caso de intercambio iónico selectivo y despojamiento con aire a pH elevado, químicos como la oxidación usando una variedad de oxidantes tales como cloro, ozono y radicales libres, y también existe la alternativa de la remoción biológica de nitrógeno, y este es el propósito de la presente tesis.

La remoción biológica de nitrógeno es ampliamente aceptada por la comunidad científica al ser aplicable exitosamente a un amplio espectro de condiciones, y a costos generalmente inferiores a los que tienen los procesos físicos y químicos existentes, al reducir la necesidad de oxígeno y por ende de energía (Bailey y Thomas, 1975; Benefield y Randall, 1980; Grady, Daigger y Lim, 1999; Metcalf & Eddy, 2003). El nitrógeno orgánico (proteínas y compuestos relacionados) son convertidos en amonio por acción bacteriana (deaminación); posteriormente con la intervención de bacterias aeróbicas quimioautotróficas específicas (*Nitrobacter* y *Nitrosomonas*), el amonio pasa sucesivamente a nitritos y éstos a nitratos. Tales pasos constituyen la etapa de nitrificación. Los nitratos, la forma más oxidada de nitrógeno, pueden ser reducidos a formas de nitrógeno gaseoso por muchos géneros de bacterias heterotróficas y otras facultativas (ejemplo, *Achromobacter*, *Alcaligenes*, *Flavobacterium*, *Pseudomonas*, *Rhizobium* y *Spirillum*). Esta fase constituye la etapa de desnitrificación; dichas bacterias ejecutan un mecanismo respiratorio en donde reemplazan el oxígeno molecular por el nitrato como aceptor de electrones. Estas bacterias no requieren condiciones anaeróbicas estrictas sino una condición ambiental intermedia conocida como anóxica que acepta bajas tensiones de oxígeno o ausencia

del mismo. La trayectoria metabólica seguida por las mismas es una variante de la respiración aeróbica y es conocida como respiración anóxica (Gaudy y Gaudy, 1980; Grady et al., 1999).

La biodesnitrificación, en contraposición a la bionitrificación, requiere de una fuente de carbono orgánico para promover el crecimiento de las bacterias heterótroficas desnitrificantes. La fuente de carbono –donante de electrones- puede provenir de:

- Una fuente externa (exógena), como metanol u otro
- El interior de los microorganismos, carbono acumulado como fuente de energía (desnitrificación endógena o cuasiendógena)
- Materia orgánica del agua residual.

El uso de metanol o ácido acético ha sido muy popular pero tiene costos altos; una vía más económica es usar el carbono almacenado por la biomasa (carbono endógeno) en la fase de remoción de materia carbonosa o materia orgánica del agua residual. El uso de este sustrato alternativo durante la desnitrificación es una solución que ahorra costos operativos. En este caso las tasas de desnitrificación son menores y una forma de sobreponerse a este problema es exponer el lodo activo a ambientes aerobios (de corta duración) y anóxicos, alternadamente, o usar una fracción volumétrica del agua residual, lo cual trae como consecuencia que incrementa el contenido de nitrógeno Kjeldahl (Silverstein y Schroeder, 1983; Jones, Schroeder y Meyer, 1985; Abufayed y Schroeder, 1986a y b; Randall, Barnard y Stencel, 1992; Rittman y McCarty, 2001).

La remoción biológica de nitrógeno puede llevarse a cabo en una gran variedad de combinaciones de procesos y métodos biológicos. Puede efectuarse en reactores: de lecho móvil con crecimiento suspendido (tanques de mezcla completa, flujo pistón e híbridos), así como en lechos fijos y móviles de crecimiento adherido (lechos biopercoladores, torres de rellenos, biodiscos), semicontinuo o por carga. Para escoger la configuración apropiada hay que tomar en cuenta consideraciones de

factibilidad económica, problemas operacionales, grado de tratamiento requerido y flexibilidad de adaptación a condiciones cambiantes de operación.

PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

Desde la aparición de la especie humana sobre la tierra hubo interacciones con el ambiente físico y biótico que lo rodea resultando modificaciones del mismo, las cuales eran insignificantes en tanto que vivía en grupos muy pequeños y como recolector de frutos pero que comenzaron a tener impactos más drásticos cuando descubrió el fuego y comenzó las prácticas agrícolas. Este hito en la historia de la humanidad marcó el inicio de los conglomerados humanos que crecieron y por ende sus necesidades de cuestiones vitales como el agua y la tierra. Con el correr del tiempo las modificaciones ambientales han sido aceleradas y magnificadas debido al crecimiento demográfico. El recurso agua no escapó a estos impactos y su calidad desmejoró, sobre todo en las zonas densamente habitadas e industrializadas, aunque también las zonas rurales donde la actividad agrícola es alta puede encontrarse el problema de las aguas utilizadas para riego con el problema de la salinidad y la presencia de fertilizantes y plaguicidas en sus efluentes.

Para sobreponerse al impacto negativo de los efluentes líquidos, producto de las actividades antrópicas, fueron desarrollados sistemas de tratamiento que respondían a las exigencias de las comunidades y de los gobiernos. Hoy en día existe mayor conciencia en torno a la preservación del ambiente y las presiones para cumplir las regulaciones que intentan prevenir y controlar los efectos negativos sobre nuestros cuerpos de agua son cada vez más fuertes. Por todo ello, existe un fuerte desarrollo de una gran variedad de tratamientos de los líquidos residuales, entre los que destacan los enfocados a remover nutrientes, con particular énfasis en la remoción biológica de los mismos, campo actual de investigación a nivel mundial y donde nuevos descubrimientos han cambiado la forma de ver de muchas de las teorías convencionales aceptadas.

La naturaleza, composición y concentración de las aguas residuales y las condiciones ambientales afectan notablemente los procesos biológicos de los sistemas de tratamiento de las aguas residuales, lo cual es manifestado, entre otros, en la selectividad de los organismos, su tasa de crecimiento y rendimiento celular. También en aquellas con presencia de material en suspensión se ha observado que la etapa limitante del proceso es el “rompimiento” de las partículas por acción de las exoenzimas (Stainer, Adelberg e Imgrahan, 1976; Gaudy y Gaudy, 1980; Levine, Tchobanoglous y Asano, 1985 y 1991; Grady et al., 1999). Consecuentemente, la caracterización del agua y las condiciones ambientales son factores determinantes en la selección o fijación del sistema biológico de tratamiento.

La Tabla 1-1 –adaptada de Piedrahita y Tchobanoglous (1987) y actualizada con datos de Venezuela aportados por López (2002)- muestra una comparación de los valores absolutos y los aportes per capita volumétricos y máxicos de algunos parámetros físico-químicos de la composición de las aguas residuales entre algunos países industrializados y algunos lugares de Venezuela, observándose diferencias notables de los valores típicos entre los países citados en la mencionada tabla y los reportados para Venezuela. Japón presenta las concentraciones absolutas más bajas respecto al resto de los países, incluyendo a Venezuela. Sorprendente el contenido tan bajo de Sólidos Suspendidos Totales (SST) para Japón (70 mg/L); así como, Japón y Venezuela con el más bajo contenido de fósforo (aproximadamente 4 mg/L). Mayor información sobre la composición per capita de aguas residuales es presentada en el Apéndice A.

La Tabla 1-1 muestra las relaciones del contenido orgánico biodegradable y no biodegradable con relación al carbono biodegradable, al de nitrógeno y fósforo total, observándose diferencias marcadas en las proporciones DQO/DBO, DQO/N y DQO/P; relaciones – estequiométricas - que son factores que afectan notablemente la cinética de la remoción de nitrógeno- por nitrificación/desnitrificación biológica- , y de fósforo (Moore y Schroeder, 1970; Dawson y Murphy, 1973; Dodd y Bone, 1975; Engberg y Schroeder, 1975; Okey y Alberstson, 1989).

Tabla 1-1 Composición típica de las aguas residuales domésticas en países industrializados y en Venezuela

Característica	Unidades	Estados Unidos	Japón	Reino Unido	Alemania	Promedio Países Industrializados	Venezuela
Flujo per capita	m ³ /p x d	0,35	0,30	0,18	0,16	0,25	0,33
DBO	g/m ³	200	140	350	400	273	174
DQO	g/m ³	500	200	500	570	443	311
SST	g/m ³	200	70	350	400	255	218
NTK	g/m ³	40	21	50	57	42	25
P	g/m ³	10	3,5	15	17	11	4
DQO/NTK		12,5	9,5	10	10	10,6	12,4
DBO/NTK		5	7	7	7	7	7
DQO/DBO		2,5	1,4	1,4	1,4	1,6	1,8
DQO/P		50	57	33	34	40	78
Aporte másico per capita DBO	g/p x d	70	42	63	72	62	57
Aporte másico per capita DQO	g/p x d	175	60	90	103	107	103
Aporte másico per capita SST	g/p x d	70	21	13	72	57	72
Aporte másico per capita NTK	g/p x d	14	6	9	10	10	8
Aporte másico per capita P	g/p x d	4	1	3	3	3	1

Adaptado de Piedrahita y Tchobanoglous, 1985 y López, 2002

Desde 1972, Metcalf y Eddy (editores) han clasificado la composición típica de las aguas residuales de USA (Estados Unidos de América) en: débil, media y fuerte. Un resumen de algunos de los parámetros, para las concentraciones absolutas y los aportes per capita másicos, aparecen en el apéndice A (Metcalf y Eddy, 1972; 1979; 1991 y 2003). Es evidente, al observar las tablas (A-1 y A-2) del mencionado Apéndice y compararlas con la composición reportada para Venezuela, tabla 1-1, que las aguas residuales domésticas de Venezuela se clasifican en las concentraciones absolutas entre débil y media, pero en los valores relativos –per capita- son

clasificadas como débiles, en comparación con los valores reportados para USA. Para este caso de aguas residuales débiles, será difícil operar un sistema convencional de lodos activados, por la dificultad de producir sólidos biológicos y formar sólidos suspendidos biológicos floculentos en concentraciones entre 1.000 y 3.000 mg/L ó más, por la baja concentración de materia carbonosa disponible para síntesis celular (Rodríguez, 1985; 1997).

Thirumurthi y Orlando (1976) en sus experiencias con aguas residuales de este tipo recomiendan procesos bioquímicos definidos como: procesos biológicos complementados con químicos; así, solventan el problema de la formación de un flóculo que sea capaz de sedimentar por simple acción de la gravedad.

Para complementar, las aguas residuales de Venezuela han sido caracterizadas en términos de tamaño de las partículas, encontrándose diferencias con los valores reportados en la literatura en los tamaños clasificados tradicionalmente, como: disueltos, coloidales, supracoloidales y sedimentables (entre otros, Matsumoto, 1984; Levine, Tchobanoglous y Asano, 1985; Rodríguez, 1985; Tchobanoglous y Schroeder, 1985; Levine et al., 1991; Rojas, 1994; Rodríguez, Rojas y Ferrara de G., 1997, Metcalf & Eddy , 2003).

En resumen, la caracterización de las aguas residuales, junto a las condiciones ambientales y consideraciones económicas –según la información reportada anteriormente- indican que los estudios sobre la composición de las mismas dependen de la ubicación geográfica, costumbres, hábitos alimentarios, tipo de sistema de colección de los líquidos; así como también de los aportes de los efluentes de los líquidos industriales que descargan en los sistemas de recolección de las aguas residuales. Por consiguiente, el diagrama de flujo de la planta de tratamiento a proponer debe considerar y modificar, previo a la aplicación y utilización de información, los parámetros de diseño y operación-control provenientes de otras latitudes.

PROPÓSITO DE LA TESIS

El propósito de esta tesis es obtener una mejor comprensión y profundización de los factores y parámetros que afectan la remoción de nitrógeno mediante los procesos biológicos de nitrificación y desnitrificación, utilizando biorreactores de crecimiento adherido y suspendido –en forma independiente y combinados- operados por carga y secuencialmente; así como, agua residual sintética de concentración débil, típica de los efluentes domésticos de Venezuela. También aportará conocimiento mas profundo de la operación de los reactores por carga secuenciales; los cuales por su particular modo de trabajo por ciclos y operación intermitente son aplicables especialmente a pequeñas comunidades o industrias con descargas líquidas no constantes, a lo largo del día. La gran flexibilidad propia de estos reactores, y que los distingue de los sistemas continuos, los hace aplicables al caso de descargas de aguas residuales con cambios cualitativos y cuantitativos de su calidad a lo largo de un día, tal como los casos citados anteriormente. Adicionalmente, será desarrollado un modelo matemático determinístico –no estructurado- para poder optimizar el diseño y operación del proceso combinado y predecir la remoción de carbono y nitrógeno.

DISEÑO Y PRODUCCIÓN DE LA INVESTIGACIÓN

Esta sección presenta y describe como fueron integradas las dos fases (Fase 1 y Fase 2) que constituyen el proyecto de este trabajo. En el caso de la Fase 1 son presentadas cada una de las etapas (experiencias) consecutivas que la conforman y las cuales permitirán obtener valores óptimos para factores y condiciones de operación que posteriormente cristalizarán en el sistema combinado que constituye la Fase 2. Los datos experimentales que sirven como base para la Fase 1 son el resultado de trabajos de investigación que forman parte de una línea de investigación, enfocada al uso de reactores por carga secuenciales (Pasarella y Torcat, 1991; Portillo, 1994; Espinoza, 1996; Sifontes, 2000) y desarrollada en el Departamento de Ingeniería Sanitaria y Ambiental (DISA). Esta línea de investigación está orientada a la búsqueda de soluciones para el tratamiento de los líquidos residuales de pequeñas comunidades e

industrias cuyas descargas líquidas no sean constantes, ya que los reactores por carga secuencial están indicados como una alternativa válida para tales situaciones.

El trabajo fue enfocado, en su fase final (Fase 2), a la remoción de nitrógeno de agua residual sintética de concentración débil utilizando una configuración particular o sistema combinado, que consta de un lecho fijo (crecimiento adherido) para la nitrificación (denominado RCSB) acoplado a un reactor de crecimiento suspendido para la desnitrificación (denominado RCS) operando ambos en forma discontinua y secuencial.

Las cuatro experiencias que constituyen la Fase 1 aportarán resultados que permitirán optimizar la operación del sistema combinado de tratamiento utilizado en la Fase 2. Ellas permitirán evaluar factores y problemas que afectan: a la tasa de nitrificación en un reactor de biopelícula y a la tasa de remoción de carbono y desnitrificación en un reactor de crecimiento suspendido. En cualquiera de los casos, el propósito es evaluar la remoción biológica de nitrógeno con la modalidad de operación de reactores discontinuos y en forma secuencial.

La experiencia 1 es llevada a cabo en un biorreactor de película (a escala prepiloto) para la nitrificación utilizando un sustrato sintético con tres diferentes concentraciones de amonio, escogiéndose un ciclo de trabajo por día constituido por las etapas típicas de un reactor por carga secuencial. El desarrollo de esta experiencia permitirá adquirir conocimiento sobre este tipo de operación discontinua en un reactor de lecho adherido y sobre los tiempos de las diferentes etapas que conforman un ciclo de operación y así utilizar tal experiencia y las conclusiones derivadas, en el diseño de la Fase 2.

La experiencia 2 utiliza un reactor por carga secuencial (a escala prepiloto) para analizar el proceso biológico de desnitrificación con biosorción de carbono en la etapa aerobia de remoción de la materia carbonosa y utilizando como fuente de alimentación un agua residual preparada en el laboratorio (sintética) y representativa de un agua doméstica y de concentración diluida (débil). El ciclo de 24 horas estará constituido por dos subciclos: uno de 2 horas y 15 minutos para la remoción de

carbono, el cual promueve el almacenamiento de carbono al favorecer aireación mínima; seguidamente el subciclo para la desnitrificación endógena y cuasiendógena, al no requerirse una fuente externa de carbono, con una duración de 21 horas y 45 minutos; en cada subciclo se desarrollarán las etapas convencionales de un reactor por carga secuencial. La alimentación del 2º subciclo incluirá, además del lodo biológico remanente del 1º subciclo, la solución sintética con nitrato que sería objeto de la desnitrificación.

La experiencia 3 será llevada a cabo en tres biorreactores de crecimiento suspendido para la desnitrificación, idénticos al usado en la etapa precedente. El diseño de la operación será con base a la experiencia anterior, alimentándose con la misma fuente de agua residual sintética y utilizando los mismos tiempos para el subciclo de remoción de carbono y para el subciclo de desnitrificación, con la única excepción del tiempo de aireación, el cual variará para cada uno de los reactores mencionados y los lapsos serán de: 0; 15 y 30 minutos, con el objeto de determinar su efecto sobre la tasa de aireación, sobre la tasa de biosorción del carbono y del oxígeno y sobre las características de sedimentabilidad del lodo biológico y la calidad del efluente final.

La experiencia 4 continua investigando el comportamiento de los tres reactores, a escala prepiloto, utilizados en la etapa precedente, con el mismo tipo de alimentación en ambos subciclos y manteniendo los mismos tiempos de aireación. En esta oportunidad será evaluado el efecto de utilizar una sobrecarga orgánica (carga “shock”), sobre la tasa de desnitrificación a alcanzarse en el proceso. Así mismo serán interpretados los aspectos relacionados con los factores que afectan la sedimentabilidad del lodo biológico y la calidad del efluente final

La Fase 2 ensayará el comportamiento, a escala prepiloto, de un sistema biológico combinado, operado por ciclos e intermitente, para la remoción de nitrógeno por biotratamiento de un agua residual sintética. El sistema estará constituido por un reactor de crecimiento adherido acoplado con un reactor de crecimiento suspendido, ambos utilizados en la Fase 1.

El agua residual sintética a utilizarse como afluente del lecho biopercolador es de naturaleza sintética pero difiere de la utilizada en las experiencias previas; está constituida por leche en polvo, pectona, almidón, cloruro de amonio y otros nutrientes representativos de un agua residual de composición débil. En este caso el nitrato a utilizarse en la etapa de desnitrificación provendrá de la nitrificación del NTK de naturaleza sintética y utilizando como afluente el efluente del reactor de biopelícula.

Por otra parte para sobreponerse a la disminución de la materia carbonosa asociada a la reacción de degradación del sustrato orgánico llevada a cabo en el RCSB se propone sustituir la fuente de carbono externa convencional por una fuente interna como es el caso del mismo líquido residual que alimenta al sistema, representando un ahorro, en costos de operación. Entonces la alimentación del RCS estará constituida por el efluente del RCSB pobre en carbono y una fracción α de líquido residual crudo que aportará suficiente carbono a las bacterias desnitrificantes.

Con base a los resultados de la Fase 1 será optimizada la duración del ciclo de trabajo, tanto para la nitrificación como para la desnitrificación, y el tiempo de reacción para la nitrificación- llevada a cabo en el lecho biopercolador- y también el tiempo de reacción para la desnitrificación –llevada a cabo en el reactor de crecimiento suspendido-.

Las experiencias a escala prepiloto anteriormente descritas producirán un conjunto amplio de datos experimentales que permitirán profundizar en el conocimiento sobre una tecnología –para remover nitrógeno- aplicable y adaptable a pequeñas comunidades e industrias que comparten la realidad de producir efluentes líquidos con caudales y características variables y discontinuos a lo largo de un día; y además representativos de nuestra cultura, hábitos y costumbres.

El funcionamiento de los sistemas propuestos permitirá llegar a implementar una tecnología aplicable y adaptable a nuestras condiciones socio-económicas, que permitirá reducir los requerimientos de oxígeno, y por ende de energía; contribuyendo además a la preservación de los cuerpos de agua lénticos (lagos,

embalses y reservorios) al presentar una vía de solución al fenómeno de la eutrofización de tales cuerpos de agua.

OBJETIVOS

El objetivo general de esta tesis es investigar acerca del desempeño de biorreactores de crecimiento adherido o biopelícula y de crecimiento suspendido en forma independiente, así como evaluar el funcionamiento de un sistema combinado constituido por un RCSB para nitrificación y un RCS para la desnitrificación, operados en forma discontinua y secuencial, utilizando líquido residual sintético de concentración débil, representativa de los efluentes domésticos del país.

Los objetivos específicos de este estudio son:

- Evaluar:
 - El comportamiento de un reactor de crecimiento adherido o de biopelícula (RCSB), operado con reciclo de sólidos en forma discontinua secuencial para nitrificar un líquido residual sintético con concentraciones altas de amonio.
 - El comportamiento de los procesos aerobio-anóxicos utilizando un reactor de crecimiento suspendido operando discontinua y secuencialmente (RCS) para alcanzar la desnitrificación endógena.
 - La influencia del tiempo de aireación sobre el comportamiento de los procesos aerobio-anóxicos utilizando RCS para la remoción de nitrógeno.
 - El efecto de una sobrecarga orgánica durante la desnitrificación biológica endogénica de un líquido residual sintético en RCS, operando en condiciones aerobio-anóxicas.
 - El funcionamiento de un sistema combinado, RCSB para nitrificación y RCS para la desnitrificación, operado en forma discontinua y secuencial.

- La influencia del uso de una fracción volumétrica (α) de líquido residual incorporada a la corriente de entrada del RCS sobre el desempeño del sistema combinado.
- Determinar el efecto de la relación C/NTK para la nitrificación y C/NO_x para la desnitrificación.
- Analizar el ensayo de sedimentación del lodo biológico obtenido en la unidad de crecimiento suspendido (RCS) del sistema combinado, en aras de identificar problemas operacionales.
- Desarrollar un modelo determinístico de la nitrificación y desnitrificación llevadas a cabo en el proceso biológico combinado propuesto.

ALCANCE

Esta tesis pretende aportar una mayor comprensión, entendimiento y definición de una alternativa técnica de remoción de nitrógeno de los líquidos residuales mediante el uso de reactores biológicos combinados, tanto de lecho de crecimiento adherido como suspendido, que trabajan en forma secuencial.

CAPITULO II

REVISIÓN DE LA LITERATURA

Las aguas superficiales deben tener cotas de calidad que permitan la existencia de ecosistemas acuáticos saludables. Este grado de calidad incluye otros niveles necesarios para muchos otros usos de gran interés para las actividades humanas; ocupando un nivel muy alto está el uso como fuente de agua potable. Por ello es de primordial importancia mantener a los diversos cuerpos de agua naturales libres de sustancias contaminantes hasta un cierto grado generalmente reglamentado mediante normas. A nivel mundial las naciones hacen grandes esfuerzos para alcanzar y mantener estos valores patrones de dichos compuestos; una de las vías, es someter a los efluentes líquidos de las actividades humanas a sistemas de tratamiento de variada índole.

El propósito de los tratamientos de líquidos residuales es remover ciertos componentes de los mismos que por su naturaleza y concentración resultan perjudiciales para los cuerpos de agua (*ambiente acuático*) receptores de los mismos. Debido a que históricamente el efecto deletéreo más preocupante de dichos líquidos era el agotamiento de oxígeno, los tratamientos, en su mayoría, estaban enfocados en la eliminación de aquellos contaminantes que produjeran ese efecto. Los compuestos que demandan oxígeno ejercen tal acción por servir como fuente de alimento a los microorganismos acuáticos y los cuales usan oxígeno en su metabolismo. La mayoría de tales compuestos demandantes de oxígeno son de naturaleza orgánica y por ello los sistemas de tratamiento eran diseñados anteriormente para remover materia orgánica; y aun hoy en día tales sistemas siguen funcionando. La eficiencia del proceso depende de la efectividad en eliminar dicha materia orgánica.

Entre los contaminantes que pueden conseguirse en un líquido residual está el nitrógeno amoniacal proveniente de la transformación bioquímica del nitrógeno orgánico. Esta forma de nitrógeno es un demandante de oxígeno por su oxidación bioquímica a la forma de nitrito, y este a la forma de nitrato. Sin embargo, los sistemas de tratamiento antiguos no consideraban la transformación de este

compuesto, el cual aparecía, por consiguiente, en el efluente del sistema de tratamiento y era vertido a los ecosistemas acuáticos, donde posteriormente ocurrían las mismas transformaciones citadas promovidas por microorganismos que consumían oxígeno. Esto requiere contar con una cantidad de oxígeno disuelto en el sistema acuático que pueda responder a tal exigencia, sin embargo a medida que las poblaciones crecen y añaden además desechos industriales, mantener el ambiente aerobio es cada vez más difícil, llegando a la ausencia total de oxígeno disuelto; es decir un ambiente anaerobio. Para sobreponerse a esta demanda adicional de oxígeno ($4,57 \text{ g O}_2/\text{g NH}_4^+\text{-N}$) ocasionado por las transformaciones del nitrógeno amoniacal, y adicionalmente por la toxicidad de éste a microorganismos acuáticos (Grady et al., 1999), hoy en día el diseño de los sistemas de tratamiento de líquidos residuales incluyen una etapa aerobia nitrificante que realiza la tarea de oxidar nitrógeno amoniacal hasta su forma más estable, es decir nitrato. La presencia cantidades apreciables de nitratos en los cuerpos de agua produjo otro problema conocido como eutrofización cultural, especialmente en los sistemas acuáticos naturales denominados lénticos, como lagos y reservorios, que resulta en el incremento acelerado de la productividad biológica y por ende en una presencia excesiva de algas y plantas acuáticas. Adicionalmente, el incremento del reuso y aprovechamiento de las aguas residuales también exige bajos contenidos de nitrato, por su posible incidencia en enfermedades como la metahemoglobinemia infantil. (Fernicola, 1998).

La nueva situación obligó a los gobiernos a establecer controles más estrictos sobre el contenido de nitratos; y promovió el diseño de nuevas alternativas de tratamiento que removieran a los nitratos de la manera más eficiente y económica. La respuesta más aceptada es la desnitrificación biológica que aprovecha el metabolismo anóxico de ciertas bacterias heterotróficas que transforman a los nitratos en nitritos y posteriormente en formas gaseosas de nitrógeno como N_2 y N_2O .

Entonces, hoy en día, en la mayoría de los diseños de plantas de tratamiento de líquidos residuales deben estar incorporados los procesos de nitrificación-desnitrificación que garantizan la remoción del nutriente nitrógeno.

Los reactores por carga secuencial, variante del conocido proceso de lodos activados, y cuyo funcionamiento es realizado en un marco temporal secuencial utilizando un único reactor para todos los pasos del proceso, es una alternativa viable a los sistemas de flujo continuo para la remoción de carbono y nutrientes de líquidos residuales domésticos e industriales. Su valor potencial reconocido ha extendido su uso, especialmente en el caso de comunidades pequeñas e industrias cuyas descargas líquidas son fluctuantes o cuya programación de trabajo no incluye todos los días de la semana. No obstante, existe un amplio espectro de interrogantes sobre esta modalidad de biotratamiento y aun demanda trabajos de investigación para comprender y explotar mejor las ventajas que ofrece.

REACTORES POR CARGA SECUENCIALES DE CRECIMIENTO SUSPENDIDO

El sistema de tratamiento biológico mas ampliamente usado a nivel mundial (Grady et al., 1999) es el denominado “lodos activados”, el cual es un proceso de crecimiento suspendido que tiene al menos ocho variantes (aireación extendida, completamente mezclado, estabilización por contacto, convencional, oxígeno de alta pureza, selector, reactor por carga secuencial, alimentación por pasos, entre otros) cuyo denominador común es el uso de un cultivo de microorganismos de crecimiento suspendido floculento - generalmente aeróbicos, pero en algunos casos anóxicos o anaeróbicos- en el biorreactor y el empleo por algún medio de un reciclaje de biomasa. El objetivo primario del tratamiento es la remoción de la materia orgánica soluble (oxidación del carbono contenido en la misma). Bajo condiciones apropiadas también se puede remover nitrógeno (nitrificación seguida de desnitrificación) y fósforo. Cualquier tecnología que use el material sedimentado –con aspecto de barro o lodo- con posterioridad a una operación de oxidación de materia orgánica y que presente una alta actividad de digestión de nuevos materiales orgánicos logrando que se acelere la actividad celular en el sistema de oxidación se le adjudica el nombre de “lodos activados”.

La introducción del sistema de lodos activados se remonta a las primeras décadas del siglo XX cuando Arden y Lockett, demostraron que si no descargaban el humus biológico o sólidos formados y depositados durante el ciclo de aireación de líquido residual en un sistema de carga y descarga se conseguía el tratamiento del mismo y además hallaron que si la cantidad de humus biológico depositado aumentaba, el tiempo requerido para cada oxidación exitosa disminuía, hasta el punto que fue posible completar la oxidación de una muestra fresca de residual crudo dentro de 24 horas. Arden y Lockett llamaron “lodos activados” a los sólidos biológicos depositados. (Wilderer, Irving y Goronszy, 2001). En ese momento el sistema se desarrolló como un proceso por cargas; un protocolo de operación típico propuesto por Arden y Lockett fijaba cuatro fases de operación: llenado, reacción, sedimentación y descarga, la duración de las cuales dependía del porcentaje de lodos usados. Rápidamente, se aplicaron estos resultados y así entre 1914 y 1920 se construyeron varias plantas a escala completa en Inglaterra (cuatro) y en USA (cinco). Dificultades tales como la necesidad de limpieza frecuente de los difusores de burbuja gruesa que se obstruían durante la fase de sedimentación con mas frecuencia que al usar sistemas de flujo continuo y que requerían una laboriosa limpieza manual de las piedras difusoras, problemas en la decantación, lo cual conducía a la producción de un efluente de alta turbiedad, y la necesidad de control manual de cada una de las diferentes etapas que conformaban un ciclo de operación, condujeron a que se afianzara el modo de operación con flujo continuo y virtualmente todos los sistemas que operaban discontinuamente entre 1914 y 1920 se convirtieron a sistemas de flujo continuo, cuyo control estaba bien desarrollado y requería mínima supervisión y mantenimiento; al mismo tiempo se paralizó cualquier intento de mejorar o investigar sobre el diseño y operación eficiente de los sistemas por carga.

A partir de 1951 comienza a resurgir el interés en los procesos por cargas y así Hoover y colaboradores en USA lo usan para la industria láctea y Pasveer en 1959 en Holanda reintroduce el sistema de lodos activados de volumen variable. Mas tarde, en la década de los 70, en Nueva Gales del Sur (Australia) Goronszy incursiona en este campo y en forma paralela Irvine y Busch en la Universidad de Notre Dame (USA)

también lo hacen y se comienzan a resolver muchos de los problemas que limitaban el desarrollo del modo de operación por cargas: avances en el control automatizado, en la decantación y disminución de la turbiedad del efluente. Además el método operacional desarrollado para los lodos activados discontinuos o por cargas ha resultado en la disminución de los requerimientos de oxígeno, lo cual incide en ahorro energético. (Wilderer et al., 2001).

Desde 1977 la Agencia de Protección Ambiental (EPA) de los Estados Unidos favoreció la búsqueda de sistemas de tratamiento de bajos costos de capital y operación, para áreas rurales, diferentes a tanques sépticos o plantas paquetes; anteriormente las lagunas fueron escogidas pero la generación de algas no permitía cumplir los requerimientos (Irving, Miller y Singh, 1979). En los años 1980-81 la EPA decidió experimentar con reactores operados por cargas y secuencialmente y obtuvieron resultados altamente satisfactorios.

El término “sequential batch reactors” (SBR) fue utilizado por Irvine y Davis en 1967 (Wilderer et al., 2001) para bautizar el sistema de volumen variable con el que estaban trabajando (donde una alta densidad de biomasa activa quedaba retenida al sedimentar y disponible para la siguiente operación) y el enfoque lo dirigían a un sistema con alimentación y descarga periódica. En la “Purdue Industrial Waste Conference” en 1971 los autores arriba citados introdujeron el término para describir un tipo específico de proceso periódico de lodo activado diseñado para tratar líquidos residuales provenientes de la fabricación de ciertos carbohidratos; el sistema se caracterizaba por repetición continua de períodos llamados de llenado, reacción, sedimentación, descarga y reposo, cada uno definido de acuerdo a su posición y función dentro del ciclo. A partir de ahí el término ha tenido amplia aceptación en la comunidad de investigadores e ingenieros y ahora es usado corrientemente para varias versiones de sistemas de volumen variable como IDEAL (laguna de aireación extendida decantada intermitentemente), ICEAS (sistema de aireación extendida cíclico intermitente), además de los SBR mismos. El Departamento de Ingeniería Sanitaria y Ambiental de la UCV ha decidido utilizar la acepción “reactor por carga

secuencial” (RCS) como la expresión en español del término SBR; aunque cabe acotar que en publicaciones traducidas al español como la de Armenante (1997) y Metcalf y Eddy (1995) aparece como “reactor discontinuo secuencial”. Similarmente al sistema RCS para lodos activados, la tecnología periódica puede ser aplicada a un reactor de biopelícula (caso del lecho biopercolador), en cuyo caso la sigla SBBR en inglés le correspondería RCSB (reactor por carga secuencial de biopelícula) en español. Esta tecnología provee cambios periódicos de las condiciones del medio, permitiendo el enriquecimiento y control de una amplia variedad de microorganismos en un cultivo de biopelícula.

Las aplicaciones primarias para un RCS incluyen pequeñas comunidades, establecimientos institucionales e industrias, cuyas descargas líquidas no son constantes o cuya programación de trabajo no incluye todos los días de la semana. Otros ejemplos incluyen campamentos vacacionales y resorts, los que requieren flexibilidad operacional (Irving, Miller y Singh, 1979; Ferrara-Giner, 2002). Adicionalmente la tecnología de RCS ha sido utilizada exitosamente para el tratamiento de líquidos residuales de tenería y otros con altas concentraciones de materia orgánica y nutrientes, como los provenientes de establecimientos para crianza de cerdos, caracterizados por cambios frecuentes en la composición (Poo, Jun, Lee, Im, Woo y Kim, 2004; Ganesh, Balaji y Ramanujan, 2006).

En un RCS tiene lugar el mismo proceso (oxidación del contaminante, sedimentación de los lodos y recirculación) que lleva a cabo un sistema convencional de lodos activados continuo, todo dentro de un marco temporal-secuencial que utiliza un único tanque para todos los pasos del proceso que ahora tiene lugar uno tras otro discontinuamente (Armenante, 1997).

Desde el punto de vista del equipamiento utilizado, un RCS es similar a un reactor convencional con aireación que incluye sistemas de aireación, agitación y decantación, sin embargo, a diferencia de los sistemas continuos, el RCS tiene un equipo decantador flotante y el cual está conectado a una bomba para vaciar el reactor.

La ventaja de los RCS es que pueden asimilar grandes variaciones de cantidad y calidad del afluente con poca probabilidad de fallar (Rittmann y MacCarty, 2001). No sucede igual con el sistema de lodos activados convencional en el cual un incremento en el caudal del afluente provoca un menor tiempo de retención del líquido a tratar (tiempo de retención hidráulico) en el reactor con el consiguiente desmejoramiento de la reacción y/o la clarificación. También la presencia de compuestos tóxicos o cambios importantes en la carga orgánica pueden provocar alteraciones en la dinámica de las asociaciones microbianas. En cambio un RCS puede prolongar el tiempo de retención hasta que la población microbiana se recupere y complete el proceso de depuración. De la misma forma puede permitir una sedimentación satisfactoria de los lodos antes de la descarga. Todo esto no es más que la demostración de la mayor flexibilidad de los procesos discontinuos.

Por otra parte, los RCS se pueden operar como un sistema de flujo continuo (realmente de flujo semi continuo) de líquido residual, si son usados varios reactores trabajando en diferentes fases del ciclo de trabajo, por lo cual siempre habrá uno en la fase de llenado que aceptará el afluente y otro en la fase de descarga.

En un proceso continuo el entorno requerido para lograr una variedad de objetivos es desarrollado en el espacio a medida que el agua residual y la biomasa fluyen de tanque en tanque dentro del sistema. Como cada tanque tiene un volumen fijo, el tiempo de residencia hidráulico (TRH) es constante para una tasa de flujo dada del afluente. Para cambiar esos tiempos es necesario alterar el tamaño de los tanques, cuestión que no es fácil de alcanzar. Por el contrario, es posible, alcanzar los mismos resultados en un reactor por carga secuencial cambiando el entorno temporalmente. En esta situación, si el tiempo relativo dedicado al entorno particular no permite alcanzar el resultado deseado, puede cambiarse con facilidad reprogramando los controles que prenden y apagan las bombas y sopladores y demás aditamentos.

En un RCS el volumen “virtual” del reactor varía en el tiempo mientras que uno tradicional de flujo continuo permanece constante en el tiempo. Los mismos pasos que tiene lugar en el sistema de lodos activados convencional de flujo continuo

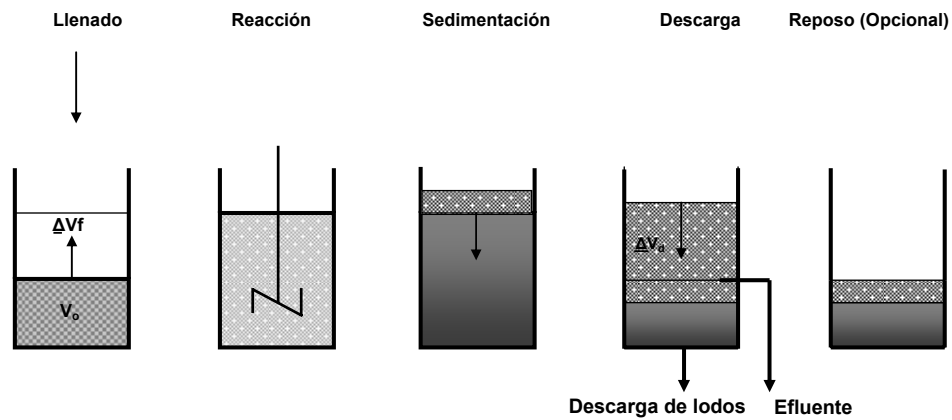
(aireación, sedimentación de los lodos, y recirculación) y en dos tanques (reactor y sedimentador) se producen en el RCS uno tras otro en forma secuencial y discontinua y en un solo tanque. A causa de que los sistemas por carga no son diseñados para ser operados bajo condiciones estacionarias, las fluctuaciones en la tasa de flujo y en la composición del afluente pueden manejarse más fácilmente por la naturaleza dinámica del proceso (Dennis e Irvine, 1979). La igualación del flujo y la atenuación de picos de carga orgánica son inherentes al proceso por cargas.

OPERACIÓN DE LOS RCS

Un RCS es una configuración de operación intermitente del sistema de lodos activados que opera en un solo tanque, separando en el tiempo aquellos procesos que en una operación convencional de flujo continuo se separan espacialmente. Esto elimina la necesidad de reactores y clarificadores separados; los procesos de homogenización de flujo, la reacción propiamente dicha y la sedimentación, se logran en un mismo reactor debido al modo de operación discontinuo.

El proceso bajo el cual opera un RCS es periódico, o también llamado de carga y descarga, o cíclico. En general, se puede resumir que el proceso es discontinuo y que durante un día pueden repetirse en forma secuencial varios ciclos cada uno de los cuales está conformado por una serie de fases o etapas del proceso.

Las fases son básicamente: llenado, reacción, sedimentación (o clarificación), descarga (o decantación) y reposo (opcional); cada una de estas fases tendrá una duración que dependerá del diseño de operación escogido de acuerdo a los objetivos específicos de tratamiento, para un ciclo definido. La consideración es que ninguna conversión biológica ocurre durante las fases de sedimentación, descarga y reposo. La siguiente figura esquematiza las fases de operación de un ciclo. El tiempo total de un ciclo incluye desde el inicio de la fase de llenado hasta el comienzo de la siguiente fase de llenado. A continuación la descripción con más detalle de las fases típicas que constituyen la operación de un RCS.



Adaptado de Wilderer et al, 2001

Figura 2-1. Fases de la operación durante un ciclo genérico de un RCS

La fase de llenado tiene como objetivo añadir el agua residual cruda (sustrato) o efluente primario, según sea el caso, al tanque (reactor) donde existe lodo activo sedimentado del ciclo previo; puede llevarse a cabo siguiendo estrategias o protocolos diferentes con base a la entrada de energía al sistema: a) llenado estático, sin ninguna entrada de energía al sistema permitiendo solo la acumulación de sustrato en el tanque; b) llenado con mezcla, pero sin aireación forzada, lo cual permite una mínima actividad aeróbica y típicamente se llevan a cabo reacciones anóxicas o anaeróbicas; c) llenado con aireación, lo cual permite mezcla con aireación forzada y favorece reacciones aeróbicas y con frecuencia son producidas simultáneamente reacciones anóxicas, si son conjugadas: presencia de formas oxidadas de nitrógeno, concentración de oxígeno disuelto suficientemente baja y existencia de un suministro de donantes de electrones adecuado. El llenado estático, sin mezcla ni aireación, significa que cuando comienza la aireación existirá una alta concentración de sustrato; una razón alimento/microorganismos alta crea un ambiente favorable para los organismos formantes de flóculos frente a los filamentosos, produciendo buenas características de sedimentación para el lodo (USEPA, 1999).

El período de llenado determina las características hidráulicas del biorreactor. Si el tiempo es corto se consigue un factor de carga instantáneo alto y esto hace al proceso equivalente a un sistema continuo con una configuración de tanques en serie, lo cual a

su vez es análogo a un flujo pistón. En tal caso la biomasa se expone inicialmente a altas concentraciones de materia orgánica y otros constituyentes del agua residual, pero en el tiempo esta concentración va disminuyendo. Por otra parte, si el tiempo de llenado es largo el factor de carga instantáneo obtenido es pequeño y el comportamiento del sistema es similar a uno de flujo continuo completamente mezclado donde la biomasa es sometida a concentraciones bajas y relativamente constantes de los constituyentes del líquido residual. (Grady et al., 1999).

La fase de reacción sigue secuencialmente a la fase de llenado y promueve el ataque de la biomasa a la carga orgánica con su consiguiente degradación. Durante esta etapa se pueden seguir varias estrategias: reacción con mezcla pero sin aireación forzada, lo cual provoca una actividad aeróbica mínima y favorece las reacciones anóxicas y posiblemente las anaeróbicas; reacción aireada con entrada de aire forzada favoreciendo así las reacciones aeróbicas. Adicionalmente, continúan realizándose algunas reacciones iniciadas en la etapa anterior.

Como puede deducirse a partir de los párrafos precedentes, muchas veces no es posible diferenciar entre la fase de llenado y la de reacción, por cuanto ésta última puede comenzar durante el llenado si el ambiente bajo el cual se desarrolla lo permite; esto es evidente cuando mezclamos y/o aireamos y entonces ocurre algo de crecimiento de biomasa y utilización del sustrato. En tales casos es procedente hablar de la fase combinada de llenado y reacción, debido a que es necesario un período total de reacción para alcanzar los objetivos del proceso. Es posible combinar un período de llenado corto seguido de un período de reacción largo y a la inversa un período de llenado largo con un período de reacción propiamente dicha muy corto. Sin embargo, las dos etapas deben ser especificadas separadamente por el impacto que cada una tiene sobre el desempeño del sistema (Grady et al., 1999).

Los períodos de llenado y de reacción serán escogidos según los objetivos del tratamiento. Así, si ambos períodos (llenado y reacción) son aeróbicos ocurrirá oxidación de carbono y adicionalmente nitrificación por la extensión de la aireación. Si la aireación es eliminada manteniendo la mezcla permite la desnitrificación (si

estuviera presente nitrato). Si el nitrato es generado por nitrificación durante el período de reacción y permanece retenido en el biorreactor al finalizar la descarga y en una etapa temprana de llenado en el siguiente ciclo es planificado mezcla sin aireación, el comportamiento del RCS es como un sistema modificado Lutzak-Ettinger de flujo continuo. Además, si más tarde en la fase de reacción es incluido otro intervalo con mezcla sin aireación el RCS actúa como un proceso Bardenpho. Si la operación del RCS incluye un TRS corto, tal que no exista producción de nitrato, la mezcla sin aireación durante el llenado y reacción puede conducir a la selección de organismos acumuladores de fosfato permitiendo al RCS comportarse como los sistemas continuos patentados Phoredox o A/IO (Grady et al., 1999; Wilderer et al., 2001).

La fase de sedimentación tiene como objetivo conseguir un sobrenadante clarificado como efluente del sistema. De la misma forma que en un proceso continuo, en esta fase es alcanzado un efluente clarificado apropiado para descargar y la biomasa (lodo activo) es retenida para controlar el TRS.

Esta operación es llevada a cabo bajo condiciones completamente estáticas, de quietud y debe enfatizarse esto porque tales condiciones de quiescencia consiguen mayor eficiencia en este proceso por cargas que en un reactor convencional de flujo continuo por los altos valores de N_{Re} que éstos últimos presentan (superiores a 10.000) y además las corrientes secundarias o cortocircuitos que pueden observarse, no pudiéndose considerar reposo absoluto, a pesar de que el diseño supone tales condiciones (Metcalf & Eddy, 1991).

La fase de descarga o decantación (vaciado) permite extraer el agua clarificada del reactor hasta un cierto nivel del mismo que variará según sea el diseño escogido permitiendo al tiempo que en el tanque quede biomasa sedimentada que constituye los lodos activados que tipifican estos sistemas como una variante de los lodos activados de flujo continuo; los lodos son retenidos para que estén disponibles para tratar la siguiente carga que llegará al tanque. En aquellos casos donde se requiera desnitrificar, el volumen de lodo retenido debe ser proporcionalmente grande al

volumen del efluente para proveer el nitrato que posteriormente sufrirá la desnitrificación. En tal caso puede decirse que el volumen retenido es análogo, en un proceso continuo, al volumen combinado de lodo retenido más la recirculación del licor mezclado, con la ventaja de no necesitar una línea de retorno (Wilderer et al., 2001).

La fase de reposo no es una parte funcional del ciclo y se concibe como un tiempo de reserva que puede ser añadido, si es necesario a cualquiera de las otras fases, aunque generalmente se incluye después de la decantación; permite lograr mayor flexibilidad en la operación y en particular es importante cuando se tiene un sistema de tanques múltiples, porque permite sincronizar cada uno de los RCS ocasionando que un reactor termine su fase de llenado antes de conectar otra unidad, consiguiéndose así continuidad en la entrada del afluente del sistema; esta fase puede eliminarse si existe un tanque de homogeneización o algún otro método de manejar el exceso de flujo de entrada.

Formando parte de la operación debe considerarse la purga o descarga del exceso de los lodos. Para efectos de controlar el Tiempo de Retención de Sólidos (TRS) debe desecharse una cierta cantidad de lodos. Esta fase no es incluida como una de las cinco básicas del ciclo, porque no existe un momento fijado para la purga de los lodos; puede realizarse en la fase de sedimentación o en la de reposo pero también es posible hacerlo al final del período de reacción. Una característica única de los RCS es que, al no necesitarse una línea de retorno de los lodos activados, la recirculación es interna con el consiguiente ahorro en equipos.

En la figura 2.1, en la cual se muestra un ciclo genérico, se observa que el volumen de agua residual introducida en el reactor es ΔV_f y se añade al volumen estacionario de lodo remanente del ciclo anterior (V_o); al final de la fase de llenado el reactor contiene $V_{max} = V_o + \Delta V_f$. Una vez que la fase de reacción ha finalizado y la energía de mezcla ha sido disipada comienza la sedimentación; después de desechar el exceso de lodos (ΔV_w) se descarga el sobrenadante tratado (ΔV_d) y entonces el reactor está disponible para un nuevo ciclo.

En algunos sistemas de lodos activados de volumen variable no hay fase de reacción distinta y la sedimentación y descarga ocurren mientras el afluente entra al sistema. La siguiente tabla describe brevemente esas diferencias para algunos sistemas de lodos activados de volumen variable seleccionados (Wilderer et al., 2001).

Tabla 2-1. Rasgos distintivos de sistemas de lodos activados de volumen variable seleccionados

Nombre sistema	Afluente	Fase de reacción distinta	Fase de sedimentación distinta	Efluente	Fase de reposo distinta
Tecnología de lodos activados cíclica	Periódico	No	Si	Periódico	No
Aireación extendida cíclica intermitente	Continuo	No	No	Periódico	No
Zanja Intermitente de Pasveer	Continuo	No	No	Periódico	No
RCS con tanque de igualación	Periódico	Si	Si	Periódico	No
RCS sin tanque de igualación	Periódico	Si	Si	Periódico	Si

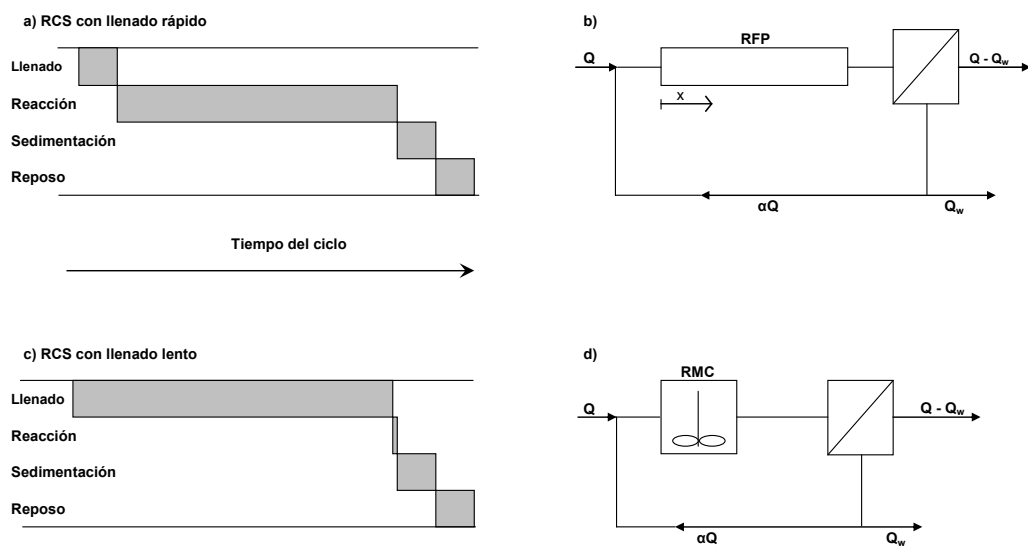
(Wilderer et al, 2001).

Comparación y Analogía entre un Sistema RCS y uno de Flujo Continuo

La flexibilidad de un RCS es muy grande. Dependiendo del modo de operación, un sistema RCS puede comportarse como un reactor Flujo Pistón (RFP) o como un reactor mezcla completa (RMC); dependerá de la relación entre el tiempo de llenado y el tiempo total del ciclo. La remoción de materia orgánica durante el período de reacción procede en el tiempo en forma idéntica a las variaciones espaciales esperadas para un reactor ideal flujo pistón en estado estacionario (sistema de flujo continuo); si el período de llenado es corto, el proceso se caracteriza por un factor de carga instantáneo alto, haciendo al sistema análogo a un sistema continuo con una configuración de tanques en serie, la cual es el equivalente a un RFP en estado estacionario. Así, el grado de acumulación de sustrato soluble en el licor mezclado durante el llenado y el tiempo previsto para la reacción determina la extensión a la cual un sistema RCS simula un flujo pistón ideal de flujo continuo; en tal caso la

biomasa se expondrá inicialmente a altas concentraciones de materia orgánica y de los otros constituyentes del agua residual, pero la concentración irá decayendo con el tiempo. Por otra parte, un sistema RCS con un período de llenado extendido (con un factor de carga instantáneo pequeño) durante el cual la biomasa se enfrentará con poca acumulación de sustrato soluble, simula un RMC (de flujo continuo).

La figura 2-2 muestra 2 ciclos para RCS, el primero con llenado instantáneo (o de golpe) y el segundo con llenado lento (o extendido) y al mismo tiempo muestra a un RFP y un RMC comparables respectivamente a los primeros. La recirculación de lodo y agua tratada en el RFP es comparable al lodo remanente en el RCS después de la descarga (V_0).



Fuente: Wilderer et al, 2001

Figura 2.2. RCS con llenado instantáneo y llenado lento, comparable a RFP y RMC respectivamente.

La ecuación de balance de masas para un RCS con llenado lento es similar a la de un RMC en estado no estacionario de volumen variable. Tal como fue concebido originalmente, la operación de un RCS incluye un período de reacción después del llenado. Así un sistema de llenado lento es representado por un RMC seguido de un

RFP, la configuración de volumen mínimo para un sistema de lodos activados capaz de alcanzar el desempeño del tratamiento global deseado (Wilderer et al, 2001).

Por otra parte, el RCS genérico puede adaptarse a un modo de operación de flujo continuo haciendo algunos cambios en la configuración del sistema y en la estrategia de operación al usar varios reactores trabajando en diferentes fases del ciclo de trabajo, por lo cual siempre habrá uno en fase de llenado que aceptará el efluente mientras las fases de reacción, sedimentación, descarga y reposo del otro ciclo está ocurriendo en otro reactor. Si el sistema tiene 2 tanques, el 50% del tiempo del ciclo global está dedicado a la fase de llenado, si son 3 tanques, sólo el 33 % del tiempo del ciclo está dedicado al llenado ya que la reacción, sedimentación, descarga y reposo ocurren en cada reactor durante el tiempo de llenado de uno de los tanques restantes. En forma genérica se puede decir que:

$$T_{\text{llenado}} = t_c/n$$

t_c = tiempo del ciclo

n = número de tanques

PARÁMETROS RELACIONADOS CON EL DESEMPEÑO DE SISTEMAS DE CRECIMIENTO SUSPENDIDO

Las características de sedimentación de los lodos y su actividad biológica son parámetros que permiten evaluar el comportamiento de los lodos producidos en sistemas de tratamiento de crecimiento suspendido.

Conducta de sedimentación de los lodos

La sedimentación por gravedad es una parte muy importante de cualquiera de las variantes del proceso de lodos activados. La generación de una gran masa de microorganismos al convertirse la materia orgánica en energía y nuevo material celular es un hecho esencial del proceso; el desarrollo de una biomasa floculenta compacta que sedimente rápidamente, permitiendo que la biomasa pueda ser separada

del líquido residual, es esencial para el éxito del proceso de tratamiento. La forma más económica de llevar a cabo esto es remover los sólidos por sedimentación.

La separación de los sólidos suspendidos del líquido es el paso final en cualquiera de las variantes de lodos activados, tal como el caso de los RCS. A diferencia de los sistemas de flujo continuo, que requieren de un tanque de sedimentación aparte, en los RCS la sedimentación es realizada en el mismo tanque donde ocurre la reacción, pero este proceso sigue básicamente el mismo objetivo: desarrollo de una biomasa floculenta, compacta y robusta que pueda sedimentar rápidamente, produciendo un lodo denso para un reciclaje óptimo y un sobrenadante claro de alta calidad para su descarga como efluente tratado. Para alcanzar este objetivo se requiere un balance apropiado de bacterias formadoras de flóculos y filamentosas (Grady et al., 1999).

La conducta de sedimentación de los lodos generalmente se mide por tres parámetros conocidos como el Índice Volumétrico de Lodos (IVL), la velocidad de sedimentación de la interfase y el tiempo crítico.

El primer parámetro es una forma de cuantificar el volumen de los lodos y es una medida del volumen específico de los sólidos, en unidades de ml/g. El IVL se mide como la altura, expresada en “ml” de la interfase de los sólidos después de sedimentar el licor mezclado del biorreactor durante 30 minutos, en un cilindro graduado de 1.000 ml, dividido por la masa de sólidos expresada en gramos. El resultado representa el volumen ocupado por un gramo de sólidos suspendidos en el licor mezclado. El ensayo, estandarizado para mayor reproducibilidad, ha sido usado muy frecuentemente para describir la conducta de sedimentación del lodo; no obstante, la aplicabilidad general de esta medida ha sido cuestionada debido a la dependencia con la concentración de sólidos y el diámetro del cilindro usado en el ensayo. Sin embargo, a pesar de sus deficiencias, el IVL es la medida de compactibilidad de los lodos más ampliamente utilizada (Silverstein, 1982; Rittmann y McCarty, 2001). Los lodos floculados con un IVL de 150 ml/g frecuentemente son considerados como la línea divisoria entre un lodo voluminoso (valores por encima) y no voluminoso. La

tabla 2-2 presentada por Grady et al. (1999) resume las relaciones típicas entre IVL y las características de sedimentación de los lodos activos.

Tabla 2-2 Relaciones entre el IVL y las características de sedimentación de los lodos activos.

Rango de IVL ml/g	Características de compactación y de sedimentación de los lodos
< 80	Excelente
80-150	Moderado
> 150	Pobre

Fuente: Grady et al., 1999

La tasa de sedimentación de la interfase es un parámetro adicional para explicar la sedimentabilidad de los lodos, que se obtiene midiendo la altura de la interfase de los lodos a diferentes intervalos de tiempo durante la ejecución del ensayo del IVL (Metcalf y Eddy, 2003). La velocidad de la interfase es expresada en unidades de “(ml/L)/ min.” puesto que las medidas son realizadas en mililitros (ml) en intervalos de 1 minuto durante el ensayo del IVL y fueron obtenidas al leer los mililitros ocupados por el lodo sedimentado (indicado por la interfase) en un cilindro cuyo volumen es un (1) litro. Al graficar los valores de la altura de la interfase contra el tiempo, en el caso de lodos activos que tienen alta concentración de partículas (como es el caso de los RCS), se obtiene la curva de sedimentación de la interfase con unas zonas perfectamente definidas de floculación y de compresión, siendo la primera zona la parte lineal de la curva.

La velocidad de descenso de la interfase corresponde a la pendiente de la curva en cada instante. La velocidad de sedimentación es determinada a partir de la pendiente en la zona denominada de sedimentación floculenta, ignorando los puntos iniciales y los de las zonas de transición y compresión. Esta misma curva permite obtener el tiempo crítico (t_c) de la sedimentación que mide el tiempo mínimo en alcanzar dicha tasa, mediante el método de Talmadge y Fitch (Metcalf & Eddy, 2003) el cual consiste en prolongar, hasta su intersección, las tangentes a las regiones de compresión y sedimentación floculenta de la curva de descenso de la interfase y

trazando a continuación la bisectriz del ángulo formado por ambas rectas; donde se corte ésta con la curva se obtiene t_c .

Tasa de consumo de oxígeno.

La actividad biológica de la biomasa presente en los lodos suele medirse mediante parámetros no convencionales, entre otros, con la tasa de consumo de oxígeno o respiración. Aunque la tasa de respiración no puede ser considerada una medida completa de crecimiento o metabolismo de los lodos activos, ha sido usada por investigadores como un parámetro fisiológico de los lodos (Silverstein, 1982; Rodríguez, 1985; Obaja, Macé y Mata-Álvarez, 2005; Ganesh et al., 2006). Yoong, Lant, y Greenfield (2000) expresan que la tasa de consumo de oxígeno medida en un ambiente microbiano puede ser usada como un parámetro sustituto del crecimiento celular o de la remoción de sustrato.

Los microorganismos en procesos de lodos activados consumen oxígeno cuando degradan el sustrato, a una velocidad conocida como tasa de consumo de oxígeno (OUR, por sus siglas en inglés) y se usa como una medida de la actividad biológica de la biomasa presente en el licor mezclado en el tanque de reacción. La tasa de respiración, expresada como $\text{mgO}_2/\text{L}\cdot\text{min}$, se obtiene a partir de la pendiente de la curva producto de graficar la concentración de oxígeno disuelto medida contra el tiempo. Cuanto más grande es este valor más elevada es la actividad biológica en el reactor. Para su determinación el licor mezclado es transferido del reactor a botellas de DBO conteniendo un agitador magnético para asegurar condiciones de mezcla completa. La medida de la tasa de respiración puede ser útil para efectos de comparar la actividad respiratoria de un sistema continuo y uno por cargas. La tasa de consumo de oxígeno es medida bajo condiciones de sustrato limitado y sustrato en exceso. En el primer caso (tasa de respiración endógena) puede ser tomada como una medida relativa de la concentración de microorganismos. Por otra parte, la cantidad de alimento presente puede ser indicada por la tasa de consumo de oxígeno con sustrato en exceso. (Rodríguez, 1997).

La obtención de la tasa de consumo de oxígeno es más valiosa cuando es combinada con datos de sólidos suspendidos volátiles del licor mezclado. Al combinar los valores de la tasa de respiración con los valores de los SSLM se produce un término llamado “tasa de consumo de oxígeno específica” (SOUR, por sus siglas en inglés). La tasa de respiración específica es una medida de la cantidad de oxígeno usada por los microorganismos y es reportada como $\text{mgO}_2/\text{g SSLM}\cdot\text{h}$ (Metcalf & Eddy, 2003). Existen experiencias que demuestran que existe correlación entre la tasa de respiración del licor mezclado y la DQO del efluente final, permitiendo predicciones de la calidad del efluente final durante cargas bajo condiciones transitorias (Huang y Cheng, 1984). Cambios en los valores de SOUR pueden usarse para evaluar la presencia de tóxicos o sustancias inhibidoras en el afluente. Madoni, Davoli y Guglielmi (1999) comprobaron que existía una fuerte disminución de los valores de SOUR al exponer a organismos nitrificantes por una (1) hora, a la presencia de iones metálicos como Cd^{2+} , Cr^{6+} , Cu^{2+} , Pb^{2+} y Zn^{2+} . La inhibición de SOUR alcanzó valores entre 40 y 85 % según el metal.

La respirometría liga el concepto de utilización de oxígeno con la energética metabólica y permite utilizar el consumo de oxígeno, en un ambiente microbiológico, como un parámetro sustituto para el crecimiento celular o la remoción de sustrato. La OUR puede también ser utilizado para determinar la tasa de crecimiento específica y otros coeficientes cinéticos (Ganesh et al., 2006).

REACTORES POR CARGA SECUENCIALES DE BIOPELÍCULA

Hasta mediados de la década de los 80 la tecnología de procesos periódicos fue aplicada casi exclusivamente a sistemas de lodos activados. A partir de entonces se comenzó a darle atención a sistemas operados discontinuamente con crecimiento adherido o fijo (también llamados de biopelícula o biofilm). Aparecieron reportes de aplicación de reactores de biopelícula operados por cargas y secuencialmente para tratar lixiviados de rellenos sanitarios y aguas subterráneas contaminadas. Esta alternativa fue introducida para los casos de tratamiento de aguas residuales en los

cuales no era apropiado para la tecnología de tratamiento de lodos activados. La inmovilización de microorganismos en el material de relleno del reactor permite el mantenimiento de mucha biomasa e interfase biomasa-agua, no importa cuan efectivamente los microorganismos puedan crecer realmente. Cambios periódicos de condiciones seleccionadas del medio controlan el enriquecimiento y activación de especies microbianas (Wilderer, 1995)

A este novel sistema le fue adjudicado el nombre de reactor por carga secuencial de biopelícula y así le corresponde la sigla SBBR en inglés (Wilderer, Irving y Doellerer., 1997) y para efectos de su uso en español hemos incorporado la sigla RCSB. La denominación que le fue dada sugiere que es una subclase del RCS.

El común denominador de los sistemas de tratamiento biológico de crecimiento adherido es la formación de una biopelícula consistente de microorganismos, partículas y polímeros extracelulares, adherida a un material de soporte (relleno o empaque) que puede ser roca o plástico; la degradación del sustrato es llevada a cabo en la biopelícula donde el líquido residual entra en contacto con los microorganismos. La materia orgánica, amonio u otros donantes de electrones son consumidos por los microorganismos presentes. El material de soporte puede estar fijo en el espacio con el agua residual fluyendo sobre él, como es el caso que nos ocupa de los lechos biopercoladores y las torres de relleno, o puede rotar sobre un eje moviéndose a través del fluido en el biorreactor, como en el caso de los biodiscos rotatorios.

La biopelícula típicamente no es móvil como el flóculo de un lodo activado, sino que están enlazadas a ciertos sitios dentro del reactor; así las condiciones del medio en una cierta zona del reactor afecta sólo a ciertos sitios dentro del reactor y solo afectará a los microorganismos residentes en esa zona particular (Wilderer, 1995).

La primera aplicación de un RCSB a escala piloto fue diseñada para tratar los lixiviados de un relleno sanitario situado en Georgswerder (Hamburgo). Desde entonces se han reportado investigaciones en países como Bélgica, Corea y Taiwan, tanto a escala laboratorio como piloto y en escala técnica (Wilderer et al., 2001). Así mismo aparecen trabajos con esta modalidad en: "Proceedings of the 2nd IWA

Internacional Conference on Sequencing Batch Reactor Technology” (Delgenes, Torrijos, Moletta y Wilderer, 2001). Más adelante, en el 2004, Wilderer y McSwain presentan una revisión de las aplicaciones potenciales del uso de biopelícula en reactores por carga secuencial recomendando ampliamente su uso para un amplio espectro de situaciones.

Eliminación de p-clorofenol en un reactor de biopelícula operando por carga secuencial fue reportado por Kaballo, Zhao y Wilderer (1995), obteniendo un buen desempeño y una alta flexibilidad ante cargas choque.

El RCS genérico de lecho suspendido es empleado para desarrollar reacciones metabólicas con el propósito de tratar las aguas residuales. Alternativamente, pueden ser utilizados reactores de biopelícula, en los cuales existe un material de soporte de la película biológica. En estos reactores de lecho empacado el espacio entre el material de soporte, los poros, pueden estar llenos con agua (caso de reactores de lecho empacado sumergidos) o trabajar bajo el concepto de lechos biopercoladores permitiendo que el líquido residual a tratar fluya a través de la biopelícula dejando los poros libres para la ventilación, como es el caso en esta tesis.

En los sistemas de biopelícula, altas concentraciones de biomasa pueden mantenerse independientes de las características de sedimentación de los agregados biológicos y de la carga hidráulica del reactor, la cual, en el caso de los sistemas de lodos activados, pudiera causar el lavado de las células. Cuando se requiere un crecimiento lento de las bacterias los reactores de biopelícula son especialmente apropiados (Wilderer, 1995; Wilderer y McSwain, 2004). Este es el caso de la nitrificación biológica abordado en este trabajo.

En forma similar al sistema de tipo RCS, la tecnología establece cambios periódicos en las condiciones del medio cuando se trata de un reactor por carga secuencial de biopelícula (RCSB), permitiendo el enriquecimiento y control de una amplia gama de microorganismos en la biopelícula. Es posible establecer consorcios de bacterias nitrificantes y desnitrificantes y de bacterias capaces de tomar un exceso de fósforo.

Las bacterias que viven en una comunidad de biopelícula tienen ventajas que incluyen protección contra sustancias tóxicas y cambios de pH y temperatura y al ser afectadas en menor extensión la estabilidad del proceso es favorecida.

Sustancias no biodegradables suspendidas o en forma disuelta o coloidal pueden ser sorbidas sobre la biopelícula o filtradas por el material de relleno y pueden entonces removerse por secuencias de lavado ocasionales.

Entre las aplicaciones de un sistema RCSB están:

- Nitrificación-desnitrificación combinada y remoción biológica de fósforo de aguas residuales municipales e industriales
- Tratamiento de lixiviados de rellenos sanitarios
- Tratamiento de aguas residuales conteniendo contaminantes en concentraciones relativamente bajas
- Tratamiento de cargas altas de procesos específicos

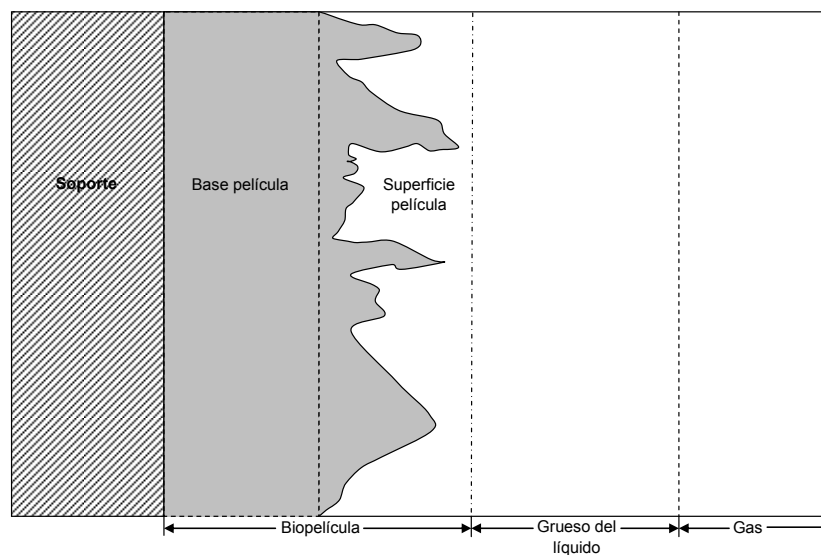
Al igual que sucede en un RCS de crecimiento suspendido, la operación de un RCS de biopelícula sigue la misma secuencia de trabajo incluyendo las fases de llenado, reacción, sedimentación, descarga y reposo (opcional).

Lechos Biopercoladores

Entre los reactores de biopelícula, también llamados de crecimiento adherido o de película fija están incluidos los lechos biopercoladores (LB) (denominados erróneamente filtros percoladores). En este caso el material de soporte está fijo en el espacio y el agua residual fluye sobre él. Los primeros LB fueron una de las primeras operaciones bioquímicas desarrolladas para el tratamiento de aguas residuales municipales e industriales. En las últimas décadas del siglo 19, en Inglaterra y Estados Unidos, fueron realizadas investigaciones que condujeron al uso extensivo de los mismos a escala completa y su uso se ha popularizado en todo el mundo constituyendo un sistema de tratamiento exitoso en América, Asia y Europa. En sus inicios el medio de soporte utilizado consistía de material rocoso de 25 a 100 mm,

en su dimensión principal, y forma irregular; la profundidad del lecho rocoso típicamente era de 1 a 2 metros. En la década del 1970 el medio plástico comenzó a sustituir a las rocas en los nuevos diseños. Este material de soporte es mucho más liviano y ofrecen mayor superficie y volumen de poro por unidad de relleno que las rocas y permiten alturas de lecho hasta 12 metros; debido a las mayores alturas estos lechos fueron denominados torres biológicas (Rittmann y MacCarty, 2001).

La mayoría de las biopelículas formadas en los sistemas de crecimiento adherido son espacialmente heterogéneas, caracterizadas por asociaciones complejas de tipos de células y gradientes de parámetros fisicoquímicos. Como resultado de esos gradientes espaciales, las especies microbianas, la densidad, la fracción volumétrica de la fase acuosa (porosidad) y la tortuosidad de la biopelícula cambian cuando la profundidad del biofilm es incrementada (Bishop, Zhang y Chang Fu, 1995). Las distribuciones espaciales de componentes bióticos y abióticos afectan los mecanismos de transferencia de masa y difusividades en el biofilm. La figura 2-3 muestra un esquema de un sistema de biopelícula.



Fuente: Grady et al, 1999

Figura 2-3. Esquema de un sistema de biopelícula.

Dependiendo de las condiciones de crecimiento y la hidrodinámica del sistema, el espesor de la biopelícula es de 100µm a 10 mm. Una capa de líquido estancado (capa de difusión) separa el biofilm del seno del líquido que está fluyendo sobre la superficie del mismo. El sustrato, el oxígeno y los nutrientes difunden a través de la capa estancada hasta la biopelícula y los productos de biodegradación de ésta entran al cuerpo del líquido después de difundir a través de la película estancada. Los sólidos orgánicos finos suspendidos, los coloidales y disueltos son absorbidos en la biopelícula. (Crites y Tchobanoglous, 2000; Metcalf & Eddy, 2003).

Operativamente, el agua residual es distribuida sobre la superficie del LB por medio de rociadores fijos o aspersores móviles y gotea a través de los poros del relleno. La aireación del lecho tiene lugar por convección natural debido a la diferencia de temperatura entre el aire en el empaque y el de la atmósfera circundante. La biopelícula necesita varias semanas para desarrollarse sobre la superficie del relleno en un proceso conocido como “maduración”, a partir de los microorganismos presentes quienes crecen a medida que consumen nutrientes y con el tiempo la película aumenta su espesor hasta que es separada del relleno por acción de la gravedad y el flujo del líquido lo arrastra fuera del sistema.

La conversión biológica de la materia orgánica ocurre gracias a la comunidad de microorganismos dentro de los que se incluyen bacterias aerobias, anaeróbicas y facultativas, hongos, algas y protozoarios. También están presentes animales superiores como gusanos, larvas de insectos y caracoles. Las bacterias predominantes son las facultativas y en las partes más profundas están las bacterias nitrificantes. Las algas solo pueden crecer en las partes superiores del lecho donde existe luz: La presencia de protozoarios controla a la población de bacterias. Los animales superiores se alimentan de la biopelícula en la parte más profunda del lecho (Crites y Tchobanoglous, 2000).

Entre las ventajas y desventajas de los LB se encuentran (Matsumoto, 1982):

- Es reconocido ampliamente como seguro y confiable en su desempeño.
- Es apropiado para comunidades de tamaño pequeño y medio.
- Tiene bajos requerimientos de energía.
- Tiene habilidad para recuperarse de cargas choque.
- Si la carga orgánica es reducida, permite que ocurra la oxidación de la materia orgánica y la nitrificación al mismo tiempo.
- Falla en producir efluentes de alta calidad que alcancen los requerimientos de calidad de agua previstos en la normativa.
- Presenta altas concentraciones de sólidos suspendidos en los efluentes.

REMOCIÓN DE NITRÓGENO POR NITRIFICACIÓN - DESNITRIFICACIÓN BIOLÓGICA

Los compuestos de nitrógeno son nutrientes clave para el crecimiento de los seres vivos y por ello en los procesos de tratamiento biológico donde existe una producción neta de biomasa, es necesario remover cierta cantidad de dichos compuestos por asimilación en la biomasa. No obstante, en este caso interesa la posibilidad de remoción de los compuestos de nitrógeno mediante procesos biológicos no asimilativos, utilizados como uno de los medios más interesantes para remover nitrógeno biológicamente.

La remoción biológica de nitrógeno está constituida por dos etapas sucesivas, la nitrificación y la desnitrificación. La primera transforma el nitrógeno orgánico en amoniacal y a continuación pasa a nitritos y nitratos por oxidación bacteriana, siendo los géneros de las bacterias más utilizadas *Nitrosomonas* y *Nitrobacter*, respectivamente. Por ello, para realmente eliminar el nitrógeno de la fase acuosa hace falta la etapa de desnitrificación, que ocurre en condiciones anóxicas y produce gases no contaminantes como el N_2 y eventualmente N_2O y NO que son liberados a la

atmósfera. La nitrificación y desnitrificación biológicas sucesivas forman así un mecanismo para la remoción total del nitrógeno en la forma de gas.

Aunque la nitrificación y desnitrificación biológicas usualmente en la práctica conforman el sistema de tratamiento que remueve nitrógeno, es más fácil la comprensión de las características de cada una considerándolas aisladamente. Tal consideración no es artificial si tomamos en cuenta que algunos residuos líquidos industriales contienen altas concentraciones de nitratos y una opción para su eliminación es la biodesnitrificación y en tal caso ésta sería la única etapa a considerar (Metcalf & Eddy, 2003).

Nitrificación biológica

Al igual que en el proceso de remoción de la DBO, la nitrificación puede llevarse a cabo tanto en procesos biológicos de crecimiento suspendido como de crecimiento adherido. En el primer caso una aproximación usual es alcanzar la nitrificación junto con la remoción de la DBO en el mismo proceso, como puede ser lodos activados, donde incluimos tanque de aireación, clarificador y sistema de reciclo de los lodos. En estos casos existe una relación ecológica entre los organismos nitrificantes y los heterótrofos al presentarse juntos en una sola comunidad microbiana (Rittmann y McCarty, 2001).

En los sistemas de crecimiento adherido usados para nitrificar, la mayor parte de la DBO tiene que removerse antes que se puedan establecer los organismos nitrificantes. Las bacterias heterotróficas tienen una producción de biomasa superior y así dominan el área disponible en la biopelícula del sistema adherido por encima de las bacterias nitrificantes, por ello la nitrificación es desarrollada después de la remoción de la mayor parte de la materia carbonosa. Otra alternativa para la nitrificación es la utilización de sistemas de crecimiento adherido separados y diseñados específicamente para ello.

En aquellos casos cuando la intención es reducir la competencia entre heterótrofos y nitrificantes o cuando exista un potencial significativo de sustancias tóxicas e

inhibidoras en el agua residual es posible utilizar un sistema de crecimiento suspendido con dos subsistemas en serie, incluyendo ambos, tanto el tanque de aireación como el clarificador y el retorno de lodos, oxidando la mayor parte de la DBO en la primera etapa y el amonio en la segunda. En esta nitrificación en dos etapas, el primer subsistema opera con un TRS muy corto para remover DBO y al mismo tiempo las sustancias tóxicas que pueden afectar a las nitrificantes; y así en la segunda parte puede realizarse la nitrificación sin mayor impedimento. Debido al lento crecimiento de las bacterias responsables de la nitrificación en relación a las bacterias heterotróficas, el sistema diseñado para nitrificar tiene generalmente tiempos de retención hidráulicos y de sólidos mayores que los sistemas diseñados solo para remover DBO (Metcalf & Eddy, 2003; Rittmann y MacCarty, 2001). La nitrificación se puede llevar a cabo en reactores por carga secuenciales cuya operación incluye llenado, reacción aerobia, sedimentación y descarga.

Microbiología y ecología de la nitrificación

La nitrificación es la oxidación microbiana de N-NH_4^+ a N-NO_2^- y posteriormente a N-NO_3^- ; y las bacterias que llevan a cabo estas reacciones son únicas y sus características bioquímicas y fisiológicas son muy particulares. Cada factor es crucial para comprender si estos microorganismos pueden ser seleccionados y acumulados en un proceso biológico.

Las bacterias nitrificantes son autótrofas y quimiolitótrofas. Crecen en estrecha asociación oxidando respectivamente el amonio a nitrito con un paso intermedio con formación de hidroxilamina y el nitrito a nitrato en un solo paso. El hecho de que las bacterias nitrificantes sean autotróficas no significa que no puedan incorporar compuestos orgánicos exógenos mientras obtienen su energía de oxidación orgánica.

La tasa de crecimiento específico es mucho mas baja para las bacterias autótrofas que para heterótrofas –casi un orden de magnitud menor- sugiriendo que el tiempo de retención de los sólidos biológicos (TRS) mínimo para las bacterias nitrificantes sería un orden de magnitud mayor. También la cantidad de biomasa formada por unidad de nitrógeno oxidado es pequeña y el resultado es que su contribución a los SSLM es

despreciable aun cuando su participación en el funcionamiento del proceso es significativa.

Tal situación está agravada por la sensibilidad de las bacterias nitrificantes a la temperatura y a las bajas concentraciones de oxígeno disuelto. Por ello existen consideraciones especiales para la escogencia del TRS en sistemas que contienen bacterias autotróficas y no puede suponerse que las condiciones que son apropiadas para remover materia orgánica soluble también lo sean para convertir el N-amoniaco en N-nitrato (Grady et al., 1999). Otra diferencia importante entre la biomasa heterotrófica y autotrófica es la mayor sensibilidad de las últimas a los cambios de pH, especialmente las *Nitrosomonas*.

Al ser autótrofas las bacterias nitrificantes deben fijar y reducir carbono inorgánico y este proceso es muy costoso desde el punto de vista energético, lo cual es la razón primaria por la cual son de crecimiento más lento. Su naturaleza quimiolitotrófica hace que los valores de la fracción de los donantes de electrones utilizada para síntesis (f_s) sea baja, así como el rendimiento celular (Y) (Rittmann y MacCarty, 2001).

Debe notarse que los dos grupos de bacterias autotróficas son muy diferentes. Generalmente se reconoce que bacterias del género *Nitrosomonas* (aeróbicas obligadas) oxidan el amonio a nitrito y del género *Nitrobacter* (facultativas) oxidan el nitrito a nitrato. No obstante, otros géneros de bacterias autotróficas son capaces de obtener energía de la oxidación de amonio a nitrito tales como *Nitrosococcus*, *Nitrospira*, *Nitrosolobus*, *Nitrosovibrio* y *Nitrosorobio*. Esta variedad parece sugerir que ninguna especie en particular es especialmente dominante en un sistema dado. Además de *Nitrobacter*, que es el género más nombrado, se ha comprobado que el nitrito puede oxidarse a nitrato con el concurso de otros géneros tales como *Nitrosococcus*, *Nitrospina*, *Nitrocystis* y *Nitrospira*. Hasta el presente se desconoce si condiciones de crecimiento diferente pueden seleccionar géneros diferentes o si la cinética es significativamente diferente (Grady et al., 1999; Metcalf & Eddy, 2003).

Estequiometría de la nitrificación

La estequiometría de la transformación del nitrógeno amoniacal por oxidación a la forma de nitrato utilizando las relaciones molares clásicas ([Metcalf & Eddy, 2003](#)), es descrita a continuación:

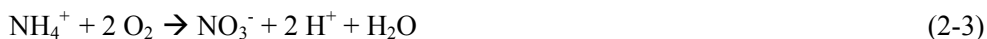
Nitroso-bacterias:



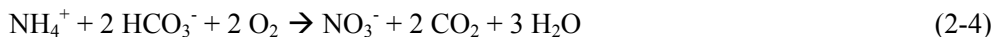
Nitro-bacterias:



y la reacción de oxidación total:



La reacción de oxidación total indica que el oxígeno requerido para la oxidación completa de amonio es 4,57 g O₂/g N oxidado; el primer paso de producción de nitrito requiere 3,43 g O₂/g amonio y 1,14 g O₂/g nitrito para el segundo paso. Despreciando el tejido celular, la cantidad de alcalinidad requerida para llevar a cabo la reacción (2-3) puede ser estimada escribiendo dicha ecuación como sigue:



En esta ecuación por cada g de nitrógeno amoniacal (como N) convertido, se requieren 7,14 g de alcalinidad (como CaCO₃).

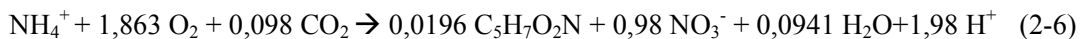
Junto con la obtención de energía, una porción del ión amonio es asimilada en el tejido celular. La reacción de síntesis de la biomasa puede ser representada como sigue:



La fórmula C₅H₇O₂N es aceptada para representar las células bacteriales sintetizadas.

Usando las medias reacciones que aparecen en las tablas de oxido-reducción para sistemas biológicos creadas por MacCarty y Sawyer (Metcalf y Eddy, 2003) se puede crear, a manera de ejemplo, una ecuación para la reacción de nitrificación incluyendo

las media reacciones para síntesis celular, oxidación de amonio a nitrato y reducción de oxígeno a agua, que combinadas apropiadamente y usando un $f_s = 0,5$, producen la siguiente ecuación (2-6). Debido al redondeo de los coeficientes la ecuación no se balancea exactamente, sin embargo, el error introducido es despreciable (Crites y Tchobanoglous, 2000).



La ecuación (2-6) indica que por cada gramo de nitrógeno amoniacal (como N) convertido, 4,25 g de O_2 son utilizados, 0,16 g de nuevas células se forman, 7,07 g de alcalinidad como CaCO_3 son removidas y 0,08 g de carbono inorgánico son utilizadas en la formación de nueva biomasa. El oxígeno requerido para oxidar 1,0 g de nitrógeno amoniacal a nitrato (4,25 g) es menor que el valor teórico de 4,57 g calculado usando la ecuación (2-3). De igual manera la alcalinidad requerida para nitrificar en la ecuación ((2-5) (7,07 g/g) es menor que el valor de 7,14 g calculado sin considerar la conversión de algo de amonio a nitrógeno celular. Debe considerarse que los coeficientes de (2-6) dependen del valor de f_s utilizado.

Esta utilización de la alcalinidad es para la neutralización de los iones H^+ producidos durante la oxidación del amonio. Solo una pequeña parte de la alcalinidad es incorporada al material celular. Si no existiera alcalinidad suficiente, el pH bajaría debajo del rango fisiológico normal, retardando la actividad de todas las bacterias, a menos que se ejerciera un control del mismo.

Factores Ambientales que afectan la Nitrificación

Diferentes factores ambientales influyen sobre el proceso de nitrificación. Estos pueden afectar significativamente a la tasa de crecimiento de los microorganismos, que a su vez afectaría el rendimiento de la remoción de amonio. Estos factores ambientales incluyen la concentración de OD, la temperatura, la relación C/N, el pH, la toxicidad, la presencia de metales, de amonio no ionizado (NH_3) y ácido nitroso libre (HNO_2), siendo estos tres últimos función del pH.

Concentración de Oxígeno Disuelto: Las bacterias nitrificantes son aeróbicas y necesitan oxígeno para sus funciones vitales. Por ser autótrofas son más sensibles que las bacterias heterótrofas a bajas concentraciones de oxígeno. El proceso de nitrificación puede llevarse a cabo teóricamente sin problemas con OD de 1 mg/L. Sin embargo, la práctica aconseja que los niveles de OD superen los 2 mg/L, ya que de este modo existen garantías que el oxígeno llegue al interior de los flóculos formados por las bacterias (Barajas, 2002).

Como sucede con otros factores ambientales que afectan la nitrificación existen informaciones variables sobre la presencia de OD: Winkler (1986) reporta como valores inhibitorios de la nitrificación en sistemas de lodos activados a niveles entre 0,2 y 0,5 mg/L y afirma que las variaciones de los reportes de oxígeno disuelto se pueden atribuir a limitaciones difusionales de la disponibilidad del oxígeno en las aglomeraciones microbianas, tales como los flóculos de lodos y la competencia por el oxígeno disuelto de los organismos heterotróficos de más rápido crecimiento.

Temperatura: Este parámetro tiene una importante influencia sobre la nitrificación a causa de los bajos valores de crecimiento de las bacterias nitrificantes, aun en las mejores condiciones. El proceso tiene lugar en un rango de temperaturas comprendido entre los 4 y 45°C, con un óptimo alrededor de 35°C para las *Nitrosomonas* y de 35 a 42°C para las *Nitrobacter*. En general los microorganismos nitrificantes son muy sensibles a cambios bruscos de temperatura y se consiguen mayores tasas de nitrificación a mayores temperaturas (Barajas, 2002). Por otra parte Komorowska-Kaufman, Majcherek y Klaczynski (2006) indican que la reducción de la actividad de las *Nitrosomonas* y *Nitrobacter* por debajo de 15° C está bien establecida, en tanto que a 20° C se observa nitrificación casi completa con edad de los lodos de 2,7 días y no se observa efecto de la temperatura en el rango de 10-20° C cuando ésta es igual a 15 días.

pH: La nitrificación es sensible al pH y a valores por debajo de los rangos fisiológicos normales la tasa de nitrificación declina significativamente. Las tasas óptimas ocurren en rango de pH entre 7,5 a 8,0. Valores de pH entre 7,0 y 7,2 son usados

normalmente para mantener una tasa razonable de nitrificación. Si el pH está cerca de 5,8 a 6,0 la tasa puede ser apenas un 10 a 20% de la conseguida a pH neutro. En sitios donde el agua tiene baja alcalinidad debe añadirse ésta para mantener el pH en un valor aceptable (Metcalf & Eddy, 2003). Ciertas sustancias inhibitoras como el amoníaco libre, el ácido nitroso libre y los metales pesados, cuya concentración depende del pH pueden en consecuencia ejercer tal acción según sean los valores del mismo. Según Winkler (1986) aunque los reportes sobre el efecto del pH sobre la nitrificación son variables, se puede generalizar que las bacterias nitrificantes favorecen un ambiente débilmente alcalino, con un pH óptimo de aproximadamente 8,5, por debajo del cual las tasas de nitrificación disminuyen; A pH 6 o menor se acumula el ácido nitroso, muy tóxico a las bacterias y la nitrificación podría detenerse completamente por debajo de niveles de pH de alrededor de 5 (Cervantes-Carrillo, Pérez y Gómez, 2000).

Toxicidad: Los organismos nitrificantes son sensibles a un amplio rango de compuestos orgánicos e inorgánicos y a concentraciones por debajo de aquellas que pudieran afectar a organismos aeróbicos heterotróficos. La muy baja tasa de crecimiento de las bacterias nitrificantes amplifica las repercusiones negativas de la inhibición, y en parte hace parecer que sean más sensibles que las bacterias heterotróficas de crecimiento rápido. Además, algunos inhibidores aparentes son donantes de electrones y su oxidación disminuye el oxígeno disuelto y puede ocasionar limitaciones del mismo. Siempre es posible que la toxicidad permita que las bacterias sigan creciendo y transformando al amonio pero a tasas significativamente reducidas o que por el contrario sea suficiente para matar a las bacterias nitrificantes.

Entre los compuestos inhibidores están orgánicos tales como acetona, cloroformo, etanol, aminas, proteínas, taninos, compuestos fenólicos, alcoholes, cianatos, éteres, carbamatos, tensoactivos aniónicos y benceno, y entre los compuestos inorgánicos están los metales pesados, NH_3 libre (cuando el pH es más alto), al HNO_2 no disociado (habitualmente a pH bajo). Debe señalarse que los organismos nitrificantes

pueden adaptarse a ciertos compuestos inhibidores, si estos se encuentran constantemente en el agua residual a tratar.

Concentraciones de amonio libre que pueden inducir inhibición están en un rango de 10-150 mg/L para las *Nitrosomonas* y en un rango de 0,1-1,0 mg/L para las *Nitrobacter*. En el caso del ácido nitroso, tanto para las *Nitrosomonas* como las *Nitrobacter*, las concentraciones que producen inhibición se encuentran entre 0,22 - 2,8 mg/L (Barajas, 2002).

En el caso de los metales, la inhibición completa de la oxidación de amonio ocurre a concentraciones de níquel de 0,25 mg/L, de cromo de 0,25 mg/L y de cobre de 0,10-0,5 mg/L (Randall et al., 1992; Metcalf & Eddy, 2003).

Relación C/NTK: Los organismos nitrificantes estarán presentes en la mayor parte de los sistemas de tratamiento aeróbico, siempre que existan las condiciones ambientales adecuadas, tales como la temperatura y la concentración de oxígeno disuelto; no obstante, si se quiere someter un agua residual a un proceso de nitrificación, la fracción dominante del sistema debe ser la biomasa nitrificante.

Existe una correlación crítica entre la capacidad nitrificadora de procesos de lodos activados y la relación C/NTK, debida a que el contenido de carbono-nitrógeno del agua residual determina la competencia en el crecimiento que establecen las poblaciones de microorganismos autótrofos y heterótrofos. Al aumentar esta razón disminuye la fracción de bacterias nitrificantes presentes en el medio y el proceso de nitrificación va perdiendo eficacia. Valores elevados de esta relación son el resultado de un exceso de materia orgánica y un descenso de compuestos nitrogenados, lo que favorece a las bacterias heterótrofas, produciendo tal situación un incremento del crecimiento de éstas en detrimento de las autótrofas. La fracción de bacterias nitrificantes presente en el sistema aumenta cuando los valores de la relación C/NTK bajan. Cuando el cociente es mayor a 5 (en base DBO) el proceso puede considerarse como una combinación de proceso de oxidación de carbono y nitrificación. Cuando el cociente es inferior a 0,5, el proceso puede considerarse como dedicado exclusivamente a la nitrificación. Al comparar la influencia de esta relación entre un

proceso convencional de lodos activados y un proceso de eliminación biológica de nitrógeno (EBN) se encontró que con la misma relación C/NTK (en base DQO) del afluente, se obtuvieron velocidades similares de nitrificación, demostrándose que no existe menor competencia entre poblaciones de microorganismos en un sistema EBN con respecto a un sistema convencional de lodos activos. (Barajas, 2002; Carrera, 2001).

En consecuencia, está comúnmente aceptado que la relación C/N del afluente es un parámetro clave en la definición de la velocidad de nitrificación alcanzada en el proceso EBN. Carrera (2001) reporta una clara influencia de la relación existente entre el carbono orgánico y el nitrógeno amoniacal en el afluente, utilizado en su experiencia, sobre la velocidad de nitrificación.

Komorowska-Kaufman et al. (2006) trabajando con líquidos residuales domésticos a escala completa encontraron que cuando la razón DQO/N era más baja que 4 el proceso de nitrificación era estable y su efectividad era superior a 95%.

Limitaciones de la difusión del oxígeno: Uno de los problemas que presentan los reactores de biopelícula, tal como los lechos biopercoladores, es la transferencia de oxígeno. Esto puede ser un factor limitante especialmente si la concentración de materia orgánica es alta y la degradación por acción de la población bacteriana adherida al medio aumenta el espesor de la biopelícula y el oxígeno es consumido antes de penetrar en todo el espesor de la misma. La remoción del sustrato y la utilización de los donantes de electrones ocurre en lo profundo de la biopelícula y en consecuencia la tasa de remoción es función de la tasa de difusión y de las concentraciones de donantes y aceptores de electrones en varios sitios de la biopelícula en contraste con los reactores de lecho suspendido donde el proceso cinético es caracterizado por las concentraciones en el seno del líquido. (Metcalf & Eddy, 2003).

Desnitrificación Biológica

La reducción biológica de nitrato a óxido nítrico, óxido nitroso y gas nitrógeno constituye la desnitrificación y es parte integral de la remoción biológica de nitrógeno. Comparada con alternativas químicas como intercambio iónico, ósmosis inversa, despojamiento de amonio o cloración al punto de quiebre, la desnitrificación biológica generalmente es mas económica y usada mas frecuentemente.

Dos modos de reducción del nitrato pueden ocurrir en procesos biológicos, y son denominados reducción de nitrato por asimilación y desasimilación. La asimilación envuelve la reducción de nitrato a amonio para usarlo en síntesis celular y ocurre cuando no está disponible $\text{NH}_4\text{-N}$; es independiente de la concentración de OD. Por otra parte la reducción de nitrato por desasimilación está acoplada a la cadena de transporte de electrones respiratoria, donde los nitritos y nitratos son usados como aceptores de electrones para la oxidación de una variedad de donantes de electrones orgánicos. Como se trata de un mecanismo respiratorio se necesita un sustrato oxidable que proporcione energía. Ese papel lo tiene la materia orgánica presente en el líquido residual.

Aunque la desnitrificación usualmente es para remover nitrógeno de las aguas residuales, no es la única razón para incluirla en un sistema de tratamiento. La sección precedente explica que la nitrificación requiere una cantidad sustancial de oxígeno, no obstante, el potencial aceptor de electrones del oxígeno no se pierde enteramente al quedar en el nitrato producido. La conversión de 1 g de $\text{NH}_4\text{-N}$ a nitrato-N requiere 4,57 g de O_2 , pero según Grady et al. (1999) cada gramo de nitrato-N tiene una capacidad de aceptar electrones de 2,86 g de O_2 . Entonces, si existiera forma de utilizar esa capacidad receptora de electrones, casi el 63% de la energía gastada en convertir el amonio-N a nitrato-N pudiera ser recuperado.

El crecimiento aerobio de heterótrofos tiene como meta la remoción del sustrato orgánico y el aceptor de electrones es añadido en exceso, sin embargo durante el crecimiento anóxico de los heterótrofos la meta es remover los aceptores de electrones y para poder llevarla a cabo se necesita contar con suficientes donantes de

electrones, o sea suficiente materia carbonosa; una cantidad de DQO debe suministrarse para remover una cantidad dada de nitrato. La razón C/N necesaria ocupa, entonces, un lugar importante entre las consideraciones a tomar en cuenta.

Jones, Schroeder y Wilderer (1990) citan tasas máximas de desnitrificación en el orden de 150 g N/kgSSLM.h y afirman que bajas tasas de desnitrificación “endógena” reportadas en muchos sistemas (menores a 1 g N/kg SSLM . h) son el resultado de limitación en el material orgánico disponible. El modo de operación del sistema de tratamiento puede tener un efecto fuerte en la dinámica de la población de la biomasa. Las bacterias facultativas anaeróbicas juegan un papel importante en este proceso, ya que sufren fermentación y reducción de nitrato, mas no reducción de nitrito. Así, condiciones de fermentación frecuentes propician que predominen las reductoras de nitrato sobre las desnitrificantes; para mantener una población robusta de desnitrificantes se requiere la eliminación de condiciones de fermentación.

Existen dos diagramas de flujo básicos para la desnitrificación usando lodos activados. El primero es el proceso Ludzak-Ettinger modificado (MLE), uno de los más usados en tratamiento de aguas residuales municipales y que consiste en un tanque anóxico seguido por un tanque de aireación donde ocurre la nitrificación y el nitrato es reciclado hacia el primer tanque anóxico. El sustrato orgánico del agua residual afluyente proporciona los donantes de electrones para que ocurra la desnitrificación en este primer tanque; como el proceso anóxico precede a la aireación se conoce como *desnitrificación preanóxica*. El segundo proceso generalmente llamado *desnitrificación postanóxica* incluye la desnitrificación después de la nitrificación y la fuente de donantes de electrones proviene del decaimiento endógeno; la remoción de la DBO ha ocurrido primero y no está disponible para empujar la reducción del nitrato. En este caso el proceso depende solamente de la respiración endógena para obtener energía y tiene una tasa de reacción mucho menor que el primer proceso que usa la DBO. Frecuentemente en este caso se añade una fuente de carbono exógena como metanol o acetato, para

proveer suficiente DBO para la reducción del nitrato e incrementar la tasa de desnitrificación, pero sin duda esto eleva los gastos de operación del proceso.

Recientemente investigadores como Peng, Song, Li y Chen (2004); Fux y Siegrist (2004); Choi, Yun y Cheng (2004) y Wyffels, Boeckx, Pynaert, Zhang, Van Cleemput, Chen y Verstraete (2004), entre otros, han empezado a experimentar con una nueva secuencia de desnitrificación, descubierta aproximadamente hace una década, en la que la remoción de nitrógeno es vía nitrito en lugar de nitrato. Según Fux y Siegrist (2004) esta opción de desnitrificación la llevan a cabo bacterias del orden de las Planctomycetales y se denomina oxidación autotrófica y anaeróbica del amonio. Aunque la especie *Nitrosomona* puede también oxidar el amonio anaeróbicamente, el término “oxidación anaeróbica de amonio” y la abreviación “Anammox” se usan exclusivamente para remoción de nitrógeno por las bacterias *Planctomycete*. Esas bacterias crecen muy lentamente y tienen una producción muy baja de biomasa. Ambos factores son las razones por las cuales este novel proceso es usado solamente para eliminar nitrógeno de aguas residuales ricas en amonio. La desnitrificación (o desnitritación) de nitrito es posible con el amonio como donante de electrones bajo condiciones anaeróbicas y el nitrito como aceptor de electrones en lugar del oxígeno (Wyffels et al., 2004).

Microbiología y ecología

La desnitrificación biológica la llevan a cabo bacterias heterotróficas que usan el crecimiento anóxico como una alternativa, en respuesta a la ausencia de oxígeno libre y a la presencia de nitrato como aceptor final de electrones, constituyendo un mecanismo respiratorio alterno. A diferencia de la nitrificación, existe una amplia variedad de organismos facultativos que pueden realizar la desnitrificación, incluyéndose entre ellos a *Alcaligenes*, *Achromobacter*, *Pseudomonas* y *Micrococcus*, todos ellos abundantes en los líquidos residuales. No obstante, presencia de oxígeno en cantidades superiores a 0,3-1,5 mg O₂/L (Barajas, 2002) permite que estas bacterias facultativas vuelvan a ejecutar su metabolismo aerobio (con mayor rendimiento energético) e inhiban el mecanismo de desnitrificación.

Estequiometría

La desnitrificación biológica envuelve la oxidación biológica de muchos sustratos orgánicos presentes en aguas residuales usando nitrato o nitrito como aceptor de electrones en lugar de oxígeno, cuando existe ausencia de OD o condiciones limitadas de concentración, en cuyo caso la enzima reductasa de nitrato, presente en la cadena de transporte respiratorio de electrones, es inducida y ayuda a transferir hidrógeno y electrones al nitrato como aceptor terminal de electrones. Las reacciones de reducción de nitrato envuelven los siguientes pasos:

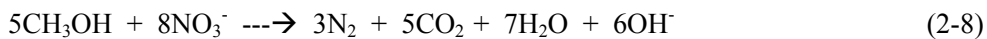


Las ecuaciones 2-7, 2-8 y 2-9 muestran la reacción de desnitrificación para tres diferentes donantes de electrones: agua residual doméstica, metanol y acetato. Para el caso del agua residual, Metcalf & Eddy (2003) recomienda usar el término: $\text{C}_{10}\text{H}_{19}\text{O}_3\text{N}$ que representa la materia orgánica biodegradable en el agua residual.

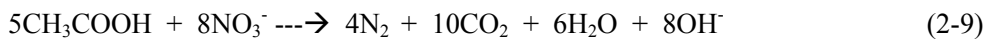
Agua residual



Metanol



Acetato



En todas las reacciones heterotróficas anteriores, se produce un equivalente de alcalinidad por equivalente de NO_3^- -N reducido, lo cual es igual a 3,57 g de alcalinidad (como CaCO_3) producida por g de nitrato reducido. Debe recordarse que durante la nitrificación hubo un consumo de 7,14 g de alcalinidad (como CaCO_3) por g de NH_4 -N oxidado, de tal forma que en la desnitrificación se recupera aproximadamente la mitad destruida en la nitrificación.

En la desnitrificación biológica la principal meta es reducir biológicamente el nitrato. Por ello, un parámetro importante de diseño para este proceso es la cantidad de

materia orgánica expresada como DBO que se requiere proveer para proporcionar una cantidad suficiente de donante de electrones para remover el nitrato

Factores ambientales que afectan la desnitrificación

Entre los factores que afectan al proceso de desnitrificación biológica pueden destacarse el oxígeno disuelto, la relación C/N, la temperatura, el pH y las sustancias tóxicas.

Oxígeno disuelto: El oxígeno tiene un efecto profundo sobre la actividad desnitrificante. Su ausencia es necesaria para que las bacterias facultativas desnitrificantes cambien su metabolismo aerobio al anóxico, que usa nitrato en lugar de oxígeno como aceptor final de electrones; por lo tanto la presencia de oxígeno inhibe la desnitrificación. Este hecho se debe a que el oxígeno impide la formación de la nitrato reductasa, una enzima que cataliza el paso de nitrato a nitrito, bloqueando así el proceso (Barajas, 2002). Aunque es evidente que las condiciones anóxicas son necesarias, sin embargo los valores de OD reportados muestran una amplia variación. Jones et al. (1985) y Randall et al. (1992) expresan que concentraciones de oxígeno por encima de 0,2 mg/L en cultivos mixtos generalmente bloquean la desnitrificación. Por otra parte Winkler (1986) explica esa variabilidad en los valores por las limitaciones difusionales del OD dentro de los flóculos, indicando que existen experiencias que demuestran que flóculos de aproximadamente 0,5 mm de diámetro pueden ser anóxicos en el centro mientras están en una suspensión de una solución con 2 mg/L de oxígeno disuelto.

Randall et al. (1992) resumen reportes de otros investigadores sobre presencia de oxígeno disuelto y donde observaron desnitrificación bajo aparentes condiciones aeróbicas y citan 0,3-0,8 mg/L en zanjas de oxidación y 0,5 mg/L en lodos activados y 0,3-1,5 mg/L en lodos activados operando en semicarga.

Relación C/N: La intensidad de la desnitrificación depende de la disponibilidad de carbono. Las bacterias heterótrofas, capaces de trabajar en ambiente anóxico, y responsables de la desnitrificación, requieren de una fuente orgánica de carbono, la

cual podría ser limitante y en efecto lo es, si en el sistema de tratamiento previamente se ha removido el carbono al mismo tiempo que se efectúa la nitrificación. De aquí que la relación estequiométrica entre C y N, y más específico NO_x , se hace muy importante, pues sin C suficiente las bacterias desnitrificantes no pueden crear nuevo material celular y por ende no existirá suficiente población para remover el nitrato. En tales casos debe añadirse sustrato carbonoso para alcanzar una relación C/N adecuada.

Diversos grupos de bacterias compiten con las desnitrificantes para utilizar el nitrato y transformarlo en otros productos diferentes al N_2 ; tal es el caso de *Escherichia coli* y algunos *Clostridios* (Barajas, 2002). Por ello es muy importante la existencia de una relación adecuada de C/N y una fuente de carbono fácilmente biodegradable para que el proceso se lleve a cabo con eficacia. A medida que la relación C/N es menor, los microorganismos requieren un mayor tiempo para transformar la materia orgánica que no se degrada fácilmente.

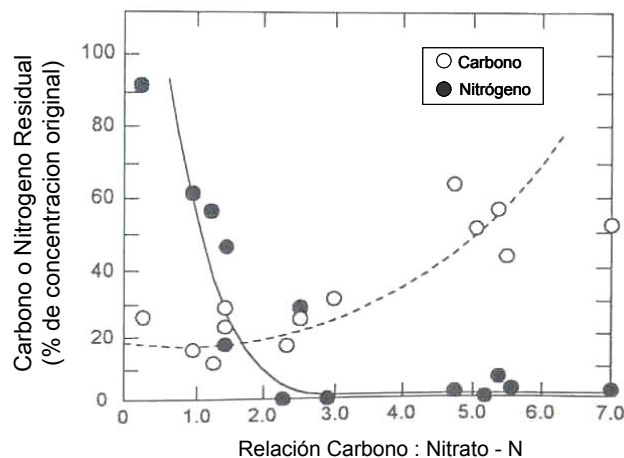
Según Grady et al. (1999) la relación C/N varía con el TRS en forma inversa a los requerimientos de oxígeno, o sea, la cantidad dada de electrones requerida para remover una cantidad dada de nitrato disminuirá cuando el TRS se incremente. Abufayed y Schroeder (1986a y 1986b) recomiendan para una óptima desnitrificación una razón DQO/N de al menos 7:1. Por otra parte Cervantes-Carrillo et al. (2000) apuntan que hay resultados que muestran actividad desnitrificante hasta con relaciones C/N de 25, usando glucosa o acetato como fuente reductora y alcanzando un 85% de eficiencia.

Debe tomarse en cuenta al usar los valores de C/N, que si el nitrato no es el único aceptor de electrones disponible y existiera algo de oxígeno, éste será preferido por las bacterias desnitrificantes y se incrementará la necesidad de donante de electrones para una cantidad dada de nitrato y aumentará la relación C/N.

Estudios de remoción de carbono y nitrógeno realizados por Dawson y Murphy (1973) con variadas relaciones DQO/nitrato-N en el afluente muestran claramente que sólo en un pequeño rango de tales relaciones del afluente se obtienen buenas

remociones para ambos parámetros; es decir que existe un rango óptimo de C/N en el cual las concentraciones de DQO y nitrato alcanzadas en el efluente son bajas (Grady et al., 1999). La figura 2-4 permite observar el efecto de la relación C/N sobre la remoción de carbono y nitrógeno.

Valores de la razón C/N citados por Komorowska-Kaufman et al. (2006) y expresados como DBO_5/NO_3-N están entre 3,7 y 4,0, y expresados como DQO/NO_3-N entre 3,5 y 4,5; en el caso de experiencias a escala completa indicaron un rango de 5-6 para la razón DBO_5/NTK con lo que se conseguía altos niveles de control del nitrógeno. Obaja et al. (2005) alcanzaron desnitrificación completa con una razón C/N igual o mayor a 1,7.



Fuente: Grady et al., 1999

Figura 2-4. Efecto de la relación C:N sobre la remoción de carbono y nitrógeno en un RMC operado bajo condiciones anóxicas

Temperatura: La desnitrificación biológica es más sensible a la temperatura que los procesos heterótrofos aeróbicos. Según Winkler (1986) la desnitrificación tiene lugar sobre un rango amplio de temperaturas: entre 0° C y aproximadamente 50°C con una temperatura óptima cerca de 40°C. Carrera (2001) indica que el efecto de la temperatura sobre la velocidad de desnitrificación se describe comúnmente con una función tipo Arrhenius:

$$r_{D,T1} = r_{D,T2} \cdot \theta^{(T1 - T2)} \quad (2-10)$$

donde,

$r_{D,Ti}$ = velocidad de desnitrificación a la temperatura T_i , kg $\text{NO}_3\text{-N}$ / kg SSV.d

θ = factor de temperatura

pH: El efecto de la desnitrificación sobre el pH es el contrario del que produce la nitrificación, por cuanto aumenta el pH del medio mientras que la nitrificación lo disminuye. Se produce un aumento de la alcalinidad en forma de iones bicarbonato y una disminución de la concentración del ácido carbónico. En aguas con baja alcalinidad, el aumento del pH causado por la desnitrificación puede suponer un beneficio cuando el efluente es vertido a dicho receptor.

Existe un intervalo de pH óptimo, a pesar de que este proceso es menos sensible a las variaciones de pH que el de nitrificación. A pH bajos ($\text{pH} < 7,0$) el producto final de la degradación es N_2O en lugar de N_2 . El pH óptimo para el proceso se encuentra en el intervalo de 7,0-9,0; si el pH es superior a 7,3, el producto final es N_2 .

Sustancias tóxicas: Las bacterias desnitrificantes son mucho menos sensibles a los compuestos inhibidores que las bacterias nitrificantes. Normalmente, estas bacterias se inhiben ante las mismas sustancias que los microorganismos heterótrofos aerobios. Entre esas sustancias se pueden nombrar el amonio en concentraciones altas, el metanol, los compuestos sulfurados, el acetileno, los metales pesados, por ejemplo el caso del níquel a 0,5 mg/L, y altas concentraciones de calcio, quizás como resultado del agotamiento del fósforo por precipitación como fosfato de calcio. (Rittmann y McCarty, 2001; Barajas, 2002).

CINÉTICA DE LAS REACCIONES BIOLÓGICAS

En líneas generales, al mencionar la cinética de las reacciones biológicas hay que recordar que los sistemas biológicos de tratamiento de aguas y líquidos residuales tienen una mezcla muy variada de desechos líquidos domésticos e industriales que

incluyen una importante fracción de materia orgánica que constituye lo que es denominado sustrato o sea el alimento a ser utilizado por los microorganismos encargados de su transformación. Estos seres vivos o biomasa, a su vez también constituyen un conjunto de organismos muy variados, especialmente bacterias, que como bien lo expresaron Sundstrom y Klei (1979), podrían señalarse como un zoológico bacteriológico, que utilizan el sustrato mencionado mediante reacciones enzimáticas. Entonces, es muy difícil conseguir expresiones cinéticas para las tasas de las reacciones biológicas envueltas en los tratamientos de líquidos residuales. La alternativa que queda es realizar simplificaciones que permitan utilizar los modelos cinéticos más sencillos formulados para ajustar reacciones de cultivos puros.

La primera formulación matemática aceptable para reacciones enzimáticas fue desarrollada en 1913 para un sustrato único y ese conocida como el modelo mecanístico de Michaelis y Menten (Bailey y Ollis, 1986). Estos investigadores formularon un modelo muy simplificado basado en la suposición, ya señalada en 1902 por Henry de que el sustrato “S” era combinado con una enzima “E” y formaba un complejo sustrato-enzima “E-S”, el cual era disociado reversiblemente para formar el producto “P” y regenerar a “E”. Este modelo estaba basado en las tasas de las reacciones catalizadas por enzimas por lo que tiene una base mecanística.

La expresión final de la velocidad para reacciones catalizadas por enzimas de Michaelis-Menten es la conocida ecuación:

$$v = r_s = -dS/dt = (V_m \cdot S) / (K_m + S) \quad (2-11)$$

donde:

$v = r_s$ = velocidad de la reacción, mg/L x t

S = concentración del sustrato, mg/L

V_m = velocidad máxima, mg/L x t

K_m = constante de saturación del sustrato ó constante de Michaelis-Menten

Es posible que la tasa de reacción sea reducida por efectos de un inhibidor, que puede unirse, bien a la enzima libre o al complejo S-E; también si la concentración del sustrato o producto es demasiado grande pueden inhibir la reacción.

Cabe destacar que como no todas las reacciones envuelven un solo sustrato y una sola enzima, este modelo no es universalmente aplicable. En la realidad las células microbianas contienen una gran variedad de enzimas que pueden interactuar en diversos caminos complejos y así es prácticamente imposible escribir modelos mecanísticos que expresen procesos celulares en términos fundamentales. No obstante, los conceptos básicos delineados por la cinética enzimática de Michaelis-Menten han influenciado grandemente el desarrollo de modelos empíricos que sirven para caracterizar el crecimiento celular en un ambiente real donde ocurren simultáneamente una cantidad de eventos y donde existen una variedad de sustratos.

Parece lógico suponer, entonces, que debe existir una relación entre la tasa de crecimiento de las células y la concentración del alimento que están usando para vivir (sustrato). En 1942, Monod, trabajando con cultivos puros de bacterias creciendo sobre sustratos orgánicos simples en reactores por carga, consiguió una relación funcional empírica, que relaciona la tasa de crecimiento específico de las células bacterianas y la concentración de un sustrato esencial limitante del crecimiento y donante de electrones. La expresión matemática tiene la misma forma -de hipérbola rectangular- que la ecuación de Michaelis-Menten, aunque su base sea estrictamente empírica. A pesar que la ecuación de Monod es una sobre simplificación expresa razonablemente dichas interrelaciones y por ello es la relación más frecuentemente usada para representar la cinética de crecimiento bacteriano. La forma de la ecuación de Monod frecuentemente usada es:

$$\mu = \mu_{\max} S / (K_s + S) \quad (2-12)$$

donde:

μ = tasa de crecimiento específico de las células (d^{-1})

μ_{\max} = velocidad máxima de crecimiento específico (d^{-1})

S = concentración de sustrato limitante (mg/L)

K_s = constante de saturación media o concentración de sustrato que produce una tasa de crecimiento mitad de la tasa máxima de crecimiento (mg/L).

Otros investigadores extendieron y refinaron el trabajo pionero de Monod usando cultivos continuos de especies solas creciendo en un medio definido y concluyeron que las curvas obtenidas podrían aproximarse adecuadamente por la ecuación de la hipérbola rectangular (la misma de Monod).

La expresión de Monod es usada extensivamente en el desarrollo de modelos descriptivos de cultivos continuos de microorganismos. No obstante, otras ecuaciones de velocidad de las reacciones biológicas, han sido obtenidas generalmente como variaciones de Monod. Algunas incluyen formas donde bacterias dispersas y floculadas tienen sus propias constantes de Monod y relaciones presa-predador donde hay una cadena alimentaria con cinética de Monod. Estas expresiones fallan cuando caudal y concentración del sustrato varían en la entrada y por ello la expresión de Monod permanece en el tiempo (Bailey y Ollis, 1986).

La ecuación 2-12 predice que al aumentar la concentración de sustrato también aumenta la tasa de crecimiento. No obstante, a concentraciones de sustrato elevadas (S mucho mayor que K_s) el término $S/(K_s + S)$ tiende a la unidad y, entonces, la tasa de crecimiento es constante e igual a su valor máximo μ_{max} y es independiente de la concentración de S , es decir de orden cero respecto del sustrato. Por otra parte si el valor de K_s es mayor que S , la tasa de crecimiento, μ , es fuertemente (linealmente) dependiente de S y en consecuencia puede ser descrita como de primer orden con respecto al sustrato (Sawyer, McCarty y Parkin, 2001). La cinética enzimática ha sido usada para el crecimiento de los microorganismos heterótrofos y autótrofos, de manera que también es utilizada para describir la cinética de la nitrificación (Barajas, 2002).

Consideraciones sobre modelos cinéticos aplicados a tratamientos biológicos.

Para estudiar un fenómeno observable donde intervienen muchas variables es usual la construcción de un modelo matemático que permita omitir ciertos detalles que no tienen importancia en el desarrollo del fenómeno estudiado (Meyer, 1973). Los modelos permiten hacer predicciones que pueden ser chequeadas por experimentos o por monitoreos de los sistemas bajo estudio; transfieren información desde el cuerpo completo de conocimientos de la conducta de interrelaciones hacia el problema particular que está siendo investigado, tal que los argumentos lógicamente dependientes sean derivados sin la necesidad de repetir toda la investigación pasada (Jeffers, 1978).

Los modelos pueden ser probabilísticos o determinísticos (Meyer, 1973). En los primeros, las variables independientes no son conocidas con exactitud y las dependientes relacionadas con ellas, a través de modelos físicos a escala de laboratorio, piloto y prototipo, no se pueden predecir con precisión. En los segundos, cada variable independiente está descrita por un número y una fórmula (modelo) predice un valor específico para la variable dependiente. En estos casos cuando se asigna un valor a la variable independiente, la variable dependiente queda determinada. Dicho de otra manera, un modelo determinístico supone que el resultado real (numérico o de otra especie) está determinado por las condiciones bajo las cuales es realizado el experimento o procedimiento (Meyer, 1973). El sentido físico es que la causa está seguida siempre por el mismo efecto, es decir, existe una dependencia lógica bien establecida. (Jeffers, 1978).

Los procesos biológicos de tratamiento de líquidos residuales pueden describirse usando modelos matemáticos que permiten verificar los procesos cinéticos que intervienen en los mismos y además son una herramienta para evaluar y controlar el desempeño de tales sistemas y predecir su comportamiento. Una de las técnicas más utilizadas para describir sistemas de tratamiento biológico se basa en el uso de modelos determinísticos.

La modelación de los procesos de tratamiento varía en su complejidad, según se trate de modelos de estado estacionario o dinámico. Los primeros, generalmente son utilizados para diseñar plantas de tratamiento, en tanto que los segundos son utilizados más para evaluar el comportamiento de una planta ante situaciones históricas o futuras, y para el control de la planta. Los modelos dinámicos describen el proceso biológico de cierto número de componentes del agua residual que son transformados biológicamente y cuya concentración se expresa a través de un sistema de ecuaciones diferenciales obtenidas mediante balances de materiales de tales componentes. El modelo matemático más simple requiere al menos dos componentes para describir lo que ocurre en el reactor biológico: sustrato y biomasa.

El sustrato (S) es el componente del agua residual que sirve de alimento a la biomasa. En un proceso heterótrofo, su concentración podría medirse a través de la demanda bioquímica de oxígeno o a la demanda química de oxígeno, en ambos casos se intenta medir a la materia orgánica carbonosa y este modelo simple considera soluble la materia orgánica a ser atacada por la biomasa, por lo que S es un componente soluble y no sedimenta.

La biomasa (X) es el cultivo de microorganismos heterótrofos que se alimentan de la materia orgánica biodegradable del agua residual. En el caso de los reactores con carga suspendida su concentración puede medirse mediante la concentración de los sólidos suspendidos volátiles (SSVLM) en el reactor biológico. La biomasa está formada por partículas floculentas y es separada generalmente por sedimentación.

Este modelo es extremadamente simple, sin embargo ha sido utilizado tradicionalmente en el diseño de procesos biológicos de tratamiento, típicamente en modelos de estado estacionario. Actualmente aparece con algunas variantes en el manual de diseño conjunto de la WEF-ASCE, 1998 (*Water Environment Federation* y la *American Society of Civil Engineers*) y en referencias muy utilizadas como Metcalf y Eddy (2003).

Realmente, tanto el sustrato como la biomasa son muy complejos. La materia orgánica presente en el agua residual puede estar disuelta o en forma de partículas y

puede ser biodegradable o no, en diferentes grados. Además, el nitrógeno amoniacal y el fosfato son sustratos inorgánicos necesarios para el crecimiento celular; el nitrógeno orgánico es otro sustrato aparte, ya que es la fuente del nitrógeno amoniacal. También la alcalinidad es un componente que debe tomarse en cuenta y el oxígeno y el nitrato son dos oxidantes empleados en la respiración celular que igualmente deberían considerarse. Por otra parte, los organismos nitrificantes quimioautótrofos constituyen lo denominado “biomasa autótrofa” y que pasan a ser sujeto principal cuando el objetivo es la remoción de nitrógeno.

No obstante la complejidad de los componentes básicos del modelo (sustrato y biomasa), generalmente la primera aproximación las obvia y así se usa la demanda bioquímica de oxígeno o la demanda química de oxígeno para medir el sustrato y los SSVLM para medir la biomasa en los reactores con carga en suspensión.

Cinética de la nitrificación

Por lo general, en una primera instancia, la cinética de crecimiento de los organismos nitrificantes está descrita por la ecuación de Monod, que relaciona la tasa específica de crecimiento, μ , con la concentración, S, de los sustratos nitrogenados (Winkler, 1986; Metcalf & Eddy, 2003; Pala y Bölükbas, 2005):

En general, la **velocidad de crecimiento** r_x de la biomasa nitrificante, al igual que para otros microorganismos, se obtiene como el producto de la tasa de crecimiento específica por la concentración de microorganismos.

$$r_x = \mu_N X \quad (2-13)$$

donde:

r_x = tasa de crecimiento de los microorganismos (mg/L d)

X = concentración de microorganismos (mg/L)

μ_N = tasa de crecimiento específico, g biomasa nitrificante/g sustrato.d

Sustituyendo a la ecuación 2-13 en la 2-12 se obtiene una expresión que describe la tasa de crecimiento celular y que tiene la siguiente expresión:

$$r_x = \mu_{\max} SX / (K_s + S) \quad (2-14)$$

La nitrificación, es producida en dos etapas: la transformación del nitrógeno amoniacal en nitritos o nitrificación y la transformación de los nitritos en nitratos o nitratación. La etapa limitante de las dos reacciones consecutivas es la nitrificación, por lo que la cinética de la nitrificación puede describirse mediante la cinética de la nitrificación (ecuación 2-15). Esto permite explicar que normalmente el nitrito no se acumule en grandes cantidades durante el proceso de nitrificación, por cuanto la tasa de crecimiento máximo de las bacterias del género *Nitrobacter* es considerablemente superior a las de las *Nitrosomonas*; ÄEsøy et al. (1998) refieren valores de K_s , para las *Nitrosomonas*, menores a 1mg/L a temperaturas inferiores a los 20° C. Por lo que todo el nitrito producido por las *Nitrosomonas* es rápidamente oxidado por las *Nitrobacter*.

La ecuación 2-15 expresa la tasa de crecimiento de las bacterias nitrificantes utilizando la expresión de Monod, y tomando como paso limitante la transformación de amonio a nitrito:

$$r_x = \mu_{N\max} N X / (K_N + N) \quad (2-15)$$

donde:

r_x = tasa de crecimiento de las bacterias *Nitrosomonas* (mg/L.d)

$\mu_{N\max}$ = tasa de crecimiento máxima para las *Nitrosomonas* (d⁻¹)

X = concentración de *Nitrosomonas* (mg/L)

K_N = constante de saturación o de velocidad mitad para *Nitrosomonas* (mg/L)

N = NH₄⁺-N (mg/L).

La **tasa de utilización del sustrato** (amonio, en este caso) está relacionada con la tasa de crecimiento de los microorganismos y suele expresarse mediante la ecuación 2-16:

$$r_N = - r_x / Y_N \quad (2-16)$$

donde:

r_N = tasa de oxidación de amonio (g NH_4^+ -N oxidado/ g SSLM.d)

Y_N = coeficiente de producción para las *Nitrosomonas* (g *Nitrosomonas* producidas/g NH_4^+ -N oxidado).

La masa de bacterias *Nitrosomonas* producidas se expresa como los SSLM.

Si se sustituye la ecuación 2-15 en la ecuación 2-16, se obtiene la ecuación 2-17:

$$r_N = -\mu_{N\max} X N / (Y_N(K_N + N)) = -K N X / (K_N + N) \quad (2-17)$$

donde: $-K = \mu_{N\max} / Y_N$

Algunos factores ambientales afectan la cinética de la nitrificación, incluyendo temperatura, pH y concentración de oxígeno disuelto. Se conoce que los valores de los dos parámetros cinéticos característicos, μ_{\max} y el coeficiente de saturación K_s , aumentan logarítmicamente con la temperatura, dentro del rango normalmente encontrado en los sistemas biológicos de tratamiento.

Cuantificar el efecto de la temperatura es difícil, como lo demuestra la gran dispersión de datos aportados por la literatura. Este efecto se describe, habitualmente como una función del tipo Van-Hoff Arrhenius; la ecuación 2-10 es una de las expresiones más utilizadas.

$$r_{N,T1} = r_{N,T2} \cdot \theta^{(T1 - T2)}$$

donde:

$r_{N,Ti}$ = velocidad de nitrificación a la temperatura T_i en kg NH_4^+ -N / kg SSV.d

θ = factor de temperatura

Diversos investigadores han reportado y usado expresiones con base a la ecuación anterior. Una muestra es la utilizada por Winkler (1986) que muestra la dependencia de μ_{\max} con la temperatura para el caso de las *Nitrosomonas* en lodos activados:

$$\mu_{\max} (T^\circ\text{C}) = 0,18 e^{0,116(T-15)} \text{ día}^{-1} \quad (2-18)$$

En general, los reportes sobre la dependencia con la temperatura son variables. También para el caso de los organismos que oxidan a los nitritos (los *Nitrobacter*), se observa una variación en las expresiones para la máxima tasa específica de crecimiento, procedentes de diversas fuentes. Rojas (2004) cita valores de 0,27, 0,14, 0,84 d⁻¹ que provienen de diferentes referencias consultadas.

También los valores reportados para el coeficiente de saturación, K_s, y para ambas etapas de nitrificación muestran variaciones según sea la fuente. Winkler (1986) reporta un rango de 0,2 a 1,0 g/m³ para los oxidantes del amoníaco y entre 0,34 a 1,9 g N/ m³ para los oxidantes de nitrito. Para el caso de las *Nitrosomonas*, el valor de K_s disminuye con el aumento del pH, indicando que el sustrato para la oxidación es amoníaco no ionizado. El nivel del coeficiente de saturación, K_s, indica el nivel de concentración de sustrato para el que la tasa de crecimiento resulta significativamente reducida por la baja disponibilidad del sustrato y los valores citados son prácticamente los mismos que aquellos de las concentraciones de amonio que generalmente son aceptados para descargar en una corriente. Esto indica que las tasas de nitrificación pueden ser inhibidas por sustrato limitado en procesos de tratamiento.

Cinética de la desnitrificación

La cinética de las reacciones que tienen lugar durante la desnitrificación pueden ser descritas mediante las mismas ecuaciones que describen el proceso de nitrificación. Así la expresión cinética de Monod sirve para ilustrar los conceptos generales de la desnitrificación. El crecimiento de la biomasa desnitrificante es función de la concentración del sustrato, o sea el nitrato. La ecuación 2-19 representa la expresión de Monod para este caso:

$$\mu_N = \mu_{\max} \cdot N_t / (K_N + N_t) \quad (2-19)$$

donde:

μ = tasa de crecimiento específico de las bacterias desnitrificantes, (d⁻¹)

N_t = concentración del sustrato nitrogenado (mg/L)

K_N = constante de saturación para las bacterias desnitrificantes (mg/L)

μ_{max} = tasa de crecimiento máximo de las bacterias desnitrificantes, (d^{-1})

Como sucede en cualquier proceso biológico las principales reacciones que intervienen son las de crecimiento de la biomasa, ya descrita, y la eliminación del sustrato que es el nitrato y que puede expresarse:

$$r_N = \mu_N / y_N = r_{max} \cdot N_t / (K_N + N_t) \quad (2-20)$$

donde:

r_N = tasa de eliminación de nitrato (g NO_3^- -N/g SSLM . d)

y_N = coeficiente de producción de las bacterias desnitrificantes (g SSLM/g NO_3^- -N)

r_{max} = tasa máxima de eliminación de nitrato (g NO_3^- -N/g SSLM . d)

La ecuación 2-20 indica que la eliminación del nitrato depende de la concentración y de la eficacia de las bacterias para asimilarlo; pero se conoce que las tasas de desnitrificación dependen notablemente del sustrato orgánico, tanto de su naturaleza como de su concentración. Por ello la expresión de Monod que describe la eliminación del nitrato debería tomar en cuenta ambos sustratos: orgánico y nitrogenado, quedando:

$$r_N = r_{max} \cdot S / (K_S + S) \cdot N_t / (K_N + N_t) \quad (2-21)$$

donde:

S = concentración del sustrato carbonoso (mg/L)

Según Winkler en el caso de usar aguas residuales como sustrato orgánico, las tasas de desnitrificación son muy lentas, hasta diez veces más lentas que las tasas cuando se usa una fuente de carbono externa como metanol. Ahora bien, si la relación entre alimento y microorganismos (carga orgánica) aumenta, también hay un aumento logarítmico de la tasa de desnitrificación.

CAPITULO III

INFRAESTRUCTURA Y MÉTODOS

Este capítulo contiene una descripción detallada de los sistemas utilizados, incluyendo los biorreactores y los equipos auxiliares, así como de los métodos y procedimientos usados en cada una de las dos fases que conforman esta investigación.

La Fase 1 está integrada por cuatro experiencias, en las cuales fueron utilizados biorreactores de película y crecimiento suspendido para la nitrificación-desnitrificación. La Fase 2 comprende un sistema combinado de biorreactores para la remoción de nitrógeno.

En cada caso se exponen los parámetros y técnicas de análisis físico-químicos, los bioensayos, y el cronograma de captación de las muestras. Para la experiencia 1 se presenta la caracterización hidráulica del biorreactor de película. Como fue explicado en la introducción, para la Fase 1 se utilizaron los resultados experimentales de cuatro trabajos de grado (Pasarella y Torcat, 1991; Portillo, 1994; Espinoza, 1996; Sifontes, 2000) realizados bajo la co-tutoría de la autora; los mismos formaban parte de la línea de investigación desarrollada en el Departamento de Ingeniería Sanitaria y Ambiental y la cual estaba orientada al uso de reactores por carga secuenciales, como una forma de solucionar el tratamiento de los líquidos residuales de pequeñas comunidades e industrias cuyas descargas líquidas no sean constantes. Con estas experiencias se avanzó progresivamente en el conocimiento del desempeño de los reactores por carga secuenciales lo que permitió plasmar la Fase 2.

FASE 1: BIORREACTORES DE PELÍCULA Y CRECIMIENTO SUSPENDIDO PARA LA NITRIFICACIÓN-DESNITRIFICACIÓN

Esta parte incluye la descripción del equipamiento, los procedimientos de operación y de medición de los parámetros para evaluar la conducta de los biorreactores señalados. Las diversas experiencias que conforman este trabajo fueron llevadas a cabo en el Laboratorio de Procesos Unitarios del Departamento de Ingeniería

Sanitaria y Ambiental de la Universidad Central de Venezuela y los análisis físico-químicos en el Laboratorio de Química Sanitaria del mismo departamento. Algunos bioensayos también fueron realizados en el Laboratorio de Procesos Unitarios.

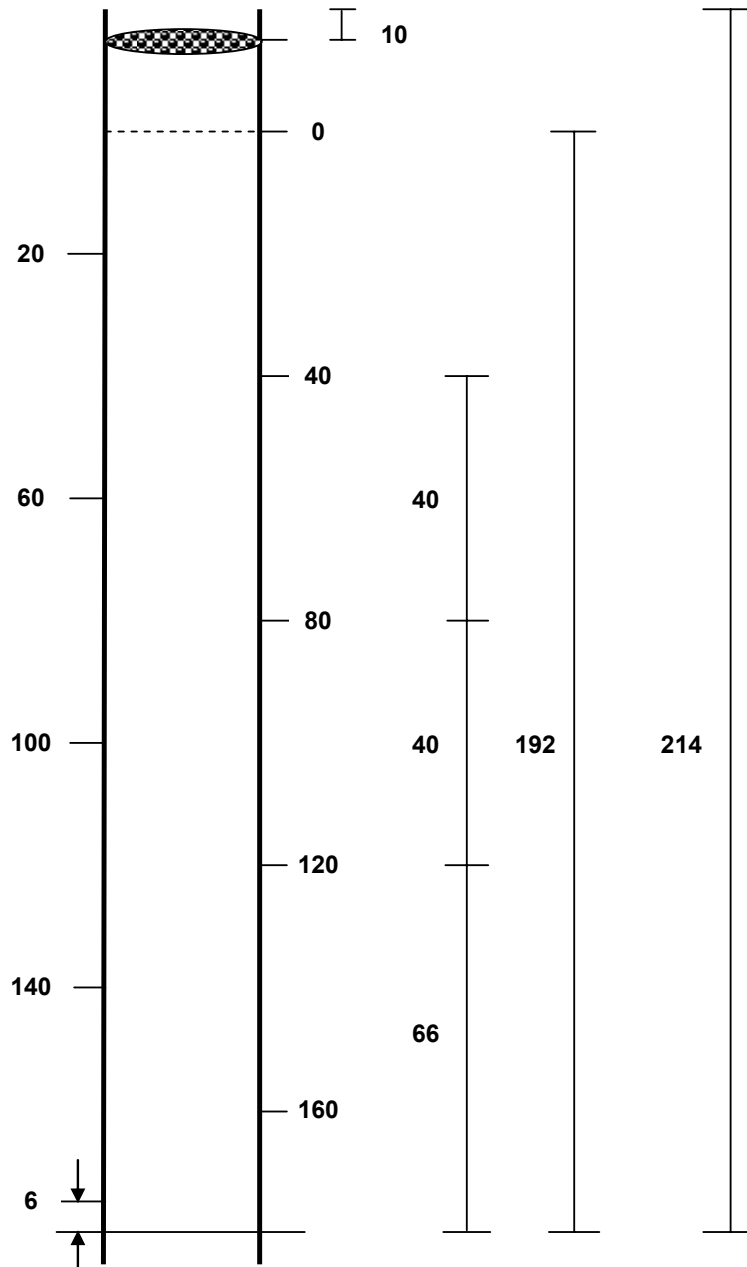
Reactor de Crecimiento Adherido

Este tipo de reactor fue usado para llevar a cabo la **1º Experiencia** contemplada en la Fase 1 de esta tesis, tal como aparece en el capítulo de diseño de la investigación. Posteriormente fue utilizado como parte del sistema combinado en la Fase 2.

El lecho biopercolador utilizado fue diseñado y construido en 1995 por el equipo de trabajo del Laboratorio de Procesos Unitarios para trabajos previos y consiste en un cilindro de plástico transparente de 10 cm de diámetro externo y un espesor de pared de 1 cm, con una altura de 214 cm (21 veces mayor que el diámetro). El medio de soporte lo constituye anillos del tipo “Rashig” con altura igual al diámetro y con espesor de pared entre 3 y 4 mm. Los anillos son obtenidos al cortar tubos plásticos de PVC de 3 m de longitud, 1,27 cm de diámetro y 1 mm de espesor de pared; son comúnmente utilizados en la industria de la construcción para proteger cables de electricidad. Aunque el espesor de pared es menor al recomendado por la bibliografía, el material es resistente y los anillos que están en el fondo del lecho no son deformados por el peso de los que están en la parte superior (Montserrat, 1995).

El cilindro está sujeto a la pared lateral de un mesón con dos abrazaderas de metal y tiene 10 orificios intercalados a lo largo para captar muestras a diferentes profundidades. La figura 3-1 muestra las dimensiones del lecho y los puntos de captación de muestras M1, M2 y M3, localizados a 40, 80 y 120 cm de profundidad, respectivamente. En la parte superior del lecho está un plato perforado de 9 cm de diámetro, 12 mm de espesor y 56 orificios de 3 mm de diámetro cada uno; los orificios no están alineados y actúan como una regadera para evitar que el líquido residual forme canales. En la parte inferior del lecho hay un embudo que conduce el agua residual hasta el recipiente que está en el piso, con capacidad de 30 L y en cuyo interior hay una bomba sumergible marca Hidrofor modelo Vigilia de 0,15 HP que tiene un caudal de 0,94 L/min contra una altura de 250 cm.

El medio de soporte ya descrito ocupa una altura de 192 cm en el lecho generando un volumen de relleno de 1,90 L. El área superficial total del relleno alcanza a 1,62 m².



Elaboración propia

Figura 3-1. Dimensiones del lecho biopercolador (cm)

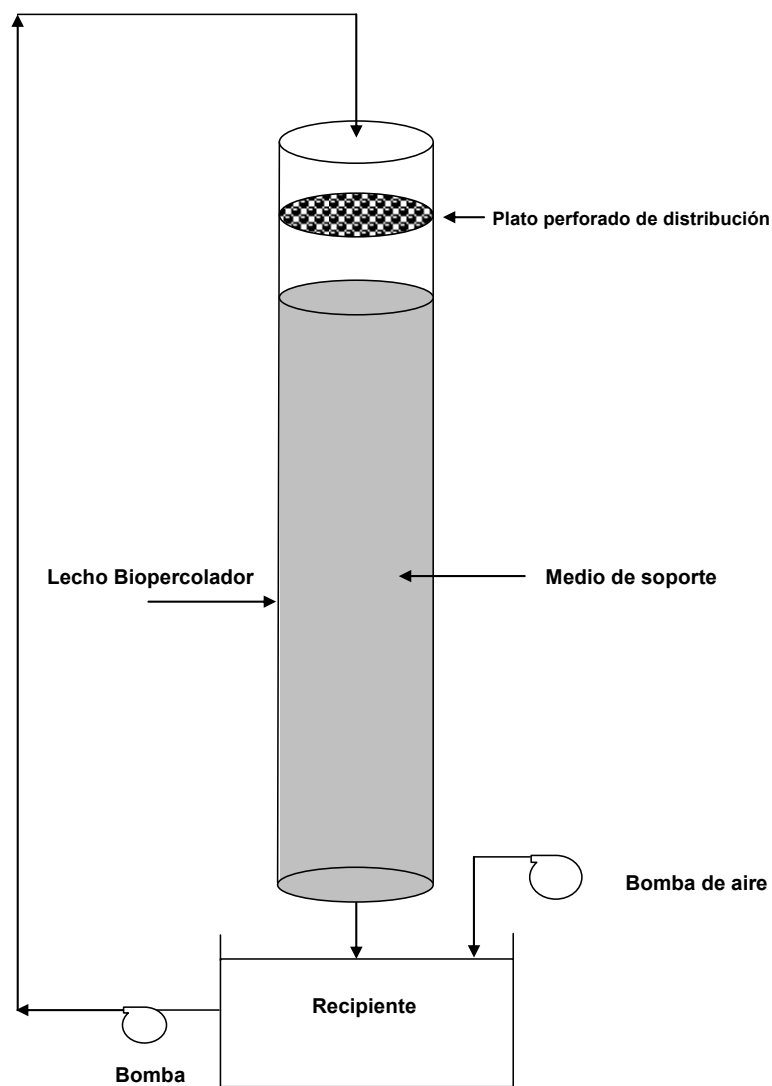
Operación

El sistema opera en forma intermitente, con un tiempo del ciclo de 24 horas. Las diferentes operaciones y procesos que conforman el ciclo son:

- Llenado (aproximadamente 20 minutos)
- Reacción (nitrificación, (22 horas)
- Sedimentación (1 hora y 30 minutos)
- Descarga (10 minutos aproximadamente)

Durante el período de reacción los sólidos biológicos sedimentados son recirculados en el lecho. Esta modalidad es clasificada en la literatura como filtración biológica de 2 etapas (Metcalf & Eddy, 1991). Durante la operación no fue realizada purga de los lodos.

La descripción de la operación es mostrada en la figura 3-2 con el diagrama de flujo del sistema. Al inicio de la operación, un volumen de 10 litros de líquido residual es depositado en el recipiente (R), donde la bomba sumergible (B) es usada para bombear el líquido hasta la parte superior del lecho y dejarlo caer sobre el plato perforado (P) que actúa como dispositivo de distribución y así circula por gravedad a través del medio de soporte (MS), hasta la parte inferior del lecho donde sale por un embudo y cae nuevamente en el recipiente (R) y sigue recirculándose durante las 22 horas de la fase de reacción. La aireación del líquido residual es llevada a cabo durante toda esta fase, mediante la bomba de aire (BA), introducida para incrementar el oxígeno disuelto y de esta manera mejorar la eficiencia del proceso de nitrificación.



Elaboración propia

Figura 3-2. Diagrama de flujo del sistema Lecho Biopercolador

Formación de la biomasa

Como un proceso previo a la experimentación con los diferentes líquidos residuales fue necesario aclimatar la biomasa y para ello fue usado líquido residual doméstico proveniente del colector marginal izquierdo del río Valle. Este líquido proviene de un denso sector de Caracas y es de tipo mixto combinado por cuanto recoge además de

aguas residuales domésticas, a líquidos residuales de industrias y comercios y los provenientes del escurrimiento pluvial.

Diez (10) litros de líquido residual fueron captados diariamente siendo vertidos en el recipiente donde está la bomba, poniéndose en operación el sistema con la recirculación por el lecho durante 22 horas; seguidamente la bomba era apagada y dejada sedimentar por 2 horas. Para evitar la pérdida de masa biológica al terminar la sedimentación el sobrenadante era desechado del líquido residual y el lodo que quedaba en el fondo del recipiente era mezclado con los 10 litros frescos de líquido residual. Seguidamente poner de nuevo en marcha el sistema y así cumplir otro ciclo. Esta operación fue repetida de lunes a viernes para formar biomasa sobre la superficie del medio de soporte. Esta biopelícula, capaz de nitrificar, es producida entre los 3 y 4 meses de alimentar el lecho. Una vez formada puede iniciarse la operación con el líquido residual sintético a experimentar.

El programa de muestreo fue realizado en dos partes. En el inicio estuvo previsto un muestreo preliminar para conocer el funcionamiento del reactor, captándose las muestras instantáneas en la alimentación, antes del inicio del ciclo y en el sobrenadante al concluir el período de sedimentación. En la segunda parte, una vez tomados en cuenta los resultados de la primera prueba, fue llevado a cabo el muestreo definitivo de la experiencia. El muestro rutinario para ensayar las tres concentraciones escogidas fue realizado captando muestras instantáneas en:

- El agua cruda antes de iniciar el ciclo
- A tres profundidades diferentes del lecho (0,40; 0,80 y 1,20 m) cada 2 horas durante el período de reacción (nitrificación)
- En el sobrenadante al concluir el período de sedimentación.

Este tipo de muestreo fue realizado por triplicado para cada una de las concentraciones, comenzando el ciclo a las 8:00 am y terminando a las 8:00 am del día siguiente.

Parámetros evaluados

Para evaluar la eficiencia y en general el desempeño del reactor por carga secuencial de biopelícula (RCSB) los parámetros físico-químicos: pH, alcalinidad, acidez, oxígeno disuelto, DQO, nitratos, nitritos, nitrógeno amoniacal y sólidos suspendidos totales fueron determinados.

Los ensayos para la determinación de estos parámetros fueron realizados en los laboratorios de Procesos Unitarios, Química Sanitaria y Laboratorio de Aguas de la Facultad de Ingeniería de la UCV.

Las técnicas analíticas usadas fueron las descritas en el “Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater” (AWWA-APHA-WPCF, 1985, 1989, 1995, 1998.).

Las bases de los métodos analíticos utilizados están resumidas a continuación:

- pH: potenciométrico
- Alcalinidad: titulación potenciométrica
- Acidez: titulación potenciométrica
- Oxígeno disuelto: electrodo de membrana
- DQO: volumétrico (digestión + titulación)
- Nitritos: colorimétrico
- Nitratos: colorimétrico
- Nitrógeno amoniacal: volumétrico (destilación + titulación)
- Sólidos suspendidos totales: gravimétrico.

Composición del agua

Un sustrato sintético fue preparado, imitando un agua residual con alta concentración de amonio, disolviendo los siguientes constituyentes en 10 litros de agua del grifo:

- 11,5775 g de melaza
- 10 mL de cloruro férrico (FeCl_3) (0,25 g/L)
- 10 mL de cloruro de calcio (CaCl_2) (27,50 g/L)
- 10 mL de sulfato de magnesio (MgSO_4) (22,50 g/L)
- 10 mL de solución amortiguadora de fosfato (8,50; 21,75; 33,40; 1,70 en g/L de KH_2PO_4 ; K_2HPO_4 ; $\text{Na}_2\text{HPO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ y NH_4Cl respectivamente)
- Bicarbonato de sodio (NaHCO_3) (8,64 mg por cada mg de NH_4^+)
- Sulfato de amonio [$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$] fue añadido según requerimiento de las experiencias para obtener las concentraciones a ensayar: 500, 750 y 1.000 mg $\text{NH}_4\text{-N/L}$

Reactor de Crecimiento Suspendido

Este reactor fue usado para llevar a cabo las **Experiencias N° 2, 3 y 4**, todas incluidas en la Fase 1, tal como fue descrito en el capítulo de diseño de la investigación y también formó parte del sistema combinado usado en la Fase 2 del trabajo.

Descripción

Para estas experiencias fueron utilizados 1 ó 3 RCS (de crecimiento suspendido), dependiendo del tipo de experiencia a realizar. En cualquier caso el modelo físico es idéntico. El modelo fue construido con un cilindro de plexiglás de 21 cm de diámetro y una altura de 40,5 cm. La base, de plexiglás de 1,5 cm de espesor, tenía forma de cuadrado de 961 cm^2 . Alrededor del perímetro interior del cilindro fueron colocadas 3 pantallas de 3 cm de ancho separados a intervalos de 7 cm, extendiéndose desde la parte superior del reactor hasta 28,5 cm de la base.

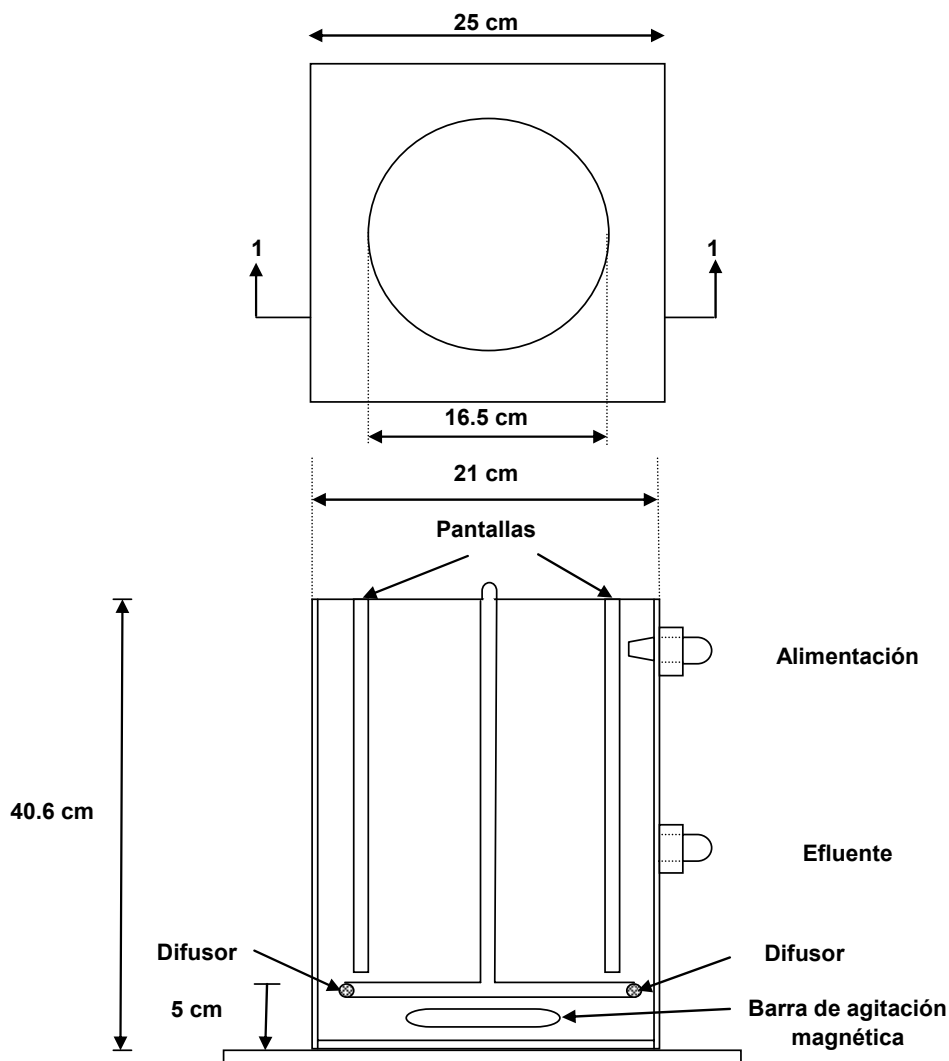


Figura 3-3. Modelo del reactor por carga secuencial (RCS)

La figura 3-3 presenta el detalle del modelo del reactor y representa una adaptación del modelo propuesto en los estudios realizados, entre otros, por Silverstein y Schroeder (1983); Rodríguez (1985); Abufayed y Schroeder (1986a y 1986b); Jones, Schroeder y Meyer (1985). Una de las modificaciones de este modelo clásico a escala de laboratorio consistió en aumentar el volumen de reacción de 6 a 9 litros, puesto que las técnicas analíticas instrumentales utilizadas por los mencionados

investigadores requerían menos volumen de muestra que las estipuladas en este trabajo.

El volumen de reacción fue de 9 litros constituido por 6 litros de la alimentación y el volumen de retorno de los lodos al ciclo de trabajo (3 litros), tanto para la experiencia 2 realizada con un único RCS, como para la 3ª y 4ª experiencia realizadas ambas con 3 RCS. El reactor estaba provisto de un agitador electromecánico, un rotámetro y un aireador y las operaciones y procesos unitarios fueron regulados con válvulas solenoides controladas por programadores de tiempo (temporizadores). Los líquidos afluentes al reactor fueron colocados en garrafones de 20 litros y bombeadas en el tiempo correspondiente mediante dos micro bombas a través de tuberías de goma.

Experiencia 2

Esta experiencia fue realizada con un (1) RCS; la alimentación del sistema fue llevada a cabo con 2 envases, uno conteniendo el sustrato carbonoso y otro conteniendo una solución con nitrato. El sustrato sintético con carbono de naturaleza orgánica consistía de una mezcla de melaza cuyo contenido promedio de carbono orgánico alcanzó aproximadamente 150 mg/L de DQO y 130 mg/L de DBO. La composición de la melaza es más compleja que sustratos puros como la glucosa, utilizados rutinariamente en muchas experiencias. Aproximadamente el 65% del carbono orgánico total (COT) de la melaza está formado por hexosas, y también por aminoácidos y otros compuestos orgánicos (Rodríguez, 1985). La mezcla de melaza utilizada fue debido a que la absorción bacteriana es más parecida al metabolismo del agua residual (Schroeder, 1982). La solución sintética con nitrato fue preparada a partir de NaNO_3 obteniéndose una solución de concentración 20 mg $\text{NO}_3\text{-N/L}$. Ambas soluciones de alimentación (líquidos afluentes al reactor) fueron preparados en el laboratorio con agua del grifo y sus componentes son mostrados en la tabla 3-1. El apéndice_A muestra la composición del agua del grifo.

El lodo utilizado para iniciar el funcionamiento del reactor fue aclimatado durante dos meses y tenía 1.600 ± 200 mg/L DQO, 320 ± 40 mg/L $\text{DBO}_{5,20}$, 10 ± 2 mg/L P, y 82 ± 12 mg/L NTK.

Tabla 3-1. Composición de la solución estándar y de la alimentación para el subciclo del carbono y el de la desnitrificación

	Valor (g/L)
Solución estándar amortiguadora de fosfato	
KH ₂ PO ₄	8,5
K ₂ HPO ₄	21,75
Na ₂ HPO ₄ · 7H ₂ ONH ₄ Cl	33,40
NH ₄ Cl	1,70
MgSO ₄ · 7 H ₂ O	22,5
CaCl ₂	27,50
FeCl ₃ · 6H ₂ O	0,25
La solución de alimentación carbonosa fue preparada pesando 5 g de melaza y agregándole 6,2 mL de la solución estándar para luego completar a 19 L con agua del grifo.	
La solución de alimentación con nitrato fue preparada pesando 2,3071 g de NaNO ₃ y agregándole 6,2 mL de la solución estándar amortiguadora de fosfato y completando a 19 L con agua del grifo. La concentración de nitrato-N es de 20 mg/L.	

La figura 3-4 muestra un diagrama de flujo del sistema ensayado y la figura 3-5 el esquema de un ciclo de 24 horas de operación del RCS para la remoción de carbono y nitrógeno. La secuencia operacional consistió de un ciclo por día con dos subciclos: la fase de remoción de carbono y la fase de desnitrificación. En cada subciclo se llevaban a cabo las operaciones típicas de un reactor por carga secuencial.

En la fase de remoción de carbono, los tiempos asignados a cada operación son presentados a continuación:

- Llenado del reactor con la solución de carbono (15 minutos)
- Mezcla con agitación en condiciones anóxicas (15 minutos)
- Reacción en condiciones aeróbicas (15 minutos)
- Sedimentación (1 hora)
- Descarga (15 minutos)

Seguidamente comienza la fase de desnitrificación del sistema, la cual usa como alimentación sintética la solución de nitrato. Las operaciones y sus tiempos son presentados a continuación:

- Llenado del reactor con la solución de nitrato (15 minutos)
- Reacción con mezcla en condiciones anóxicas (20 horas)
- Agitación en condiciones aerobias (30 minutos)
- Sedimentación (1 hora)
- Descarga (15 minutos)

El caudal suministrado al reactor fue de 6 L/d en ambas fases. No fue necesario realizar la descarga de los lodos (purga) durante todo el período de la experiencia atribuible a la baja concentración de carbono (130 mg/L de $DBO_{5,20}$) que contenía el líquido residual crudo. La única pérdida de sólidos biológicos posible puede atribuirse a los sólidos contenidos en el efluente después de la sedimentación. El tiempo de retención celular de los sólidos biológicos promedio para el período de sedimentación fue determinado haciendo un balance de masas en sólidos suspendidos.

Cada una de las operaciones de llenado, agitación, aireación y descarga fueron controladas mediante los temporizadores programables (“timer”), instalados antes del arranque del sistema. Las 3 pantallas instaladas en las paredes del reactor previnieron los vórtices y promovieron la mezcla completa. El agitador fue operado a velocidades bajas para minimizar la turbulencia y prevenir la transferencia de oxígeno al líquido contenido en el reactor.

El líquido efluente fue drenado a unos pocos centímetros por debajo de la superficie, para minimizar la descarga de pequeñas partículas flotantes y fue depositado en botellones de 20 litros de volumen. Para remover los sólidos adheridos a las paredes del reactor hubo que realizar una limpieza manual con un cepillo de mango largo.

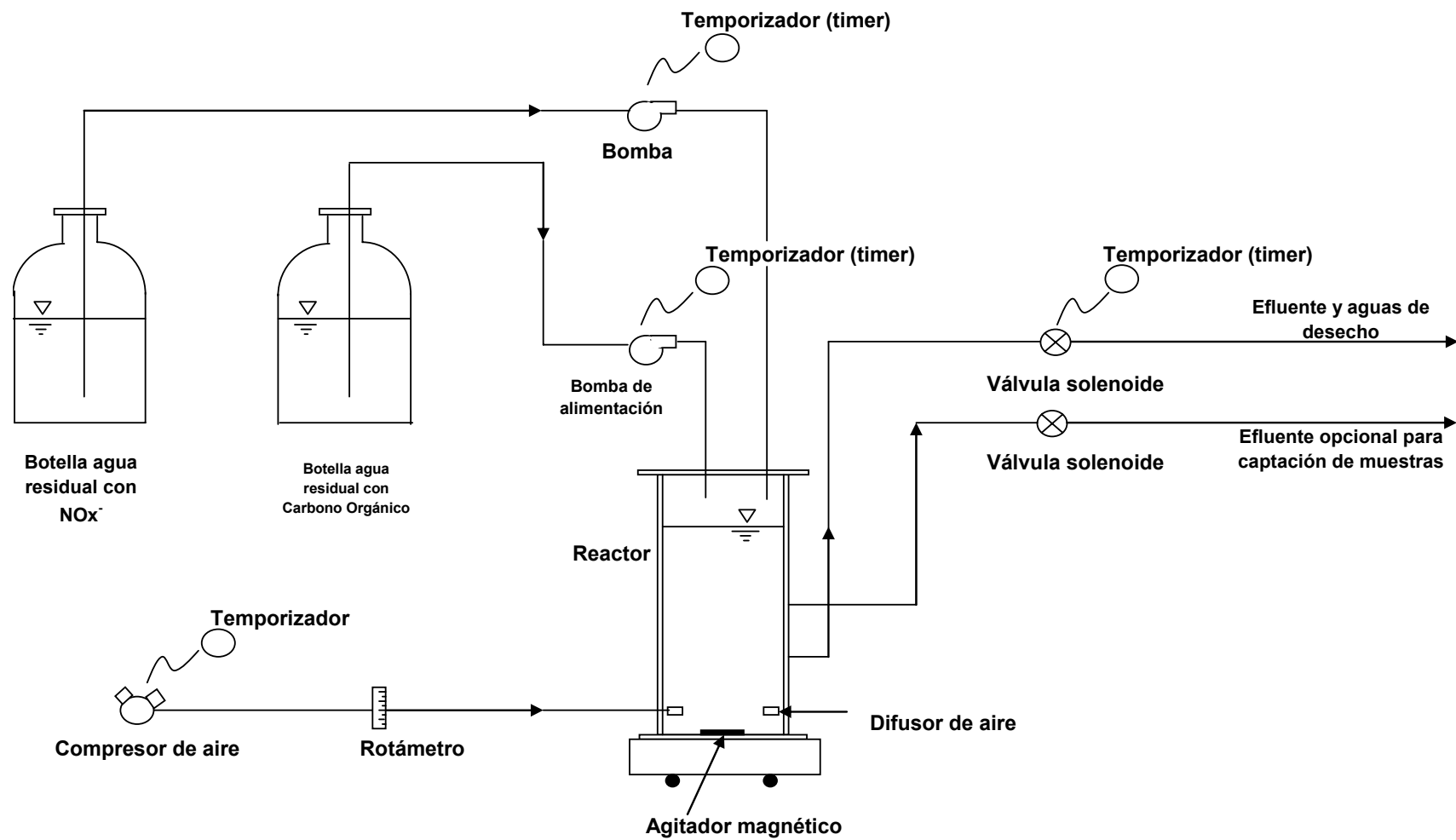


Figura 3-4. Diagrama de flujo y equipo para la operación del sistema RCS

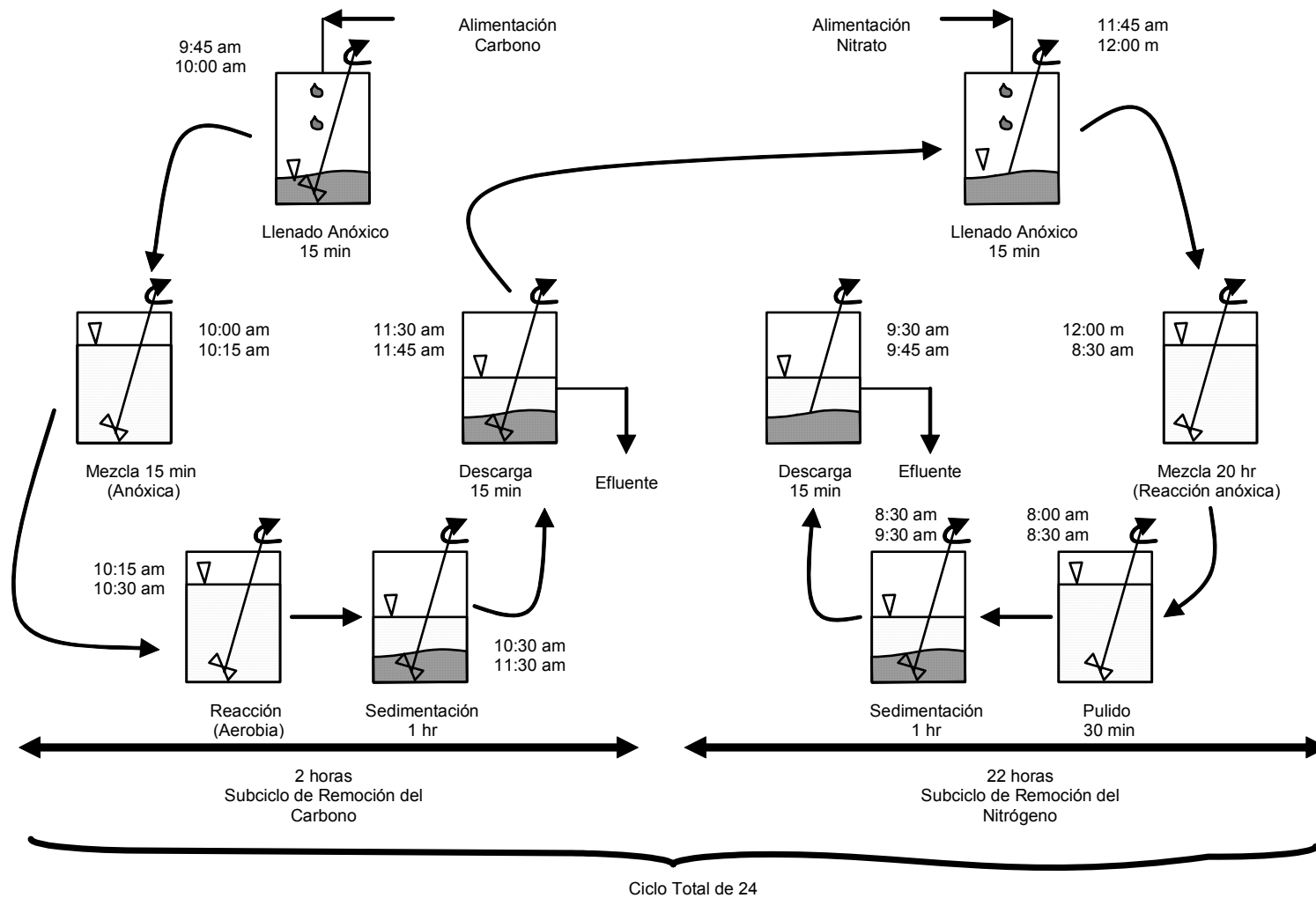


Figura 3-5. Secuencia de Operación Típica de un RCS (Ejemplo Con 15 min de aireación)

Parámetros Físicos y Químicos y Técnicas Analíticas Utilizadas: En forma rutinaria, durante los seis meses que operó el sistema, fueron realizadas las mediciones de los siguientes parámetros: pH, alcalinidad, temperatura, oxígeno disuelto (OD), DQO, DBO, nitrógeno Kjeldahl, compuestos oxidados de nitrógeno (NO_x), sólidos suspendidos del afluente, efluente y el licor mezclado, índice volumétrico del lodo (IVL) y turbiedad. Las muestras fueron tomadas durante el período de 22 horas de reacción, entre las 11:43 am y las 9:43 am del día siguiente. Las muestras tomadas a las 10:00 pm y 3:00 am fueron recolectadas en un vaso de precipitado colocado dentro de una cava con hielo seco para asegurar su preservación. El programa de muestreo, en cada una de las fases de operación del sistema, de los parámetros anteriormente citados es presentado en el apéndice B.

Para conocer la remoción de sustrato orgánico presente en el afluente fueron realizadas mediciones de $\text{DBO}_{5,20}$ y de DQO durante todo el proceso en ciertos puntos significativos del sistema, que quedan bien detallados en las tablas que están en el Apéndice B.

La concentración de los sólidos suspendidos del afluente, efluente y del licor mezclado (SSLM) fueron determinadas de manera gravimétrica, después de filtrar, utilizando filtros de membrana de policarbonato (Nucleopore) y papel de fibra de vidrio (Whatman GF/C), con tamaño nominal de poro de 0,45 y 1,2 μm respectivamente.

El índice volumétrico de lodo, así como el examen de los sólidos suspendidos y la turbiedad fueron parámetros determinados para identificar y correlacionar las características de la sedimentación del lodo, durante el proceso biológico de la desnitrificación. Como una medida de la sedimentación del lodo, la velocidad de sedimentación de la interfase fue determinada midiendo su altura en los siguientes intervalos de tiempo durante el análisis: 5; 10; 15; 20; 25 y 30 minutos.

Las medidas de OD en diferentes tiempos durante el período de reacción del RCS fueron realizadas para tener información acerca de cómo puede alterar esta la tasa de

desnitrificación y para verificar los niveles de oxígeno durante los periodos anóxico y de aireación.

Para la preservación y almacenamiento, así como para la determinación de los parámetros citados fueron usadas las técnicas analíticas del Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater ([APHA et al., 1985, 1989](#))

Experiencia 3.

En este caso fueron utilizados tres reactores por carga secuenciales (RCS1, RCS2 y RCS3), cuya descripción física corresponde exactamente al utilizado en la experiencia anterior. La experiencia fue diseñada para condiciones de operación idénticas y simultáneas de los tres RCS exceptuando el tiempo de aireación (cero, quince y treinta minutos cada uno) y alimentados con agua residual sintética representativa de un agua doméstica de concentración diluida (débil) igual a la utilizada en la Experiencia 2. Esta concentración fue seleccionada por ser la condición más desfavorable (condición crítica) para evaluar el funcionamiento de los RCS. Así, si a concentración baja de sustrato el sistema responde podría inferirse lo mismo para su comportamiento a concentraciones mas altas. La mayoría de los trabajos publicados están referidos a evaluaciones con contenidos orgánicos altos, lo cual favorece la desnitrificación. Adicionalmente, es conocido que en Venezuela y en otros países de la región sus líquidos residuales reportan concentraciones diluidas ([Rojas, 1994](#)).

El objetivo fue dilucidar como el tiempo de aireación afecta la sedimentabilidad en los sistemas RCS operados bajo las condiciones planteadas y su relación con las tasas de biosorción del carbono y el oxígeno.

Originalmente se había pensado operar los reactores sobre la base de tres ciclos por día y ocho horas por cada ciclo, sin embargo la información revisada permitió concluir que la duración del ciclo afectaba notablemente la tasa de desnitrificación y la sedimentabilidad del lodo. Las informaciones recabadas estaban dirigidas a

concentraciones altas mientras que lo referente a concentraciones diluidas la información es limitada.

Consecuentemente no fue posible dar un valor óptimo a la longitud del ciclo. Debido a esto la decisión tomada fue operar con un ciclo por día, con duración de 20 horas para la reacción de desnitrificación y de esta forma cubrir un rango más amplio, esperando obtener una remoción aceptable de nitrógeno. De esta forma podría determinarse el tiempo mínimo requerido para alcanzar una tasa aceptable de desnitrificación con características apropiadas de sedimentabilidad y compactibilidad del lodo y lograr ajustar la duración del ciclo para las futuras experiencias con este tipo de sistemas usando líquidos residuales diluidos.

La secuencia operacional comienza con la incorporación del agua residual al reactor, el cual, por recirculación interna (lo que favorece ahorro de energía), está parcialmente lleno con el lodo sedimentado del ciclo precedente. La operación estuvo conformada por dos subciclos, los cuales son llevados a cabo en forma secuencial en el mismo reactor. El primer subciclo corresponde a la fase de remoción del carbono y es llevado a cabo en condición aerobia y el segundo subciclo corresponde a la desnitrificación y es realizado en condición anóxica.

Los parámetros físico-químicos determinados son los mismos que los de la Experiencia 2. De la misma forma el programa de muestreo tanto para la fase de remoción de carbono como para la desnitrificación siguen el mismo patrón y son detalladas en las tablas que aparecen en el Apéndice B.

Cada subciclo englobó las etapas típicas de los RCS: llenado, mezcla, reacción, sedimentación y descarga. Las diferencias en el tiempo de aireación para el RCS1, RCS2 y RCS3 produjeron una duración total del subciclo de remoción de carbono de: 1:45 horas para el RCS1, 2 horas para el RCS y 2:15 horas para el RCS3. Los tiempos asignados a cada operación fueron los mismos utilizados en la experiencia anterior con excepción de los tiempos de reacción (0, 15 y 30 minutos para RCS1, RCS2 y RCS3 respectivamente). En el subciclo de desnitrificación, con una duración total de 22 horas, los tiempos asignados a cada operación fueron los mismos utilizados en la

experiencia anterior: llenado (15 minutos), mezcla y reacción (20 horas); antes de la sedimentación se fijó una etapa de pulido, no incluida en la fase de remoción de carbono, con un tiempo de aireación de 30 minutos, sedimentación (1 hora) y descarga (15 minutos). La figura 4-5 presentada anteriormente muestra una secuencia típica de operación con 15 minutos de aireación, como es el caso del RCS2.

La etapa de pulido fue incluida con el objetivo de purgar los subproductos gaseosos de la desnitrificación y de la fermentación y así minimizar los problemas de levantamiento del lodo en la etapa siguiente. Esta práctica tiene la ventaja adicional de garantizar la presencia de protozoarios aeróbicos los cuales son requeridos para eliminar las bacterias dispersas que producen turbiedad en el efluente.

Experiencia 4:

Fue realizada utilizando los mismos tres reactores por carga secuencial de la experiencia anterior, por lo cual su descripción física es idéntica a la anterior. Los objetivos fundamentales fueron evaluar el funcionamiento de los RCS bajo diferentes condiciones de operación para la desnitrificación biológica, específicamente cuando es sometida al efecto de una sobrecarga orgánica y adicionalmente, para interpretar aspectos relacionados con la tasa de desnitrificación y con las características de sedimentabilidad del lodo biológico constituido por los organismos desnitrificantes.

A tal efecto los tres RCS ya señalados fueron operados simultáneamente, con una capacidad efectiva de nueve litros cada uno y alimentados con agua residual sintética y representativa de un agua doméstica de concentración diluida (débil) cuya composición es idéntica a la utilizada en las experiencias 2 y 3 (Tabla 3-1). Las condiciones de operación de los tres reactores fueron exactamente las mismas con la excepción del tiempo de aireación, en la fase de remoción del carbono, el cual fue fijado en cero, quince y treinta minutos respectivamente (RCS1, RCS2 y RCS3), tal como fue hecho en la experiencia 3.

Para evaluar el comportamiento del sistema durante la desnitrificación, ante cambios bruscos de carga orgánica, la concentración de la melaza fue triplicada, con respecto

a la alimentación inicial anteriormente indicada, produciendo la siguiente composición: 470 ± 30 mg/L DQO; 340 ± 20 mg/L DBO_{5,20} y una relación carbono/nitrógeno (C/N) igual a 25, la cual quintuplica a la relación del agua sintética débil. La Tabla 3-2 presenta la composición del agua residual sintética con la carga sencilla y con la sobrecarga (carga choque).

Tabla 3-2. Composición del agua residual sintética con la carga sencilla y con la sobrecarga orgánica

Constituyentes	Carga orgánica sencilla g/L	Sobrecarga orgánica g/L
Melaza	0,24	0,72
Cloruro férrico (FeCl ₃ ·6H ₂ O)	0,25	0,25
Cloruro de calcio (CaCl ₂)	27,50	27,50
Sulfato de magnesio (MgSO ₄ 7 H ₂ O)	22,50	22,50
Fosfato dihidrogenado de potasio (KH ₂ PO ₄)	8,50	8,50
Fosfato monohidrogenado de potasio (K ₂ HPO ₄)	21,75	21,75
Fosfato monohidrogenado de sodio y cloruro de amonio (Na ₂ HPO ₄ 7H ₂ O – NH ₄ Cl)	33,43	33,40
Cloruro de amonio (NH ₄ Cl)	1,7	1,7
Nitrato de sodio (NaNO ₃)	0,12	0,12

El modo de operación escogido, igual que en la experiencia 3, favorece una etapa de aireación mínima para la remoción de carbono y una etapa de remoción de nitrógeno por desnitrificación anóxica que reduce los requerimientos de oxígeno y por ende de energía. La secuencia operacional establecida es exactamente igual al caso anterior. El programa de muestreo incluyó la realización de tres experiencias para cada caso (carga orgánica débil y carga orgánica choque) y para cada reactor (RCS1, RCS2 y RCS3), realizándose dos réplicas para cada experiencia, lo que significa que fueron realizados 18 muestreos.

El programa de muestreo para la fase de remoción del carbono y para la fase de desnitrificación sigue la misma pauta de la Experiencia 3, por lo que están representados en las tablas ya mencionadas del Apéndice B. Así mismo la secuencia

operacional es idéntica y las técnicas analíticas utilizadas para medir los parámetros físico-químicos utilizados también.

FASE 2: SISTEMA COMBINADO

Esta fase representa la cristalización de los resultados de la Fase 1 aplicados a la operación de un sistema biológico particular combinado constituido por dos biorreactores acoplados en serie, el primero de crecimiento microbiano adherido (Lecho Biopercolador), para nitrificar y el segundo de crecimiento suspendido (Reactor por Carga Secuencial) para desnitrificar.

En el reactor de crecimiento suspendido será promovida la desnitrificación; para sobreponerse a la disminución de materia carbonosa –asociada a la operación del reactor de película fija- y requerida por las bacterias heterotróficas desnitrificantes, estará alimentado por el efluente nitrificado del reactor de biopelícula y por un complemento constituido por una fracción volumétrica del agua cruda (α), restante del agua cruda de llenado ($1 - \alpha$) del reactor de biopelícula que aportará materia orgánica carbonosa. La fracción α junto con la relación C/N, a la entrada del RCS, serán variables importantes a considerar en el desempeño del sistema.

Con base a los resultados obtenidos con las experiencias de la Fase 1 que indicaban que los valores de la normativa del país en relación a nitrógeno podían alcanzarse en aproximadamente 4 horas, en esta fase fue disminuida la etapa de reacción a 4,5 horas.

Descripción del sistema

Está constituido por dos modelos a escala prepiloto disponibles en el Laboratorio de Procesos Unitarios de la Facultad de Ingeniería-UCV y los cuales fueron utilizados en la Fase 1 y posteriormente fueron acoplados para esta fase de experimentación. El ciclo global de operación del sistema es de 6 horas y es llevado a cabo en forma intermitente y secuencial, y está constituido por dos subciclos: en el primero llevado a

cabo en el RCSB será ejecutada la nitrificación y en el segundo, realizado en el RCS, será alcanzada la desnitrificación.

Los tiempos de operación utilizados para cada una de las fases típicas de los reactores por carga secuenciales utilizados son:

Fase de nitrificación (RCSB)

Llenado: 15 minutos

Reacción aeróbica: 4:30 horas

Sedimentación: 45 minutos

Descarga: 15 minutos

Reposo: 15 minutos

Fase de desnitrificación (RCS)

Llenado: 15 minutos

Reacción anóxica/agitación: 4:30 horas

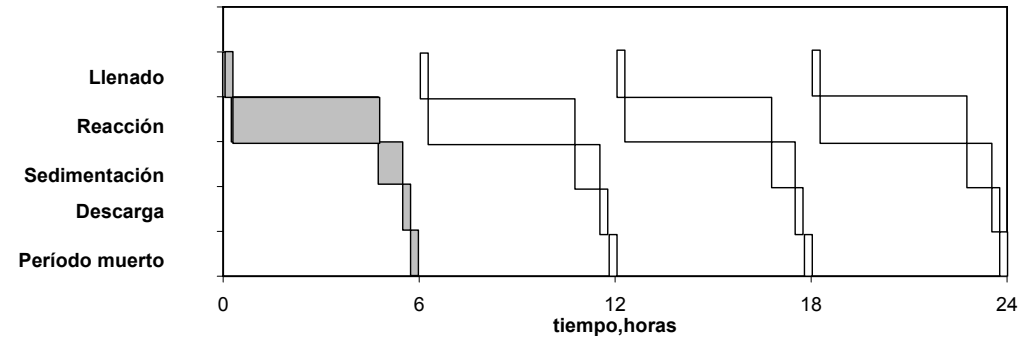
Aireación/agitación-pulido: 15 minutos

Sedimentación: 15 minutos

Descarga: 15 minutos.

Para una mejor comprensión de la secuencia operacional del sistema, la Figura 3-6 muestra como serán desarrollados los cuatro ciclos de seis horas a lo largo de 24 horas, observándose además como es la secuencia de los dos subciclos (nitrificación y desnitrificación).

Subciclo de nitrificación (RCSB)



Subciclo de desnitrificación (RCS)

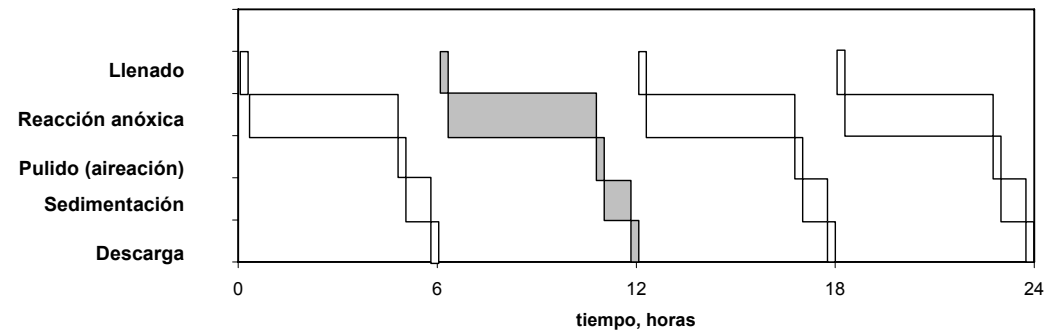


Figura 3-6. Secuencia de operaciones de los dos subciclos (nitrificación; desnitrificación) que conforman un ciclo típico de seis horas

El primer modelo es el lecho biopercolador utilizado en la Experiencia 1 que, de aquí en adelante será denominado Reactor por Carga Secuencial de Biopelícula (RCSB). Este RCSB está acoplado con un reactor de lecho móvil o suspendido (RCS) utilizado en la 2°, 3°, y 4° Experiencia de la Fase 1.

La Figura 3-7_ muestra el diagrama de flujo de este sistema combinado. El sistema de alimentación del líquido residual sintético crudo es un tanque de 19 litros de capacidad que cuenta con una bomba que permite controlar el flujo que va a cada uno de los reactores, definido en párrafos anteriores como las fracciones α y $(1-\alpha)$. La fracción que va al RCSB $(1-\alpha)$ llega a un tanque con una bomba sumergible que alimenta al lecho biopercolador descargando el líquido en la parte superior del reactor y dejándolo caer por gravedad, propiciando el contacto con la biomasa nitrificante y además recircula durante toda la etapa de la reacción el líquido residual. Este lecho opera en forma intermitente. Al finalizar el 1° subciclo, el efluente nitrificado es enviado al RCS en conjunto con la fracción volumétrica α de agua residual sintética (como fuente de carbono), iniciándose el 2° subciclo el cual también es intermitente y donde es llevada a cabo la desnitrificación. El RCSB iniciará en forma independiente un nuevo ciclo de nitrificación al terminar de alimentar con su efluente al RCS y también éste, una vez completadas sus operaciones, iniciará un subciclo.

- La evaluación del comportamiento del sistema combinado fue realizada mediante las mediciones de los siguientes parámetros en la entrada y la salida de cada uno de los reactores: nitrógeno orgánico, nitrógeno amoniacal, nitritos, nitratos, DQO, DBO₅, sólidos suspendidos, turbiedad, alcalinidad y pH. Adicionalmente fueron determinados el Índice Volumétrico de Lodos y los SSLM en el RCS. También fueron realizados perfiles de las diferentes formas de nitrógeno en ambos subciclos y determinaciones de la tasa de respiración en el RCS después de la etapa de reacción. El programa de muestreo del subciclo de nitrificación y del subciclo de desnitrificación es presentado en el Apéndice B. Estos programas de muestreo fueron ejecutado para cada uno de los tres valores de la fracción volumétrica α utilizados; a saber: $\alpha_1 = 0,5$; $\alpha_2 = 0,2$; y $\alpha_3 = 0$.

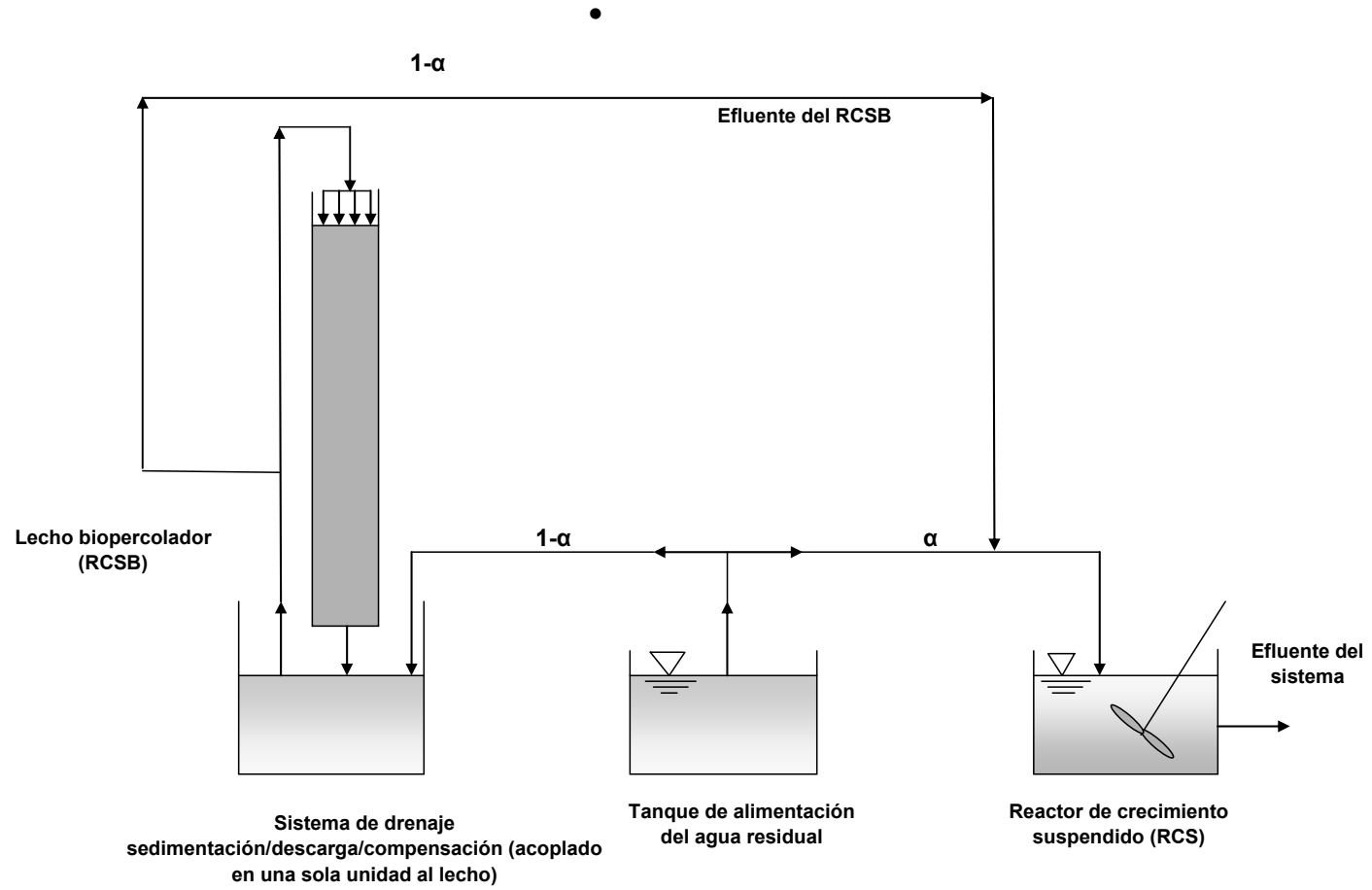


Figura 3-7. Diagrama de flujo del sistema combinado

En esta Fase 2 el agua residual sintética utilizada como alimentación del sistema está constituida por leche en polvo, pectona, cloruro de amonio, almidón y otros nutrientes, diluidos en agua del chorro y utilizados por investigadores precedentes y es preparada utilizando las siguientes cantidades de cada componente:

- 1,7 g de leche en polvo
- 1,7 g de pectona
- 1,7 g de almidón (C₆H₁₀O₅)
- 0,4 g de NH₄Cl
- 1 mL: 1L de amortiguador de fosfato
- 1 L de agua del grifo (potable) donde son disueltos todos los componentes

La composición obtenida con esta agua sintética es mostrada en la tabla 3-3:

Tabla 3-3. Análisis del agua residual sintética utilizada en la Fase 2

Constituyente	Concentración mg/L
DQO	285
DBO ₅	135
COT ^a	92
NH ₄ -N	9
NTK	24
Alcalinidad	125
P-total	5,8
Sólidos totales	484

a calculada (DQO/3,1)

Para la preservación y almacenamiento, así como para la determinación de los parámetros determinados en la Fase 2 fueron usadas técnicas analíticas del Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (APHA et al., 1985, 1995, 1998)

CAPITULO IV

RESULTADOS EXPERIMENTALES Y DISCUSIÓN DE LA FASE 1

Este capítulo abarca los resultados experimentales obtenidos durante la ejecución de la fase 1 de este proyecto, el análisis, interpretación y discusión de los mismos.

La discusión de la **experiencia 1** está centrada en los resultados del proceso de nitrificación biológica de un sustrato sintético con concentraciones altas de amonio (500-1.000 mg NH₄-N/L), utilizando un reactor de biopelícula operado por cargas con una frecuencia de un ciclo por día. También abarca la interpretación y discusión de los factores que afectan la tasa de nitrificación, el efecto de concentraciones altas de amonio sobre la nitrificación y la eficiencia, y la producción de sólidos biológicos en el lecho biopercolador y el comportamiento hidráulico del lecho.

La discusión de la **experiencia 2** incluye el análisis e interpretación de los resultados del proceso biológico de desnitrificación de un agua residual sintética de concentración débil, utilizando un reactor con carga en suspensión, operado por cargas, con frecuencia de un ciclo de 24 horas subdividido en dos subciclos, el primero de 2 horas y 15 minutos en ambiente aeróbico para la remoción de carbono y cuyo efluente junto con una solución sintética de nitrato alimentará al segundo subciclo de 21 horas y 45 minutos en ambiente anóxico para propiciar la desnitrificación. La discusión girará en torno al comportamiento del reactor desde el punto de vista de la tasa de desnitrificación endógena, el tiempo para obtener la máxima remoción de nitrato y nitrógeno total, y las características de sedimentabilidad del lodo.

Los resultados y discusión de la **experiencia 3** cubren el proceso de desnitrificación de residual sintético con la misma composición precedente operando en forma simultánea tres reactores de crecimiento suspendido, de diseño idéntico al usado en la experiencia 2, excepto lo relativo al tiempo de aireación experimentándose en este caso con 0, 15 y 30 minutos de aireación con el objeto de dilucidar el efecto de este tiempo sobre la tasa de biosorción del carbono y del oxígeno y las características de sedimentabilidad del lodo biológico y la calidad del efluente final.

La experiencia 4 abarca los resultados y discusión del efecto de utilizar una sobrecarga orgánica sobre la tasa de desnitrificación de líquido residual sintético de igual composición a la experiencia 3 y manteniendo los tres reactores con los mismos tiempos de aireación de la etapa precedente. En esta ocasión, el análisis y discusión está enfocado hacia la sobrecarga orgánica y su influencia sobre la tasa de desnitrificación, además de los aspectos relacionados

con los factores que afectan la sedimentabilidad del lodo biológico y la calidad del efluente final.

EXPERIENCIA 1: BIORREACTOR DE CRECIMIENTO ADHERIDO

La tabla 4-1 muestra los resultados promedio de los parámetros químicos de tres ensayos iniciales realizados con una concentración de 500 mg NH₄⁺-N/L y con el objetivo de ajustar el pH y la alcalinidad y la tabla 4-2 los resultados promedio de los parámetros químicos determinados para las tres concentraciones de nitrógeno amoniacal utilizadas: 500, 750 y 1.000 mg NH₄⁺-N/L respectivamente. Los ensayos iniciales permitieron detectar un bajo rendimiento en el proceso de nitrificación del lecho biopercolador atribuible a un descenso en el valor del pH, cuestión observada con frecuencia en líquidos residuales con baja alcalinidad por cuanto existe un consumo de bicarbonato (HCO₃⁻) en el paso de oxidación de amonio a nitrato; por lo tanto en adelante hubo que añadir NaHCO₃ para amortiguar este efecto.

Tabla 4 – 1. Valor promedio de los parámetros químicos de los 3 ensayos iniciales para ajustar pH y alcalinidad. Concentración utilizada: 500 mg NH₄-N/L

Parámetro	Afluente	Efluente
pH ^a	5,4	5,1
Alcalinidad ^b	34	12
OD ^c	6,0	5,4
DQO ^c	907	213
NH ₄ -N ^c	447	420
Nitrito-N ^c	0,06	0,10
Nitrato-N ^c	2,1	3,4

a: unidades de pH; b: mg/L CaCO₃; c: mg/L

Tabla 4 – 2. Valor promedio (3 ensayos) de los parámetros químicos correspondientes a las concentraciones de 500, 750 y 1000 mg NH₄-N/L

Parámetro	500 ^a		750 ^a		1000 ^a	
	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
pH ^b	7,6	6,97	7,7	7,4	7,7	6,97
Alcalinidad ^c	339	203	488	285	683	379
Acidez ^c	149	147	229	173	280	270
OD ^d	6,4	5,8	6,4	5,8	6,2	5,7
DQO ^d	1007	160	1120	167	1347	333
NH ₄ -N ^d	419	277	693	376	933	666
SS ^d	883	224	957	141	1450	232

a: mg NH₄-N/L; b: unidades de pH; c: mg/L CaCO₃; d: mg/L

Comportamiento hidráulico del lecho biopercolador: a los fines de constatar el comportamiento hidráulico del lecho biopercolador, fue usado modelo de Wolf y Resnick, recomendado por Metcalf & Eddy (2003). En este trabajo las inyecciones de trazador fueron instantáneas, de allí la necesidad de considerar como acumulado las masas de trazador en el lecho. En el Apéndice C están detalles de esta determinación. Para las condiciones de esta experiencia ($Q = 0,94$ L/min. y concentración inicial de 300 mg/L para el trazador azul de metileno utilizado, el valor promedio obtenido alcanzó 97% de flujo completamente mezclado y la fracción considerada como pistón de 3%, indicando que el lecho responde a un régimen de mezcla completa. Lo cual es corroborado en las figuras 4-1 a 4-6 donde no se observa variación de la concentración al variar la profundidad de la toma de muestra.

Variación de nitrito y nitrato con la profundidad y el tiempo: Las curvas que presentan estas variaciones, para cada una de las tres concentraciones de amonio evaluadas, son mostradas en las figuras 4-1, 4-2, 4-3, 4-4, 4-5 y 4-6 y corresponden a los valores promedio de tres ensayos. Las muestras fueron captadas a tres diferentes profundidades: 40, 80 y 120 cm, denominadas M1, M2 y M3, respectivamente. La relación entre los sólidos suspendidos en el afluente y efluente del RCSB para cada una de las concentraciones ensayadas son presentadas en la figura 4-7.

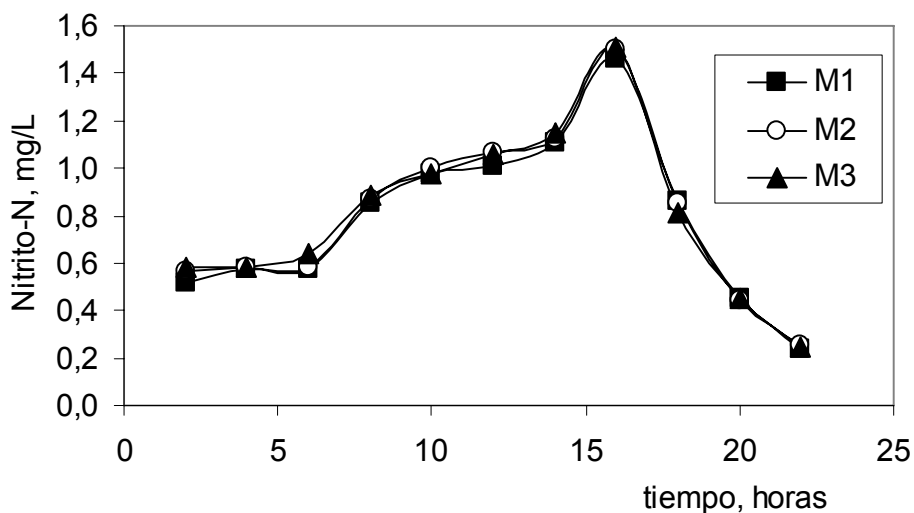


Figura 4-1. Variación de la concentración^a de nitrito en el tiempo y con la profundidad para 500 mg NH₄⁺ -N/L. ^a Valor promedio. (M1: 40 cm, M2: 80 cm, M3: 120 cm)

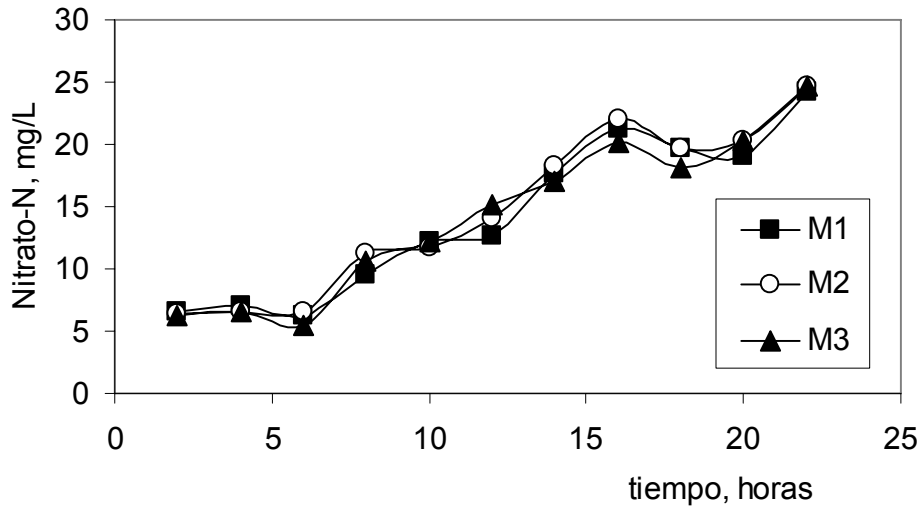


Figura 4-2. Variación de la concentración^a de nitrato en el tiempo y con la profundidad para 500 mg NH₄⁺-N/L. ^a Valor promedio. (M1: 40 cm, M2: 80 cm, M3: 120 cm)

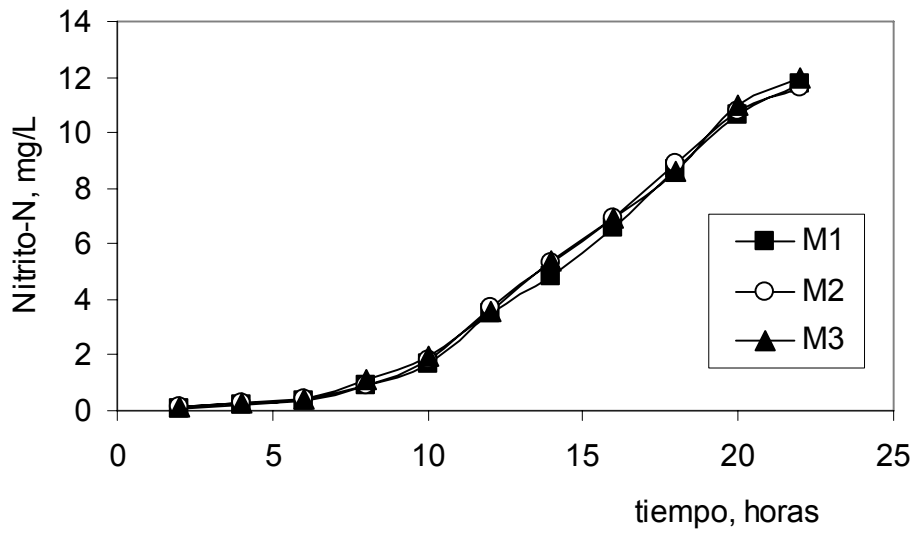


Figura 4-3. Variación de la concentración^a de nitrito en el tiempo y con la profundidad para 750 mg NH₄⁺-N/L. ^a Valor promedio. (M1: 40 cm, M2: 80 cm, M3: 120 cm)

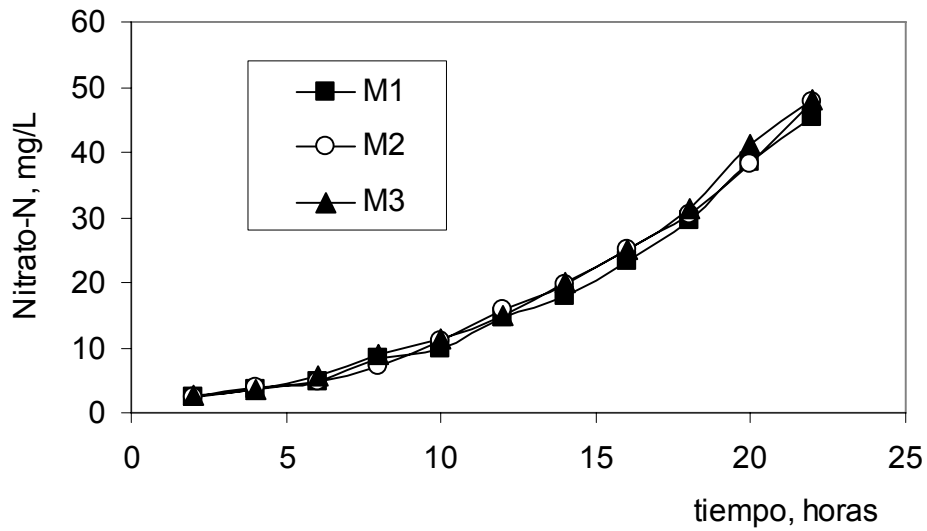


Figura 4-4. Variación de la concentración^a de nitrato en el tiempo y con la profundidad para 750 mg NH₄⁺-N/L. ^a Valor promedio. (M1: 40 cm, M2: 80 cm, M3: 120 cm)

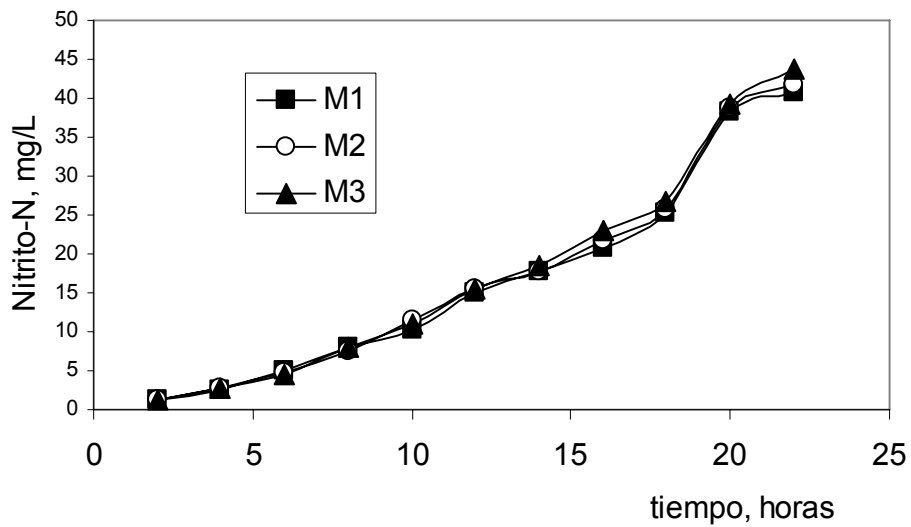


Figura 4-5. Variación de la concentración^a de nitrito en el tiempo y con la profundidad para 1000 mg NH₄⁺-N/L. ^a Valor promedio. (M1: 40 cm, M2: 80 cm, M3: 120 cm)

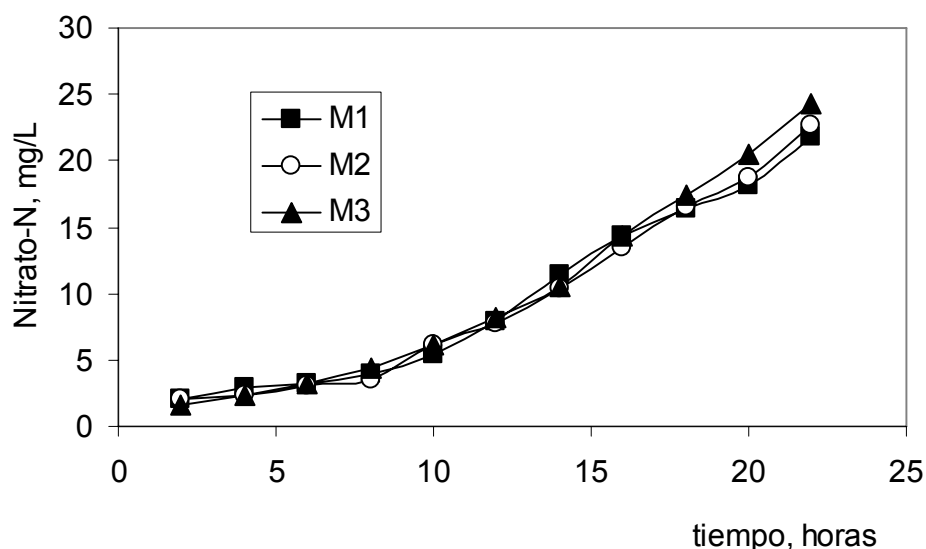


Figura 4-6. Variación de la concentración^a de nitrato en el tiempo y con la profundidad para 1000 mg NH₄⁺-N/L. ^a Valor promedio. (M1: 40 cm, M2: 80 cm, M3: 120 cm)

La tabla 4-3 presenta las eficiencias de formación de nitrito y nitrato y de la remoción de amonio para cada uno de los casos estudiados y también la tasa de nitrificación superficial.

Tabla 4 - 3. Eficiencia de la nitrificación y tasa de nitrificación superficial para 500, 750 y 1000 mg NH₄⁺-N/L

Concentración de amonio del afluente ^a	Ensayos N°	Eficiencia ^e (%)			Tasa de nitrificación superficial ^d
		Nitrito ^b	Nitrato ^b	Amonio ^c	
500	1	75,00	85,09	32,86	0,14
	2	78,95	83,33	33,33	0,16
	3	80,00	85,99	35,92	0,18
750	1	99,75	98,28	40,35	0,23
	2	99,24	94,78	46,46	0,36
	3	99,23	96,00	50,44	0,39
1000	1	99,94	88,64	32,35	0,16
	2	99,97	97,49	31,70	0,22
	3	99,19	94,51	21,83	0,09

a: mg NH₄⁺-N/L; b: Producción; c: Remoción; d: g/m².d; e: el porcentaje de nitrito y nitrato es relativo a la concentración inicial y final de los mismos.

Los resultados presentados anteriormente permiten evaluar el comportamiento del lecho biopercolador utilizado a través del análisis sobre: a) factores que afectan la tasa de

nitrificación, b) efecto de concentraciones altas de amoníaco sobre la nitrificación, c) eficiencia, tasa de nitrificación y la producción de sólidos biológicos en el lecho de crecimiento adherido.

Los factores que afectan la tasa de nitrificación son el pH, la alcalinidad, el oxígeno disuelto, la carga orgánica, la concentración de amonio, la temperatura y la frecuencia del ciclo de reacción.

La conversión de amonio a nitrato involucra una serie de reacciones químicas, las cuales indican que durante la oxidación del amonio hay un consumo de 8,64 mg HCO_3^- /mg NH_4^+ oxidado utilizado mayoritariamente en neutralizar los iones hidrógeno liberados durante la oxidación. El ensayo preliminar, utilizando una concentración de 500 mg NH_4^+ -N/L, resaltó los bajos valores de pH y alcalinidad, obtenidos (tabla 4 -1). Este ensayo permitió detectar un bajo rendimiento en el proceso de nitrificación, lo cual está respaldado por Grady et al. (1999), quienes exponen que si existe alcalinidad insuficiente, la nitrificación es retardada y produce un pH bajo. Esta observación originó una modificación en las condiciones de trabajo; es decir añadir alcalinidad en la forma de NaHCO_3 . Los ensayos posteriores (tabla 4-2) muestran que para cualquiera de las tres concentraciones de nitrógeno amoniacal utilizadas, el pH está en el rango recomendado por Grady et al. (1999) y Metcalf & Eddy (2003) y que el pH del efluente es ligeramente menor que el del afluente. Así mismo hubo un consumo de alcalinidad durante el proceso de nitrificación.

Los niveles de oxígeno disuelto recomendados en la literatura para lograr la nitrificación, en la práctica, deben ser mayores a 2,0 mg/L, obteniéndose velocidades óptimas de nitrificación con niveles de oxígeno disuelto de 4,0 mg/L de O_2 cuando exista una población óptima de bacterias nitrificantes (Rojas, 2004). En esta experiencia fue utilizada aireación forzada para lograr niveles superiores a 5,4 mg/L, la cual favoreció la tasa de nitrificación.

Los valores de la concentración del sustrato orgánico afluente influyen sobre el proceso de nitrificación. Metcalf & Eddy (2003) señalan un efecto negativo tanto de la concentración como de la carga orgánica carbonosa; sin embargo existe contradicción sobre este aspecto, ya que Mahne et al. (1996) y Grady et al. (1999) afirman que bajo algunas circunstancias (pH, alcalinidad y OD adecuados) la presencia de materia orgánica puede incluso reforzar el proceso de nitrificación. Mahne et al. (1996) concluye que concentraciones de amonio iniciales tan altas como 3.000 mg/L y valores de DQO entre 28.000 y 54.000 mg/L no inhiben la nitrificación, cuando una selección de bacterias nitrificantes adaptadas pueden ser mantenidas bajo estricto control de pH y aireación apropiada. Otros investigadores como

Yilmaz y Ortück (2003) encontraron remociones de NTK variando entre 35 y 95 % según fuera la carga orgánica. En esta experiencia (Tablas 4-2 y 4-3) las remociones de materia carbonosa, expresada como DQO, fueron 84, 85 y 75 %, asociadas a producción de nitrito (promedio de 3 ensayos), de 78; 99 y 100 % y de nitrato de 85, 96 y 94% para cada concentración aplicada de 500; 750 y 1.000 mg NH₄⁺-N/L, respectivamente. Las mismas son consideradas aceptables. Estos valores son similares a los reportados como resultado de experiencias bajo condición de operación más favorables, menores cargas orgánicas y de amonio y utilizando recirculación (Montserrat, 1995). La mayor eficiencia fue obtenida para la concentración de 750 mg NH₄⁺-N/L tanto para la producción de nitrito como de nitrato.

Las tasas de nitrificación superficiales alcanzadas para las tres concentraciones experimentadas no variaron apreciablemente en los diferentes ensayos, obteniéndose un valor promedio para cada caso de 0,16; 0,33 y 0,16 g/m² x d, respectivamente. Este indicador de la velocidad de la nitrificación permite observar que la tasa máxima fue alcanzada con la concentración intermedia fue de 750 mgNH₄⁺-N/L.

Con base a la literatura consultada (Jones et al., 1990; Wilderer, 1995) puede considerarse que la duración del ciclo afecta notablemente la tasa de nitrificación y no existe un óptimo de la frecuencia del ciclo que genere una producción aceptable de nitrógeno oxidado. En la presente experiencia el sistema fue operado discontinuamente en un ciclo por día y la fase de reacción (nitrificación) tuvo una duración de 22 horas. Los resultados correspondientes a la producción de nitrito para la concentración más alta de amonio utilizada y que produjeron valores promedio para las tres profundidades cercanos a los 40 mg NO₂⁻/L indica que el ciclo de 22 horas no es el más adecuado para conseguir un valor óptimo, al menos para las condiciones utilizadas en estos ensayos.

La temperatura afecta la nitrificación por su influencia en el desarrollo de los microorganismos nitrificantes. Sin embargo, la cuantificación de este efecto ha sido difícil. Grady et al. (1999) indican temperaturas admisibles entre 15 ± 5°C; por otra parte Barajas (2002) expone que las *Nitrosomonas* tienen un óptimo alrededor de 35° C y las *Nitrobacter* de 35 a 42° C. Este parámetro fue mantenido entre 24 ± 2°C para las condiciones de operación de la presente experiencia.

Efecto de las concentraciones altas de amonio: Para cada concentración de amonio aplicada fueron realizados tres barridos de nitrito y nitrato con el tiempo y la profundidad del lecho (40, 80 y 120 cm). Las figuras 4-1, 4-3 y 4-5, presentan las curvas con los valores promedio de los tres ensayos realizados para nitritos. La concentración de 500 mgNH₄⁺-N/L

genera las máximas concentraciones de nitrito a aproximadamente las 16 ± 1 hora; a partir de ese momento empieza a decrecer para alcanzar un mínimo a las 24 horas. La concentración de $750 \text{ mg NH}_4^+/\text{L}$ genera este valor máximo al final del ciclo de 24 horas y para el caso de $1000 \text{ mgNH}_4^+/\text{L}$ a las 22 horas aproximadamente. Las concentraciones de nitrito alcanzadas al usar 750 y $1000 \text{ mgNH}_4^+/\text{L}$ son consideradas altas, lo cual significa que las formas de nitrógeno aun están en proceso de transformación. Esta apreciación permite inferir que la duración del ciclo no es la adecuada para lograr una nitrificación eficaz con estas concentraciones.

Fue aplicada la prueba estadística “t” de student a los tres casos estudiados y no hay diferencias significativas entre los valores obtenidos en las tres profundidades donde fueron captadas las muestras, indicando que no parece haber variación de importancia con la profundidad del lecho en el desarrollo de esta etapa de la nitrificación.

Las figuras 4-2; 4-4 y 4-6 presentan los barridos del nitrato usando los valores promedio de tres ensayos realizados. La concentración de nitrato incrementa desde el inicio del ciclo hasta su punto máximo a las 24 horas (final del ciclo). Cabe señalar que el valor más alto fue obtenido con la concentración de 750 mg/L ensayada.

También, en el caso del nitrato es observado que la profundidad del lecho no tiene mayor influencia sobre la nitrificación por cuanto no existen grandes discrepancias en los valores obtenidos en los puntos de muestreo a diferentes profundidades.

Las diferentes concentraciones aplicadas de amonio (500 , 750 y 1.000 mg/L), producen una disminución en el efluente de los parámetros pH, alcalinidad, OD, DQO y NH_3 , y por otra parte aumentan las concentraciones de NO_2^- y NO_3^- , respectivamente.

En resumen el lecho biopercolador mostró una remoción de nitrógeno decreciente (72 a 82%) con el aumento de amonio, indicando que no obstante estar diseñado para nitrificar hubo un mayor porcentaje de pérdida de amonio, cuestión que plantea intentar conocer si hubo formación de los gases N_2O o N_2 .

Eficiencia, tasa de nitrificación y la producción de sólidos biológicos en el lecho

biopercolador: La mayor eficiencia fue obtenida con 750 mg $\text{NH}_4^+ \text{-N/L}$ tanto para la producción de nitrato como para la remoción de amoníaco. Las tasas de nitrificación superficial para las tres concentraciones aplicadas no variaron apreciablemente en los diferentes ensayos (0,16; 0,33 y 0,16 $\text{g/m}^2 \times \text{día}$ respectivamente). Estas tasas están asociadas a eficiencias en producción porcentual de nitrato de 85, 96 y 94 %. Estos valores son semejantes a los obtenidos por Jones et al. (1990) y Dangcong, Bernet, Delgenes y Moletta (2000).

La figura 4-7 muestra la concentración de sólidos suspendidos, afluente y efluente del reactor, observándose una baja concentración en el efluente debido a que el sistema fue operado con recirculación de los sólidos biológicos y no fue necesaria la purga durante el período experimental. Esto incide favorablemente en la minimización de costos de transporte de sólidos, disposición y tratamiento de los mismos.

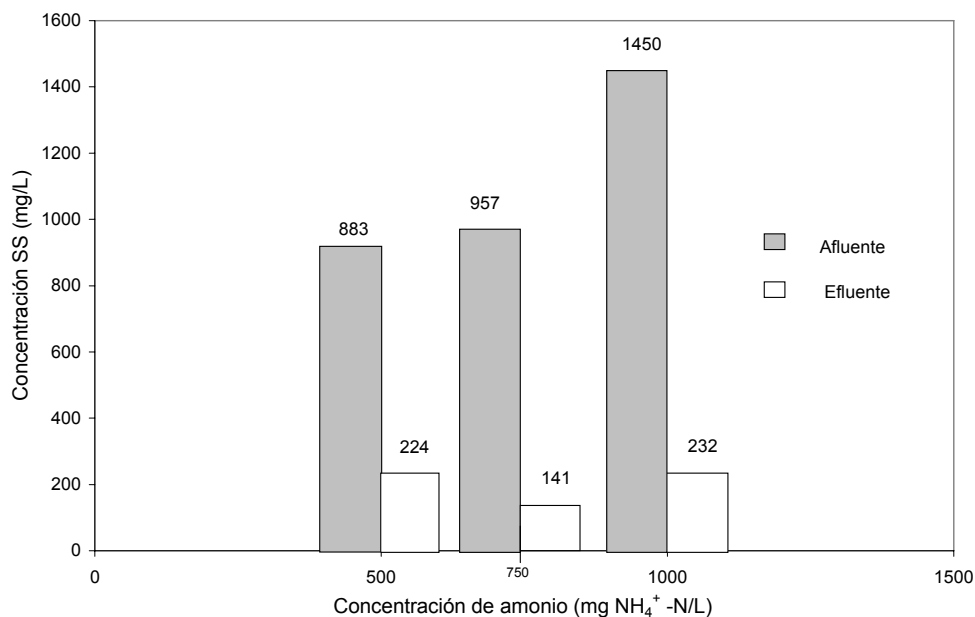


Figura 4.7. Variación de los sólidos suspendidos con la concentración de amonio

EXPERIENCIA 2: BIORREACTOR DE CRECIMIENTO SUSPENDIDO

El principal objetivo de esta experiencia estuvo enfocado en investigar el comportamiento de un reactor por carga secuencial, a escala de laboratorio, utilizado para conseguir la desnitrificación biológica en un proceso que usa agua residual como única fuente de carbono (desnitrificación endógena).

El rango de C:N estequiométricamente requerido por las bacterias heterótrofas desnitrificantes está entre 2:1 a 3:1. La adición de compuestos orgánicos fácilmente degradables resulta en un aumento en la tasa de desnitrificación. Por ello añadir metanol en condiciones anóxicas produce elevadas tasas de desnitrificación, pero sin duda eleva los costos operacionales. Añadir efluente de tratamiento primario mejora grandemente la tasa y extensión de la desnitrificación pero su contenido de amonio y nitrógeno orgánico disminuye la calidad del efluente final. El efecto del oxígeno tiene un profundo efecto sobre la desnitrificación ya que los organismos desnitrificadores utilizan oxígeno preferencialmente sobre nitritos o nitratos; las concentraciones de oxígeno por encima de 0,2 mg/L en los cultivos mezclados generalmente bloquean la desnitrificación. El efecto del oxígeno sobre la nitrato reductasa parece ser competitivo más que directamente inhibitorio, mientras que es más directo sobre la nitrito reductasa y podría eventualmente desnaturalizar la enzima.

Los resultados obtenidos, durante la realización del subciclo de desnitrificación de esta experiencia, para los parámetros medidos: alcalinidad, pH, oxígeno disuelto, $\text{NO}_2\text{-N}$, $\text{NO}_3\text{-N}$, NTK, SSLM, SS, DQO, DBO_5 , y turbiedad son reportados en el apéndice E. Los valores promedio de la alcalinidad, el pH, el OD, los nitratos y la DQO son presentados en la tabla 4-4.

Tabla 4 – 4. Valores promedio de la evaluación del sistema RCS durante el ciclo de desnitrificación.

Sitio de captación (etapa)	Tiempo, h (durante ciclo desnitrificación)	Valor medio, Parámetro										
		pH	Alc. ^a	OD ^b	NTK ^c	NO ₂ ^{-c}	NO ₃ ^{-c}	SSLM ^b	SS ^b	Turb. ^d	DQO ^b	DBO _{5,20} ^b
Alimentación ^e (afluente)	0	7,5	111,1	4,6	0,4	0,03	20,2		19,2 ^f 25,8 ^g	2	12	3
Reactor (durante período de reacción)	1	7,5	137	1,5	0,8	0,04	10,4	788				
	2	7,5	141	1,2	0,7	0,05	10,3	1084				
	3	7,4	137	0,8	0,7	0,07	9,2	1136				
	5	7,2	131	0,5	0,7	0,07	7,9	1268				
	10						8,5					
	15	6,8	152		0,7		7,4					
	20	7,2	142	0,95	0,7		7	1406			29	
Reactor (final del período de pulido)	20,5	7,7	134	8,2	0,8	0,06	5,8	1438			20	
Reactor (final período de sedimentación) Efluente	21,5	7,6	133	5,98	1,4	0,02	6,4		25 ^f 37 ^g	3	25	5

a: mg CaCO₃/L; b: mg/L; c: mg N/L; d: Unidades nefelométricas de turbiedad (UNT); e: Solución sintética (Nitrato + amortiguador); f: filtro de 1,2 µm; g: filtro de 0,45 µm

Los perfiles promedio de nitrato y nitrógeno total mostrados en las figuras 4-8 y 4-9 respectivamente permiten observar cómo fue el desarrollo de la desnitrificación durante la etapa de reacción anóxica de 20 horas de duración, del subciclo de desnitrificación.

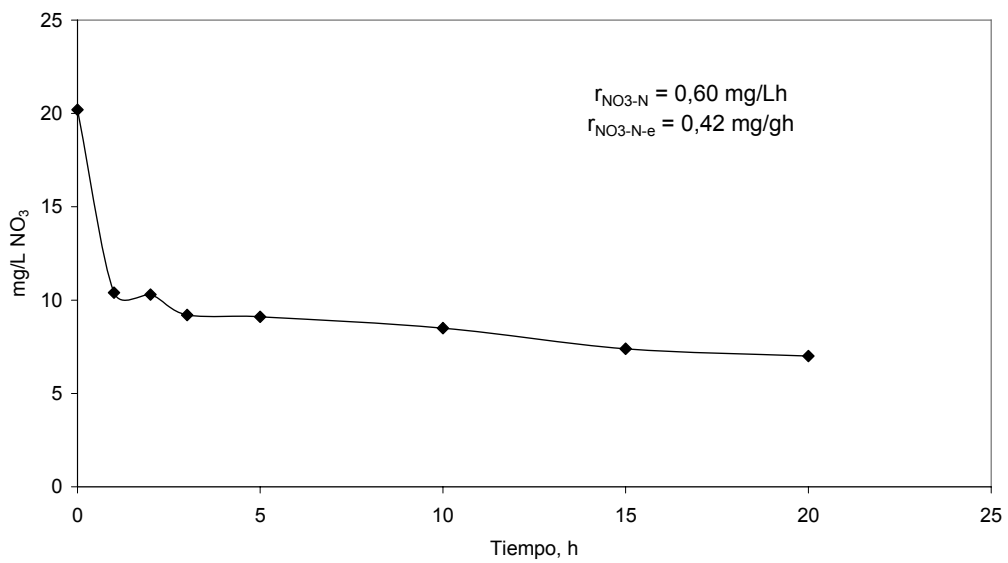


Figura 4-8. Perfil promedio de nitrato durante la desnitrificación en el RCS

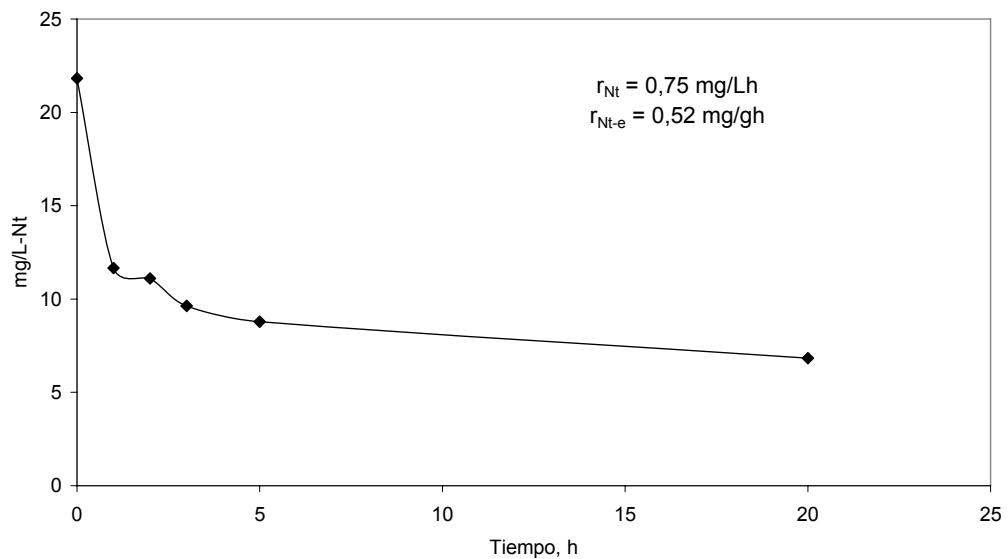


Figura 4-9. Perfil promedio de nitrógeno total durante la desnitrificación en el RCS

Análisis del modelo de RCS y de la eficiencia global del sistema propuesto: La intención original fue operar el RCS sobre la base de tres ciclos por día y ocho horas de extensión por cada ciclo, sin embargo, Abufayed y Schroeder (1986) y Jones et al. (1990) concluyeron que la frecuencia del ciclo afectaba notablemente la tasa de desnitrificación y la sedimentabilidad del lodo y al no conseguir un valor óptimo en la frecuencia del ciclo con producción de una remoción aceptable de nitrógeno, la base de la operación del reactor fue cambiada a un ciclo por día y la fase de desnitrificación fue extendida a 20 horas. Por lo tanto, sería posible ajustar la frecuencia del ciclo para experiencias futuras, alcanzando una tasa de desnitrificación plausible y con características apropiadas de sedimentabilidad y compactibilidad del lodo.

Trabajos previos (Silverstein, 1983) indican que el comportamiento de la sedimentación del lodo activado en los sistemas RCS no es afectado significativamente por períodos muertos breves, por el contrario el efecto de un período muerto largo anóxico podría prevenir el crecimiento de protozoarios aeróbicos obligados y de otros depredadores que deterioran la calidad del lodo biológico.

El subciclo de remoción de carbono de solo 2 horas de duración incluía una etapa de apenas 15 minutos de reacción aeróbica; esta aireación mínima, previa a la desnitrificación, estimula la producción de enzimas extracelulares y favorece el almacenamiento de carbono por sorción, bien sea físico química (adsorción sobre la superficie de las partículas de biomasa microbiana) o biosorción por mecanismos de almacenamiento intracelular de las bacterias. (Silverstein y Schroeder, 1983; Rodríguez, 1997; Yilmaz y Ortürk, 2003). Rodríguez consiguió remover el 80% de carbono orgánico en apenas 15 minutos de aireación y éstos pasaban a incorporarse a la biomasa. El hecho de suministrar el carbono que necesitan las heterótrofas desnitrificantes de fuentes internas, como es este caso, disminuye los costos operativos, no obstante el uso del carbono endógeno resulta en tasas de desnitrificación bajas (2 a 3 veces menores que con carbono exógeno) y por

consiguiente en requerimientos mayores de volumen de reactor. Estos problemas fueron superados con cierto éxito al exponer al lodo biológico a ambientes aerobios y anóxicos alternados, como se propuso en esta experiencia.

Después de la fase de reacción anóxica y antes de la fase de sedimentación del subciclo de desnitrificación fue incluida una fase de aireación por 30 minutos denominada “pulido” para eliminar los subproductos gaseosos de la desnitrificación y fermentación, y además, garantizar la presencia de protozoarios aeróbicos, los cuales son requeridos para eliminar las bacterias dispersas que producen turbiedad en el efluente final. La inclusión de esta variante fue beneficiosa para cumplir con las normativas de calidad del efluente a descargar en los cuerpos de agua. Esta observación es evidenciada con los resultados promedio de la composición del agua del efluente final: 25 mg/L DQO, 5 mg/L DBO_{5,20}, y para el caso de SS se alcanza 25 mg/L (para un filtro de tamaño de poro de 1,2 µm) y 36 mg/L (para un filtro de tamaño de poro de 0,45 µm), 3 UNT turbiedad y 6,4 mg/L NO₃-N.

Los requerimientos de oxígeno del sistema propuesto son considerablemente menores que en otros sistemas convencionales, puesto que para un ciclo de operación de un día, el tiempo de aireación requerido alcanzó un total de 45 minutos, con calidad aceptable del efluente final. Además, la extensión de la etapa de aireación (pulido) no induce el fenómeno del levantamiento del lodo (Rodríguez, 1997).

Dado que la composición del agua residual sintética que alimentó al sistema propuesto fue mantenida constante (150 mg/L DQO; 130 mg/L DBO_{5,20}; 20 mg/L NO₃-N, entre otros) las únicas variables que son controladas en el proceso son las de los tiempos de las diferentes fases que conforman un ciclo: llenado, reacción (aeróbica y anóxica), sedimentación y decantación.

Durante el tiempo que duró la experiencia la temperatura del laboratorio varió entre 26 y 18°C. No hubo necesidad de realizar descarga de exceso de lodos (purga), ya que el tiempo de retención celular (TRS) resultó ser 70 días, en promedio, y fue determinado dividiendo la masa de sólidos suspendidos del licor mezclado, entre la masa de sólidos suspendidos que se descargan con el efluente después de la

sedimentación. Por otra parte, la carga orgánica específica que se obtuvo dividiendo la carga orgánica diaria entre la masa de sólidos biológicos alcanzó como valor promedio a 0,23 y 0,20 d⁻¹ (en base DQO y DBO_{5,20} por SST, respectivamente).

Cabe mencionar, que entre los efectos de un TRS bajo estaría una mayor tasa de crecimiento específico y potencialmente un reactor más pequeño, para los sistemas continuos. Un factor negativo es el aumento de la producción de células a medida que desciende el TRS, y por consiguiente el aumento de los costos asociados con el tratamiento y disposición de lodos. En esta experiencia, como fue expresado anteriormente, el TRS es de 70 días y con una relación de reciclo interno aceptable (1:2 y no se requiere bombeo de lodos de retorno), por lo cual es posible inferir que los costos de disposición y tratamiento de los lodos biológicos producidos resultarán bajos.

Diferencias significativas entre los valores de DQO del afluente al sistema con respecto al efluente durante el subciclo de remoción de carbono (91 % de remoción, promedio), nos demuestra que los organismos fueron capaces de almacenar el carbono (sorción biológica) durante la fase de reacción del subciclo de remoción de carbono (15 minutos anóxico y 15 minutos aeróbico), para usarlo más tarde en la fase de desnitrificación. Es posible inferir, por lo tanto, que el sistema propuesto en este trabajo puede operarse de tal modo que la materia orgánica sorbida por los lodos biológicos durante la primera fase, de remoción de carbono, puede ser usada posteriormente durante la desnitrificación. Esta estrategia ha sido utilizada con éxito por otros investigadores (Silverstein y Schroeder, 1983; Yilmaz y Oztürk, 2003).

El esquema del sistema global propuesto fue exitoso por cuanto la eficiencia promedio de remoción de nitrato y nitrógeno global alcanzó 69 y 63 % respectivamente. Estos valores son comparables a los obtenidos por Shin y Nam (2000) quienes también usaron biosorción de carbono durante 30 minutos antes de la desnitrificación, en un sistema RCS y alcanzaron 63 % de remoción de nitrato; así mismo, en un trabajo de revisión sobre este tema (Mulder, 2003) se reportan eficiencias de remoción de nitrógeno total por encima de 75% operando sistemas

convencionales de remoción de nitrógeno tipo nitrificación-desnitrificación de lodos activados

Desnitrificación: En las figuras 4-8, y 4-9 pueden observarse variaciones típicas de nitratos y nitrógeno total con respecto al tiempo conjuntamente con los valores de la tasa de desnitrificación y remoción de nitrógeno total, así como el tiempo para alcanzar dicho valor (t_c). Tanto la tasa de remoción de nitrato como la de remoción de nitrógeno total fueron determinados en forma absoluta (mg/L.h) o en forma específica (mg/g SSLM.h) basándose, en el caso de esta última forma, en la masa de nitrato o nitrógeno total removido por masa de SSLM por hora, y para determinar el tiempo crítico se siguió el método de Talmadge-Fitch. Los valores de las tasas resultaron ser 0,60 mg NO_3^- -N/L.h la tasa absoluta y 0,75 mg NO_3^- -N /g.h la tasa específica, para el caso del nitrato, con un tiempo crítico de 3,7 h y de 0,75 mg N/L.h y 0,52 mg N /g.h para el nitrógeno total con un tiempo de 5 h; estas tasas están asociadas, como fue expresado antes, a eficiencias de remoción de nitrato y nitrógeno total de 69 y 63 % respectivamente.

Los valores reportados de las tasas de desnitrificación varían ampliamente según el sistema y tipo de operación utilizado; Münch, Lant y Keller (1996) obtuvieron 2,5 mg NO_3^- -N /g SSLM.h, mayor a la conseguida en este trabajo, utilizando RCS y líquido residual doméstico tamizado con 371 mg/L DQO, por otra parte Metcalf & Eddy (2003) presentan un rango de 1,25-4,58 mg NO_3^- -N /g SSLM.h, para diferentes sistemas, cuyo valor inferior se aproxima al obtenido aquí. Así mismo Jones et al. (1985) cita valores encontrados por Balakrishnan y Eckenfelder de 0,7 (utilizando agua residual doméstica) y de 1,2 (utilizando glucosa), los cuales están en el mismo orden que los de esta experiencia, pero trabajando con procesos continuos.

Como puede observarse en la figura 4-8, en la primera hora existe una disminución del contenido de nitrato del 50% y continúa disminuyendo hasta llegar a 65,9 % en la 20^o hora de reacción anóxica.

La figura 4-9 sigue la misma tendencia de la anterior, como es de esperarse, ya que el nitrato, en nuestra experiencia, es la fracción más relevante del nitrógeno total;

disminuyendo el nitrógeno total un 47 % en la primera hora de reacción, alcanzando 69 % al culminar las 20 horas de la reacción anóxica.

En ambas curvas puede observarse que la mayor disminución fue conseguida en la primera hora y asimismo que la velocidad de desnitrificación disminuye notablemente a partir de esa primera hora cuando es alcanzada la tasa reportada anteriormente.

La concentración de nitrógeno del efluente del sistema expresado como $\text{NO}_3\text{-N}$ llegó apenas a 6,4 mg/L y expresado como nitrógeno total a 7,8 mg/L, ambos valores por debajo de la normativa del país (MARN) referida a efluentes que serán vertidos en cualquier cuerpo de agua ($\text{N}_t = 40$ mg/L y $\text{NO}_x = 10$ mg/L) y también a la norma más restrictiva para nutrientes del Lago de Valencia (10 mg/L de N_t).

Los valores de pH durante la desnitrificación están en el rango 6,8-7,7, y resultan aceptables ya que aunque existe un intervalo de pH óptimo entre 7,0 y 9,0 reportado en la literatura, este proceso es menos sensible que la nitrificación a los cambios de pH. El efluente final está entre 7,2 y 7,7, y al comparar con respecto al promedio de la alimentación que es 7,5 no hubo mayores variaciones.

En esta experiencia y durante la etapa de llenado anóxica del subciclo de desnitrificación, el valor de OD alcanzó 4,6 mg/L (previo en el subciclo de remoción de carbono existió una etapa de aireación de 15 minutos), pero en la hora siguiente de reacción anóxica disminuyó a 1,5 mg/L y en el tiempo subsiguiente de desnitrificación siguió disminuyendo (llegando a 1,2 en la 2ª, 1,0 en la 3ª, 0,3 en la 5ª y 0,95 mg/L en la 20ª hora); pareciera que no hubo inhibición de la desnitrificación y pudiera explicarse por la existencia de la zona anóxica en los flóculos del licor mezclado. Al realizarse la aireación (pulido) durante 15 minutos, después de finalizada la reacción de desnitrificación, el OD tuvo un incremento alcanzando 8,2 mg/L.

Sedimentabilidad del lodo: Uno de los objetivos de esta experiencia fue conocer las características de sedimentación del lodo y la calidad del efluente en cuanto a la

presencia de sólidos suspendidos y turbiedad. La figura 4-10, muestra una curva representativa del comportamiento de los lodos obtenidos durante el proceso bajo estudio; en el apéndice E están cuatro (4) curvas adicionales producto de otros ensayos. Una primera visión de las curvas obtenidas durante los ensayos de sedimentación realizados para la determinación de los parámetros representativos de la conducta de decantación muestra que antes de los 4 minutos ya los lodos habían alcanzado la fase de compresión.

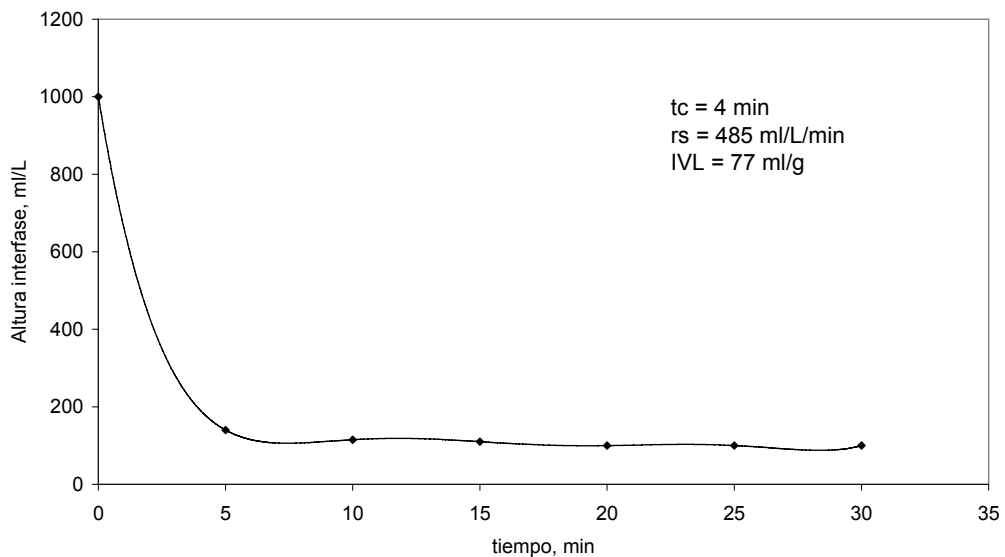


Figura 4 – 10. Curva típica de sedimentación para RCS

Por otra parte las características de sedimentabilidad y compactación de los lodos fueron excelentes evidenciadas a través de los bajos valores de IVL obtenidos, en el orden de 54 a 77 ml/g SSLM, y la velocidad de sedimentación alcanzada en un tiempo (t_c) de 4 minutos aproximadamente. Por tanto no ocurrió el fenómeno conocido como levantamiento del lodo (“bulking”). La tabla 4-5 presenta los valores de los parámetros: tasa de sedimentabilidad (r_s), IVL y t_c para cada uno de los cinco ensayos de sedimentabilidad realizados con el lodo después de la desnitrificación.

Tabla 4-5. Parámetros característicos de la sedimentación del lodo en el subciclo de desnitrificación

Ensayo N°	r_s ml/L/min	IVL ml/g	tc min
1	485	77	4
2	691	69	4
3	406	69	3,75
4	600	54	3,5
5	402	62	4

Las características de sedimentación indican que la concentración de los SS del efluente están entre 16 y 36 mg/L -para un filtro de tamaño de poro de 1,2 μm - y entre 27 y 49 mg/L -para un filtro de tamaño de poro de 0,45 μm - y por otra parte, la turbiedad estuvo entre 2 y 3 UNT. Los valores de SS indican que el fenómeno denominado cultivo disperso, un problema de separación típico, (Rodríguez, 1997; Eikelboom, 2000), solo fue medianamente evidenciado, ya que es conocido que el tamaño de las células dispersas varía entre 0,45 y 1 μm y el de los lodos floculados es mayor a 1 μm .

EXPERIENCIA 3: TRES BIORREACTORES DE CRECIMIENTO SUSPENDIDO UTILIZANDO DIFERENTES TIEMPOS DE AIREACIÓN

El principal objetivo de la misma fue determinar el efecto del tiempo de aireación sobre la desnitrificación biológica y la sedimentabilidad del lodo biológico activo en RCS operados de manera de promover el almacenamiento de carbono y la subsecuente desnitrificación endógena, evitando la necesidad de añadir una fuente de carbono exógena.

El apéndice F muestra figuras con curvas típicas de respiración con sustrato limitado y en exceso para los tres reactores bajo ensayo durante el ciclo de desnitrificación. Así mismo incluye una figura con curvas típicas de sedimentación de los lodos biológicos. También muestra las tablas con los resultados promedio de concentración

en el tiempo realizados a los nitritos y nitratos para la obtención de los perfiles correspondientes, así como las de los valores promedio y rango de pH y alcalinidad medidos durante un ciclo de desnitrificación. .

Dado que la extensión de las etapas de aireación utilizadas durante el subciclo de remoción de carbono fueron pequeñas: 0, 15 y 30 minutos (RCS1, RCS2 y RCS3 respectivamente), los requerimientos de oxígeno disminuyen. La composición del agua residual que alimentó las unidades del sistema propuesto es la misma utilizada en la experiencia 2.

Antes de la sedimentación del ciclo de desnitrificación fue incluida una fase de aireación por 30 min, denominada “pulido”, para purgar los subproductos gaseosos de la desnitrificación y de la fermentación y así minimizar los problemas del levantamiento del lodo en la subsiguiente fase de sedimentación; además, esta variante garantiza la presencia de protozoarios aeróbicos, cuya presencia es beneficiosa para eliminar bacterias dispersas que influyen en la presencia de turbiedad en el efluente final.

Los resultados serán interpretados y analizados tomando en cuenta tres aspectos relevantes de la experimentación:

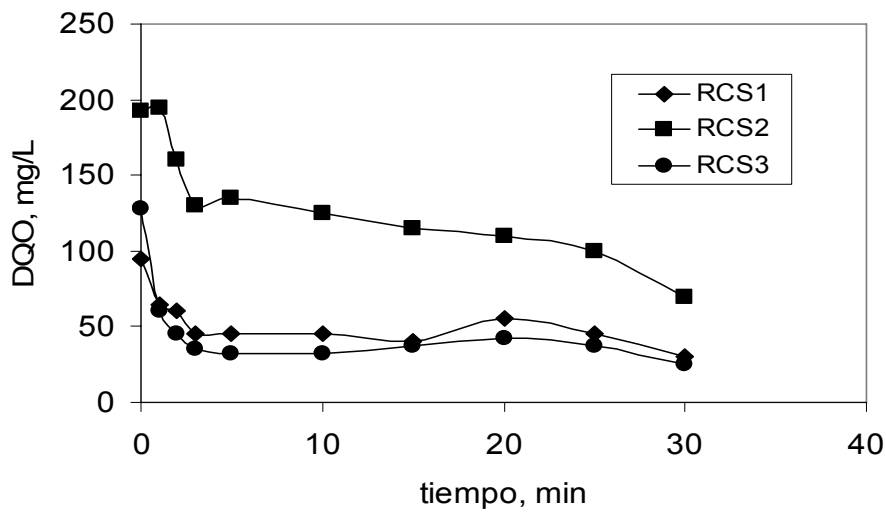
- El efecto del tiempo de aireación sobre:
 - a) La tasa de biosorción del carbono y el oxígeno (ciclo de remoción del carbono).
 - b) Las características de sedimentabilidad de los lodos en los RCS durante el ciclo de remoción del carbono.
- El efecto del tiempo de aireación sobre:
 - a) La tasa de desnitrificación (biosorción del nitrógeno).
 - b) Las características de sedimentabilidad de los lodos durante el ciclo del nitrógeno (desnitrificación).

- Otros efectos relacionados con la sedimentabilidad de los lodos, tal como la concentración y naturaleza del sustrato y modelo de flujo en los sistemas intermitentes (carga/descarga) y continuos.

Los valores de pH y alcalinidad para cada ciclo no ameritan una discusión detallada puesto que las experiencias fueron diseñadas de forma tal que no fueran limitantes para los procesos biológicos como fue indicado en el capítulo relativo a Infraestructura y Métodos. Los valores de tales parámetros no variaron significativamente durante el funcionamiento de los RCS. En el apéndice F aparecen los valores promedio y el rango de estos parámetros para los ensayos realizados.

El efecto de la temperatura no es interpretado dado que el funcionamiento de los reactores se efectuó en condiciones de laboratorio, (sin variaciones extremas de este parámetro). Las temperaturas estuvieron en un rango de $26 \pm 2^\circ \text{C}$ para el ambiente y para el líquido un grado menor, estas temperaturas están dentro de las favorables para la desnitrificación biológica.

Efecto del tiempo de aireación sobre la tasa de biosorción del carbono y del oxígeno: La figura 4-11 muestra la variación de las concentraciones promedio de DQO con el tiempo durante el período de reacción (30 min.) y así mismo es incluida la tasa de biosorción del carbono (r_c) y el porcentaje de remoción de la DQO para cada uno de los reactores (RCS1, RCS2 y RCS3, respectivamente).



	RCS1	RCS2	RCS3
rc (mg/g/h)	24	46	37
Remoción (%)	68	64	81
SSLM (mg/L)	5498	5343	5550

Figura 4 - 11. Curva promedio de biosorción de carbono (DQO)

En ella puede observarse que el tiempo de aireación ejerce un efecto notable sobre la tasa de remoción de carbono (biosorción de carbono) en los tres reactores. La tasa menor fue obtenida en el reactor con menor tiempo de aireación (RCS1) el cual fue operado con 0 min de tiempo de aireación; un aumento de esta tasa fue observada en los reactores de 15 RCS2) y 30 (RCS3) min de tiempo de aireación, con respecto a la tasa del RCS1. De igual forma los porcentajes de remoción de carbono fueron mayores en el RCS3. Aceptando la hipótesis de que a mayor grado de extensión del tiempo de oxidación aeróbica, mayor remoción de carbono (Grady *et al.* 1999; Metcalf & Eddy, 2003), este resultado era probable por ser el RCS3 con mayor tiempo de aireación. La remoción de este reactor fue de de 81%, mientras que en los otros fue de 68 y 64% para el RCS1 y RSC2 respectivamente.

En la figura 4-12, puede observarse la variación de las concentraciones promedio del OD durante el período de 30 minutos que duró la reacción, para cada uno de los tres reactores. En el RCS1 el OD fue mantenido constante para todo el período a un valor

que no supera 0,2 mg/L; el RCS2 experimenta un ascenso en su concentración de OD a partir del inicio de la aireación la cual ocurre a los 15 minutos de comenzado dicho período de reacción, alcanzando un valor máximo de 3,8 mg/L; para el RCS3 quién tiene aeración durante todo el período de reacción, puede observarse una concentración de OD que va incrementándose paulatinamente desde 1,1 mg/L hasta llegar a un valor máximo de 7,5 mg/L.

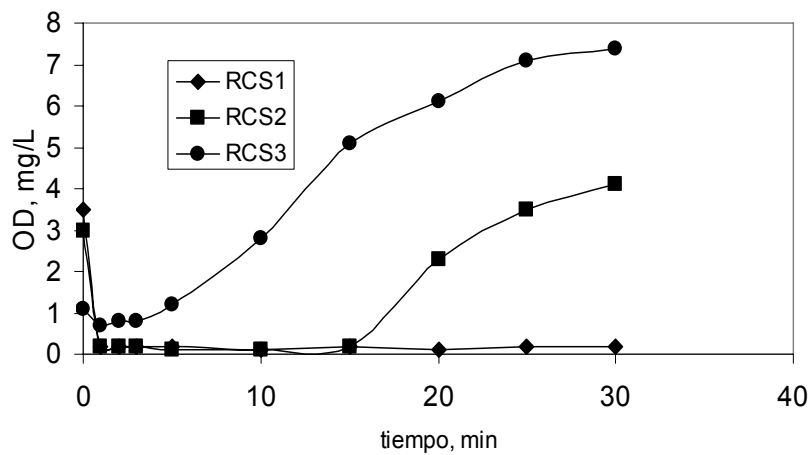
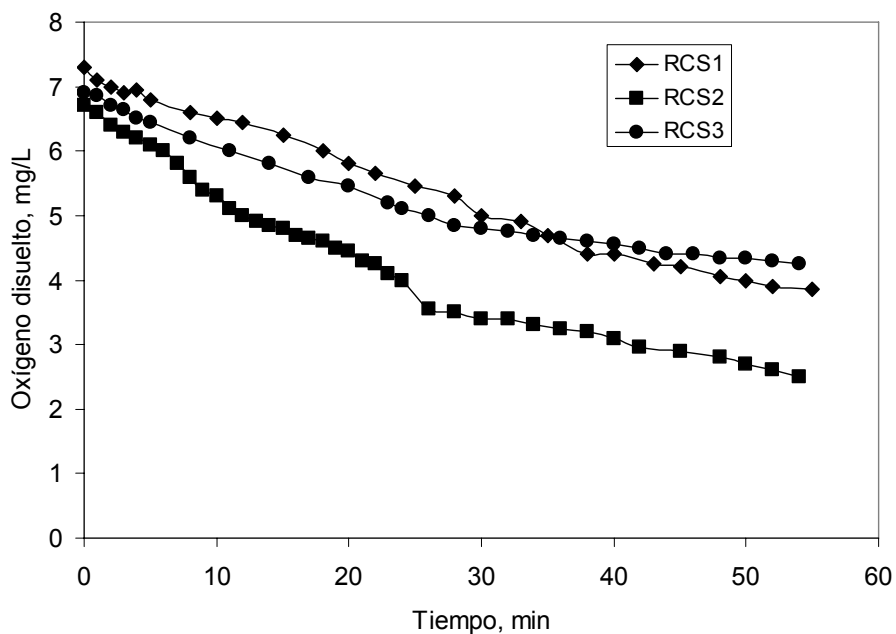


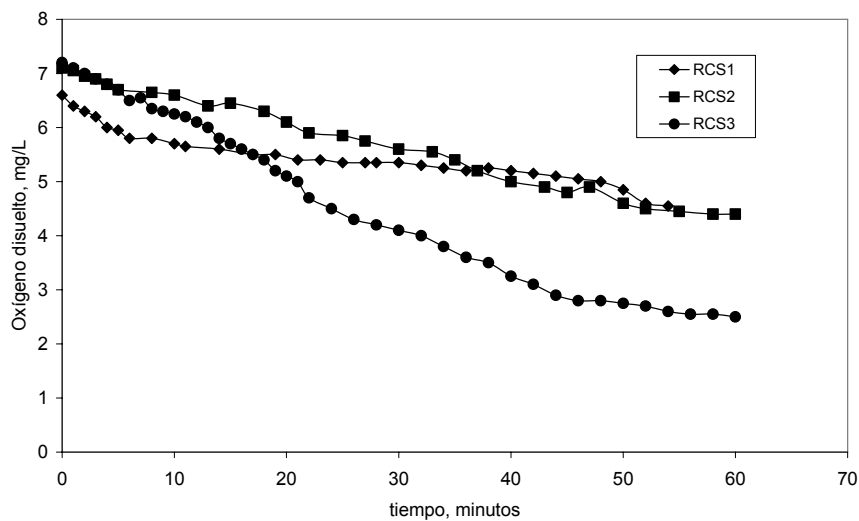
Figura 4 – 12. Curva promedio del oxígeno disuelto durante el ciclo del carbono

La figura 4-13 presenta curvas representativas (típicas) de la biosorción del oxígeno, con sustrato en exceso, para cada uno de los reactores y al pie de la gráfica fue incluido el valor de la tasa de respiración al final del período de reacción, tanto directa como específica (r_o y r_{os} respectivamente). Asimismo la figura 4-14 presenta la biosorción del oxígeno endogénico (sustrato limitado), con sus respectivas tasas al final del período de reacción (r_e y r_{es}) para los mencionados RCS. En el apéndice F son reportados el resto de las figuras correspondientes a los demás ensayos realizados para obtener curvas de respiración y que permiten observar cómo se desarrolló la biosorción del oxígeno, tanto con exceso de sustrato, como endogénico.



	RCS 1	RCS 2	RCS 3
ro (mg/L/min)	0,284	0,06	0,06
ros (mg/g/h)	3,307	1,31	1,10
SSLM (mg/L)	2250	2680	2820

Figura 4 - 13. Curva típica de respiración, ciclo del carbono



	RCS 1	RCS 2	RCS 3
re (mg/L/min)	0,04	0,05	0,082
res (mg/g/h)	1,04	0,93	1,084
SSLM (mg/L)	2300	3130	4540

Figura 4 - 14. Curva típica de respiración endogénica, ciclo del carbono

Un resumen de la evaluación de los RCS para el ciclo del carbono, producto de las determinaciones de los diferentes parámetros característicos señalados anteriormente es presentado en la tabla 4 - 6 (valores promedio y rango).

**Tabla 4-6. Resumen de la evaluación de los RCS correspondiente al ciclo del carbono.
Experiencia 3**

Parámetros ^b	RCS1 ^a		RCS2 ^a		RCS3 ^a	
	Promedio	Rango	Promedio	Rango	Promedio	Rango
rc mg/g*h	24	22-77	46	37-62	37	34-46
ro mg/L*min	0,152	0,085-0,284	0,075	0,06-0,10	0,061	0,05-0,084
ros mg/g*h	3,632	2,40-6,3	1,29	0,83-1,78	0,978	0,7-1,11
re mg/g*h	0,057	0,04-0,088	0,055	0,05-0,06	0,059	0,037-0,082
res mg/g*h	1,918	0,98-3,03	0,926	0,704-1,06	0,936	0,63-1,38
IVL mL/g	82	42-131	73	43-137	128	106-150
rs mL/L*min	245	116-325	151	133-300	27	11-38
tcs min	4,6	3,5-7	5	4-6	12	11-14
Remoción DQO (%)	68		64		81	

a Sistemas:

RCS1: Reactor con tiempo de aeración de 0 min
RCS2: Reactor con tiempo de aeración de 15 min
RCS3: Reactor con tiempo de aeración de 30 min

b Parámetros:

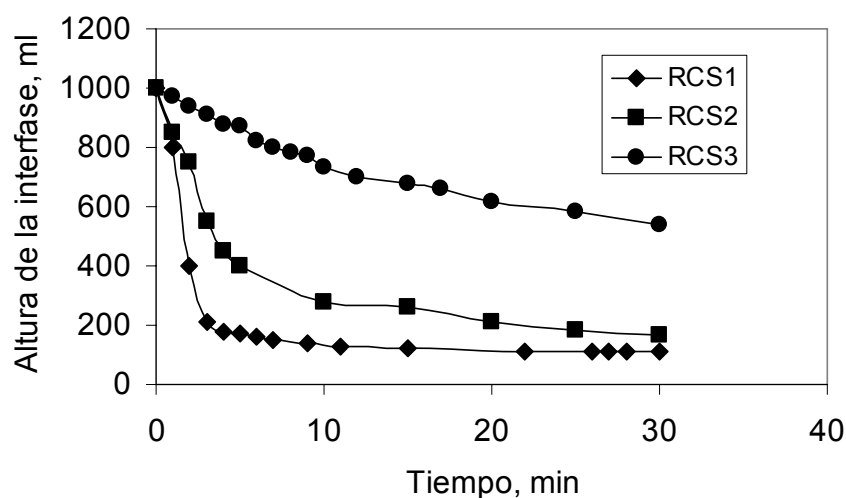
rc: Tasa de biosorción del carbono
ro: Tasa de biosorción del oxígeno con exceso de sustrato
ros: Tasa de biosorción del oxígeno específica
re: Tasa de biosorción del oxígeno endógena
res: Tasa de biosorción del oxígeno endógena específica
IVL: Índice volumétrico de lodos
rs: Tasa de sedimentabilidad de los lodos
tcs: Tiempo crítico para la sedimentabilidad

En resumen, puede decirse que la tasa de respiración con sustrato en exceso, específica o no, al final del período de reacción, sigue una relación inversa con la aireación, pero con un valor marcadamente mayor para el RCS1 y observándose

similitud en los RCS2 y RCS3. Adicionalmente este hecho demuestra una relación inversa entre la tasa de biosorción del carbono, ya comentada, y la del oxígeno, por cuanto los reactores con menor tiempo de aireación presentan una tasa mayor de respiración.

Las tasas de biosorción endogénica del oxígeno (sustrato limitado) al final del período de reacción no presentan cambios muy significativos entre los tres reactores, como puede deducirse de los valores promedio y el rango. No obstante los valores de las tasas con sustrato limitado son más bajos si son comparados con las tasas con sustrato en exceso. Este fenómeno podría explicarse quizás por la deficiencia de carbono con que deben encontrarse estas células. En cuanto a las tasas de biosorción de oxígeno endogénicas específicas, es decir las expresadas como mg OD/g SSLM/h, presentan el mismo comportamiento de las tasas de biosorción de oxígeno con sustrato en exceso específicas, o sea las tasas mayores son reportadas en el reactor con menor tiempo de aireación. En este caso las variaciones entre reactor y reactor son mayores que las tasas de biosorción no específicas, ya señaladas, posiblemente debido al efecto de la cantidad de sólidos biológicos presentes en cada reactor.

Análisis del efecto del tiempo de aireación sobre las características de sedimentabilidad de los lodos para el ciclo del carbono: La figura 4 – 15, que corresponde a curvas de sedimentación típicas, incluyen los respectivos parámetros indicadores de sedimentabilidad (IVL, tasas de sedimentabilidad y tiempo crítico). Tomando en cuenta los valores promedio y rango presentados en la tabla 4-6 para los referidos RCS, puede observarse que las tasas de sedimentabilidad (r_s) de los lodos en los reactores RCS1 y RCS2 fueron mayores que la observada en el caso del RCS3 (245; 151 y 27 ml/L/min respectivamente); así mismo los IVL de los reactores RCS1 y RCS2, 82 y 73 ml/g respectivamente, son menores que los obtenidos en el reactor RCS3 (128 ml/g). En cuanto a los tiempos críticos de sedimentabilidad (t_{cs}), el menor tiempo obtenido fue el correspondiente al reactor con menor tiempo de aireación RCS1 (4,6 min), incrementándose levemente para el RCS2 (5 min), pero significativamente para el RCS3 (12 min).

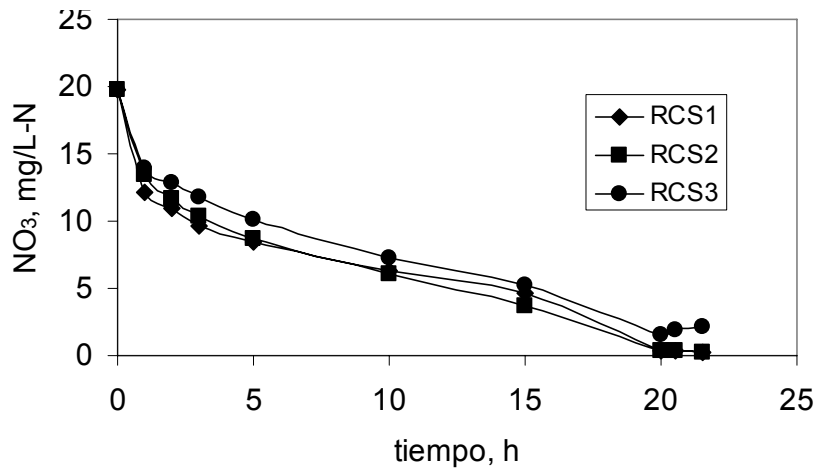


	RCS 1	RCS 2	RCS 3
Tcs (min)	4	6	11
rs (mL/L/min)	300	133	30
IVL (mL/g)	98	52	133
SSLM (mg/L)	1190	3210	4300

Figura 4 – 15. Curva típica de sedimentabilidad, ciclo del carbono

Estos resultados evidencian que la sedimentabilidad está afectada notablemente por el tiempo de aireación. Puede decirse que los reactores con tiempos de aireación de 0 y 15 min desarrollaron mejores características de sedimentabilidad que el reactor con 30 min de aireación. Las mejores características de sedimentación observadas (IVL bajos, menores tiempos críticos y tasas de sedimentabilidad altas), corresponden a menor tiempo de aireación.

El efecto del tiempo de aireación sobre la tasa de desnitrificación (biosorción del nitrógeno): La figura 4 –16 muestra la variación de los valores promedio de la concentración de nitrato, su tasa de biosorción (r_{nNO_3}) y el tiempo crítico de remoción de nitrato (t_{cNO_3}) respectivamente para los tres reactores. La tabla 4 – 7 resume los valores promedio y rangos, obtenidos de los diferentes ensayos realizados con cada reactor en el ciclo de desnitrificación.



	RCS 1	RCS 2	RCS 3
rn NO ₃ (mg NO ₃ .N/g/h)	0,62	0,45	0,37
tc NO ₃ (h)	3,4	4,4	4,9
SSLM (mg/L)	2410	2650	2730

Figura 4 – 16. Curva promedio de la concentración de nitrato con el tiempo

Al igual que en el ciclo del carbono, para el período de reacción del ciclo del nitrógeno fueron realizadas mediciones de OD. La figura 4- 17 muestra un comportamiento similar entre el RCS1 y RCS2; el RCS3 presenta una concentración mayor de OD en las primeras horas del período de reacción pero luego su comportamiento se asemeja al de los otros dos RCS. Se observa un incremento de OD después de las 20 horas de reacción por la etapa de pulido.

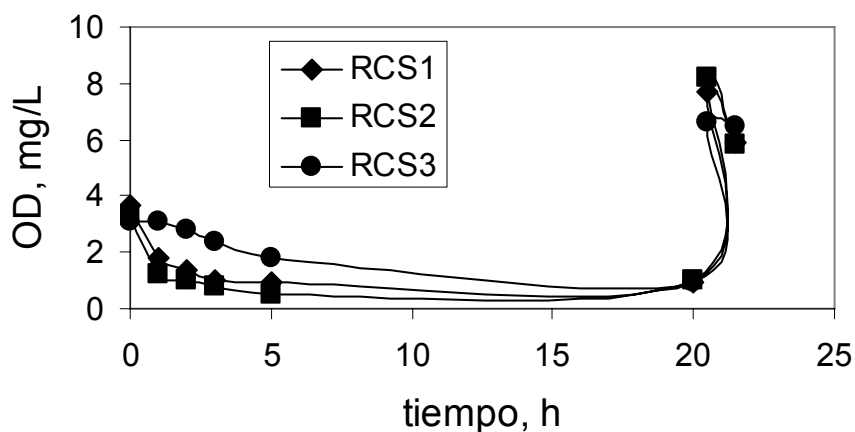


Figura 4 – 17. Curva promedio de la concentración de oxígeno disuelto durante el ciclo del nitrógeno

Tabla 4-7 Resumen de la evaluación de los RCS correspondiente al ciclo de desnitrificación. Experiencia 3

Parámetros ^b	RCS1 ^a		RCS2 ^a		RCS3 ^a	
	Promedio	Rango	Promedio	Rango	Promedio	Rango
rnNO ₃ mg/g*h	0,62	0,24-0,77	0,45	0,40-1	0,37	0,12-0,53
tcNO ₃ h	3,4	3,1-3,9	4,4	3,8-5,1	4,9	4,6-5,4
rnN mg/g*h	0,76	0,63-0,82	0,5	0,4-0,64	0,23	0,18-0,34
tcN h	4,5	3,7-5,1	4,8	3,9-5,6	5,1	5,6-6,2
ro mg/L*min	0,023	0,018-0,027	0,063	0,052-0,076	0,035	0,023-0,048
ros mg/g*h	0,355	0,307-0,40	1,588	1,14-1,88	0,543	0,39-0,65
re mg/L*min	0,048	0,028-0,10	0,062	0,047-0,073	0,063	0,032-0,123
res mg/g*h	0,713	0,406-1,51	1,528	1,33-1,78	0,942	0,46-1,66
IVL mL/g	176	164-222	42	34-48	166	129-216
rs mL/L*min	13	7-24	112	67-152	8	4-17
tcs min	Interfase no definida		10	6,6-152	Interfase no definida	
Remoción N-Total (%)	79		66		72	

a Sistemas:

RCS1: Reactor con tiempo de aeración de 0 min
RCS2: Reactor con tiempo de aeración de 15 min
RCS3: Reactor con tiempo de aeración de 30 min

b Parámetros:

rnNO₃: Tasa de biosorción del nitrato
rnN: Tasa de biosorción del nitrógeno total
ro: Tasa de biosorción del oxígeno con exceso de sustrato
ros: Tasa de biosorción del oxígeno específica
re: Tasa de biosorción del oxígeno endogénica
res: Tasa de biosorción del oxígeno endogénica específica
IVL: Índice volumétrico de lodos
rs: Tasa de sedimentabilidad de los lodos
tcNO₃: tiempo crítico de remoción de nitrato
tcNO₃ y tcN: tiempo crítico de remoción de nitrógeno total
tcs: Tiempo crítico de sedimentabilidad de los lodos

De la observación de las curvas y tabla resumen señaladas puede deducirse que las tasas de biosorción del nitrato muestran su mayor valor para el RCS1, aminorándose para el RCS2 y RCS3. Por otra parte el tiempo crítico tiene una relación inversa con el tiempo de aireación usado en el ciclo del carbono; así el mejor valor alcanzado corresponde al reactor que no fue sometido a aireación en el ciclo previo (RCS1) con 3,4 horas aumentando a 4,4 horas con el RCS2 y a 4,9 horas en el RCS3.

La tasa de remoción (r_n) de nitrato así como la de nitrógeno total (r_{nN}) fueron determinadas basándose en la masa de nitrato removido o nitrógeno total removido por masa de SSLM por hora, siguiendo el método de Talmage-Ficht, y resultó ser de 0,37 a 0,62 mg $\text{NO}_3\text{-N/g} \times \text{h}$ con un tiempo entre 3,4 a 4,9 h, y de 0,23 a 0,76 mg N-total/g $\times \text{h}$ con un tiempo de 4,5 a 5,1 h respectivamente asociadas a eficiencias de remoción de nitrato y nitrógeno global de 66 a 79 % respectivamente (incluyendo el nitrógeno amoniacal reciclado (y con relación DQO/ $\text{NO}_3\text{-N}$ de 7,5). Como puede observarse en las figuras ya señaladas a partir de 4,8 horas la variación de la concentración de nitrato no es significativa; esto fue comprobado con el test “t”.

Diferencias significativas entre los valores de $\text{DBO}_{5,20}$ y DQO del afluente con respecto el efluente (90 y 80% de remoción respectivamente), durante el período de remoción del carbono en la fase correspondiente, demuestra que los organismos fueron capaces de almacenar carbono durante esta primera fase del ciclo total, para usarlo más tarde en el proceso de desnitrificación. La tasa de biosorción del carbono (r_c) obtenida fue alta, alcanzando 37 mg/g $\times \text{h}$ para 30 min. (tabla resumen 4-6); por lo cual puede inferirse, tal como se discutió en la Experiencia 2, que la materia orgánica “sorbida” por los lodos biológicos durante el ciclo del carbono puede ser usada exitosamente por los organismos desnitrificantes en el ciclo siguiente. Rodríguez (1997) usó este sistema con resultados excelentes.

La desnitrificación biológica es muy dependiente de la presencia de oxígeno (Winkler, 1986; Grady et al., 1999, Metcalf & Eddy, 2003). Las bacterias heterótroficas desnitrificantes usan preferentemente oxígeno molecular para respirar por el mayor rendimiento energético asociado al metabolismo aeróbico frente al

anóxico. En esta experiencia, después de la fase de reacción del ciclo del carbono, previa a la fase anóxica, el OD estuvo en 0,2 mg/L para el RCS1, en 4,1 mg/L para el RCS2 y en 7,4 para el RCS3; el incremento estuvo en relación con los tiempos de aireación a los que fueron sometidos los reactores en el ciclo del carbono. Durante el ciclo de desnitrificación, después de la primera hora de reacción anóxica el OD se mantuvo por debajo de 1,8, 1,2 y 3,1 mg/L para el RCS1, RCS2 y RCS3 respectivamente llegando alrededor de 0,9 mg/L al final. Estos valores no fueron inhibidores como puede deducirse de los valores de remoción de nitrato alcanzados. Después de las 20 horas de desnitrificación el OD presentó un incremento a causa del período de 15 minutos de aireación utilizado como pulido.

Las tasas de biosorción del nitrógeno total presentaron su mayor valor en el RCS1, disminuyendo para RCS2 y RCS3, la remoción del nitrógeno fue mayor para el RCS1 con 79% N_{total} , seguida por la del RCS3 72% y de 66% para el RCS2 (tabla 4 - 7). El tiempo crítico para la biosorción del nitrógeno es menor en el RCS1 con 4,5 h, siendo ligeramente mayor para el RCS2 con 4,8 h y para el RCS3 con 5,1 h. Estos tiempos son relevantes para ajustar la frecuencia del ciclo de operación de los RCS y en condiciones de cortos períodos de aireación.

Por consiguiente puede notarse como la biosorción del carbono para diferentes períodos cortos de aireación afecta la desnitrificación, obteniéndose el mejor funcionamiento para el RCS1. Posiblemente, como la remoción de carbono es menor en el RCS1, como ya fue indicado, este hecho favorece la desnitrificación biológica posterior debido a que el mencionado proceso es realizado con bacterias heterotróficas y la velocidad de desnitrificación es mayor cuando el carbono está en concentraciones más disponibles, contrario ocurrió con el funcionamiento de los RCS2 y RCS3.

Estudios realizados por otros autores corroboran el anterior aspecto. Jones *et al.* (1985) operaron con sistemas a tiempos cortos de aireación y entre otros aspectos consideraron la fase período muerto y encontraron que cuando existía un incremento de la aireación durante el ciclo del carbono resultaba en un subsecuente decremento

de las tasas de desnitrificación. Además el autor señala que el sistema propuesto de tiempos de aireación cortos fue exitoso; las tasas de desnitrificación estuvieron en un rango de entre tres a seis veces con respecto a las típicas reportadas para la desnitrificación endogénica, pero operadas a TRS de 10 días y concentración media de carbono (125 mg/L COT); mientras que en este estudio, no obstante, que el sistema fue operado a condiciones críticas (concentración diluida, 150 mg/L DQO y 70d de TRS, sin período muerto) fueron alcanzadas tasas de desnitrificación aceptables. Adicionalmente se cumplen los requerimientos de calidad de efluentes a ser descargados en cuerpos lénticos o móviles en términos de nitrógeno total, establecido por la normativa venezolana (10 mg/l como N-total), indicando que los RCS son aplicables en la remoción de este contaminante, para las condiciones enmarcadas en el capítulo de Procedimiento Experimental.

Los investigadores (entre otros, Engbert y Schroeder, 1975;; Abufayed y Schroeder, 1986b) asocian los TRS con la tasa de desnitrificación e indican que a TRS cortos la tasa aumenta, lo que implica tiempo menor para efectuar el proceso y por ende necesidad de menor volumen del reactor; sin embargo la producción de células (sólidos biológicos) conseguida y que debe ser descargada es cuantiosa , lo cual constituye un factor negativo por originar un aumento en el costo destinado a transporte y disposición y tratamiento de estos lodos.

Con base a los aportes de otros investigadores y los hallazgos encontrados en este trabajo puede inferirse que el funcionamiento de los RCS es satisfactorio para desnitrificar, independientemente de la concentración de carbono, la relación C/N y el TRS.

El efecto del tiempo de aireación sobre las características de sedimentabilidad de los lodos para el ciclo del nitrógeno (desnitrificación): Del análisis de la tabla 4 -7 que muestra los valores promedio de los parámetros típicos indicadores de sedimentabilidad (IVL, tasas de sedimentabilidad y tiempo crítico) y de la observación de curvas de sedimentación, tales como las típicas que se muestran en el Apéndice F, puede realizarse la siguiente discusión.

Los valores de IVL para el RCS2 están entre (34-48 ml/g), asociados a lodos con características buenas de sedimentación y compactación y en los RCS1 y RCS3 estos valores están por encima de los 160 mL/g, indicadores de una tendencia al problema de lodo voluminoso (Grady et al., 1999; Metcalf & Eddy, 2003).

La tasa promedio de sedimentabilidad (rs) de los lodos registró su mayor valor en el RCS2 con 112 mL/L/min, manteniéndose muy baja para los RCS1 y RCS3 (8 y 13 mL/L/min respectivamente). En cuanto a los tiempos críticos de sedimentabilidad (tcs), solo pudieron determinarse para la sedimentabilidad ocurrida en el RCS2 (tcs = 10 min.); mientras que para el RCS1 y RCS3 no pudo observarse la interfase por lo cual no fue posible definir estos tcs, probablemente debido al problema de lodo voluminoso. En resumen, las mejores características de sedimentabilidad se obtienen para el RCS2.

El fenómeno denominado cultivo disperso (pérdidas de células que no flocculan) ocurrió pero no afectó significativamente la eficiencia del RCS2 manteniéndose los requisitos de calidad de descargas de efluente a cuerpos receptores contempladas en la normativa establecida en Venezuela.

Las mejores características de sedimentación del lodo (para el ciclo del nitrógeno) son obtenidas con un tiempo de aireación de 15 min. RCS2, volúmenes de lodos biológicos tan bajos como el 10% (volumétrico), sin inducir el fenómeno del levantamiento del lodo (IVL entre 34 y 48 mL/g). Los valores de la biosorción específica del carbono y oxígeno (con exceso de sustrato) obtenidos estuvieron alrededor de 1,29 mg/g/h y 1,59 mg/g/h, respectivamente; y con características promedio del efluente final en mg/L: 20 DQO; 5 DBO_{5,20}; SST entre 10 y 40 (para filtro de tamaño de poro de 1,2 y 0,45 μm); 5,8 NO₃-N; 4 a 10 N-total; turbiedad entre 2 y 3 UNT. Estos valores indican el cumplimiento de las normas venezolanas de calidad de efluentes que descargan en los cuerpos de agua (MARNR, 1995) y que son, en mg/L: 350 DQO; 60 DBO_{5,20}; 60 SST. Estos parámetros están asociados, aproximadamente a una carga orgánica de 0,20 d⁻¹ (base DQO) y el tiempo de retención de los sólidos biológicos de 70 d.

Efectos relacionados con la sedimentabilidad de los lodos y su comparación con otras investigaciones: Tomando en cuenta la concentración y naturaleza del sustrato y modelo de flujo en los sistemas intermitentes y continuos se comparan los resultados obtenidos en este estudio con los reportados en la literatura.

La tabla 4 - 8 permite comparar los resultados de este trabajo con estudios clásicos realizados por otros autores, los cuales operaron de forma intermitente o continua y utilizaron diferentes sustratos y procesos. En ella es posible observar que los tiempos de aireación afectan las características de sedimentabilidad, presentando su mejor comportamiento para el RCS2, así como la mayor biosorción del carbono.

El efecto de la biosorción del oxígeno no es observable de manera clara, aunque podría decirse que niveles de biosorción intermedios darían como resultado una mejor sedimentabilidad.

Tabla 4-8. La biosorción del oxígeno y del carbono: su efecto sobre la sedimentabilidad del lodo para diferentes operaciones, procesos y sustratos^a

Operación	Proceso	Sustrato	Biosorción Carbono mg/g x min	Biosorción Oxígeno ^b mg/g x min	IVL ml/g
Intermitente	Aerobio	Glucosa	4,8	0,48	80-90
Continuo	Aerobio	Glucosa	0,8	0,23	80-700
Intermitente	Aerobio	Almidón	3,2	0,19	50-400
Continuo	Aerobio	Almidón	0,4	0,28	50-950
RCS ^c Intermitente	Aerobio/Anóxico	Melaza	0,77	0,03	34-48

a Adaptado de: Tomlinson (1982).

b Medido con exceso de sustrato

c Resultados promedio obtenidos en esta experiencia para el RCS2 (medidos al final del ciclo de nitrógeno).

Al comparar la operación intermitente (carga/descarga) con la continua, se observa una mayor biosorción del carbono y del oxígeno, así como un rango de IVL más aceptable para la operación intermitente, que el caso que utiliza como sustrato la glucosa; con el almidón como sustrato, la biosorción del carbono nuevamente permaneció más alta para el proceso intermitente, aunque no fue este el caso para la

biosorción del oxígeno que mostró un valor mayor para el caso continuo. Cabe observar que a mayor biosorción del carbono y el oxígeno la tendencia es una mejora en las características de sedimentabilidad; estas observaciones soportan los clásicos resultados obtenidos por Eikelboom (2000), el cual asoció la biosorción del carbono con la prevención del levantamiento del lodo mediante la obtención de un flóculo con buenas características de sedimentación. Este comportamiento es observable en los resultados de esta experiencia, en el cual el sustrato usado es la melaza, la operación es intermitente, pero el proceso es aeróbico/anóxico.

Tomando en cuanto la naturaleza del sustrato se observan mayores tasas de biosorción del carbono y del oxígeno para la glucosa (fácilmente biodegradable) con respecto al almidón. Al comparar la glucosa con la melaza usada en esta experiencia, la primera presentó mayor biosorción, quizás por la concentración débil y menor biodegradabilidad de la melaza. Comparando la melaza con el almidón, las mayores biosorciones las obtuvo el almidón, lo que podría atribuirse a la concentración débil de la melaza o a otros factores físico-químicos como el estado coloidal del almidón.

El sistema propuesto tiene requerimientos de oxígeno considerablemente menores que otros sistemas convencionales, puesto que para un ciclo de operación por día, el tiempo de aireación total requerido es de 45 min., con calidad del efluente final aceptable. Además, esta extensión de la aireación no indujo el fenómeno de levantamiento del lodo, lo que corrobora los hallazgos de Rodríguez (1985).

El esquema del sistema propuesto fue exitoso puesto que las tasas de remoción de nitratos y nitrógeno global fueron en muchos casos mayores que aquellas reportadas comúnmente para la desnitrificación endógena en operación continua, y para algunos RCS con secuencia operacional convencional o similar al propuesto en este trabajo; éstos últimos lo lograron en sistemas que tenían valores nominales de TRS de 10 d, con concentraciones de carbono orgánico mayores y con base primaria de material suspendido, con ciclos aeróbico/anóxicos que superan el valor obtenido en este trabajo, y con temperatura controlada y concentración de nitrato similar en el agua residual.

EXPERIENCIA 4: TRES BIORREACTORES DE CRECIMIENTO SUSPENDIDO UTILIZANDO DIFERENTES TIEMPOS DE AIREACIÓN y Y SOMETIDOS A UNA SOBRECARGA ORGÁNICA (CARGA SCHOCK)

Esta experiencia es la culminación de la Fase 1 y su objetivo fundamental fue evaluar el funcionamiento de los tres (3) reactores usados en la experiencia 3 (RCS1, RCS2 y RCS3), para fines de desnitrificación biológica. Fueron sometidos a los mismos tiempos y condiciones de operación -durante los ciclos de remoción de carbono y de desnitrificación- que en la experiencia anterior, pero operando bajo dos condiciones diferentes de carga orgánica. Específicamente se quería conocer el efecto de una sobrecarga orgánica en el comportamiento de la desnitrificación e interpretar aspectos relacionados con la tasa de desnitrificación y adicionalmente evaluar las características de sedimentabilidad del lodo biológico.

La discusión está organizada presentando en primer lugar lo relativo a la tasa de desnitrificación y los factores que la afectan, incluyendo los ensayos con la carga débil, la misma utilizada en la experiencia previa e igual a 220 mg/L DQO (**Caso I**) y los ensayos con la sobrecarga orgánica (carga choque) que consistió en una concentración triple de melaza respecto a la inicial, produciendo una DQO de 470 ± 30 mg/L (**Caso II**), y una relación C/N igual a 25, la cual quintuplicó la razón inicial. Posteriormente es analizado y discutido lo relativo a la sedimentabilidad de los sólidos biológicos y su relación con la tasa de desnitrificación, respiración del oxígeno y biosorción del carbono.

El programa de muestreo incluía la realización de tres experiencias para cada caso y para cada reactor. Para cada experiencia fueron hechas dos réplicas, lo cual significa que en total fueron realizados 18 muestreos. Como parámetro estadístico fue utilizado el promedio. Como medida de la dispersión fue utilizado el rango, recomendado para poblaciones pequeñas como es este caso. A partir de aquí todos los valores obtenidos para los diferentes parámetros discutidos serán presentados siguiendo el orden: RCS1, RCS2 y RCS3 respectivamente, a menos que sea dicho lo contrario.

Tasa de desnitrificación: El análisis de los resultados relacionados con la desnitrificación se inicia con la interpretación del Caso I donde los tres RCS están sometidos a una carga débil. Las figuras 4-18, 4-19 y 4-20 muestran el perfil promedio de nitrato, nitrito y nitrógeno total durante el subciclo de desnitrificación. Por otra parte, la tabla 4-9 muestra los valores promedio y rangos de los parámetros usados en la evaluación de los RCS, correspondientes al subciclo del nitrógeno, caso I y en la tabla 4-10 los correspondientes al subciclo del carbono, caso I.

La figura 4-18 permite observar que las remociones de nitrato son muy buenas; tomando como referencia la norma venezolana (10 mg/L-N), en ningún caso fue sobrepasado este valor después de las 5 horas de reacción. En cuanto al perfil del nitrito (figura 4-19) sigue la forma típica de este parámetro durante un proceso de desnitrificación y puede observarse que, aproximadamente a las 10 h, el nitrito alcanza un máximo para luego descender por debajo de 0,20 mg/L; este comportamiento resultó muy similar para los tres reactores

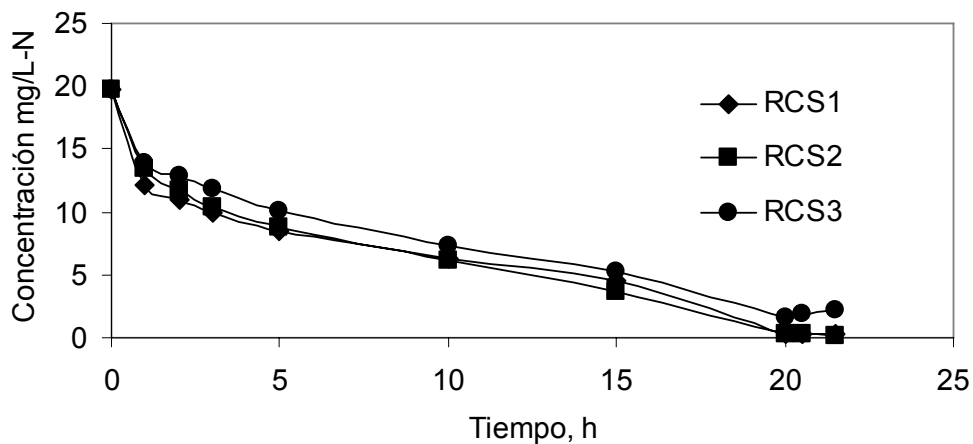


Figura 4-18. Perfil promedio de nitrato para los tres RCS sometidos a una carga débil (Caso I)

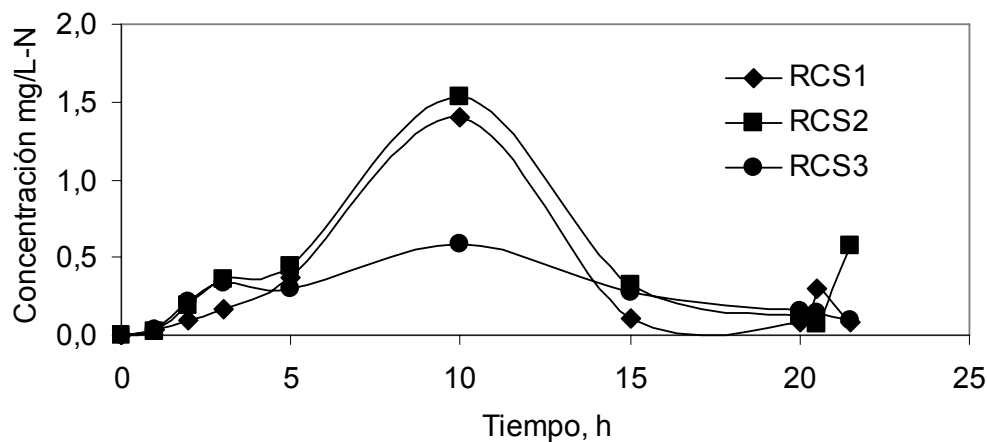


Figura 4-19. Perfil promedio de nitrito para los tres RCS sometidos a una carga débil (Caso I)

Las tasas promedio de desnitrificación ($r_n \text{ NO}_3$) que resultaron ser: 0,78; 0,73 y 0,61 mg/g x h muestran una relación inversa entre el tiempo de aireación y la tasa alcanzada lo cual podría explicarse con base a que mayor tiempo de aireación favorece una mayor metabolización del carbono contenido en el material orgánico afluente; por consiguiente existe menor cantidad de carbono orgánico almacenado disponible para la desnitrificación endógena lo cual repercute en el proceso y por ende influye en la disminución de la tasa; este comportamiento coincide con experiencias realizadas por Meyer (1985) y referidas por Jones et al. (1999). Los SSLM utilizados para calcular estas tasas estaban en un rango aproximado entre 3.000 y 4.000 mg/L y el valor de r_n se obtuvo al relacionar la masa de nitratos removidos con la masa de SSLM por unidad de tiempo.

Adicionalmente es posible apreciar que los tiempos críticos obtenidos para alcanzar estas tasas fueron muy cortos: 3,5; 4,0 y 5,0 horas para los tres reactores.

En términos de nitrógeno total ($r_n \text{ N-total}$) los valores promedio de las tasas de desnitrificación alcanzaron a: 1,0; 0,70 y 0,58 mg/g x h asociados a unos tiempos críticos promedio ($t_c \text{ N-Total}$) de 4,5, 5,0 y 4,8 h, y una remoción de nitrógeno total ($r_n \text{ N-total}$) muy buena igual a 98, 96 y 88 %, y mejores que las obtenida en experiencias con RCS por otros investigadores (Shin y Nam, 2000). En la figura 4-20

es posible apreciar que también para el nitrógeno total su concentración había disminuido por debajo de 10 mg/L, antes de las 5 horas de reacción, en cualquiera de los tres reactores.

Tabla 4-9. Resultados de la evaluación de los reactores por carga secuencial, caso I correspondiente al ciclo del nitrógeno

Parámetros	RCS1		RCS2		RCS3	
	Promedio	Rango	Promedio	Rango	Promedio	Rango
$r_c \text{ NO}_3^-$ (mg/g x h)	0,78	0,47-1,09	0,73	0,67-0,78	0,61	0,51-0,70
$t_c \text{ NO}_3^-$ (h)	3,5	3,1-3,9	4,0	3,8-4,2	5,0	4,9-5,1
$r_n \text{ N-Total}$ (mg/g x h)	1,0	0,47-1,53	0,70	0,35-1,04	0,58	0,32-0,85
$t_c \text{ N-Total}$ (h)	4,5	4,3-4,7	5,0	4,6-5,4	4,8	4,4-5,2
r_o (mg/L x min)	0,14	0,13-0,15	0,18	0,15-0,20	0,14	0,12-0,15
r_{os} (mg/g x h)	1,34	1,23-1,45	1,43	1,19-1,59	1,56	1,38-1,71
r_e (mg/L x min)	0,21	0,19-0,24	0,19	0,14-0,23	0,17	0,12-0,28
r_{es} (mg/g x h)	2,07	1,79-2,34	1,48	1,14-1,82	1,90	1,30-2,42
IVL (mL/g)	118	110-126	180	178-181	147	140-155
r_s (mL/L x min)	74	72-76	10	9-10	25	24-26
t_{cs} (min)	7	5-8	Tiempo indefinido	Tiempo indefinido	20	19-21
Remoción N-Total (%)	98	97-99	96	95-97	88	87-89

$r_n \text{ NO}_3^-$ tasa de biosorción del nitrato

IVL índice volumétrico de lodos

$r_n \text{ N-T}$ tasa de biosorción del nitrógeno total

r_s tasa de sedimentabilidad de los lodos

r_o tasa de biosorción del oxígeno con sustrato limitante

$t_c \text{ NO}_3^-$ tiempo crítico de remoción de nitrato

r_{os} tasa de biosorción del oxígeno con sustrato limitante específico

$t_c \text{ N-T}$ tiempo crítico de remoción de nitrógeno total

r_e tasa de biosorción del oxígeno con sustrato en exceso

t_{cs} tiempo crítico de sedimentabilidad de los lodos

r_{es} tasa de biosorción del oxígeno con sustrato en exceso específico

RCS1 cero minutos

RCS2 quince minutos

RCS3 treinta minutos

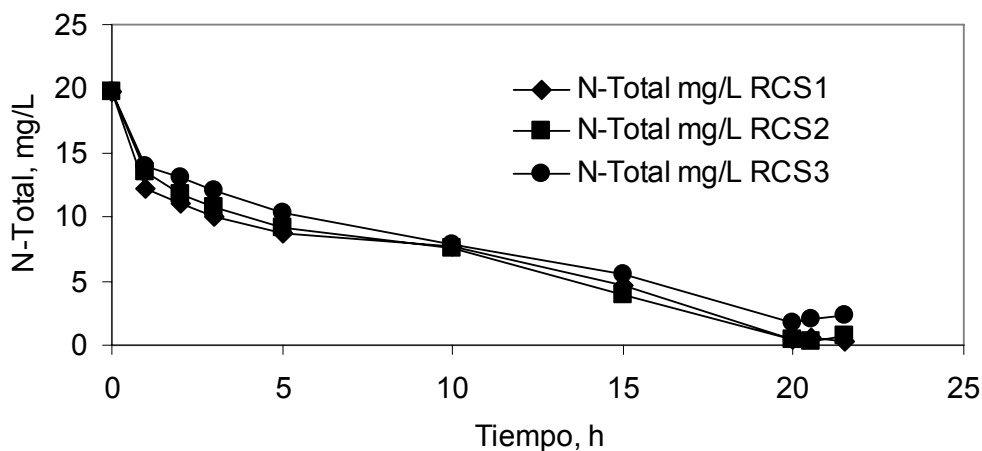


Figura 4-20. Perfil promedio de nitrógeno total para los tres RCS sometidos a una carga débil (Caso I)

El análisis del **caso II**, donde fue utilizada la carga choque, es iniciado con las figuras 4-21, 4-22 y 4-23 que muestran las variaciones típicas de la concentración promedio de nitrato, nitrito y nitrógeno total con respecto al tiempo, para cada uno de los tres reactores bajo estudio. En la tabla 4-10 son presentados los valores promedio y rango, de los diferentes parámetros utilizados para evaluar el desempeño de los reactores durante el ciclo de desnitrificación para este caso.

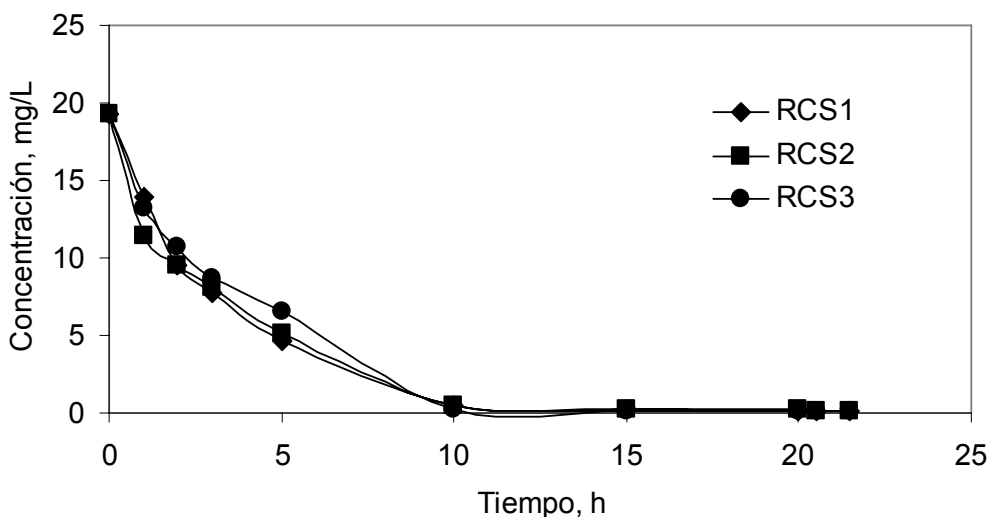


Figura 4-21. Perfil promedio de nitrato para los tres RCS sometidos a una carga choque (Caso II)

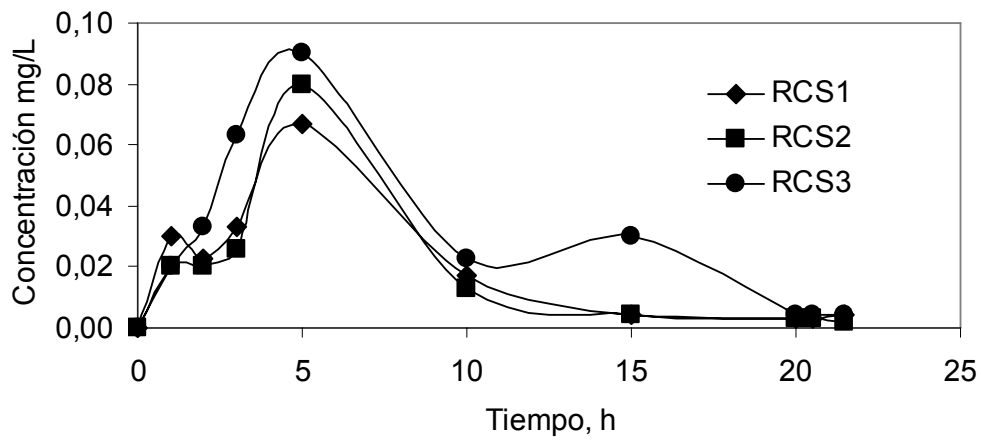


Figura 4-22. Perfil promedio de nitrito para los tres RCS sometidos a una carga choque (Caso II)

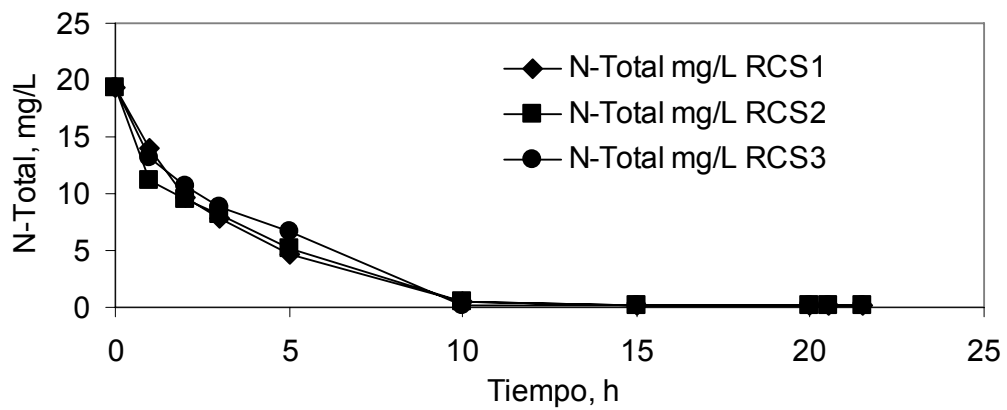


Figura 4-23. Perfil promedio de nitrógeno total para los tres RCS sometidos a una carga choque (Caso II)

Tabla 4-10. Resultados de la evaluación de los reactores por carga secuencial, caso II correspondiente al ciclo del nitrógeno

Parámetros	RCS1		RCS2		RCS3	
	Promedio	Rango	Promedio	Rango	Promedio	Rango
$R_n \text{ NO}_3^-$ (mg/g x h)	0,97	0,80-1,13	0,87	0,63-1,10	0,86	0,61-1,12
$t_c \text{ NO}_3^-$ (h)	3,0	2,5-3,5	3,2	2,8-3,6	3,5	3,2-3,8
$r_n \text{ N-Total}$ (mg/g x h)	1,00	0,63-1,27	0,93	0,63-1,24	0,91	0,61-1,22
$t_c \text{ N-Total}$ (h)	3,0	2,9-3,1	3,2	3,0-3,4	3,0	2,8-3,2
r_o (mg/L x min)	0,23	0,21-0,26	0,19	0,17-0,20	0,16	0,15-0,18
r_{os} (mg/g x h)	3,15	2,85-3,45	2,59	2,41-2,78	2,33	2,07-2,59
r_e (mg/L x min)	0,27	0,25-0,29	0,26	0,25-0,28	0,24	0,21-0,26
r_{es} (mg/g x h)	3,64	3,37-3,91	3,66	3,41-3,91	3,38	3,02-3,74
IVL (mL/g)	103	101-105	157	154-161	130	123-137
r_s (mL/L x min)	38	38-39	12	11-13	28	27-29
t_{cs} (min)	7	6-8	Tiempo indefinido	Tiempo indefinido	15	14-16
Remoción N-Total (%)	99	98-99	99	98-99	99	98-99

$r_n \text{ NO}_3^-$ tasa de biosorción del nitrato

IVL índice volumétrico de lodos

$r_n \text{ N-T}$ tasa de biosorción del nitrógeno total

r_s tasa de sedimentabilidad de los lodos

r_o tasa de biosorción del oxígeno con sustrato limitante

$t_c \text{ NO}_3^-$ tiempo crítico de remoción de nitrato

r_{os} tasa de biosorción del oxígeno con sustrato limitante específico

$t_c \text{ N-T}$ tiempo crítico de remoción de nitrógeno total

r_e tasa de biosorción del oxígeno con sustrato en exceso

t_{cs} tiempo crítico de sedimentabilidad de los lodos

r_{es} tasa de biosorción del oxígeno con sustrato en exceso específico

RCS1 cero minutos

RCS2 quince minutos

RCS3 treinta minutos

La concentración del nitrato comienza a tener valores bajos desde las 2 h y el nitrito alcanza su máxima concentración a las 5 horas, mucho menos tiempo que para el caso I. La tasa de desnitrificación promedio, con base a nitrato ($r_n \text{ NO}_3$) muestra en relación al caso I, una mayor tendencia hacia la desnitrificación, en cualquiera de los tres reactores, con valores de 0,97; 0,87 y 0,86 mg/g x h, respectivamente, así mismo se sigue manteniendo la relación inversa con el tiempo de aireación. En cuanto a los tiempos críticos ($t_c \text{ NO}_3$) promedio son: 3,0; 3,2 y 3,5 horas y son menores para cualquiera de los reactores al compararlos con el caso I.

La desnitrificación, utilizando las tasas de remoción del nitrógeno total promedio ($r_n \text{ N-Total}$), resultó ser de: 1,0; 0,93 y 3,0 mg/g x h, en general la desnitrificación alcanzada mejoró al utilizar la carga choque. La remoción de nitrógeno total alcanzó 99% para los tres reactores mejorando la obtenida con el caso I.

Al operar el sistema con la sobrecarga orgánica, en cualquiera de los tres reactores, la norma venezolana es alcanzada antes de las 2 horas de transcurrida la reacción de desnitrificación, manteniéndose la relación inversa con el tiempo. Por otra parte puede notarse que el tiempo mínimo requerido para alcanzar la tasa de reacción correspondiente está alrededor de 3 horas, para todos los reactores; valor inferior al obtenido en el caso I, lo cual puede observarse al comparar las figuras que ilustran el caso I y el caso II.

Puede afirmarse que el uso de la carga choque favorece una mayor tasa de desnitrificación y por ende el tiempo mínimo para alcanzarla. Una posible explicación a este comportamiento es atribuido a la mayor disponibilidad de carbono orgánico debido a la sobrecarga orgánica utilizada para alimentar el reactor.

Otra observación de importancia al comparar los dos casos es la obtenida al analizar las pendientes de las curvas que representan la velocidad de eliminación de nitrato. En el caso II resultaron mayores y por consiguiente los tiempos requeridos para alcanzar valores de concentración de nitrato que caigan dentro de los requerimientos para proteger a los cuerpos de agua de la eutrofización son menores para la fase experimental operada bajo la carga orgánica choque; a partir de las figuras es posible

visualizar claramente esta afirmación si comparamos la concentración alcanzada en 10 horas para el Caso II, la cual está en un rango de 0,2-0,5 mg/L, en tanto que para el caso I es necesario el doble de tiempo para llegar al mismo rango. Las posibles razones que expliquen esta conducta están implícitas en la discusión presentada en párrafos anteriores.

La mayoría de las investigaciones referentes a los sistemas de lodos activados citadas en la literatura fueron realizadas en el modo de operación continua; como puede inferirse de la comparación entre las cuatro ediciones de un libro, considerado un clásico, editado por Metcalf & Eddy (1972, 1979, 1991 y 2003) quienes sólo en la 4ª edición incluyen como un sistema convencional a los RCS; es difícil por consiguiente establecer comparaciones al utilizar la modalidad de operación carga-descarga y específicamente cuando son sometidos a una carga choque.

Entre los factores operacionales y ambientales que afectan la desnitrificación biológica están el pH, la alcalinidad, el oxígeno disuelto, y la temperatura. Es muy conocido que el proceso de biodesnitrificación está muy afectado por el pH y la alcalinidad del sistema. En general está favorecido a un pH neutro o ligeramente alcalino. En el apéndice G se muestran los perfiles promedio del pH y la alcalinidad correspondientes a los casos I y II, para los tres reactores tanto en el ciclo del carbono como el del nitrógeno.

En los dos casos estudiados es observable una disminución del pH y alcalinidad, en los tiempos iniciales de los ciclos de remoción de carbono y desnitrificación, estabilizándose luego con el transcurso de la operación, manteniéndose en un rango de pH de 6,6 – 7,9 y alcalinidad 110- 170 mg/L como CaCO₃. Para estas condiciones de pH el equilibrio del CO₂ está desplazado hacia las especies de bicarbonato. En la experiencia 3, previamente discutida los comportamientos reportados son similares.

En cuanto al oxígeno disuelto, cabe recordar que las condiciones anóxicas son indispensables para que ocurra una desnitrificación aceptable, ya que en caso contrario los organismos desnitrificantes prefieren el oxígeno molecular frente a los nitritos y nitratos tal como es reseñado en la revisión bibliográfica (Grady et al, 1999,

Metcalf & Eddy, 2003). No obstante, no existe consenso en las investigaciones relacionadas con el OD y ha sido reportado una variación amplia de oxígeno disuelto (Barajas, 2002).

Tal como puede observarse en las figuras 4-24 y 4-26 (ciclo del carbono, casos I y II) las formas de las curvas de la variación de OD son muy semejantes para los dos casos, aunque para cada reactor existen diferencias asociadas a los tiempos de aireación usados; así el RCS1 mantiene un promedio entre 0,1-0,2 mg/L; el RCS2 experimenta un ascenso en su concentración a partir de la inyección de aire, lo cual ocurre a los 15 min de comenzado dicho período de reacción y alcanza un valor promedio máximo de 5,2 y 5,2 mg/L, para los casos I y II respectivamente; para el RCS3, con aireación en todo el período de reacción, existe un incremento en la concentración hasta llegar a un máximo de 6,6 y 6,2 mg/L para los dos casos estudiados. El aire inyectado en promedio estuvo entre 28 – 30 cm³ de aire/min. para los RCS2 y RCS3, en tanto que para el RCS1 fue de 0,0 cm³ aire/min.

Para el ciclo del nitrógeno (Figuras 4-25 y 4-27) donde ocurre la desnitrificación anóxica, el nivel del OD se mantiene en promedio entre 0,1 y 0,3 mg/L en los tres reactores para los casos I y II, observándose cambios bruscos al final del ciclo de desnitrificación, cuando es llevado a cabo el período de pulido -con aireación- durante 30 min.

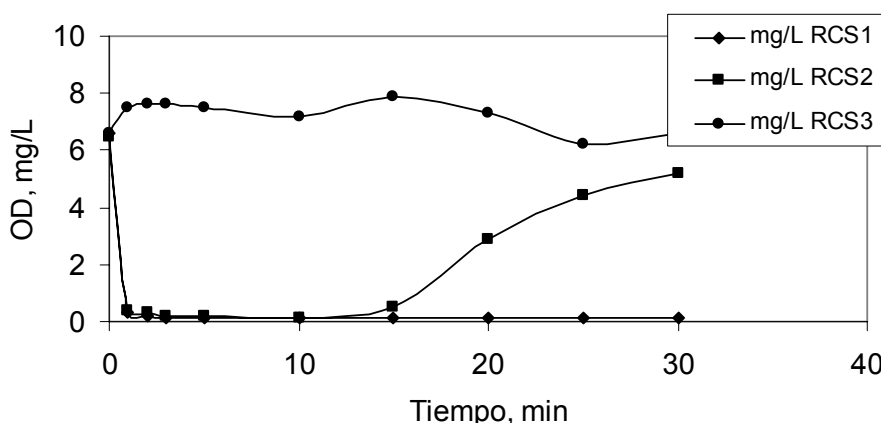


Figura 4-24. Perfil promedio de oxígeno disuelto en los RCS, Caso I. Ciclo del Carbono

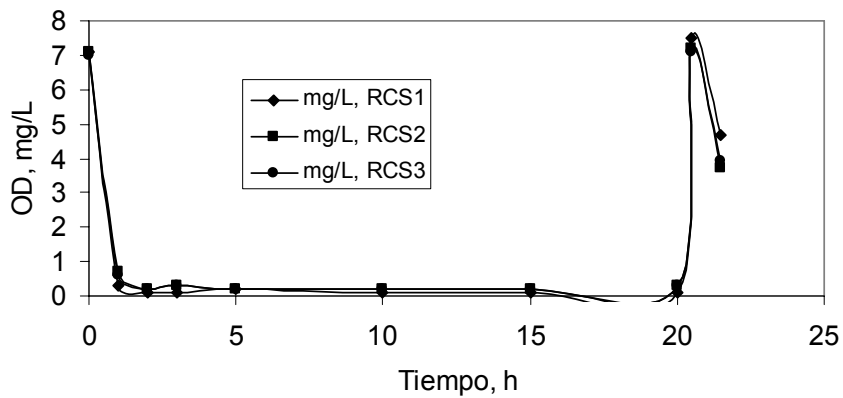


Figura 4-25. Perfil promedio de oxígeno disuelto en los RCS, Caso I. Ciclo del Nitrógeno

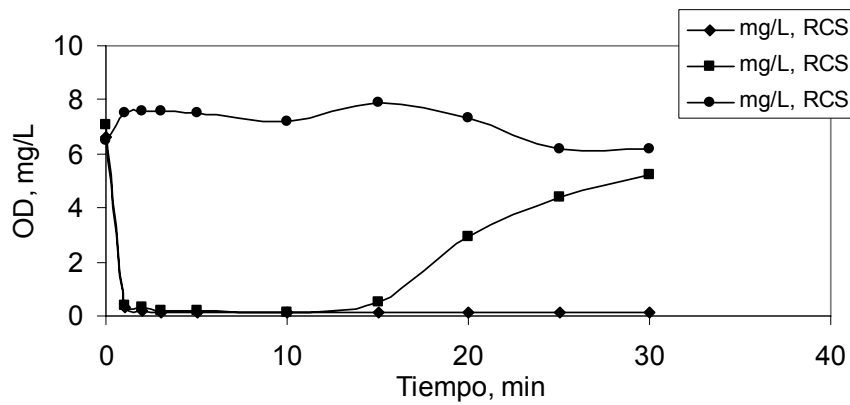


Figura 4-26. Perfil promedio de oxígeno disuelto en los RCS, Caso II. Ciclo del Carbono

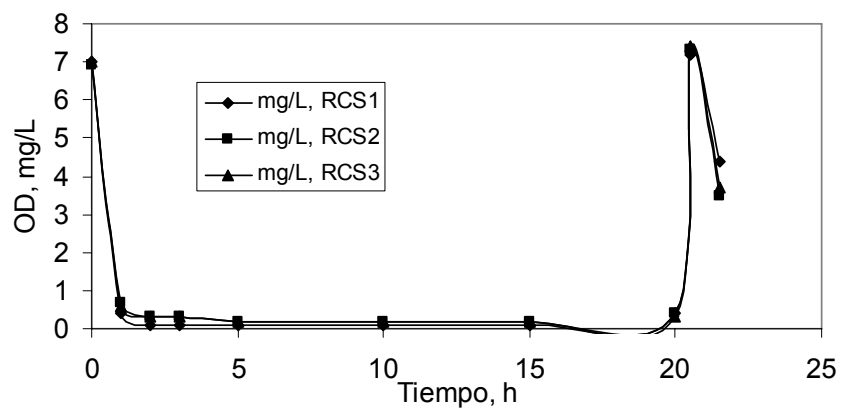


Figura 4-27. Perfil promedio de oxígeno disuelto en los RCS, Caso II.
Ciclo del Nitrógeno

Sedimentabilidad de los sólidos biológicos y su relación con la tasa de respiración de oxígeno y biosorción del carbono: Esta discusión se inicia analizando las tasas de respiración (biosorción del oxígeno) para las situaciones con limitación y exceso del sustrato. Los valores promedio y el rango de las diferentes tasas, para el ciclo del nitrógeno, aparecen en las tablas 4-9 y 4-10, presentadas con anterioridad. Los resultados correspondientes a las diversas tasas obtenidas durante el ciclo del carbono aparecen en las tablas 4-11 y 4-12, a continuación.

Tabla 4-11. Resultados de la evaluación de los reactores por carga secuencial, caso I, correspondiente al ciclo del carbono

Parámetros	RCS1		RCS2		RCS3	
	Promedio	Rango	Promedio	Rango	Promedio	Rango
r_c (mg/g x h)	51	39-63	40	28-48	60	50-70
r_o (mg/L x min)	0,23	0,21-0,25	0,19	0,17-0,21	0,16	0,14-0,18
r_{os} (mg/g x h)	2,25	2,06-2,45	1,54	1,36-1,72	1,52	1,33-1,70
r_e (mg/L x min)	0,29	0,25-0,33	0,23	0,21-0,26	0,18	0,15-0,22
r_{es} (mg/g x h)	2,8	2,42-3,19	1,9	1,72-2,08	1,77	1,41-2,12
IVL (mL/g)	102	98-106	138	136-141	64	62-65
r_s (mL/L x min)	59	58-60	19	18-20	44	43-45
t_{cs} (min)	6	5-7	Tiempo indefinido	Tiempo indefinido	7	6-8
Remoción DQO (%)	60	57-63	45	42-48	70	68-72

r_c tasa de biosorción del carbono

r_s tasa de sedimentabilidad de los lodos

r_o tasa de biosorción del oxígeno con sustrato limitante

t_{cs} tiempo crítico para la sedimentabilidad

r_{os} tasa de biosorción del oxígeno con sustrato limitante específico

RCS1 quince minutos

r_e tasa de biosorción del oxígeno con sustrato en exceso

RCS2 treinta minutos

r_{es} tasa de biosorción del oxígeno con sustrato en exceso específico

RCS3 cero minutos

IVL índice volumétrico de lodos

Tabla 4-12. Resultados de la evaluación de los reactores por carga secuencial, caso II, correspondiente al ciclo del carbono

Parámetros	RCS1		RCS2		RCS3	
	Promedio	Rango	Promedio	Rango	Promedio	Rango
r_c (mg/g x h)	81	78-87	59	56-68	85	76-95
r_o (mg/L x min)	0,31	0,29-0,33	0,21	0,19-0,23	0,19	0,17-0,21
r_{os} (mg/g x h)	4,06	3,80-4,32	2,65	2,41-2,88	2,64	2,36-2,91
r_e (mg/L x min)	0,37	0,34-0,40	0,23	0,20-0,25	0,20	0,17-0,23
r_{es} (mg/g x h)	4,85	4,45-5,24	2,86	2,49-3,11	2,73	2,32-3,14
IVL (mL/g)	104	98-110	202	196-208	123	120-125
r_s (mL/L x min)	32	31-33	14	13-15	29	27-32
t_{cs} (min)	16	5-17	Tiempo indefinido	Tiempo indefinido	15	14-16
Remoción DQO (%)	57	56-58	39	37-41	55	53-57

r_c tasa de biosorción del carbono

r_s tasa de sedimentabilidad de los lodos

r_o tasa de biosorción del oxígeno con sustrato limitante

t_{cs} tiempo crítico para la sedimentabilidad

r_{os} tasa de biosorción del oxígeno con sustrato limitante específico

RCS1 quince minutos

r_e tasa de biosorción del oxígeno con sustrato en exceso

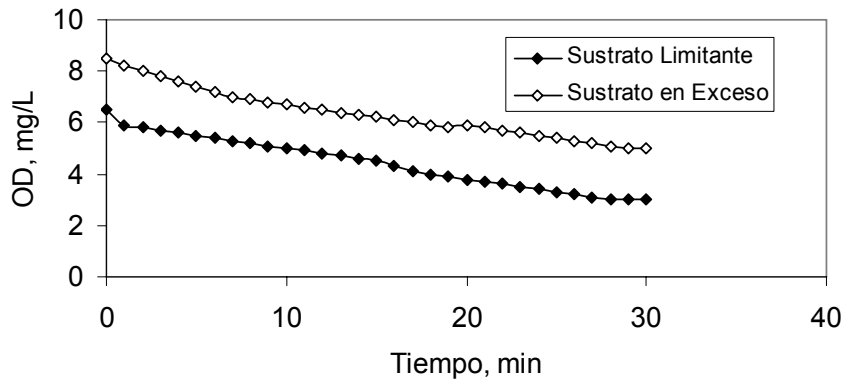
RCS2 treinta minutos

r_{es} tasa de biosorción del oxígeno con sustrato en exceso específico

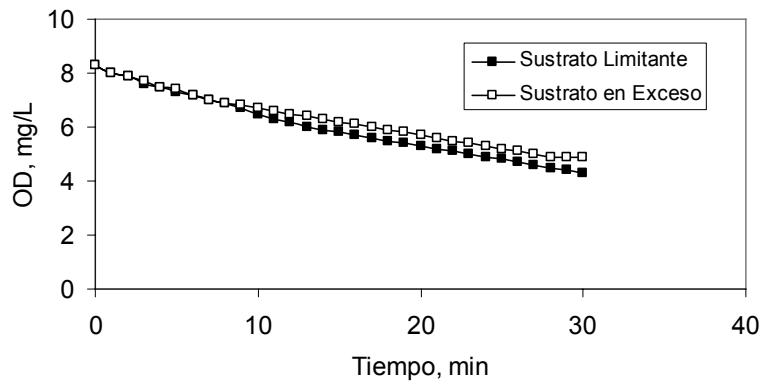
RCS3 cero minutos

IVL índice volumétrico de lodos

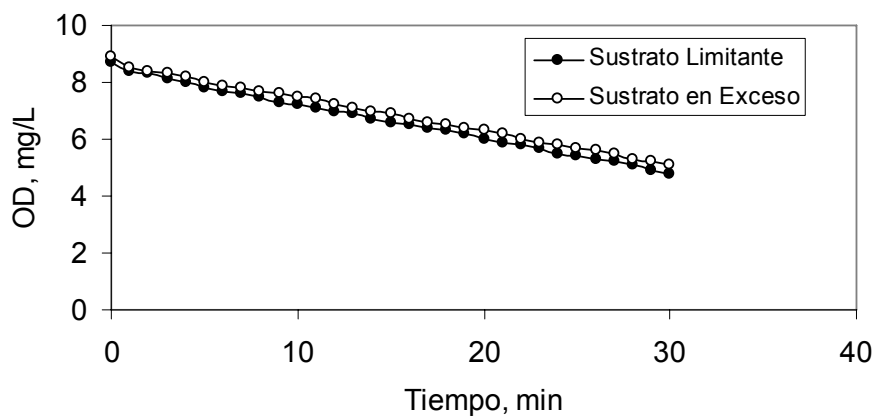
Las figuras 4-28, 4-29 y 4-30 muestran los perfiles de la tasa de respiración con sustrato limitante (r_o) y con exceso de sustrato (r_{os}) para los RCS, caso II, y correspondientes al final del ciclo del nitrógeno



**Figura 4-28. Perfil promedio de tasa de respiración (r_o) para RCS1, Caso II.
Ciclo del Nitrógeno**



**Figura 4-29. Perfil promedio de tasa de respiración (r_o) para RCS2, Caso II.
Ciclo del Nitrógeno**



**Figura 4-30. Perfil promedio de tasa de respiración (r_o) para RCS3, Caso II.
Ciclo del Nitrógeno**

La tasa de respiración (r_o) con sustrato limitante (endogénica), para el ciclo del nitrógeno, no presenta una variación apreciable entre los reactores, tanto para el caso I como el II, siendo los valores para el caso I: 0,14; 0,18 y 0,14 mg/L x min y para el caso II: 0,23; 0,19 y 0,16 mg/L x min; esta misma observación puede hacerse con relación a la situación con sustrato en exceso; por otra parte, en cualquiera de las dos situaciones los valores del caso II son más altos (0,27; 0,26 y 0,24 mg/L x min) que para el caso I, siendo mayores los incrementos en la segunda situación (con exceso de sustrato). Es conocido que la tasa de consumo de oxígeno absoluta es una forma de cuantificar la actividad biológica de los microorganismos (Rodríguez, 1997), por ello, en este caso, es posible afirmar que la sobrecarga orgánica induce una mayor actividad de los mismos.

La tasa de respiración específica, parámetro que valora la cantidad de oxígeno utilizada por los microorganismos, representados en este caso por los SSLM (Metcalf & Eddy, 2003), fue calculada con sustrato limitado (r_e) y en exceso (r_{es}), y también son presentados los valores más elevados en el caso II: 0,27; 0,26 y 0,24 mg/g x h, para respiración endogénica y 3,64; 3,66 y 3,38 mg/g x h, para sustrato en exceso, respectivamente para cada uno de los tres reactores.

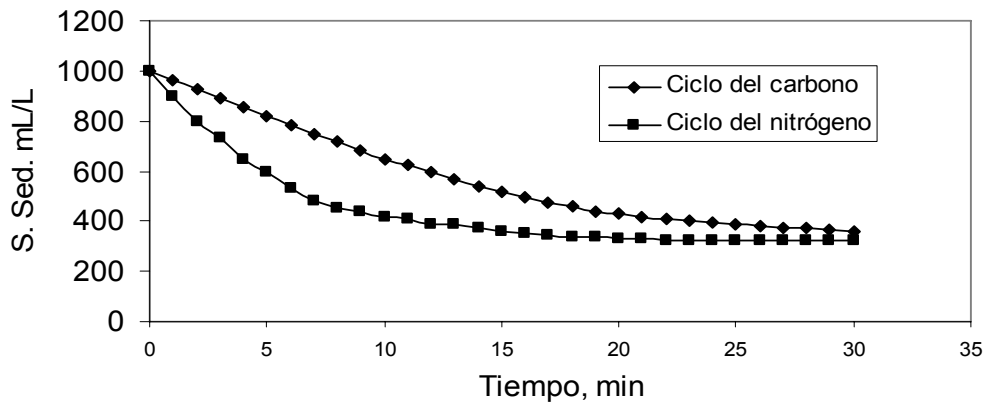
Las figuras 4-31, 4-32 y 4-33 muestran las curvas de sedimentación para los RCS, caso II y correspondiente al final del ciclo del nitrógeno. En el apéndice G están incluidas las curvas reportadas para el caso I. Los valores de los IVL, parámetro que permite evaluar la conducta de sedimentación de los lodos biológicos producidos en el proceso, corresponden a 118 y 103 ml/g para el RCS1, casos I y II respectivamente, representando una sedimentabilidad aceptable y para el RCS2 con valores de 180 y 157 ml/g, casos I y II respectivamente, y para el RCS3 sus valores están entre: 147 y 130 ml/g para los casos I y II; todos estos valores están en el rango 100 -200 ml/g especificados por Wagner (1982) y Metcalf & Eddy (2003) como aceptables; no obstante Barajas (2002) cita que IVL >150-200 pueden mostrar una estructura abierta con flóculos que forman grandes superficies irregulares y sedimentabilidad escasa; en esta situación estaría el RCS2, especialmente cuando

estaba sometido a la carga débil. Sin embargo los sólidos suspendidos totales del efluente del sistema, en cualquiera de los casos y reactores estudiados estuvieron alrededor de 40 mg/L, muy por debajo de la norma venezolana (80 mg/L) indicando que las condiciones de sedimentabilidad fueron buenas independientemente de la carga y el tiempo de aireación.

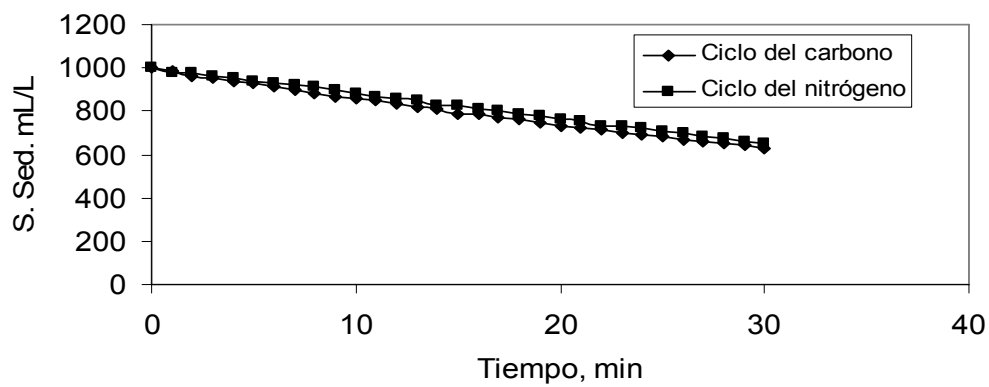
La tasa de sedimentabilidad de lodos (r_s) para el RCS1 alcanza valores de: 74 y 38 ml/L x min., casos I y II, respectivamente, observándose una marcada diferencia entre las dos situaciones. Para el RCS2 los valores están entre 10 y 12 ml/L x min., para los casos I y II, respectivamente y para el caso del RCS3 sus valores son: 25 y 28 ml/Lx min., para los casos I y II, respectivamente. Por otra parte las mejores tasas de sedimentabilidad resultaron ser las del RCS1.

En cuanto a los tiempos críticos de sedimentabilidad (t_c), para el RCS1 puede observarse que el tiempo crítico alcanza 7 minutos, para los dos casos experimentados, y representa la mejor característica de sedimentabilidad del lodo para el ciclo del nitrógeno ya que para el RCS2 puede observarse un tiempo indefinido en ambos casos, probablemente debido al problema del lodo voluminoso y el RCS3 tiene tiempos críticos mucho mayores de 20 y 15 min., para los mismos casos ya señalados, sin inducir el fenómeno de lodo voluminoso (IVL 147 y 130 ml/g).

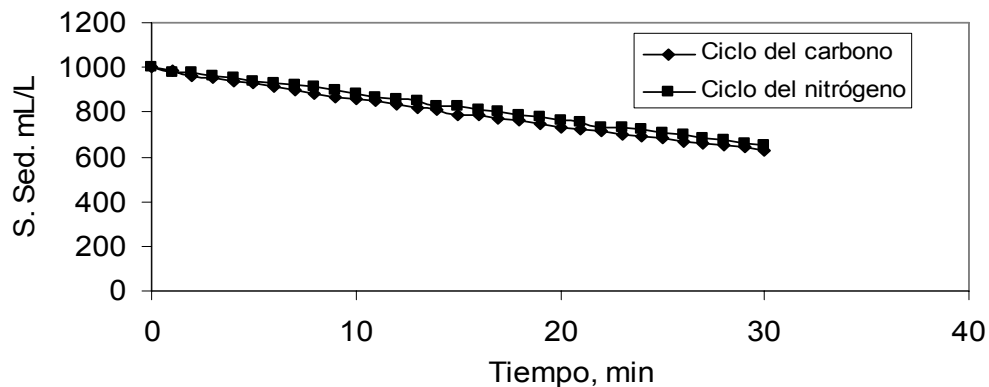
En general puede decirse que, cuando el sistema fue expuesto a los cambios bruscos de carga orgánica las características de sedimentación y compactación de los lodos en el subciclo del nitrógeno no presentaron deterioro.



**Figura 4-31. Curvas de sedimentabilidad del RCS1. Caso II.
Ciclo del carbono y ciclo del nitrógeno**



**Figura 4-32. Curvas de sedimentabilidad del RCS2. Caso II.
Ciclo del carbono y ciclo del nitrógeno**



**Figura 4-33. Curvas de sedimentabilidad del RCS3. Caso II.
Ciclo del carbono y ciclo del nitrógeno**

Del desempeño de los reactores en la Experiencia 4 pudo inferirse que en el subciclo del carbono los microorganismos son capaces de almacenar el carbono durante la fase de reacción, para usarlo más tarde en el subciclo de desnitrificación; por lo tanto el sistema propuesto opera de tal manera que la materia orgánica sorbida por los lodos biológicos durante la primera fase (subciclo del carbono), asociada con períodos cortos de aireación, puede ser usada posteriormente al llevarse a cabo la fase de desnitrificación. Las figuras 4-34 y 4-35 muestran el perfil de la concentración promedio del carbono, expresado como DQO, en los RCS para los casos I y II. El detalle de los valores promedio y el rango pueden observarse en las tablas 4-11 y 4-12. Es posible notar que las menores tasas de remoción de carbono (biosorción del carbono) corresponden al RCS2, en los casos I y II y esto corresponde con los porcentajes de remoción de carbono. Efectivamente la tasa de biosorción del carbono (r_c) resultó ser igual a 51 y 81 mg/g x h para el RCS1 y los casos I y II, respectivamente; luego puede observarse una disminución de estas tasas en el RCS2 que presenta 40 y 59 mg/g x h para cada caso y para el RCS3 un incremento que alcanza a 60 y 85 mg/g x h, respectivamente. La mayor tasa de biosorción es obtenida con el reactor que trabaja con 30 minutos de aireación.

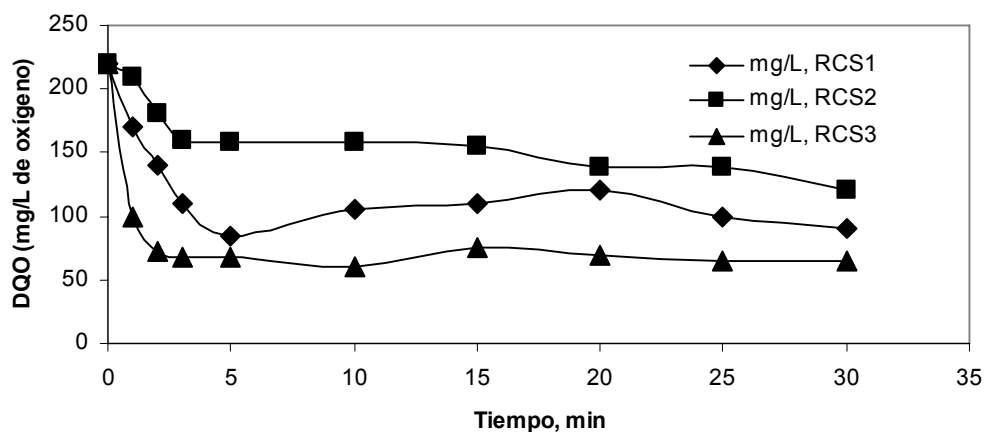


Figura 4-34. Perfil promedio del carbono (DQO) en los RCS, Caso I. Ciclo del carbono

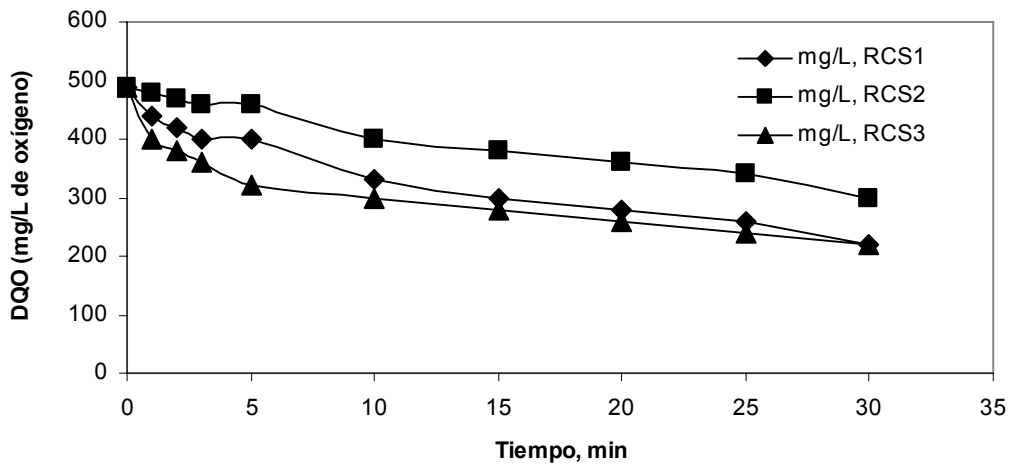


Figura 4-35. Perfil promedio del carbono (DQO) en los RCS, Caso II. Ciclo del carbono

Jones et al. (1985), estudiaron sistemas con períodos cortos de aireación, del mismo orden que los utilizados en esta experiencia, encontrando que al incrementar la cantidad de aire durante el ciclo del carbono resultaba en un descenso de las tasas de desnitrificación. Además, los autores señalan que el sistema propuesto, de tiempos cortos de aireación, fue exitoso; las tasas de desnitrificación estuvieron en un rango de tres a seis con respecto a las típicas reportadas para la desnitrificación, pero operaron con un TRS de 10 días y concentración media de carbono de 300 mg/L DQO, mientras que en este estudio, no obstante que el sistema fue operado, en el caso I a condiciones críticas (concentración débil, 220 mg/L DQO y 135 mg/L $DBO_{5,20}$ y TRS 70 días) con períodos cortos de aireación, las tasas de desnitrificación obtenidas fueron aceptables. En el caso II las tasas de desnitrificación fueron excelentes como fue detallado anteriormente. Por otra parte el requerimiento de calidad del efluente a ser descargado en cuerpos de agua lénticos y móviles en términos de nitrógeno total es alcanzado.

Por otra parte los porcentajes de remoción de carbono fueron mayores en el RCS3 con valores de: 70 y 55% para los casos I y II, cuestión que puede corroborarse si es aceptada la hipótesis de Grady et al. (1999) quienes sostienen que a mayor grado de

extensión (tiempo) de oxidación aeróbica la remoción de carbono obtenida es mayor, tal como es el caso de este reactor.

La tasa de respiración (r_o) con sustrato limitante, para este subciclo, es mayor en el caso del RCS1: 0,23 y 0,31 mg/L x min., en los dos casos estudiados, seguido del RCS2 con: 0,19 y 0,21 mg/L x min., en los casos I y II, respectivamente y por último el RCS3 presenta: 0,16 y 0,19 mg/L x min., en ambos casos estudiados. Pareciera que la aireación tiene un efecto negativo sobre la tasa de respiración con sustrato limitante. Con referencia a la tasa de respiración con sustrato limitante específico (r_{os}) los valores muestran el mismo comportamiento que los valores absolutos, pero con mayor proximidad entre los valores de los RCS2 y el RCS3.

Siguiendo con el análisis del subciclo de remoción de carbono es posible apreciar que la tasa de respiración (r_e) con sustrato en exceso presenta valores ligeramente mayores para el RCS1 y cercanos entre sí para los otros dos reactores y los casos I y II. Por otra parte la tasa de respiración específica (r_{es}) sigue esta misma tendencia pero mucho más marcada para el caso II donde los tres reactores presentan los valores: 4,85; 2,86 y 2,73 mg/g x h, siguiendo la misma relación inversa que con sustrato limitado.

Del análisis realizado puede inferirse que la tasa de respiración mayor es la conseguida para el caso II. Estos resultados posiblemente pueden producirse debido a cambios ambientales provocados por la carga choque utilizada en este caso.

Las tablas 4-11 y 4-12 también presentan las tasas de sedimentación (r_s) de los lodos al final del subciclo del carbono y puede observarse para el RCS1 valores de 59 y 32 ml/L x min, caso I y II respectivamente, seguido por el RCS3 con valores de 44 y 29 ml/L x min para los mismos casos y por último el RCS2 con valores de 19 y 14 ml/L x min, para cada uno de los casos estudiados. Puede evidenciarse que las tasas resultaron mayores para el caso con carga débil.

Los IVL correspondientes al caso I arrojan valores de 138 ml/g para el RCS2 y 102 ml/g para el RCS1, representativos de un lodo con propiedades aceptables de

sedimentabilidad, lo cual no puede aplicarse al RCS3 con 64 ml/g que lo caracterizan como lodo disperso; esto podría explicarse por el tiempo de aireación de 30 minutos que tiene este reactor en contraste con 15 y 0 minutos que tienen el RCS2 y RCS1, respectivamente. Cuando observamos los valores de IVL del caso II encontramos que el RCS2 tiene 202 ml/g característico de un lodo voluminoso, lo cual no ocurre con el RCS3 (123 ml/g) y el RCS1 (104 ml/g) que tienen características aceptables del lodo.

En referencia a los tiempos críticos para la sedimentabilidad (t_{cs}) puede decirse que para el RCS2, en los dos casos bajo estudio, el tiempo es indefinido, por no estar definida la interfase. Para los otros dos reactores los tiempos son 6 y 7 minutos para el caso I, y 16 y 15 minutos para el caso II (RCS1 y RCS3 respectivamente). De estos resultados es evidente que la sedimentabilidad está afectada por la carga orgánica, necesitándose mucho más tiempo para alcanzar el tiempo crítico en el caso con carga choque; adicionalmente es evidente que con 15 minutos de aireación (RCS2), independiente de la carga, se presentan problemas de sedimentación. Entonces, es posible afirmar que las mejores características de sedimentabilidad del lodo producido al final del subciclo del carbono, evaluadas mediante los mejores índices volumétricos de lodos, tiempos críticos menores y tasas de sedimentación altas fueron obtenidas con tiempos de aireación menores.

CAPÍTULO V

RESULTADOS EXPERIMENTALES Y DISCUSIÓN DE LA FASE 2

Este capítulo presenta los resultados experimentales obtenidos durante la ejecución de la fase 2 junto con su análisis, interpretación y discusión. Esta fase representa la culminación de la experiencia acumulada en las cuatro experiencias de la fase 1, aplicados a una configuración particular que incluye un reactor de biopelícula (nitrificación) acoplado con un reactor de crecimiento suspendido (desnitrificación) y usando líquido residual sintético como afluente del sistema. Su composición estuvo constituida por leche en polvo, pectona, almidón, cloruro de amonio y otros nutrientes en concentraciones representativas de un agua de residual de composición débil que simula en alguno de sus constituyentes a las aguas residuales domésticas del país.

Con base a los resultados obtenidos en la fase 1, la longitud de ciclo de operación escogida fue de seis (6) horas, y el volumen de agua residual sintética utilizado como afluente del sistema en cada ciclo fue de seis (6) litros.

El análisis y discusión del conjunto de datos experimentales obtenidos permitirá conocer el comportamiento en forma individual del RCSB para efectos de nitrificar y el RCS para desnitrificar y el sistema para remover el nitrógeno. El análisis de los resultados estará enfocado en la eficiencia y tasas de nitrificación y desnitrificación, en los factores que influyen sobre estos procesos, especialmente la relación C/N, así como las tasas de oxigenación, con sustrato limitado y en exceso, la sedimentación (IVL, tasas de sedimentabilidad, tiempo crítico), y el cumplimiento de las normas de efluentes. Así mismo será presentado un modelo cinético para la nitrificación y otro para la desnitrificación. La fracción α , a la entrada del RCS, será una variable importante a considerar en el desempeño del sistema

Los resultados son interpretados y analizados tomando en cuenta los tres valores de α utilizados y organizando los temas de la siguiente manera:

- Variación con la profundidad de los parámetros determinados para evaluar la nitrificación en el RCSB.
- Tasas de nitrificación y desnitrificación y el efecto de la relación C/N y factores ambientales tales como el pH y la alcalinidad sobre ambos procesos. Además las

eficiencias de nitrificación y desnitrificación. La discusión de la nitrificación incluye lo relativo a las tasas de remoción de carbono y eficiencia de su remoción.

- Tasas de respiración del lodo biológico, con sustrato limitado y en exceso.
- Características de sedimentabilidad y compactibilidad del lodo
- Cinética de la nitrificación y desnitrificación.

VARIACIÓN DE PARÁMETROS CARACTERÍSTICOS CON LA PROFUNDIDAD DEL LECHO BIOPERCOLADOR

Para evaluar la influencia potencial de la profundidad del lecho sobre las variaciones de las diferentes formas de nitrógeno y la DQO, muestras del líquido residual fueron tomadas a 0, 40, 80, 120 y 192 cm de profundidad en los siguientes lapsos de la etapa de la reacción (4,5 horas) de nitrificación: 0; 30, 60, 120, 180 y 270 minutos. Cabe recalcar que esto fue hecho solamente para la fracción volumétrica 0,5, por lo que finalmente fueron realizadas 30 caracterizaciones para cada parámetro estudiado. El detalle de los resultados alcanzados para nitrógeno orgánico, nitrógeno amoniacal, nitrito, nitrato (expresados todos como N) y para la DQO aparece en el apéndice K.

Las figuras 5-1 a 5-5 muestran la variación de cada uno de los parámetros indicados, en el tiempo de la reacción y a las profundidades señaladas anteriormente.

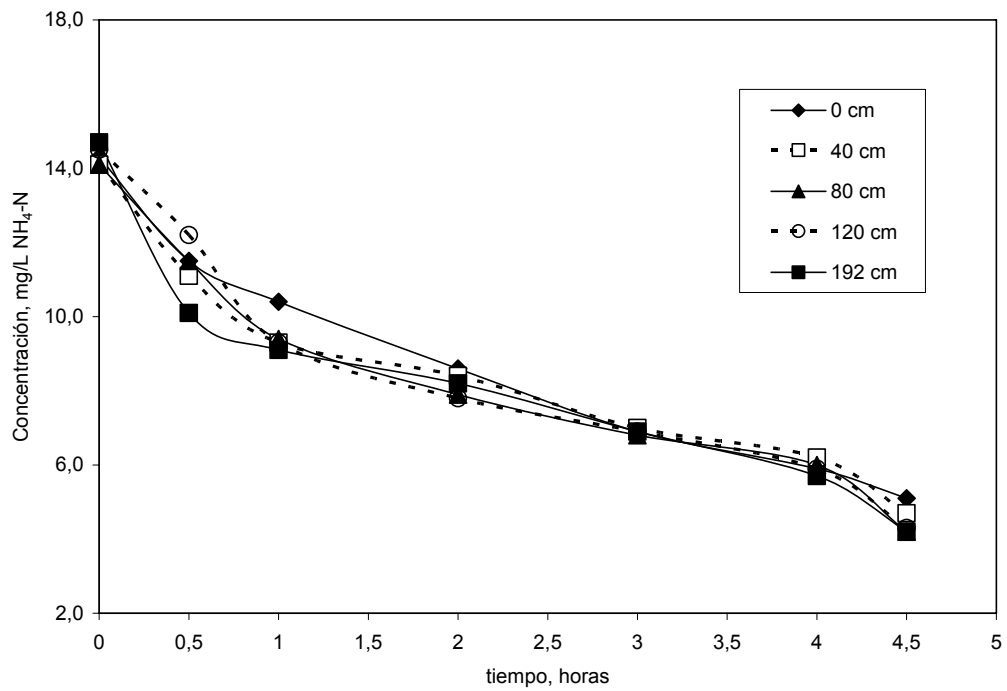


Figura 5-1. Variación de la concentración de $\text{NH}_4\text{-N}$ con la altura, para $\alpha = 0,5$

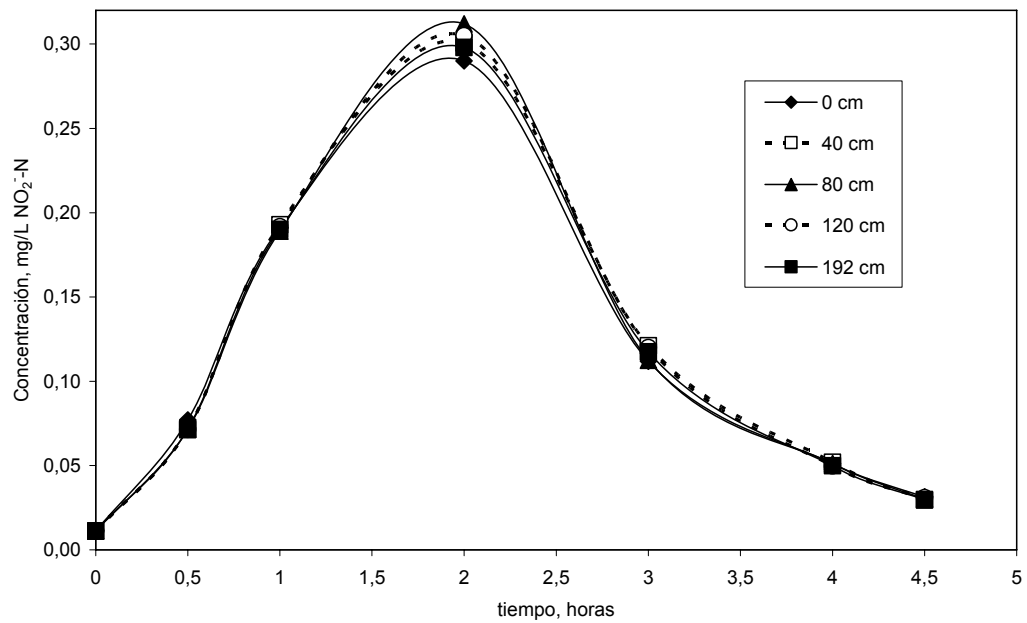


Figura 5-2. Variación de la concentración de $\text{NO}_2\text{-N}$ con la altura, para $\alpha = 0,5$

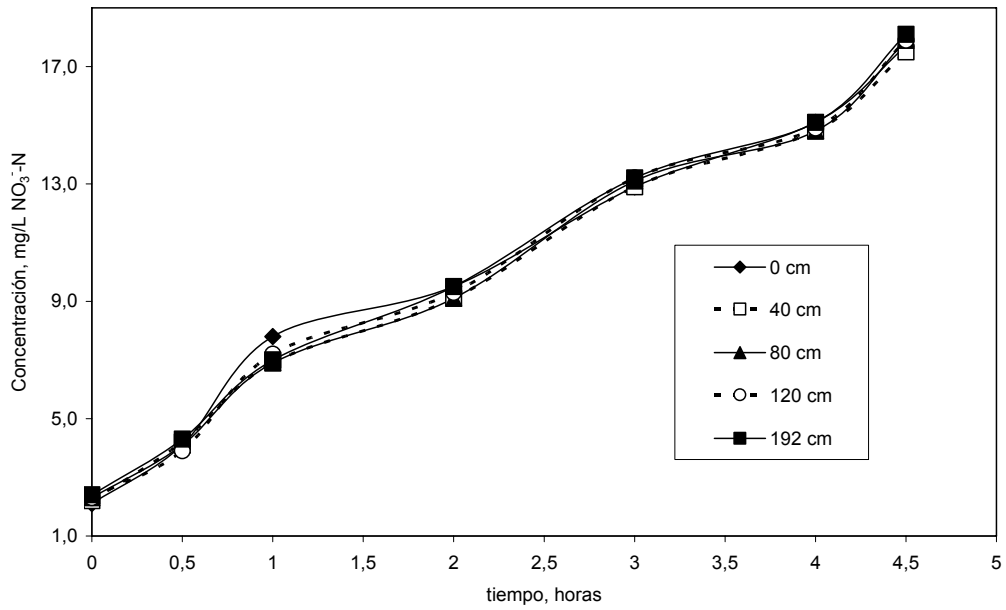


Figura 5-3. Variación de la concentración de $\text{NO}_3\text{-N}$ con la altura, para $\alpha = 0,5$

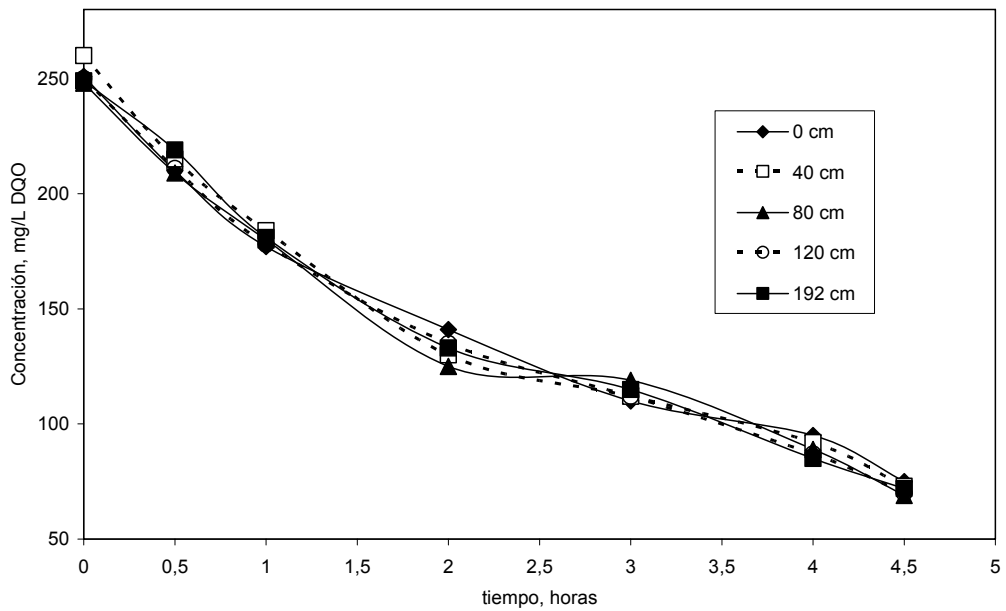


Figura 5-4. Variación de la concentración de DQO con la altura, para $\alpha = 0,5$

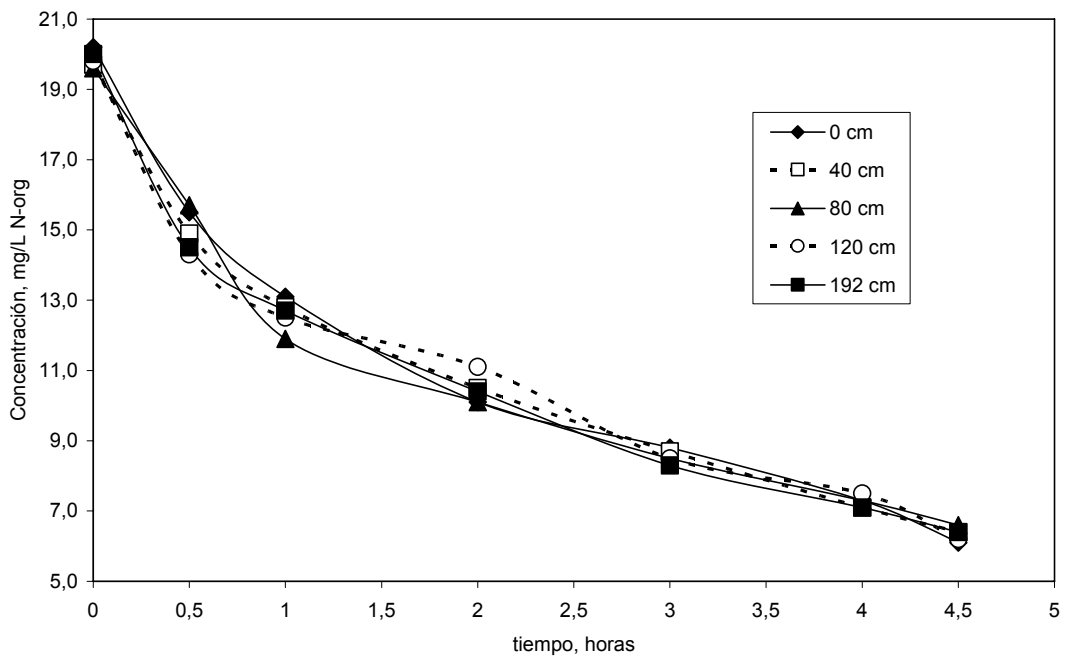


Figura 5-5. Variación de la concentración de N-org con la altura, para $\alpha = 0,5$

Como es posible observar no existen diferencias significativas entre los valores determinados a diferentes profundidades y únicamente es el tiempo de la reacción el que influye sobre el incremento o disminución, según corresponda, de cada parámetro. Este resultado, conseguido operando con $\alpha = 0,5$, permitió tomar la decisión de no realizar las determinaciones para las otras dos fracciones ensayadas.

Cabe recordar que durante el desarrollo de la experiencia 1, fue estudiado el comportamiento hidráulico del modelo físico de reactor utilizado, específicamente el mismo lecho de crecimiento adherido usado en esta segunda fase y denominado RCSB. En tal oportunidad el modelo de Wolf y Resnick fue usado, inyectando trazador en forma instantánea y se demostró, que el lecho responde a un régimen de mezcla completa. En el apéndice F está el detalle de esta determinación. Esta conclusión está respaldada por la forma de operación del lecho la cual es con recirculación. Según Grady y Lim (1980) la recirculación, en reactores de crecimiento adherido de flujo continuo, actúa para proveer un espesor de biopelícula más

uniforme a través del lecho y también afirman que a mayores tasas de recirculación el comportamiento del reactor sea de mezcla completa.

Sin duda el hecho de que el líquido circule en el lecho bajo un régimen de mezcla completa es la principal causa de que la profundidad no tenga mayor influencia sobre el desarrollo de las reacciones. Las variaciones de las diversas formas de nitrógeno (N-org-N, $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{NO}_2\text{-N}$, $\text{NO}_3\text{-N}$) y de la DQO siguen el mismo patrón que más adelante será explicado para los perfiles realizados a dichos parámetros al final de la etapa de la nitrificación.

Cabe mencionar que la disminución del Norg-N llega a valores ligeramente por encima de 6 mg/L, con una reducción del mismo en el orden del 68 %, y que a las 2 horas de reacción ha disminuido alrededor del 50% del valor inicial.

En cuanto al $\text{NH}_4\text{-N}$ también muestra una sostenida disminución alcanzando al fin de la etapa de reacción un promedio de 4,5 mg/L, lo que representa un 69 % de remoción.

Las curvas de variación de las concentraciones de nitrito presentan la forma típica de este parámetro que incrementa al comienzo de la reacción llegando a un máximo y luego disminuye al transformarse en nitrato. Los valores están por debajo de 0,03 en cualquiera de las profundidades analizadas.

El caso del nitrato presenta un incremento sostenido llegando al final de las 4,5 horas de reacción a un valor promedio de 17,8 mg/L, lo que supone un incremento del 87%.

La remoción de la DQO alcanza en promedio el 71 % y los valores son superiores al 69% en cualquiera de los puntos de muestreo, al final de la reacción.

Todos los valores encontrados en esta sección, diseñada para estudiar la influencia de la profundidad sobre cada una de las reacciones llevadas a cabo en el RCSB, son concordantes con los conseguidos al realizar el perfil de las concentraciones de los parámetros a la salida del reactor (192 cm de profundidad), una vez finalizadas las 4,5 horas de reacción.

NITRIFICACIÓN, REMOCIÓN DE CARBONO Y DESNITRIFICACIÓN

Las tablas 5-1 hasta la 5-6 muestran los resultados estadísticos de los parámetros más importantes determinados para hacer el seguimiento al desempeño del sistema combinado propuesto en este trabajo. Para ello son usados los valores promedio, el coeficiente de variación y el rango, en el afluente y el efluente de cada uno de los dos reactores que conforman el sistema, o sea, en primer lugar el RCSB y luego el RCS, descritos detalladamente en el capítulo correspondiente. Cabe recordar que el RCSB está destinado a favorecer el proceso biológico de nitrificación al mismo tiempo que remueve la materia carbonosa y el RCS a desnitrificar biológicamente el efluente nitrificado que proviene del reactor de biopelícula. El proceso de oxidación desarrollado en el biolecho produce un efluente empobrecido en carbono orgánico y generalmente es necesario añadir una fuente exógena del mismo para obtener una desnitrificación exitosa (metanol, ácido acético, residuales industriales, lodo primario, entre otros) (Jones et al., 1990; Jun et al., 2004; Obajá et al., 2005; Komorowska-Kaufman et al., 2006; Ganesh et al., 2006). En este trabajo, como aporte de carbono orgánico, es usada una cierta fracción volumétrica del agua residual sintética utilizada como sustrato del sistema. Entonces el efluente del RCSB es mezclado con el agua residual sintética cruda y dicha mezcla es usada como afluente del RCS. La fracción volumétrica de agua residual utilizada es una variable muy importante a considerar en el desempeño del sistema, específicamente en lo concerniente al del RCS, experimentándose con tres diferentes porcentajes aportados por el agua residual en la mezcla: 50%, 20% y 0 %. Expresados como fracción -denominada α - significa que los valores utilizados corresponden a 0,5; 0,2 y 0, respectivamente. Haciendo un balance de masas sobre el sistema, significa que el agua residual cruda que entra al RCSB le corresponde la fracción volumétrica $(1-\alpha)$. Los valores de α pueden ser considerados como una forma de estimar la relación C/N a la entrada del RCS y más específicamente la razón DQO/NTK.

Tabla 5-1. Valores estadísticos de la evaluación del RCSB para $\alpha = 0,5$

Parámetros ^a	Afluente			Efluente		
	Valores Promedio \pm DE ^e	CV ^f	Rango	Valores Promedio \pm DE ^e	CV ^f	Rango
N-org	20 \pm 2,8	14,1	15,6 -24,1	7,6 \pm 1,5	20,2	6,0-10,1
NH₄⁺-N	16 \pm 2,5	16,0	10,2 -17,3	4,9 \pm 2,1	42,9	2,1-7,6
NO₂-N	0,002 \pm 0,001	18,5	0,00- 0,002	0,029 \pm 0,006	21,3	0,018 - 0,033
NO₃⁻-N	1,42 \pm 0,16	11,6	1,08 -1,57	15,9 \pm 1,7	10,9	12,2 - 17,8
DQO	280 \pm 10	3,7	266 -291	82 \pm 13	15,6	53 - 93
DBO_{5,20}	190 \pm 6	3,3	179 -198	31 \pm 2	6,5	29 - 33
Alcalinidad^b	114 \pm 4	3,7	109 -122	108 \pm 8	7,4	99 -123
pH^c	7,3 \pm 0,1	0,6	7,2 -7,3	7,2 \pm 0,1	1,43	7,0 - 7,3
Turbiedad^d	22 \pm 3	12	20-29	1,5 \pm 0,3	19	1,1 - 2,1
SST	34 \pm 6	17	28-41	13 \pm 4	30,84	9 - 18
OD	-	-	-	-	-	-

a: concentraciones en mg/L excepto donde se indica; b: mg/L CaCO₃; c: unidades de pH; d: unidades nefelométricas de turbiedad (UNT); e: desviación estándar (DE); f: coeficiente de variación (CV)

Tabla 5-2. Valores estadísticos de la evaluación del RCS para $\alpha = 0,5$

Parámetros ^a	Afluente			Efluente		
	Valores Promedio \pm DE ^e	CV ^f	Rango	Valores Promedio \pm DE ^e	CV ^f	Rango
N-org	14,1 \pm 2,0	14,2	11,5 -16,9	13,9 \pm 1,5	10,7	11,2 – 15,0
NH₄⁺-N	11 \pm 3,3	30,6	6,2 – 14,4	7,6 \pm 1,0	14,2	5,8 – 8,8
NO₂-N	0,016 \pm 0,004	27,0	0,012- 0,019	0,043 \pm 0,035	82,2	0,007 - 0,079
NO₃⁻-N	7,7 \pm 1,24	16,2	5,3 – 9,1	0,05 \pm 0,02	39,4	0,03 – 0,10
DQO	145 \pm 20	14,9	125 – 200	67 \pm 15	21,9	29 - 81
DBO_{5,20}	110 \pm 4	3,7	105 -115	30 \pm 4	13,2	26 - 34
Alcalinidad^b	106 \pm 2	2,3	101 -109	114 \pm 3	2,2	109 -117
pH^c	7,6 \pm 0,3	4,5	7,1 -7,9	7,7 \pm 0,4	5,4	7,0 - 8,0
Turbiedad^d	17 \pm 2,1	13	14-21	12 \pm 1,9	16	9,0 - 16
SST	15 \pm 3	18	12-18	12 \pm 3	21	10 - 17
OD	-	-	-	-	-	-

a: concentraciones en mg/L excepto donde se indica; b: mg/L CaCO₃; c: unidades de pH; d: unidades nefelométricas de turbiedad (UNT); e: desviación estándar (DE); f: coeficiente de variación (CV)

Tabla 5-3. Valores estadísticos de la evaluación del RCSB para $\alpha = 0,2$

Parámetros ^a	Afluente			Efluente		
	Valores Promedio \pm DE ^e	CV ^f	Rango	Valores Promedio \pm DE ^e	CV ^f	Rango
N-org	19 \pm 0,5	2,7	18 - 19	3,2 \pm 9,9	27	1,8 - 4,3
NH₄⁺-N	16 \pm 0,5	2,9	15 - 17	4,1 \pm 1,1	28	3,1-6,2
NO₂-N	0,009 \pm 0,001	7,3	0,008 - 0,010	0,110 \pm 0,017	15,7	0,081 - 0,134
NO₃⁻-N	0,92 \pm 0,08	8,7	0,75 -0,98	17,8 \pm 1,7	9,4	15,2 - 20,3
DQO	250 \pm 6	2,4	240 - 260	92 \pm 17	18,4	60 - 120
DBO_{5,20}	200 \pm 9	4,3	190 -210	95 \pm 4	4,2	90 - 100
Alcalinidad^b	212 \pm 4	3,7	116 -128	102 \pm 11	11,2	93 -117
pH^c	7,5 \pm 0,2	2,3	7,3 -7,7	7,1 \pm 0,1	1,0	7,0 - 7,2
Turbiedad^d	22 \pm 1,8	8	20-45	3,0 \pm 1,9	62	1,0 - 5,0
SST	42 \pm 3	6	40-45	11 \pm 1	6,7	10 - 11
OD	5,6 \pm 0,2	2,8	5,5 - 5,8	5,0 \pm 0,5	10,6	4,2 - 5,5

a: concentraciones en mg/L excepto donde se indica; b: mg/L CaCO₃; c: unidades de pH; d: unidades nefelométricas de turbiedad (UNT); e: desviación estándar (DE); f: coeficiente de variación (CV)

Tabla 5-4. Valores estadísticos de la evaluación del RCS para $\alpha = 0,2$

Parámetros ^a	Afluente			Efluente		
	Valores Promedio \pm DE ^e	CV ^f	Rango	Valores Promedio \pm DE ^e	CV ^f	Rango
N-org	6,5 \pm 0,5	8,0	5,8 - 7,3	5,4 \pm 0,43	8,0	4,8 - 6,0
NH₄⁺-N	6,5 \pm 0,6	9,0	5,7 - 7,4	5,5 \pm 0,4	6,6	5,1 - 6,1
NO₂-N	0,120 \pm 0,013	10,5	0,112- 0,152	0,030 \pm 0,110	35,3	0,018 - 0,056
NO₃⁻-N	15,3 \pm 0,54	3,5	14,5 - 16,1	3,6 \pm 0,49	13,8	3,1 - 4 4
DQO	110 \pm 8	7	100 - 120	29 \pm 9	32	10 - 40
DBO_{5,20}	60 \pm 13	22	50 - 80	20 \pm 4	17,8	15 - 30
Alcalinidad^b	94 \pm 2	2,5	91 -97	82 \pm 3	4,0	81 -89
pH^c	7,0 \pm 0,1	2,0	6,9 - 7,2	6,8 \pm 0,2	2,3	6,6 - 6,9
Turbiedad^d	4,6 \pm 2,2	47,6	3,0 - 7,0	3,8 \pm 2,2	57	1,0 - 6,0
SST	19 \pm 2	11,5	16 - 22	14 \pm 2	16,8	11 - 18
OD	4,6 \pm 0,7	14,5	3,7 - 5,1	0,9 \pm 0,3	37,7	0,4 - 1,3

a: concentraciones en mg/L excepto donde se indica; b: mg/L CaCO₃; c: unidades de pH; d: unidades nefelométricas de turbiedad (UNT); e: desviación estándar (DE); f: coeficiente de variación (CV)

Tabla 5-5. Valores estadísticos de la evaluación del RCSB para $\alpha = 0$

Parámetros ^a	Afluyente			Efluente		
	Valores Promedio \pm DE ^e	CV ^f	Rango	Valores Promedio \pm DE ^e	CV ^f	Rango
N-org	19 \pm 1,0	5,5	18 – 21	4,8 \pm 0,46	9,6	4,3 – 5,8
NH₄⁺-N	18 \pm 0,7	3,7	16 – 18	4,9 \pm 0,67	13,7	3,8 - 6,1
NO₂-N	0,008 \pm 0,001	13,3	0,007 - 0,010	0,289 \pm 0,069	23,9	0,200 - 0,420
NO₃⁻-N	0,87 \pm 0,07	8,1	0,7 – 1,0	16,6 \pm 1,5	9,2	14,3 - 18,8
DQO	230 \pm 14	5,9	210 - 250	140 \pm 15,2	10,7	120 - 160
DBO_{5,20}	210 \pm 6	3,0	200 -220	90 \pm 4	4,7	85 - 95
Alcalinidad^b	118 \pm 4	3,7	110 -124	102 \pm 13	12,6	82 -121
pH^c	7,6 \pm 0,2	3,2	7,2 -7,9	7,1 \pm 0,1	1,6	6,8 - 7,2
Turbiedad^d	24 \pm 3,4	14	20-30	2,0 \pm 1,2	58	1,0 – 2,5
SST	40 \pm 2	5	37 – 42	18 \pm 1	7,3	17 - 20
OD	5,8 \pm 0,4	6,6	5,3 – 6,3	5,8 \pm 0,4	7,7	5,1 – 6,7

a: concentraciones en mg/L excepto donde se indica; b: mg/L CaCO₃; c: unidades de pH; d: unidades nefelométricas de turbiedad (UNT); e: desviación estándar (DE); f: coeficiente de variación (CV)

Tabla 5-6. Valores estadísticos de la evaluación del RCS para $\alpha = 0$

Parámetros ^a	Afluyente			Efluente		
	Valores Promedio \pm DE ^e	CV ^f	Rango	Valores Promedio \pm DE ^e	CV ^f	Rango
N-org	4,3 \pm 0,4	10,1	4,0 – 5,4	3,7 \pm 0,62	16,7	2,9 – 4,7
NH₄⁺-N	3,7 \pm 0,49	13,2	3,3 - 4,8	3,3 \pm 0,5	14,1	2,8 – 4,1
NO₂-N	0,180 \pm 0,030	17,2	0,114 – 0,224	0,026 \pm 0,008	29,4	0,012 - 0,035
NO₃⁻-N	16 \pm 1,74	10,9	13,2 – 18,2	3,9 \pm 0,37	9,3	3,1 – 4 4
DQO	120 \pm 6	5	110 – 130	40 \pm 20	51	20 - 80
DBO_{5,20}	80 \pm 4	5	75 - 85	15 \pm 3	16	15 - 20
Alcalinidad^b	98 \pm 7	7,1	87 – 105	99 \pm 7	7,1	89 - 105
pH^c	6,9 \pm 0,1	1,6	6,8 – 7,1	7,0 \pm 0,2	2,8	6,7 – 7,4
Turbiedad^d	6,0 \pm 4,3	71	2,5 – 15	5,9 \pm 1,8	31	3,0 – 8,0
SST	20 \pm 2	7,6	17 – 22	16 \pm 2	10,3	13 - 18
OD	5,2 \pm 0,5	9,4	4,3 – 5,9	1,5 \pm 0,5	35,7	0,8 – 2,2

a: concentraciones en mg/L excepto donde se indica; b: mg/L CaCO₃; c: unidades de pH; d: unidades nefelométricas de turbiedad (UNT); e: desviación estándar (DE); f: coeficiente de variación (CV)

Nitrificación

Los valores promedio de las tablas 5-1, 5-3 y 5-5 permiten observar que el objetivo del RCSB, consistente en la formación de nitrato, es alcanzado. En efecto los valores de este parámetro están por encima de 90% en los tres casos estudiados.

La tabla 5-7 presenta el detalle de los porcentajes de formación de nitrato. En ella puede observarse que la nitrificación conseguida en el RCSB alcanzó porcentajes de 91, 95 y 95 %, para las tres situaciones planteadas, mejores o comparables a los citados en la literatura para reactores por carga secuencial de lecho adherido. Yilmaz y Ortüçk (2003) reportaron valores de nitrificación entre 35 y 99%, dependiendo de la carga orgánica.

Tabla 5-7. Porcentajes de nitrificación y remoción de amonio y NTK en el RCSB

α	NO ₃ -N producido (mg/L)	Formación de Nitrato ^a (%)	NH ₄ -N a partir de N-org ^b (mg/L)	NH ₄ -N total inicial ^c (mg/L)	Remoción de Amonio ^d (%)	Remoción de NTK (%)
0,5	14,5	91	12,00	27,6	82	64
0,2	16,91	95	15,38	27,6	87	79
0	15,74	95	14,07	26,7	85	74

a: el porcentaje de formación es relativo a la concentración inicial y final de nitrato; b: proviene del N-org transformado en amonio; c: es la suma del N-org transformado en amonio + NH₄-N original; d: el porcentaje de remoción es relativo al amonio total inicial y final

Otra forma de visualizar y cuantificar la capacidad de nitrificación del RCSB es observar la remoción de amonio y NTK. En cuanto a la remoción de NTK, aunque los valores son más bajos (64 -79 %), son aceptables. Di Iaconi, Bonemazzi, López y Ramadori (2004) encontraron valores entre 50,5 y 93%, según la carga orgánica. Por otra parte, la remoción de NH₄-N presenta valores entre 82 y 87 % para los casos experimentados; estos valores caen en el rango citado por Di Iaconi et al. (2004) para este parámetro.

Los valores de NTK removido son mayores que los del nitrato producido, indicativo que una parte del NTK transformado puede suponerse o bien que fue asimilado por la

biomasa o que sufrió desnitrificación y pasó a gas nitrógeno. Esta última suposición está avalada por investigadores citados por Grady et al. (1999) y Metcalf & Eddy (2003) y por Di Iaconi et al. (2004) que expresan que en los lechos con crecimiento adherido la nitrificación y desnitrificación pueden ocurrir de manera simultánea, al desarrollarse en las zonas más profundas de la biopelícula condiciones anóxicas.

Haciendo un balance de masas entre el NTK removido y el nitrato formado son obtenidas las cantidades de NTK que podrían considerarse asimilado o desnitrificado. Los valores obtenidos alcanzan a 8,3; 10,7 y 11,0 mg/L de nitrógeno asimilado o transformado en N₂, para las fracciones volumétricas 0,5; 0,2 y 0 respectivamente.

La tabla 5-8 presenta las tasas de formación de nitrato y remoción de amonio en forma absoluta y por área superficial. Las tasas fueron calculadas utilizando, para cada α ensayado, los valores (de un conjunto de 3 series) de los perfiles de concentración de nitrato y de amonio durante el período de reacción de 4,5 horas. Los valores de las concentraciones de nitrato y amonio determinadas en los tres barridos realizados para cada fracción volumétrica están detallados en el apéndice K. La tasa de formación de nitrato puede calcularse en forma directa en unidades de mg NO₃-N/L.h y conociendo que el área superficial del relleno es igual a 1,62 m² puede obtenerse la tasa superficial de formación de nitrato en mg NO₃-N/m².h. En forma análoga fueron calculadas las tasas de remoción de amonio.

Tabla 5-8. Tasas de nitrificación y remoción de amonio en el RCSB

α	Tasa de formación de nitrato(mg NO ₃ -N/L.h)	Tasa superficial de formación de nitrato (mg NO ₃ -N/m ² .h)	Tasa de remoción de amonio (mg NH ₄ -N/L.h)	Tasa superficial de remoción de amonio (mg NH ₄ -N/m ² .h)
0,5	3,12	11,6	2,87	10,63
0,2	3,51	13,0	5,16	19,11
0	3,56	13,2	3,38	12,52

Obaja et al. (2005) operando con un RCS consiguieron valores de la tasa absoluta de formación de nitrato, en el orden de 149 mg NO₃-N/ L.h, utilizando residuales

digeridos de granjas porcinas (3.085 DQO y 1.600 mg/L NH₄-N). Yilmaz y Oztürk (2003), también operando un RCS, alcanzaron tasas de remoción de amonio de 46,5 mg NH₄-N/L.h, usando como sustrato lixiviado pretratado de relleno sanitario (1.140 DQO y 685 mg/L NH₄-N); valores todos superiores a los alcanzados en este trabajo. Jones et al. (1990) trabajando con un residual sintético, basado en melaza (388 DQO y 46 mg/L NTK) consiguieron valores de la tasa superficial de remoción de amonio de 6,6 mg N/m².h inferiores a los obtenidos en todas las fracciones alfa utilizadas en este trabajo; ellos citaron investigadores operando con biodiscos rotatorios múltiples en forma continua que alcanzaron una tasa de 16 mg NO₃-N/ m².h, que podría decirse está en el mismo orden a las obtenidas en este trabajo.

En resumen, cuando las condiciones de entrada son semejantes, los valores alcanzados para las diversas formas de cuantificar la velocidad de la nitrificación también lo son. En cuanto a la relación entre los valores alcanzados para cada una de las situaciones experimentadas puede observarse que las tasas de formación de nitrato tienen una relación inversa con éstas; en el caso de la remoción de amonio es posible observar un máximo con el valor de $\alpha = 0,2$, para ambas tasas.

Los perfiles mostrados en las figuras 5-6 a la 5-8 fueron construidos con los valores promedio de los tres barridos realizados a los cinco parámetros citados y los cuales permiten analizar el comportamiento de las diferentes formas de nitrógeno durante la fase de reacción de 4,5 horas en el RCSB y el RCS para los tres valores de α .

Todos los casos presentan remoción superior al 50% de nitrógeno orgánico y amoniacal en las tres primeras horas en el reactor de biopelícula. Asimismo el incremento del nitrato sobrepasa el 80% en las tres horas iniciales hasta alcanzar porcentajes de formación superiores al 90 % a las 4,5 horas de reacción, independientemente de la fracción. Los nitritos muestran una típica curva de crecimiento y posterior disminución, por su carácter de forma de nitrógeno intermedia, presentando un máximo a las 2 horas de reacción para las tres situaciones planteadas. En los perfiles del subciclo de desnitrificación pueden observarse

remociones de nitrato entre 55 y 88% a las tres horas de reacción y a las 4,5 horas los porcentajes alcanzados fueron superiores al 90 %.

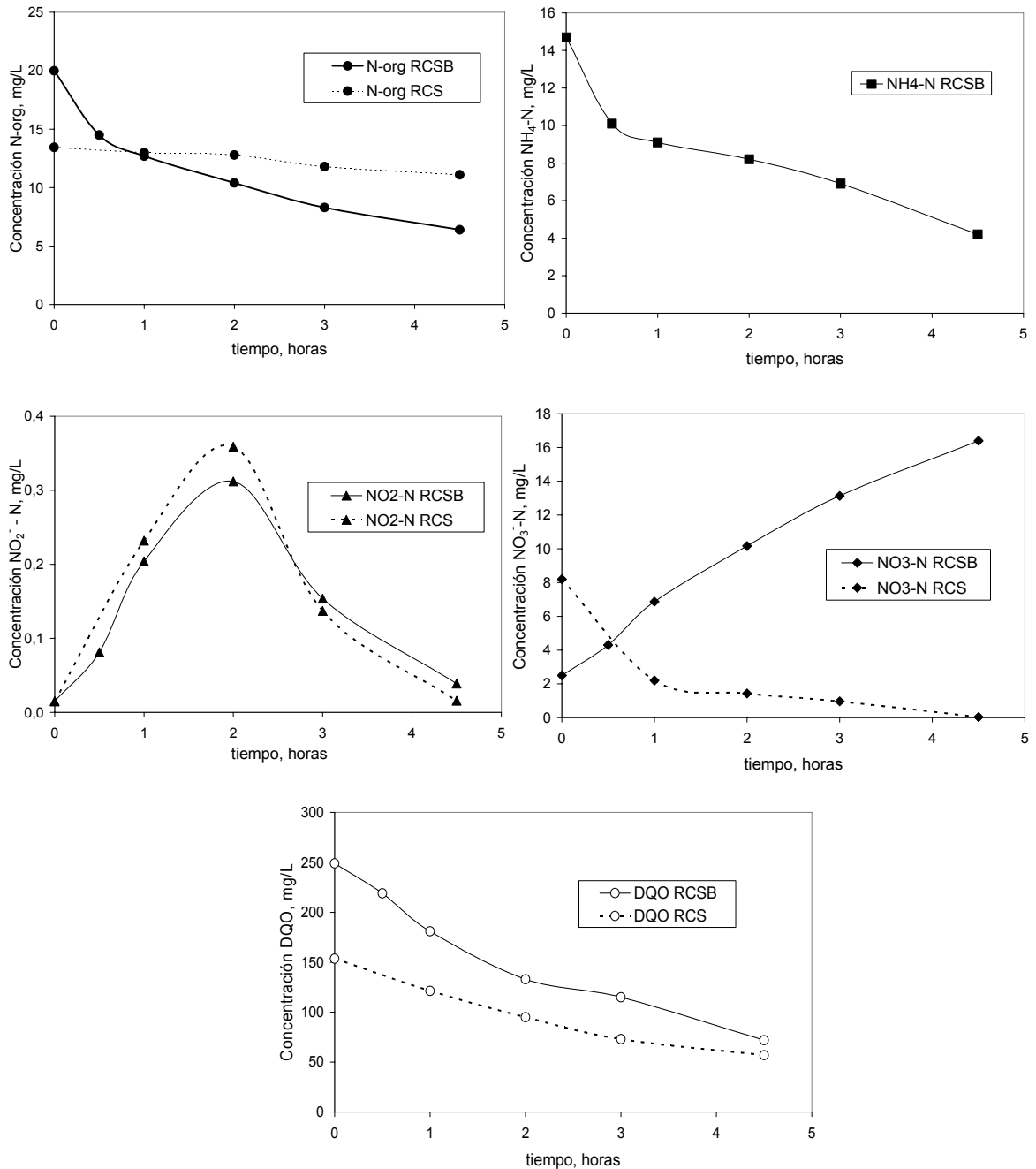


Figura 5-6. Valores promedio de los perfiles de concentración de las distintas formas de nitrógeno y DQO, en el RCSB y RCS, para $\alpha = 0,5$

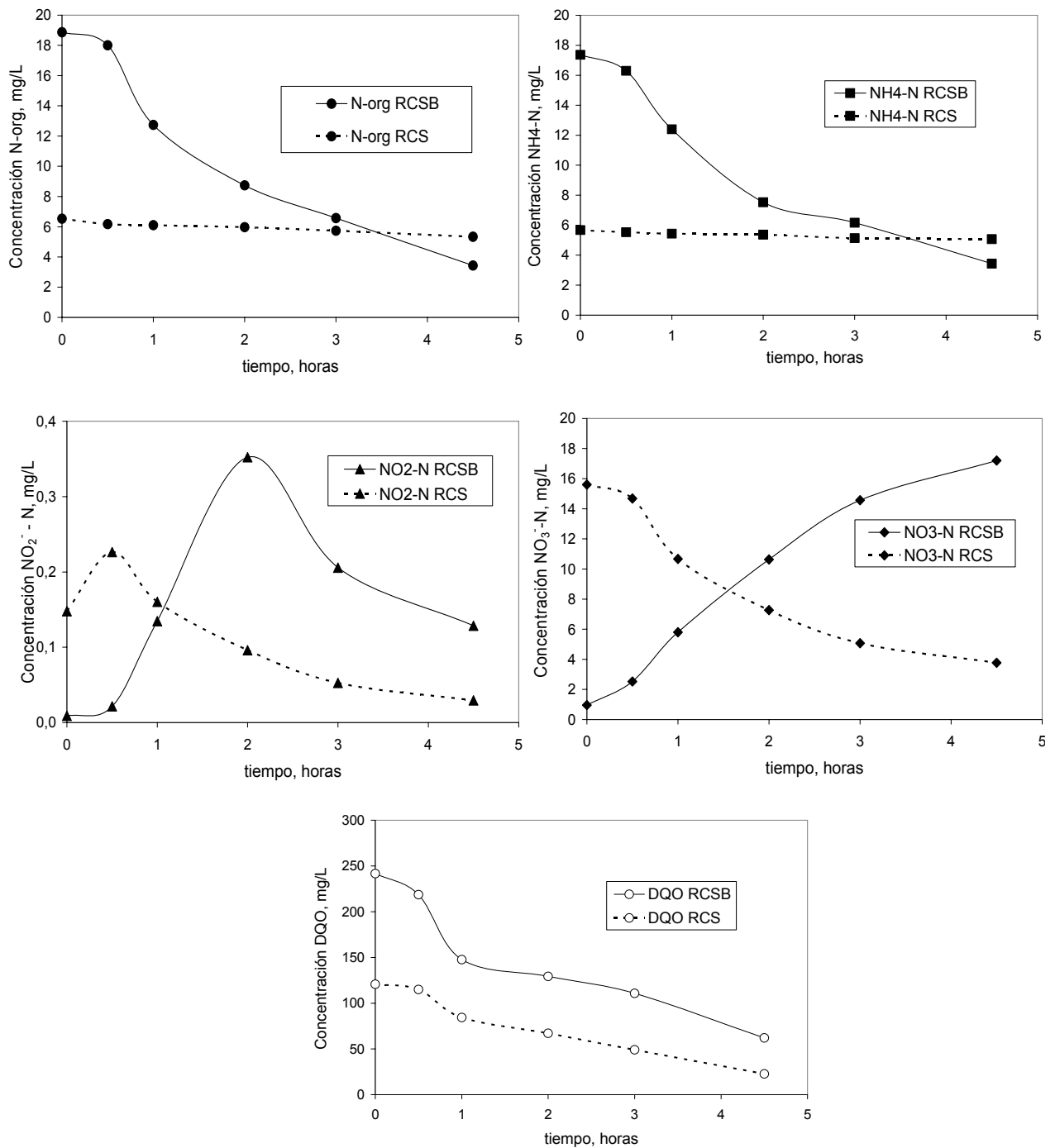


Figura 5-7. Valores promedio de los perfiles de concentración de las distintas formas de nitrógeno y DQO, en el RCSB y RCS, para $\alpha = 0,2$

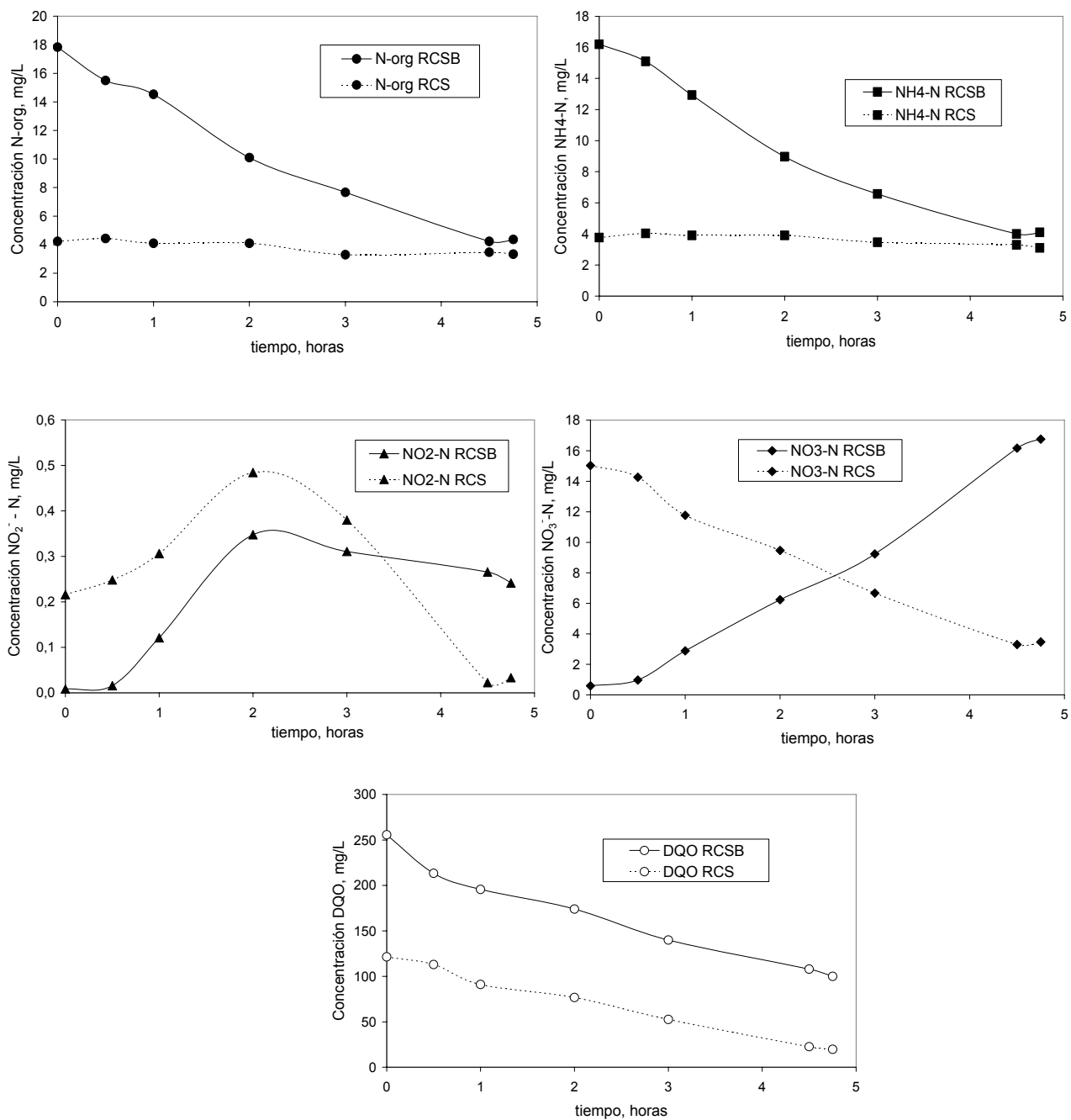


Figura 5-8. Valores promedio de los perfiles de concentración de las distintas formas de nitrógeno y DQO, en el RCSB y RCS, para $\alpha = 0$

Remoción de carbono

En el RCSB, la materia carbonosa es removida al mismo tiempo que es llevado a cabo el proceso biológico de nitrificación. El ambiente aeróbico del lecho biopercolador y la presencia de bacterias heterótrofas favorecen la degradación biológica de la materia orgánica, aunque existe una competencia con las bacterias autótrofas (también aeróbicas) encargadas de la nitrificación, pero de crecimiento mucho más lento. Los datos de DQO presentados en las tablas 5-1 a 5-6 permiten calcular las remociones promedio de materia orgánica alcanzadas durante el subciclo de nitrificación en el reactor de lecho adherido y también durante el subciclo de desnitrificación en el RCS. La tabla 5-9 presenta los porcentajes de remoción de la DQO en el RCSB, así como en el sistema combinado (remoción global del sistema) y también incorpora las tasas promedio de remoción, obtenidas éstas últimas de los datos de tres barridos (variación de la concentración de la DQO con el tiempo) realizados durante el período de reacción, para cada una de las fracciones volumétricas utilizadas.

Tabla 5-9. Porcentajes y tasas de remoción de la materia orgánica (base DQO)

α	Porcentaje de remoción de la DQO %			Tasa de remoción de la DQO (rc) mg/l.h (mg/l.min)	
	RCSB	RCS	Sistema Combinado	RCSB	RCS
0,5	70	53	76	58,4 (0,97)	26,8 (0,45)
0,2	64	73	88	57,2 (0,95)	23,2 (0,39)
0	38	67	83	26,8 (0,45)	21,6 (0,36)

El porcentaje de remoción de la materia orgánica, en base DQO, durante el subciclo de nitrificación, indica una baja remoción, muy marcada además para el caso de α_1 . Estos valores están por debajo de la bibliografía consultada, tanto para concentraciones medias como altas. Pueden citarse a Di Iaconi et al. (2004), quienes trabajaron con residuales de tenería, que están en la categoría de concentraciones altas y usando reactores de lecho adherido y operación intermitente y alcanzaron

remociones por encima del 80%, y a Barajas (2002) quién usó agua residual doméstica de concentración media como sustrato de un RCS y alcanzó una remoción promedio de 82%. No obstante, en este trabajo, la eliminación de la DQO mejora, como puede deducirse de los valores expuestos en la tabla 5-9, cuando es analizada la remoción global alcanzada por el sistema combinado, que presenta valores de 76, 88 y 83 %, comparables con los valores de los autores ya citados y de otros como Chen, Ni y Chen (2003). Además las concentraciones obtenidas en el efluente del sistema están por debajo de las regulaciones del país en cualquiera de los casos.

Observando la tabla 5-9 que muestra las remociones de la materia orgánica para el sistema combinado, consiguiéndose un valor aceptable para $\alpha = 0,5$ y buenos para las otras dos fracciones volumétricas usadas y comparables a los valores encontrados en la literatura revisada.

Las figuras 5-6, 5-7 y 5-8 anteriormente presentadas muestran los perfiles promedio de la DQO durante la fase de reacción de 4,5 horas en el RCSB y en el RCS y para los tres valores de α . En las 3 primeras horas de la reacción en el reactor de biopelícula, la DQO presenta una disminución superior al 45%. En el caso del RCS al cabo de las tres primeras horas también las remociones de la DQO afluente sobrepasan el 50% en todos los casos.

Desnitrificación

Las tablas 5-2, 5-4 y 5-6 permiten observar el comportamiento de la desnitrificación en el RCS. El parámetro nitrato alcanzó valores extremadamente bajos, como 0,06 mg-N/L, al usar la fracción volumétrica 0,5 y para las otras dos fracciones (0,2 y 0) se llegó a 5,35 y 3,69 mg-N/L respectivamente. Cualquiera de estos valores está muy por debajo de la normativa nacional para cuerpos de agua, lo que permitiría decir que el desempeño del RCS en lo referente a desnitrificar es excelente. La tabla 5-9 presenta el nitrato removido absoluto y en forma porcentual, con valores tan altos como 99,2 % para el primer caso ensayado ($\alpha = 0,5$) y por encima de 75 % para los otros dos casos, mostrándose una relación directa con el valor de α , y observándose en este caso que la acción de suministrar donantes de electrones a las bacterias

desnitrificantes –a través del añadido de agua residual sintética cruda- es exitosa. Obajá et al. (2005) reportaron remociones de nitrato por encima de 99% usando como fuente de carbono tanto estiércol de cerdo digerido como ácido acético.

Por otra parte, al evaluar el desempeño del RCS en la remoción de nitrógeno total, las remociones alcanzadas son 57, 56 y 59 %, como puede observarse en la tabla 5-10, valores relativamente bajos si los comparamos con los reportados en la literatura y además muy próximos entre si, no observándose que la fracción volumétrica de agua residual cruda añadida al RCS tenga influencia sobre la remoción alcanzada.

Esta aparente contradicción con la conversión exitosa de nitrato a gas llevada a cabo por las bacterias desnitrificantes, en comparación con la remoción de nitrógeno total, puede explicarse porque el afluente del RCS tiene nitrógeno orgánico y amoniacal remanente del RCSB, y en los casos de $\alpha = 0,5$ y $0,2$ adicionalmente contamos con un aporte importante de dichas formas de nitrógeno por la presencia del agua residual sintética cruda. Esto puede observarse en las tablas 5-2, 5-4 y 5-6, que permiten calcular los valores de NTK afluente (24,9; 13 y 8,1 mg/L, respectivamente). Estas formas de nitrógeno difícilmente son removidas –con excepción de algo de nitrógeno amoniacal incorporado a la biomasa- al existir condiciones ambientales anóxicas, durante la etapa de reacción, ambiente apropiado cuando el principal objetivo es alcanzar la desnitrificación, como lo demuestran los valores anteriormente señalados, pero no así para oxidar al NTK. Esto conduce a conseguir remociones muy bajas del NTK, que son presentadas en la tabla 5-10.

Tabla 5-10. Porcentajes de desnitrificación y remoción de NTK y Nt en el RCS

α	NO ₃ -N removido mg/L	Porcentaje de Desnitrificación %	NTK Removido mg/L	Porcentaje de remoción de NTK %	Porcentaje de remoción de N _t %	N _t en efluente del RCS mg/L
0,5	7,63	99,2	3,46	14	57	21,6
0,2	11,7	76,6	2,14	16	56	14,5
0	12,5	75,5	1,09	13	59	10,9

Como consecuencia el nitrógeno total presente en el efluente del sistema combinado sobrepasa la regulación nacional de 10 mg-N/L para cuerpos de agua lénticos. Es interesante notar que el caso más favorable para la desnitrificación, con 99% de conversión ($\alpha = 0,5$), sin embargo, es el que produce la concentración más alta de nitrógeno total: 21,6 mg/L, por ser el que recibe la fracción más alta de agua residual cruda y el caso cuya eficiencia de desnitrificación es la más baja (75,5%), pero que no recibe ningún aporte de líquido residual crudo es el que consigue la concentración de nitrógeno total más baja y muy cercana a la regulación. De aquí que es necesario buscar el valor más aceptable de α para nitrificar y desnitrificar.

La tabla 5-11 presenta los valores de las tasas de desnitrificación tanto en forma absoluta como específica. En este último caso la tasa absoluta está relacionada con el contenido de SSLM expresándose en mg NO₃-N/kg SSLM.h. Los valores encontrados muestran, para ambos tipos de tasa, que existe una relación directa entre las fracciones volumétricas utilizadas y las velocidades de desnitrificación.

Tabla 5-11. Tasas de desnitrificación

α	Tasa de desnitrificación mg NO ₃ -N/ L.h	Tasa específica de desnitrificación g NO ₃ -N / kg SSLM. h
0,5	6,0	1,99
0,2	4,41	1,63
0	2,92	1,03

Las tasas absolutas conseguidas están por debajo de las obtenidas por Ganesh et al. (2005) quienes trataron residuales de tenería en un RCS y también son inferiores a las conseguidas por Jun et al. (2004) trabajando con residuales de establecimientos de crianza de cerdos. Estos grupos de investigadores obtuvieron 11,7 y 57 mg /L .h, respectivamente, pero debe acotarse que los sustratos usados tienen una carga orgánica muy alta, al contrario del sustrato de concentración débil utilizado en este trabajo.

Las tasas específicas de desnitrificación obtenidas son comparables a las reportadas por varios autores que trabajaron con RCS, a escala de laboratorio y variados sustratos y fuentes de carbón externas. Silverstein y Schroeder (1983) reportaron tasas de desnitrificación endogénica de 0,58 g N/kgSSLM.h utilizando concentraciones de 500 mg DBO₅/L. Abufayed y Schroeder en 1985 reportaron valores de dichas tasas entre 1,25 y 10,0 g NO₃-N / kg SSLM.h utilizando lodo primario como fuente de carbono. Jones et al. (1990) trabajando con agua residual doméstica encontraron un valor de tasa de desnitrificación de 2,5 g N/kg SSLM .h y Ganesh et al. (2006) trabajando con residuales de tenería reportaron un valor de 6,24 g N/kg SSLM .h. Es posible decir que las velocidades de desnitrificación obtenidas en este trabajo, independientemente del alfa utilizado, están en el mismo orden de magnitud que las alcanzadas en múltiples investigaciones encontradas en la revisión de la literatura. Por otra parte, Bilanovic et al. (1999), trabajando con condiciones anóxicas alternantes y altas concentraciones de nitrato, y como fuente de carbono, metanol, acetato y efluente de digester anaeróbico encontraron como tasa máxima de remoción de nitrato un valor mucho más alto de 20,3 gNO₃-N/kg SSV.h.

El análisis de los perfiles, durante la reacción en el RCS (figuras 5-6, 5-7 y 5-8) muestran que con $\alpha = 0,5$, en 1 hora, los niveles de nitrato han descendido a 2,2 mg/L; al alcanzar las 4,5 horas, la desnitrificación ha alcanzado eficiencias por encima de 99%. para el caso de $\alpha = 0,5$ y superior al 75 % para los casos restantes.

No obstante puede observarse que el NTK (para $\alpha = 0,5$ y 0,2 aportado por el agua residual usada como fuente de carbono), apenas sufre una ligera disminución ya que el ambiente anóxico que impera no es el apropiado para nitrificar.

Aunque el ciclo de trabajo contempla un período de pulido aeróbico de 15 minutos, para expulsar gases atrapados entre los flóculos formados por la biomasa, no es suficiente para provocar oxidación del NTK. Puede, entonces, observarse que a pesar de la desnitrificación alcanzada la cantidad de Nt obtenida está por encima o muy cerca del límite de la regulación nacional para cuerpos de agua lénticos.

Vinculando el desempeño del RCSB y el RCS puede resumirse que la remoción de

NTK en el primero muestra que el 37% sufrió desnitrificación y el 63% nitrificación. La desnitrificación llevada a cabo en el RCS fue superior al 75% y el sistema combinado permitió remover el 46% de N en el RCSB y el 54% en el RCS.

Relación C/N en la nitrificación

Uno de los parámetros más importantes en el proceso de nitrificación es la relación entre el carbono orgánico y el nitrógeno, debido a que el contenido de estos macronutrientes en el agua residual determina la competencia en el crecimiento establecida entre las poblaciones de microorganismos autótrofos y heterótrofos. Esta competencia entre tipos de bacterias ha sido claramente observada en los sistemas de crecimiento adherido. En este caso, la relación DQO/NTK del afluente provoca la competencia en el crecimiento de diferentes poblaciones microbianas y, consecuentemente define la composición de la biopelícula (Carrera, 2001).

Valores elevados del cociente C/N significan que la materia orgánica está en exceso con respecto a las formas reducidas de nitrógeno y están favorecidas las bacterias heterótrofas en detrimento de las autótrofas encargadas de la nitrificación. Utilizando como medida de carbono orgánico a la DBO₅, Barajas (2002) cita que incrementando la relación DBO₅/NTK desde 0,5 a 8 la fracción de las bacterias nitrificantes disminuye, frente a las heterótrofas e indica que cuando el cociente es mayor de 5, el proceso puede considerarse una combinación de procesos de oxidación de carbono y nitrificación y cuando el cociente es inferior de 0,5, el proceso puede considerarse como dedicado exclusivamente a la eliminación de nitrógeno.

En este trabajo la relación DBO₅/NTK, en el afluente del RCSB, alcanza los valores promedio de 5,4; 5,8 y 5,8, para los casos estudiados; los tres valores son prácticamente iguales y de acuerdo a lo expresado anteriormente, tanto la remoción de carbono como de NTK están igualmente favorecidos y esto concuerda con los resultados encontrados para el RCSB. La tabla 5-12, que permite analizar con más detalle las relaciones C/N para los afluentes de los dos reactores del sistema combinado utilizado en este trabajo, muestra que las relaciones DQO/NTK en el afluente del RCSB alcanzan los valores promedio de 7,8; 7,1 y 6,3 para los tres casos

estudiados indicando una ligera disminución de los valores al disminuir el valor de la fracción volumétrica, pero podría decirse que están en el mismo orden, como es de esperar por tratarse del afluente del sistema que es aproximadamente constante.

Tabla 5-12. Relación C/N en sistema combinado

α	Afluente del RCSB					Afluente del RCS				
	NTK	DQO	DBO ₅	DQO/NTK	DBO ₅ /NTK	NO _x	DQO	DBO ₅	DQO/NO _x	DBO ₅ /NO _x
0,5	35,2	276	189	7,8	5,4	7,7	144	111	18,7	14,4
0,2	35,0	250	203	7,1	5,8	15,4	108	60	7	3,9
0	36,3	229	210	6,3	5,8	16,1	117	81	7,3	5

Relación C/N en la desnitrificación

Teóricamente, según Grady et al. (1999) la relación estequiométrica C/N, expresada como la razón mg DQO/mg NO₃-N, alcanza el valor de 2,86. Valores mucho más altos indican que la DQO está en exceso y por consiguiente los aceptores de electrones son insuficientes y resultará en un efluente con DQO alta y nitratos bajos y controlará la velocidad. Inversamente, si la DQO es menor que la necesaria para remover el nitrato, entonces, la concentración efluente de éste será alta porque los donantes de electrones son insuficientes para proveer los electrones necesarios y la concentración de la DQO será baja y controlará la velocidad. La única forma para que ambos parámetros sean bajos es que las concentraciones del afluente produzcan una relación C/N apropiada.

Algunos autores (Grady et al., 1999) han encontrado que una razón mayor a 7 permite una remoción de nitrato excelente. Carrera (2001) trabajó con un agua residual industrial con etanol como materia orgánica mayoritaria, en un proceso continuo para eliminación biológica de nutrientes, y concluyó que la relación DQO/N necesaria para desnitrificar con etanol todo el nitrógeno del afluente es 6,9 g DQO/g N

En este trabajo, como pudo observarse en la tabla 5-12, se cumple la condición de una razón C/N mayor a 7 para las tres alfa utilizadas: expresada como DQO/NO_x, son

iguales a 18,7; 6,99 y 7,24, respectivamente. Era de esperar que los valores fueran decrecientes en la medida que disminuye alfa, lo cual ocurre al cambiar de alfa = 0,5 a alfa = 0,2, pero al utilizar alfa = 0 no sigue esa tendencia y puede observarse un incremento extremadamente ligero para alfa = 0; casi podría decirse que son del mismo orden.

En la figura 5-9 puede observarse esta relación. Tal como fue analizado anteriormente los porcentajes de remoción de nitrato son muy buenos y siguen la misma tendencia de esta relación, no estando acorde con la fracción volumétrica de agua residual sintética introducida y que debería influir directamente en la razón C/N. No obstante, tal como fue discutido anteriormente en la sección relativa a desnitrificación, a mayor valor de α , la tasa de desnitrificación conseguida (6,0; 4,4 y 2,9 mg $\text{NO}_3\text{-N/L.h}$) es mayor. La remoción de la DQO para el caso de alfa = 0,5 es solo 53%, un porcentaje no muy alentador, quizás por existir exceso de materia carbonosa expresado por la alta relación C/N. La remoción mejora para los casos de las dos alfas restantes (73 y 67 %), y en estos casos la relación C/N está alrededor de 7.

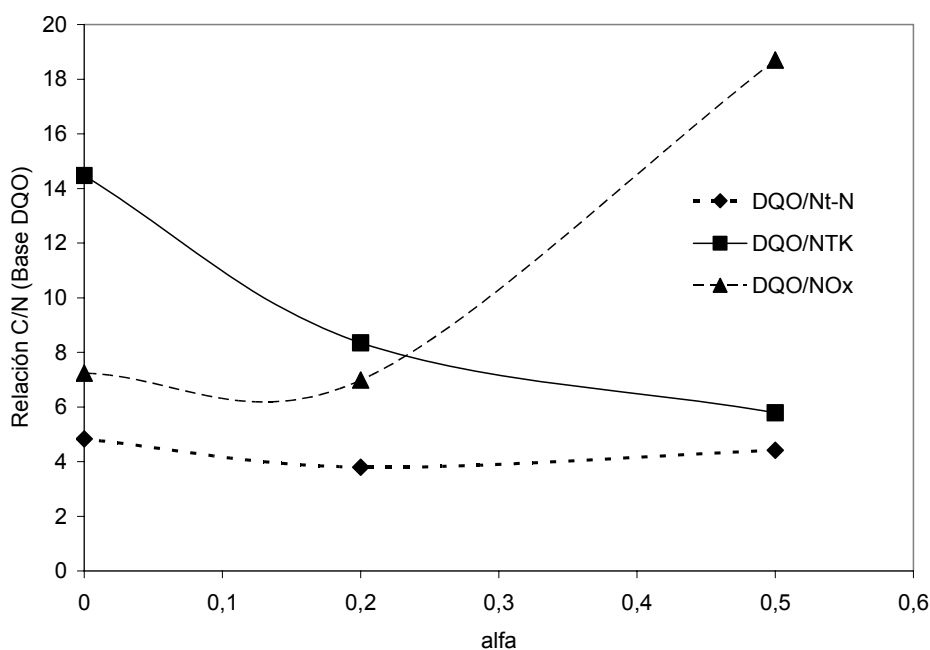


Figura 5 - 9. Relación entre alfa (α) y la razón C/N en el afluente del RCS

Comportamiento del pH y la alcalinidad

El pH es un parámetro importante de la calidad del agua residual por cuanto los microorganismos encargados de los biotratamientos, como cualquier ser vivo, tienen rangos óptimos en los cuales pueden ejecutar sus funciones vitales con mayor eficiencia. En esta experiencia los valores de pH estuvieron en rangos muy cercanos a la neutralidad tanto en la etapa de nitrificación como en la etapa de desnitrificación.

En las tablas 5-1 a la 5-6 pueden observarse los detalles del comportamiento de este parámetro de gran importancia para la remoción de nitrógeno. La sensibilidad de los organismos nitrificantes a valores de pH por debajo de los rangos fisiológicos normales es conocida (Metcalf & Eddy, 2003). Tasas razonables de nitrificación son alcanzadas en rangos de pH entre 7,0 y 8,0. Las bacterias desnitrificantes son menos sensibles a las variaciones de pH y un rango entre 7,0 y 9,0 es aceptado como apropiado. Dawson y Murphy (1973) reportaron como valor óptimo de pH para la desnitrificación 6,5-7,5 usando bajas concentraciones de nitrógeno total. Cervantes-Carrillo et al. (2000) afirman que durante la desnitrificación un pH ligeramente alcalino favorece la reducción del ión nitrato.

En esta fase los valores de pH a la entrada del sistema alimentado con agua residual sintética, contentiva de un amortiguador, estuvieron entre 7,2 y 7,9. Posteriormente a la etapa de nitrificación el efluente del RCSB presentó valores entre 6,8 y 7,3. La ligera disminución observada está relacionada con la producción de hidrogeniones típica de la amonificación y la misma estará contrarrestada por el consumo típico de H^+ que sucede en la siguiente etapa de desnitrificación.

Durante la etapa de desnitrificación realizada en el RCS, y donde el efluente del RCSB pasa a alimentarlo, debe recordarse que existe un aporte de agua residual cruda en los casos en que la operación es realizada con las fracciones volumétricas 0,5 y 0,2; en tales casos los rangos de pH a la entrada del RCS estuvieron entre: 7,1-7,8 y 6,9-7,2, apropiados para las reacciones de desnitrificación, en tanto que en el efluente los rangos fueron: 7,0-8,0 y 6,6-6,9 observándose una disminución ligera para el caso

con $\alpha = 0,2$, a pesar de que la desnitrificación aporta hidróxilos, lo que tendería a subir el pH.

Para el caso con la fracción volumétrica igual a 0, el rango de pH resultó de 6,8-7,1 unidades a la entrada del RCS y a la salida 6,7-7,4. En cualquiera de los casos la variación del pH fue muy ligera y fueron alcanzados porcentajes de desnitrificación por encima de 75%. Autores como Gee y Kim (2004) consiguieron una buena desnitrificación del sobrenadante de un digester de lodos trabajando con valores de pH entre 7,5 y 9,5, sin que el valor alto de pH ejerciera algún efecto negativo sobre la misma.

La alcalinidad es un parámetro importante de la calidad del agua y está íntimamente relacionada con los procesos de nitrificación y desnitrificación. Como puede recordarse del capítulo 2, el consumo teórico de alcalinidad durante el proceso de nitrificación es de 7,14 mg de alcalinidad (como CaCO_3) por cada mg de nitrógeno amoniacal (como N) oxidado. Posteriormente, al efectuarse el proceso de desnitrificación, parte de la alcalinidad consumida por la nitrificación es recuperada alcanzando hasta un valor de 3,5 mg CaCO_3 / mg $\text{NO}_3\text{-N}$.

Las tablas 5-1 hasta la 5-6 permiten observar los resultados obtenidos para este parámetro durante las fases de nitrificación en el RCSB y de desnitrificación en el RCS y para cada uno de los tres casos estudiados variando la fracción volumétrica α . Cabe recordar que hubo un aporte de agua residual cruda al RCS en los casos donde la operación fue realizada con las fracciones volumétricas 0,5 y 0,2.

En la etapa de nitrificación la alcalinidad varió a la entrada del RCSB en un rango de 109-122 mg/L CaCO_3 para $\alpha = 0,5$, de 116-128 mg/L CaCO_3 para $\alpha = 0,2$ y de 110-124 mg/L CaCO_3 ($\sigma = 4,38$) para $\alpha = 0$; para todos los casos ensayados la desviación estándar estuvo en el orden de 4. A la salida del RCSB la alcalinidad varió en los rangos 99-123 mg/L CaCO_3 , 93-117 mg/L CaCO_3 y 82-121 mg/L CaCO_3 respectivamente, observándose la mayor variabilidad para la fracción $\alpha = 0$; como era de esperar hubo una disminución de la alcalinidad y en promedio alcanzó a 5,9, 19,0 y 11,2 mg/L CaCO_3 para cada caso.

Por otra parte durante la desnitrificación los rangos de la alcalinidad a la entrada del RCS resultaron de 101-109 mg/L CaCO₃ para $\alpha = 0,5$, de 91-97 mg/L CaCO₃ para $\alpha = 0,2$ y de 87-105 mg/L CaCO₃ para $\alpha = 0$, observándose la mayor variabilidad en el tercer caso con una desviación estándar de 6,96. A la salida del RCS los rangos de la alcalinidad estuvieron en 109-117 mg/L CaCO₃, en 81-89 mg/L CaCO₃ y en 89-105 mg/L CaCO₃ para cada caso ensayado, presentando la mayor varianza el caso con $\alpha = 0$ ($\sigma = 7,01$). El valor promedio de la alcalinidad aumentó en 8,18 mg/l CaCO₃ para $\alpha = 0,5$, en tanto que disminuyó en 11,2 mg/L CaCO₃ para $\alpha = 0,2$ y en 0,5 mg/L CaCO₃, para $\alpha = 0$, a pesar de que típicamente durante la desnitrificación existe producción de alcalinidad.

Al relacionar los valores de la alcalinidad con las variaciones conseguidas en los valores de pH en cada una de las etapas de la remoción de nitrógeno es posible apreciar que hubo un buen amortiguamiento del pH por parte de la alcalinidad por cuanto los rangos estuvieron bastante cercanos tanto en la etapa de nitrificación como de desnitrificación.

TASAS DE CONSUMO DE OXÍGENO (RESPIRACIÓN) DEL LODO BIOLÓGICO, CON SUSTRATO LIMITADO Y EN EXCESO EN EL RCS

La tasa de consumo de oxígeno, o velocidad de respiración, es un parámetro adicional para la determinación de la calidad del lodo biológico activo presente en un reactor con carga en suspensión, como es el caso del segundo reactor del sistema combinado que nos ocupa. Cuando esta tasa es medida en un ambiente microbiano puede ser usada como un parámetro sustituto del crecimiento celular o de la remoción de sustrato (Yoong et al., 2000). Así mismo, representa la cantidad de oxígeno por unidad de volumen y de tiempo que utilizan los microorganismos para la respiración celular y suele expresarse con unidades de mg O₂/L.min (Yoong et al., 2000). Cuanto más grande es la velocidad de consumo de oxígeno más elevada es la actividad biológica en el interior del reactor. La tasa de consumo de oxígeno es calculada como

la pendiente obtenida al graficar las concentraciones de oxígeno disuelto contra el tiempo utilizando regresión lineal (Ganesh et al., 2006).

Al dividir la tasa de consumo de oxígeno absoluta por la concentración de la biomasa presente en el licor mezclado, expresado como SSLM se obtiene la tasa específica de consumo de oxígeno y sus unidades son $\text{mgO}_2/\text{g SSLM} \times \text{h}$. Este segundo parámetro representa la cantidad de oxígeno consumida por 1 g de biomasa por unidad de tiempo. Barajas (2002) cita que valores alrededor de 20 mg/g.h indican un lodo activado convencional y en cambio, valores cercanos a 8 mg/g.h indican un proceso de aireación prolongada.

Estas expresiones de la velocidad de consumo de oxígeno pueden determinarse bajo la condición de sustrato limitado (condición endogénica) y en este trabajo será denominada “ r_e ” cuando es la tasa absoluta y cuando es combinada con los SSLM será la tasa específica endogénica de consumo de oxígeno “ r_{es} ”. Otra forma de determinar la tasa de consumo de oxígeno es bajo la condición de sustrato en exceso y de la misma forma puede calcularse, una tasa absoluta y una tasa específica de consumo de oxígeno, con sustrato en exceso. Serán reportadas como “ r_o ” y “ r_{os} ” respectivamente.

En este trabajo, la medición del consumo de oxígeno por los microorganismos, con sustrato limitado y en exceso, fue realizada antes y después del período de pulido (aireación durante 15 minutos) que formaba parte del subciclo de desnitrificación. La determinación antes y después de la aireación fue hecha con el propósito de estudiar si la capacidad de absorción de oxígeno del lodo biológico sufría algún deterioro por la influencia de la aireación.

Las figuras 5-10, 5-11, 5-12 y 5-13 presentadas a continuación muestran los perfiles de consumo de oxígeno del licor mezclado del RCS para cada una de las fracciones volumétricas usadas. Estos perfiles fueron obtenidos realizando una serie de medidas de OD sobre un período. Las determinaciones de oxígeno permiten obtener las tasas de respiración del lodo biológico que como fue dicho en el capítulo 2 es una forma de medir la actividad biológica a través de la respiración de los microorganismos.

Fueron realizadas cuatro series de medición de utilización de oxígeno para α_1 y tres para α_2 y α_3 ; para efectos del cálculo de las tasas fueron utilizados en forma conjunta los valores de la parte lineal de las curvas de todas las series correspondientes a cada fracción volumétrica ensayada.

La tabla 5-13 presenta los valores de las tasas absoluta y específica, antes y después de la aireación (fase de pulido), con sustrato limitado, es decir respiración endógena (Rodríguez, 1997).

Tabla 5-13. Tasas de respiración del licor mezclado, antes y después de la fase de pulido, con sustrato limitado (respiración endógena)

α	Antes de la fase de pulido			Después de la fase de pulido		
	Tasa absoluta	Tasa Específica		Tasa absoluta	Tasa específica	
	re mg/L.min	mg/g.min	mg/g.h	re mg/L.min	mg/g .min	mg/g.h
0,5	0,37	0,10	6,0	0,52	0,17	10,29
0,2	0,13	0,05	2,85	0,26	0,09	5,7
0	0,16	0,06	3,5	0,19	0,07	4,1

La comparación de las tasas absolutas de respiración endógena permite observar una franca disminución de re al cambiar de α_1 a α_2 y un ligero incremento al cambiar a α_0 , cuando las medidas son realizadas antes de la aireación. En el caso de la realización de la medición después de la aireación puede observarse una relación inversa entre los valores de la velocidad de respiración y los de la fracción volumétrica utilizada. Por otra parte, es notorio que existe un incremento en las tasas, tanto absolutas como específicas después de la fase de aireación, indicando que la capacidad de absorción de oxígeno del licor mezclado mejora con la aireación.

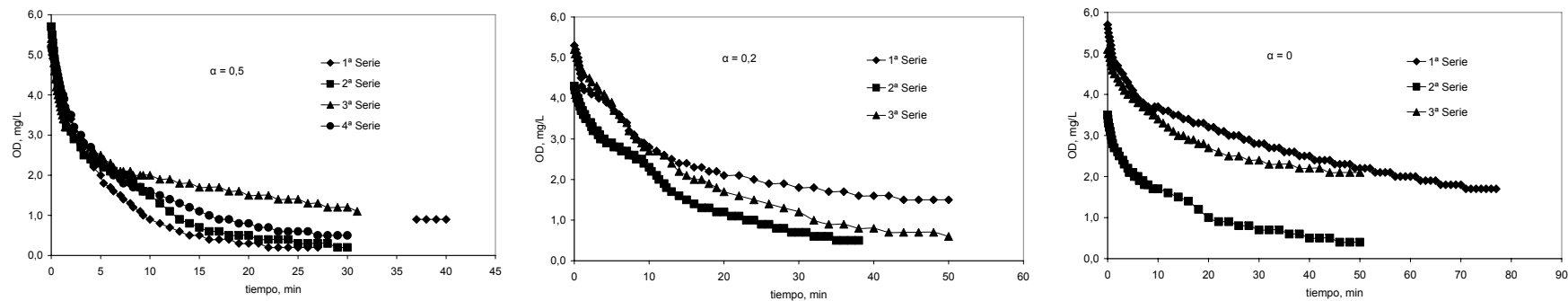


Figura 5-10. Tasa de respiración del licor mezclado antes de la aireación con sustrato en exceso para $\alpha = 0,5; 0,2$ y 0 .

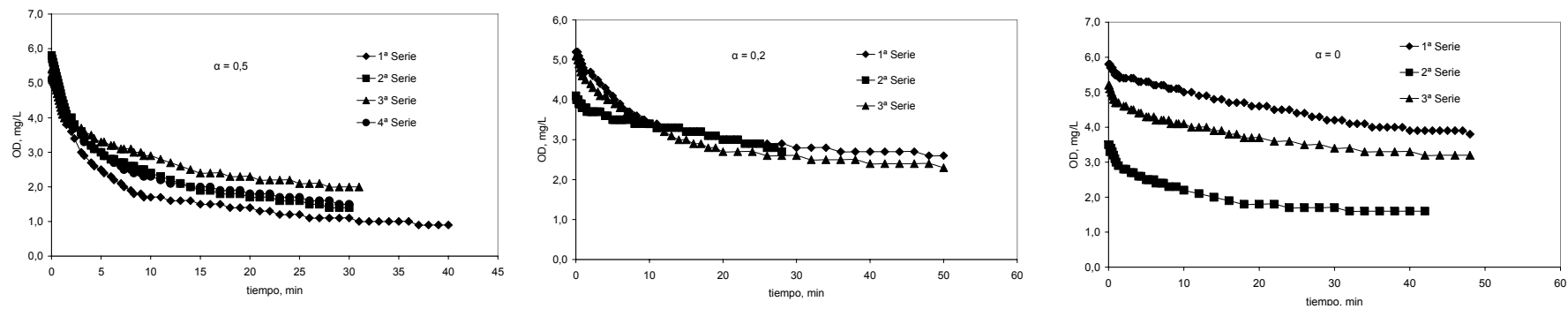


Figura 5-11. Tasa de respiración del licor mezclado antes de la aireación con sustrato limitado para $\alpha = 0,5; 0,2$ y 0 .

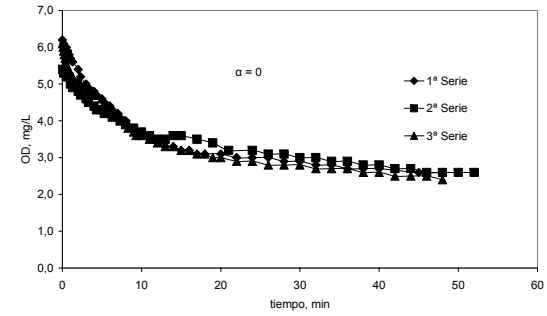
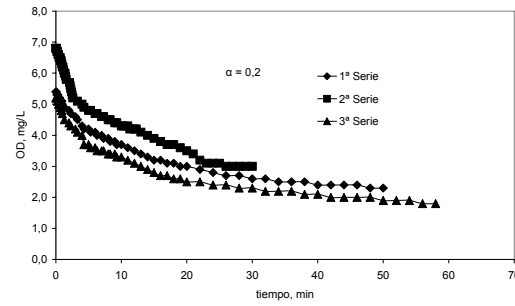
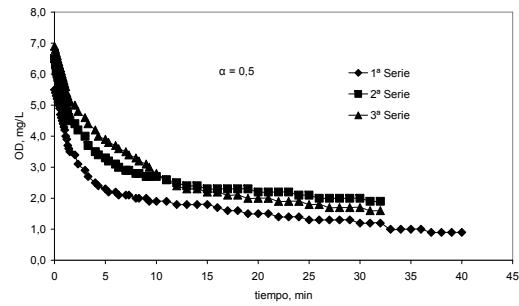


Figura 5-12. Tasa de respiración del licor mezclado después de la aireación con sustrato limitado para $\alpha = 0,5; 0,2$ y 0 .

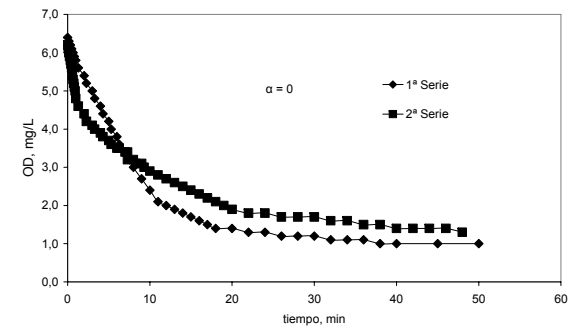
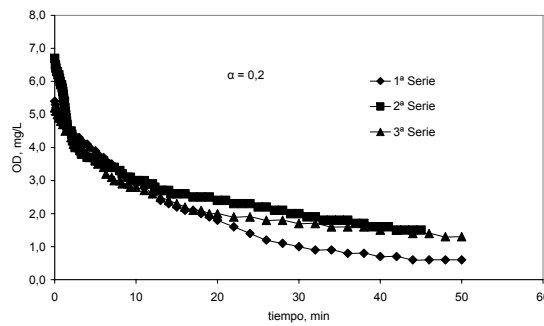
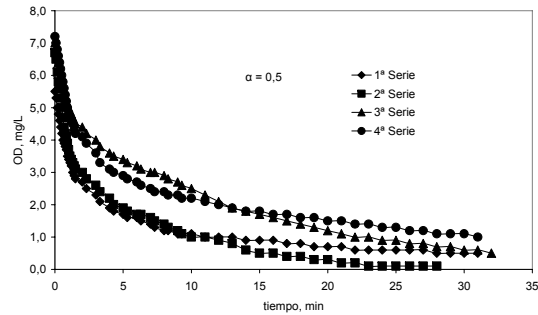


Figura 5-13. Tasa de respiración del licor mezclado después de la aireación con sustrato en exceso para $\alpha = 0,5; 0,2$ y 0 .

La tabla 5-14, presenta los valores de las tasas absolutas y específicas, antes y después de la aireación (fase de pulido), utilizando sustrato en exceso.

Tabla 5-14. Tasas de respiración del licor mezclado, antes y después de la fase de pulido, con sustrato en exceso

α	Antes de la fase de pulido			Después de la fase de pulido		
	Tasa absoluta re mg/L.min	Tasa Específica res		Tasa absoluta re mg/L.min	Tasa específica res	
		mg/g.min	mg/g.h		mg/g.min	mg/g.h
0,5	0,51	0,14	8,49	0,15	0,05	2,97
0,2	0,18	0,07	3,98	0,20	0,07	4,38
0	0,25	0,09	5,41	0,31	0,11	6,56

SEDIMENTACIÓN EN EL RCS

Un RCS, al igual que en cualquiera de las otras variantes del proceso de lodos activados, requiere obtener un efluente bien clarificado, estable, con bajo contenido de materia orgánica y sólidos suspendidos, para poder cumplir con las reglamentaciones sobre efluentes. Por ello, después de la fase de reacción es necesario someter al licor mezclado presente en el reactor a la fase de sedimentación. El propósito de esta fase es permitir la separación por gravedad de los sólidos biológicos formados durante el período de transformación del sustrato.

Para alcanzar una buena sedimentación y compactación de la biomasa floculenta que constituye la mayor parte de los sólidos es necesario contar con un balance apropiado entre las bacterias formadoras de flóculos y las filamentosas. En tal caso es obtenido un lodo compacto y fuerte que sedimentaría rápidamente.

Con la altura de la interfase de los lodos alcanzada al cabo de 30 minutos de sedimentación del licor mezclado puede calcularse el IVL al dividirla por la masa de SSLM asociada, expresada en gramos. Algunos investigadores expresan que un IVL

entre 75 y 125 ml/g es característico de una buena decantación y un efluente poco turbio y con escaso contenido de SST. Por el contrario, los lodos que muestran una estructura flocular abierta o disgregada, donde los flóculos llegan a formar grandes superficies irregulares, presentan IVL altos ($> 150-200$), mostrando una sedimentabilidad escasa (Barajas, 2002). En el mismo orden de ideas, Grady et al. (1999) expresa que valores por debajo de 80 son excelentes y entre 80 y 150 los consideran moderados.

Las figuras 5-14, 5-15 y 5-15 muestran las curvas de sedimentabilidad del licor mezclado obtenidas para cada una de las tres fracciones volumétricas ensayadas y que permitieron calcular los parámetros característicos mostrados en la tabla 5-15.

Los valores de altura de la interfase, para diferentes intervalos de tiempo, en la zona lineal inicial de la curva, y que corresponde a la sedimentación floculenta, permitieron calcular las tasas de sedimentabilidad en unidades de ml/L.min (rs). Como lo aconseja la literatura consultada, los primeros puntos fueron ignorados. Los tiempos críticos de la sedimentación fueron obtenidos utilizando el método de Talmage y Fitch. La tabla 5-15 presenta los valores del IVL, de rs y de tc para cada una de las 3 series realizadas por tipo de fracción volumétrica y sus valores promedio.

Los valores promedio del IVL alcanzados son indicativos de una excelente conducta de sedimentación y compactación en el caso de α_2 (63 ml/g) y muy buena para los otros dos casos (94 y 117 ml/g), tal como puede deducirse de las clasificaciones recientemente citadas por Barajas (2002) y por Grady et al. (1999). Adicionalmente es posible citar al trabajo de Jones et al. (1985) quienes consiguieron en la etapa de desnitrificación, en un RCS, valores de IVL en un rango de 75-120 ml/g y concluyeron que las características de sedimentación y compactación del sistema fueron excelentes. Abufayed y Schroeder (1986b) trabajando con un RCS y usando lodo primario como fuente de carbono obtuvieron valores de IVL entre 25 y 75 ml/g, que expresan las excelentes capacidades de separación sólido/líquido conseguidas.

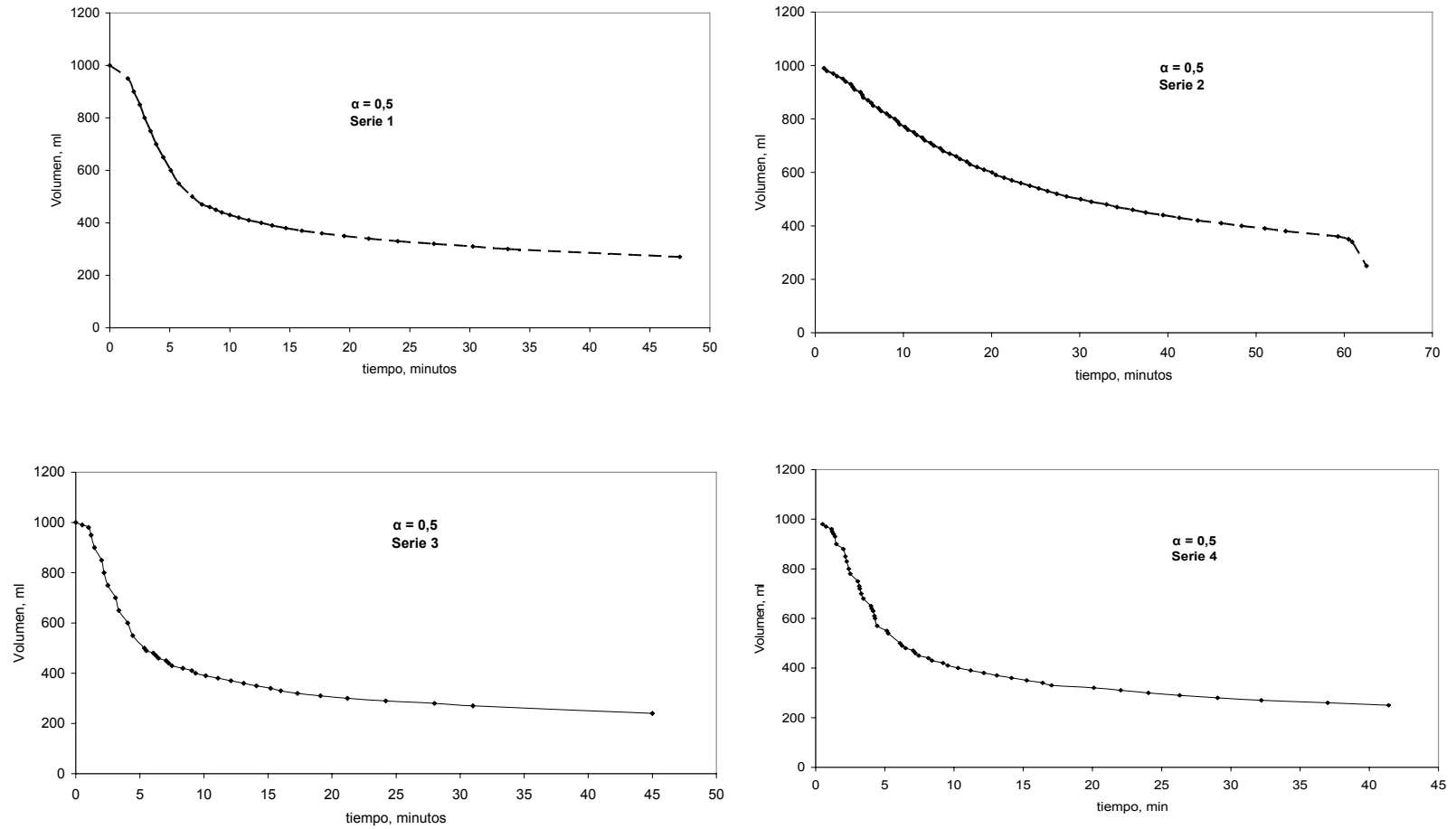


Figura 5-14. Curva de sedimentabilidad del RCS para $\alpha = 0,5$

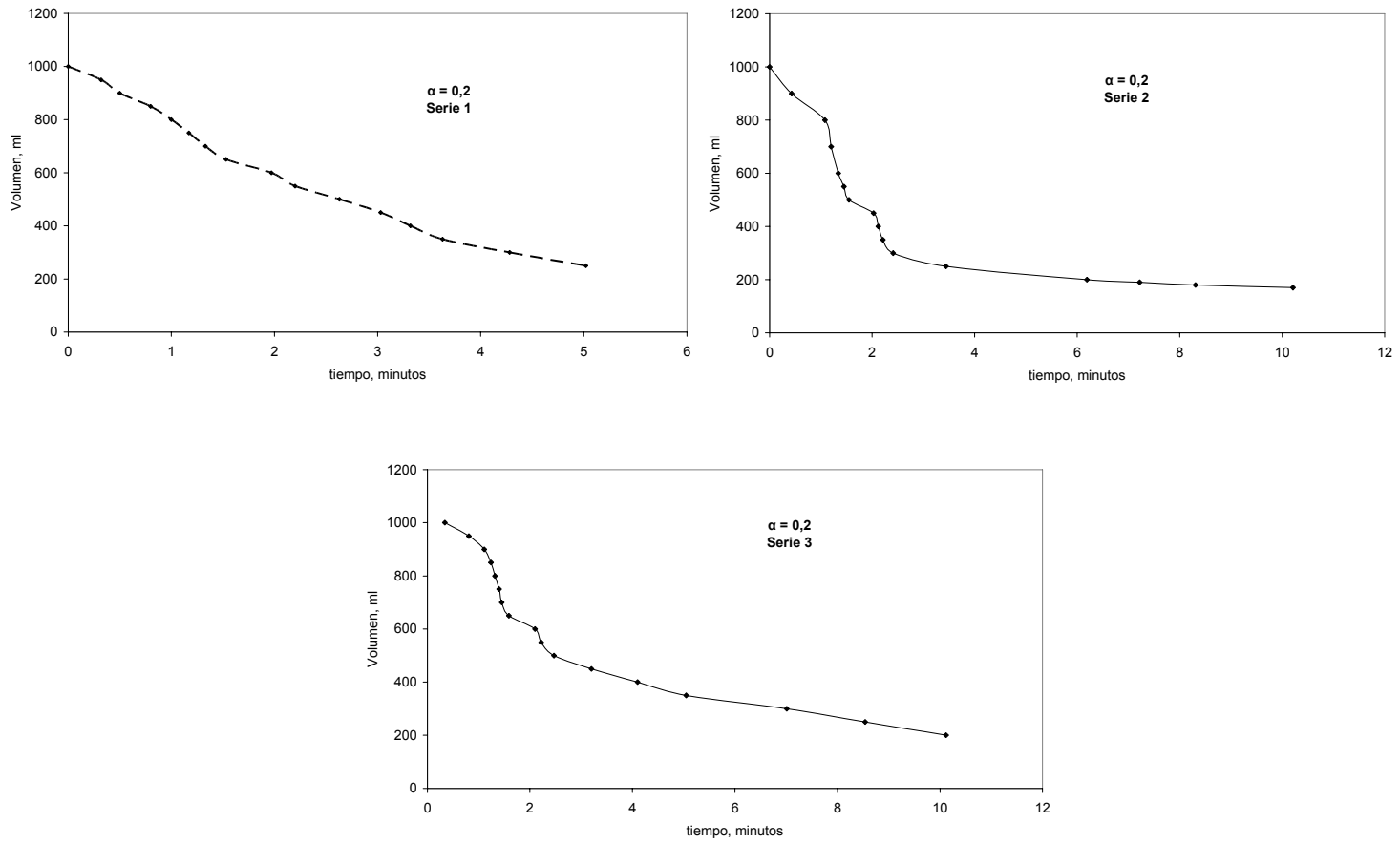


Figura 5-15. Curva de sedimentabilidad del RCS para $\alpha = 0,2$

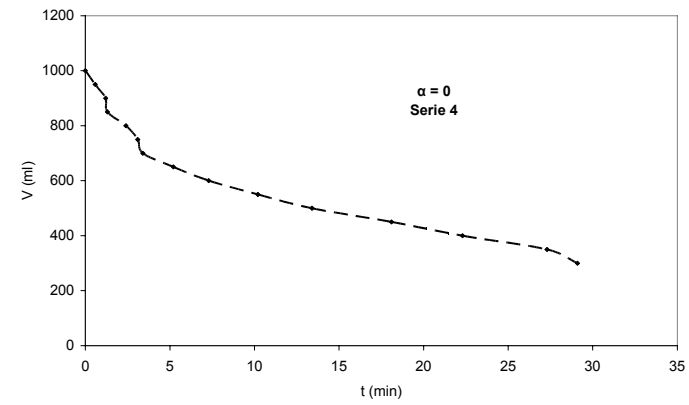
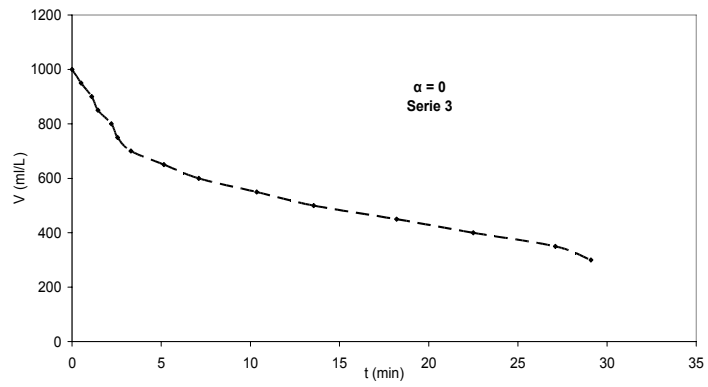
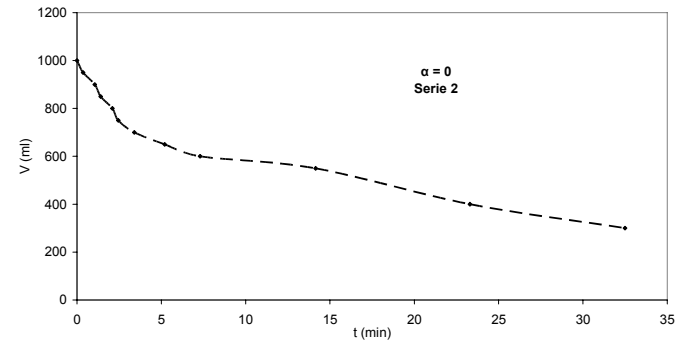
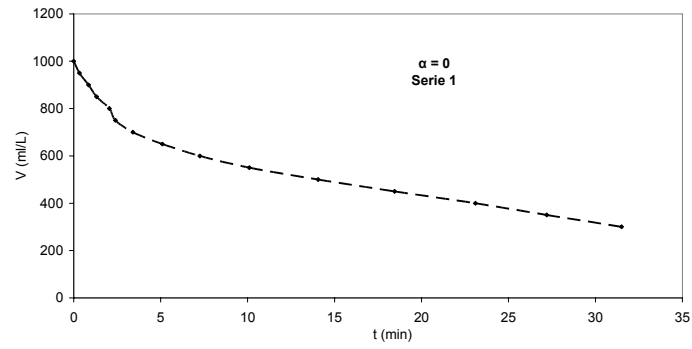


Figura 5-16. Curva de sedimentabilidad del RCS para $\alpha = 0,2$

Tabla 5-15. Características de sedimentación de los lodos del licor mezclado en el RCS

α	IVL (ml/g)		rs (ml/L.min)		tc (min)	
	Prom.	Rango	Prom.	Rango	Prom.	Rango
0,5	94	88-103	106	96-121	8,7	8-9,2
0,2	63	47-72	293	245-360	3	2,4-4.2
0	117	114-123	80	64-88	5,5	5-5,8

Parámetros asociados al desempeño de la sedimentación como es el caso de los SST y la turbiedad alcanzan valores muy bajos en el efluente del RCS, corroborando la información suministrada por el IVL y pueden observarse en las tablas 5-2, 5-4 y 5-6. Los valores promedio presentados por los SST en el efluente de 12,2; 14,4 y 16,0 mg/L para α_1 , α_2 y α_3 , respectivamente, cumplen con creces la normativa de vertidos en cuerpos de agua del país.

Las tasas de sedimentación alcanzaron valores bastante altos, con promedios de 106, 293 y 80 (ml/L)/min respectivamente. Un valor alto indica que los lodos sedimentaran en un tiempo corto, cuestión altamente apreciable porque así el requerimiento de tiempo para este período de la secuencia de trabajo será menor, lo cual es reflejado en los tiempos críticos obtenidos cuyos promedio son 8,7; 3 y 5,5 minutos respectivamente. Puede notarse que en el caso de α_2 el valor de la tasa triplica a los conseguidos para los casos restantes. Cuando fueron realizadas las determinaciones del asentamiento de la interfase, para α_2 pudo observarse que ésta alcanzó los 300 ml en menos de 7 minutos para las tres series efectuadas, cuando para los otros casos fueron requeridos al menos 30 minutos.

Silverstein (1982) consiguió valores bastante bajos de tasas de sedimentación entre 9,6 y 16,6 ml/L.min al trabajar con 3 ciclos/día en un RCS alimentado con melaza y variando las condiciones de llenado, (lento o rápido, aireado o anóxico). Por otra parte, cabe recordar que en el ciclo de desnitrificación de la experiencia 3 (de la fase 1 de esta tesis) operando tres RCS's con carga débil pero diferentes tiempos de aireación fueron conseguidas tasas promedio de 13, 112 y 8 ml/L.min (para 0, 15 y 30

minutos de aireación, respectivamente); Así mismo en la experiencia 4 (fase 1) donde fueron utilizados tres RCS con los mismos tiempos de aireación, pero experimentando con carga débil y sobrecarga orgánica, los valores alcanzados en el ciclo de desnitrificación están entre 9 y 76 ml/L.min, independiente de la carga bajo la cual fueron operados. Puede decirse que existe una gama amplia de velocidades de sedimentación obtenidos para condiciones variadas de operación y por ello es difícil algún tipo de comparación.

RELACIÓN DE LA FRACCIÓN VOLUMÉTRICA α Y EL DESEMPEÑO DEL SISTEMA GLOBAL

Entre los objetivos del sistema combinado propuesto está presente analizar la influencia del aporte de una fracción volumétrica (α) de agua cruda al RCS donde es llevada a cabo la desnitrificación; utilizada dicha fracción para sobreponerse a la disminución de materia carbonosa durante la etapa previa de nitrificación. A continuación será analizado el desempeño del sistema combinado relacionando las características del efluente con el valor de α utilizado.

Al relacionar las concentraciones de entrada y salida, al sistema global bajo estudio, de los parámetros típicamente utilizados para caracterizar líquidos residuales, con los valores de α ensayados pueden observarse los siguientes aspectos:

- Al disminuir el valor de la fracción volumétrica los valores de nitrógeno oxidado (NOx) en el efluente del sistema aumentan. No obstante, en cualquiera de los casos los valores promedio son muy bajos (0,11; 3,60 y 3,95 mg/L para $\alpha= 0,5$; 0,2 y 0, respectivamente) y por debajo de la normativa para descarga en cuerpos de agua en general (decreto 883 del MARN) que es más laxa que el decreto 3219 relativo a la cuenca del Lago de Valencia.
- Al disminuir el valor de la fracción volumétrica (0,5; 0,2 y 0) los valores de nitrógeno total-N en el efluente del sistema disminuyen; así puede observarse que Nt-N promedio presenta valores de 20, 14 y 11 mg-N/L respectivamente.

Tales valores cumplen los valores límite del decreto 883, pero no así, la correspondiente al decreto 3219 que protege la cuenca del lago de Valencia, un cuerpo de agua léntico y por ello sujeto a potencial eutrofización y que fija para Nt-N un valor límite de 10 mg/L. Es posible observar que cuando no es añadida una fracción de líquido residual ($\alpha=0$) el valor de nitrógeno total alcanzado por el sistema está realmente muy próximo a la norma. Analizando los porcentajes de remoción de nitrógeno total en el sistema (46, 60 y 70% para $\alpha=0,5$; 0,2 y 0), puede deducirse que esta relación es inversa con respecto a los valores de α utilizados.

- Al vincular las dos observaciones anteriores podemos evidenciar que la desnitrificación alcanzada durante la etapa anóxica en el RCS fue realmente excelente y esto podría apoyarse en el uso de la fuente de carbono necesaria para las bacterias heterótrofas desnitrificantes ya que cuando esta fuente alcanzó el 50% del flujo de entrada el valor de NOx obtenido fue efectivamente muy bajo, pero hubo un incremento en este valor a medida que la fracción disminuyó. Por otra parte, el hecho mismo de usar el líquido residual como fuente interna de carbono también introducía NTK y el ambiente anóxico apropiado para desnitrificar no lo era para remover esta forma de nitrógeno y elevaba la concentración de nitrógeno total a la salida del sistema sobrepasando la norma venezolana de 10 mg/L para Nt-N.
- La DQO remanente en el efluente del sistema muestra una relación con un mínimo para $\alpha=0,2$, pero en cualquier caso con las tres fracciones ensayadas los valores (67; 29 y 38 mg/L) están muy por debajo de las dos normativas anteriormente señaladas. También es observable un mínimo para $\alpha=0,2$ al comparar los porcentajes de remoción de DQO para el sistema global (76, 88 y 83 % respectivamente).
- En cuanto a las concentraciones de SST encontradas (12; 14 y 16 mg/L, respectivamente) alcanzan valores muy próximos entre si, que no presentan

diferencias significativas, y están por debajo de las dos normas consideradas (ambas tienen el valor 80 mg/L).

- Ninguna de las dos normativas consideradas incluye a la turbiedad como parámetro de interés, pero como una expresión de una buena clarificación, alcanzada con el sistema combinado utilizado, pueden citarse los resultados obtenidos para este parámetro y que son muy bajos: 12; 3 y 2 UNT respectivamente.

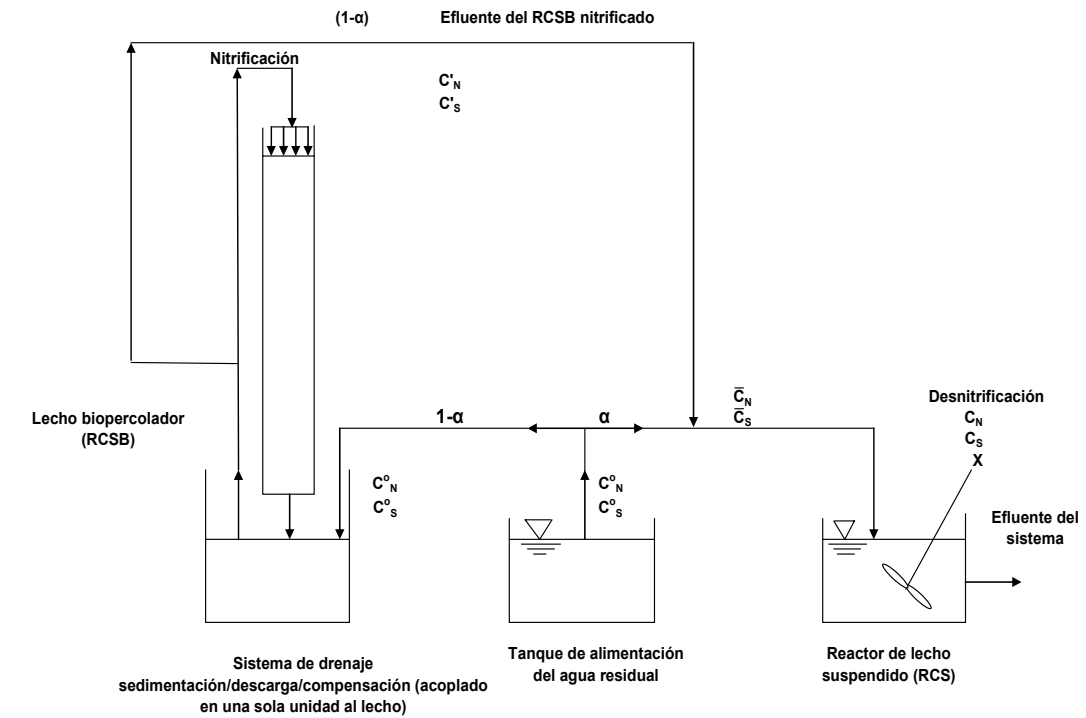
MODELO CINÉTICO DE LA NITRIFICACIÓN Y DESNITRIFICACIÓN EN EL SISTEMA COMBINADO

Una vez evaluado el desempeño del modelo físico –sistema combinado RCSB-RCS- propuesto en la tesis, ahora en esta sección de la discusión son desarrollados modelos cinéticos para la nitrificación, desnitrificación y remoción de materia carbonosa, basado en balance de materiales y la expresión hiperbólica conocida como modelo de Monod, el cual en su concepción es un modelo determinístico más que probabilístico.

Como fue explicado en el capítulo II generalmente la primera aproximación a la cinética de la nitrificación y desnitrificación hace la suposición de que los organismos nitrificantes y desnitrificantes, siguen un comportamiento similar al descrito por la cinética de Monod. No obstante, si los datos experimentales no pueden ajustarse a la expresión matemática de Monod se intenta con una aproximación de primer orden.

A continuación son presentadas -adaptadas a la peculiar nomenclatura del sistema combinado propuesto en la fase 2- las expresiones matemáticas que corresponden a la etapa de nitrificación y a la de la desnitrificación.

La figura 5-17 permite mostrar el detalle de la nomenclatura utilizada para indicar las concentraciones de carbono y nitrógeno en las distintas fases que conforman el sistema para remoción de nitrógeno por nitrificación en el lecho de crecimiento adherido y desnitrificación en el reactor con crecimiento suspendido, así como la leyenda explicativa.



RCSB	Reactor por carga secuencial de biopelícula	XN	Concentración de biomasa desnitrificante
RCS	Reactor por carga secuencial de lecho suspendido	\bar{C}_N	Concentración promedio ponderado de nitrógeno con α (mg/L) obtenida con balance
α	Fracción volumétrica de líquido residual afluente	\bar{C}_S	Concentración promedio ponderado de sustrato carbonoso con α (mg/L)
C^0_N	Concentración de nitrógeno afluente al sistema (mg/L)	K'N	Constante de remoción de NH ₄ -N (Kg NH ₄ -N removido/m ² *d)
C^0_S	Concentración de sustrato carbonoso afluente al sistema (mg/L)	K'S,N	Constante de saturación (mg NH ₄ -N/L)
C^N	Concentración de nitrógeno efluente de RCSB (mg/L)	KN	Constante de remoción de N en RCSB
C^S	Concentración de sustrato carbonoso efluente de RCSB (mg/L)	aS	Área superficial específica de relleno en RCSB (m ² /m ³)
CN	Concentración de nitrógeno efluente del sistema (mg/L)	KN	Constante de remoción de Nt en RCS (Kg Nt removido*d/m ³)
\bar{C}_S	Concentración de sustrato carbonoso efluente del sistema (mg/L)	KS,N	Constante de saturación (mg N/L)

Figura 5-17. Simbología utilizada en el desarrollo del modelo

Para efectos del desarrollo posterior de la cinética de la nitrificación y desnitrificación en el sistema combinado debe realizarse un balance de masas en torno al nodo donde confluyen el efluente del RCSB y la entrada de líquido residual con la fracción volumétrica α , de manera de obtener la expresión de cálculo de \bar{C}_N . Tal balance de masas permite llegar a la siguiente ecuación:

$$\bar{C}_N = \frac{[\alpha * C^0_N + (1-\alpha) * C^N_N] * Q}{\alpha * Q + (1-\alpha) * Q} \quad (1)$$

∴

$$\begin{aligned}\overline{C}_N &= \alpha * C_N^0 + (1 - \alpha) * C'_N \\ \Rightarrow \overline{C}_N &= C'_N + \alpha * (C_N^0 - C'_N)\end{aligned}\tag{2}$$

Esta ecuación permite obtener la concentración de entrada al RCS.

Análisis del RCSB. Cinética de la nitrificación

La formación de nitrato, fin último de la etapa desarrollada en el RCSB, será estudiada desde el punto de vista de la desamonificación (velocidad de remoción del amonio) por cuanto el paso limitante en la nitrificación es la desaparición del amonio al transformarse en nitrito. En efecto las bacterias del género *Nitrosomonas* son de crecimiento más lento que las *Nitrobacter* y por ello la nitrificación es el paso limitante (Winkler (1986), Aesoy y Odergaard (1994). Al realizar la discusión de la nitrificación en una sección precedente de este capítulo fue planteado el uso del NTK para seguir el avance de la reacción, por cuanto en el afluente del RCSB existe nitrógeno orgánico que será transformado en amoniacal que posteriormente será nitrificado junto con amonio inicial. Es muy frecuente encontrar en la literatura datos sobre las tasas de nitrificación con base al nitrógeno amoniacal como la forma de visualizar el proceso de dos pasos que conduce a la formación de nitrato (Alleman e Irving, 1980; Yilmaz y Oztürk, 2003; Ganesh et al., 2006).

El desarrollo de una expresión que modele la cinética de la nitrificación supone un volumen de control alrededor del lecho biopercolador, el cual inicialmente es cargado con líquido residual cuyas concentraciones iniciales de sustrato carbonoso y nitrógeno (sea nitrógeno total Kjeldahl o nitrato) son: C_S^0 y C_N^0 , donde el flujo de agua (Q) es descendente y es recirculado, existe entrada de oxígeno hacia la biopelícula y salida de dióxido de carbono. Estudios con trazador, como fue detallado en capítulos anteriores, demostraron que el régimen hidráulico era mezcla completa.

Ahora haciendo un balance general de materiales en nitrógeno alrededor de un volumen de control \forall , y recordando que en este balance el sustrato NTK está desapareciendo y que el reactor está operado por carga y por ello no existe entrada y salida del reactante, queda la siguiente expresión que permite determinar el valor de C'_N basado en la cinética de Monod. El desarrollo detallado del modelo aparece en el Apéndice L

$$\frac{\ln\left(\frac{C_N^0}{C'_N}\right)}{t} = \frac{K'_N * a_S}{K'_{S,N}} - \frac{1}{K'_{S,N}} * \frac{(C_N^0 - C'_N)}{t} \quad (3)$$

Esta ecuación representa una línea recta ($y = a + bx$) donde:

$$\frac{\ln\left(\frac{C_N^0}{C'_N}\right)}{t} = y \quad a = \frac{K'_N * a_S}{K'_{S,N}}$$

$$\frac{(C_N^0 - C'_N)}{t} = x \quad b = \frac{1}{K'_{S,N}}$$

Si las condiciones son tales que existe una situación donde la constante $K'_{S,N}$ resulta mayor que C_N la expresión matemática obtenida para la cinética del proceso de nitrificación llevado a cabo en el RCSB se transforma en una cinética de primer orden:

$$C'_N = C_N^0 * e^{-Z'_N * a_S * t} \quad (4)$$

El desarrollo de esta ecuación es presentado en el Apéndice L

Comprobación de la cinética de la nitrificación

Los valores experimentales de NTK (C'_N) obtenidos a partir de tres barridos realizados durante el período de la reacción (para cada α ensayada), permiten observar como ese valor va disminuyendo; estos datos fueron utilizados en la ecuación (3) que modela la cinética de Monod, a los fines de obtener las constantes

K'_N y $K'_{S,N}$. Para una mejor manipulación de los datos experimentales fue usada la linealización obtenida por el método integral (Grady y Lim, 1980). En ninguno de los tres casos ensayados pudo conseguirse un ajuste a una línea recta, por lo cual fue tomada la decisión de verificar si la aproximación de primer orden ajustaba mejor los valores experimentales. La literatura clásica consultada (Grady et al., 1999; Metcalf & Eddy, 2003) indica que las expresiones usadas para modelar los procesos biológicos son empíricas y basadas en coeficientes determinados experimentalmente y por lo tanto la expresión de velocidad particular usada para definir la cinética de la utilización del sustrato depende de los datos experimentales disponibles; en algunos casos el modelo de 1º orden es satisfactorio para describir las tasas de utilización del sustrato. Por ello, en este caso fue utilizada la ecuación (4) y en esta oportunidad si pudo conseguirse un ajuste a una línea recta.

A continuación, la tabla 5-16 presenta los valores de las constantes obtenidas al ajustar los datos de la desamonificación a una cinética de primer orden. En primer lugar la constante conseguida como pendiente de la línea recta es el producto de dos valores constantes como son: K'_N y a_s . Sea “W” ésta constante:

$$W = K'_N \cdot a_s$$

Como el dato del área superficial del relleno del RCSB ($630 \text{ m}^2/\text{m}^3$) es conocido, es posible obtener el parámetro cinético K'_N .

Tabla 5-16. Constantes de la nitrificación en el RCSB según modelo cinético de primer orden

α	Constante W	K'_N ($\text{m} \cdot \text{min}^{-1}$)	K'_N ($\text{m} \cdot \text{h}^{-1}$)	K'_N ($\text{m} \cdot \text{d}^{-1}$)	r^2
0,5	0,0034	$5,4 \cdot 10^{-6}$	$3,3 \cdot 10^{-4}$	$7,9 \cdot 10^{-3}$	0,994
0,2	0,0066	$1,05 \cdot 10^{-5}$	$6,3 \cdot 10^{-4}$	$1,5 \cdot 10^{-2}$	0,991
0	0,0065	$1,03 \cdot 10^{-5}$	$6,2 \cdot 10^{-4}$	$1,5 \cdot 10^{-2}$	0,996

Al observar los valores que aparecen en la tabla 5-14 puede afirmarse la existencia de un alto grado de correlación con cualquiera de las tres α 's ensayadas. Esto da una buena base para suponer que el modelo puede efectivamente representar la nitrificación que ocurre en el RCSB, parte esencial del sistema combinado propuesto. Por otra parte puede observarse que no existen diferencias significativas entre los valores del parámetro cinético obtenido para α_2 y α_3 , cuestión que es lógica ya que el efecto de la fracción volumétrica α sobre el RCSB no lo afecta desde el punto de vista de la composición de la alimentación del reactor. Sin embargo, puede verse que estas constantes alcanzan un valor que prácticamente duplica al obtenido para α_1 .

ANÁLISIS DEL RCS: Cinética de la desnitrificación

Al hacer el balance de masas para el RCS (utilizando la nomenclatura señalada en la gráfica 5-17 de una manera similar al caso de la nitrificación llegamos a la expresión:

$$(-r_N) = -\frac{k_N * C_N}{K_{S,N} + C_N} * X_N \quad (5)$$

En el RCS existe mezcla completa y por ello puede suponerse que X_N es constante, y queda incorporado a la constante K_N . A partir de la ecuación (5) puede, entonces, obtenerse la ecuación (6) que permite determinar el valor de C_N utilizando la cinética de Monod; en el Apéndice L es presentado el desarrollo detallado del modelo:

$$\frac{\ln\left(\frac{\overline{C_N}}{C_N}\right)}{t} = \frac{K_N}{K_{S,N}} - \frac{\overline{C_N} - C_N}{K_{S,N} * t} \quad (6)$$

Esta ecuación es la expresión de una línea recta donde:

$$\frac{\ln\left(\frac{\overline{C_N}}{C_N}\right)}{t} = y \quad a = \frac{K_N}{K_{S,N}}$$

$$\frac{\overline{C_N} - C_N}{t} = x \qquad b = -\frac{1}{K_{S,N}}$$

Ahora bien, sea el caso que en la ecuación (6) la constante $K_{S,N}$ resulta mayor que C_N quedando entonces la expresión de 1º orden:

$$C_N = \overline{C_N} * e^{-ctte*t} = \overline{C_N} * e^{-K_N^*t} \qquad (7)$$

Esta expresión matemática representa el proceso de la desnitrificación llevado a cabo en el RCS cuando la cinética puede aproximarse a un modelo de primer orden.

Comprobación de la cinética de la desnitrificación

De la misma forma que para la nitrificación, también en este caso existían valores experimentales (de tres barridos realizados para cada α ensayada), de los nitritos y los nitratos afluentes al RCS, con los cuales fueron calculados los correspondientes valores de NOx ($\overline{C_N}$). Estos datos fueron utilizados en la ecuación (6) que modela la cinética de Monod, a los fines de obtener las constantes K_N y $K_{S,N}$. Para una mejor manipulación de los datos experimentales también fue usada la linealización obtenida por el método integral (Grady y Lim, 1980). También en este caso el ajuste a una línea recta no fue satisfactorio en ninguno de los tres casos ensayados, y por ello fue tomada la decisión de verificar si la aproximación de primer orden tenía un mejor ajuste con los datos experimentales. En tal caso fue aplicada la ecuación (7) y utilizando los datos experimentales obtenidos fue posible conseguir un ajuste a una línea recta.

A continuación son presentados los valores de la constante K_N^* obtenida al usar la ecuación (6). Puede observarse que los factores de correlación alcanzados, para las tres fracciones volumétricas, indican una buena aproximación a una línea recta.

Tabla 5-17. Constantes de la desnitrificación según modelo cinético de primer orden

α	K_N^* (min^{-1})	K_N^* (h^{-1})	K_N^* (d^{-1})	r^2
0,5	0,0172	1,03	24,8	0,874
0,2	0,006	0,36	8,6	0,958
0	0,006	0,36	8,6	0,955

De la observación de los coeficientes de correlación obtenidos para la aproximación de primer orden de la desnitrificación ocurrida en el RCS puede afirmarse que son excelentes para los casos donde la operación fue realizada con $\alpha = 0,2$ y $\alpha = 0$ y muy bueno para $\alpha = 0,5$ indicando que este modelo es una buena representación de la desnitrificación alcanzada en el RCS. Por otra parte, las constantes conseguidas muestran un mismo valor ($8,6 \text{ d}^{-1}$) para los casos donde el aporte de la fracción de agua residual alcanza el 20 y 0 %, pero cuando la fracción es 50 % este valor es triplicado llegando a $24,8 \text{ d}^{-1}$. La tendencia observada pareciera indicar que una disminución en el valor de α , desde un 50% de aporte de agua residual a 20%, produce una disminución de la constante cinética pero luego ésta mantiene su valor aun cuando la fracción disminuya hasta 0%. Pudiera especularse que quizás el hecho de que la relación C/N (basada en DQO/NOx) para α_1 sea de 18,7, en tanto que para α_2 y α_3 sea del mismo orden: 7 y 7,3 respectivamente, pueda influir en estos resultados. Cabe recordar que una buena desnitrificación requiere de una fuente adecuada del nutriente carbono que funge como donante de electrones para los nitratos que los aceptan y que existen evidencias que una relación mayor a 7 es apropiada para ello.. En este caso particular es evidente que el valor de la relación C/N en el afluente del RCS y para los ensayos usando la fracción α_1 , aproximadamente, triplica a la de los ensayos que usan las fracciones α_2 y α_3 . Al disminuir el valor de α desde 0,5 hasta 0,2, la constante cinética también disminuye, mas al bajar la fracción volumétrica a 0, no hay variación en el valor de la misma siguiendo el mismo patrón que la relación carbono:nitrógeno oxidado.

Adicionalmente puede decirse que Sha y Coulman (1978) reportaron cinética de primer orden para la desnitrificación con una constante de $0,08 \text{ d}^{-1}$ mucho más pequeña que la obtenida en este trabajo.

Modelo cinético de la remoción de materia carbonosa en el sistema combinado

Utilizando el mismo enfoque aplicado a la nitrificación y desnitrificación esta sección de la discusión está orientada al desarrollo de un modelo cinético para la remoción de la materia carbonosa en el sistema bajo estudio. Tanto en el RCSB como en el RCS es posible conseguir la degradación de sustancias orgánicas, por ello el modelo de Monod será aplicado a ambas situaciones y si no existiera un buen ajuste se buscará una aproximación de primer orden. También en esta oportunidad será usada la nomenclatura señalada en la Figura 5-17.

Dado que el desarrollo de las formulaciones para este caso sigue la misma lógica que para la nitrificación en el RCSB y la desnitrificación en el RCS va a obviarse el mismo. A continuación serán presentadas las ecuaciones finales que corresponden al sustrato orgánico.

Remoción de carbono en RCSB

En el caso de la cinética de Monod, la expresión lineal es:

$$\ln[(C_s^0/C_s')/(t)] = [(K'_s + a_s)/(K'_s s_s)] - (1/K'_s s_s) \cdot (C_s^0 - C_s')/t \quad (8)$$

donde:

$$\ln[(C_s^0/C_s')/(t)] = y$$

$$(K'_s + a_s)/(K'_s s_s) = a$$

$$(C_s^0 - C_s')/t = x$$

$$1/K'_s s_s = b$$

En el caso de una situación en la cual el valor de la constante $K'_s s_s$ es mayor que C_s la expresión obtenida es la de 1º orden:

$$C'_s = C_s^0 + e^{-K'_s \cdot a_s \cdot t} \quad (9)$$

Al linealizar esta expresión se obtiene una constante W que es el producto de dos valores constantes como son K'_s y a_s ; como el área superficial específica del relleno es conocida, la constante cinética es obtenida directamente:

$$W = K'_s \cdot a_s \quad (10)$$

Remoción de carbono en el RCS

De la misma forma que fue posible llegar a la expresión de Monod para el caso de la desnitrificación, haciendo los cambios de nomenclatura que correspondan, puede llegarse a una expresión para el caso de la degradación de la materia orgánica en el RCS.

La expresión de Monod correspondiente es:

$$\left[\ln\left(\frac{\bar{C}_s}{C_s}\right) \right] / t = \left(K_N / K_{s,s} \right) - \left[\left(\bar{C}_s - C_s \right) \right] / \left(K_{s,s} * t \right) \quad (11)$$

donde:

$$\ln\left(\frac{\bar{C}_s}{C_s}\right) / t = y$$

$$K_N / K_{s,s} = a$$

$$\left(\bar{C}_s - C_s \right) / t = x$$

$$1 / K_{s,s} = b$$

Una vez más, si la situación es tal que $K_{s,s}$ es mayor que C_s , la cinética de la reacción es de primer orden y la expresión correspondiente es:

$$C_s = \bar{C}_s * e^{-K_s * t} \quad (12)$$

Comprobación de la cinética de la reacción de degradación de la materia orgánica

Para estimar la materia orgánica fue utilizado el parámetro DQO. Usando los valores experimentales de los tres barridos efectuados a la DQO durante la etapa de reacción (4,5 horas), fueron aplicados en primer lugar a la ecuación (36) y (39) que modelan la

cinética de Monod para la degradación de la materia orgánica en el RCSB y el RCS respectivamente. Al igual que sucedió con los datos experimentales de la nitrificación y desnitrificación no fue posible conseguir que los datos de la remoción de la DQO estuvieran ajustados a una línea recta. En consecuencia la opción utilizada fue la aproximación de primer orden con las ecuaciones (9) y (12) respectivamente. Ahora fue conseguida una correlación aceptable con los datos tanto del RCSB como del RCS y fueron obtenidas las constantes K'_s y K_s para cada reactor.

A continuación las tablas 5-18 y 5-19 presentan las constantes cinéticas correspondientes a la degradación de la materia orgánica medida como DQO en ambos reactores.

Tabla 5-18. Constantes de la remoción de materia orgánica (DQO) en el RCSB según modelo cinético de primer orden

α	W	K'_s (m.min ⁻¹)	K'_s (m.h ⁻¹)	K'_s (m.d ⁻¹)	r^2
0,5	0,004	$6,4 \cdot 10^{-6}$	$3,8 \cdot 10^{-4}$	$9,1 \cdot 10^{-3}$	0,987
0,2	0,004	$6,4 \cdot 10^{-6}$	$3,8 \cdot 10^{-4}$	$9,1 \cdot 10^{-3}$	0,950
0	0,003	$5,0 \cdot 10^{-6}$	$3,0 \cdot 10^{-4}$	$7,2 \cdot 10^{-3}$	0,938

Tabla 5-19. Constantes de la remoción de materia orgánica (DQO) en el RCS según modelo cinético de primer orden

α	K_s (min ⁻¹)	K_s (h ⁻¹)	K_s (d ⁻¹)	r^2
0,5	0,0037	0,22	5,33	0,964
0,2	0,0064	0,38	9,22	0,962
0	0,0064	0,38	9,22	0,925

También en el caso de la remoción de materia carbonosa expresada como DQO la correlación alcanzada es excelente, tanto en el caso del RCSB como el del RCS y para cualquiera de las fracciones utilizadas.

En cuanto a las constantes cinéticas obtenidas para el RCSB puede observarse que están en el mismo orden para las tres α ensayadas. Esto ratifica lo explicado en

secciones precedentes para este reactor, en cuanto a la independencia de la composición del afluente con respecto a α .

En relación a los valores de las constantes cinéticas obtenidas para el RCS puede afirmarse que la alcanzada para la fracción 0,5 es aproximadamente la mitad que para las otras dos fracciones ensayadas, y éstas son iguales entre si. En el caso del RCS, donde existen cambios en la composición de entrada según sea el valor de α seleccionada, podría esperarse que las constantes sigan un patrón relacionado con tales cambios. No obstante, no se observa una tendencia definida; para la mayor fracción utilizada (α_1), donde existe mayor aporte de carbono, el valor del parámetro cinético obtenido es el más bajo y aumenta al doble al disminuir la fracción (caso α_2) pero no sigue esa tendencia para α_3 sino que se mantiene con el mismo valor.

Los resultados obtenidos para las constantes cinéticas de nitrificación, desnitrificación y remoción de carbono con base a la Cinética de Monod son de utilidad porque permiten ajustar los períodos de operación de los RCSB y RCS que conforman el sistema combinado para obtener la conversión de nitrógeno amoniacal a nitrato y la posterior desnitrificación de tal manera que el efluente del sistema pueda cumplir a cabalidad la normativa legal vigente en términos de NOx (nitritos + nitratos) y Nitrógeno total.

CAPÍTULO VI

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Conclusiones

Los resultados más destacados producto de la evaluación experimental realizada al lecho biopercolador y a los reactores con carga en suspensión, bien sea trabajando en forma independiente o en forma combinada y para las condiciones de operación por carga secuencial establecidas para las experiencias que integran la Fase 1 y la Fase 2 de este trabajo permiten concluir:

1. El lecho biopercolador usado en este estudio es un sistema prometedor para la conversión de amonio a nitrato y a nitrógeno gaseoso
2. Los valores de las formas de nitrógeno y de la DQO obtenidos no variaron significativamente con la profundidad del lecho de crecimiento adherido (RCSB) verificando que el comportamiento hidráulico corresponde a un régimen de mezcla completa
3. Los RCS utilizados en la fase 1 en procesos aerobio-anóxicos, operados a tiempos de aireación cortos, tiempos de retención de sólidos elevados y con agua de concentración débil como alimentación, alcanzaron tasas de remoción de nitratos y nitrógeno total, en muchos casos mayores que las reportadas para procesos continuos y para RCS con secuencias operacionales semejantes a las propuestas aquí.
4. El tiempo de aireación ejerce un efecto notable sobre la biosorción de carbono, la desnitrificación y conducta de sedimentación, así -al usar tres (3) RCS- la mayor tasa y el porcentaje más alto de remoción de carbono, y las mejores características de sedimentabilidad ocurren cuando la aireación es mayor.
5. Al evaluar los RCS, en situaciones de baja carga orgánica y de sobre carga orgánica, pudo observarse que en comparación con tratamientos convencionales,

una etapa de aireación mínima está favorecida – con el beneficio de reducir los costos energéticos - para efectos de remoción de carbono.

6. El sistema combinado propuesto permite obtener resultados comparables a los obtenidos por otros investigadores trabajando con reactores por carga secuencial tanto, en el caso de las tasas superficiales de formación de nitrato y remoción de amonio alcanzadas en el RCSB (con condiciones de entrada semejantes) como con las tasas de desnitrificación obtenidas en el RCS y en este caso muestran una relación directa con los valores de α ensayados.
7. La remoción de NTK en el RCSB muestra que el 37% sufrió desnitrificación y el 63% nitrificación. La desnitrificación llevada a cabo en el RCS fue superior al 75% y el sistema combinado permitió remover el 46% de N en el RCSB y el 54% en el RCS.
8. El efluente del sistema combinado cumple la normativa del país referida a las concentraciones de NO_x y N_t en vertidos a cuerpos de agua de todo tipo (Decreto 883) Además cumple con creces el valor de un parámetro asociado a un buen desempeño de sedimentación como los SST.
9. En el caso específico de una norma más estricta en relación a nutrientes, como la que protege la cuenca del Lago de Valencia (decreto 3219) y que fija el N_t en 10 mg/L por tratarse de un cuerpo de agua léntico, los valores obtenidos están por encima.
10. Los datos experimentales correspondientes a la remoción de amonio, desnitrificación y remoción de carbono en el sistema combinado obedecen al modelo cinético basado en la formulación de Monod, en la zona donde se transforma en una cinética de primer orden (donde $K_{\text{saturación}} > C_N$).

Recomendaciones

1. Trabajar con líquido residual doméstico verdadero como fuente de alimentación del sistema combinado.

2. Investigar con otros tiempos de reacción en los dos reactores del sistema combinado, asociado al uso de otras fracciones volumétricas de agua residual cruda, de manera de optimizar la nitrificación, la desnitrificación y el aporte de NTK asociado a añadir dicha fuente de carbono.
3. Estudiar el análisis morfológico del flóculo (tamaño, forma y firmeza) y la composición microbiológica del lodo (predominio de especies), a fin de asociar los elementos bióticos del sistema con los abióticos y ganar en conocimiento del funcionamiento del sistema.
4. Estudiar el efecto de la temperatura en el comportamiento del sistema combinado.
5. Investigar, para el RCSB, que ocurre con la fracción de NTK que no se transforma en nitrato y no queda como NTK residual.

CAPITULO VII

REFERENCIAS

- Abufayed, A. y Schroeder, E. (1986a). "Kinetics and stoichiometry of SBR/denitrification with a primary sludge carbon source". JWPCF, Vol. 58, N° 5, pp. 387-397.
- Abufayed, A. y Schroeder, E. (1986b). "Performance of SBR/denitrification with a primary sludge carbon source". JWPCF, Vol. 58, N° 5, pp. 398-405.
- Arboleda, J. (2002). "Teoría y Práctica de la Purificación del Agua". Ed. ACODAL. Bogotá.
- Æsøy, A. y Odegaard, H. (1994) Nitrogen removal efficiency and capacity in biofilms with biologically hydrolysed sludge as carbon source. Wat, Sci. Tech. Vol. 30 N° 6, pp 63-71.
- Armenante, P. (1997). "Biorreactores", Cap. 4 de "Biotratamientos de Residuos Tóxicos y Peligrosos". Editores: Levin, M. y M. Gealt. MacGraw Hill/Interamericana de España.
- Alleman, J. e Irving, R. (1980). "Storage-induced denitrification using sequencing batch reactor operation". Wat. Res. Vol. 14, pp 1483-1498.
- APHA, AWWA y WPCF (1985, 1989, 1995, y 1998). "Standard Methods for the Examination of Water and WasteWater" Ed. 16; 19 y 20.
- Bailey, D. y Thomas, E. (1975). "Nitrogen removal by biological denitrification". Progress in Water Technology, Vol. 7, N° 2, pp. 329-338.
- Bailey, J. y Ollis, D. (1986). "Biochemical Engineering Fundamentals". Ed. McGraw Hill, New York.
- Barajas, M. G. (2002). "Eliminación biológica de nutrientes en un reactor biológico secuencial". Tesis de Doctorado. Universidad Politécnica de Cataluña. España.
- Benefield, I. y Randall, C. (1980). "Biological Process Design for the Wastewater Treatment" Prentice Hall, Inc., Englewood Cliffs, N.J.
- Bilanovic, D., Battistoni, P., Cecchi, F., Pavan, P y Mata-Alvárez, J. (1999). Denitrification under high nitrate concentration and alternative anoxic conditions. Wat. Res. 33 (15) 3311-3320.

- Bishop, P.L., Zhang, T. C. y Chang Fu, Y.(1995) "Effects of Biofilm Structure, Microbial Distribution and Mass Transport on Biodegradation Processes". *Wat. Sci. Tech.* Vol. 31, No 1, pp. 143-152.
- Carrera, J. (2001). "Eliminación biológica de nitrógeno en un efluente con alta carga. Estudio de los parámetros del proceso y diseño de una depuradora industrial". Tesis de Doctorado. Universidad Autónoma de Barcelona. España.
- Cervantes-Carrillo, F., Pérez, J. y Gómez, J. (2000). "Avances en la Eliminación Biológica del Nitrógeno de las Aguas Residuales". *Rev. Lat. Microb.*, Vol. 42, pp. 73-82.
- Chen, T. K., Ni, C.H. y Chen, J.N. (2003) "Biological nitrification and denitrification of opto-electronic industrial wastewater". *Wat. Sci. Tech.* Vol.48 N° 8, pp 27-34.
- Choi, E., Yun, Z. and Chung, T. H. (2004). "Strong nitrogenous and agro-wastewater: current technological overview and future direction". *Wat. Sci. Tech.* Vol. 49 N° 5-6. pp. 1-5.
- Crites, R. y Tchobanoglous, G. (2000). "Tratamiento de Aguas Residuales en Pequeñas Poblaciones". Ed. Mc GrawHill Interamericana S.A. Bogotá.
- Dangcong, P., N. Bernet, Delgenes, J. P. y Moletta, R.. (2000). "Effects of oxygen supply methods on the performance of a sequencing batch reactor for high ammonium nitrification". *Water Environment Research*, Vol. 72, N° 2, pp. 195-200.
- Dawson, R. y Murphy, K. (1973). "Factor affecting biological denitrification of wastewater". *Advances in Water Pollution Research. Proceedings of Jerusalem Conference.* S. H. Jenkins (Edit.), Pergamon Press, Oxford.
- Delgenes, J., M. Torrijos, Moletta, R. y Wilderer, P. (Edit.) (2001). "Sequenced batch reactor technology II". *Wat. Sci. Tech.* Vol. 43, N° 3.
- Dennis, R. W. Y Irvine, R. L. (1979). "Effect of fill:react ratio on sequencing batch biological reactors". *J. WPCF*, Vol. 51, 255-263.
- Di Iaconi, C., Bonemazzi, F., López, A., Ramadori, R. (2004). "Integration of chemical and biological oxidation in a SBBR for tannery wastewater treatment" *Wat., Sci. Tech.* Vol. 50 N° 10, 107-114.
- Dodd, D. y Bone, D. (1975). "Nitrate reduction by denitrification bacteria in single and two stage continuous flow reactors". *Water Research*, Vol. 4, pp. 323-328.

- Engberg, D. y Schroeder, E. (1975). "Kinetics and stoichiometry of bacterial denitrification as a function of cell residence time". *Water Research*, Vol. 9, pp. 1051-1054.
- Espinoza, A. (1996). "Algunos factores que afectan la desnitrificación biológica en un reactor por carga secuencial". TEG. Escuela de Química, Facultad de Ciencias, UCV.
- Eikelboom, D. y van Buijsan, H. (1981). "Microscopic sludge investigation manual". Report A 94a, IMG-TNO, Research Institute for Environmental Hygiene. Water and Soil Division, The Netherlands. pp. 26-11.
- Eikelboom, D. (2000). "Process control of activated sludge plants by microscopic investigation". IWA Publishing Alliance House, London
- Fernicola, N. (1998). "Metahemoglobinemia infantil causada por nitratos" *Bol. Of Sanit. Panam.* 106(1), pp 32-39.
- Ferrara-Giner, G. (2002). "Los reactores por carga secuenciales (RCS) para el tratamiento de las aguas residuales: Fundamentos". Seminario del Plan Doctoral. Facultad de Ingeniería. Universidad Central de Venezuela.
- Fux, C. Y Siegrist, P. (2004). "Nitrogen removal from sludge digester liquids by nitrification/denitrification or partial nitritation/anammox: environmental and economical considerations". *Wat. Sci. Tech.* Vol 50, N° 10 pp. 19-26.
- Ganczarczyk, J. (1983). "Activated sludge process: theory and practice". Marcel Dekker, Inc., New York.
- Ganesh, R., Balaji, G. y Ramanujan, R. A. (2006). "Biodegradation of tannery wastewater using sequencing batch reactor-Respirometric assessment". *Biores. Technol.* 97, 1815-1821.
- Gaudy, A. y Gaudy, E. (1980). "Microbiology for Environmental Scientist and Engineers". McGraw Hill, Inc.
- Gee, C.S. and Kim, J.S. (2004). "Nitrite accumulation followed by denitrification using sequencing batch reactor". *Wat. Sci. Techn.* Vol. 49 N° 5-6. pp 47-55.
- Grady, L. y Lim, H. (1980). "Biological Wastewater Treatment: Theory and Applications". Marcel Dekker, Inc. New York.
- Grady, L.; Daigger, G. y Lim, H. (1999). *Biological Wastewater Treatment*". 2° Ed. Marcel Dekker, Inc., New York.

- Gupta, S., Raja, S. y Gupta, A. (1994). "Simultaneous nitrification-denitrification in a rotating biological contactor". *Environ. Tecnol.*, Vol. 15, pp. 145-153.
- Huang, J. Y y Cheng, M. D. (1984). Measurement and new applications of oxygen uptake rates in activated sludges processes. *JWPCF*. Vol. 56, N° 2, pp 220-231.
- Irvine, R., Miller, G. y Singh Bhamrach, A. (1979). "Sequencing batch treatment of wastewater in rural areas" *JWPCF*, Vol. 51, N° 2, pp. 244-257.
- Irvine, R. y Bush. A. (1979). "Sequencing batch biological reactors: an overview. *JWPCF*, Vol. 51, N° 2, pp. 235-243.
- Irvine, R., Ketchum, L., Breyfogle, R. y Barth, E. (1983). "Municipal applications of sequencing batch treatment". *JWPCF*, Vol. 55, N° 5, pp 484-488.
- Jeffers, J. (1978). "An Introduction to System Analysis: with ecological applications". Edward Arnold Ed.
- Jones, W., Schroeder, E. y Meyer, G. (1985). "Enhanced nitrogen removal utilizing a three-stage sequenced batch biological treatment process "(seminary). Dept. Civil Eng., University of California, Davis, USA.
- Jones, W., Schroeder, E. y Wilderer, P. (1990). "Denitrification in a batch wastewater treatment system using sequestered organic substances". *Research Journal WPCF*; Vol. 62, N° 3, pp. 259-267.
- Jones, W., Wilderer, P. y Schroeder, E. (1990). "Operation of a three-stage SBR system for nitrogen removal from wastewater". *Research Journal WPCF*, Vol. 62, N° 3, pp. 268-274.
- Jun, B. H., Poo, K. M., Inn, J.R., Kim, H. J., Woo y C.W. Kim.(2004). "External carbon feeding strategy for enhancing nitrogen removal in SBR". *Wat. Sci.Tech.*, Vol. 49 No 5-6, pp. 325-331.
- Kaballo, H.P., Zhao, Y. y Wilderer, P. (1995). "Elimination of p-chlorophenol in biofilm reactors-A comparative study of continous flow and sequenced batch operation" *Wat. Sci. Tech.* Vol. 31, N° 1, pp.51-60.
- Komorowska-Kaufman, M., Majcherek, H., y Klaczynski, E. (2006). "Factors affecting the biological nitrogen removal from wastewater". *Process Biochemistry* 41, pp. 1015-1021.

- Levine, A., Tchobanoglous, G., y T. Asano, T. (1985) "Characterization of the size distribution of contaminants in wastewater: Treatment and reuse implications". Journal WPCF, Vol. 57, N° 7, pp. 205-216.
- Levine, A., G. Tchobanoglous, y Asano, T. (1991) "Size distributions on particulate contaminants in wastewater and their impact on treatability", Water Research, Vol. 25, N° 8, pp 911-922.
- López, E. (2002). "1° Conferencia Interamericana sobre Tratamiento Biológico de Aguas Residuales". AIDIS-WEF-UC. Valencia-Venezuela.
- Madoni, P., Davoli, D. y Guglielmi, L. (1999). "Response of SOUR and AUR to heavy metal contamination in activated sludge". Wat. Res. Vol. 33, N° 10, pp. 2459-2464.
- Mahne, I., Princic, A. y Megusar, F. (1996). "Nitrification/denitrification in nitrogen high-strength liquid waste". Water Research, Vol. 30, N° 9, pp. 2107-2111.
- MARNR (1995). Decreto 883. Normas para la clasificación y control de la calidad de cuerpos de agua y vertidos o efluentes líquidos. Venezuela.
- MARNR (1999). Decreto 3219. Normas para la clasificación y el control de la calidad de las aguas en la cuenca del Lago de Valencia. Venezuela.
- Matsumoto, M. (1984). "Feasibility and applicability of primary affluent filtration in the treatment of municipal wastewater". PhD Thesis. Dept. Eng. Civil, University of California, Davis, USA.
- Metcalf & Eddy (Edit.) (1972, 1979, 1991, 2003) "Wastewater Engineering: Treatment, disposal, Reuse" Ediciones 1°, 2°, 3° y 4°, MacGraw Hill, New York.
- Meyer, P. (1973). "Probabilidad y Aplicaciones Estadísticas". Fondo Educativo Interamericano. Bogotá.
- Montserrat, M. (1995). "Optimización de la Nitrificación de un Agua Residual con un Lecho Biopercolador con Medio Plástico y Operación Discontinua". TEG. Escuela de Ing. Civil. Facultad de Ingeniería, UCV.
- Moore, S. y Schroeder, E. (1970). "An investigation of the effect of residence time on anaerobic bacterial denitrification". Water Research, Vol. 4, pp. 685-694.
- Münch, E., Lant, P. y Keller, J. (1996). Simultaneous nitrification and denitrification in bench-scale sequencing batch reactors. Wat. Res. Vol. 30 N° 2, pp 277-284.

- Mulder, A. (2003). "The quest for sustainable nitrogen removal technologies". *Wat.Sci. Tech.* Vol. 48, N° 1, pp. 67-75.
- Obaja, D., Macé, S. y Mata-Alvarez, J. (2005). "Biological nutrient removal by a sequencing batch reactor (SBR) using an internal organic carbon source in a digested piggery wastewater" *Biosource Technology.* Vol. 96, 7-14.
- Okey, R. y Alberstson, O.. (1989) "Diffusion's Role in Regulating and Masking Temperature Effects in Fixed Film Nitrification". *JWPCF*, Vol. 61, p. 500.
- Pala, A. and. Bölükbas, Ö. (2005). "Evaluation of kinetic parameters for biological CNP removal from municipal wastewater through batch tests". *Process Biochemistry*, 40, 629-635.
- Pasarella, D. y Torcat, B. (1991). "Desnitrificación Endógena en Reactores por Carga Secuenciales" *TEG. Escuela de Ing. Civil, Facultad de Ingeniería, UCV.*
- Peng., Y., Song C., Peng, J. Li y Chen, Y. (2004). "Biological nitrogen removal in SBR bypassing nitrate generation accomplished by chlorination and aeration time control" *Wat. Sci. Tech.* Vol 49 N° 5-6, pp. 295-300.
- Piedrahita, R. y G. Tchobanoglous (1987) "The use of human wastes and sewage in aquaculture. *In* D. Moriarty y R. Pullin (Edit.) "Detritus and Microbiological Ecology in Aquaculture". *ICLARM Conference Proceedings 14*, p. 420. International Center for Living Aquatic Resources Management, Manila, Filipinas.
- Poo, K. M., Jun, B.H., Lee, S. H., Im, J.M., Woo, H.J. y Kim, C.W. (2004). "Treatment of strong nitrogen swine wastewater in a full-scale sequencing batch reactor". *Wat. Sci. Tech.* Vol. 49 N° 5-6 pp. 315-323.
- Portillo, M. (1994). "Efecto del Tiempo de Aireación sobre la Desnitrificación Biológica en Reactores por Carga Secuenciales." *TEG. Escuela de Ing. Civil, Facultad de Ingeniería, UCV.*
- Randall, C., Barnard, J. L. y Stencel, D. (1992). Editores. *Design and Retrofit of Wastewater Treatment Plants for Biological Nutrient Renoval.* Technomic Publ. CO. Inc.
- Rittmann, B.E. y MacCarty, P. (2001). "Biotecnología del Medio Ambiente" *MacGraw Hill/Interamericana de España, Madrid.*

- Rodríguez, F. (1985) "Treatment of Low Strength Altered Wastewater with the Activated Sludge Process". PhD Thesis. Dep. Eng. Civil. University of California, Davis, USA.
- Rodríguez, F. (1997) "Tratamiento de Agua Residual Débil Alterada mediante el Proceso de Lodos Activados". Trabajo de Ascenso. Escuela de Ing. Civil. Facultad de Ingeniería. Universidad Central de Venezuela.
- Rodríguez, F., Rojas, M. y Ferrara de Giner, G. (1997). "Significación de la Distribución del Tamaño de las Partículas en Líquidos Residuales para la Selección de Tratamiento". Acta Científica Venezolana, Vol. 48, Suplemento N^o 1, pp. 74. Resúmenes de la XLVII Convención Anual ASOVAC.
- Rojas, M. (1994). "Significación de la Distribución del Tamaño de las Partículas Contenidas en las Aguas Residuales en la Fijación del Tratamiento". TG Maestría. Dpto. de Ingeniería Sanitaria y Ambiental. Facultad de Ingeniería, UCV.
- Sifontes, M. (2000). "Nitrificación Biológica en un Lecho Adherido de Material Plástico". TEG. Escuela de Ing. Civil, Facultad de Ingeniería, UCV.
- Silverstein, J. (1982). "Control of Activated Sludge Characteristics in a Sequenced Batch Reactor Wastewater Treatment Process". PhD Thesis. Dept. Eng. Civil, University of California, Davis, USA.
- Silverstein, J. y Schroeder, E. (1983). "Performance of SBR activated sludge process with nitrification/denitrification". JWPCF, Vol. 55, N^o 4, pp. 377-384.
- Sundstrom, D. y Klei, H. (1979). "Waste Water Treatment" Ed. Prentice Hall. Englewood, NJ.
- Stainer, R., Adelberg, E. e Imgrahan, J. (1976) "The Microbial World" 4^o Edition. Prentice Hall, Inc. Englewood Cliffs, New Jersey.
- Schroeder, E. (1982) "Water and Wastewater Treatment". McGraw Hill Co.
- Shah, D. y Coulman, G. (1978) "Kinetics of Nitrification and Denitrification Reactions". Biotech. Bioeng. Vol. XX, pp. 43-72.
- Shin, H-S. y Nam, S.Y. (2000). "Organic and nitrogen removal with minimal COD requirements by integration of sequestered denitrification and separate nitrification in a low-loaded activated sludge". Wat. Sci. Techn. Vol. 42, N^o 12, pp. 65-72.

- Tchobanoglous, G. y Schroeder, E. (1985). "Water Quality". MacGraw Hill. Reading, Massachusetts.
- Teichgraben, B., D. Schreff, C. Ekkerlein y P.Wilderer (1990). "SBR technology in Germany- an overview". W.Sci. Tech. Vol. 34, N° 3, pp. 259-267.
- Thirumurthi, D. y Orlando, J.. (1976). "Biochemical and physical-chemical treatment of weak municipal wastewater". Journal WPCF, Vol. 48, N° 12, pp. 2708-2722.
- Tomlinson, E. (1982). "The emergence of the bulking problem and the current situation in the UK", Cap. 1 en: R. Chambers y E. Tomlinson (ed). "Bulking of Activated Sludge: Preventive and Remedial Methods". Ellis Horwood Limited, England.
- Wagner, F. (1982) "Study of the causes and prevention of sludge bulking in Germany", Cap. 2, en: R. Chambers y E. Tomlinson (ed). "Bulking of activated sludge: Preventive and remedial methods". Ellis Horwood Limited, England.
- United States Environmental Protection Agency (1999). Wastewater technology fact sheet sequencing batch reactors. EPA 832-F-99-073.
- Wilderer, P. (1995). "Technology of membrane biofilm reactor operated under periodically changing process conditions". Wat. Sci. Tech. Vol. 31, N° 1, pp. 173-183.
- Wilderer, P., Irvine, R. y Doellerer, J. (Edit.) (1997). "Sequenced Batch Reactors Technology". Wat. Sci. Tech. Vol. 35, No 1
- Wilderer, P., Irvine, A. y Goronszy, M. (2001). "Sequencing Batch Reactors Technology". IWA Publishing, Alliance House, 12 Caston Street, London SW1HOQS, UK.
- Wilderer, P. y McSwain, B. (2004). "The SBR and its biofilm application potential" Wat, Sci. Tecn. Vol. 59, N° 10, pp 1-10.
- Wyffels, S., Boeckx, P., Pynaert, K., Zhang, D., Van Cleemput, O., Chen, G. y Verstraete, W. (2004). "Nitrogen removal from sludge reject water by two-stage oxygen-limited autothrophic nitrification denitrification". Wat. Sci. Tech. Vol. 49, N° 5-6, pp. 57-64.
- Winkler, A. (1986). "Tratamiento Biológico de Aguas de Desecho". Editorial Limusa S.A., México.
- Yang, W., Vollertsen, J. y Hvitrev-jacobsen, T. (2003). "Nitrite accumulation in the treatment of wastewater with high ammonia concentration". Wat. Sci. Tech. Vol. 48 N° 3, pp 135-141

Yilmaz, G. y Oztürk, J. (2003). “Nutrient removal of ammonia rich effluents in a sequencing batch reactor”. *Wat. Sci. Tech.* Vol. 48 N° 11 pp. 377-383.

Yoong, E.T., Lant, P. y Greenfield, P. (2000). “*in situ* respirometry in a SBR treating wastewater with high phenol concentrations” *Wat. Res.* Vol. 34 N° 1, pp 239-245.

APÉNDICES

APÉNDICE A

COMPOSICIÓN DE LAS AGUAS RESIDUALES Y DEL AGUA DEL GRIFO

Tabla A-1 Composición y clasificación típica de las aguas residuales domésticas de EEUU^a

Característica	Clasificación ^c		
	Baja	Media	Alta
DBO ^b	110	190	350
DQO ^b	250	430	800
SST ^b	120	210	400
NTK ^b	20	40	70
P ^b	4	7	12
DQO/NTK	12,5	10,8	11,4
DBO/NTK	5,5	4,8	5,0
DQO/DBO	2,3	2,3	2,3
DQO/P	63	61	66,7

a Metcalf & Eddy (2003)

b g/m³

c flujo volumétrico aproximado: 0,75; 0,46; 0,24 l/p.d para baja, media y alta concentración, respectivamente

Tabla A-2 Aporte per capita volumétrico y másico típicos de aguas residuales domésticas de EEUU.

Característica	Clasificación ^c		
	Baja	Media	Alta
Flujo ^a	0,75	0,46	0,24
DBO ^b	83	87	84
DQO ^b	188	199	192
SST ^b	90	97	96
NTK ^b	15	18	17
P ^b	3	3	3

a m³/p x d

b g/p x d

c flujo másico per capita obtenido de los datos presentados en la tabla 1.3

Tabla A-3 Composición físico-química del agua de abastecimiento utilizada para la preparación del agua residual sintética.

Parámetro	Valor medio	Rango	Unidades
pH	7,55	7,49-7,6	
Conductancia específica	4,5		µmho/cm
Color aparente	30		UC
Color real	15		UC
Turbiedad	25		UNT
Cloruro (Cl)	10,5	10-11	mq/L
Sulfato (SO₄)	3,5	3-4	mq/L
Nitrato (NO₃)	0		mq/L
Nitrito (NO₂)	0		mq/L
Fluoruro (F)	0,1		mq/L
Calcio (Ca)	36	34-38	mq/L
Magnesio (Mg)	8	4-12	mq/L
Sodio (Na)	2	1-3	mq/L
Potasio (K)	2	1-3	mq/L
Sílice (SiO₂)	10		mq/L
Dióxido de carbono (CO₂)	0		mq/L
Acidez (CaCO₃)	0		mq/L
Alcalinidad (CaCO₃)			
A la fenolftaleína (pH 8,3)	106	96-116	mq/L
Total (pH 4,5)	122	112-132	mq/L
Dureza carbonática	106	96-116	mq/L
Residuo filtrable	270	250-290	mq/L
Índice de Lanqelier	-0,4	(-0,5)-(-0,3)	mq/L

Sitio de captación: grifo del laboratorio de Procesos Unitarios

APÉNDICE B

PROGRAMAS DE MUESTREO

Tabla B-1	Programa de muestreo para evaluar al RCS (ciclo de desnitrificación)^a experiencia 2
------------------	---

Sitio de captación	Parámetro ^b												
	DQO	DBO _{5,20}	pH	Alc.	OD	SSLM	NH ₄	NO ₂	NO ₃	NTK	IVL/rs	SS	Turb.
Alimentación	X	X	X	X	X		X	X	X	X			X
Reactor (antes del llenado)	X	X	X	X	X	X	X	X		X			
Durante el periodo de reacción													
Tiempo, h													
1			X	X	X	X	X	X	X	X			
2			X	X	X	X	X	X	X	X			
3			X	X	X	X	X	X	X	X			
5			X	X	X	X	X	X	X	X			
10			X	X	X	X	X	X	X	X			
20		X	X	X	X	X	X	X	X	X			X
Al final del periodo de pulido		X	X	X	X	X	X	X	X	X	X		
Al final del periodo de sedimentación	X	X	X	X	X		X	X	X	X	X	X	X

^a Programa de operación: 1 ciclo/día; total del tiempo: 22 h/ ciclo

^b LEYENDA:

DQO: Demanda química de oxígeno, mg/L

DBO_{5,20}: Demanda bioquímica de oxígeno (a 5 días y 20° C), mg/L

Alc: Alcalinidad, mg CaCO₃/L

OD: Oxígeno disuelto, mg/L

SSLM: Sólidos suspendidos del licor mezclado, mg/L

NH₄: Nitrógeno amoniacal-N, mg NH₄-N/L

NO₂: Nitritos, mg NO₂-N/L

NO₃: Nitratos, mg NO₃-N/L

NTK: Nitrógeno total Kjeldahl, mg/L

IVL: Índice volumétrico de los lodos

rs: Velocidad de sedimentación de la interfase

SS: Sólidos suspendidos totales

Turb: Turbiedad, Unidades nefelométricas de turbiedad

Tabla B-2	Programa de muestreo para evaluar los RCS (ciclo de remoción del carbono)^a experiencias 3 y 4
------------------	---

Sitio de captación	Parámetro ^b											
	DQO	pH	Alc.	OD	SSLM	NH ₄	NOx	NTK	IVL/ rs	ro/ rc	SS	Turb.
Alimentación	X	X	X	X		X	X	X			X	X
Reactor (antes del llenado)	X	X	X	X	X	X	X	X				
Durante el período de reacción												
Tiempo, h												
1		X	X	X	X							
2		X	X	X	X							
3		X	X	X	X							
5		X	X	X	X							
10		X	X	X	X							
15		X	X	X	X							
20		X	X	X	X							
25		X	X	X	X							
30		X	X	X	X	X	X	X	X	X		
Al final del período de sedimentación	X	X	X	X		X	X	X			X	X

^a Programa de operación: 1 ciclo/día; total del tiempo: 2 h/ ciclo

Tasa de recirculación: 1:2

^b LEYENDA:

DQO: Demanda química de oxígeno

Alc: Alcalinidad

OD: Oxígeno disuelto

SSLM: Sólidos suspendidos del licor mezclado

NH₄: Nitrógeno amoniacal-N

NOx: Nitritos-N y nitratos-N

NTK: Nitrógeno total Kjeldahl

IVL: Índice volumétrico de los lodos

rs: Velocidad de sedimentación de la interfase

ro: Tasa de respiración

rc: Biosorción del carbono

SS: Sólidos suspendidos totales (con tamaño del poro de 1,2 micras)

Turb: Turbiedad

Tabla B-3 Programa de operación y muestreo para evaluar el sistema combinado en el subciclo de nitrificación biológica (RCSB)^a

Sitio de captación	Parámetro ^b									
	DBO	DQO	pH Alc.	N-org	OD	SST	NH ₄	NOx	PO ₄ /Pt	Turb.
Alimentación	X	X	X		X	X	X	X	X	X
Reactor (antes del llenado)	X	X	X		X		X	X	X	
Durante el período de reacción										
Tiempo, h										
0	X	X			X		X	X		
0,25		X			X		X	X		
0,5		X			X		X	X		
1		X			X		X	X		
2		X			X		X	X		
3		X			X		X	X		
4,3		X	X		X		X	X		
Al final del período de sedimentación	X	X	X		X	X	X	X	X	X

^a Programa de operación: 4 ciclos/día

^b LEYENDA:

DBO: Demanda química de oxígeno

DQO: Demanda química de oxígeno

Alc: Alcalinidad

OD: Oxígeno disuelto

N-org: Nitrógeno orgánico-N

NH₄: Nitrógeno amoniacal-N

NOx: Nitritos y nitratos

SST: Sólidos suspendidos totales

PO₄: Ortofosfatos

Pt: Fósforo total

Tabla B-4	Programa de operación y muestreo para evaluar el sistema combinado en el subciclo de desnitrificación (RCS)^a
------------------	--

Sitio de captación	Parámetro ^b												
	DBO	DQO	pH Alc.	NH ₄	N-org	OD	SSLM	PO ₄ /Pt	NOx	SST	IVL rs	ro rc	Turb.
Alimentación	X	X	X	X		X	X	X	X	X			X
Reactor (antes del llenado)	X	X	X	X		X	X	X	X				
Durante el período de reacción													
Tiempo, h													
0	X	X		X		X			X				
0,25		X		X		X			X				
0,5		X		X		X			X				
1		X		X		X			X				
2		X		X		X			X				
3		X		X		X			X				
4,3		X	X	X		X			X				
Final fase de pulido		X				X	X	X		X	X	X	
Al final del período de sedimentación	X	X	X	X		X		X	X	X			X

^a Programa de operación: 3 ciclos/día

^b LEYENDA:

DBO: Demanda bioquímica de oxígeno

DQO: Demanda química de oxígeno

Alc: Alcalinidad

OD: Oxígeno disuelto

SSLM: Sólidos suspendidos del licor mezclado (totales y volátiles)

NH₄: Nitrógeno amoniacal

NOx: Nitritos y nitratos

IVL: Índice volumétrico de los lodos (con y sin agitación)

Pt: Fósforo total

PO₄: Ortofosfatos

ro: Tasa de respiración

rc: Biosorción del carbono

SST: Sólidos suspendidos totales

Turb: Turbiedad

APÉNDICE C

Evaluación hidráulica del reactor de biopelícula basada en el modelo de Wolf y Resnick (Arboleda, 2002).

El uso de trazadores para determinar la proporción de flujo pistón y flujo de mezcla completa es muy corriente.

La adición de los trazadores puede ser instantánea o continua. En esta experiencia se usó la primera técnica en cuyo caso se puso una concentración C_o del trazador en un tiempo muy corto y se midió a través del tiempo la concentración C que aparece en el efluente.

Se han propuesto varios sistemas analíticos para interpretar la curva concentración-tiempo en reactores. Estudiosos del tema, como Arboleda, recomiendan el uso de las ecuaciones de Wolf y Resnick, quienes han propuesto un método que analiza la totalidad de la curva y no sólo las tendencias centrales, y cuyas ecuaciones reacomodadas por Rebhon y Argaman llegan a la siguiente ecuación práctica:

$$1 - f(t) = 1 - \frac{Ct}{C_e} = e^{-\left(\frac{1}{(1-p)(1-m)}\right)\left(\frac{t}{t_o}\right)^\theta} \quad (1)$$

y puede expresarse:

$$\theta = p(1 - m) \quad (2)$$

C_e = concentración inicial del trazador, mg/L

C_t = concentración en la unidad de tiempo, Mg/L

t_o = tiempo de retención teórico, min

θ = desplazamiento de la curva debido a los espacios muertos

p = fracción de flujo considerado como pistón de la parte efectiva del caudal de mezclado

m = fracción de volumen del tanque considerado como espacio muerto.

Reemplazando (2) en (1):

$$F(t) = 1 - e^{-\left[\frac{1}{(1-p)(1-m)}\left(\frac{t}{t_o}\right)^{p(1-m)}\right]} \quad (3)$$

En la ecuación anterior se observa que si no existen espacios muertos

$$F(t) = 1 - e^{-\left[\frac{1}{(1-p)}\right]\left[\frac{t}{t_0} - p\right]} \quad (4)$$

Y si el flujo es perfectamente mezclado ($p=0$)

$$F(t) = 1 - e^{-t/t_0} \quad (5)$$

Reacomodando la ecuación (3) y tomando logaritmos en ambos lados, se tiene la siguiente ecuación:

$$\log(1 - F(t)) = \left(\frac{1}{(1-m)(1-p)}\right) \left[\left(\frac{t}{t_0}\right) - p(1-m)\right] \log(e) \quad (6)$$

Que es la ecuación de una línea recta. Dibujando en papel semilogarítmico ($1-F(t)$) en las ordenadas y t/t_0 en las abscisas, resulta una línea recta que forma un ángulo α con la horizontal. Si la línea pasa por el origen y tiene pendiente -1, existe mezcla completa. La ecuación (6) podría entonces reescribirse así:

$$\log(1 - F(t)) = -tg\alpha \left[\left(\frac{t}{t_0}\right) - \theta\right] \quad (7)$$

Y donde :

$$tg\alpha = \frac{-\log e}{(1-m)(1-p)} = \left(\frac{0.435}{\theta}\right) \left(\frac{p}{1-p}\right) \quad (8)$$

El valor ($1-F(t)$) es la fracción del flujo que sale en un tiempo mayor de t_0 , y es igual a $1 - (C_t / C_e)$ cuando se empieza la dosificación del trazador (rama ascendente de la curva) y a C_t / C_e cuando se suspende bruscamente (rama descendente de la curva). De la ecuación (8) se puede despejar p . Así:

$$p = \frac{\theta \times tg\alpha}{0.435 + \theta \times tg\alpha} \quad (9)$$

Si ($1-F(t)$) es igual a 1, en la ecuación (8) $\log(1-F(t)) = 0$ y entonces $0 = -tg\alpha (t / t_0 - \theta)$, y sabemos que $m = (1 - (\theta / p))$.

En la figura C-1 encontramos que si la línea pasa por el origen, el flujo es completamente mezclado y cuando ($1-F$) = 1, el valor de $t/t_0 = \theta$ y se puede hallar prolongando la línea A-B. Si $\alpha = 90$ para $t/t_0 = 1$, el flujo es todo pistón. Cuanto mayor sea α mayor será la proporción de flujo pistón en el reactor.

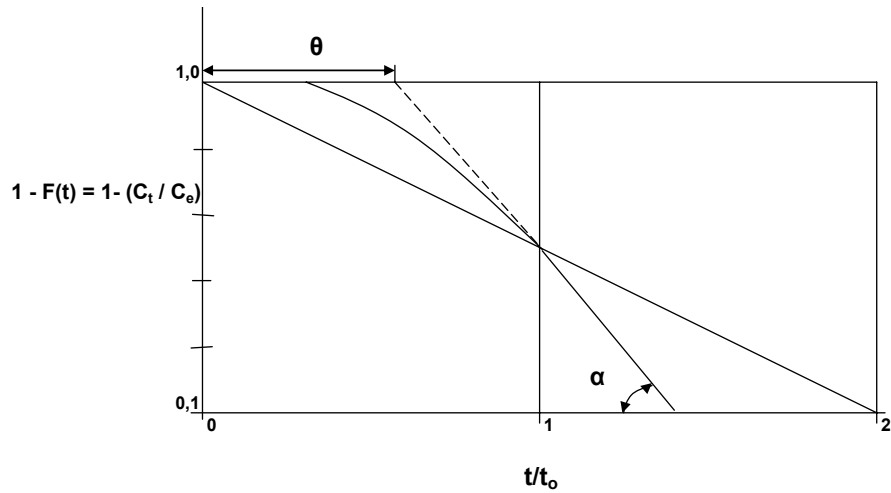


Figura C-1 Representación gráfica de Ecuación de Wolf y Resnick para tipo de mezcla en reactores (Arboleda, 2002)

Datos para la evaluación experimental del comportamiento hidráulico del lecho biopercolador:

A continuación se presentan las tablas C-1, C-2 y C-3 que incluyen los datos de concentración del trazador en el tiempo, con los cuales se determinó el régimen de mezcla del reactor usando el modelo de Wolf y Resnick.

Tabla C-1. Datos de la relación de Concentración relativa del trazador en el tiempo. Ensayo N° 1

Q=0,94 l/min		t ₀ =12,8 min		
t	C _s	t/t ₀	C	1-C/Co
5	3,99	0,39	18,73	0,76
7	3,34	0,55	25,01	0,68
8	2,87	0,63	30,4	0,61
10	2,36	0,78	34,84	0,55
12	1,95	0,94	38,50	0,50
14	1,74	1,09	41,77	0,46
16	1,52	1,25	44,63	0,42
20	1,22	1,56	49,2	0,36
25	0,92	1,95	53,52	0,31
30	0,77	2,34	57,13	0,26
35	0,57	2,73	59,79	0,23
40	0,52	3,13	62,21	0,20
45	0,46	3,52	64,35	0,17
50	0,42	3,91	66,32	0,14
55	0,40	4,30	68,21	0,12
60	0,31	4,69	69,68	0,10

Tabla C-2. Datos de la relación de Concentración relativa del trazador en el tiempo. Ensayo N° 2

Q=0,94 l/min		to=12,8 min		
t	Cs	t/to	C	1-C/Co
3	4,84	0,23	13,64	0,80
5	3,39	0,39	20,00	0,71
7	3,00	0,55	25,60	0,63
9	2,35	0,70	30,10	0,56
10	2,02	0,78	31,97	0,54
15	1,46	1,17	38,84	0,44
17	1,25	1,33	41,20	0,40
20	1,05	1,56	44,15	0,36
25	0,84	1,95	48,08	0,30
30	0,67	2,34	51,24	0,26
35	0,60	2,73	54,07	0,22
40	0,49	3,13	56,39	0,18
45	0,42	3,52	58,36	0,15
50	0,39	3,91	60,18	0,13
55	0,38	4,30	61,97	0,10

Tabla C-3. Datos de la relación de Concentración relativa del trazador en el tiempo. Ensayo N° 3

Q=0,94 l/min		to=12,8 min		
t	Cs	t/to	C	1-C/Co
3	4,66	0,23	13,15	0,82
5	3,82	0,39	20,34	0,72
7	3,07	0,55	26,10	0,63
9	2,52	0,70	30,83	0,57
10	1,99	0,78	32,70	0,54
15	1,55	1,17	39,99	0,44
17	1,28	1,33	42,40	0,41
20	1,14	1,56	45,63	0,36
25	0,94	1,95	50,04	0,30
30	0,73	2,34	53,48	0,25
35	0,65	2,73	56,53	0,21
40	0,53	3,13	59,02	0,17
45	0,48	3,52	61,27	0,14
50	0,40	3,91	63,13	0,12
55	0,37	4,30	64,88	0,10

APENDICE D

Datos experimentales crudos de la Experiencia 1 de la Fase 1 utilizando un biorreactor de película adherida para la nitrificación.

Tabla D-1

Parámetros químicos de los ensayos iniciales para ajustar pH y alcalinidad. Concentración utilizada de 500 mg NH₄⁺-N/L

Parámetro	Ensayo N° 1		Ensayo N° 2		Ensayo N° 3	
	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
pH ^a	5,4	5,1	5,6	5,2	5,3	4,9
Alc ^b	35	12	30	10	38	15
OD ^c	6	5,2	5,8	5,2	6,3	5,7
DQO ^c	920	180	800	260	1000	200
NH ₄ -N ^c	457	412	438	417	446	432
NITRITO-N ^c	0,09	0,12	0,06	0,1	0,04	0,09
NITRATO-N ^c	2,65	4,64	1,46	2,25	2,12	3,18

^a unidades de pH

^b mg/L - CaCO₃

^c mg/L

Tabla D-2

Parámetros químicos correspondientes a la concentración de 500 mg NH₄⁺-N/L

Parámetro	Ensayo N° 1		Ensayo N° 2		Ensayo N° 3	
	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
pH ^a	7,75	7,15	7,33	6,80	7,70	6,97
Alc ^b	390	218	250	184	378	206
Acidez ^b	158	134	160	200	128	108
OD ^c	6,8	6,2	6,0	5,4	6,4	5,9
DQO ^c	980	120	1000	160	1040	200
NH ₄ -N ^c	426	286	420	280	412	264
SS ^c	1032	264	968	306	650	102

^a unidades de pH

^b mg/L - CaCO₃

^c mg/L

Tabla D-3

**Parámetros químicos correspondientes a la concentración de
750 mg NH₄⁺-N/L**

Parámetro	Ensayo N° 1		Ensayo N° 2		Ensayo N° 3	
	Afluyente	Efluyente	Afluyente	Efluyente	Afluyente	Efluyente
pH ^a	7,63	7,38	7,68	7,36	7,72	7,48
Alc ^b	480	280	486	272	498	302
Acidez ^b	220	170	230	164	238	184
OD ^c	6,4	6,0	6,5	5,8	6,2	5,7
DQO ^c	1080	140	1160	160	1120	200
NH ₄ -N ^c	694	414	706	378	678	336
SS ^c	1110	183	847	123	913	117

^a unidades de pH

^b mg/L - CaCO₃

^c mg/L

Tabla D-4

**Parámetros químicos correspondientes a la concentración de
1000 mg NH₄⁺-N/L**

Parámetro	Ensayo N° 1		Ensayo N° 2		Ensayo N° 3	
	Afluyente	Efluyente	Afluyente	Efluyente	Afluyente	Efluyente
pH ^a	7,75	7,05	7,82	6,97	7,60	6,88
Alc ^b	600	374	830	398	620	366
Acidez ^b	284	240	216	270	340	300
OD ^c	6,2	5,8	6,3	5,7	6,2	5,7
DQO ^c	1240	340	1440	380	1360	280
NH ₄ -N ^c	952	644	918	627	930	727
SS ^c	1540	283	1323	215	1487	198

^a unidades de pH

^b mg/L - CaCO₃

^c mg/L

APÉNDICE E

Datos de la experiencia 2 de la Fase 1: Desempeño de un reactor de lecho suspendido para desnitrificar

Tabla E-1 Datos para la evaluación del sistema RCS. Ensayo 1 (etapa de desnitrificación)

Sitio de captación	Parámetro												
	pH	Alc. ^a	OD ^b	NH ₄ ^c	NTK ^c	NTK _f ^c	NO ₂ ^{-c}	NO ₃ ^{-c}	SSLM ^b	SS ^b	Turb. ^d	DQO ^b	DBO _{5,20} ^b
Alimentación	6,68			0,2			0,003	20,4				4	
Reactor (antes de llenado)	6,32			0,1			0,66	0				50	
Período de reacción tiempo, h													
1	6,39			0			0,03	9,2					
2	6,43			0			0,02	10,4					
3	6,70			0			0,02	9,2					
5	6,52			0			0,02	16,3					
15													
20	7,62			0			0,03	11,5				88	
Final período de pulido													
Final período de sedimentación				0,7			0,02	13,3				48	

Leyenda

a mg CaCO₃/L

b mg/L

c mg N/L

d Unidades nefelométricas de turbiedad (UNT)

Tabla E-2 Datos para la evaluación del sistema RCS. Ensayo 2 (etapa de desnitrificación)

Sitio de captación	Parámetro												
	pH	Alc. ^a	OD ^b	NH ₄ ^c	NTK ^c	NTK _f ^c	NO ₂ ^{-c}	NO ₃ ^{-c}	SSLM ^b	SS ^b	Turb. ^d	DQO ^b	DBO _{5,20} ^b
Alimentación	7,57	98		0,2			0,02	13,9				9	
Reactor (antes de llenado)	7,41	170		0,2			0,03	0				28	
Período de reacción tiempo, h													
1	7,38			0			0,03	7,4					
2	7,36	138		0,1			0,03	5,0					
3	7,36	130		0,1			0,06	7,4					
5	7,40	134			0		0,09	6,8					
15													
20					1,0		0,02	4,4				32	
Final período de pulido					0,2		0,003	3,9				27	
Final período de sedimentación					0,1		0,003	4,4				25	

Leyenda

a mg CaCO₃/L

b mg/L

c mg N/L

d Unidades nefelométricas de turbiedad (UNT)

Tabla E-3 Datos para la evaluación del sistema RCS. Ensayo 3 (etapa de desnitrificación)

Sitio de captación	Parámetro												
	pH	Alc. ^a	OD ^b	NH ₄ ^c	NTK ^c	NTK _r ^c	NO ₂ ^{-c}	NO ₃ ^{-c}	SSLM ^b	SS ^b	Turb. ^d	DQO ^b	DBO _{5,20} ^b
Alimentación	8,05	126		0,2			0,02	24,7				9	
Reactor (antes de llenado)	8,07	154		0,2			0,60	0,5				38	
Período de reacción tiempo, h													
1	8,09	134		0			0,03	13,0					
2	7,61	148		0,1			0,05	15,1					
3	7,12	104		0,1			0,14	10,1					
5	7,44	136			0		0,14	9,3					
10							0,91	8,5					
15													
20	7,22	134			1,0		0,02	10,4				12	
Final período de pulido	7,34	128			0,2		0,02	8,5				13	
Final período de sedimentación	7,62	128			0,1		0,06	7,8				13	

Leyenda

a mg CaCO₃/L

b mg/L

c mg N/L

d Unidades nefelométricas de turbiedad (UNT)

Tabla E-4 Datos para la evaluación del sistema RCS. Ensayo 4 (etapa de desnitrificación)

Sitio de captación	Parámetro												
	pH	Alc. ^a	OD ^b	NH ₄ ^c	NTK ^c	NTK _r ^c	NO ₂ ^{-c}	NO ₃ ^{-c}	SSLM ^b	SS ^b	Turb. ^d	DQO ^b	DBO _{5,20} ^b
Alimentación	6,90	108			0,6	0,6	0,16	25,2				6	
Reactor (antes de llenado)	6,82	154			1,3	0,8	0,05	0,3				36	
Período de reacción tiempo, h													
1	7,47	134				0,7	0,07	15,1					
2	8,19	142				0,6	0,09	14,5					
3	8,13	144					0,08	11,0					
5	7,23	132				0,7	0,08	6,8					
15													
20	6,97	129				0,4	0,15	3,0				18	
Final período de pulido	7,45	130			79	0,8	0,19	4,4				12	
Final período de sedimentación	7,20	121						4,5				12	

Leyenda

a mg CaCO₃/L

b mg/L

c mg N/L

d Unidades nefelométricas de turbiedad (UNT)

Tabla E-5 Datos para la evaluación del sistema RCS. Ensayo 5 (etapa de desnitrificación)

Sitio de captación	Parámetro												
	pH	Alc. ^a	OD ^b	NH ₄ ^c	NTK ^c	NTK _f ^c	NO ₂ ^{-c}	NO ₃ ^{-c}	SSLM ^b	SS ^b	Turb. ^d	DQO ^b	DBO _{5,20} ^b
Alimentación	7,80	87			0,6	0,6	0,01	19,8		28 (40)	1,8	14	
Reactor (antes de llenado)	7,92	141			0,9	0,9	0,02	0,3				26	
Período de reacción tiempo, h													
1	8,04	156			1,1	1,1	0,02	9,8					
2	7,48	156			0,9	0,9	0,03	9,8					
3	7,66	152			0,2	0,2	0,06	9,8					
5	6,76	112			0,8	0,8	0,05	8,6					
15	6,16	152			14,6	14,6	0,86	7,4					
20	6,57	146			0,8	0,8	0,19	6,8					
Final período de pulido	8,03	134			1,0	1,0	0,03	6,5				30	
Final período de sedimentación	7,46	140			38,1		0,02	5,3		33 (45)	2,6	40	

Leyenda

a mg CaCO₃/L

b mg/L

c mg N/L

d Unidades nefelométricas de turbiedad (UNT)

Tabla E-6 Datos para la evaluación del sistema RCS. Ensayo 6 (etapa de desnitrificación)

Sitio de captación	Parámetro												
	pH	Alc. ^a	OD ^b	NH ₄ ^c	NTK ^c	NTK _f ^c	NO ₂ ^{-c}	NO ₃ ^{-c}	SSLM ^b	SS ^b	Turb. ^d	DQO ^b	DBO _{5,20} ^b
Alimentación	7,59	116	4,5		0,2	0,4	0,03	21,0		10 (12)	2	16	
Reactor (antes de llenado)	7,35	154	3,9		177,2		0,06	0,30				34	
Período de reacción tiempo, h													
1	7,60	124	2,6			0,6	0,03	11,0					
2	7,70	120	2,0			0,6	0,04	11,0					
3	6,96	128	1,0				0,05	11,0					
5	7,35	120	0,2			0,6	0,09	10,4					
15	7,40					0,7							
20	7,52	140				1,6	0,06	7,40				17	
Final período de pulido	7,67	128	8,2		73,1	0,9	0,11	6,81				15	
Final período de sedimentación	7,60	142	6,7			2,1	0,03	6,20		16 (27)	3		

Leyenda

a mg CaCO₃/L

b mg/L

c mg N/L

d Unidades nefelométricas de turbiedad (UNT)

Tabla E-7 Datos para la evaluación del sistema RCS. Ensayo 7 (etapa de desnitrificación)

Sitio de captación	Parámetro												
	pH	Alc. ^a	OD ^b	NH ₄ ^c	NTK ^c	NTK _f ^c	NO ₂ ^{-c}	NO ₃ ^{-c}	SSL ^b	SS ^b	Turb. ^d	DQO ^b	DBO _{5,20} ^b
Alimentación	7,54	120	4,6		0,4	0,2	0,003	21,8		15 (16)		14	
Reactor (antes de llenado)	7,29	158	3,5			0,9	0,09	0,5				37	
Período de reacción tiempo, h													
1	7,65	150	1,5			1	0,06	8,5					
2	7,61	148	0,9			0,6	0,12	7,8					
3	7,71	158	0,7			1,1	0,14	7,1					
5	7,76	150	0,4			0,8	0,01	7,1					
15													
20	7,59	150	0,9			0,5	0,03	5,4				20	
Final período de pulido	7,76	136	8,0		80,3	0,7	0,02	4,3					
Final período de sedimentación	7,72	140	5,9				0,003	4,1		20 (29)		23	

Leyenda

a mg CaCO₃/L

b mg/L

c mg N/L

d Unidades nefelométricas de turbiedad (UNT)

Tabla E-8 Datos para la evaluación del sistema RCS. Ensayo 8 (etapa de desnitrificación)

Sitio de captación	Parámetro												
	pH	Alc. ^a	OD ^b	NH ₄ ^c	NTK ^c	NTK _f ^c	NO ₂ ^{-c}	NO ₃ ^{-c}	SSL ^b	SS ^b	Turb. ^d	DQO ^b	DBO _{5,20} ^b
Alimentación	7,80	123	4,5		1,1	0	0,02	19,3		13 (17)		15	
Reactor (antes de llenado)	7,74	157	2,9				0,03	0,4				37	
Período de reacción tiempo, h													
1	7,31	134	0,4			0,8	0,03	9,5					
2	7,30	135	0,9			0,7	0,03	8,7					
3	7,49	140	0,8			0,7	0,04	8,0					
5	7,49	136	0,7			0,6	0,05	7,6					
15													
20	6,94	155	1,0			0,6	0,03	7,2				18	
Final período de pulido	7,81	150	8,2		105,8	0,6	0,02	6,5					
Final período de sedimentación	7,72	126	5,4			0,6	0,02	5,3		20 (31)		23	

Leyenda

a mg CaCO₃/L

b mg/L

c mg N/L

d Unidades nefelométricas de turbiedad (UNT)

Tabla E-9 Datos para la evaluación del sistema RCS. Ensayo 9 (etapa de desnitrificación)

Sitio de captación	Parámetro												
	pH	Alc. ^a	OD ^b	NH ₄ ^c	NTK ^c	NTK _f ^c	NO ₂ ^{-c}	NO ₃ ^{-c}	SSLM ^b	SS ^b	Turb. ^d	DQO ^b	DBO _{5,20} ^b
Alimentación										30 (44)	1,8	15	2
Reactor (antes de llenado)												30	340
Período de reacción tiempo, h													
1													
2													
3													
5													
15													
20													
Final período de pulido									1514				
Final período de sedimentación										36 (49)	2,5	19	8

Leyenda

a mg CaCO₃/L

b mg/L

c mg N/L

d Unidades nefelométricas de turbiedad (UNT)

Tabla E-10 Datos para la evaluación del sistema RCS. Ensayo 10 (etapa de desnitrificación)

Sitio de captación	Parámetro												
	pH	Alc. ^a	OD ^b	NH ₄ ^c	NTK ^c	NTK _f ^c	NO ₂ ^{-c}	NO ₃ ^{-c}	SSLM ^b	SS ^b	Turb. ^d	DQO ^b	DBO _{5,20} ^b
Alimentación			5,1									24	4
Reactor (antes de llenado)			3,9									36	255
Período de reacción tiempo, h													
1			1,5										
2			0,9										
3			0,6										
5			0,4										
15													
20			0,9										
Final período de pulido			8,0									18	
Final período de sedimentación			5,7									13	5

Leyenda

a mg CaCO₃/L

b mg/L

c mg N/L

d Unidades nefelométricas de turbiedad (UNT)

Tabla E-11 Datos para la evaluación del sistema RCS. Ensayo 11 (etapa de desnitrificación)

Sitio de captación	Parámetro												
	pH	Alc. ^a	OD ^b	NH ₄ ^c	NTK ^c	NTK _r ^c	NO ₂ ^{-c}	NO ₃ ^{-c}	SSLM ^b	SS ^b	Turb. ^d	DQO ^b	DBO _{5,20} ^b
Alimentación											1,5	14	2
Reactor (antes de llenado)												31	200
Período de reacción tiempo, h													
1													
2													
3													
5													
15													
20													
Final período de pulido													
Final período de sedimentación											2,5	20	5

Leyenda

a mg CaCO₃/L

b mg/L

c mg N/L

d Unidades nefelométricas de turbiedad (UNT)

Tabla E-12 Datos para la evaluación del sistema RCS. Ensayo 12 (etapa de desnitrificación)

Sitio de captación	Parámetro												
	pH	Alc. ^a	OD ^b	NH ₄ ^c	NTK ^c	NTK _r ^c	NO ₂ ^{-c}	NO ₃ ^{-c}	SSLM ^b	SS ^b	Turb. ^d	DQO ^b	DBO _{5,20} ^b
Alimentación											1,5	12	2
Reactor (antes de llenado)												29	250
Período de reacción tiempo, h													
1													
2													
3													
5													
15													
20												23	
Final período de pulido												22	
Final período de sedimentación											2		2

Leyenda

a mg CaCO₃/L

b mg/L

c mg N/L

d Unidades nefelométricas de turbiedad (UNT)

Tabla E-13 Datos para la evaluación del sistema RCS. Ensayo 13 (etapa de desnitrificación)

Sitio de captación	Parámetro												
	pH	Alc. ^a	OD ^b	NH ₄ ^c	NTK ^c	NTK _r ^c	NO ₂ ^{-c}	NO ₃ ^{-c}	SSLM ^b	SS ^b	Turb. ^d	DQO ^b	DBO _{5,20} ^b
Alimentación			4,5									9	
Reactor (antes de llenado)			3,0						2208			33	
Período de reacción tiempo, h													
1			1,4						788				
2			1,1						1084				
3			1,0						1136				
5			0,6						1268				
15													
20			1,0						1406				
Final período de pulido			8,5						1494				
Final período de sedimentación			6,2									36	

Leyenda

a mg CaCO₃/L

b mg/L

c mg N/L

d Unidades nefelométricas de turbiedad (UNT)

APENDICE F

EXPERIENCIA 3 DE LA FASE 1: EFECTO DEL TIEMPO DE AIREACIÓN SOBRE LA DENITRIFICACIÓN

Curvas típicas de respiración y sedimentación

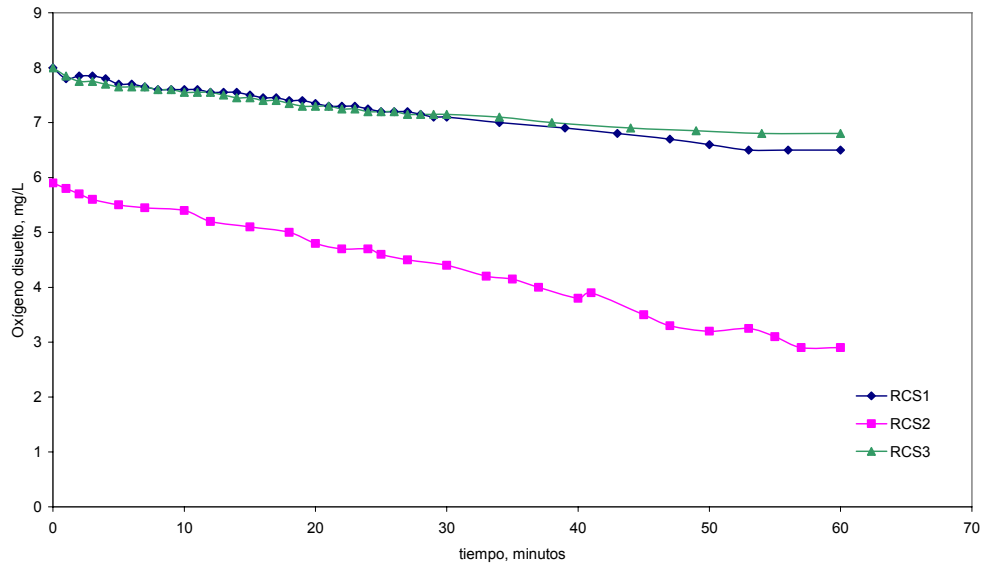


Figura F-1. Curvas típicas de respiración con sustrato en exceso para RCS1, RCS2 y RCS3, ciclo de desnitrificación

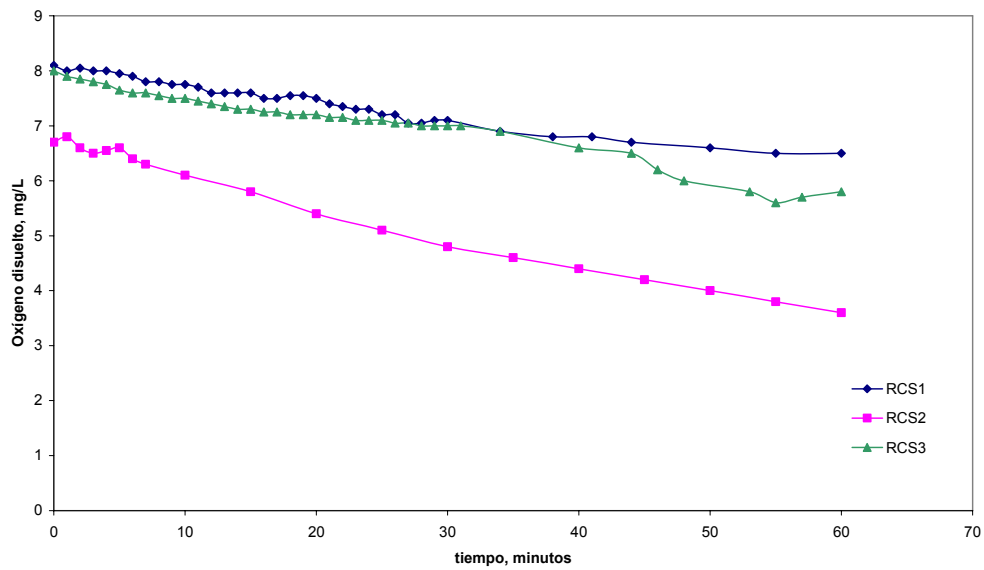


Figura F-2. Curvas típicas de respiración endógena para RCS1, RCS2 y RCS3, ciclo de desnitrificación.

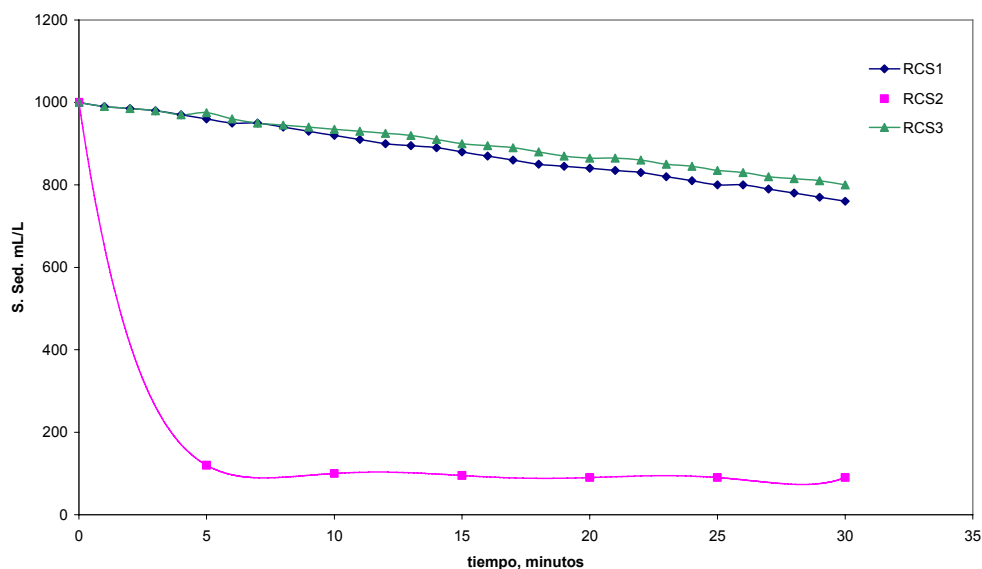


Figura F-3. Curvas de sedimentación típicas de RCS1, RCS2 y RCS3, ciclo de desnitrificación

Tablas de datos de nitritos y nitratos

Tabla F-1. Datos para obtener perfiles de nitritos y nitratos (promedio de 3 ensayos)

Tiempo, h	RCS1		RCS2		RCS3	
	NO ₂ ⁻ mg/L-N	NO ₃ ⁻ mg/L-N	NO ₂ ⁻ mg/L-N	NO ₃ ⁻ mg/L-N	NO ₂ ⁻ mg/L-N	NO ₃ ⁻ mg/L-N
0	0,00	19,8	0,0	19,8	0,00	19,8
1	0,24	12,1	0,13	13,4	0,01	13,9
2	0,29	10,9	0,41	11,7	0,11	12,8
3	0,47	9,7	0,64	10,4	0,24	11,8
5	0,67	8,4	0,78	8,7	0,26	10,1
10	0,65	6,3	1,0	6,1	0,45	7,3
15	0,49	4,6	1,54	3,7	0,56	5,2
20	0,50	0,4	0,89	0,4	0,61	1,6
20,5	0,31	0,3	0,63	0,3	0,48	1,9
21,5	0,33	0,2	1,06	0,2	0,44	2,2

Tablas de valores promedio (4 ensayos) de pH y alcalinidad

Ciclo del carbono

Tabla F-2. Valor promedio y rango de pH en los RCS's en el ciclo del carbono

Tiempo, h	RCS1		RCS2		RCS3	
	Promedio	Rango	Promedio	Rango	Promedio	Rango
0	7,2	7,1-7,3	7,1	6,9-7,2	6,9	6,8-7,2
1	6,9	6,8-7,1	6,8	6,6-6,9	7,3	7,1-7,4
2	7,0	6,7-7,2	6,7	6,6-6,9	7,4	7,3-7,5
3	7,0	6,7-7,2	6,7	6,5-6,8	7,4	7,2-7,5
5	6,9	6,8-7,1	6,6	6,9-7,2	7,4	7,2-7,6
10	7,0	6,9-7,1	7,1	7,0-7,2	7,5	7,3-7,7
15	7,0	6,8-7,1	7,2	7,1-7,2	7,6	7,5-7,7
20	7,0	6,8-7,3	7,2	7,1-7,3	7,7	7,6-7,8
20,5	7,1	6,8-7,4	7,3	7,1-7,5	7,7	7,5-7,8
21,5	7,1	6,8-7,3	7,3	7,2-7,4	7,8	7,7-7,8

Tabla F-3- Valor promedio y rango de la alcalinidad en los RCS's en el ciclo del carbono (4 ensayos)

Valor de alcalinidad en mg/L CaCO ₃						
Tiempo, h	RCS1		RCS2		RCS3	
	Promedio	Rango	Promedio	Rango	Promedio	Rango
0	132	124-136	120	116-124	113	100-122
1	120	116-132	118	110-124	111	112-128
2	116	104-124	117	110-122	120	124-130
3	118	112-124	116	105-122	129	124-132
5	114	112-116	114	105-120	130	124-136
10	114	108-120	116	110-120	131	142-140
15	112	104-116	113	108-118	127	116-136
20	118	108-120	114	16-120	130	124-136
20,5	121	108-124	116	108-124	131	124-136
21,5	119	108-128	115	108-122	137	134-136

Ciclo del nitrógeno

Tabla F-4- Valor promedio y rango del pH en los RCS's en el ciclo del nitrógeno (4 ensayos)

Tiempo, h	RCS1		RCS2		RCS3	
	Promedio	Rango	Promedio	Rango	Promedio	Rango
0	7,5	7,5-7,6	7,6	6,8-8,1	7,6	7,5-7,7
1	7,4	7,0-7,5	7,9	7,5-8,1	7,5	7,4-7,5
2	7,3	6,9-7,5	7,8	7,5-8,2	7,2	6,4-7,4
3	7,5	7,4-7,5	7,7	7,1-8,1	7,4	7,2-7,6
5	7,4	7,2-7,6	7,1	6,8-7,4	7,3	7,1-7,5
20	7,4	7,2-7,6	6,9	6,6-7,5	7,3	7,1-7,7
20,5	7,6	7,4-7,7	7,6	7,5-8,0	7,5	7,2-7,9
21,5	7,8	7,6-8,0	7,4	7,2-7,6	7,8	7,7-7,8

Tabla F-5- Valor promedio y rango de la alcalinidad en los RCS's en el ciclo del nitrógeno (4 ensayos)

Valor de alcalinidad en mg/L CaCO ₃						
Tiempo, h	RCS1		RCS2		RCS3	
	Promedio	Rango	Promedio	Rango	Promedio	Rango
0	132	128-136	150	141-154	124	100-140
1	108	104-116	137	124-156	117	108-128
2	113	100-120	142	120-156	115	112-116
3	116	104-124	132	129-146	115	108-120
5	117	132-140	121	112-136	118	116-124
20	136	132-140	137	129-140	135	120-140
20,5	136	132-140	130	128-134	130	120-136
21,5	137	132-140	142	121-140	135	124-140

APENDICE G

ALGUNOS RESULTADOS DE LA EXPERIENCIA 4 DE LA FASE 1: EFECTO DE UNA SOBRECARGA ORGÁNICA SOBRE LA DESNITRIFICACIÓN

Perfiles de pH y alcalinidad para los casos I (carga débil) y II (sobrecarga)

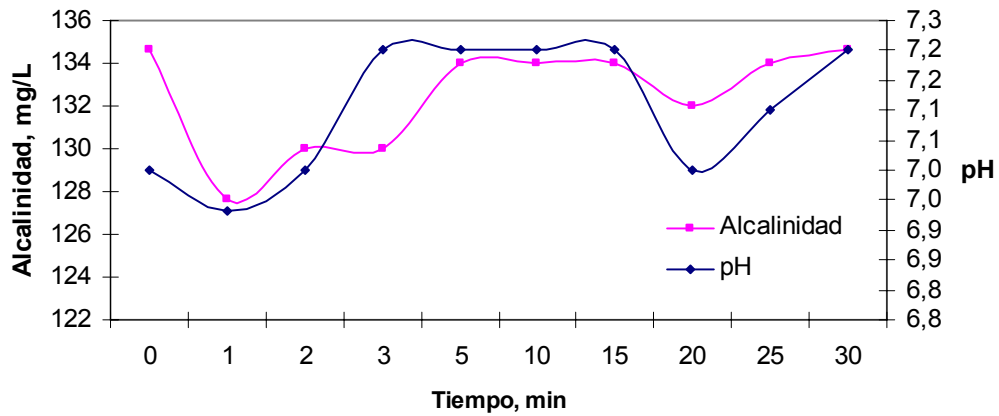


Figura G-1 Perfil promedio de pH y alcalinidad para el RCS1, Caso I , ciclo carbono

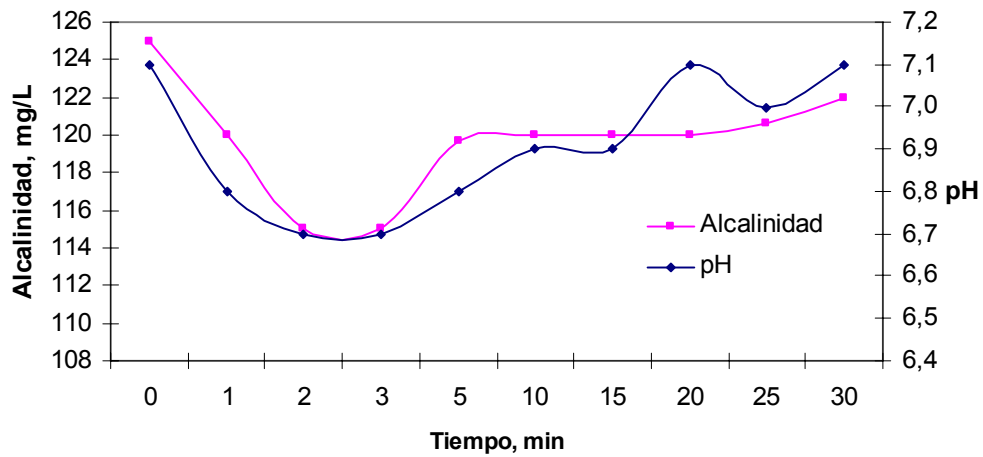


Figura G-2 Perfil promedio de pH y alcalinidad para el RCS2, Caso I , ciclo carbono

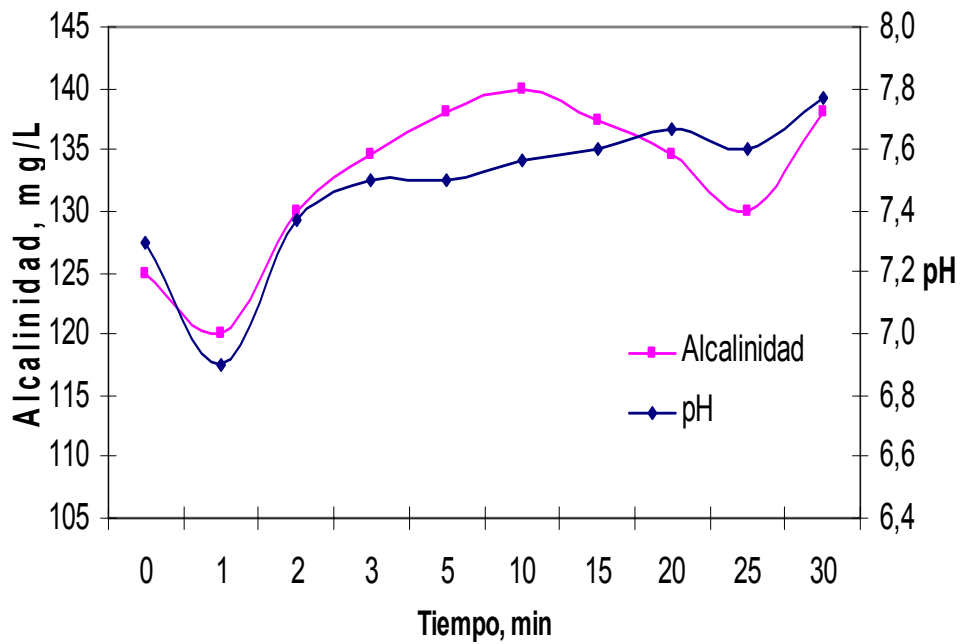


Figura G-3 Perfil promedio de pH y alcalinidad para el RCS3, Caso I , ciclo carbono

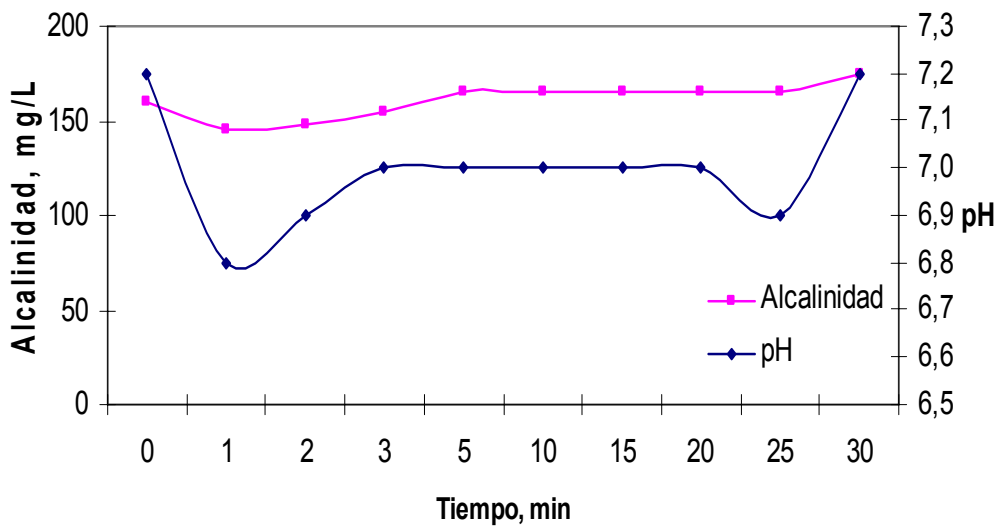


Figura G-4 Perfil promedio de pH y alcalinidad para el RCS1, Caso II , ciclo carbono

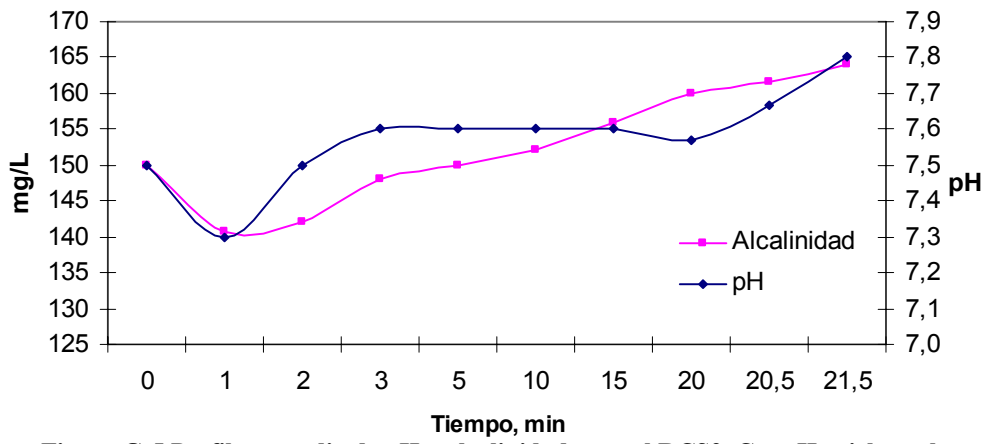


Figura G-5 Perfil promedio de pH y alcalinidad para el RCS2, Caso II , ciclo carbono

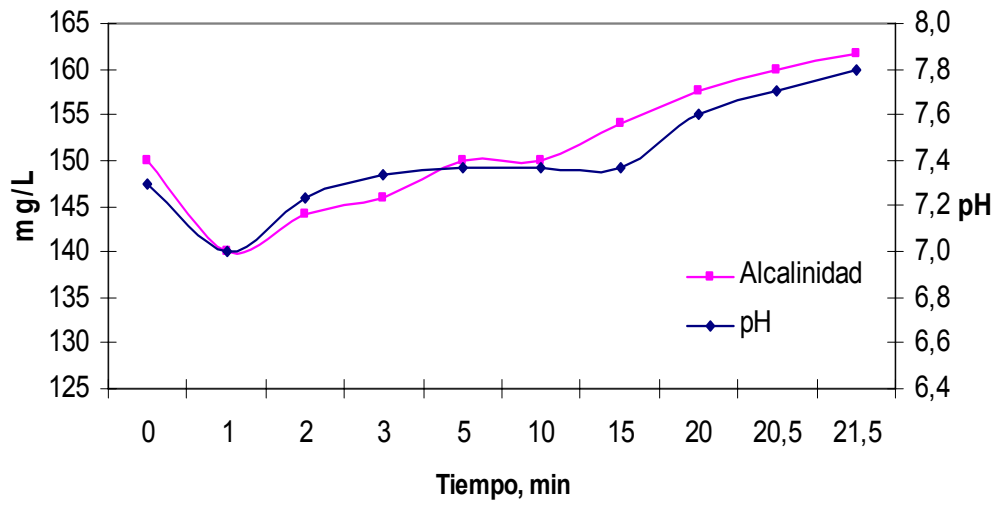


Figura G-6 Perfil promedio de pH y alcalinidad para el RCS3, Caso II , ciclo carbono

Curvas de sedimentación de los lodos para el caso I (carga débil)

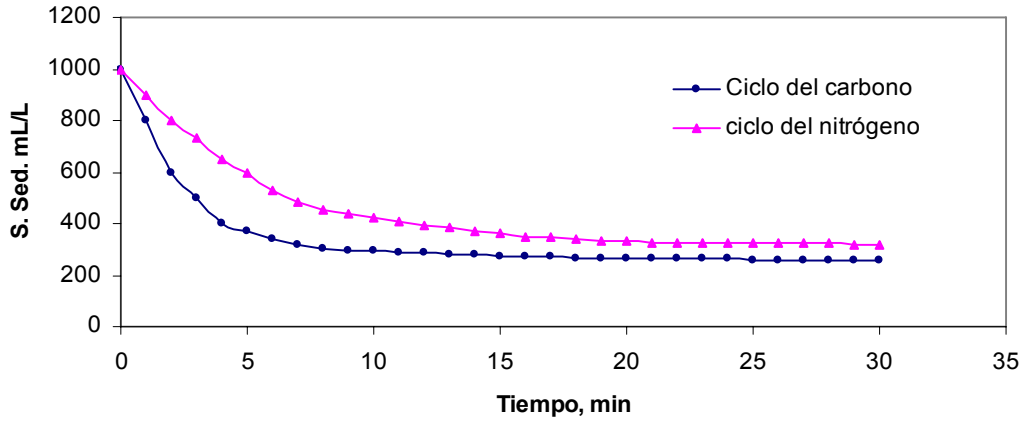


Figura G-7 Curvas de sedimentabilidad del RCS1, caso I

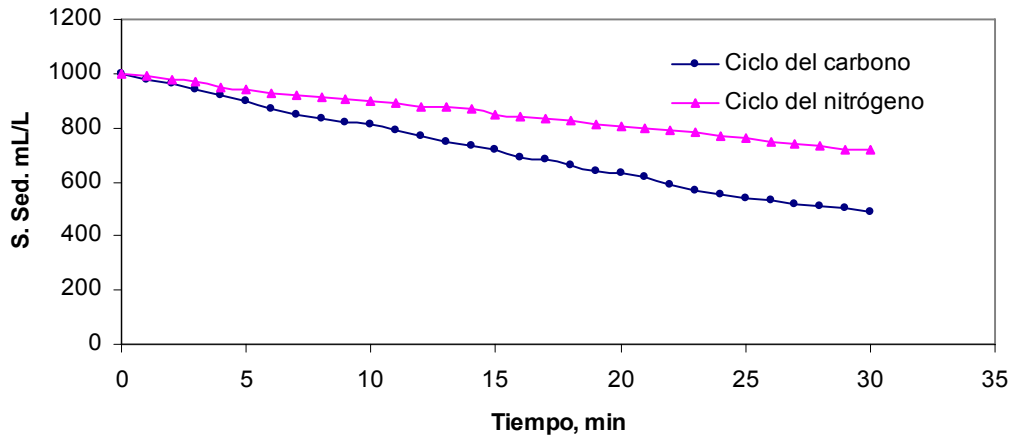


Figura G-8 Curvas de sedimentabilidad del RCS2, caso I

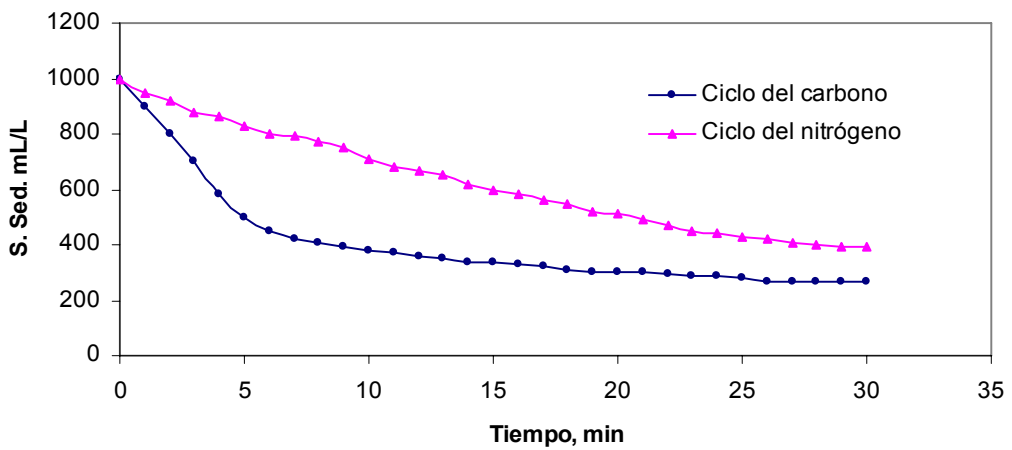


Figura G-9 Curvas de sedimentabilidad del RCS3, caso I

APÉNDICE H

Valores de los parámetros utilizados para evaluar el sistema combinado para cada uno de los ensayos realizados

Tabla H-1 Concentraciones correspondientes al RCSB para alfa = 0,5 ^a

Exp. N°	N-Org		N-NH ₄		NO ₂ -N		NO ₃ -N		NTK		NOx ⁻		N _T		DQO		DBO ₅		SST		pH ^b		Alcalinidad ^c		Turbiedad ^d	
	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E
1	15,6	6,0	10,2	2,5	0,002	0,032	1,08	15,8	25,8	8,5	1,08	15,8	26,9	26,3	291	53	188	31	35	10	7,2	7,2	117	118	23	1,4
2	20,1	6,7	15,1	4,3	0,001	0,018	1,40	12,2	35,2	11,0	1,40	12,2	36,6	23,2	269	87	195	33	28	9	7,3	7,1	122	106	20	1,2
3	24,1	10,1	17,3	2,1	0,002	0,031	1,45	16,2	41,4	12,2	1,45	16,2	42,9	28,4	276	73	187	29	41	18	7,3	7,2	115	102	20	1,1
4	19,9	6,6	16,3	4,8	0,002	0,022	1,55	17,2	36,2	11,4	1,55	17,2	37,8	28,6	266	81	198		30	15	7,3	7,0	109	99	27	1,8
5	18,9	7,4	17,2	6,1	0,002	0,033	1,42	16,8	36,1	13,5	1,42	16,8	37,5	30,3	272	91	179				7,3	7,3	110	104	22	1,3
6	18,7	8,6	16,8	7,6	0,002	0,032	1,57	15,7	35,5	16,2	1,57	15,7	37,1	31,9	281	93	186				7,3	7,2	112	115	29	1,9
7			16,5	6,8	0,002	0,033	1,50	17,2			1,50	17,2			277	88	192				7,3	7,3	110	104	22	1,3
8															259	99					7,2	7,1	112	118	24	1,7
9															290	80					7,3	7,1	117	102	21	2,1
10															282	79					7,2	7,2	121	123	23	1,5
11																					7,3	7,3	112	101	21	1,6
12																							114	108,4	23	1,5

Tabla H-2 Concentraciones correspondientes al RCS para alfa = 0,5 ^{a,b}

Exp. N°	N-Org		N-NH ₄		NO ₂ -N		NO ₃ -N		NTK		NOx ⁻		N _T		DQO		DBO ₅		SST		pH ^b		Alcalinidad ^c		Turbiedad ^d	
	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E
1	11,5	11,2	6,18	5,8	0,012	0,019	7,5	0,03	17,7	17,0	7,5	0,05	25,2	17,1	200	29	115	26	14	17	7,8	8,0	109	112	19	12
2	14,6	15,1	9,50	7,8	0,008		5,3		24,1	22,9	5,3		29,4		140	64	110	34	12	13	7,9	7,9	103	113	17	14
3	16,9	13,4	7,70		0,019	0,073	9,1	0,05	24,6	13,4	9,1	0,12	33,7	13,5	151	69	107	31	18	14	7,8	7,4	104	112	21	16
4	13,7	15,2	10,1	8,8	0,016	0,071	8,5	0,06	23,8	24,0	8,5	0,14	32,3	24,1	125	79			14	11	7,2	7,8	105	117	17	13
5	12,8	14,6	13,5	7,6	0,019	0,079	7,9	0,05	26,3	22,2	7,9	0,14	34,2	22,3	144	62			10	10	7,9	8,0	106	114	15	11
6	12,5	13,9	14,4	7,7	0,019	0,007	8,4	0,07	26,9	21,6	8,4	0,08	35,3	21,7	139	70			10	10	7,1	7,0	101	114	19	10
7	16,5		14,3		0,016	0,007	7,1	0,10	30,8		7,1	0,11	37,9		133	65					7,9	8,0	106	114	15	11
8															141	72					7,8	7,9	106	109	14	12
9															137	74					7,2	7,8	109	119	16	11
10															125	81					7,1	7,0	108	115	16	10
11																					7,7	7,2	108	116	14	9
12																							106	114,1	16,6	11,7

- a mg/L
- b Unidades de pH
- c mg/L CaCO₃
- d Unidades nefelométricas de turbiedad (UNT)
- A Afluente
- E Efluente

Tabla H-3 Concentraciones correspondientes al RCSB para alfa = 0,2 ^{a,b}

Exp. Nº	N-Org		N-NH ₄		NO ₂ -N		NO ₃ -N		NTK		NOx ⁻		N _T		DQO		DBO ₅		SST		pH ^b		Alcalinidad ^c		OD		Turbiedad ^d		
	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A
1	18,9	1,8	16,5	3,6	0,008	0,121	0,98	20,3	35,4	5,4	0,99	20,4	36,4	25,8	248	60	202	98	41	10	7,7	7,1	121	96	5,8	5,5	22	1,0	
2	19,4	2,6	16,9	3,4	0,009	0,109	0,97	19,7	36,3	6,0	0,98	19,8	37,3	25,8	243	88	197	91	45	11	7,5	7,2	116	93	5,7	5,2	20	2,0	
3	18,3	3,4	16,5	3,1	0,010	0,111	0,95	18,0	34,8	6,5	0,96	18,1	35,8	24,6	250	81	190	102	40	10	7,3	7,0	119	93	5,5	5,3	25	2,0	
4	19,1	3,9	16,1	4,2	0,009	0,099	0,87	17,0	35,2	8,1	0,88	17,1	36,1	25,2	262	97	198	95	40		7,4	7,2	128	112	5,4	4,7	22	5	
5	18,2	2,7	15,4	5,5	0,008	0,081	0,75	16,3	33,6	8,2	0,76	16,4	34,4	24,5	255	119	210	93			7,4	7,0	122	117	5,6	4,2	22	5	
6	18,6	4,3	16,4	6,2	0,008	0,094	0,89	15,2	35,0	10,5	0,90	15,3	35,9	25,8	251	98													
7	18,6	3,1	16,2	3,6	0,008	0,134	0,93	18,3	34,8	6,7	0,94	18,4	35,7	25,1	248	91													
8	17,9	4,2	16,8	3,2	0,009	0,122	0,99	17,9	34,7	7,4	1,00	18,0	35,7	25,4	245	98													

Tabla H-4 Concentraciones correspondientes al RCS para alfa = 0,2 ^{a,b}

Exp. Nº	N-Org		N-NH ₄		NO ₂ -N		NO ₃ -N		NTK		NOx ⁻		N _T		DQO		DBO ₅		SST		pH ^b		Alcalinidad ^c		OD		Turbiedad ^d		
	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A
1	5,8	6,0	6,7	6,1	0,123	0,029	14,8	3,7	12,5	12,1	14,9	3,70	27,4	16,0	100	10	52	21	17	11	6,9	6,9	93	81	5,1	1,1	3,0	6,0	
2	7,3	5,6	5,7	5,3	0,112	0,026	15,3	3,1	13,0	10,9	15,4	3,13	28,4	14,0	107	29	48	19	17	13	6,9	6,6	95	83	5,1	0,9	3,0	5,0	
3	6,9	5,2	5,9	5,5	0,121	0,033	14,9	3,1	12,8	10,7	15,0	3,13	27,9	14,0	99	25	61	27	16	11	6,9	6,9	97	89	5,1	1,3	3,0	5,0	
4	6,1	5,4	6,6	5,3	0,118	0,030	15,2	3,3	12,7	10,7	15,3	3,33	28,0	14,0	110	32	47	19			7,2	6,9	96	81	4,1	0,8	7	2	
5	6,3	4,9	7,1	5,8	0,134	0,027	15,8	3,5	13,4	10,7	15,9	3,53	29,3	14,0	112	41	54	24			6,9	6,9	91	82	3,7	0,4	7	1	
6	6,9	5,8	7,4	5,1	0,123	0,018	14,5	4,4	13,2	10,9	14,6	4,42	27,8	15,0	122	37													
7	6,1	4,8	6,1	5,2	0,152	0,056	15,6	3,3	12,2	10,0	15,8	3,36	28,0	13,0	102	29													
8	6,8	5,1	6,4	5,9	0,113	0,030	16,1	4,2	13,2	11,0	16,2	4,23	29,4	15,0	109	32													

- a mg/L
- b Unidades de pH
- c mg/L CaCO₃
- d Unidades nefelométricas de turbiedad (UNT)
- A Afluente
- E Efluente

TABLA H-5 Concentraciones correspondientes al RCSB para alfa = 0^{a,b}

Exp. N°	N-Org		N-NH ₄		NO ₂ -N		NO ₃ -N		NTK		NO _x ⁻		N _T		DQO		DBO ₅		SST		pH ^b		Alcalinidad ^c		OD		Turbiedad ^d		
	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A
1	18,0	4,7	16,1	3,8	0,007	0,201	0,90	18,3	34,1	8,5	0,87	18,5	35,0	27,0	248	118	210	94	41	18	7,8	7,0	118	82	5,8	5,7	22	2,0	
2	18,2	4,5	17,2	4,1	0,009	0,262	0,70	17,8	35,4	8,6	0,74	18,1	36,0	26,7	238	127	201	85	37	19	7,9	7,1	121	105	5,3	5,7	28	2,5	
3	17,5	4,3	18,3	4,8	0,007	0,201	0,90	18,8	35,8	9,1	0,86	19,0	37,0	28,1	242	131	217	89	43	20	7,3	6,8	110	95	6,2	6,7	30	1,0	
4	18,6	4,6	17,9	4,8	0,009	0,301	0,90	16,3	36,5	9,4	0,93	16,6	37,0	26,4	240	130	215	96	40	19	7,2	7,2	116	121	5,4	6,1	20	1,5	
5	19,6	4,8	18,0	4,9	0,010	0,271	0,90	17,1	37,6	9,7	0,88	17,4	37,0	27,1	208	144	208	91	42	18	7,7	7,1	116	83	5,9	5,6	25	1,0	
6	20,5	4,6	17,8	5,0	0,009	0,282	0,90	16,2	38,3	9,6	0,91	16,5	38,3	26,1	224	152			41	17	7,7	7,1	124	110	6,1	5,6	20	1,8	
7	20,1	4,4	17,8	4,9	0,009	0,321	0,80	15,9	37,9	9,3	0,83	16,2	37,9	25,5	216	160			39	16	7,4	7,0	117	106	6,3	5,5	25	2,0	
8	18,1	5,8	17,7	6,1	0,007	0,345	0,90	14,8	35,8	11,9	0,94	15,1	36,7	27,4	224	158			39	17	7,6	7,0	124	110	5,3	5,1	25	5	
9	18,9	5,1	17,1	5,4	0,007	0,421	1,00	14,3	36,0	10,5	0,98	14,7	37,0	25,2	220	152			38	18			118	102	5,8	5,8	24,4	2,04	

Tabla H-6 Concentraciones correspondientes al RCS para alfa = 0^a

Exp. N°	N-Org		N-NH ₄		NO ₂ -N		NO ₃ -N		NTK		N _T		DQO		DBO ₅		SST		pH ^b		Alcalinidad ^c		OD		Turbiedad ^d		
	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A	E	A
1	4,5	4,3	3,3	2,9	0,176	0,012	17,6	3,1	7,8	7,2	25,6	10,3	121	19	87	21	21	16	6,8	7,4	91	93	5,3	1,4	3,0	7,0	
2	4,5	3,9	3,9	3,4	0,194	0,023	18,2	4,4	8,4	7,3	26,8	11,7	120	23	81	17	22	14	7,0	6,7	98	89	5,5	0,9	3,0	7,5	
3	4,0	3,7	3,5	3,1	0,177	0,034	17,9	4,1	7,5	6,8	25,6	10,9	127	31	82	14	21	15	6,9	7,0	98	102	5,9	2,2	2,5	8,0	
4	4,1	3,2	3,5	3,1	0,224	0,033	15,5	3,8	7,6	6,3	22,9	10,1	116	28	77	16	20	13	7,1	7,0	111	102	5,8	0,8	3,5	6,5	
5	4,2	3,4	3,5	3,0	0,193	0,035	16,1	3,9	7,7	6,4	24,0	10,3	120	80	79	19	20	18	6,8	7,0	87	89	5,1	2,2	3,0	7,5	
6	4,0	3,0	3,3	2,8	0,175	0,027	15,8	3,8	7,3	5,8	23,3	9,6	112	56			19	17	6,9	7,0	105	109	4,8	1,3	10	4,0	
7	4,1	2,9	3,6	3,2	0,163	0,025	15,6	4,2	7,7	6,1	23,5	10,3	112	32			17	16	6,8	6,9	98	101	5,1	2,1	8,0	4,0	
8	5,4	4,7	4,8	4,1	0,159	0,027	13,2	4,1	10,2	8,8	23,6	12,9	108	46			19	18	6,9	6,9	98	105	4,3	1,2	15	3	
9	4,3	4,1	4,2	4,0	0,114	0,018	13,8	3,9	8,5	8,1	22,4	12,0	116	29			19	17			98,3	98,8	5,2	1,5	6,4	5,9	

a mg/L

b Unidades de pH

c mg/L CaCO₃

d Unidades nefelométricas de turbiedad (UNT)

A Afluente

E Efluente

APENDICE I

DESARROLLO DE LOS MODELOS CINÉTICOS PARA LA NITRIFICACIÓN Y DESNITRIFICACIÓN

Desarrollo del modelo cinético para la nitrificación en el RCSB

Utilizando la nomenclatura que aparece en la figura 5-17, a continuación se presenta el desarrollo de una expresión que modele la cinética de la nitrificación en el RCSB. Se supone un volumen de control alrededor del lecho y se hace un balance general de materiales en nitrógeno amoniacal alrededor de un volumen de control \forall , El RCSB inicialmente está cargado con líquido residual cuyas concentraciones iniciales de sustrato carbonoso y nitrógeno (nitrógeno total Kjeldahl) son: C_S^0 y C_N^0 ,

$$\text{Entrada} = \text{Salida} + \text{Acumulado} + \text{Descomposición} - \text{Generación}$$

En este balance el sustrato (NTK) está desapareciendo lo que significa que existe descomposición de esta forma de nitrógeno y no existe generación. Por ser un reactor operado por carga no existe ni la entrada ni la salida del reactante durante el tiempo que dura la etapa de reacción. Entonces, el balance queda:

$$0 = 0 + \frac{dC_N}{dt} \forall + (-r'_N) \forall + (-r_N) a_S \forall + 0 \quad (1)$$

Donde:

$-r'_N$ = tasa de desamonificación en la fase líquida

$-r_N$ = tasa de desamonificación en la fase sólida (biopelícula)

Rearreglando la expresión anterior se obtiene:

$$-\frac{dC_N}{dt} \forall = (-r'_N) \forall + (-r_N) a_S \forall \quad (2)$$

La reacción en la fase líquida es despreciable frente a la que sucede en la biopelícula, por tratarse de un reactor de crecimiento adherido, por lo tanto la expresión anterior se simplifica:

$$\frac{dC_N}{dt} = -r_N * a_S \quad (3)$$

y es conocido que según Monod:

$$r_N = k'_{S,N} * \frac{C_N}{k'_{S,N} + C_N} * a_S * X'_N \quad (4)$$

y como X'_N puede considerarse que no varía con la profundidad

$$k'_{S,N} * X'_N = K'_{S,N}$$

$$\Rightarrow \frac{dC_N}{dt} = -K'_{S,N} * a_S * \frac{C_N}{K'_{S,N} + C_N} \quad (5)$$

Al integrar, cabe recordar que las concentraciones de entrada y salida del RCSB se denominan C_N^0 y C'_N , respectivamente, de acuerdo a la figura 5-17.

$$\int_{C_N^0}^{C'_N} \frac{dC_N (K'_{S,N} + C_N)}{C_N} = - \int_{t_0}^t K'_{S,N} * a_S * dt \quad (6)$$

$$\int_{C_N^0}^{C'_N} K'_{S,N} \frac{dC_N}{C_N} + \int_{C_N^0}^{C'_N} \frac{C_N * dC_N}{C_N} = - \int_{C_N^0}^{C'_N} K'_{S,N} * a_S * dt \quad (7)$$

$$K'_{S,N} * \ln \left(\frac{C'_N}{C_N^0} \right) + (C'_N - C_N^0) = -K'_{S,N} * a_S * t \quad (8)$$

cambiando de signo:

$$-K'_{S,N} * \ln \left(\frac{C'_N}{C_N^0} \right) - (C'_N - C_N^0) = K'_{S,N} * a_S * t \quad (9)$$

usando propiedades de los logaritmos:

$$K'_{S,N} * \ln\left(\frac{C_N^0}{C'_N}\right) + (C_N^0 - C'_N) = K'_N * a_S * t \quad (11)$$

dividiendo entre $K'_{S,N}$ y t :

$$\frac{\ln\left(\frac{C_N^0}{C'_N}\right)}{t} = \frac{K'_N * a_S}{K'_{S,N}} - \frac{1}{K'_{S,N}} * \frac{(C_N^0 - C'_N)}{t} \quad (12)$$

Esta ecuación representa una línea recta ($y = a + bx$) donde:

$$\frac{\ln\left(\frac{C_N^0}{C'_N}\right)}{t} = y \quad a = \frac{K'_N * a_S}{K'_{S,N}}$$

$$\frac{(C_N^0 - C'_N)}{t} = x \quad b = \frac{1}{K'_{S,N}}$$

Sea, ahora, una situación en la cual el valor de la constante $K'_{S,N}$ es mayor que C_N .

En tal caso la ecuación (7) queda ahora como una expresión de 1° orden:

$$\frac{dC_N}{dt} = -K'_N * a_S * \frac{C_N}{K'_{S,N}} \quad (13)$$

$$\frac{dC_N}{dt} = -\frac{K'_N * a_S}{K'_{S,N}} * C_N \quad (14)$$

$$\frac{dC_N}{C_N} = -Z'_N * dt * a_S \quad (15)$$

$$\int_{C_N^0}^{C'_N} \frac{dC_N}{C_N} = -\int_{t_0}^t Z'_N * dt * a_S \quad (16)$$

Resolviendo la integral llegamos a una expresión de primer orden

$$\ln\left(\frac{C'_N}{C_N^0}\right) = -Z'_N * a_S * t \quad (17)$$

Esta expresión suele utilizarse utilizando la función exponencial, tal que:

$$C'_N = C_N^0 * e^{-Z'_N * a_S * t} \quad (18)$$

Desarrollo del modelo cinético para la desnitrificación en el RCS

Al hacer el balance de masas de nitrato, para el RCS, utilizando la nomenclatura presentada en la figura 5-17, de una manera similar al caso de la nitrificación se realiza el siguiente desarrollo. Cabe recordar que en este caso está desapareciendo el nitrato.

$$K_N = k_N * X_N \quad (19)$$

$$(-r_N) = \frac{dC_N}{dt} = -\frac{K_N * C_N}{K_{S,N} + C_N} \quad (20)$$

$$\frac{dC_N}{C_N} * (K_{S,N} + C_N) = -K_N * dt \quad (21)$$

$$\int_{\frac{C_N}{C_N}}^{C_N} \frac{(K_{S,N} + C_N)}{C_N} dC_N = \int_{t_0}^t -K_N * dt \quad (22)$$

$$\int_{\frac{C_N}{C_N}}^{C_N} \frac{K_{S,N} * dC_N}{C_N} + \int_{\frac{C_N}{C_N}}^{C_N} \frac{C_N}{C_N} * dC_N = \int_{t_0}^t -K_N * dt \quad (23)$$

$$K_{S,N} * \ln\left(\frac{C_N}{C_N}\right) + (C_N - \overline{C_N}) = -K_N * t \quad (24)$$

dividiendo entre $K_{S,N}$:

$$\ln\left(\frac{C_N}{\overline{C_N}}\right) + \frac{C_N - \overline{C_N}}{K_{S,N}} = -\frac{K_N}{K_{S,N}} * t \quad (25)$$

Dividiendo entre t:

$$\frac{\ln\left(\frac{C_N}{\overline{C_N}}\right)}{t} + \frac{C_N - \overline{C_N}}{K_{S,N} * t} = -\frac{K_N}{K_{S,N}} \quad (26)$$

Cambiando signo:

$$\frac{\ln\left(\overline{C_N}/C_N\right)}{t} = \frac{K_N}{K_{S,N}} - \frac{\overline{C_N} - C_N}{K_{S,N} * t} \quad (27)$$

Esta ecuación es la expresión de una línea recta donde:

$$\frac{\ln\left(\overline{C_N}/C_N\right)}{t} = y \quad a = \frac{K_N}{K_{S,N}}$$

$$\frac{\overline{C_N} - C_N}{t} = x \quad b = -\frac{1}{K_{S,N}}$$

Ahora bien, sea el caso que en la ecuación (20):

$$K_{S,N} \gg C_N$$

Queda entonces la expresión de 1º orden:

$$\frac{dC_N}{dt} = -\frac{K_N * C_N}{K_{S,N}} \quad (28)$$

$$\frac{dC_N}{C_N} = -\frac{K_N}{K_{S,N}} * dt \quad (29)$$

$$\int_{\bar{C}_N}^{C_N} \frac{dC_N}{C_N} = \int_{t_0}^t -\frac{K_N}{K_{S,N}} * dt \quad (30)$$

$$\ln\left(\frac{C_N}{\bar{C}_N}\right) = -\frac{K_N}{K_{S,N}} * t \quad (31)$$

$$\frac{K_N}{K_{S,N}} = \text{constante} = K_N^* \quad (32)$$

$$\ln\left(\frac{C_N}{\bar{C}_N}\right) = -K_N^* * t \quad (33)$$