

**TRABAJO ESPECIAL DE GRADO**

**DISEÑO, CONSTRUCCIÓN Y EVALUACIÓN  
PRELIMINAR DE UN SISTEMA DE REACTOR  
BIOLÓGICO SECUENCIAL A ESCALA**

Presentado ante la Ilustre  
Universidad Central de Venezuela  
para optar al título de  
Ingeniero Químico  
Por los Brs:  
Edgar G. Azuaje M.,  
Rhené A. Muñoz R.

Caracas, Noviembre 2006.

## **TRABAJO ESPECIAL DE GRADO**

# **DISEÑO, CONSTRUCCIÓN Y EVALUACIÓN PRELIMINAR DE UN SISTEMA DE REACTOR BIOLÓGICO SECUENCIAL A ESCALA**

Tutores: Prof. Rincones C., María E.

Prof. López L., Eudoro E.

Presentado ante la Ilustre  
Universidad Central de Venezuela  
para optar al título de  
Ingeniero Químico

Por los Brs:  
Edgar G. Azuaje M.,  
Rhené A. Muñoz R.

Caracas, Noviembre 2006.

Caracas, Noviembre de 2006

Los abajo firmantes, miembros del jurado designado por el Consejo de Escuela de Ingeniería Química, para evaluar el Trabajo Especial de Grado presentado por los Bachilleres Edgar G. Azuaje M., y Rhené A. Muñoz R.:

**“DISEÑO, CONSTRUCCIÓN Y EVALUACIÓN PRELIMINAR DE UN SISTEMA DE REACTOR BIOLÓGICO SECUENCIAL A ESCALA”**

Consideran que el mismo cumple con los requisitos exigidos por el plan de estudios conducente al Título de Ingeniero Químico, y sin que ello signifique que se hacen solidarios con las ideas expuestas por los autores, lo declaran **APROBADO.**

---

Prof. Leonardo Oropeza  
(Jurado)

---

Prof. Francisco Yanez  
(Jurado)

---

Profa. María Rincones  
(Tutor Académico)

---

Prof. Eudoro López  
(Tutor Académico)

*A nuestros padres y madres: Edgar, Milí, Maru y Juan, esto para y por ustedes...*

*Edgar y Rhené*

*“Lo fácil es pararse e irse lo difícil es que darse y aprender”*

*Arceo J. L.*

## AGRADECIMIENTOS

A Dios, por darnos las fuerzas para terminar con esta etapa...

A la Universidad Central de Venezuela, por ser nuestro hogar durante todos estos años de superación...

A nuestros tutores, Profesora Maria Rincones y Profesor Eudoro López, por ser nuestro guías y ayudarnos en cada uno de las etapas del trabajo...Gracias Profes...

A Yrelyn, nuestra guía y tercera tutora, la madrina de este trabajo...

A Alejandro, Jesús y Jackson, que de una u otra manera siempre estuvieron allí para ayudarnos con los problemas que enfrentamos...

Al viejito Armando, por su vasta experiencia que guía y vislumbra soluciones en momentos apremiantes, además de su inmensa disposición a colaborar con todos y en todo momento, es de verdad un patrimonio universitario...

A la PETA y a todas las personas que allí laboran, por estar siempre pendientes en todo momento...

*Edgar y Rhené....*

A Dios, por entregarme la iluminación y abrirme el sendero para lograr mis metas... Siempre estas allí...

A mi madre, por entregarme la vida, enseñarme que la lucha y la constancia generan sus frutos...Te amo mami...

A mi Abuela, esto es parte tuya, para ti abue....

A mi papa, gordo espero que el orgullo te inunde y de fuerzas...

A Naty, fuiste el impulso, se que sin ti la pared hubiese sido mas alta..Te amo  
A Rhené, mi compañero, amigo, juntos lo logramos, gracias por soportarme y entenderme...una meta me hace encontrar un hermano...

A Yre, gracias por darme tu sabiduría hasta el último momento, eres mi amiga...

Dani, Leo y El Abuelo, su apoyo y compañía fue buenísima...

A la Prof. María y el Prof. Eudoro, más allá de ser unos tutores fueron una guía que abrió en mi el conocimiento hacia un nuevo mundo...

A todas las personas que en algún momento de mi vida estudiantil me han aportado un aprendizaje, compañía y aliento...

A todos gracias...Empieza la nueva etapa...Siempre Listo....

*Edgar*

A mi madre María Eugenia, por estar siempre allí en la buenas y en las malas siempre mi compañía y mi más grande apoyo...

A mi padre Juan Muñoz, mi ejemplo, mi guía, mi apoyo y mi amigo...Gracias papa...

A mi abuela Nelly, siempre atenta de todos siempre pendiente...Te quiero abuela...

A mi abuelo Simón, por estar allí siempre como compañero y como mi abuelo cariñoso en mi crianza...

A mi abuelita Alicia, por hacer de mi mama quien es ojala me pudieras ver...Gracias de tu cottonono...

A mi abuelo Juan, por ser tú no se puede decir mas...Te lo agradece tu tarajayo...

A mi familia, por estar siempre pendiente y siempre allí... gracias tías, tíos y primos...

A mi hermanita bella, Victoria Paola, por ser mi calma en las angustias, mi inspiración...Gracias Beba...

A Edgar, por aguantarme en mis arranques y desesperos, mi nuevo amigo, mi nuevo hermano...Gracias viejo...

A mis hermanos, Eduardo, Bárbara, Joe, Guara, Caro y Luis, por haberme acompañado en este largo camino alegrando todo a nuestra manera...Gracias team...

A Yre, por ser mi amiga, guía, tutora y mí hermana mayor...

A Daniela y al Abuelo, mis amigos incondicionales en esta etapa de mi vida...

A David, Kathy, Juan Vicente, por ser mis amigos y mis compañeros de batalla por así decirlo...

A Enaida, por enseñarme algunas cosas que desconocía, lecciones de vida...

A Astrid, por acompañarme en parte de este camino que estoy culminando...

A todas aquellas personas que me han apoyado a lo largo de la carrera y que no recuerdo en este momento...

A todos mis más sinceros agradecimientos, se les quiere...

*Rhené*

**Azuaje M., Edgar G.**

**Muñoz R., Rhené A.**

## **DISEÑO, CONSTRUCCIÓN Y EVALUACIÓN PRELIMINAR DE UN SISTEMA DE REACTOR BIOLÓGICO SECUENCIAL A ESCALA**

**Tutores Académicos: Profa. María Rincones y Prof. Eudoro López.**

**Tesis. Caracas, Universidad Central de Venezuela. Facultad de  
Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química. 2006, 89 Págs.**

**Palabras Claves:** tratamiento de aguas, aguas residuales, reactor secuencial por cargas (SBR), sistemas de control digital, biomasa.

**Resumen.** Existen una serie de equipos para el tratamiento de aguas residuales y entre éstos se tiene al Reactor Secuencial por Cargas (SBR siglas en inglés), el cual es un sistema compuesto por etapas (llenado, reacción, sedimentación, vaciado y purga), y no se ha evaluado para aguas residuales domésticas, ya que en su mayoría ha sido empleado para desechos industriales por no ser un equipo continuo y los trabajos anteriores se han llevado a cabo utilizando agua sintética.

En el presente trabajo, en principio se plantea la construcción de este equipo, la cual está comprendida por, la selección de materiales apropiados para el tanque de reacción, construcción de un sistema de aireación, de control, basado en temporizadores y disposición de válvulas y tuberías. Después se procede a la puesta en marcha del sistema donde se busca alcanzar un nivel de biomasa apropiado (20 % del volumen total), para esto se mantiene el



equipo operando en ciclos de 12 horas, una vez alcanzado dicho nivel se evalúa la estabilidad del sistema la cual se comprueba al obtener, en diferentes experiencias, porcentajes de remoción en base a la Demanda Química de Oxígeno (DQO), mayores a 94 % y reproducibles en el tiempo, con descargas de DQO menores a 20 mg/L. Por otra parte, operando bajo ese tiempo se determina la Demanda Bioquímica de Oxígeno, con 5 días de incubación a 20 °C ( $DBO_{5,20}$ ), a la entrada y la salida del sistema, y DQO cada hora, durante dos muestreos de 24 horas, en días no consecutivos (cuatro ciclos) observándose que la tendencia del porcentaje de remoción en base a la  $DBO_{5,20}$  también se mantiene superior a 95%. Adicionalmente, se determina que el ciclo mas apropiado de operación, para este sistema en específico, corresponde a 6 horas.

Operando bajo la condición de ciclos de 6 horas se confirma que este es el tiempo óptimo mediante determinaciones de DQO y  $DBO_{5,20}$  a la entrada y a la salida arrojando porcentajes de remoción mayores a 90 %. Adicionalmente, con los parámetros obtenidos se comprueba que los resultados teóricos calculados por el modelo matemático, se aproximan a los reales.

Finalmente se proponen dos estrategias, una de control del proceso, basada en la variables que se consideran importantes para el desarrollo de cada una de las etapas del sistema, para automatización, como lo son cada uno de los tiempos de operación, y para seguridad, tales como nivel máximo, y otra para que este sistema pueda operar con una producción de agua residual continua con este tipo de equipo que opera por cargas.

## ÍNDICE GENERAL

<b>CAPÍTULO I.....</b>	<b>1</b>
I.1.    INTRODUCCIÓN .....	1
I.2.    PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	2
I.3.    ANTECEDENTES .....	3
I.3.1. <i>Caracterización previa del agua a tratar, parámetros físico-químicos</i> (GARCIA, OCAMPO, 2005) .....	3
I.3.2. <i>Control y Mejoras en Biorreactores Secuenciales por Carga (SBR) para Tratar Aguas Residuales Tóxicas</i> .....	5
I.4.    OBJETIVOS .....	6
I.4.1. <i>General</i> .....	6
I.4.2. <i>Específicos</i> .....	6
<b>CAPÍTULO II.....</b>	<b>8</b>
II.1.   GENERALIDADES DEL AGUA.....	8
II.1.1. <i>Características Químicas del Agua Residual</i> .....	8
II.2.   SISTEMAS DE TRATAMIENTO. ....	10
II.2.1. <i>Sistemas de Tratamiento Biológicos</i> .....	11
<b>CAPÍTULO III.....</b>	<b>34</b>
III.    METODOLOGÍA.....	34
III.1. <i>Revisión Bibliográfica</i> .....	35
III.2. <i>Construcción del Sistema</i> .....	36
III.3. <i>Puesta en Marcha y Estabilización del Sistema</i> .....	36
III.4. <i>Optimización de Tiempos de Operación</i> .....	38
III.5. <i>Diseño del Equipo</i> .....	39
III.6. <i>Propuesta de un Sistema de Control</i> .....	40

III.7. <i>Propuesta para una Operación Continua</i> .....	40
<b>CAPÍTULO IV</b> .....	<b>41</b>
IV. PRESENTACIÓN Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS.....	41
IV.1. <i>Construcción de un sistema de reactores biológicos secuenciales a escala piloto</i> .....	41
IV.2. <i>Generación y aclimatación de biomasa a partir de aguas residuales municipales</i> . .....	48
IV.3. <i>Evaluación y caracterización del sistema estabilizado</i> .....	49
IV.4. <i>Optimización de Tiempos de Operación</i> . .....	53
IV.5. <i>Comprobación del Modelo Matemático</i> .....	62
IV.6. <i>Propuesta de un Sistema de Control</i> . .....	63
IV.7. <i>Propuesta de Operación para una Producción Continua de Aguas Residuales</i> .....	64
<b>CAPÍTULO V</b> .....	<b>68</b>
V. CONCLUSIONES .....	68
<b>CAPÍTULO VI</b> .....	<b>70</b>
VI. RECOMENDACIONES.....	70
<b>CAPÍTULO VI</b> .....	<b>72</b>
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	72
<b>CAPÍTULO VII</b> .....	<b>74</b>
VII.1. APÉNDICE A: CÁLCULOS TIPO .....	74
VII.1.1. <i>Parámetros físico-químicos</i> .....	74
VII.1.2. <i>Eficiencia de proceso</i> .....	79
VII.1.3. <i>Parámetros de diseño el SBR</i> .....	80
VII.2. APÉNDICE B: DETERMINACIÓN DE ESTABILIDAD.....	83
VII.3. APÉNDICE C: MUESTREO DE 24 HORAS (28-29/09/2006).....	84

## ÍNDICE GENERAL

---

VII.4. APÉNDICE D: MUESTREO DE 24 HORAS (04-05/09/2006).....	86
VII.5. APÉNDICE E: PARÁMETROS DE LOS MUESTREOS DE 6 HORAS. ....	88

## ÍNDICE DE TABLAS

TABLA 1: CARACTERIZACIÓN DEL AFLUENTE A LA PETA. ....	4
TABLA 2: METODOLOGÍA PARA DETERMINACIÓN DE PARÁMETROS. ....	39
TABLA 3: DQO COMPROBACIÓN DE ESTABILIDAD. ....	50
TABLA 4: CARACTERÍSTICAS DEL LICOR MEZCLADO. ....	61
TABLA 5: COMPARACIÓN PARÁMETROS MODELO VS. REALIDAD. ....	62
TABLA 6: DETERMINACIÓN DE DQO PARA ESTABILIDAD. ....	83
TABLA 7: DBO <sub>5,20</sub> DEL MUESTREO N° 1 28-29/09/06.....	84
TABLA 8: DQO DEL MUESTREO N° 1 28-29/09/06 (MUESTRAS INSTANTÁNEAS)...	85
TABLA 9: DBO <sub>5,20</sub> DEL MUESTREO N° 2 04-05/10/06.....	86
TABLA 10: DQO DEL MUESTREO N° 2 04-05/10/06 (MUESTRAS INSTANTÁNEAS). 87	
TABLA 11: DBO <sub>5,20</sub> DEL MUESTREO N° 3, 4, 5 (11, 13, 18/10/06). ....	88
TABLA 12: DQO MUESTREO N° 3, 4, 5 (11, 13, 18/10/06).....	89
TABLA 13: MUESTREO Y MEDICIÓN DE LICOR MEZCLADO, MUESTREO N° 3, 4, 5 (11, 13, 18/10/06).....	89
TABLA 14: DETERMINACIÓN DE SÓLIDOS EN EL LICOR MEZCLADO, MUESTREO N° 3, 4, 5 (11, 13, 18/10/06). ....	89

## ÍNDICE DE FIGURAS

<b>FIGURA 1:</b> ESQUEMA DE LAS DISTINTAS ETAPAS DE UN SBR. ....	13
<b>FIGURA 2:</b> REACTOR. ....	43
<b>FIGURA 3:</b> AIREADORES. ....	44
<b>FIGURA 4:</b> VÁLVULAS Y TUBERÍAS ....	46
<b>FIGURA 5:</b> TABLERO DE CONTROL (TEMPORIZADORES). ....	47
<b>FIGURA 6:</b> BIOMASA EN EL TANQUE. ....	49
<b>FIGURA 7:</b> DBO <sub>5,20</sub> , MUESTREOS DE 24 HORAS. ....	52
<b>FIGURA 8:</b> REMOCIÓN EN %, MUESTREOS DE 24 HORAS. ....	53
<b>FIGURA 9:</b> DQO POR HORA, MUESTREOS DE 24 HORAS (CICLO 1 Y 2). ....	54
<b>FIGURA 10:</b> DQO POR HORA, MUESTREOS DE 24 HORAS (CICLO 3 Y 4). ....	55
<b>FIGURA 11:</b> REMOCIÓN POR HORA, MUESTREOS DE 24 HORAS (CICLO 1 Y 2). ....	56
<b>FIGURA 12:</b> REMOCIÓN POR HORA, MUESTREOS DE 24 HORAS (CICLO 3 Y 4). ....	56
<b>FIGURA 13:</b> DQO, MUESTREOS DE 6 HORAS ....	59
<b>FIGURA 14:</b> DBO <sub>5,20</sub> , MUESTREOS DE 6 HORAS ....	59
<b>FIGURA 15:</b> REMOCIÓN EN %, MUESTREOS DE 6 HORAS PARA DQO Y DBO <sub>5,20</sub> . ....	60
<b>FIGURA 16:</b> DTI LAZO DE CONTROL ....	65
<b>FIGURA 17:</b> DFP PRODUCCIÓN CONTINUA DE AGUAS RESIDUALES ....	67

## Lista de Símbolos y Abreviaturas

- $Q_0$** : Flujo promedio del Efluente, m<sup>3</sup>/día
- $S_0$** : Concentración de sustrato en la entrada, mg/L
- $S_F$** : Concentración de sustrato a la salida, mg/L
- $X_0$** : Sólidos suspendidos entrantes (SS), mg/L
- $X_F$** : Sólidos suspendidos salientes, mg/L
- $K$** : Masa diaria de orgánicos, mg/día
- $F/M$** : Razón de alimento a biomasa, día<sup>-1</sup>
- $X_A$** : Concentración celular activa en la operación, mg/L
- $MLSS$** : Sólidos suspendidos en licor mezclado, mg/L
- $V_{R0}$** : Volumen del reactor en baja, m<sup>3</sup>
- $V_{RF}$** : Volumen máximo, m<sup>3</sup>
- $N_C$** : Número diario de ciclos
- $N_R$** : Número de reactores
- $N_D$** : Número de descargas diarias
- $H_F$** : Altura máxima, m
- $H_0$** : Altura mínima, m
- $A$** : Área sección transversal del equipo, m<sup>2</sup>
- $TRH_F$** : razón entre flujo y volumen de la instalación lleno, día
- $TRH_0$** : razón entre flujo y volumen de la instalación en mínimo, día
- $R_{O_2}$** : Requerimiento de oxígeno
- $Y_{O_2}$** : Parámetro de conversión
- $RTO$** : Requerimiento de transferencia de oxígeno
- $T$** : Temperatura, °C
- $f_{ox}$** : Fracción del tiempo de ciclo durante el cual se aporta gas
- $M_L$** : Masa de lodos
- $Q_L$** : Flujo volumétrico diario de lodos
- $\delta_L$** : Densidad

## LISTA DE SÍMBOLOS Y ABREVIATURAS

---

$Y_{X/S}$ : Factor de producción de lodos

$Q_{EF}$ : Caudal puntual de descarga de efluente tratado (máximo), m<sup>3</sup>/h

$t_{DE}$ : tiempo de duración de la etapa de descarga, h

$Q_{o,MAX}$ : El caudal máximo de diseño de la planta

$t_{Ciclo}$ : tiempo de duración de un ciclo

$t_C$ : tiempo de carga

$t_R$ : tiempo de reacción

$t_S$ : tiempo de sedimentación

$t_D$ : tiempo de descarga



## CAPÍTULO I

### I.1. INTRODUCCIÓN

Todos los líquidos o aguas portadoras de residuos, provenientes de viviendas y centros públicos pueden considerarse aguas residuales municipales. En estas aguas converge un conglomerado de biodiversidad patógena, que originan enfermedades y fomentan el deterioro ambiental, al producir malos olores, causados por la descomposición de la materia orgánica. Por tal razón es necesario tratar el agua residual para así disminuir la carga orgánica antes de su deposición en los cuerpos de agua.

Existe una serie de normas que regulan las características fisicoquímicas del agua que va a ser desechada en ríos, lagos o mares. Para tal fin se han diseñado diferentes sistemas que se encargan de disminuir la carga orgánica presente en el agua, hasta niveles aceptables o permisibles, sin embargo existen muchos de estos desarrollos tecnológicos, que no se han empleado para tratar agua residual de tipo doméstico, entre los cuales están los reactores biológicos secuenciales (SBR).

Por lo cual surge la necesidad de evaluar dicho sistema para este tipo de agua y así aportar una herramienta mas para el tratamiento de aguas residuales de tipo doméstico, lo cual origina un elemento más a la hora de seleccionar un sistema para tratar determinado efluente.

## **I.2. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA**

La disposición final de las aguas servidas representa un problema, y una solución es su tratamiento para disminuir los efectos al ecosistema, de forma tal que los niveles de residuos contaminantes sean reducidos a valores aceptables por los seres vivos.

La ingeniería en su totalidad se involucra en el desarrollo de las tecnologías, equipos y técnicas empleadas en estos tratamientos, ya que dependiendo de la caracterización de los efluentes, se estima un tratamiento específico que cubra los requerimientos de remoción de contaminantes. Estas tecnologías se basan en operaciones y procesos físicos, químicos y biológicos y gracias a la combinación de ellas se define el diseño y construcción de equipos capaces de lograr dicho fin. Existe una serie de equipos que basan su funcionamiento en la tecnología de lodos activados, llamado así porque utiliza la recirculación del material sedimentado para acelerar la actividad celular dentro de un sistema de oxidación biológica. Estos equipos pueden funcionar de manera continua o por cargas.

Entre los equipos por cargas se puede destacar el sistema de tratamiento secuencial, el cual es un sistema de lodos activados cuyo funcionamiento se basa en la secuencia de ciclos de llenado, reacción, sedimentación y vaciado y una de las principales variables manipulables para el control de la eficiencia del sistema es el tiempo de operación de las diferentes etapas.

El presente Trabajo Especial de Grado se realiza con el objetivo de diseñar, construir y evaluar de forma preliminar, un sistema de reactores biológicos secuenciales a escala, con aplicabilidad al tratamiento de aguas residuales

municipales, optimizando los tiempos operacionales del proceso y estableciendo un sistema de control eficiente, utilizando como alimentación al sistema las aguas residuales de origen municipal conducidas por el Colector Marginal Izquierdo Río Valle, las cuales sirven como fuente de alimentación en las instalaciones de la Plana Experimental de Tratamiento de Aguas (PETA), Facultad de Ingeniería de la Universidad Central de Venezuela.

### **I.3. ANTECEDENTES**

Se han realizado algunos estudios referentes al tema de investigación, los cuales serán utilizados como base para el diseño, construcción y evaluación del equipo en cuestión.

#### **I.3.1. Caracterización previa del agua a tratar, parámetros físico-químicos** (GARCIA, OCAMPO, 2005)

A continuación se muestra la caracterización de los valores promedio del afluente de agua residual que ingresa a la Planta Experimental de Tratamiento de Aguas, realizada en un Trabajo Especial de Grado, titulado **“Estudio comparativo de los sistemas biológicos: biodiscos rotatorios y torre biológica para el tratamiento de aguas residuales”**, tomando en cuenta que es el trabajo mas reciente.

**Tabla 1: Caracterización del Afluente a la PETA.**

Característica	Valor
Temperatura (°C)	25.9
Sólidos Sedimentables (mL/L)	0,7
Sólidos Totales (mg/L)	461
Sólidos Totales Fijos (mg/L)	249
Sólidos Totales Volátiles (mg/L)	212
Sólidos Disueltos Totales (mg/L)	81
Sólidos Disueltos Fijos (mg/L)	14
Sólidos Disueltos Volátiles (mg/L)	67
Sólidos Suspendidos Totales (mg/L)	380
Sólidos Suspendidos Fijos (mg/L)	235
Sólidos Suspendidos Volátiles (mg/L)	145
pH	7,7
DBO <sub>5,20</sub> (mgO <sub>2</sub> /L)	128
DQO (mgO <sub>2</sub> /L)	268
Nitrógeno Amoniacal (mgNH <sub>3</sub> -N/L)	17,1
Nitrógeno Orgánico (mgNH <sub>3</sub> -N/L)	7,3
Nitrógeno Total (mgN/L)	24,4
Fósforo (mgP/L)	2,7

Fuente: García Y, Ocampo L.

En la cual se concluyó, que el sistema de biodiscos rotatorios se presenta como mejor alternativa en cuanto a: desempeño, condiciones de operación y mantenimiento, manejo de lodos a pequeña escala, producción de lodos y nivel de confianza. Por otra parte, en cuanto a los parámetros: confiabilidad en el modelo de diseño, complejidad, condiciones energéticas y los costos se presenta como una alternativa menos viable que la torre biológica.

### **I.3.2. Control y Mejoras en Biorreactores Secuenciales por Carga (SBR) para Tratar Aguas Residuales Tóxicas**

Betancur, Moreno, Moreno-Andrade y Buitrón, en el año 2004 desarrollaron un proyecto en el cual se presentan alternativas para solucionar problemas asociados a la operación de biorreactores buscando que su desempeño sea cercano al óptimo, en especial el problema de tratar picos altos y desconocidos de concentración de tóxicos. Dos filosofías de solución se ensayaron experimentalmente. Una modifica la configuración de biomasa en el reactor, la otra consiste en mejorar las acciones de control. Se considera que el modelo del biorreactor puede conocerse de manera apenas aproximada y que, debido a las características técnico-económicas de la aplicación, no es posible medir muchas de las variables de interés, por lo cual existe poca información para el control del proceso.

Se realizaron una serie de experimentos para determinar el efecto de los diferentes tipos de control y diferentes configuraciones de biomasa en las características del sistema, especialmente resistencia a ausencia de oxígeno y alimento, a la inhibición y a las concentraciones máximas de sustrato, obteniendo como conclusión, en base a los resultados, lo siguiente:

1. Si no se utilizan estrategias especiales de control entonces los sistemas que incluyen biomasa soportada, Móvil o Fija (BM ó BF), tienen mayor resistencia a la ausencia de oxígeno, alimento y a valores máximos de concentración que la configuración de biomasa suspendida (BS). Sin embargo, la diferencia no es suficientemente grande como para considerarlas una solución ante condiciones de operación extremas del SBR.

2. Estrategias de control como la de tiempo óptimo, basado en observación (OBTOC) y la de tiempo óptimo basado en manejo de eventos (EDTOC) incrementan sustancialmente la robustez y desempeño del SBR a niveles nunca obtenidos antes sin ellas. La investigación para desarrollar tales modos de control es por tanto muy prometedora.

## **I.4. OBJETIVOS**

### **I.4.1. General**

- Diseño, construcción y evaluación preliminar de un sistema de Reactor Biológico Secuencial (SBR) a escala laboratorio.

### **I.4.2. Específicos**

- Diseñar el sistema de reactor biológico secuencial a escala piloto.
- Construir un sistema de reactores biológicos secuenciales a escala piloto.
- Generar y aclimatar la biomasa a partir de aguas residuales municipales.
- Evaluar y caracterizar el sistema estabilizado.
- Optimizar los tiempos operacionales.

- Seleccionar el sistema de control que favorezca la operación óptima del equipo.
- Proponer una estrategia para operar este tipo de sistema operando bajo la condición de una producción continua de aguas residuales.

## **CAPÍTULO II**

En esta sección se presentan las bases teóricas que sustentan el trabajo bajo estudio, con algunas definiciones y aspectos generales necesarios para la comprensión del tema.

### **II.1. GENERALIDADES DEL AGUA**

El agua durante su empleo doméstico o industrial, se contamina y se carga de materiales en suspensión y en solución. La permanencia de estas impurezas exige su tratamiento a fin de hacerlas aptas para su reutilización o disposición final a cuerpos de agua.

#### **II.1.1. Características Químicas del Agua Residual**

El estudio de las características químicas de las aguas residuales abarca, la materia orgánica y su medición, la materia inorgánica y los gases presentes.

Principalmente existen dos tipos de análisis para la estimación del contenido de materia orgánica presente en el agua residual, los cuales son: la Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO) y la Demanda Química de Oxígeno (DQO).



Estos parámetros son empleados por la normativa vigente para indicar los valores permisibles de descarga a cuerpos de agua y se definen a continuación:

### **II.1.1.1. DEMANDA BIOQUÍMICA DE OXÍGENO (DBO)**

El parámetro de contaminación orgánica más utilizado y aplicable a las aguas residuales y superficiales es la Demanda Bioquímica de Oxígeno a los 5 días ( $DBO_5$ ), la cual es una medida del oxígeno disuelto utilizado por los microorganismos en la oxidación bioquímica de la materia orgánica. La medida del DBO es importante en el tratamiento de aguas residuales, ya que indica la cantidad de materia orgánica que se desea remover del agua residual, y para la gestión técnica de la calidad del agua porque se utiliza para determinar la cantidad aproximada de oxígeno que se requiere para estabilizar biológicamente la materia orgánica presente (Metcalf & Eddy, 1985).

De manera práctica se define como la cantidad de oxígeno por unidad de volumen necesaria para realizar una oxidación de la materia orgánica por parte de los microorganismos. Sus unidades son mg/L. La medida de este parámetro se realiza incubando un volumen determinado del agua cuya DBO se desea conocer en presencia de microorganismos y con oxígeno en exceso, de modo que durante el experimento no sea el factor limitante.

### **II.1.1.2. DEMANDA QUÍMICA DE OXÍGENO (DQO)**

El ensayo de la DQO se utiliza para determinar el contenido de materia orgánica químicamente oxidable, presente en un agua residual. La determinación se lleva a cabo utilizando un oxidante fuerte (dicromato de potasio) en medio ácido y a temperatura elevada. Esta prueba se lleva a cabo al momento en que se toma la muestra y tiene una duración de digestión entre 2 y 3 horas para tener un estimado del oxígeno requerido para oxidación química (Aguamarket, 2006).

La DQO de un agua residual es, por lo general, mayor que su DBO, ya que es mayor el número de compuestos que pueden ser oxidados por vía química, que aquellos que pueden serlo biológicamente a través de acción de organismos.

## **II.2. SISTEMAS DE TRATAMIENTO.**

Se pueden organizar las tecnologías del tratamiento de aguas en cuatro áreas generales: Métodos físicos, métodos químicos, métodos energéticos intensivos y métodos biológicos. Estas tecnologías son un componente integral dentro del esquema moderno de una planta de tratamiento de aguas, por lo que hay una multiplicidad de equipos y de opciones de tecnología a seleccionar que dependen de las metas finales del tratamiento (Cheremisinof, 2002).

### **II.2.1. Sistemas de Tratamiento Biológicos**

Los tratamientos biológicos son procesos en los que la transformación de la materia orgánica biodegradable del agua residual se efectúa por la acción de microorganismos, que se mantienen en suspensión en el agua o bien se adhieren a un soporte sólido formando una película de crecimiento. (Metcalf & Eddy, 1991).

Los procesos biológicos pueden ser de cuatro tipos: aerobios, anaerobios, anóxicos y facultativos. Se han creado múltiples tecnologías, las cuales difieren en la eficiencia de remoción, requerimientos de oxígeno, espacio disponible y el tipo de crecimiento de la biomasa.

Existe un sistema de tratamiento, que combina la utilización de la biomasa suspendida y el ahorro de espacio, al tener las funciones de sedimentación y reacción en un mismo equipo. Dicho equipo representa el tema de estudio de este trabajo y es descrito con mayor detalle a continuación:

#### **II.2.1.1 SISTEMAS DE REACTORES SECUENCIALES POR CARGA (SBR).**

El reactor secuencial por carga (*Sequencing Batch Reactor*, SBR) es un sistema de lodos activados para tratamiento del agua residual que utiliza ciclos de llenado, reacción, sedimentación y descarga. En este sistema el agua residual entra en una tanda a un reactor único, recibe tratamiento para remover materia orgánica contaminante, sedimenta y luego se descarga. La homogenización de caudales, la aireación y la sedimentación se logran en

ese reactor único. Para optimizar el desempeño del sistema, se utilizan dos o más reactores en una secuencia de operación predeterminada. Los sistemas SBR han sido utilizados con éxito para tratar aguas residuales tanto municipales como industriales. Estos sistemas son especialmente efectivos para aplicaciones de tratamiento de agua residual caracterizadas por caudales reducidos o intermitentes. (EPA, 1999).

Los procesos de llenado y descarga por tandas, similares a los de reactores SBR no son un desarrollo reciente como se cree comúnmente. Entre 1914 y 1920 varios sistemas de llenado y descarga se encontraban en operación. El interés en los SBR se revivió a finales de la década de 1950 e inicios de la década de 1960 con el desarrollo de nuevos equipos y tecnología. Las mejoras de los sistemas de aireación y de controles permitieron que los SBR compitieran con éxito con los sistemas convencionales de lodos activados. Los procesos unitarios de los SBR y los sistemas convencionales de lodos activados son iguales. Un informe de la EPA de 1993 resumió esto al indicar que “los SBR son simplemente sistemas de lodos activados que operan en el tiempo en lugar del espacio”. La diferencia entre las dos tecnologías es que los SBR logran la homogenización de caudales, el tratamiento biológico y la sedimentación secundaria en un tanque único usando una secuencia de tiempo controlada. En un sistema convencional de lodos activados estos procesos serían realizados en tanques separados. (EPA, 1999).

### II.2.1.1.1. ETAPAS DEL PROCESO DE OPERACIÓN DE LOS SISTEMAS DE REACTORES SECUENCIALES POR CARGAS (SBR). (UNIVERSIDAD CATOLICA ARGENTINA, 2005)

El afluente a tratar, ingresa al pozo de bombeo de donde se transporta hasta la planta de tratamiento, donde en primera instancia pasa por un sedimentador primario para eliminar sólidos de gran tamaño presentes en el afluente a tratar y que puedan dificultar el funcionamiento del equipo. El proceso de tratamiento SBR opera basado en el principio de llenado y vaciado y está compuesto de varias etapas bien diferenciadas, que llevan un orden consecutivo, como se puede observar en la figura N° 1, en orden numerado, donde se presenta de manera esquemática las etapas del proceso.

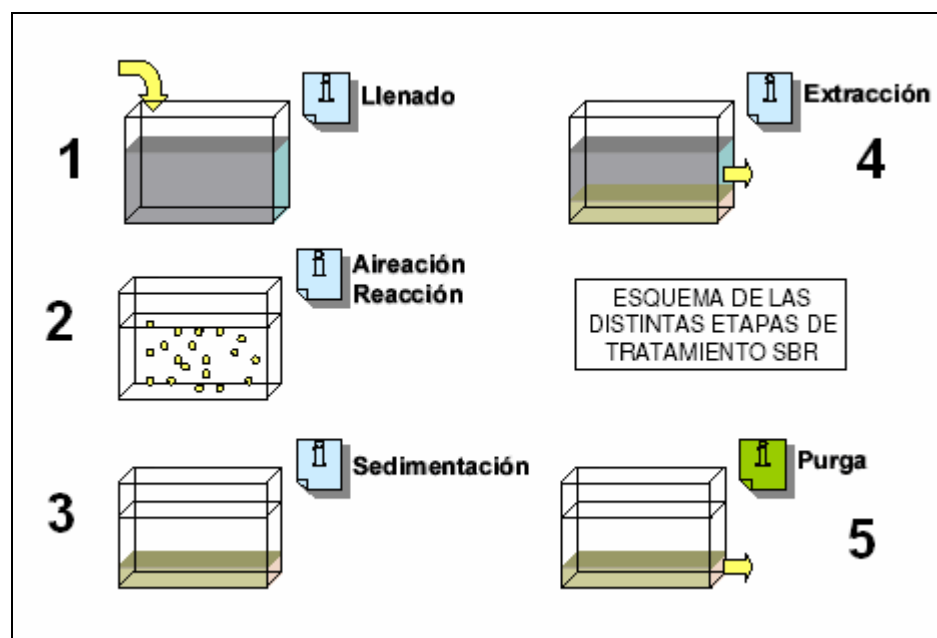


Figura 1: Esquema de las distintas etapas de un SBR.

Fuente: Ingeniero Ambiental, 2005.

➤ **Llenado**

El líquido afluente, sustrato, es bombeado en forma uniforme para establecer buen contacto entre los microorganismos y el sustrato existente. Este período finaliza cuando se alcanza el tiempo máximo previsto para el ciclo o bien cuando el tanque está lleno. La aireación es conveniente que comience en este período.

➤ **Reacción - Aireación**

En este período se producen todas las reacciones metabólicas por las cuales la biomasa consume la materia orgánica en presencia de oxígeno. La duración de este período determina el grado de eliminación de DBO logrado.

➤ **Sedimentación**

En esta etapa se interrumpe la aireación, con lo cual se separa el sólido o lodo por gravedad, básicamente como en un proceso normal de lodos activados. En el tratamiento SBR se elimina la necesidad de transferir el lodo del sedimentador al reactor por recirculación, por lo tanto la recirculación es eliminada.

➤ **Decantación - Extracción**

Luego de un tiempo suficiente para producirse una buena separación entre el lodo sedimentado y el agua sobrenadante, se activará automáticamente la bomba de extracción. Este período se caracteriza por la eliminación del efluente tratado, desde aproximadamente 50 cm. por debajo de la superficie,

logrando excluir los sólidos flotantes. La eliminación del líquido clarificado se realizará sin perturbar el lodo sedimentado.

➤ **Purga – Reposo**

El período final consiste en la eliminación del lodo excedente, que es bombeado a un digester aerobio o anaerobio, para su posterior eliminación del sistema, siendo ésta una de las etapas más importantes del proceso.

**II.2.1.1.2. Modelaje de Sistemas SBR** *(Universidad de Chile, 2005)*

En términos asociados a la cinética de reacción, todas las investigaciones y la historia de operación de reactores de lodos activados ha sido exitosamente modelada por las ecuaciones de Monod. En particular, el modelo ya clásico del IAWPRC; de amplia utilización en reactores de lodos activados (tanto de alta tasa como de aireación extendida, biodiscos rotatorios, carrouseles, etc). A pesar de todo, este modelo no ha resultado del todo adecuado para reactores SBR, debido a la secreción de metabolitos intermediarios, que aportan demanda de oxígeno (medida indistintamente como  $DBO_5$  o como DQO). Las anomalías respecto del modelo se deben, probablemente, a las reacciones bioquímicas asociadas a la digestión de productos intracelulares mantenidos como reserva, durante los períodos anóxicos; en este sentido, el trabajo de Ibrahim y Abasaeed (1995) basado en las discusiones asociadas al comportamiento de la demanda de oxígeno en reactores SBR, propone un modelo matemático, bastante exitoso, para simular la dinámica y obtener

predicciones de DQO y sólidos en el efluente tratado de un reactor SBR. Esta herramienta no incorpora la etapa de sedimentación ni las de descarga de lodos y efluente tratado (es decir, modela carga y reacción a reactor lleno).

El modelo dinámico de Ibrahim utiliza una docena de valores iniciales y una decena de parámetros, de modo que aparece como con un excesivo número de grados de libertad que podría ajustarse a cualquier resultado experimental pero poco útil para diseño.

Es posible utilizar sistemas de ecuaciones dinámicas más convencionales y con menos grados de libertad. De hecho, las etapas de reacción pueden ser ajustadas mediante cinéticas del tipo Monod, igual a las utilizadas para lodos activados. Las etapas de decantación estática y sedimentación con descarga, por otra parte, pueden ser resueltas por ecuaciones de balance y ecuaciones lineales.

El diseño de reactores SBR, al igual que para otros reactores de lodos activados, se realiza fijando variables a condiciones deseadas o normadas, para mantener ciclos definidos y mediante variables empíricas globales realizar el cálculo del equipo como tal y así, posteriormente, operar el sistema en el punto seleccionado.



### II.2.1.1.3 Diseño de Reactores SBR *(Universidad de Chile, 2005)*

De manera hipotética se adoptará que no existen regulaciones sobre el nitrógeno ni el fósforo descargado por una planta de tratamiento de aguas servidas domésticas, típicas de las empresas sanitarias, todo esto con fines de diseño. La remoción de nitrógeno en un reactor SBR es muy simple y factible (pero agrega volumen de reacción).

El reactor SBR se diseña en términos de los mismos parámetros que las aplicaciones de lodos activados, más un número de parámetros operacionales válidos solamente para SBR. El objetivo del diseño es obtener las especificaciones del reactor (dimensiones, equipos, etc.) y los tiempos de duración de *cada* etapa de operación.

#### Procedimiento de Diseño

En primer lugar es necesario definir las variables que especifican la operación:

- $Q_0$  el flujo promedio, el flujo máximo e idealmente, la curva de variación del flujo ( $m^3/día$ ).

- $S_0$  la concentración de materia orgánica (DQO o  $DBO_{5,20}$ ) de entrada media, máxima y sus variaciones horarias (mg/L)
- $X_0$  la concentración de sólidos suspendidos de entrada (SS, mg/L)
- los requisitos de salida para el sustrato ( $S_F$ ) y los sólidos suspendidos ( $X_F$ )

Estas definiciones permiten obtener la carga (masa diaria) de sustrato a remover y los requisitos de sedimentación para clarificación del efluente final. La carga se cuantifica como flujo másico de entrada al reactor, es decir:

$$K=Q_0*(S_0-S_F) \quad (1)$$

**K** refleja la masa diaria de materia orgánica que debe ser tratada en el sistema; dado que el sustrato está expresado como demanda de oxígeno, **K** además representa, el oxígeno que debe disponer el material celular del reactor para su respiración. Este oxígeno debe ser entregado al reactor durante las etapas que incluyen aireación.

Al igual que en lodos activados, las dos decisiones clave para la operación del SBR son la razón de alimento a biomasa (**F/M**) y la densidad celular activa de operación (**X<sub>A</sub>** medido como MLVSS).

Se debe destacar que la biomasa está permanentemente cambiando en un reactor SBR (no así en un reactor continuo) de modo que se debe definir en

que parte del ciclo de operación se calculará el requisito de biomasa. Aquí se precisa la densidad de biomasa de diseño y operación en el momento posterior a la descarga de efluente tratado y lodos, o lo que es lo mismo en el momento previo al inicio de la carga del reactor. Esta definición es la más útil ya que permite fijar la cantidad de lodos que descarga el reactor (es decir, descargar lodos hasta llegar al valor de diseño para  $X_{AR}$ ).

Ambos parámetros presentan, en la práctica publicada, variaciones dentro de amplios rangos. Así, se encuentra que  $F/M$  varía entre **0,032** y **0,18** ( $\text{DBO}_5/\text{MLSS}$ ,  $\text{día}^{-1}$ ), mientras que la densidad de sólidos ( $X$ ) en operación varía entre **1000** y **4500 mg/L**. En todo caso, es posible recomendar valores a partir del análisis de SBR utilizados en aguas servidas, como son, la Razón Alimento a Masa celular de  $0,1 \text{ día}^{-1}$  y de Sólidos en el reactor MLSS de  $4000 \text{ mg/L}$ .

El volumen del reactor en baja,  $V_{R0}$  (previo a ser alimentado) queda completamente determinado por la carga de diseño ( $K$ ) y la selección de valores de  $F/M$  y  $X_{AR}$ . En particular, la carga ( $K$ ) refleja la masa diaria de materia orgánica biodegradable que deben ser tratados; pero, el tratamiento se realizará con una cantidad definida de sólidos biológicos ( $X_{AR}$ ) que deben establecer una relación predefinida entre ellos ( $F/M$ ). Así:

$$V_{R0} = \frac{Q_0 \cdot S_0}{\left(\frac{F}{M}\right) \cdot X_{AR}} \quad (2)$$

Es imperativo que las unidades de trabajo estén correctamente establecidas y ajustadas a sus dimensiones.

Conocido el volumen del reactor para la condición mínima,  $V_{R0}$  (descargado y reteniendo el volumen líquido necesario para disponer de biomasa para el siguiente ciclo) se debe determinar el *volumen del reactor*. El volumen de reactor está dado por el volumen condición mínima más el volumen que se admitirá en cada ciclo y, por ello, está directamente ligado al número de ciclos diarios que se desea operar.

Es importante resaltar que para la teoría del modelo se considera que todas las etapas de proceso se dispone de dos reactores gemelos y se operan de modo que los tiempos de llenado sean coordinados con los tiempos de las etapas sin admisión de flujo, sin embargo para este trabajo se empleo un solo reactor.

El número de ciclos diarios permite calcular el volumen que ingresa en cada reactor, ya que el volumen admitido a cada reactor es el mismo que el desalojado y habrá tantas descargas diarias de cada reactor como ciclos diarios se operen. En particular, si  $N_C$  es el número diario de ciclos y  $N_R$  el número de reactores, entonces el número de descargas diarias  $N_D$ , se define a continuación:

$$N_D = N_C * N_R \quad (3)$$

El volumen diario a tratar ( $Q_0$ ) deberá ser fragmentado en  $N_D$  partes y este es el volumen agregado a cada ciclo (por sobre  $V_{R0}$  que ya se había definido):

$$V_{RF} = V_{R0} + \frac{Q_0}{N_C \cdot N_R} \quad (4)$$

Con los datos asociados al volumen máximo  $V_{RF}$  y mínimo  $V_{R0}$  de los reactores se procede a determinar la geometría del sistema. Dichos volúmenes se producirán de acuerdo a una misma área de sección, arrojando, entonces, una altura máxima  $H_F$  y una altura mínima  $H_0$ , respectivamente. La altura mínima debe considerar que los sólidos al final de la etapa de decantación y descarga ocuparán una altura determinada que, de ser disminuida, produciría la descarga de sólidos en el efluente tratado. De estas consideraciones se obtiene el área de reactor:

$$A = \frac{V_{R0}}{H_0} \quad (5)$$

Este área debe ser cotejada con la altura máxima. La altura máxima debe considerar el uso eficiente del oxígeno incorporado al sistema, proporcionando suficiente profundidad como para que el tiempo de contacto de una burbuja con el líquido permita transferir una cantidad adecuada de oxígeno al líquido.

En el caso de reactores rectangulares como es el caso del proyecto, se emplea una razón de 1 a 4 entre el área determinada y la altura del tanque; la idea es cargar en un extremo de modo que si hay sobre flujo, las características de pistón del rectángulo impidan un efecto inmediato sobre el

rebalse (producido por la sobre-carga); incluso en algunos casos, se han utilizado baffles.

En resumen, para el dimensionamiento del equipo se necesita saber lo siguiente:

- $Q_0$  Flujo de alimentación al reactor ( $m^3/día$ ), incluido el máximo caudal esperado.
- $S_0$  Concentración de sustrato soluble en la alimentación al reactor (en el afluente a tratar).
- $X_{A0}$  Biomasa activa entrante al reactor, proveniente de las aguas a tratar (mg/L).
- condiciones locales y de materiales, además de la compactación de los lodos.

También es necesario hacer suposiciones o hipótesis como las siguientes:

- $N_C$  El número de ciclos de carga diarios.
- $N_R$  El número de reactores a utilizar (al menos 2).
- $X_{AR}$  Biomasa activa en el reactor al final de la descarga de efluente y lodos (MLVSS, mg/L).
- $S_F$  Concentración de sustrato soluble en el reactor y, por lo tanto, en el efluente al final de la sedimentación (DQO o  $DBO_5$ , mg/L).

- $H_0$  La altura de agua del reactor para condición mínima.

Todo esto a fin de diseñar:

- $V_{R0}$  El volumen del reactor condición mínima (previo a la carga).
- $V_{RF}$  El volumen del reactor lleno.
- $A$  El área del reactor y su forma.

En el caso de los SBR es posible distinguir dos tiempos de residencia (razones entre volumen de la instalación y flujo), según si se considera el reactor lleno ( $TRH_F$ ) o en mínimo ( $TRH_0$ ):

$$TRH_F = \frac{N_R \cdot V_{RF}}{Q_0} \quad (6)$$

$$TRH_0 = \frac{N_R \cdot V_{R0}}{Q_0} \quad (7)$$

El requerimiento de oxígeno ( $R_{O_2}$ ) está dado por la carga a tratar ( $K$ ) y el conocimiento de la cantidad de oxígeno que se necesita para oxidar una masa dada de  $DBO_5$ , que conforma un parámetro de conversión ( $Y_{O_2}$ ):

$$R_{O_2} = K \cdot Y_{O_2} \quad (8)$$

El coeficiente de conversión,  $Y_{O_2}$  se relaciona con la cantidad de oxígeno que requiere la oxidación de material biológico. Suponiendo que se deba oxidar paredes celulares,  $C_5H_7NO_2$  a  $CO_2$  (dióxido de carbono),  $NH_3$  (amonio) y  $H_2O$  (agua), se obtiene un requerimiento de **1,42 g  $O_2$  por g  $DBO_5$** .

Al oxígeno requerido para la oxidación de orgánicos se debe agregar el oxígeno que se consumirá por la presencia de nitrógeno orgánico (que en este diseño se ha ignorado). De esta manera, el factor conversión a utilizar debiera tener un valor algo mayor.

En términos de la nomenclatura habitual, el requerimiento de oxígeno,  $R_{O_2}$ , corresponde al requerimiento "real" de transferencia de oxígeno,  $R_{TO}$ . El  $R_{TO}$  debe ser provisto con equipos y mecanismos que, con una tecnología determinada, permitan el cálculo de potencia requerido para el aporte de oxígeno. Para tal estimación de potencia, es necesario que la determinación microbiológica del requerimiento de oxígeno, sea compensada con las propiedades de transporte de oxígeno desde un gas hasta el interior de las células.

### **Requerimientos de oxígeno de reactores SBR**

Utilizando las tres correcciones típicas (razón de saturación en agua potable versus agua a tratar, razón del coeficiente de transferencia y base de la



corrección térmica), se puede construir la ecuación clásica para la estimación de la tasa de transferencia de oxígeno requerida en un sistema real, a partir de valores o estimaciones de diseño:

$$RTO = STO \cdot \left( \frac{\beta \cdot O_2^*(H_2O) - O_2(AS)}{O_2^*(20^\circ C)} \right) \cdot \theta^{T-20} \cdot \alpha \quad (9)$$

En esta expresión, **RTO** es la transferencia de oxígeno que realmente se entrega al sistema, a temperatura **T**, con aguas servidas reales (que definen  $\alpha$  y  $\beta$ ), un coeficiente de temperatura  $\theta$  y con un equipamiento que, en condiciones estándar (20 °C, agua pura) provee una capacidad de transferencia de oxígeno igual a **STO**.

En sistemas SBR, el oxígeno se aporta al sistema sólo durante alguna fracción de ciertas etapas del ciclo. Por ejemplo, **no hay** aporte de oxígeno durante la **sedimentación** ni la **descarga**.

En cambio, durante la **carga** y la **reacción**, se seleccionan intervalos de introducción de gas para el correcto manejo del sistema.

Si no es necesario cumplir normas relativas al nitrógeno, es posible concebir el sistema con aporte de oxígeno durante toda la etapa de carga (admisión de caudal) y durante la etapa de reacción.

Se dispone así de la fracción del tiempo de ciclo durante el cual se aporta oxígeno,  $f_{ox}$ . Naturalmente, se dispone también de la fracción de tiempo anóxico:

$$f_{an}=1-f_{ox}. \quad (10)$$

El caudal de aire debe asegurar, además, que el caudal de oxígeno sea capaz de aportar el **STO** de modo que se debe corregir por la fracción de aire que es oxígeno (un 20%, su presión parcial,  $x_{ox}=0,2$ ). Con estos términos, el caudal que debe aportar el sistema de impulsión de gas será:

$$F_{GAS} = \frac{STO}{f_{ox} / x_{ox}} \quad (11)$$

La presión del aire, por otra parte, debe vencer la profundidad a que se encuentra el punto de descarga, más las pérdidas de carga asociadas a los desagües y las singularidades (válvulas, eyectores, codos, estrangulaciones, etc.). Esta presión tiene una componente hidrostática (profundidad  $H_F$ ) y otra asociada a cada diseño en particular (sopladores, compresores o eyectores presentan todas sus propias características y eficiencias).

En resumen, el oxígeno que debe ser incorporado al sistema (tanto en masa como en flujo puntual durante las etapas que requieren oxígeno), puede ser

diseñado en forma precisa a partir de las exigencias de tratamiento (DBO<sub>5</sub> a abatir) pero se requiere conocer:

- La solubilidad (saturación) de oxígeno en las aguas servidas en campo.
- La presión en el punto de entrega de gas.
- El coeficiente de transferencia del sistema de reacción a las aguas en tratamiento.
- El cambio del coeficiente de transferencia de oxígeno del sistema a diversas temperaturas.
- El mecanismo particular de impulsión del gas.
- Los desagües y singularidades asociadas al transporte de gas.

### Descarga de Lodos en Reactores SBR

El reactor producirá, diariamente, una masa de lodos ( $M_L$ ) que es función de la carga diaria de DBO<sub>5</sub> ( $K$ ) y de un factor de producción ( $Y_{X/S}$ ) que especifique la conversión de DBO<sub>5</sub> a  $X_A$  (expresado como MLSS). El flujo volumétrico diario de lodos ( $Q_L$ ) estará dado por el flujo másico diario y la densidad ( $\delta_L$ ) según:

$$M_L = K \cdot Y_{X/S} \quad (12)$$

$$Q_L = M_L \cdot \delta_L \quad (13)$$

Los parámetros asociados reportados en la literatura suelen estar en rangos más bien estrechos;  $Y_{X/S}$  se encuentra en un rango desde 0,5 a 0,85 (con un valor medio de 0,74) mg de MLSS/mg DBO<sub>5</sub>;  $\delta_L$  depende de las propiedades del lodo particular y su rango está entre **0,5%** y **2%** de sólidos suspendidos en el licor mezclado (con un valor más probable de **1%**).

Esta descarga diaria se produce a intervalos, una vez en cada ciclo en cada reactor. Así, el caudal de lodos en el momento de cada descarga (volumen de lodos descartados en cada etapa de descarga), será de:

$$\delta_L = Q_L(N_D) \quad (14)$$

El flujo particular, en términos de volumen por unidad de tiempo, depende de la duración de la etapa de descarga de lodos, que suele estar en rangos desde *10 minutos* hasta media hora.

### Descarga de efluente tratado

El flujo total tratado en un día, como se ha visto, se distribuye por cargas a lo largo del día. Según se ha definido, habrá  $N_D$  cargas diarias. Así, el flujo total diario de diseño de la planta se segrega en  $N_D$  partes, de volúmenes aproximadamente iguales (durante las horas de máxima el volumen admitido en un reactor será mayor que el admitido con caudales menores). El volumen descargado en cada etapa será entonces igual a:

$$V_{RF} - V_{R0}, \quad (15)$$

Es decir,

$$Q_0/N_D. \quad (16)$$

El caudal que tenga la descarga de efluente tratado depende de los tiempos asignados a los ciclos y, dentro de los ciclos, a la etapa de descarga en particular.

El tiempo de descarga se relaciona, también, con la calidad del efluente tratado, pues una descarga muy rápida podría resuspender los sólidos sedimentados. Se recomienda utilizar los sistemas de decantación por vertedero flotante, más que las alternativas a profundidad fija que presentan problemas operativos. El caudal puntual de descarga de efluente tratado (máximo) se obtiene de:

$$Q_{EF} = \frac{Q_{0,MAX}}{N_D \cdot t_{DE}} \quad (17)$$

Donde  $t_{DE}$  es el tiempo de duración de la etapa de descarga,  $Q_{0,MAX}$  es el flujo mas alto de tratamiento y  $Q_{EF}$  es el caudal ( $m^3/h$ ) puntual de descarga, que puede ser empleado sin que las partículas se resuspendan en la mezcla (máxima para diseño).

En resumen, los caudales de efluente tratado y de lodos descartados se pueden calcular fácilmente, pero requieren la definición de:

- $K$ , la carga al sistema (Kg DBO<sub>5</sub> por día)
- $Y_{X/S}$ , el factor de conversión de mg MLSS a mg DBO<sub>5</sub> (**0,7**);
- $\rho_L$ , la densidad de los lodos descartados (**1%**);
- tiempo de duración del descarte de lodos (**10** minutos);
- el volumen máximo y mínimo del reactor;
- $Q_{o,MAX}$ , el caudal máximo de diseño de la planta;
- $t_{DE}$ , el tiempo de duración de la etapa de descarga de efluente tratado (a definir a continuación).

### Diseño de los tiempos de las etapas de SBR.

Cada ciclo de operación de un reactor SBR tiene una duración dada por el número diario de ciclos ( $N_C$ ):

$$t_{CICLO} = \frac{24(\text{horas}_{\text{ por}_{\text{ día}}})}{N_C(\text{ciclos}_{\text{ por}_{\text{ día}}})} \quad (\text{Horas}) \quad (18)$$

### Tiempo de llenado o carga.

Para un sistema SBR operando con dos reactores, el tiempo de carga ( $t_C$ ) queda determinado como el *50 % del tiempo del ciclo*. En general, la carga durará  $1/N_R$  (número de reactores) de la duración de cada ciclo. El ciclo tiene una duración de 24(h/día) dividido por el número de ciclos ( $N_C$ ). Así:

$$t_C = \frac{24}{N_C} \cdot \frac{1}{N_R} \quad (19)$$

### Tiempo de reacción.

Es el tiempo necesario para producir el tratamiento (consumo) de la carga orgánica a través de la digestión aerobia, llevada a cabo por los microorganismos que forman parte del lodo activado, sin admitir ningún tipo de entrada al sistema ni alimentación de afluente ni de lodos.

Estrictamente, durante el período de carga también se puede proveer oxígeno produciéndose degradación de la carga orgánica, de tal forma que el tiempo de reacción sería la suma de ambos tiempos. Sin embargo, para propósitos de diseño de la duración de las etapas, se considera que la aireación ocurre después de finalizada la etapa de alimentación (llenado), y

se debe proveer el oxígeno necesario para disminuir la carga orgánica a los niveles deseados para el máximo volumen de reacción.

A objeto de optimizar el diseño del sistema de aireación desde el punto de vista de las inversiones y de los costos de operación (lo que se consigue proveyendo una sola fuente generadora de oxígeno para los dos reactores), se considera suministro de oxígeno durante la mitad del ciclo. Esto quiere decir para un ciclo de  $t_{CICLO}$  horas; con una etapa de carga de duración  $t_C$ , el suministro de oxígeno en admisión será de  $t_C/2$  horas. De esta manera, el tiempo de reacción será también de  $t_C/2$ .

$$t_R = \frac{t_C}{2} \quad (20)$$

### **Tiempo de sedimentación.**

El tiempo de sedimentación en que el contenido del reactor se mantiene completamente estático, debe ser tal que la parte superior desde donde se procederá a retirar el efluente tratado debe estar completamente clarificado.

Debido a que el sistema usado para el retiro del efluente tratado podría ser un sistema de decantación por vertedero flotante circular (o similar), la altura del vertedero debe estar de acuerdo con la velocidad de retiro del sobrenadante. Para el caso de lodos activados se considera el valor empírico



de la velocidad de sedimentación de partículas que floculan a medida que sedimentan igual a 1,1cm. /min. (valor de la tasa hidráulica de sedimentación de 16 m<sup>3</sup>/día\*m<sup>2</sup>). Se deduce un tiempo de sedimentación  $t_s$  de 12 minutos (0,2 horas) para iniciar el retiro del sobrenadante. Este valor no debería cambiar con el tiempo de ciclo, dependiendo solamente de las propiedades de sedimentación del lodo activado producido.

### **Tiempo de descarga de efluente tratado.**

Este tiempo corresponde al necesario para evacuar el máximo nivel del reactor hasta el nivel mínimo manteniendo la parte superior del líquido clarificado a lo menos a 12cm. de la superficie. Esto quiere decir que se mantiene la descarga a la misma velocidad de sedimentación, de tal manera de no desechar lodos desde el reactor por la parte superior de salida del efluente tratado.

Ya que el tiempo total de las fases reacción, sedimentación y descarga debe ser igual al tiempo de carga,  $t_c$  del reactor gemelo, el tiempo de descarga se obtiene de

$$t_D = t_{CICLO} - t_C - t_R - t_S \quad (21)$$

El mínimo nivel de agua se encuentra a partir de la velocidad de sedimentación por este tiempo.

## CAPÍTULO III

### III. METODOLOGÍA

El diseño del sistema de reactores biológicos secuenciales se basa en las características del agua residual a tratar y en las necesidades operacionales del equipo como tal. A partir de lo antes mencionado se procede a la construcción y puesta en marcha del equipo, el cual es evaluado con el fin de optimizar el funcionamiento del mismo mediante la implementación de un sistema de control que mantenga los tiempos de operación del equipo en sus valores óptimos. Por tanto es necesario dividir todo en etapas, cada una con el fin de cumplir los objetivos planteados en el proyecto de manera esquemática.

1. Se realiza una revisión bibliográfica que contempla los aspectos teóricos que involucran lo referente al diseño del equipo a escala piloto.
2. Se investiga las caracterizaciones previas de afluentes para conocer la carga biológica y la composición química del agua a tratar.
3. Se construye el equipo con el fin de obtener parámetros necesarios para las bases numéricas del diseño del equipo.
4. Se pone en marcha el equipo y se estabiliza.
5. Se evalúan las condiciones y el factor de remoción, para así optimizar el tiempo de operación y el desempeño.
6. Se evalúa el equipo funcionando en dicho tiempo óptimo, para confirmar el funcionamiento.

7. Con los datos obtenidos se realizan los cálculos del diseño, para verificar las ecuaciones encontradas en la bibliografía.
8. Se propone una estrategia de control para manejo del equipo de forma automática.
9. Finalmente se propone una estrategia para emplear este tipo de sistema con una producción de agua residual continua.

A continuación se describe de forma detallada las etapas a seguir para cumplir con los objetivos planteados en este Trabajo Especial de Grado.

### **III.1. Revisión Bibliográfica**

Esta primera etapa consiste en investigar las bases conceptuales que sustentan el trabajo especial de grado, esto se logra con la recopilación y estudio de toda la información asociada al tratamiento de aguas residuales, con respecto a las etapas, sistemas y configuraciones de los equipos a emplear, tomando como principal lo concerniente a aquellas unidades encargadas de degradar la materia orgánica presente en el agua residual, con el fin de cubrir los requerimientos en niveles de descarga, en el caso particular los reactores secuenciales, se investigará lo relativo a tiempos de operación, diseño y variables de operación.

En esta etapa se reúne la información necesaria para realizar los cálculos para el diseño (ecuaciones y parámetros) y también conocer el funcionamiento y operación del sistema. Esto se lleva a cabo empleando libros especializados, manuales de operación de los equipos y trabajos de grado relacionados con el tratamiento de aguas residuales en estudio.

### **III.2. Construcción del Sistema**

En esta etapa, tomando en cuenta el caudal utilizado y los tiempos de operación, se procedió a la construcción, de acuerdo con el escalamiento del equipo, se seleccionaron materiales que facilitan la manipulación y su utilización didáctico formativa, como característica principal para dicha selección se consideró que estos materiales deben soportar el volumen de agua para el cual se diseñó el equipo, con algunas especificaciones adicionales (véase Capítulo V). También se hizo necesario la construcción y adecuación de equipos que interactúan de forma directa con el funcionamiento, como un conjunto del equipo de estudio, tales como el sistema de aireación, y todo lo que comprende el sistema encargado de la carga y descarga. Para verificar que el equipo está ensamblado de forma adecuada, se hizo circular una corriente de fluido (agua limpia) y se comprobó que no presentara fallas ni fugas.

### **III.3. Puesta en Marcha y Estabilización del Sistema**

Una vez construido el equipo, se procedió al arranque del mismo paso a paso, en primer lugar se alimentó el equipo con afluente proveniente del Colector Marginal Izquierdo Río Valle, luego se procedió a la formación de biomasa o lodos activados, con el sistema operando, en principio en ciclos de 24 horas y luego bajo un ciclo de 12 horas, es decir, cada 12 horas se tiene una nueva carga en el sistema, hasta alcanzar su aclimatación, lo que se logró en un periodo de un mes, esto se determinó, en primer lugar de forma visual observando la cantidad de lodo visible a través de las paredes del tanque y posteriormente realizando un muestreo por ciclo durante días

diferentes, tomando en cuenta tanto la entrada como la salida del sistema y evaluando DQO, se calcula el factor de remoción hasta que el mismo sea reproducible.

Después de alcanzar esta condición se evaluó el desempeño del equipo, mediante una caracterización de afluente, efluente y muestras intermedias, en días distintos hasta que los valores de remoción de contaminantes fueron reproducibles al menos tres veces y dentro de las normativas, dicha caracterización se llevó a cabo de la siguiente manera:

### **III.3.1. CARACTERIZACIÓN**

Una vez que el equipo se mantuvo en operación por al menos mes y medio se observó que la cantidad de biomasa era constante, es decir, que su nivel dentro del tanque se mantiene, y se realizaron muestreos de la demanda química de oxígeno (DQO), presente en la entrada y en la salida para así determinar el factor de remoción del equipo, hasta que este se reprodujera tres veces consecutivas, entonces se procedió a realizar muestreos instantáneos de la demanda bioquímica de oxígeno (DBO) para la entrada y para la salida, así como también se tomaron muestras de DQO, por hora, en dos muestreos de 24 horas, para determinar la remoción del sistema de forma puntual y por horas, en cuatro ciclos.

### III.4. Optimización de Tiempos de Operación

Con el equipo operando de manera estable y analizando los resultados de dichas DQO puntuales se determinó el tiempo óptimo de operación del sistema, con este hallazgo se procedió a que el equipo trabajara bajo dicha condición, posterior a esto se realizó un programa de caracterización que consiste en tomar muestras de afluente, efluente y licor mezclado durante todo el desarrollo de tres ciclos del equipo en días y a condiciones diferentes, con el fin de confirmar que se mantiene el factor de remoción determinado inicialmente. Esto se llevo a cabo realizando ensayos correspondientes a la DBO (Demanda Bioquímica de Oxígeno), DQO (Demanda Química de Oxígeno), Sólidos (para el licor mezclado), Oxígeno Disuelto y pH. La metodología analítica empleada para determinar estos parámetros son los descritos por el “*Standard Methods for Examination of Water and Wastewater*” de la American Public Health Association, American Water Works Association y la Water Environment Federation (AWWA-APHA-WEF).

**Tabla 2: Metodología para determinación de parámetros.**

Parámetro	Método	Código
Temperatura	Termómetro	2550
pH	Electrométrico	4500-H <sup>+</sup> B
Sólidos sedimentables (ml/l)	Volumétrico	2540 F
Sólidos totales (mg/l)	Gravimétrico	2540 B
Sólidos disueltos totales (mg/l)	Gravimétrico	2540 C
Sólidos suspendidos totales (mg/l)	Diferencia	-
Sólidos totales fijos (mg/l)	Gravimétrico	2540 E
Sólidos disueltos fijos (mg/l)	Gravimétrico	2540 E
Sólidos suspendidos fijos (mg/l)	Diferencia	-
Sólidos totales volátiles (mg/l)	Gravimétrico	-
Sólidos disueltos volátiles (mg/l)	Gravimétrico	-
Sólidos Suspendidos volátiles (mg/l)	Diferencia	-
DBO <sub>5,20</sub> total (mg/l)	Diluciones	5210 B
DQO total (mg/l)	Reflujo abierto	5220 B
	Reflujo cerrado	5220 C

Fuente: AWWA-APHA-WEF

### III.5. Diseño del Equipo

Con los datos obtenidos en cada una de las partes anteriores, se realizó el diseño del equipo, para un solo birreactor, como es el caso de este trabajo, en dicho diseño se calculan las dimensiones del equipo y los tiempos de operación, estos dos parámetros son el punto de comparación para comprobar que dicho modelo se ajusta al tratamiento de aguas residuales de tipo domestico.

### **III.6. Propuesta de un Sistema de Control**

En base a las características del sistema, y a los resultados obtenidos en las experiencias realizadas en este Trabajo Especial de Grado, se propuso una estrategia de control que regule de forma precisa cada una de las etapas del sistema y que además prevea los problemas o eventualidades que se pueda presentar con respecto al funcionamiento del equipo. Algunas de las perturbaciones en el tratamiento de aguas residuales de tipo doméstico son: el flujo variable, obstrucción de válvulas y tuberías, variación en la carga orgánica presente en la alimentación, entre otras.

### **III.7. Propuesta para una Operación Continua**

En vista de que el caudal que se desea tratar a una mayor escala, en el caso de aguas residuales de tipo doméstico es continuo, se requiere una configuración para que el sistema sea capaz de cubrir este requerimiento, en el presente Trabajo Especial de Grado se propone un sistema conformado por este tipo de reactores, que cumple con dicha necesidad.



## CAPÍTULO IV

### **IV. PRESENTACIÓN Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS**

En este capítulo se presentan los resultados alcanzados y las respectivas discusiones y análisis. Inicialmente se describe los resultados correspondientes a la construcción del reactor biológico secuencial, especificando la secuencia de ensamble y reconsideraciones de forma y estructura del equipo. Posteriormente se establece la manera de funcionamiento del equipo (puesta a punto) para generación y estabilización de la biomasa, una vez lograda esta meta se indican los valores obtenidos para poder concluir que la biomasa está estabilizada. De manera seguida se indican los resultados obtenidos en cuanto al mejor tiempo de operación que representa la mayor cantidad y calidad del afluente tratado y por último se plantea un sistema de control que favorece la operación continua de un sistema de reacción secuencial por cargas.

#### **IV.1. Construcción de un sistema de reactores biológicos secuenciales a escala piloto.**

A continuación se especifican los materiales de construcción, su disposición y estructura, para finalmente obtener un equipo robusto y estable que soporte la operación automatizada y continua.

### **IV.1.1. SELECCIÓN DE MATERIALES**

Es necesario recalcar las condiciones ambientales y de operación a las cuales se somete el equipo, ubicado debajo del sedimentador de la Planta Experimental de Tratamiento de Aguas (PETA UCV), entre las cuales tenemos la exposición continua a la luz solar, la humedad ambiental, la gran cantidad de polvo, el agua residual a tratar y sus sedimentos. Además de disposiciones de seguridad por la localización a la intemperie del mismo.

### **IV.1.2. PARTES DE EQUIPO**

Se presentan a continuación las partes que conforman el equipo, teniendo presente las condiciones anteriores:

#### **IV.1.2.1. Sistema de reacción**

Conformado por un tanque de vidrio de una capacidad total de 72 litros con paredes de 6 mm., cuyas dimensiones son 40x45x40 cm. El vidrio ofrece mayores beneficios en cuanto a la durabilidad con respecto al plexiglás ya que no se deteriora por la acción de la luz solar y el calor presente, pero incrementa el peso y cuidado de manipulación del reactor, estos factores son tolerables ya que la relación resistencia contra peso es mayor. La transparencia que aporta el vidrio es un factor importante ya que permite observar de forma directa el nivel de lodos, las fases de operación y a nivel didáctico es muy enriquecedor.



**Figura 2:** Reactor.

Fuente: Elaboración Propia.

#### **IV.1.2.2. Sistema de aireación**

Este está conformado por un distribuidor de aire dentro del reactor, las tuberías y un compresor. El distribuidor de aire consiste en un difusor en forma de “X” colocado en el fondo del reactor de manera tal que los cuatro vértices del rectángulo del fondo son abarcados garantizando la aeración uniforme, la distribución homogénea de la biomasa en todo el cuerpo de agua y su sustentación, lo que representa una biomasa suspendida. Los difusores están cubiertos por una membrana de celulosa resistente al agua la cual es permeable a las burbujas de agua pero impide el paso del agua hacia las tuberías de aire. En el centro de la “X” esta la conexión de la tubería de aire que viene del compresor, esta es una manguera de alta presión de 3/8” y a lo largo de ella se encuentra una válvula de alivio que permite regular el flujo de aire hacia el reactor. El compresor suministra de manera continua el aire, este es de ½ hp y 110 voltios, dentro de los cuidados necesarios

observados esta, el continuo monitoreo del nivel de aceite de la cámara de compresión, además la tensión y desgaste de la correa que proporciona el impulso a las poleas, es recomendable cambiar la correa 1 vez al mes, si esta es la correa especial para compresores, de no ser así, esta tendrá una duración máxima de dos semana.



**Figura 3:** Aireadores.

Fuente: Elaboración Propia.

### **IV.1.2.3. Sistema de válvula, desagüe y tuberías**

Las electroválvulas utilizadas son de 3/8" marca ASCO, de acción directa on/off de falla cerrada, las cuales fueron fijadas en la parte trasera de la mesa y cubiertas de forma tal de hacerlas impermeables. El material de construcción de ellas es en bronce, garantizando de esa forma que no se oxidarán. Las tuberías están conformadas por manguera transparente de 3/8" que conectan las entradas y salidas de las electroválvulas. La transparencia

ayuda a determinar puntos de obstrucción. En la línea de entrada de agua a tratar, se colocó una malla dentro de la conexión y su función es retener todas aquellas partículas cuyo tamaño afectan el correcto funcionamiento de la electroválvula de entrada.

Se hace notar que para efectos de evitar puntos débiles en la estructura del tanque no se hicieron los orificios de rebose, por lo que se elaboraron unas canales de PVC adheridas a las paredes del reactor con Silicón y pegamento epóxico, que en el caso de existir variaciones que incrementen el caudal y rebose el contenido del reactor.

Para poder lograr la salida del agua tratada en un lapso de tiempo consistente con la sensibilidad del temporizador, se adaptó una bomba colocada en paralelo con la electroválvula, de manera que ambas reciban la señal de activación al mismo tiempo esta señal tiene un lapso de duración de 30 minutos, tiempo suficiente para vaciar el reactor.



**Figura 4:** Válvulas y tuberías

Fuente: Elaboración Propia.

#### **IV.1.2.4. Sistema eléctrico y de control**

Se colocó el cajetín debajo de la mesa exactamente en uno de los bordes que da el frente del equipo de manera tal que la visualización del frente del reactor también sea el del cajetín de control. En el interior del cajetín se encuentra la instalación eléctrica correspondiente y los sistemas de control que controlan las dos electroválvulas y el compresor.

Es necesario recalcar en cuanto al sistema de control, que para encontrar la homogeneidad, exactitud y secuencia de respuesta del conglomerado de equipos controlados se debe tener la misma marca y modelo de timer (Reloj

controlador) para lograr dicho fin, ya que de no ser de esa manera se tendría que utilizar un PLC o controlador sofisticado que incrementaría los costos. En el caso de esta investigación se utilizaron timer CAMSCO con una exactitud de 15 minutos y un monitoreo diario, lo que aportó una exactitud y homogeneidad a la investigación. Todo el montaje está alimentado por una línea principal de corriente de 110 Voltios, la cual tiene un interruptor de seguridad que enciende o apaga todo el sistema.



**Figura 5:** Tablero de control (Temporizadores).

Fuente: Elaboración Propia.

### **IV.1.3. PRUEBA DE FUGAS Y SINCRONIZACION.**

Para poder comprobar el correcto ensamble y sincronización de los diferentes sistemas, se procedió a llenar el equipo con agua limpia y a las 8 de la mañana se encendió a ciclos de 24 horas por un lapso de 4 días. Durante este lapso se pudo corroborar la correcta sincronización de los temporizadores, la robustez del reactor al no presentar fugas ni fisuras, el

continuo y eficaz suministro de aire por parte del compresor y difusores y la tolerancia del reactor al soportar variaciones en el caudal.

#### **IV.2. Generación y aclimatación de biomasa a partir de aguas residuales municipales.**

Una vez ensamblado el equipo se procedió al encendido y puesta en marcha del mismo, con el fin de generar y aclimatar la biomasa. En primer lugar se inicia el funcionamiento del equipo en ciclos de 24 horas, 5 días más tarde a las 8 de la noche comenzó el ciclo de 12 horas por un lapso de un mes. En el transcurso de este tiempo se pudo medir un crecimiento continuo de la biomasa de aproximadamente 2 cm. semanales, llegando un punto a los 12 cm. que el crecimiento declinó manteniéndose el nivel de manera constante. Una vez que esto sucede se procedió a la medición y análisis de laboratorio que desarrollaremos a continuación. La biomasa formada se observó de aspecto granulado y tamaño uniforme, suave, de color marrón claro, brillante y un olor parecido a la de la tierra mojada.





**Figura 6:** Biomasa en el tanque.

Fuente: Elaboración Propia.

### **IV.3. Evaluación y caracterización del sistema estabilizado.**

#### **IV.3.1. ESTABILIZACIÓN**

Una vez observado que el nivel de lodo se mantenía constante, se procedió a hacer las respectivas mediciones y análisis, para determinar si el sistema de reacción estaba estabilizado, se realizaron una serie de mediciones de la Demanda Química de Oxígeno (DQO) presente en la entrada y la salida de manera tal de observar en forma rápida los niveles de remoción, estos resultados se muestran a continuación, con respecto a las fechas en que fueron captadas las muestras:

**Tabla 3: DQO Comprobación de Estabilidad.**

Fecha	Hora	Ent/Salida	DQO Total (mg/L)	% de Remoción
16/08/2006	08:00 a.m.	E	160	90
16/08/2006	08:00 p.m.	S	16	
16/08/2006	08:00 p.m.	E	360	96
17/08/2006	08:00 a.m.	S	16	
17/08/2006	08:00 a.m.	E	220	93
17/08/2006	08:00 p.m.	S	16	
18/08/2006	08:00 p.m.	E	180	93
19/08/2006	08:00 a.m.	S	12	
27/08/2006	08:00 a.m.	E	210	94
27/08/2006	08:00 p.m.	S	12	

Fuente: Elaboración Propia

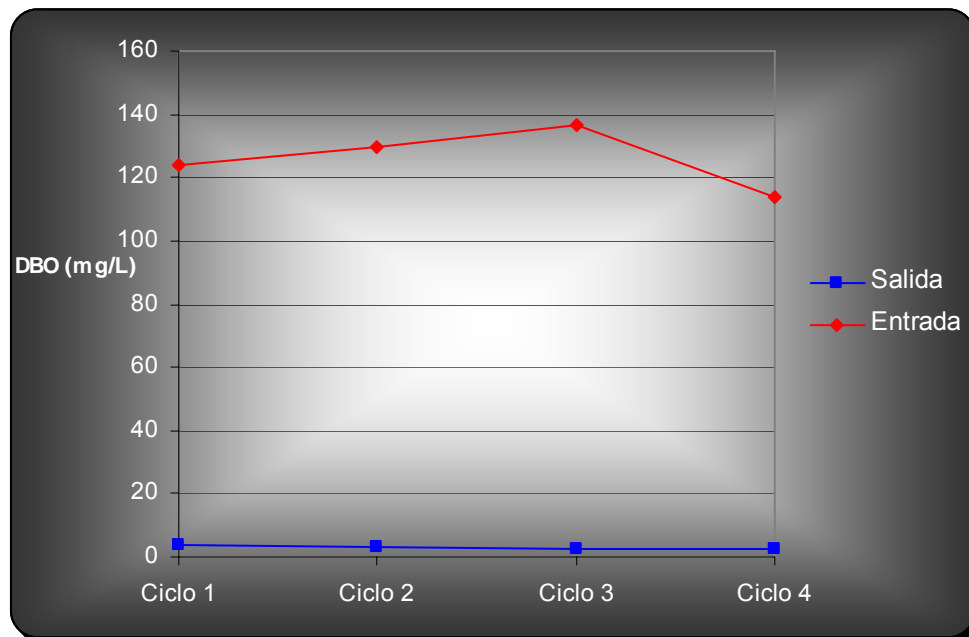
En la Tabla N° 3 se observa la secuencia de análisis hechos en un lapso de 2 días continuos, a razón de 2 ciclos por día, considerando las diferentes entradas y salidas tanto en el día como en la noche, con el fin de evidenciar que el factor de remoción se mantiene por encima del valor esperado (mayor a 90%), a pesar de la variación de la carga orgánica de la entrada como consecuencia del comportamiento poblacional de la zona, relacionado con las horas en que se inician los ciclos. El porcentaje de remoción alcanzado oscila entre el 90% y 96%, tomando en cuenta que a pesar de los errores experimentales asociados a la medición de DQO y la naturaleza del sistema en si, se obtiene una reproducibilidad de dichos porcentajes, por lo que se puede decir que el sistema está estabilizado.

Cuando se procedió a realizar el primer muestreo de 24 horas, el lodo presente en el sistema comenzó a mostrar una disminución de volumen, por lo cual se realizó una nueva prueba de DQO, para confirmar la estabilidad del sistema.

Con el resultado obtenido (véase tabla N° 3), se reproduce el porcentaje de remoción dentro de los valores antes mencionados, con lo cual se confirma que el sistema continua estable y que la disminución de lodos es producto de que este tipo de sistemas es un proceso continuo de crecimiento, reproducción y muerte de microorganismos, que alcanza el equilibrio cuando la cantidad de sustrato alimenticio y los microorganismos que lo consumen se iguala. (Universidad Católica Argentina, 2005)

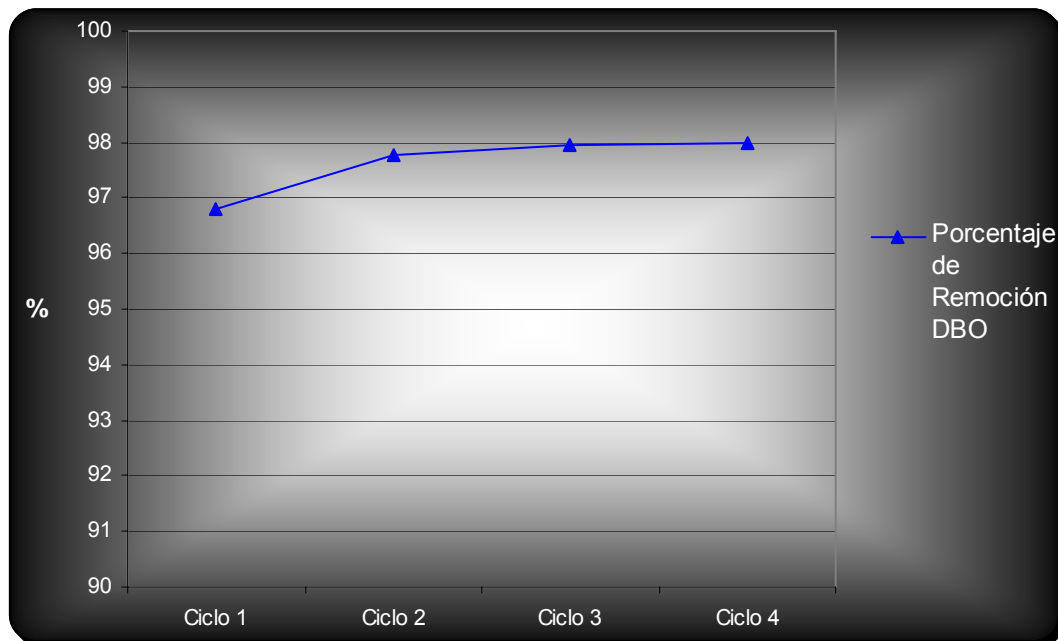
### **IV.3.2. CARACTERIZACIÓN**

Confirmada la estabilidad del sistema, se procede a realizar la caracterización, la cual consiste en dos muestreos de 24 horas y consta de 4 ciclos, donde se determina  $DBO_{5,20}$  a la entrada y salida de cada ciclo de reacción, a si como también muestras puntuales de DQO por hora. En primer lugar se presentan los valores de  $DBO_{5,20}$  obtenidos en los diferentes ciclos:



**Figura 7:** DBO<sub>5,20</sub> , Muestreos de 24 Horas.

En la figura N° 7 el ciclo 1 corresponde al día 28/09/06, donde la entrada es a las 8:00 a.m. y la salida a la 8:00 p.m., en el ciclo 2 la entrada es el día 28/09/06 a las 8:00 p.m. mientras que la salida es el día 29/09/06 a las 8 a.m., de igual manera el ciclo 3 y 4 corresponden al muestreo realizado los días 4-5/10/06, con las mismas horas de entrada y salida antes mencionadas. Se evidencia notablemente, que en contraste con las variaciones de carga orgánica entrante al sistema que oscilan entre 114 y 137 mg/L, el efluente tratado mantiene una DBO<sub>5,20</sub> constante y sumamente baja la cual es menor a 4 mg/L. En base a estos valores de entrada y salida se determinó el factor de remoción de cada ciclo.



**Figura 8:** Remoción en %, Muestreos de 24 Horas

En la figura N° 8 se representan el porcentaje remoción calculados en base a la  $DBO_{5,20}$ , para ciclos de 12 horas en las diferentes cargas horarias (ciclo 1 y 3 8am-8pm y ciclos 2 y 4 8pm-8am), se considera que dichos factores se mantienen constantes y superior a 97%. Basado en estos resultados un ciclo de 12 horas es totalmente eficiente en cuanto a la remoción deseada.

#### **IV.4. Optimización de Tiempos de Operación.**

Ya que la dinámica operacional de aireación del sistema consiste en, suministros de aire de 15 minutos y un lapso de reposo de 15 minutos, esto permite tomar muestras puntuales de forma tal de hacer un seguimiento del comportamiento del reactor durante el ciclo de operación, en virtud de esto,

es posible generar una curva en la cual se puede asociar el tiempo con la remoción.

#### IV.4.1. ESTUDIO PUNTUAL DE DQO

Durante 4 ciclos de operación, 2 en el día y 2 en la noche, se desarrolló un plan de muestreo que consistió en la determinación puntual de la DQO por hora durante cada ciclo de operación, esto generó 13 resultados por cada ciclo y un total de 52 puntos evaluados en todos los ciclos estudiados para esta parte. A continuación se observan las gráficas generadas por estos puntos con respecto al tiempo de reacción.

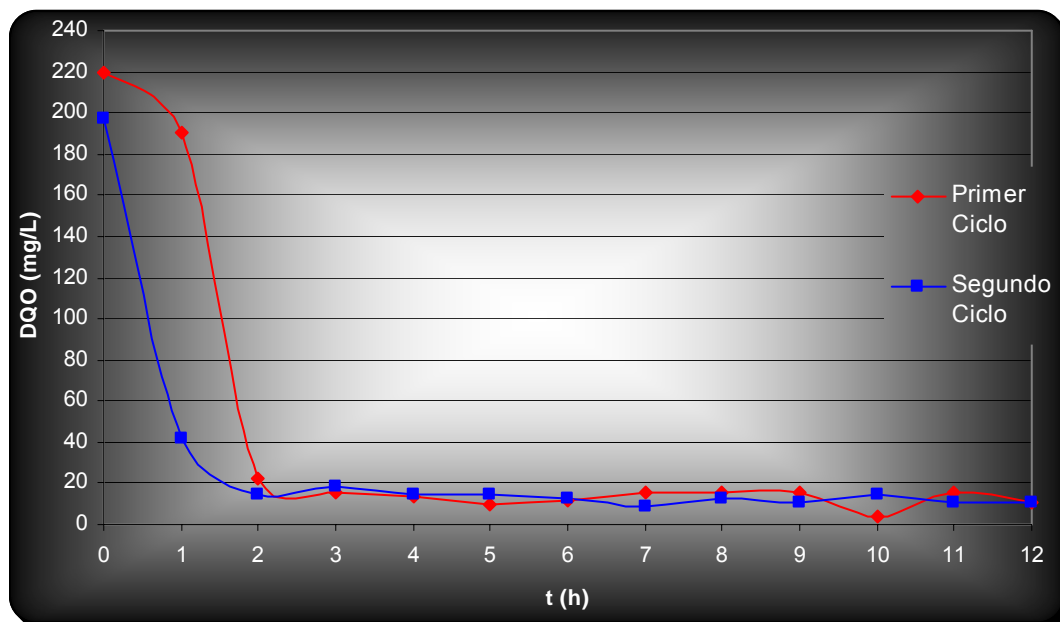
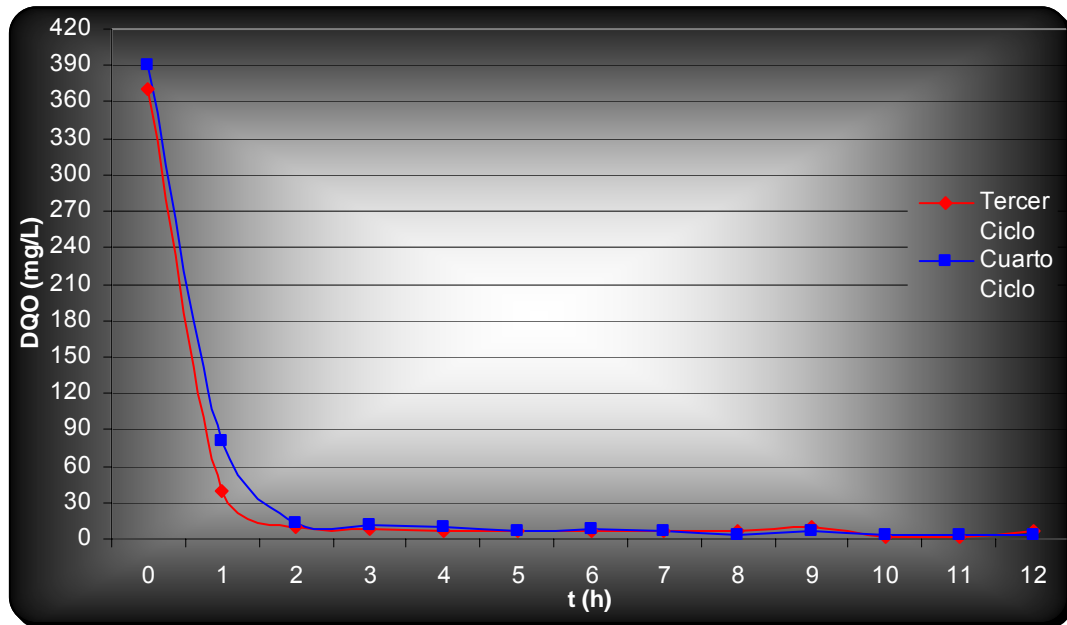


Figura 9: DQO por hora, Muestras de 24 Horas (ciclo 1 y 2)



**Figura 10:** DQO por hora, Muestréos de 24 Horas (ciclo 3 y 4)

En las figuras N° 9 y 10 se aprecia el comportamiento de la DQO a través del tiempo de operación, apreciándose en los cuatro ciclos una tendencia similar, en la cual al cabo de la cuarta hora de operación, la DQO mantiene valores semejantes con pequeñas fluctuaciones, que pueden ser causadas por errores cometidos en el ensayo de medición experimental. Sin embargo, la conclusión mas importante que se obtiene, es que dicho punto horario es el que se considera como el tiempo optimo de las dos primeras etapas de operación (entrada y reacción) y para apreciar mejor esto se grafican los valores de remoción a partir de estos puntos los cuales se presentan en las figura N° 11 y 12.

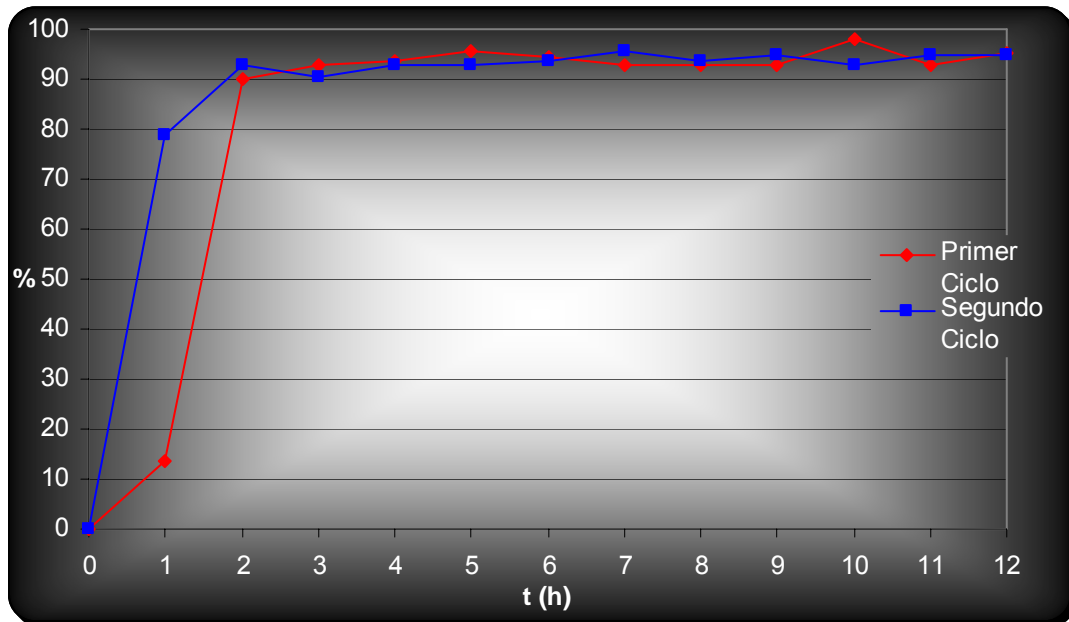


Figura 11: Remoción por hora, Muestreros de 24 Horas (ciclo 1 y 2)

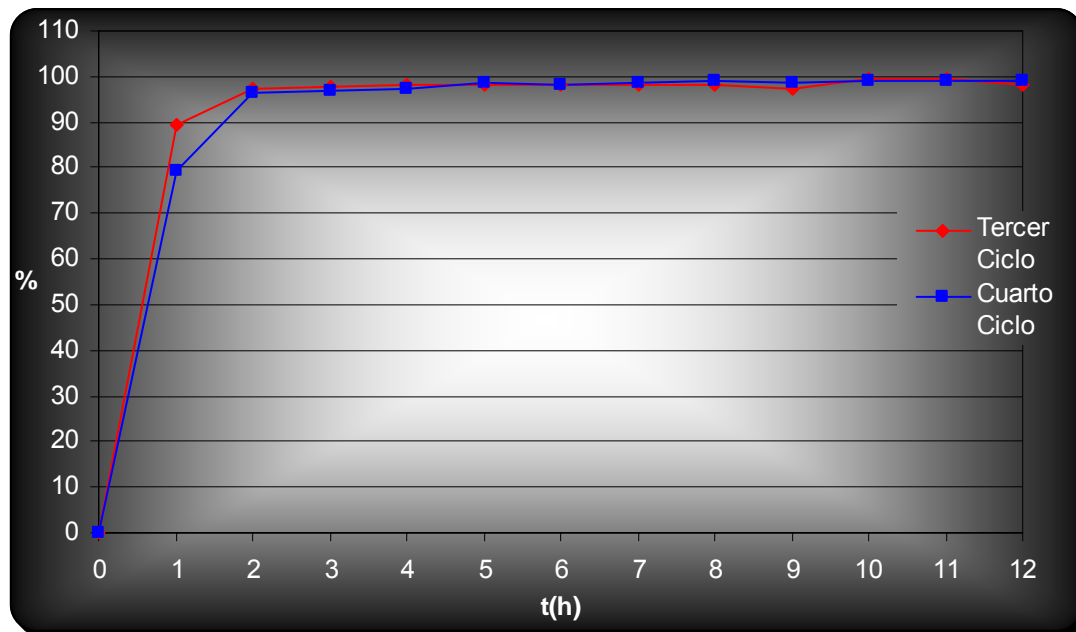


Figura 12: Remoción por hora, Muestreros de 24 Horas (ciclo 3 y 4)



Al analizar las gráficas del porcentaje de remoción (véase las figuras N° 11 y 12) se confirma que para la cuarta hora de operación del sistema los niveles deseados ya han sido alcanzados, al observar que se repite el valor de remoción durante al menos dos horas continuas y sigue oscilando entre una pequeña banda nunca por debajo del 90%.

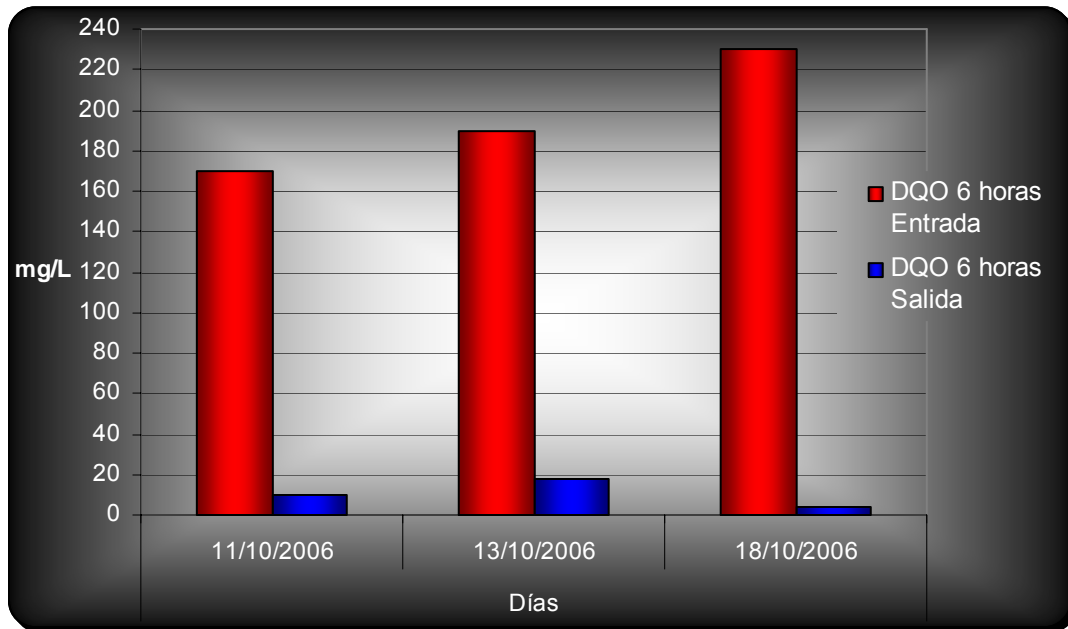
Entendiendo que las fases de operación del reactor están compuestas por una entrada, una fase de reacción, una sedimentación y una extracción, se comprende la necesidad de que el tiempo sea menor a 12 horas, en el cual converjan todos esos factores y a la vez cumpla con los requerimientos de calidad y cantidad de agua tratada.

Los tiempos de operación sin incluir la reacción son constantes, dadas las condiciones particulares de cada uno, se tiene 15 minutos de llenado dado que el caudal de entrada es de 2 L/min., 1 hora de sedimentación por las condiciones del lodo y 30 minutos de extracción para no producir agitación que desestabilice el sistema sedimentado. La totalidad del tiempo ocupado por las anteriores etapas (tiempo muerto) es de 1,75 horas. Al observar las gráficas de remoción (figuras N° 11 y 12) se nota que para la hora 4 el sistema ya ha alcanzado un límite de remoción asociado al F/M (véase capítulo II), a este punto ya se ha cubierto las fases de llenado y esta en la fase de reacción, para completar el ciclo de operación, es necesario cubrir la sedimentación y extracción del efluente que representan 1,5 horas, entonces si sumamos la fases cubiertas con las faltantes, da un ciclo de operación de 5,5 horas. Por tal razón un ciclo de operación ideal sería de 5,5 horas y si además se le aporta al sistema una media hora de tolerancia, se obtiene un ciclo operativo adecuado de 6 horas. Este ciclo está comprendido por 15 minutos de llenado, 4,5 horas de reacción-aireación, 1 hora de sedimentación y finalmente 30 minutos de extracción de efluente.

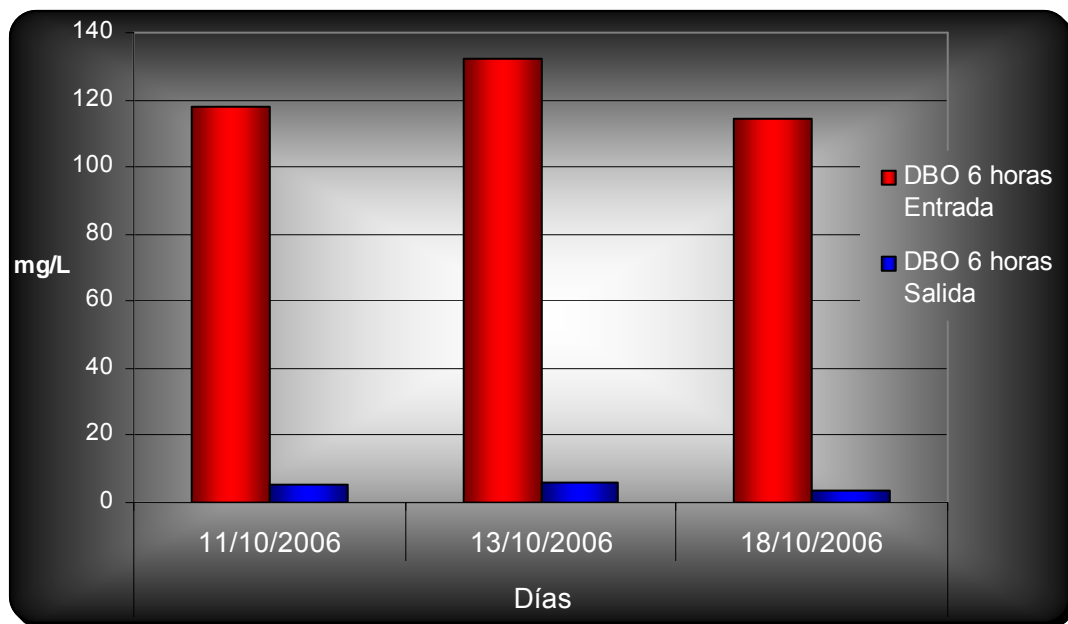
#### **IV.4.2. EVALUACIÓN DEL SISTEMA OPERANDO DE FORMA ÓPTIMA**

Una vez determinado que el ciclo mas adecuado de operación es de 6 horas, se requiere que el mismo sea confirmado para asegurar que se mantienen los niveles de calidad de la descarga, para ello se genera un plan de muestreo, el cual consta de mediciones de DQO y DBO<sub>5,20</sub>, a la entrada y a la salida del sistema. Adicionalmente se tomaron muestras intermedias del sistema agitado para determinar las características fisicoquímicas del licor mezclado, esto se realiza para un solo ciclo en tres días no consecutivos, con el fin de corroborar a diferentes cargas y condiciones la eficiencia del sistema operando en el ciclo de 6 horas.

Los resultados de estas evaluaciones en la entrada y la salida del sistema, se muestran a continuación:



**Figura 13:** DQO, Muestras de 6 Horas

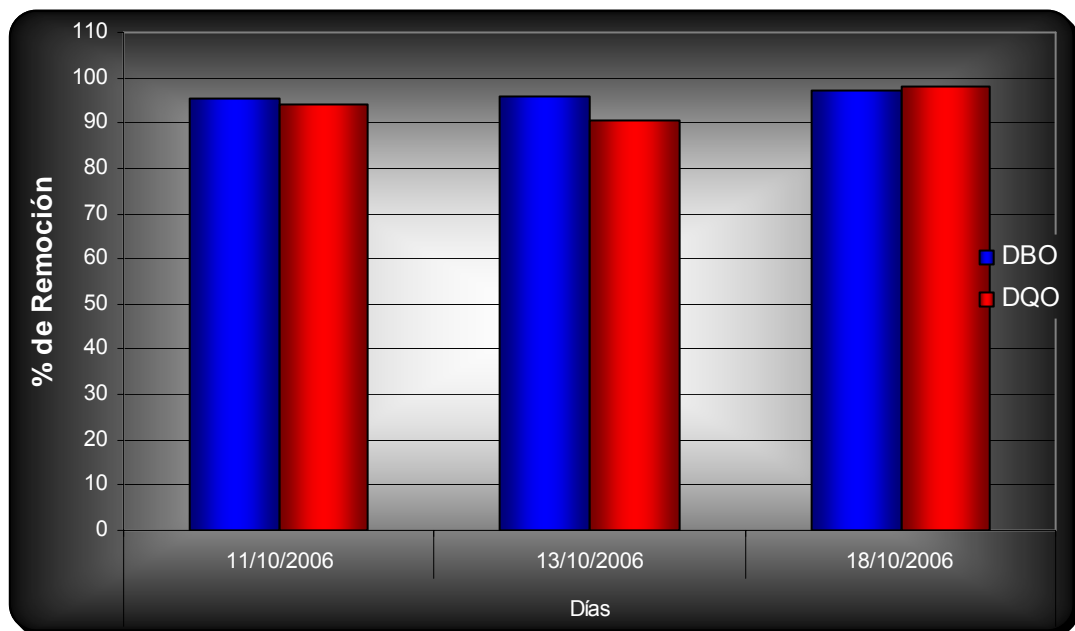


**Figura 14:** DBO<sub>5,20</sub>, Muestras de 6 Horas

Con los datos representados en las figuras N° 13 y 14, se obtienen dos resultados importantes. El primero, es cómo la tendencia de los valores de la

DQO, es similar a la de los valores de la  $DBO_{5,20}$ , lo cual confirma que la consideración de emplear la DQO para comprobar otros parámetros como la estabilidad, es efectiva para el tipo de carga orgánica presente en el agua tratada. El segundo es que se ratifica que con la configuración del sistema a 6 horas se obtiene una DQO y  $DBO_{5,20}$  de salida, baja y constante aun cuando la carga orgánica de la entrada puede ser alta y oscilante.

Los valores de DQO y  $DBO_{5,20}$  mostrados anteriormente, por si solos no indican la efectividad del sistema, por tanto es necesario mostrar la manera en que se relacionan entradas con salidas por medio de los porcentajes de remoción. Esta relación es plasmada en la siguiente grafica.



**Figura 15:** Remoción en %, Muestreros de 6 Horas para DQO y  $DBO_{5,20}$

En la figura N° 15, se identifica inmediatamente la eficiencia del sistema, para remover la carga orgánica presente en el agua residual domestica, esto se

puede apreciar ya que los valores de remoción son superiores a 90%, factor mas que suficiente para cumplir los estándares de descarga exigidos por la legislación vigente en cuanto a DQO y DBO<sub>5,20</sub>. Con todos los resultados obtenidos en el transcurso de la investigación ya se puede afirmar que el tiempo optimo de operación para este equipo y bajo las condiciones en las cuales trabaja, es de 6 horas cada ciclo con un total de 4 ciclos por día, manejando un volumen diario de agua tratada de 166 L.

Para complementar los resultados mostrados anteriormente, se realizaron una serie de estudios para determinar los parámetros fisicoquímicos del licor mezclado, resaltando principalmente los sólidos.

**Tabla 4: Características del Licor Mezclado.**

Características	Valores LM
Temperatura (°C)	26
Sólidos Sedimentables (mL/L)	200
Sólidos Totales (mg/L)	4044
Sólidos Totales Fijos (mg/L)	1570
Sólidos Totales Volátiles (mg/L)	2474
Sólidos Disueltos Totales (mg/L)	413
Sólidos Disueltos Fijos (mg/L)	297
Sólidos Disueltos Volátiles (mg/L)	116
Sólidos Suspendidos Totales (mg/L)	3631
Sólidos Suspendidos Fijos (mg/L)	1273
Sólidos Suspendidos Volátiles (mg/L)	2358
pH	7,9
Oxígeno Disuelto (mg/L)	4,35

Fuente: Elaboración Propia

Estos datos aportan información importante para conocer las características de la composición del licor mezclado, así como también proporciona valores reales para el modelo matemático del diseño del equipo.

#### IV.5. Comprobación del Modelo Matemático.

Una vez establecidos los parámetros experimentales, el modelo matemático desarrollado en el capítulo III para el dimensionamiento del equipo puede ser comparado y de esta forma conocer la exactitud con la cual modelo se ajusta a la realidad. Estos valores son mostrados a continuación:

**Tabla 5: Comparación parámetros modelo vs. realidad.**

Parámetros	Teórico	Real	% Desv.
Vro (m <sup>3</sup> )	0,041	0,031	26
Vrf (m <sup>3</sup> )	0,083	0,072	13
Hf (m)	0,340	0,400	18
Ho (m)	0,170	0,170	-----
Area (m <sup>2</sup> )	0,244	0,180	26

Fuente: Elaboración Propia

Se considera como factor de comparación, el % de desviación asociado al modelo matemático (MM) y los datos reales en si. En primer lugar se debe considerar, que los datos reales fueron calculados en base a una DBO<sub>5,20</sub> a la entrada de 122 mg/L, un MLSS de 3631 mg/L, lo cual da una razón de alimentación F/M de 0,034 y una DBO<sub>5,20</sub> de salida de 3 mg/L. Por la dinámica de cálculo del MM es necesario hacer ciertas suposiciones, entre ellas resalta la altura del reactor en baja (Ho) para la cual se consideró el valor numérico correspondiente a la altura real en baja del tanque, 0.17 m.

Aplicando todos los valores antes mencionados al modelo matemático, son obtenidos los resultados apreciados en la tabla N° 6, en la cual se observa un porcentaje de desviación máximo de 26% y mínimo de 13%, esto da a entender que el modelo reporta valores cercanos con respecto al equipo construido y operativo.

#### **IV.6. Propuesta de un Sistema de Control.**

Considerando las variables que afectan la operación del sistema y las perturbaciones que se pueden presentar, como fluctuaciones en el caudal de entrada, obstrucciones de algunas de las líneas o fallas en el sistema de aireación, la propuesta se basa en un conjunto de controladores, conformado en su parte principal por temporizadores que regulen los tiempos, de apertura y cierre de las válvulas, así como también el encendido y apagado de bombas, que se sugiere debe haber tanto a la entrada como a la salida del sistema, y el tiempo de aireación en el interior del equipo, por otra parte debe se deben emplear estrategias adicionales de control para asegurar el correcto funcionamiento, como por ejemplo un control de nivel, que monitoree el nivel dentro del tanque tomando como límite uno máximo de seguridad correspondiente a 15 cm. por encima del nivel de operación, y cuya acción repercute directamente sobre el temporizador, anulado la energía que activa todos los dispositivos de llenado, este tipo de estrategia de control se ajusta a un lazo de control multivariable, y finalmente lo mas importante para la operación es que el sistema se mantenga constantemente aireado, para lo cual se requiere un lazo de control selectivo de baja, empleado para seguridad, el cual mida la presión a la salida del compresor y seleccione hacia donde es enviada la energía que lo activa, es decir, si la

presión a la salida del compresor es 0 entonces el controlador desvía la energía a un sistema de alarma, siempre y cuando se este en la fase aireada. En la figura N° 16 se observa el DFP resultante para esta configuración.

#### **IV.7. Propuesta de Operación para una Producción Continua de Aguas Residuales.**

Debido a la dinámica de funcionamiento por cargas de un SBR y a la necesidad de tratamiento de forma continua de las aguas de uso domestico, se plantea la configuración de un sistema SBR trabajando de manera continua, sin alterar la esencia de la operación. Este planteamiento tiene fundamento, al observar la eficiencia demostrada en el estudio realizado, por lo tanto a continuación se describe una configuración posible, para operar unos reactores SBR de forma que el flujo a tratar sea continuo.

En primer lugar la configuración consta de un tanque agitado, dos reactores SBR, diferentes sistemas de bombeo y válvulas tanto para entrada como salida, diferentes sistemas de aireación y un sistema global de control. La secuencia de operación radica en un tanque agitado previo a la alimentación de los reactores, este tanque tiene un volumen neto de 1.5 veces la suma de los de los volúmenes de los reactores a utilizar, los cuales operan en paralelo (simultáneamente), la causa de que trabajen en paralelo, es para poder utilizar el mismo lazo de control y de esta manera operar ambos sistema tratando una mayor cantidad de agua residual por carga y minimizar costos en la construcción e instalación de esta configuración. El sistema de bombeo requerido consta de una bomba de llenado del tanque de espera, una bomba



de llenado y una de vaciado para cada reactor con sus respectivos respaldos. El sistema de aireación consta de los difusores dentro de cada reactor, y estos son alimentados por un compresor central, cuya capacidad cubra el requerimiento de oxígeno de ambos reactores. El sistema de control de cada reactor es semejante al explicado en el punto anterior, sin embargo en esta configuración existe un lazo adicional, el cual controla lo concerniente al tanque agitado de espera. Este lazo regula el nivel del tanque, si este es máximo y hay riesgo de desborde, se activa un Bay-pass, ubicado en la tubería de alimentación del tanque, el cual descarga a la salida de los reactores, Si el tanque quedara sin liquido este mismo sistema de nivel desactiva todos los dispositivos de llenado de los reactores y finalmente se tiene lo concerniente al elemento final de control que son las válvulas y son de apertura rápida, regulando solo entrada o salida mas no caudal. En la figura N° 17 se observa el DFP resultante para esta configuración.

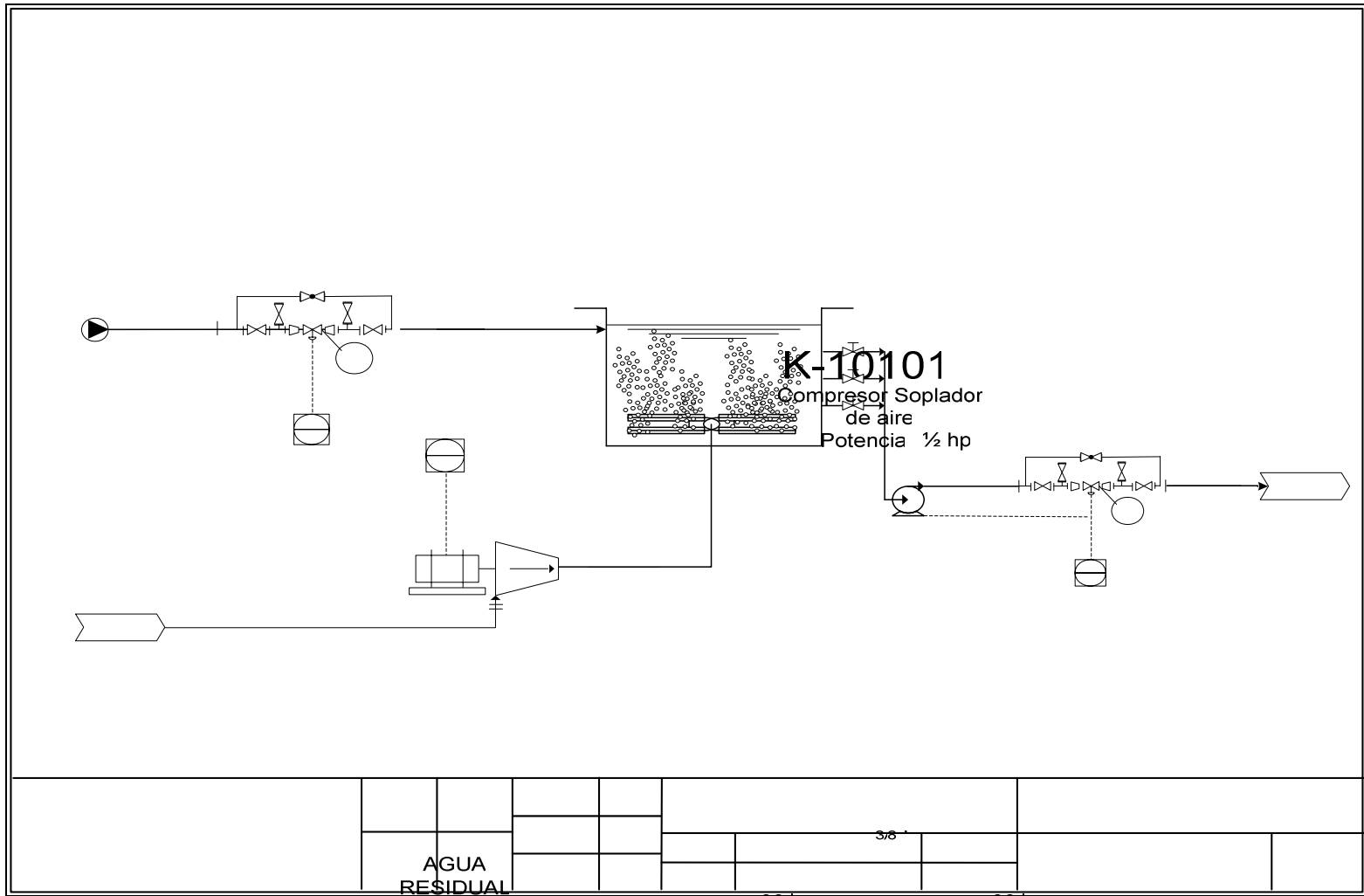


Figura 16: DTI Lazo de control

FC  
TCV  
0'  
, P

TIC  
0'  
T<sup>SP</sup>

TIC

R  
Reac  
Agita  
P 1 00a

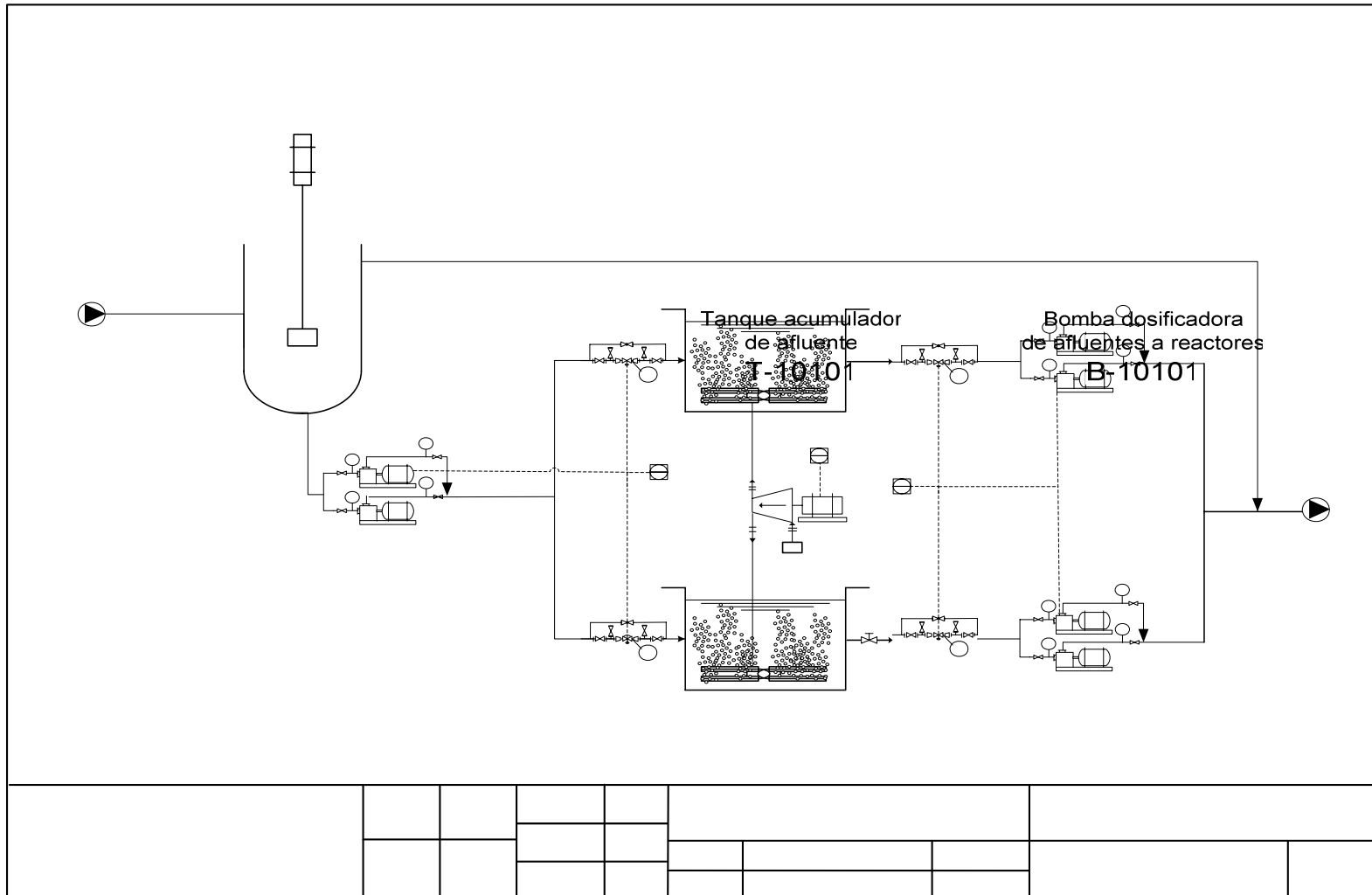


Figura 17: DFP Producción Continua de Aguas Residuales

AGUA  
RESIDUAL

T-10101

## CAPÍTULO V

### V. CONCLUSIONES

Con los resultados obtenidos y cubriendo los objetivos de este Trabajo Especial de Grado, se concluye:

- El sistema alcanza estabilidad en mes y medio y una vez que ésta es alcanzada el mismo es capaz de auto-regularse en el caso particular de fluctuaciones en la carga orgánica a la entrada del sistema.
- El porcentaje de remoción en DQO, para la estabilización, es de aproximadamente 93 %.
- Los valores de  $DBO_{5,20}$  en la descarga son similares y menores de 10 mg/L, en los cuatro ciclos de 12 horas, pertenecientes a los 2 muestreos de 24 horas, lo que origina un porcentaje de remoción constante y mayor a 95 %.
- El tiempo óptimo de reacción, es de aproximadamente 4 horas, por tanto el ciclo óptimo determinado es de 6 horas.
- Los valores de  $DBO_{5,20}$  y DQO, en la descarga son ambos menores a 10 mg/L, independientemente de la carga orgánica de la entrada, para ciclos de 6 horas, en días diferentes. Y el factor de remoción generado es superior a 90 %.

- Los valores calculados con el modelo matemático, se acercan a los obtenidos en base a la experiencia, ya que comprando los parámetros geométricos del equipo se nota una desviación máxima de 26 %.
- Es posible una configuración de este sistema, para una producción continua de agua residual, aun cuando el equipo se mantenga trabajando por cargas.
- Con el presente Trabajo Especial de Grado se demostró que los factores de remoción para este tipo de agua residual y estos sistemas, superan el 90 % en el clima tropical.

## CAPÍTULO VI

### VI. RECOMENDACIONES

Con base en el presente trabajo y en la experiencia adquirida en su desarrollo, se recomienda:

- Una evaluación más a fondo de las características fisicoquímicas de afluente y efluente, para determinar otros factores como nitrógeno y fósforo removido.
- Realizar un proyecto similar a éste pero a una escala mayor, para verificar si se repiten los resultados aquí obtenidos y establecer factor de escalamiento.
- Implementar las estrategias de control aquí propuestas, con el fin de automatizar el sistema y disminuir el mantenimiento necesario.
- Realizar un estudio comparativo, entre la estrategia propuesta para este sistema trabajando con flujo continuo, con otros como lodos activados, lechos biopercoladores, operando con aguas residuales de tipo doméstico.
- Instalación de temporizadores digitales multivariados para un control más preciso de cada una de las etapas del sistema.

- Realizar un estudio donde se varíen abruptamente las condiciones de trabajo del sistema, con el objetivo de conocer las condiciones extremas de operación del equipo preservando su estabilidad.
- Se requiere la implementación de sistemas de alerta de nivel y de aireación.

## CAPÍTULO VI

### REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. **BALLESTAS S., Jenny P.** “Determinación de la transferencia de oxígeno en el proceso de lodos activados a escala piloto”. Trabajo Especial de Grado. Facultad de Ingeniería UCV. Caracas, 2002.
2. **BETANCUR, MORENO, MORENO-ANDRADE, BUITRÓN.** “Control y Mejoras en Biorreactores para Tratar Aguas Residuales Tóxicas”. Universidad de México. México, 2004.
3. **CHEREMISINOF, Nicholas P.** “Handbook of Water and Wastewater Treatment Technologies” Butterworth-Heinemann, 2002.
4. **Diccionario del Agua.** Disponible en World Wide Web: < <http://www.aquamarket.com/diccionario> >. Marzo 2006.
5. **Environmental Agency Protection.** “Folleto informativo de tecnología de aguas residuales”. Septiembre de 1.999. Disponible en World Wide Web: < [http://www.epa.gov/owm/mtb/cs\\_99\\_073.pdf](http://www.epa.gov/owm/mtb/cs_99_073.pdf) >. Enero 2006.
6. **GARCIA Y., OCAMPO L.** “Estudio Comparativo de los Sistemas Biológicos: Biodiscos Rotatorios y Torre Biológica para el Tratamiento de Aguas Residuales”. Trabajo Especial de Grado Universidad Central de Venezuela 2005.



7. **METCALF y EDDY.** “*Ingeniería Sanitaria*”. 1º Edición. Editorial Labor. España, 1986.
8. **METCALF & EDDY.** “Wastewater Engineering: Treatment and Reuse”, 4th Edition. McGraw Hill, 2003.
9. **Pontificia Universidad Católica Argentina.** “Sistema de Tratamiento SBR”. Disponible en World Wide Web:  
<[http://www.ingenieroambiental.com.ar/informes/sistema\\_de\\_tratamiento\\_SBR.pdf](http://www.ingenieroambiental.com.ar/informes/sistema_de_tratamiento_SBR.pdf)>. Diciembre 2005.
10. **Universidad de Chile.** “Sistema de Tratamiento de Carga Orgánica Usando Reactores Secuenciales por Carga”. Disponible en World Wide Web:  
<<http://tamarugo.cec.uchile.cl/~leherrer/BT53A/SBR/sbrdise.htm>>. Octubre 2005.

## CAPÍTULO VII

### VII.1. APÉNDICE A: CÁLCULOS TIPO

#### VII.1.1. Parámetros físico-químicos

Los procedimientos de determinación y cálculos de los parámetros físico-químicos utilizados en el desarrollo del trabajo de grado, fueron realizados según lo especificado en e “*Standard Methods for Examination of Water and Wastewater*” (APHA-AWWA-WEF, 1995). A continuación se presentan los cálculos tipo referenciado como dato de cálculo el muestreo N° 5 del 18/10/05 a las 8:00 a.m. (entrada del sistema):

• **Demanda Química de oxígeno (DQO):**

$$DQO = \frac{(V_b - V_t) \cdot N \cdot 8000}{muestra_{(mL)}}$$

Donde:

$V_b$ : Volumen utilizado de Sulfato Ferroso Amoniacal (FAS) para la titulación del blanco, ml

$V_t$ : Volumen utilizado de FAS en la titulación de la muestra sembrada, ml

$N$ : Normalidad del FAS, N

Para la muestra captada se tiene:

$$DQO = \frac{(10.1 - 8.95) \cdot 0,25 \cdot 8000}{10} = 230mg / L$$

• **Demanda Bioquímica de oxígeno ( $DBO_{5,20}$ ):**

La DBO es calculada de la siguiente manera:

$$DBO_{5,20} = \frac{(OD_b - OD_m) \cdot V_{total}}{V_m}$$

Donde:

$OD_b$ : Oxígeno disuelto del blanco finalizado el período de incubación, mg/l

$OD_m$ : Oxígeno disuelto de la muestra finalizado el período de incubación, mg/l

$V_{total}$ : Volumen total de la botella de siembra de DBO, ml

$V_m$ : Volumen de la muestra sembrada, ml

Para la muestra de Afluente asía el SBR se tiene:

$$DBO_{5,20} = \frac{(7,4 - 3,4) \cdot 300}{10} = 115 \text{ mg / L}$$

• **Porcentaje de agotamiento de oxígeno:**

$$\%Agotamiento O_2 = \frac{(OD_b - OD_m)}{OD_b} * 100$$

Donde:

$\%Agotamiento O_2$ : Porcentaje de agotamiento de oxígeno en la muestra, %

Para la muestra de afluente asía el SBR se tiene:

$$\%Agotamiento O_2 = \frac{(7,4 - 3,4)}{7,4} * 100 = 53\%$$

**En el licor mezclado****• Sólidos Totales a 103 °C:**

$$S_T = \frac{(m_f - m_i)}{V_m} * 10^6$$

Donde:

$S_T$ : Sólidos totales de la muestra, mg/l

$m_f$ : Peso final de la cápsula y residuos de la muestra, g

$m_i$ : Peso inicial de la cápsula, g

Para la muestra de afluyente hacia el SBR se tiene:

$$S_T = \frac{(36,4841 - 36,2586)}{50} * 10^6 = 4510 \text{mg/L}$$

**• Sólidos Totales Fijos a 550 °C:**

$$S_{TF} = \frac{(m_f - m_i)}{V_m} * 10^6$$

Donde:

$S_{TF}$ : Sólidos totales fijos de la muestra, mg/l

Para la muestra de afluyente hacia el SBR se tiene:

$$S_T = \frac{(36,3463 - 36,2586)}{50} * 10^6 = 1754 \text{mg/L}$$

• **Sólidos Totales Volátiles:**

$$S_{TV} : S_T - S_{TF}$$

Donde:

$S_{TV}$ : Sólidos totales volátiles de la muestra, mg/l

Para la muestra de afluente hacia el SBR se tiene:

$$S_{TV} = 4510 - 1754 = 2756\text{mg/L}$$

• **Sólidos Filtrables Totales o Disueltos Totales a 103 °C:**

$$S_{DT} = S_T - S_{TV}$$

Donde:

$S_{DT}$ : Sólidos disueltos totales de la muestra, mg/l

Para la muestra de afluente hacia el SBR se tiene:

$$S_{TV} = 4510 - 414 = 4096\text{mg/L}$$

• **Sólidos Filtrables Fijos o Disueltos Fijos a 550 °C:**

$$S_{DF} = \frac{(m_f - m_i)}{V_m} * 10^6$$

Donde:

$S_{DF}$ : Sólidos disueltos fijos de la muestra, mg/l

Para la muestra de afluente hacia el SBR se tiene:

$$S_{DF} = \frac{(36,3463 - 36,2586)}{50} * 10^6 = 1754 \text{ mg/L}$$

• **Sólidos Filtrables Volátiles o Disueltos Volátiles:**

$$S_{DV} = \frac{(m_f - m_i)}{V_m} * 10^6$$

Donde:

$S_{DV}$ : Sólidos disueltos volátiles de la muestra, mg/l

Para la muestra de afluente hacia el SBR se tiene:

$$S_{DV} = \frac{(31,2263 - 31,2056)}{50} * 10^6 = 414 \text{ mg/L}$$

• **Sólidos No Filtrables Totales o Suspendidos Totales:**

$$S_{ST} : S_T - S_{DT}$$

Donde:

$S_{ST}$ : Sólidos suspendidos totales de la muestra, mg/l

Para la muestra de afluente hacia el SBR se tiene:

$$S_{ST} = 4510 - 414 = 4096 \text{ mg/L}$$

• **Sólidos No Filtrables Fijos o Suspendidos Fijos:**

$$S_{SF} : S_{TF} - S_{DF}$$

Donde:

$S_{SF}$ : Sólidos suspendidos fijos de la muestra, mg/l

Para la muestra de afluente hacia el SBR se tiene:

$$S_{SF} = 1754 - 244 = 1510 \text{mg/L}$$

• **Sólidos No Filtrables Volátiles o Suspendidos Volátiles:**

$$S_{SV} : S_{TV} - S_{DV}$$

Donde:

$S_{SV}$ : Sólidos suspendidos volátiles de la muestra, mg/l

Para la muestra de afluente hacia el SBR se tiene:

$$S_{SV} = 2756 - 170 = 2586 \text{mg/L}$$

### VII.1.2. Eficiencia de proceso

El análisis de la eficiencia para las muestras, tanto punto a punto como de entradas y salidas, a continuación se plantea la ecuación utilizada para determinar el porcentaje de remoción del sistema:

$$\%_{remo} (DBO_{5,20} \text{ o } DQO) = \frac{(S_o - S_e) * 100}{S_o}$$

$S_o$ : DBO o DQO de entrada al sistema mg/l

$S_e$ : DBO o DQO de salida al sistema mg/L

### VII.1.3. Parámetros de diseño el SBR

La secuencia de diseño explicada en el capítulo III, es desarrollada como una secuencia de cálculo a continuación:

Valores necesarios para el dimensionamiento del reactor:

<b><math>Q_0</math></b> el flujo promedio (m <sup>3</sup> /día)	0,1656m <sup>3</sup> /día
<b><math>S_0</math></b> la concentración de orgánicos (DBO) de entrada (mg/L)	122mg/L
<b><math>X_0</math></b> la concentración de sólidos suspendidos de entrada (SS, mg/L)	380mg/L
<b>(<math>S_F</math>)</b> (DBO) los requisitos de salida para el sustrato	3mg/L
<b>(<math>X_F</math>)</b> los sólidos suspendidos	60mg/L
<b><math>NC</math></b> es el número diario de ciclos	4
<b><math>NR</math></b> el número de reactores	1

$$K=Q_0*(S_0-S_F)= 19,7064$$

**$K$** = masa diaria de orgánicos que debe ser tratada



**F/M** razón de alimento a biomasa      **F/M= 0,034**

valores 0,032 y 0,18 (DBO5/MLSS, e.d. día-1)

**X=** la Razón de Sólidos en el reactor      **X= 3631mg/L**

varia entre 1000 y 4500 mg/L

**El volumen del reactor en baja (previo a ser alimentado)  $V_{RO}$ :**

$$V_{RO} = \frac{Q_o * S_o}{\left(\frac{F}{M}\right) * X_{AR}} = 0,041m^3$$

**Número de descargas diarias  $N_D$ :**

$$N_D = N_C * N_R = 1 * 4 = 4$$

Son 4 descargas diarias para ciclos de 6 horas de duración.

**Volumen máximo del sistema de reacción  $V_{RF}$ :**

$$V_{RF} = V_{ro} + \frac{Q_o}{N_C \cdot N_R} = 0,041 + \frac{0,1656}{4 * 1} = 0,0828m^3$$

Con los datos asociados al volumen máximo  $V_{RF}$  y mínimo  $V_{RO}$  de los reactores, se procede a determinar la geometría del sistema. Dichos

volúmenes se producirán de acuerdo a una misma sección, arrojando entonces una altura máxima  $H_F$  y una altura mínima  $H_o$ , respectivamente. La altura mínima debe considerar que los sólidos al final de a etapa de decantación y descarga ocuparan una altura determinada, que de ser disminuida produciría descarga de lodos.

Para poder cerrar la matriz de cálculo, se hace la suposición de altura mínima  $H_o$ , la altura es  $H_o = 0,17$  m. De esta forma se calcula el área de sección transversal del reactor:

$$Area = \frac{V_{R0}}{H_o} = \frac{0.041}{0.17} = 0,24m^2$$

Ahora se precede a calcula la altura máxima  $H_F$ , ya que la relación de área de sección transversal es la misma tanto para la altura mínima como para la máxima.

$$H_F = \frac{V_{RF}}{Área} = \frac{0.0828}{0.24} = 0,34m$$

**VII.2. APÉNDICE B: DETERMINACIÓN DE ESTABILIDAD.**

**Tabla 6: Determinación de DQO para estabilidad.**

Fecha	Hora	Ent/Salida	V muestra (mL)	Vt (mL)	Vb (mL)	DQO (mg/L)	% de Remoción
16/08/2006	08:00 a.m.	E	10	9,3	10,1	160	90
16/08/2006	08:00 p.m.	S	50	9,7	10,1	16	
16/08/2006	08:00 p.m.	E	10	8,3	10,1	360	96
17/08/2006	08:00 a.m.	S	50	9,7	10,1	16	
17/08/2006	08:00 a.m.	E	10	9	10,1	220	93
17/08/2006	08:00 p.m.	S	50	9,7	10,1	16	
18/08/2006	08:00 p.m.	E	10	9,3	10,2	180	93
19/08/2006	08:00 a.m.	S	50	9,9	10,2	12	
27/08/2006	08:00 a.m.	E	10	8,85	9,9	210	94
27/08/2006	08:00 p.m.	S	50	9,6	9,9	12	

Fuente: Elaboración Propia.

### VII.3. APÉNDICE C: MUESTREO DE 24 HORAS (28-29/09/2006).

Tabla 7: DBO<sub>5,20</sub> del muestreo N° 1 28-29/09/06

Muestras	Volumen de Muestra (mL)	OD (mg/L)	% Agotamiento	DBO <sub>5,20</sub> (mg/L)	Promedio	% Remoción
Entrada día 28/9/6 8:00am, instantánea, Blanco 7,2 mg/L	1	6,8	6	120	124	<b>97</b>
	3	6	17	120		
	5	5	31	132		
	7	4,3	40	124		
Salida noche 28/9/6 8:00pm, instantánea, Blanco 6,75 mg/L	30	6,4	5	4	4	
	40	6,1	10	5		
	50	6,05	10	4		
	60	6	11	4		
	70	5,95	12	3		
Entrada noche 28/9/6 8:00pm, instantánea, Blanco 6,75 mg/L	1	6,3	7	135	130	<b>98</b>
	3	5,5	19	125		
	5	4,6	32	129		
	7	3,7	45	131		
Salida día 28/9/6 8:00pm, instantánea, Blanco 7,8 mg/L	30	7,5	4	3	3	
	40	7,4	5	3		
	50	7,3	6	3		
	60	7,2	8	3		
	70	7,2	8	3		

Fuente: Elaboración Propia.

**Tabla 8: DQO del muestreo N° 1 28-29/09/06 (Muestras Instantáneas).**

Fecha	Hora	Ent./Salida	V muestra (mL)	Vt (mL)	Vb (mL)	DQO (mg/L)	% Remoción
28/09/2006	08:00 a.m.	E	10	8,8	9,9	220	-----
28/09/2006	09:00 a.m.	Inter.	10	8,95	9,9	190	14
28/09/2006	10:00 a.m.	Inter.	50	9,35	9,9	22	90
28/09/2006	11:00 a.m.	Inter.	50	9,5	9,9	16	93
28/09/2006	12:00 p.m.	Inter.	50	9,55	9,9	14	94
28/09/2006	01:00 p.m.	Inter.	50	9,65	9,9	10	95
28/09/2006	02:00 p.m.	Inter.	50	9,6	9,9	12	95
28/09/2006	03:00 p.m.	Inter.	50	9,5	9,9	16	93
28/09/2006	04:00 p.m.	Inter.	50	9,5	9,9	16	93
28/09/2006	05:00 p.m.	Inter.	50	9,5	9,9	16	93
28/09/2006	06:00 p.m.	Inter.	50	9,8	9,9	4	98
28/09/2006	07:00 p.m.	Inter.	50	9,5	9,9	16	93
28/09/2006	08:00 p.m.	S	50	9,5	9,75	10	95
28/09/2006	08:00 p.m.	E	10	8,8	9,75	198	-----
28/09/2006	09:00 p.m.	Inter.	10	9,55	9,75	42	79
28/09/2006	10:00 p.m.	Inter.	50	9,4	9,75	15	93
28/09/2006	11:00 p.m.	Inter.	50	9,3	9,75	19	91
29/09/2006	12:00 a.m.	Inter.	50	9,4	9,75	15	93
29/09/2006	01:00 a.m.	Inter.	50	9,4	9,75	15	93
29/09/2006	02:00 a.m.	Inter.	50	9,45	9,75	12	94
29/09/2006	03:00 a.m.	Inter.	50	9,55	9,75	8	96
29/09/2006	04:00 a.m.	Inter.	50	9,45	9,75	12	94
29/09/2006	05:00 a.m.	Inter.	50	9,5	9,75	10	95
29/09/2006	06:00 a.m.	Inter.	50	9,4	9,75	15	93
29/09/2006	07:00 a.m.	Inter.	50	9,5	9,75	10	95
29/09/2006	08:00 a.m.	S	50	9,5	9,75	10	95

Fuente: Elaboración Propia.

**VII.4. APÉNDICE D: MUESTREO DE 24 HORAS (04-05/09/2006).**

**Tabla 9: DBO<sub>5,20</sub> del muestreo N° 2 04-05/10/06**

Muestras	Volumen de Muestra (mL)	OD (mg/L)	% Agotamiento	DBO <sub>5,20</sub> (mg/L)	Promedio	% Remoción
Entrada día 04/10/06 8:00am, instantánea, Blanco 8,1 mg/L	1	7,8	4	90	137	98
	3	6,8	16	130		
	5	6	26	126		
	7	4,9	40	137		
	10	3,2	60	147		
Salida noche 04/10/06 8:00pm, instantánea, Blanco 7,3 mg/L	100	6,1	16	4	3	
	150	6,2	15	2		
	200	5,6	23	3		
Entrada noche 04/10/06 8:00pm, instantánea, Blanco 7,4 mg/L	1	7,2	1	30	114	98
	3	6,2	15	110		
	5	5,6	23	102		
	7	4,6	37	116		
	10	3,2	56	123		
Salida día 04/10/06 8:00pm, instantánea, Blanco 7,3 mg/L	100	6,5	12	3	2	
	150	6,2	16	2		
	200	6,2	16	2		

Fuente: Elaboración Propia.

**Tabla 10: DQO del muestreo N° 2 04-05/10/06 (Muestras Instantáneas).**

Fecha	Hora	Ent./Salida	V muestra (mL)	Vt (mL)	Vb (mL)	DQO (mg/L)	% Remoción
04/10/2006	08:00 a.m.	E	10	8	9,85	370	-----
04/10/2006	09:00 a.m.	Inter.	10	9,65	9,85	40	89
04/10/2006	10:00 a.m.	Inter.	50	9,6	9,85	10	97
04/10/2006	11:00 a.m.	Inter.	50	9,65	9,85	8	98
04/10/2006	12:00 p.m.	Inter.	50	9,7	9,85	6	98
04/10/2006	01:00 p.m.	Inter.	50	9,7	9,85	6	98
04/10/2006	02:00 p.m.	Inter.	50	9,7	9,85	6	98
04/10/2006	03:00 p.m.	Inter.	50	9,7	9,85	6	98
04/10/2006	04:00 p.m.	Inter.	50	9,7	9,85	6	98
04/10/2006	05:00 p.m.	Inter.	50	9,45	9,7	10	97
04/10/2006	06:00 p.m.	Inter.	50	9,65	9,7	2	99
04/10/2006	07:00 p.m.	Inter.	50	9,65	9,7	2	99
04/10/2006	08:00 p.m.	S	50	9,55	9,7	6	98
04/10/2006	08:00 p.m.	E	10	8,15	10,1	390	-----
04/10/2006	09:00 p.m.	Inter.	10	9,7	10,1	80	79
04/10/2006	10:00 p.m.	Inter.	50	9,75	10,1	14	96
04/10/2006	11:00 p.m.	Inter.	50	9,8	10,1	12	97
05/10/2006	12:00 a.m.	Inter.	50	9,85	10,1	10	97
05/10/2006	01:00 a.m.	Inter.	50	9,95	10,1	6	98
05/10/2006	02:00 a.m.	Inter.	50	9,9	10,1	8	98
05/10/2006	03:00 a.m.	Inter.	50	9,95	10,1	6	98
05/10/2006	04:00 a.m.	Inter.	50	10	10,1	4	99
05/10/2006	05:00 a.m.	Inter.	50	9,95	10,1	6	98
05/10/2006	06:00 a.m.	Inter.	50	10	10,1	4	99
05/10/2006	07:00 a.m.	Inter.	50	10	10,1	4	99
05/10/2006	08:00 a.m.	S	50	10	10,1	4	99

Fuente: Elaboración Propia.

## VII.5. APÉNDICE E: PARÁMETROS DE LOS MUESTREOS DE 6 HORAS.

Tabla 11: DBO<sub>5,20</sub> del muestreo N° 3, 4, 5 (11, 13, 18/10/06).

Muestras	Volumen de Muestra (mL)	OD (mg/L)	% Agotamiento	DBO <sub>5,20</sub> (mg/L)	Promedio	% Remoción
Entrada 11/10/06 8:00am, instantánea, Blanco 7 mg/L	1	6,6	6	120	118	95
	3	5,8	17	120		
	5	5	29	120		
	7	4,3	39	116		
	10	3,2	54	114		
Salida 11/10/06 2:00pm, instantánea, Blanco 7,2 mg/L	150	3,6	50	7	5	
	200	2,9	60	6		
	300	2	72	2		
Entrada 13/10/06 2:00pm, instantánea, Blanco 6,85 mg/L	1	6,4	7	135	132	96
	3	5,7	17	115		
	5	4,7	31	129		
	7	3,8	45	131		
	10	2,3	66	137		
Salida 13/10/06 8:00pm, instantánea, Blanco 7,2 mg/L	150	3,2	56	8	6	
	200	2,5	65	7		
	300	1,6	78	2		
Entrada 18/10/06 8:00am, instantánea, Blanco 7,25 mg/L	1	7	3	75	115	97
	3	6,2	14	105		
	5	5,5	24	105		
	7	4,6	37	114		
	10	3,4	53	116		
Salida 18/10/06 2:00pm, instantánea, Blanco 7,4 mg/L	150	5,8	22	3	3	
	200	5,1	31	3		
	300	4,3	42	0		

Fuente: Elaboración Propia.



**Tabla 12: DQO muestreo N° 3, 4, 5 (11, 13, 18/10/06)**

Fecha	Hora	Ent/Salida	Vmuestra (mL)	Vt (mL)	Vb (mL)	DQO (mg/L)	% Remoción
11/10/2006	08:00 a.m.	E	10	9,2	10,05	170	94
11/10/2006	02:00 p.m.	S	50	9,8	10,05	10	
13/10/2006	02:00 p.m.	E	10	9,1	10,05	190	91
13/10/2006	08:00 p.m.	S	50	9,6	10,05	18	
18/10/2006	08:00 a.m.	E	10	8,95	10,1	230	98
18/10/2006	02:00 p.m.	S	50	10	10,1	4	

Fuente: Elaboración Propia.

**Tabla 13: Muestreo y medición de licor mezclado, muestreo N° 3, 4, 5 (11, 13, 18/10/06).**

OD (mg/L)	pH	Muestra		Filtrada(F) /Sin Filtrar(SF)	Peso Experimental (g)		
		Fecha	Hora		Capsula	103 °C	550 °C
4,4	7,99	11/10/2006	12:30 m	F	32,2812	32,3000	32,2950
		11/10/2006		SF	28,1643	28,3430	28,2326
1	7,53	13/10/2006	05:30 p.m.	F	28,6753	28,6978	28,6939
		13/10/2006		SF	31,5441	31,7465	31,6236
4,3	7,76	18/10/2006	12:00 m	F	31,2056	31,2263	31,2178
		18/10/2006		SF	36,2586	36,4841	36,3463

Fuente: Elaboración Propia.

**Tabla 14: Determinación de Sólidos en el licor mezclado, muestreo N° 3, 4, 5 (11, 13, 18/10/06).**

Fecha	Sólidos Totales (mg/L)		Sólidos Totales Fijos (mg/L)		Sólidos Volátiles (mg/L)		Sólidos Suspendidos (mg/L)		
	Totales	Disueltos	Totales	Disueltos	Totales	Disueltos	Totales	Fijos	Volátiles
11/10/2006	3574	376	1366	276	2208	100	3198	1090	2108
13/10/2006	4048	450	1590	372	2458	78	3598	1218	2380
18/10/2006	4510	414	1754	244	2756	170	4096	1510	2586

Fuente: Elaboración Propia.