

INSTITUTO TECNOLÓGICO Y DE ESTUDIOS SUPERIORES DE MONTERREY

**CAMPUS MONTERREY
DIVISIÓN DE INGENIERÍA Y ARQUITECTURA
PROGRAMA DE GRADUADOS EN INGENIERÍA**



**TECNOLÓGICO
DE MONTERREY.**

**Efectos de la variación de la constante de biodegradación en el diseño de
biorreactores continuos en serie**

TESIS

**PRESENTADA COMO REQUISITO PARCIAL PARA OBTENER EL GRADO
ACADEMICO DE:**

**MAESTRA EN CIENCIAS
ESPECIALIDAD EN SISTEMAS AMBIENTALES**

POR:

ANA LIDIA MARTÍNEZ SALAZAR

MONTERREY, N.L.

DICIEMBRE DE 2007

Agradecimientos

A mis hermanos Abril y Hugo, dos personas tan exitosas, un tremendo orgullo, difíciles ejemplos a seguir. Gracias por siempre consentir a su hermana menor, cuidarla, salvarla de los líos en que se mete y por hacerla tan feliz.

A mi amiga Rufi, una gran e inigualable persona. Gracias por todo ese cariño inmenso que me has dado, por todos los detalles, risas, regaños y consejos que han sido parte esencial de mi vida. Gracias por ser parte de mi familia y además mi mejor amiga.

A Fer, por compartir su vida conmigo. Gracias por tu paciencia y tu cariño, jamás había sido tan feliz, jamás había reído tanto. Gracias por todo tu apoyo en el trayecto de esta meta. Somos un gran equipo.

Al Dr. Jorge Humberto García Orozco por todo el apoyo que me brindó, los conocimientos transmitidos y el tiempo invertido en la realización de esta investigación.

A mis sinodales Dr. Miguel Angel Romero Ogawa y al Dr. Joaquín Acevedo Mascarúa por su disposición y contribución como sinodales de esta Tesis.

A mis amigo(a)s, que se encuentran esparcidos por todas partes del mundo pero al fin unidos por la amistad tan grande que hemos formado. Gracias por la confianza, las palabras de ánimos y todo el apoyo que siempre me han dado.

A mis amigo(a)s de la maestría y del “labo”, gracias por todos los momentos que vivimos juntos en estos últimos dos años, gracias por dejar recuerdos de felicidad en mi corazón, gracias por los abrazos, consejos y ayuda, fue lindo ser parte de esta linda familia MSA & labo.

A mis maravillosos padres Yolanda y Víctor Hugo, grandes ejemplos a seguir. Gracias por compartirme su sabiduría, por brindarme su apoyo incondicional y su entera paciencia. Los llevo siempre en mi corazón y en mi mente dándome paz, seguridad y fortaleza para enfrentar la vida.

¡Que orgullo tan grande ser su hija!

Resumen

El presente trabajo está enfocado a la comprobación teórica-práctica de la mejora en el desempeño como consecuencia de la variación en la constante de velocidad de reacción de un sistema continuo, isotérmico de biorreactores en serie operando en estado estacionario. Se presenta, además, un procedimiento numérico para su diseño que intenta predecir la relación óptima de volúmenes para una dada eficiencia.

Para cumplir con este planteamiento se realizó un proceso de investigación y experimentación, iniciando con un análisis del comportamiento de la constante de velocidad de reacción (k) en tres de los 4 biorreactores en serie de la planta de tratamiento de agua del ITESM, observándose como resultado la existencia de una variación importante en k de un biorreactor a otro.

Se llevó a cabo la construcción de dos sistemas con 3 biorreactores en serie cada uno; ambos con un volumen total de 21L. El primer sistema con volúmenes iguales y el segundo sistema, con volúmenes diferentes (relación basada en ejercicios teóricos y en resultados de la planta en operación), con el fin de analizar y comparar su comportamiento.

En la comparación entre ambos sistemas se trabajó a 2 diferentes flujos (16 y 22 ml/min). Los resultados experimentales al estado estacionario muestran que el sistema de biorreactores con volúmenes diferentes obtuvo en ambos casos una mayor eficiencia del proceso (valores de k mayores), un mayor consumo específico de oxígeno, una mayor concentración de biomasa y un índice volumétrico de lodos menor.

Por lo anterior se confirma el efecto que sobre el diseño tiene las diferencias en la constante de velocidad de reacción en cada una de las etapas.

Con el fin de desarrollar un procedimiento *a-priori* y estar en capacidad de estimar el tamaño de las diferentes etapas de reacción, se generó un procedimiento que incluye, en primer lugar una etapa experimental en un sistema *batch* con el fin de

analizar el comportamiento de la biodegradación y obtener una aproximación de las magnitudes cambiantes de k .

Con los valores encontrados para k , se utilizó un procedimiento numérico con la idea de predecir la variabilidad de volúmenes óptima de un biorreactor a otro, y así; obtener mayor eficiencia de reacción. Durante el procedimiento de análisis se utilizaron distintas ecuaciones de aproximación y restricciones del proceso, los cuales podrían generar ciertas limitantes, por esto; se plantearon en el transcurso del proyecto diversas formas e ideas de llevar a cabo el proceso enfocados a alcanzar el mismo objetivo con el fin de que su aplicación pudiera disminuir las limitaciones del programa generado.

Índice

	Página
Resumen	
Capítulo 1. Introducción	1
1.1. Antecedentes.....	1
1.2. Objetivos generales.....	1
1.3. Objetivos específicos.....	1
1.4. Hipótesis.....	2
1.5. Alcances.....	2
1.6. Justificación.....	2
Capítulo 2. Fundamento teórico	4
2.1. El proceso de lodos activados.....	4
2.2. Etapa de biodegradación.....	5
2.3. Modelos cinéticos de biodegradación.....	7
2.4. Desarrollo de balances y obtención de la constante de velocidad de reacción.....	9
2.5. La constante de velocidad de reacción.....	12
2.6. Microorganismos presentes en el tratamiento biológico del agua residual.....	18
Capítulo 3. Metodología	20
3.1. Tipos de investigación e instrumentos de medición.....	20
3.2. Secuencia de la investigación.....	20
3.3. Análisis del comportamiento de la constante de velocidad de reacción.....	20
3.4. Construcción de plantas a nivel laboratorio.....	24
3.5. Generación de un procedimiento numérico de diseño.....	31
3.5.1. Desarrollo y análisis experimental en un sistema <i>batch</i>	31
3.5.2. Procedimiento matemático de diseño.....	37
Capítulo 4. Resultados y Discusiones	38
4.1. Análisis comparativo del desempeño de plantas a nivel laboratorio.....	38

4.1.1. Tendencias de los estados transitorios.....	39
4.1.2. Resumen del estado estacionario en cada corrida.....	47
4.1.3. Obtención de las velocidades específicas de consumo de sustrato experimentales de los sistemas estudiados.....	49
4.1.4. Microorganismos presentes en el proceso experimental.....	51
4.2. Generación de un procedimiento numérico de diseño para obtener el cambio óptimo de volumen de un biorreactor a otro.....	55
Capítulo 5. Conclusiones y recomendaciones.....	61
5.1. Conclusiones.....	61
5.2. Recomendaciones.....	62
Referencias Bibliográficas.....	63
 Anexos	
A.....	66
B.....	67
C.....	71
 Índice de tablas	
3.1. Resultados y cálculos experimentales de la prueba de DQO.....	22
3.2. Resultados y cálculos experimentales de la prueba de SSV.....	22
3.3. Coordenadas x, y para la obtención de la gráfica de k	23
3.4. Valores de la constante de velocidad de reacción obtenidos.....	23
3.5. Condiciones de operación para el sistema 1 de acuerdo con el flujo y volumen involucrados.....	29
3.6. Condiciones de operación para el sistema 2 de acuerdo con el flujo y volumen involucrados.....	29
3.7. Puntos de muestreo y tipo de análisis.....	30
3.8. Cronograma de actividades.....	31
3.9. Valores de concentración $\ln (S/S_0)$ vs tiempo (t) para el análisis de las constantes de velocidad de reacción.....	33
3.10. Relación de magnitudes de la constante de velocidad de reacción con	

respecto al tiempo.....	36
4.1. Condiciones de operación para el sistema 1 (Volúmenes iguales).....	38
4.2. Condiciones de operación para el sistema 2 (Volúmenes diferentes).....	38
4.3. Condiciones físicas generales establecidas durante todo el proceso de experimentación.....	38
4.4. Resultados en estado estacionario de las dos corridas para el sistema 1 (volúmenes iguales).....	48
4.5. Resultados en estado estacionario de las dos corridas para el sistema 2 (volúmenes diferentes).....	48
4.6. Valores de U experimental obtenidos a un flujo de 16 ml/min (corrida 1)....	50
4.6. Valores de U experimental obtenidos a un flujo de 22 ml/min (corrida 2)....	50
4.8. Comparación de relaciones de volúmenes de la etapa de predicción vs la etapa de experimentación.....	60

Índice de figuras

2.1. Esquema de biodegradación.....	6
2.2. Tratamiento convencional de lodos activados.....	10
2.3. Determinación de k	12
3.1.a). Vista panorámica de la planta de tratamiento de agua del ITESM.....	22
b). Sistema de biorreactores en serie.....	22
3.2. Comportamiento experimental de las variables que conducen al cálculo de la constante de velocidad de reacción.....	23
3.3. Esquema de las dos plantas nivel laboratorio.....	24
3.4. Tanques aireadores de volúmenes iguales (sistema 1).....	26
3.5. Tanques aireadores de volumen variable (sistema 2).....	27
3.6. Plantas experimentales nivel laboratorio.....	30
3.7. Reactor biológico utilizado, en sistema <i>batch</i>	32
3.8. Esquema de la cinética de primer orden en sistema <i>batch</i>	34
3.9. Desarrollo de la ecuación y línea de tendencia de la etapa (a) de la cinética de primer orden en sistema <i>batch</i> del biorreactor estudiado.....	34
3.10. Desarrollo de la ecuación y línea de tendencia de la etapa (b) de la cinética de primer orden en sistema <i>batch</i> del biorreactor estudiado.....	35
3.11. Desarrollo de la ecuación y línea de tendencia de la etapa (c) de la cinética	

de primer orden en sistema batch del biorreactor estudiado.....	35
4.1. Monitoreo de la concentración de biomasa en los tres biorreactores en serie del sistema 1.....	40
4.2. Monitoreo de la concentración de biomasa en los tres biorreactores en serie del sistema 2.....	40
4.3. Comparación analítica del comportamiento de la biomasa entre los sistemas estudiados.....	41
4.4. Monitoreo del índice volumétrico de lodos en los tres biorreactores en serie del sistema 1.....	42
4.5. Monitoreo del índice volumétrico de lodos en los tres biorreactores en serie del sistema 2.....	42
4.6. Comparación analítica de la tendencia de los IVL entre los sistemas estudiados.....	43
4.7. Monitoreo del consumo específico de oxígeno en los tres biorreactores en serie del sistema 1.....	44
4.8. Monitoreo del consumo específico de oxígeno en los tres biorreactores en serie del sistema 2.....	45
4.9. Comparación analítica de la tendencia de la RE entre los sistemas estudiados.....	46
4.10. Comparación analítica de la eficiencia de eliminación del sustrato entre los sistemas estudiados.....	47
4.11. Eficiencia de eliminación de DQO vs θ_x en los reactores biológicos.....	49
4.12. <i>Vorticella convallaria</i> ; protozoo solitario, fijo al sustrato mediante pedúnculo contráctil.....	52
4.13. <i>Carchesium sp.</i> ; Ciliado fijo, protozoo colonial, que se fija mediante un pedúnculo contráctil.....	52
4.14. <i>Tetrahymena sp.</i> ; ciliado libre, protozoo Hymenostómido, de pequeño tamaño, con célula piriforme característica.....	53
4.15. <i>Spirostomum sp.</i> ; protozoo ciliado perteneciente al grupo de los Spirotrichidos, con forma y estructura celular muy particular.....	53
4.16. <i>Philodina roseola</i> ; rotífero.....	54
4.17. <i>Organismos filamentosos</i>	54
4.18. Diagrama de flujo del proceso de solución.....	56

1. Introducción

1.1 Antecedentes

De acuerdo con la teoría de cinética de reactores, cuando se diseña un sistema de reactores continuos de mezcla completa (CSTR's) en serie, si la operación es isotérmica, es válido suponer que la constante de velocidad de reacción permanece constante de un reactor a otro.

Cuando el sistema está formado por biorreactores se acostumbra usar la misma suposición de no variabilidad de la constante de velocidad de reacción. Sin embargo, las características particulares (comportamiento de los microorganismos, suministro de O₂, presencia de nutrientes, la variabilidad del sustrato (cantidad y composición)) de los biorreactores que forman parte de un tratamiento de aguas residuales pueden poner en duda la validez de esa suposición en este tipo de reactores, causando así una modelación imprecisa por una suposición no válida.

El presente trabajo tiene como propósito principal investigar con base en datos experimentales, la variación de la constante de velocidad de reacción de un biorreactor a otro en un sistema isotérmico de biorreactores en serie, que operan en estado estacionario, ya que esto puede ser aprovechado para optimizar el diseño de estos sistemas por medio de la variación de los parámetros que dependen de dicha constante de velocidad de reacción.

1.2. Objetivos generales

Comprobar experimentalmente la mejora del desempeño de un sistema continuo, isotérmico de biorreactores en serie operando en estado estacionario como consecuencia de la variación en la constante de velocidad de reacción. Generar, además, un procedimiento numérico de diseño capaz de predecir la relación óptima de volúmenes para una dada eficiencia.

1.3. Objetivos específicos

-Llevar a cabo análisis de laboratorio en la planta de tratamiento de agua residual del Instituto Tecnológico y de Estudios Superiores de Monterrey (ITESM) tomando

muestras de cada uno de los tres biorreactores en serie para estudiar el comportamiento de la constante de velocidad de reacción en cada uno de ellos.

-Construir un sistema experimental constituido por dos plantas a nivel laboratorio de tres biorreactores cada una; el primer sistema de biorreactores con volúmenes iguales y el segundo sistema con volúmenes diferentes, con el fin de analizar la afectación que sobre el diseño tiene la variabilidad de la constante de velocidad de reacción y obtener información comparativa entre ambos sistemas.

-Generar un procedimiento numérico de diseño para obtener el cambio óptimo de volumen de un biorreactor a otro.

1.4. Hipótesis

Hipótesis 1: En un sistema de biorreactores de mezcla completa, colocados en serie y operando en estado estacionario en un proceso de tratamiento de aguas residuales urbanas, la constante de velocidad de reacción varía de un biorreactor a otro.

Hipótesis 2: El tomar en cuenta ese conocimiento de constante de velocidad variable permite un mejor diseño de ese tipo de sistema de biorreactores.

1.5. Alcances

El presente trabajo de investigación aplica a un sistema isotérmico de biorreactores en serie operando en estado estacionario. Es un trabajo teórico-práctico y se desarrolla gran parte en forma experimental para confirmar las hipótesis generadas.

1.6. Justificación

Se obtendrá una aportación teórica apoyada en la experimentación en lo que refiere a biorreactores; su cinética, su comportamiento y su diseño.

En lo que respecta a la aportación en el aspecto cinético, mejorará en gran medida la precisión de aquellas ecuaciones de diseño que describen el comportamiento de los biorreactores.

En lo que respecta a la optimización del diseño; generará un ahorro en la construcción de los tanques de aireación con la disminución de sus dimensiones al reducir la necesidad de sobrediseño, además de contribuir a tener un incremento en la calidad del efluente (agua tratada) del proceso con la modelación de un mejor sistema.

Todo esto beneficiará tanto a las instituciones o empresas que requieren la implementación de su planta de tratamiento de aguas residuales así como a la población en general.

2. Fundamento Teórico

2.1. El proceso de lodos activados

El principio básico del proceso consiste en que las aguas residuales se pongan en contacto con una población microbiana mixta, en forma de suspensión floclulenta en un sistema aireado y agitado (Winkler, 1986). Estos microorganismos derivan energía de la materia orgánica carbonosa dentro de un sistema de aguas residuales aireados para la producción de nuevas células (biomasa) en un proceso conocido como síntesis, mientras simultáneamente generan energía a través de la conversión de esta materia orgánica en componentes que contiene baja energía, como dióxido de carbono (CO_2) y agua (H_2O), en un proceso llamado respiración. El consorcio total de microorganismos, el componente biológico del proceso, es llamado colectivamente *lodos activados*. Una vez que se alcanza el grado de tratamiento que se desea, la masa microbiana floclulenta (lodo) se separa del agua residual por asentamiento, por lo general, en recipiente separado. La etapa de separación se conoce también como clarificación, asentamiento o sedimentación. El sobrenadante de la etapa de separación resulta entonces el agua residual tratada y debe estar virtualmente libre de lodos. La mayor parte del lodo asentado en la etapa de separación se regresa a la etapa de aeración, aumentando su tiempo de residencia en el sistema de reacción, para mantener la concentración de los lodos en el tanque de aeración al nivel necesario para un tratamiento efectivo y para que actúe como un inóculo microbiano. Parte de los lodos se extrae para su descarga, y se conoce como lodos activados excedentes. En un sistema balanceado, el lodo excedente representa la cantidad neta de biomasa producida por asimilación del sustrato en la etapa de aeración.

La alimentación de aguas residuales al tanque de aeración pasa por un proceso de pretratamiento, para la eliminación de arenas, materiales aceitosos y grasosos, y materia sólida gruesa, por medios físicos como el asentamiento y el cribado.

El proceso se opera de acuerdo con un nivel de carga especificado en la planta, expresado en términos de unos cuantos parámetros clave, dos de los cuales se definirán y comentarán a continuación en el apartado 2.3.

2.1.4. Planta de tratamiento de aguas residuales del Instituto Tecnológico de Estudios Superiores de Monterrey (ITESM)

Como ejemplo y como apoyo básico de este trabajo de investigación se tiene la planta de tratamiento de agua del ITESM, elegida porque tiene muy buen funcionamiento, es la planta de tratamiento biológico más cercana, con accesibilidad en la obtención de muestras y para la realización de análisis experimentales *in situ*, además del contacto directo con las eficientes personas encargadas de su administración y operación.

La planta de tratamiento comenzó a funcionar el 25 de Marzo de 2004. Fue diseñada para operar con un flujo de 13 Lps. Antes de entrar al sistema, se tiene un pretratamiento que consiste en rejillas y un desarenador. El influente proveniente del pretratamiento entra al tanque de sedimentación primaria, seguido de cuatro tanques de aireación conectados en serie, con un tiempo de residencia hidráulico total promedio de 16 horas. El proceso en estos tanques es aerobio, por lo que cada tanque está equipado con difusores de flujo ajustable. La unidad duplex de soplado provee el aire requerido en la zona modular de aeración. Cada tanque de aeración tiene su propia válvula manual para controlar la cantidad de aire que se suministra. Se recomienda que la concentración de oxígeno en cada tanque sea de 2 mg/L.

Cuando el ciclo de aeración se completa, el agua residual entra por gravedad a un tanque de sedimentación secundaria donde una parte de los lodos sedimentados son reciclos (65-70%) al primer tanque de aeración, y el resto se conduce a un tanque de digestión de lodos.

El agua en el clarificador es vertida a una canaleta por medio de vertedores triangulares, y enviada al sistema de desinfección que consiste en cuatro módulos con cuatro lámparas de luz ultravioleta cada uno. El agua tratada se utiliza para riego dentro del campus.

2.2. Etapa de biodegradación

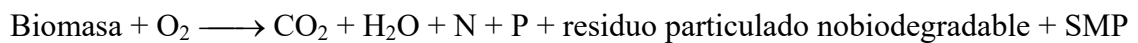
En el mundo microscópico existen dos mecanismos mediante los cuales los organismos se proveen de energía para realizar sus funciones vitales y reproducirse: la fotosíntesis y la óxido-reducción.

Los organismos responsables de los tratamientos biológicos utilizan principalmente el segundo de estos mecanismos. Así, cuando la materia orgánica (substrato) es removida de una solución por microorganismos aeróbicos (biomasa), dos fenómenos básicos ocurren: el oxígeno es consumido por los organismos por energía, y nueva masa celular es sintetizada al metabolizar sustrato. Además de esto, los organismos experimentan una autooxidación progresiva en sus masas celulares. Estas reacciones son representadas con las siguientes ecuaciones:

Reacción de respiración (etapa en la que se produce biomasa; desaparición del sustrato)



Reacción de mantenimiento (etapa en la que se destruye biomasa)



Esta íntima relación entre ambas reacciones se muestra en la figura 2.1.

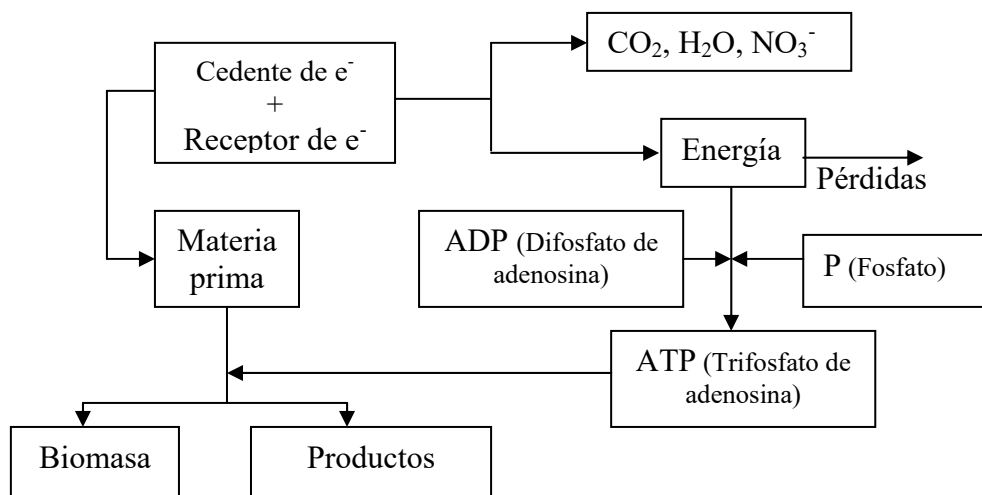


Figura 2.1. Esquema de biodegradación.

En el esquema mostrado en la figura 2.1 se hace referencia, en el caso particular de los procesos aeróbicos, al cedente de electrones y la materia prima como los compuestos orgánicos (los contaminantes, el sustrato) y al receptor de electrones como oxígeno disuelto.

La primordial preocupación en el diseño y operación de plantas de tratamiento de agua es la velocidad a la que estas reacciones ocurren, la cantidad de oxígeno y nutriente requerido, la cantidad y calidad de los lodos biológicos (biomasa) que se produce.

2.3. Modelos cinéticos de biodegradación

Como ya se mencionó con anterioridad, el proceso de lodos activados es un sistema de crecimiento microbiano, y la experiencia con otros sistemas de crecimiento microbiano demuestra que la tasa de crecimiento está afectada por la disponibilidad del sustrato, así como de la concentración de biomasa, (Winkler, 1986).

Bajo esta premisa se adecuan modelos cinéticos agregados, no estructurados. Agregados, refiriéndose a que no se distinguen las células unas de otras, se utilizan valores promedio para la población. No estructurados, en referencia a que el crecimiento del microorganismo está relacionado a un factor externo, como la concentración del sustrato que es fácilmente medible.

2.3.1. Modelo de Grau

El estudio de la cinética del tratamiento biológico aerobio conduce a determinar la velocidad a la cual los microorganismos degradan un residuo específico y por lo tanto suministran la información básica necesaria para desarrollar el tamaño de los reactores biológicos aerobios, (Ramalho, 1983).

Existen una gran variedad de modelos cinéticos investigados con amplio detalle, entre los que se encuentran el modelo cinético de Monod, Lawrence y Mc-Carty, Grau, Contois, entre otros.

Los modelos iniciales del tipo Monod fueron desarrollados para sustratos de

monocomponente y en realidad, el agua residual está formada por substratos multicomponentes y además complejos, (García J.H., 1998).

En este trabajo de investigación se eligió el modelo de Grau, por ser éste el que se adecuó mejor a nuestros datos.

La utilización de cada uno de los componentes del substrato puede ser simultánea o secuencial. Hay evidencia de que en sistemas de lote, los componentes de una mezcla desaparecen de una manera lineal con respecto al tiempo. De estas observaciones Peter Grau y sus colaboradores (Grau, et. al., 1975), postularon el modelo cinético de Pseudo primer orden, para el cual se describe la velocidad de desaparición del substrato visto globalmente, como dependiente de la fracción de componentes que permanece después de un tiempo, es decir,

$$\frac{n}{N} \approx \frac{S}{S_0}$$

donde:

n, N = número de componentes a $t = t$ y $t = 0$, respectivamente.

S, S_0 = concentración del substrato a $t = t$ y $t = 0$, respectivamente.

Se postula entonces que:

$$r_s = k \left(\frac{S}{S_0} \right) X \quad (2.1)$$

donde:

r_s = Velocidad de consumo de substrato

S = Concentración global de substrato

S_0 = Concentración global de entrada al sistema

X = Biomasa a la salida del sistema $\left(\frac{mg\ SSV}{L} \right)$

k = Constante cinética de velocidad de reacción

2.4. Desarrollo de balances y obtención de la constante de velocidad de reacción

En el proceso de obtención de los coeficientes bioestequiométricos y constantes cinéticas necesitamos desarrollar las ecuaciones de diseño las cuales están formadas por los balances de materia sobre las variables de concentración de sustrato (S) y biomasa (X). Las ecuaciones de diseño se ven afectadas por diversos factores entre los que se distinguen:

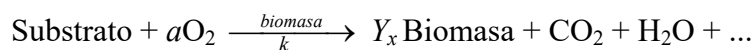
1) *Las condiciones ambientales de la reacción biológica.* Se refieren al tipo de sustrato y tipo de oxidante, que a su vez determinan a las especies de microorganismos presentes; es decir, el tipo de tratamiento.

2) *La cinética microbiana.* Se refiere a la velocidad a la que el sustrato desaparece en presencia del cultivo desarrollado en el reactor biológico, y específicamente a la relación que existe entre las variables medibles (S, X) y esta velocidad.

3) *La forma de contacto entre el sustrato y la biomasa.* Un aspecto dentro de este factor es el grado de agregación de la biomasa con el agua residual y un segundo aspecto es el grado de mezclado entre las corrientes de entrada y salida del proceso.

Los coeficientes de las reacciones biológicas principales explicadas en el apartado 2.2 están definidos como:

Reacción de Respiración



$$\text{Se cumple: } r_s = \frac{r_{\text{O}_2}}{a} = \frac{r_x}{Y_x} \quad (2.2)$$

donde:

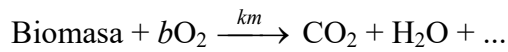
r_{O_2} = Velocidad de consumo de oxígeno

a = Representación de la fracción de sustrato, en términos de O_2 , que se oxidó para generar energía (parte degradativa).

r_x = Velocidad de crecimiento de la biomasa

Y_x = Rendimiento de biomasa

Reacción de Mantenimiento



$$\text{Se cumple: } r_m = \frac{r_{\text{O}_2,m}}{b} = k_m X \quad (2.3)$$

donde:

r_m = Velocidad de mantenimiento

$r_{\text{O}_2,m}$ = Velocidad de consumo de oxígeno en la reacción de mantenimiento

b = Multiplicado por Y_x forman la fracción de síntesis; formación de biomasa y productos extracelulares

k_m = Constante cinética de la reacción de mantenimiento

En un tratamiento convencional de lodos activados, como el que se muestra en la figura 2.2, existe una secuencia reactor-sedimentador para hacer posible la recirculación de biomasa y así aumentar su concentración en el sistema.

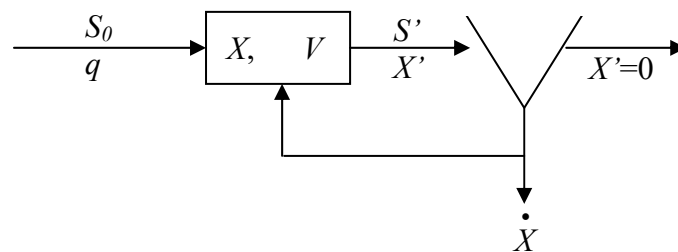


Figura 2.2. Tratamiento convencional de lodos activados.

donde:

V = Volumen del sistema de reacción, (m^3)

\dot{X} = Producción neta de biomasa, (kg/d)

q = Flujo volumétrico, (m^3/d)

S' = Concentración global de sustrato a la salida del biorreactor, (kg/m^3)

X' = Concentración global de biomasa a la salida del biorreactor, (kg/m^3)

Del balance global de biomasa aplicado al sistema convencional, se obtiene:

$$qX_0 - qX' + V(r_x - r_m) = 0 \quad (2.4)$$

Sustituyendo las ecuaciones 2.2 y 2.3 y simplificando, se obtiene:

$$\frac{1}{\theta_x} = \frac{\dot{X}}{XV} = \frac{Y_x r_s}{X} - k_m \quad (2.5)$$

donde:

θ_x = Tiempo de residencia celular (tiempo promedio que pasa la biomasa en el sistema de tratamiento)

Del balance global de sustrato aplicado al sistema convencional, obtenemos:

$$qS_0 - qS' - V(r_s) = 0 \quad (2.6)$$

Por lo tanto, despejando y dividiendo entre el flujo volumétrico (q) la ecuación 2.6, se obtiene:

$$r_s = \frac{S_0 - S}{\tau} \quad (2.7)$$

donde:

$\tau = \frac{V}{q}$ = tiempo de residencia hidráulico

Aplicando la expresión cinética dada por Grau (ecuación 2.1) en la ecuación 2.7; resulta:

$$\frac{r_s}{X} = \frac{S_0 - S}{X\tau} = k \frac{S}{S_0} \quad (2.8)$$

Graficando los valores de la ecuación 2.8, se obtiene la constante cinética de velocidad de reacción (k), procedimiento que se puede observar en forma más explícita en la figura 2.3., (García J.H., 2007).

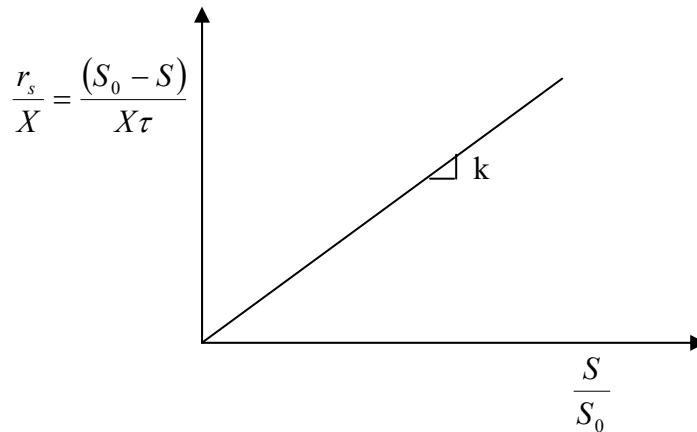


Figura 2.3. Determinación de k .

2.5. La constante de velocidad de reacción

Cómo hemos mencionado uno de los factores primordiales en el diseño y operación de estas plantas de tratamiento es la constante de velocidad de reacción.

En la cinética de reactores químicos, cuando se diseñan un sistema de reactores continuos de mezcla completa (CSTR's) en serie, si la operación es isotérmica, es válido suponer que la constante de velocidad de reacción (k) permanece constante de un reactor a otro. En esta situación la única variable de la que k depende es la temperatura, por lo tanto si la temperatura es constante de un reactor a otro, k es constante. Además, la distribución de volúmenes, con cinética de primer orden, en un marco ideal dentro de este tipo de sistemas, es constante por lo tanto el tiempo de residencia hidráulico será constante de un biorreactor a otro, (Fogler, 1999).

En este caso, la velocidad de desaparición de A en el n -ésimo reactor es:

$$-r_{An} = kC_{An} = k \frac{C_{A_0}}{(1 + \tau K)^n} \quad \tau = cte; \quad k = cte \quad (2.9)$$

donde:

r_{An} = Velocidad de desaparición de A en el n -ésimo reactor

C_{An} = Concentración de A a la salida del último reactor

C_{A_0} = Concentración inicial de A

n = Número de reactores

Se acostumbra aplicar esta teoría de igual manera en la cinética de biorreactores, aún cuando la k dependerá en este sistema tanto de la temperatura como de algunas otras características como: la variabilidad del sustrato tanto en cantidad como en su composición, suministro de O_2 , presencia de nutrientes, el comportamiento de los microorganismos, entre otros. Esta dependencia nos hace dudar y juzgar si en realidad es adecuado aplicar k constante de un biorreactor a otro, por consiguiente da justificación al presente proyecto de tesis.

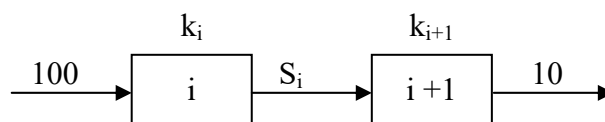
Como ejemplo base de este estudio preliminar y con el fin de mostrar que además existe una afectación observable en el diseño de los sistemas de biorreactores continuos de mezcla completa en serie al variar la constante de velocidad de reacción, se tomó como apoyo a Leduc y Buchanan (1993) que en su artículo “Minimization of Multistage RBC Active Disc Area”, mencionan:

“Andreadakis (1987) mostró que en el caso de un modelo de velocidad de saturación en donde el parámetro k , es constante a través de las n etapas RBC (rotating biological contactor), la relación óptima está dada por

$$\frac{S_{i-1}}{S_i} = \frac{S_i}{S_{i+1}} \quad (2.10)$$

con $i = 1, \dots, n-1$. Esto indica una idéntica eficiencia de remoción de sustrato en cada una de las n etapas RBC. En otras palabras, la concentración óptima SBOD (demanda bioquímica de oxígeno soluble) de una etapa intermedia es el promedio geométrico de la etapa anterior y la etapa posterior.”

Por lo tanto, aplicando la ec. (2.10) a un sistema de biorreactores completamente mezclados destinada para dos etapas en un ejemplo numérico, se tiene:



Por lo tanto,

$$\frac{100}{S_i} = \frac{S_i}{10}, \quad S_i = \sqrt{10 \cdot 100} = 31.6 \text{ mgDQO/L}$$

Obteniendo la ecuación del volumen, a partir de un balance de sustrato;

$$\frac{\partial S_{(t)}}{\partial t} = -r_s + \frac{S_0 - S}{\tau}$$

$$\frac{\partial S_{(t)}}{\partial t} = \frac{F}{V}(S_0 - S) - r_s$$

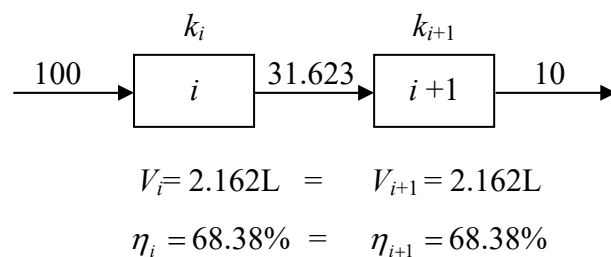
Aplicando el modelo de primer orden y suponiendo un sistema estacionario, tenemos:

$$0 = F(S_0 - S) - kSV$$

$$V = \frac{F(S_0 - S)}{kS} \quad \therefore$$

$$V_i = \frac{F}{k_i} \left(\frac{S_{i-1}}{S_i} - 1 \right) \quad (2.11)$$

Si se toma k_i como una constante y se supone $k_i = 1$ y $F = 1$, para fines de ejemplo, se obtiene:



donde:

$$\eta_i = 1 - \frac{S_i}{S_{i-1}}$$

$$V_T (\text{Volumen total}) = 4.32 \text{ L}$$

Ahora bien, cuando k varía (que es el caso de estudio):

$$V_T = F \sum_{i=1}^n \frac{1}{k_i} \left(\frac{S_{i-1}}{S_i} - 1 \right)$$

Desarrollándolo para dos etapas:

$$V_T = \frac{F}{k_i} \left(\frac{S_{i-1} - S_i}{S_i} \right) + \frac{F}{k_{i+1}} \left(\frac{S_i - S_{i+1}}{S_{i+1}} \right) \quad (2.12)$$

Derivando con respecto a S_i e igualando a cero para obtener el volumen mínimo,

$$\frac{\partial V_T}{\partial S_i} = F \left(\frac{-S_{i-1}}{S_i^2 k_i} + \frac{1}{S_{i+1} k_{i+1}} \right) = 0$$

Despejando para encontrar S_i ,

$$S_i = \sqrt{S_{i-1} S_{i+1} \left(\frac{k_{i+1}}{k_i} \right)}$$

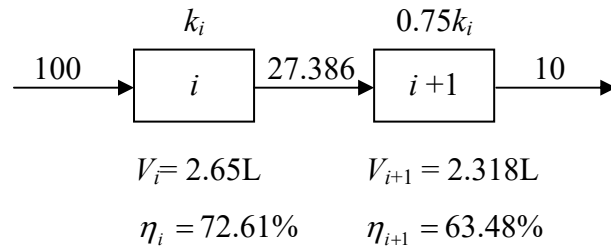
De tal manera que ahora al ser variable k , la ecuación similar a 2.10 resulta:

$$\frac{S_{i-1}}{S_i} \frac{1}{k_i} = \frac{S_i}{S_{i+1}} \frac{1}{k_{i+1}} \quad (2.13)$$

y si además se supone para fines de ejemplo que $k_{i+1} = 0.75k_i$, entonces:

$$S_i = \sqrt{\frac{S_{i-1} S_{i+1} k_{i+1}}{k_i}}; \quad S_i = \sqrt{\frac{100 \cdot 10 \cdot 0.75}{1}} = 27.386 \text{ mgDQO} / L$$

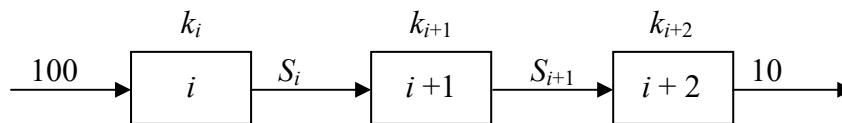
Si se sigue el procedimiento que se aplicó con anterioridad para encontrar el volumen, tenemos:



$$V_T (\text{Volumen total}) = 4.97 \text{ L}$$

Donde se observa que el diseño óptimo (mínimo volumen total) del sistema depende de la constante de velocidad de reacción.

Ahora, se aplicará un ejemplo y procedimiento idéntico al anterior pero a tres etapas, con k variable (sistema similar al caso de estudio de esta investigación).



Por lo cual se obtiene como relación óptima:

$$\frac{S_{i-1}}{S_i} \frac{1}{k_i} = \frac{S_i}{S_{i+1}} \frac{1}{k_{i+1}} = \frac{S_{i+1}}{S_{i+2}} \frac{1}{k_{i+2}} \quad (2.14)$$

a) b) c)

Se toma a) y c) de la ecuación anterior, para obtener S_{i+1}

$$\frac{S_{i-1}}{S_i} \frac{1}{k_i} = \frac{S_{i+1}}{S_{i+2}} \frac{1}{k_{i+2}}$$

$$S_{i+1} = \frac{S_{i-1} \cdot k_{i+2} \cdot S_{i+2}}{S_i \cdot k_i} \quad (2.15)$$

Se toma a) y b) sustituyendo la ecuación 2.15 en b).

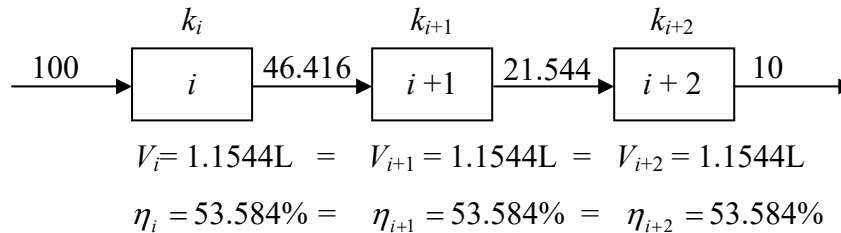
$$\frac{S_{i-1}}{S_i} \frac{1}{k_i} = \frac{S_i k_i S_i}{S_{i-1} k_{i+2} S_{i+2}} \frac{1}{k_{i+1}}$$

De donde se obtiene,

$$S_i = \sqrt[3]{\frac{S_{i-1} \cdot S_{i-1} \cdot S_{i+2} \cdot k_{i+1} \cdot k_{i+2}}{k_i^2}} \quad (2.16)$$

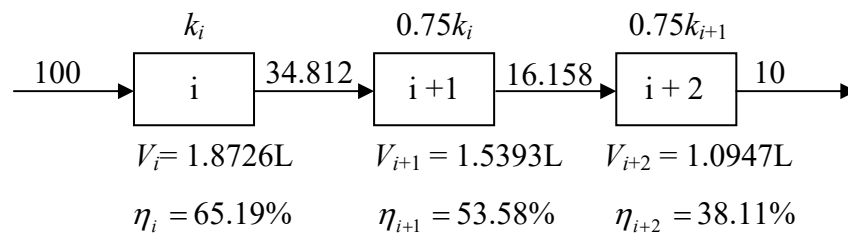
$$S_i = \sqrt[3]{\frac{100 \cdot 100 \cdot 10 \cdot k_{i+1} \cdot k_{i+2}}{k_i^2}}$$

Por lo tanto si se toma k como una constante y se aplican las ecuaciones 2.11 y 2.16, resulta:



$$V_T = 3.46 \text{ L}$$

y si ahora se toma k variable y se supone para fines de ejemplo que $k_{i+1} = 0.75k_i$ y $k_{i+2} = 0.75k_{i+1}$, entonces:



$$V_T = 4.51 \text{ L}$$

Donde se puede percatar que existe una variación importante entre el volumen de los tres biorreactores, variación más notable que en el estudio con 2 biorreactores en serie. Si se establece un flujo de 10 L/hr, se obtiene, $\tau_i = 11.22$ min, $\tau_{i+1} = 9.24$ min y $\tau_{i+2} = 6.57$ min (tiempo de residencia hidráulica notablemente variable de un biorreactor a otro).

2.6. Microorganismos presentes en el tratamiento biológico del agua residual

Los microorganismos se suelen clasificar, según su estructura y funcionamiento celular, en eucariotas, eubacterias y arqueobacterias. Los grupos procariotas (eubacterias y arqueobacterias) suelen denominarse simplemente bacterias, y son primordiales en el tratamiento biológico. El grupo de las eucariotas incluyen las plantas, animales y las protistas. Los organismos eucariotas importantes en el tratamiento biológico de las aguas residuales incluyen (1) hongos, (2) los protozoos y los rotíferos, y (3) las algas, (Metcalf & Eddy, 2004).

2.6.1. Bacterias

Las bacterias son organismos procariotas unicelulares. Su modo habitual de reproducción es por escisión binaria, aunque algunas especies se reproducen sexualmente o por gemación. Si bien existen miles de especies diferentes de bacterias, su forma general encaja dentro de alguna de las tres siguientes categorías: esféricas, cilíndricas y helicoidales.

Diferentes ensayos realizados sobre una variedad de bacterias indican que su composición básica es del 80 por 100 de agua y el 20 por 100 de materia seca, de la que el 90 por 100 es materia orgánica y el 10 por 100 inorgánica. Una fórmula que permite describir, de manera aproximada, su fracción orgánica es $C_5H_7O_2N$. Como la propia fórmula indica, el 53 por 100 en peso de la fracción orgánica es carbono. Cuando también se considera la presencia de fósforo, se puede emplear la formulación $C_{60}H_{87}O_{23}N_{12}P$. Los compuestos que forman parte de la fracción inorgánica incluyen: P_2O_5 (50%), SO_3 (15%), Na_2O (11%), CaO (9%), MgO (8%), K_2O (6%) y Fe_2O_3 (1%). Puesto que todos estos elementos y compuestos deben proceder del medio ambiente en el que se desarrolla la célula, la falta de cualquiera de ellos limitará el crecimiento celular y, en algunos casos,

será responsable de sus alteraciones (Metcalf & Eddy, 2004).

2.6.2. Protozoos y rotíferos

Los protozoos son protistas móviles microscópicas y, por lo general, unicelulares. La mayoría de los protozoos son heterótrofos aerobios, aunque algunos son anaerobios. Los protozoos suelen ser mayores que las bacterias, y se suelen alimentar de ellas para la obtención de energía. De hecho, al consumir bacterias y materia orgánica, los protozoos actúan como purificadores de los efluentes de procesos biológicos de tratamiento de aguas residuales.

El rotífero es un animal aerobio, heterótrofo y multicelular. Su nombre procede del hecho de que dispone de dos juegos de pestañas giratorias sobre la cabeza, que emplean para la captura de alimentos y para moverse. Los rotíferos son muy eficaces en la eliminación de bacterias dispersas y floculadas, así como de pequeñas partículas de materia orgánica. Su presencia en un efluente indica un proceso aerobio de purificación biológica muy eficiente.

3. Metodología

3.1. Tipo de investigación e instrumentos de medición

Se desarrolló una investigación experimental utilizando como principales instrumentos de medición análisis de laboratorio cuya validez y confiabilidad está confirmada porque esos análisis están basados en normas oficiales mexicanas y se hacen en forma rutinaria en la planta de tratamiento de aguas residuales del ITESM.

3.2. Secuencia de la investigación

El objetivo de la etapa de experimentación es confirmar experimentalmente nuestras hipótesis planteadas en el capítulo 1. Generar resultados que confirmen la variación de la constante de velocidad de reacción (hipótesis 1) y analizar los resultados experimentales de los dos sistemas diseñados para confirmar que al variar los volúmenes de un biorreactor a otro (sistema 2) a causa de la variación de la constante de velocidad de reacción se genera un diseño más apegado a la realidad reduciendo el sobrediseño o factor de seguridad (hipótesis 2).

Con el fin de desarrollar un procedimiento previo y estar en capacidad de estimar el tamaño de las diferentes etapas de reacción, se generó un procedimiento experimental en un sistema *batch* con el fin de analizar un aproximado del comportamiento de k por etapas y emplear esta relación en el procedimiento numérico del diseño.

3.3. Análisis del comportamiento de la constante de velocidad de reacción

Como primer paso, se aprovechó la existencia de la planta de tratamiento de agua del ITESM (el diagrama de flujo de la planta se localiza en el anexo A) como proceso base del presente trabajo de investigación.

Se tomaron varias muestras de cada uno de los 3 biorreactores en serie con recirculación de lodos (figura 3.1.) a una hora fija (periodo de tiempo en la cual se sabe existe un flujo relativamente estable proveniente del Instituto). Dichas muestras fueron

analizadas de acuerdo a las normas oficiales mexicanas para conocer el comportamiento de la constante de velocidad de reacción de un biorreactor a otro.



a) b)
Figura 3.1. a) Vista panorámica de la planta de tratamiento de agua del ITESM; b) Sistema de biorreactores en serie.

Los análisis requeridos y cuidadosamente realizados fueron:

- Demanda química de oxígeno (DQO), utilizado para obtener las concentraciones de sustrato (S) en cada biorreactor.
- Sólidos suspendidos volátiles (SSV), utilizado para obtener las concentraciones de biomasa (X) en cada biorreactor.

Las normas para el procedimiento de estos análisis se pueden ver en forma completa en el apéndice B.

De los datos recabados de la planta de tratamiento de agua del ITESM, se tiene que el tiempo hidráulico (τ) es constante de un biorreactor a otro, y es el siguiente:

Dato de la planta de tratamiento de agua del ITESM:

τ (hr)	3.05
-------------	------

En las tablas 3.1 y 3.2 se muestran los resultados del análisis experimental de las pruebas de DQO y SSV luego de realizar sus respectivos cálculos. Con ayuda de la tabla 3.1 nos podemos dar cuenta que los valores de sustrato obtenidos no cumple con la

relación óptima propuesta por Andreadakis (sección 2.5, ecuación 2.10) que menciona que

$$\frac{S_{i-1}}{S_i} = \frac{S_i}{S_{i+1}}$$

siempre que k es constante; por lo tanto, este incumplimiento es un indicio de

que k varía de un biorreactor a otro.

Tabla 3.1. Resultados y cálculos experimentales de la prueba de DQO.

	DQO <i>(mg DQO/L)</i>
S_{i-1}	480
S_i	304
S_{i+1}	216
S_{i+2}	160

Tabla 3.2. Resultados y cálculos experimentales de la prueba de SSV.

	SSV <i>(mg SSV/L)</i>
X_{i-1}	842
X_i	1045
X_{i+1}	1210
X_{i+2}	1340

La tabla 3.3 muestra las coordenadas necesarias para graficar y obtener las diferentes pendientes (k), para cada reactor, recordando que los valores involucrados en dichas coordenadas fueron obtenidos de las fórmulas expuestas en el fundamento teórico, en conjunto con los datos obtenidos de la planta y los resultados experimentales anteriormente presentados.

Tabla 3.3. Coordenadas x, y para la obtención de la gráfica de k .

Obtener k_{ss}	
S_i (mg DQO/L), (x)	r_s/X (día ⁻¹), (y)
480	1.64
304	0.66
216	0.36

La gráfica que se observa en la figura 3.2 muestra en forma clara la diferencia entre los valores de las constantes cinéticas de un biorreactor a otro y los valores de las pendientes resultantes de los cálculos específicos se muestra en la tabla 3.4.

Tabla 3.4. Valores de la constante de velocidad de reacción obtenidos.

Biorreactor	Pendiente k_s (L/ mg DQO*día)	k (día ⁻¹)
1	0.00030	3.49
2	0.00018	2.09
3	0.00010	1.20

*Recordando que;

$$k = k_s \cdot S_0$$

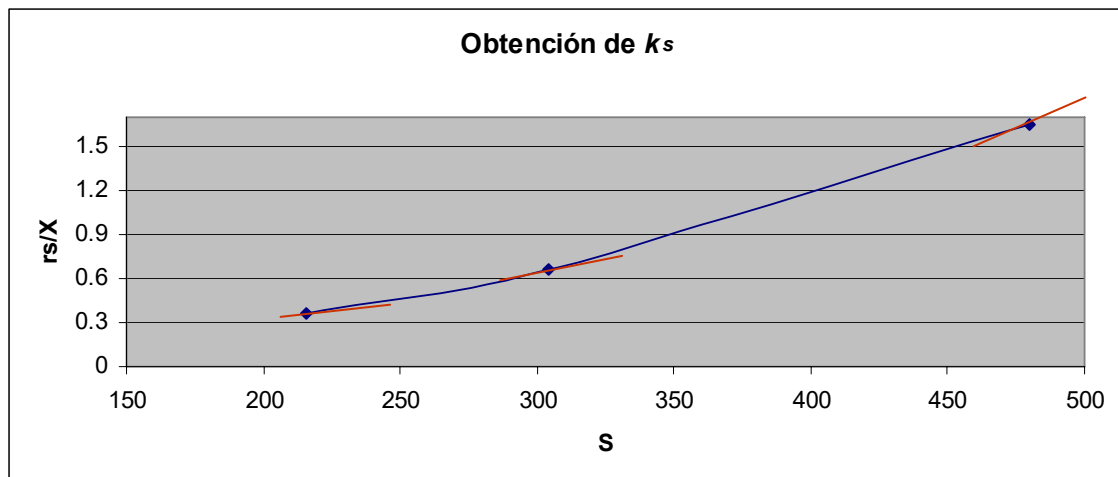


Figura 3.2. Comportamiento experimental de las variables que conducen al cálculo de la constante de velocidad de reacción.

En estos resultados, se observa que hay una variación importante en la constante de velocidad de reacción de un biorreactor a otro en un sistema de biorreactores de mezcla completa, colocados en serie y operando en estado estable.

3.4. Construcción de plantas a nivel laboratorio

Se construyeron dos plantas a nivel laboratorio; 2 sistemas de 3 biorreactores en serie con una capacidad de 21L, el primer sistema de biorreactores posee volúmenes iguales y el segundo sistema posee volúmenes diferentes, con el fin de simular y analizar los efectos que tiene sobre el diseño la variabilidad de la constante de velocidad de reacción (volúmenes diferentes) comparándolo con un sistema ordinario (volúmenes iguales de un biorreactor a otro) a una misma capacidad.

En cada corrida se monitoreó el estado transitorio cada día, con el fin de recabar datos al llegar ambos sistemas a su estado estacionario para más tarde comparar y analizar dichos valores constantes y obtener conclusiones con relación a la hipótesis 2. En la figura 3.3 se presenta un diagrama esquemático del sistema diseñado.

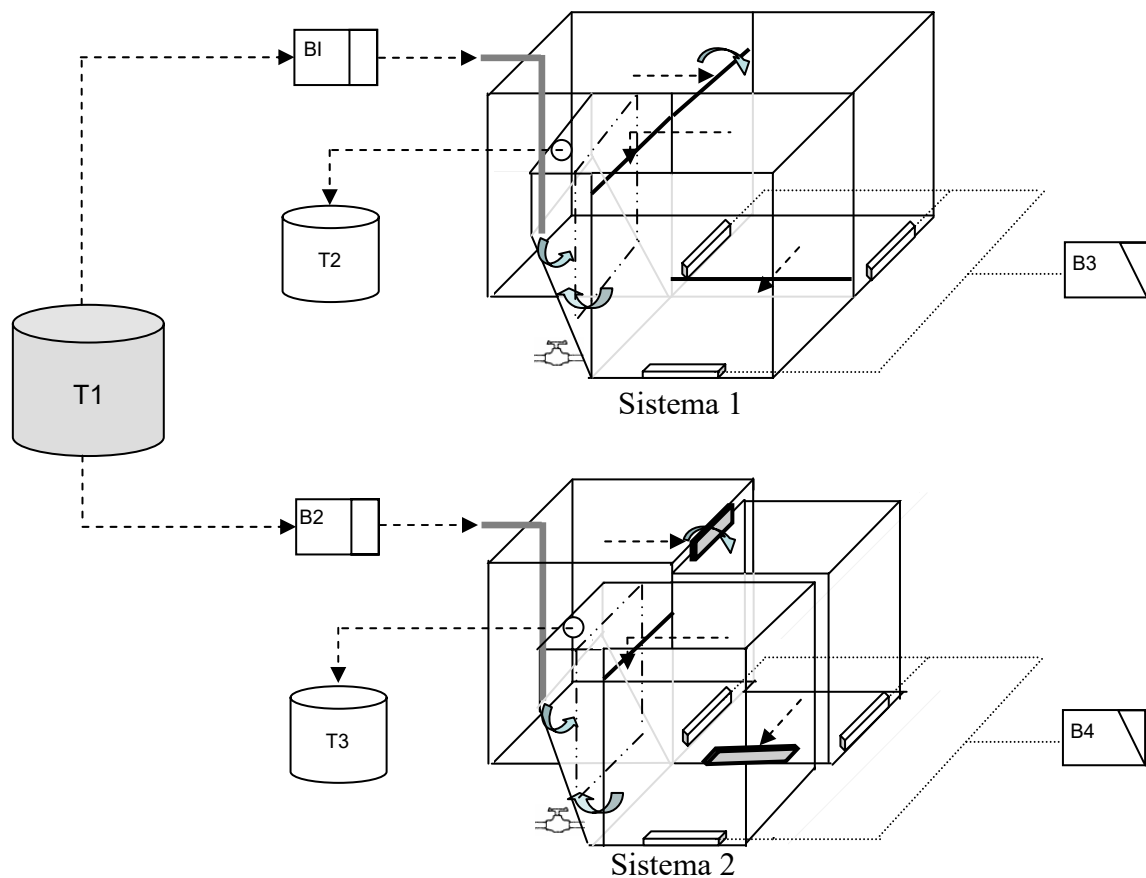


Figura 3.3. Esquema de las dos plantas nivel laboratorio.

3.4.1. Materiales

Material para la operación de los reactores biológicos.

- Fuente de alimentación del sustrato T1 con una capacidad de 14 L.
- Dos bombas peristálticas, con reguladores de flujo, marca *masterflex* modelo 7518-10 (B1, B2)
- Manguera de silicón y tygon de 3.1 mm marca *masterflex* para bombas peristálticas
- Dos sistemas de tres biorreactores en serie contruidos en PVC-acrílico, con capacidad de 21 litros cada sistema de biorreactores.
- Seis difusores de burbuja fina que se localizan dentro de cada biorreactor.
- Manguera flexible de latex y manguera de silicón para el suministro de aire conectado a los difusores.
- Bombas aireadoras tipo pecera B3, B4
- Rotámetro de aire
- Dos tanques de recolección de agua clarificada T2, T3 con una capacidad de 14 L cada uno.

3.4.2. Equipos de medición

- Medidor de pH y temperatura, marca Hanna modelo HI 211.
- Espectrofotómetro Hach DR2800 con soluciones estándar para la medición de DQO.
- Medidor de oxígeno disuelto y temperatura, marca Hanna modelo HI-9143.
- Reactor Digestor para DQO Hach DRB200.

3.4.3. Técnicas analíticas utilizadas

SSV	mg/L	Estándar 2540 E
DQO	mgDQO/L	Hach DR2800-Digestión reactor
Velocidad de consumo de oxígeno	(mg/g)/hr	Estándar 2710 B
Índice volumétrico de lodos	ml/g	Estándar 2710 D

*El fundamento de estas técnicas se encuentran descritas en el Marco Teórico y el procedimiento analítico en el anexo B.

3.4.4. Descripción general del proceso experimental

Se diseñaron 2 sistemas de 3 biorreactores en serie con la misma capacidad (21 L), uno de volúmenes iguales (sistema 1) y el otro de volúmenes variables (sistema 2).

El sustrato es continuamente suministrado de la fuente de alimentación a los dos sistemas de lodos activados por medio de dos bombas peristálticas; una para cada sistema de tratamiento. Se encuentra un sistema de aireación generado por bombas aireadoras tipo pecera y dispersada por medio de difusores de burbuja fina que se encuentran dentro de cada uno de los reactores biológicos, la aireación permite mantener los niveles de oxígeno disuelto en el sistema así como las condiciones de mezclado en el biorreactor.

Ambos sistemas cuentan con una cámara de sedimentación, con el fin de quitar la biomasa excedente formada durante el proceso y así, mantener un sistema estable.

Se colocó un tanque de recolección del agua tratada para cada sistema de biorreactores en serie.

3.4.5. Proceso experimental

- a. Se tiene un sistema de 3 biorreactores en serie con volúmenes iguales, 7 L cada uno (sistema 1) Figura 3.4.

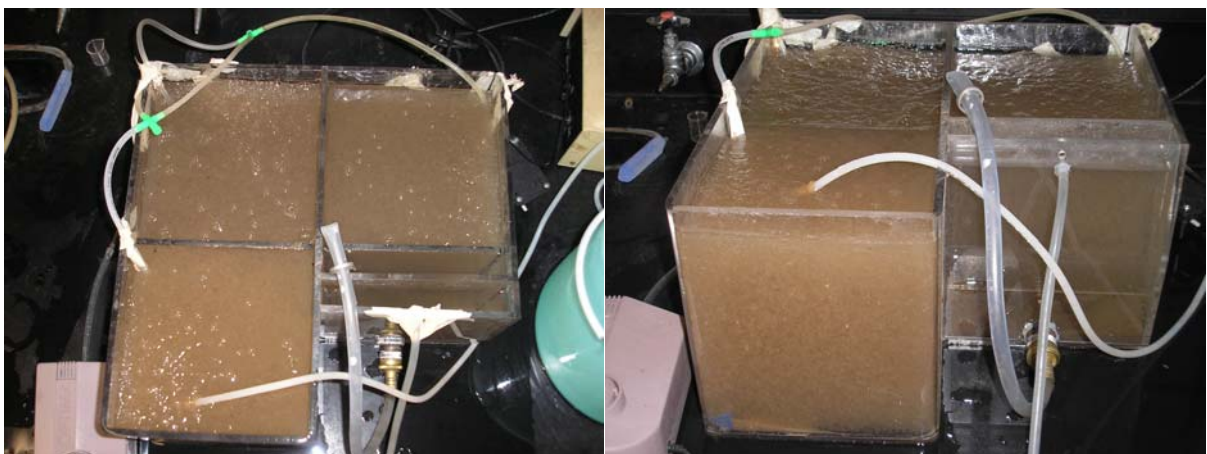


Figura 3.4. Tanques aireadores de volúmenes iguales (sistema 1)

- b. Se tiene un sistema de tres biorreactores en serie con volúmenes diferentes (sistema 2) de un biorreactor a otro; 9 L, 7 L y 5 L respectivamente, relación basada en resultados obtenidos del caso de estudio de Andreadakis, sección 2.5, en el ejercicio con k variable para un sistema de tres biorreactores en serie, la relación de volúmenes generada fue de 0.82 del biorreactor 2 al 1 y 0.71 del biorreactor 3 al 2.

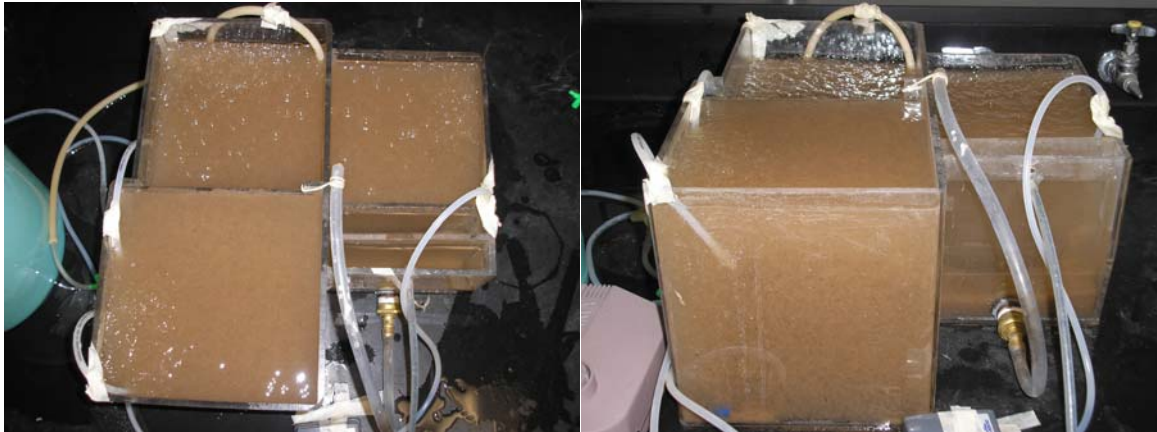


Figura 3.5. Tanques aireadores de volumen variable (sistema 2)

- c. El sustrato total está integrado por un conjunto de sustratos simples y complejos de los cuales;

	mgDQO / L
Substrato total	450
Glucosa	158
Peptona de Soya	135
Fenol	112
Ácido Sulfanílico	45

Se utilizó este conjunto de sustratos simples y complejos de diferente biodegradabilidad para simular lo esperado en agua residual, con el fin de demostrar la dependencia de la constante de velocidad de reacción con la variabilidad del sustrato en cantidad y composición basado en la teoría de la cinética de Grau quien describe a la

velocidad de desaparición del sustrato como dependiente de la fracción de componentes que permanecen después de un corto tiempo, tomando en cuenta que dichos componentes desaparecen de una manera lineal con respecto al tiempo.

Analizando lo anterior, tenemos que, en el caso de estudio (sistema de tres biorreactores continuos en serie, completamente mezclados) la constante de velocidad de reacción se espera mayor en el primer reactor biológico e irá disminuyendo en el transcurso de la serie, ya que la fracción de componentes remanentes y su biodegradabilidad irá disminuyendo con respecto al tiempo, quedando solo aquellos sustratos complejos y menos degradables.

- d. Se trabajó con dos flujos distintos (16 ml/min y 22 ml/min) para valorar y analizar los resultados y estudiar la tendencia de los mismos.
- e. Se suministró aire con un flujo mayor de 2 L/min, manteniendo una concentración de oxígeno disuelto en el reactor de 2-4ppm.
- f. Cada uno de los biorreactores fue alimentado con la cantidad de biomasa previamente calculada y se mantuvieron trabajando a un tiempo de residencia hidráulico apropiado de acuerdo con el volumen y el flujo involucrado, valores expuestos en las tablas 3.5 y 3.6.
- g. Se llevó a cabo la aclimatación de los lodos.

Los lodos activados para los reactores biológicos fueron obtenidos del segundo reactor biológico de la planta de tratamiento del ITESM, por lo que la aclimatación de los microorganismos duró de 7 a 10 días hasta llegar a un nivel adecuado para el tratamiento. Durante el periodo de aclimatación el flujo de alimentación fue de 13ml/min y no se realizaron purgas de lodos.

- h. Se calculó el tiempo de residencia celular de acuerdo con lo visto en el marco teórico. Se trató de mantener la concentración de biomasa constante e igual para cada uno de los sistemas, desechando del sedimentador la misma cantidad de SSV en determinado volumen para ambos sistemas.

- i. Se tomaron muestras diarias para análisis de DQO, SSV, Oxígeno disuelto, Temperatura, pH, velocidad de consumo de oxígeno (velocidad de respiración de la biomasa) e IVL (Índice volumétrico de lodos), hasta lograr condiciones de estado estacionario.
- j. Dentro de la fase estacionaria se tomaron muestras para aplicar todos los análisis requeridos DQO, pH, Temperatura, Oxígeno disuelto, SSV, IVL y respiración (RE).

Tabla 3.5. Condiciones de operación para el sistema 1 de acuerdo con el flujo y volumen involucrados

3 biorreactores en serie a $V = \text{cte}$ Sistema 1			
	Flujo (ml/min)	V (c/u) (L)	τ^* (hr)
Corrida 1	16	7.0	7.29
Corrida 2	22	7.0	5.30

$$* \tau = \frac{V}{F}$$

Tabla 3.6. Condiciones de operación para el sistema 2 de acuerdo con el flujo y volumen involucrados

3 biorreactores en serie a $V = \text{variable}$ Sistema 2				
	Biorreactor	Flujo (ml/min)	V (L)	τ^* (hr)
Corrida 1	1	16	9	9.37
	2		7	7.29
	3		5	5.21
Corrida 2	1	22	9	6.82
	2		7	5.30
	3		5	3.79



Figura 3.6. Plantas experimentales a nivel laboratorio.

3.4.6. Puntos de muestreo y cronograma de actividades.

Logrado el estado estacionario, se tomaron muestras durante tres días a una hora fija y constante.

Tabla 3.7. Puntos de muestreo y tipo de análisis

Punto	DQO	pH	Temperatura	OD	SSV	IVL	RE
Tanque de alimentación	*	*	*				
Sistema 1	*	*	*	*	*	*	*
Sistema 2	*	*	*	*	*	*	*
Efluente sistema 1	*	*	*				
Efluente sistema 2	*	*	*				

Tabla 3.8. Cronograma de actividades

Cronograma de Actividades (Agosto - Septiembre, 2007)																	
Actividad	Agosto, 2007 (días)						Septiembre, 2007 (días)										
	19/08/2007 - 30/08/2007						1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Aclimatación	█																
Flujo 16 ml/min							█	█	█	█	█	█					
Flujo 22 ml/min													█	█	█	█	

3.5. Generación de un procedimiento numérico de diseño.

3.5.1. Desarrollo y análisis experimental en un sistema *batch*.

Con el fin de generar un procedimiento previo y estar en capacidad de predecir el volumen de las diferentes etapas de reacción, se analizó el comportamiento de la constante de velocidad de reacción en un sistema por lotes (*batch*) con el fin de obtener una aproximación al comportamiento real de la relación de magnitudes de variabilidad de la misma.

Se aplicó una cinética de primer orden por lo que se tomaron datos del cambio en la concentración de DQO (mgDQO/L) con respecto al tiempo.

3.5.1.1. Degradación *batch*.

Se adecuó un biorreactor con una capacidad de 9L. Durante la etapa de aclimatación de lodos el substrato fue continuamente suministrado de la fuente de alimentación al sistema de lodos activados por medio de una bomba peristáltica. Se encuentra un sistema de aireación generado por una bomba aireadora tipo pecera y dispersada por medio de un difusor de burbuja fina que se encuentran dentro del reactor biológico. El sistema cuenta con una cámara de sedimentación. Se colocó un tanque de recolección del agua tratada. (Véase la figura 3.7.)

Se suministró aire a fin de mantener una concentración de oxígeno disuelto en el reactor de 2-4 ppm. Los lodos activados para los reactores biológicos fueron obtenidos del segundo reactor biológico de la planta de tratamiento del ITESM, por lo que la aclimatación de los microorganismos duró de 7 a 10 días hasta llegar a un nivel adecuado

para el tratamiento. Durante el periodo de aclimatación el flujo de alimentación fue de 13ml/min.

Al haber logrado la aclimatación de los microorganismos, se suspendió la entrada y salida del flujo convirtiendo con ello al sistema en un sistema *batch*, se suspendió también la aireación con el fin de que la biomasa se sedimentara y poder desechar el sustrato biodegradado contenido en el biorreactor y recargar el reactor biológico con nuevo sustrato. Se echó a andar el sistema de aireación y se comenzó a tomar mediciones de la concentración de sustrato (DQO) con respecto al tiempo; cada 5 minutos durante los primeros 30 minutos, cada 15 minutos por la siguiente media hora y más tarde cada media hora durante aproximadamente 6 horas, tiempo adecuado para lograr un 95% de eficiencia en el efluente y obtener un adecuado análisis de los resultados.

La medición de la concentración del sustrato se realizó con un análisis DQO por medio de reactivos especializados para el equipo Hach DR2800-Digestión reactor.

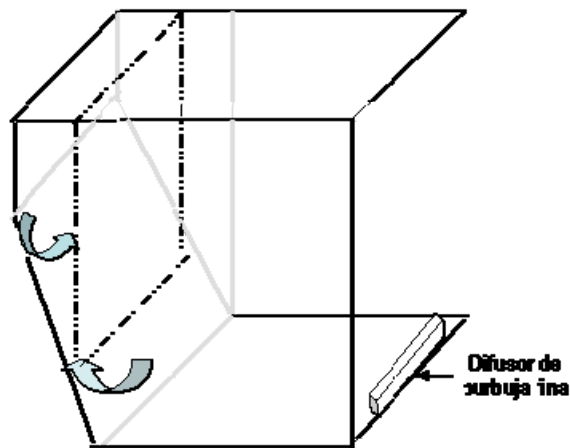


Figura 3.7. Reactor biológico utilizado, en sistema *batch*.

3.5.1.2. Cronograma de Actividades.

Se realizaron tres corridas con el fin de observar y analizar la tendencia real de la curva generada.

Cronograma de Actividades (Octubre 2007)														
duración (días)														
Actividad	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
Aclimatación														
1era corrida														
2da corrida														
3ra corrida														

3.5.1.3. Análisis de la experimentación en sistema *batch*.

La tabla 3.9 muestra los valores de concentración medidos en unidades de DQO contra tiempo, datos indispensables para que, por medio de los cálculos necesarios, se logre obtener la gráfica de cinética de primer orden aplicado al biorreactor estudiado (figura 3.8).

En la figura 3.8 se observa de manera clara como la constante de velocidad de reacción es dependiente de la composición del sustrato. La k es mayor al comienzo del proceso mientras la biomasa consume a los sustratos simples y va disminuyendo conforme tenga que degradar sustratos de mayor complejidad, modelo cinético de Grau; sección 2.3.1.

Tabla 3.9. Valores de concentración $\ln(S/S_0)$ vs tiempo (t) para el análisis de las constantes de velocidad de reacción

t (minutos)	S (mg DQO/ L)	$\ln(S/S_0)$
0	450	0
5	315	-0.35
10	292.5	-0.43
15	277.5	-0.48
30	255	-0.57
45	222	-0.71
60	198	-0.82
90	135	-1.20
120	96	-1.54
150	85.5	-1.66
180	75	-1.79
210	63	-1.97
240	54	-2.12
270	45	-2.30
300	34.5	-2.57
330	22.5	-2.99

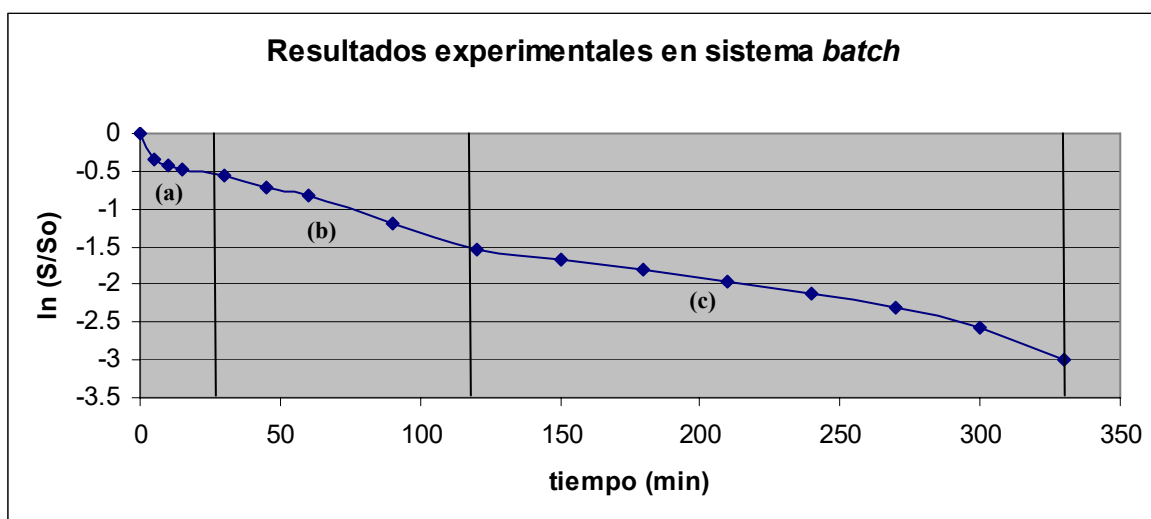


Figura 3.8. Esquema de la cinética de primer orden en sistema *batch*

La figura 3.8 muestra por medio de divisiones verticales las diferentes pendientes que se presentaron durante la corrida de la cinética en sistema *batch*.

Se observan tres diferentes pendientes, las cuales se presentan de forma individual y analítica en las figuras 3.9, 3.10 y 3.11, respectivamente.

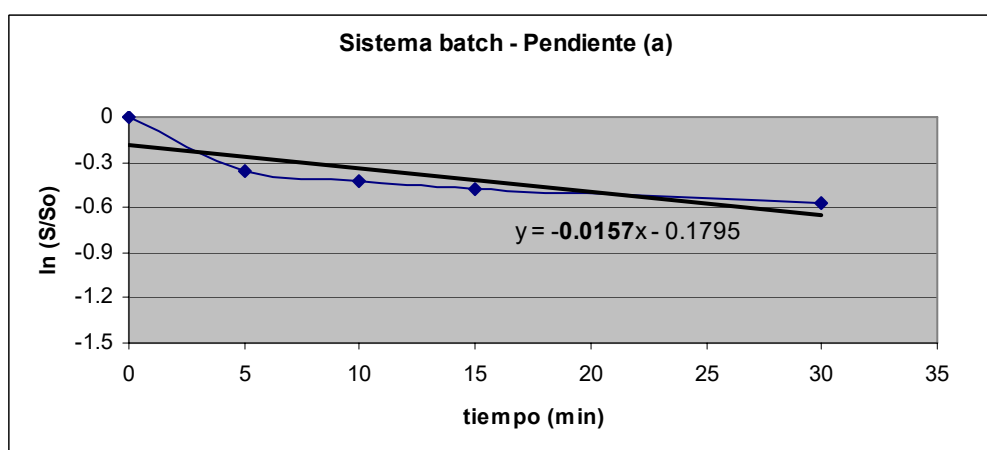


Figura 3.9. Desarrollo de la ecuación y línea de tendencia de la etapa (a) de la cinética de primer orden en sistema *batch* del biorreactor estudiado

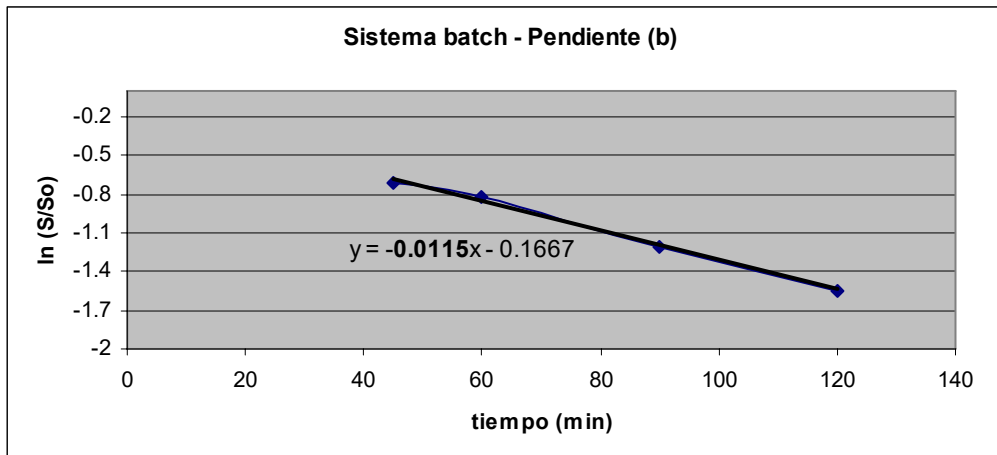


Figura 3.10. Desarrollo de la ecuación y línea de tendencia de la etapa (b) de la cinética de primer orden en sistema *batch* del biorreactor estudiado

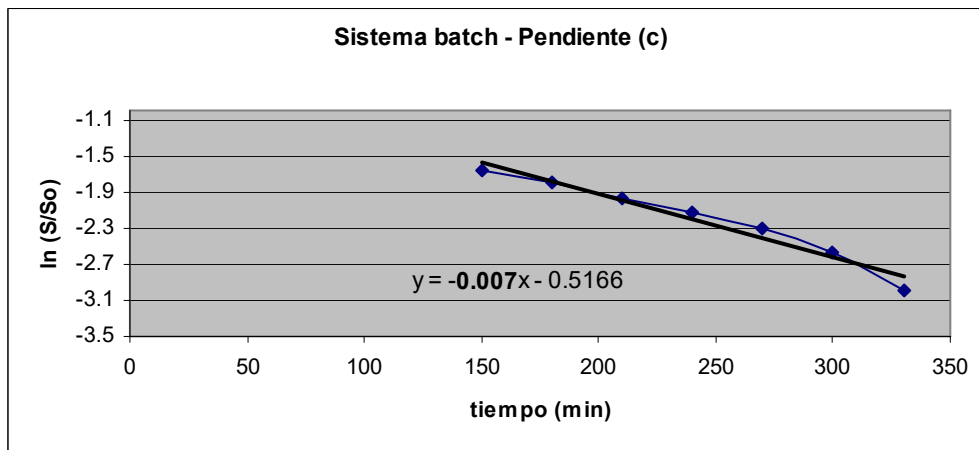


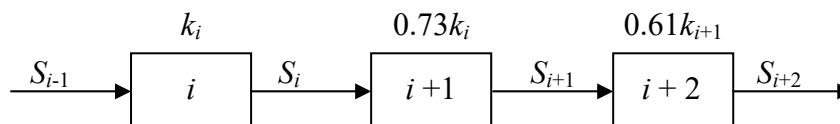
Figura 3.11. Desarrollo de la ecuación y línea de tendencia de la etapa (c) de la cinética de primer orden en sistema *batch* del biorreactor estudiado

Resumiendo en la tabla 3.10 las diferentes pendientes de cada una de las etapas expuestas con anterioridad en gráficas, podemos obtener la relación de magnitudes de las constantes de velocidad de reacción entre las diversas etapas con respecto al tiempo.

Tabla 3.10. Relación de magnitudes de la constante de velocidad de reacción con respecto al tiempo

Etapa	Pendiente (k) (min ⁻¹)	Relación de magnitudes; con respecto a la etapa consecuente
(a)	0.0157	1
(b)	0.0115	0.73
(c)	0.007	0.61

Se aprecia un cambio del valor de la constante de velocidad de reacción con respecto al tiempo en una relación de cambio de aproximadamente 0.73 de la etapa (b) con respecto a la etapa (a) y de 0.61 de la etapa (c) con respecto a la etapa (b).



Estas relaciones de magnitud de la constante de velocidad de reacción entre etapas serán útiles en la sección 4.5 al generar un método para encontrar el arreglo óptimo de volúmenes del caso de estudio, sistema de biorreactores continuos completamente mezclados en serie, al momento de crear supuestos de los valores de la constante de velocidad de reacción para tres biorreactores en serie, tomando como base el valor típico de un biorreactor en áreas urbanas para el primer biorreactor.

Es importante señalar que el procedimiento anterior se desarrolló con el fin de disminuir variables en el proceso matemático, al describir de manera aproximada la relación de variabilidad de k por etapas, al momento de querer predecir el arreglo óptimo de volúmenes de un biorreactor a otro dada una eficiencia de biodegradación.

Por consecuencia de lo anterior es válido plantear otras maneras de llegar a dicho objetivo, por ejemplo: de la gráfica 3.8 se obtienen pendientes (k_i) en pequeñas secciones con la regresión que mejor se ajuste a cada sección. Se elabora una tabla del cambio en el valor de k_i vs el cambio en S_i . Se aplica una regresión para ajustar los datos y obtener un modelo de k_i con respecto a S_i . Este modelo de k_i dependiente de S_i es el que se utiliza para

desarrollarlo y sustituirlo en cada una de las etapas al generar el método de búsqueda del arreglo óptimo de volúmenes de un reactor biológico a otro a una dada eficiencia.

3.5.2. Procedimiento matemático de diseño.

Con los valores encontrados para k en la sección 3.5.1, se generó un procedimiento matemático de diseño con la idea de predecir el cambio de volumen óptimo de un biorreactor a otro, y así; obtener mayor eficiencia de reacción.

En la sección 2.5, se describió y se ejemplificó un estudio realizado por Leduc y Buchanan; en donde Andreadakis (1987) realizó un estudio involucrando un modelo cinético de primer orden (concentraciones bajas de sustrato) donde, según esta cinética, la velocidad de consumo de sustrato es proporcional a la concentración de sustrato remanente. Lo que provoca formar la constante k_s que involucra,

$$k_s = k / X$$

Sin embargo, el modelo que se utiliza en la presente investigación es el modelo cinético de Grau, $r_s = k \left(\frac{S}{S_0} \right) X$, donde; como ya se mencionó con anterioridad, *la velocidad de degradación está afectada por la disponibilidad del sustrato, así como de la concentración de biomasa.*

Esto indica que para lograr el diseño óptimo, al contrario de la cinética de primer orden, en realidad se tiene que involucrar dos variables de gran importancia dentro de los biorreactores en serie, la X (biomasa) y el S (sustrato), los cuales se encuentran íntimamente relacionados entre sí.

4. Resultados y Discusiones

4.1. Análisis comparativo del desempeño de plantas a nivel laboratorio

Al tener finalizado el proceso de aclimatación de lodos se procedió a tratar de mantener, de la mejor manera posible, fijas las condiciones de operación, tal y como se mencionó en el capítulo de metodología.

Las tablas 4.1 y 4.2 muestran, para cada corrida, un tiempo de residencia similar en ambos sistemas más no iguales. Esto se debe a la dificultad de tener un proceso exacto de recirculación y tiraje de lodos por la forma característica de estos sistemas. Sin embargo, la semejanza es bastante buena, cercana y confiable para aplicar el objetivo de analizar y comparar dichos sistemas.

Tabla 4.1. Condiciones de operación para el sistema 1 (Volúmenes iguales)

Corrida	τ (hr)	θ_x (día)
1	21.87	14.97
2	15.91	13.62

Tabla 4.2. Condiciones de operación para el sistema 2 (Volúmenes variables)

Corrida	τ (hr)	θ_x (día)
1	21.87	12.83
2	15.91	11.61

En la tabla 4.3 se muestra un resumen de las condiciones físicas generales establecidas en los dos sistemas de biorreactores en serie durante todo el proceso experimental.

Tabla 4.3. Condiciones físicas generales establecidas durante todo el proceso de experimentación

Sistema	Volumen total	pH	Oxígeno Disuelto (ppm)	Temperatura (°C)
1	21 L	6.65 - 7.3	4.20 - 4.80	22 - 23.4
2	21 L	6.7 - 7.4	4.15 - 4.63	22 - 23

4.1.1. Tendencias de los estados transitorios

Los estados transitorios, como se explicó en el capítulo de proceso de investigación, es aquel tiempo (días) que tardó el sistema en lograr su estado estacionario. Describir la tendencia que siguieron los diversos datos obtenidos de los estudios realizados durante este tiempo de transición es indispensable y de gran importancia para generar un análisis completo y una comparación real desde su comportamiento transitorio entre ambos sistemas.

Se monitoreó para cada sistema:

- La biomasa generada (mg SSV/L)
- Índice volumétrico de lodos, IVL (ml/gr SSV)
- El consumo específico de oxígeno, RE (mg O₂/mg SSV-día)
- La eliminación de DQO (%)

4.1.1.1. Biomasa generada

La figura 4.1 y 4.2 muestran el monitoreo del cambio en la concentración de biomasa del sistema 1 (volúmenes iguales) y sistema 2 (volúmenes variables) respectivamente.

Analizando el comportamiento de los tres biorreactores en serie dentro de dichos sistemas concluimos como observación general en ambas corridas que existe una inclinación hacia un aumento en la concentración de biomasa de un biorreactor a otro.

Al pasar de la primera corrida de 16 ml/min a 22 ml/min se presenta un cambio brusco descendente, ganando concentración conforme pasa el tiempo (días) hasta que llega a su estado estacionario estabilizándose en valores de concentración mayores que los valores de concentración de biomasa de la primera corrida.

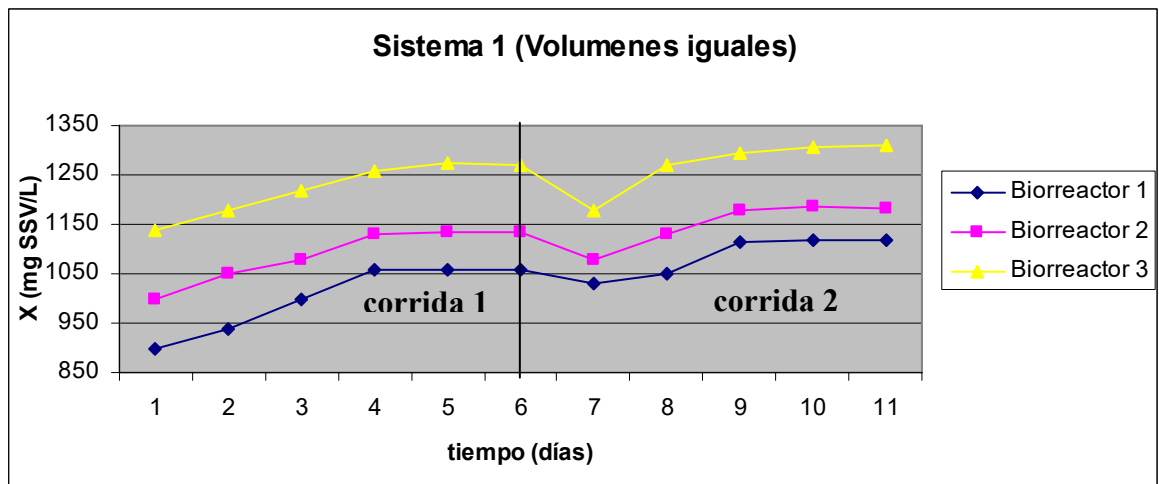


Figura 4.1. Monitoreo de la concentración de biomasa en los tres biorreactores en serie del sistema 1

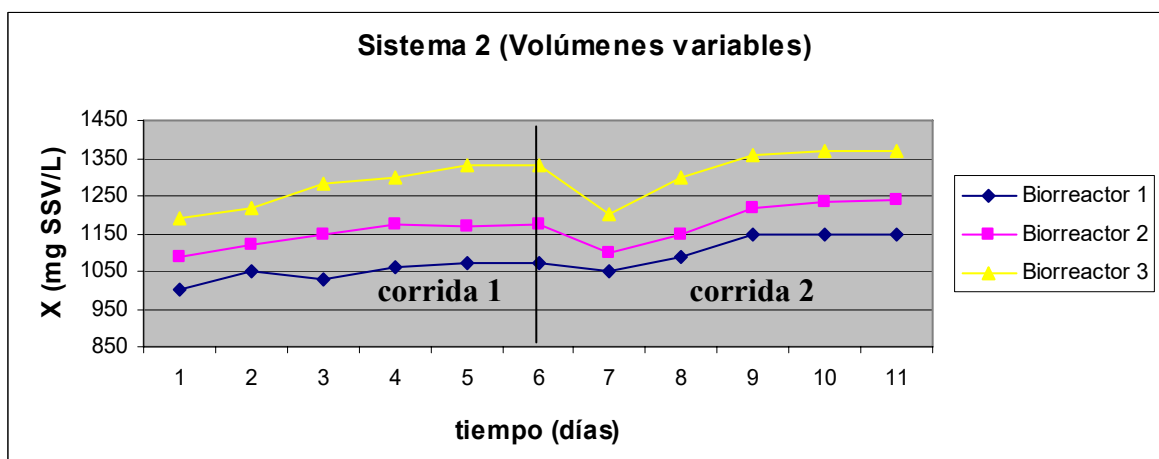


Figura 4.2. Monitoreo de la concentración de biomasa en los tres biorreactores en serie del sistema 2

Al hacer una comparación analítica de los resultados de ambos sistemas, como se muestra en la figura 4.3, se puede observar claramente que las concentraciones de biomasa en el sistema 2 rebasa en una importante magnitud a la concentración de biomasa contenidas en el sistema 1.

Esta diferencia de concentración entre ambos sistemas se presenta con mayor énfasis en la segunda corrida, por lo que se espera una diferencia más amplia en las

eficiencias del proceso en comparación con la corrida 1.

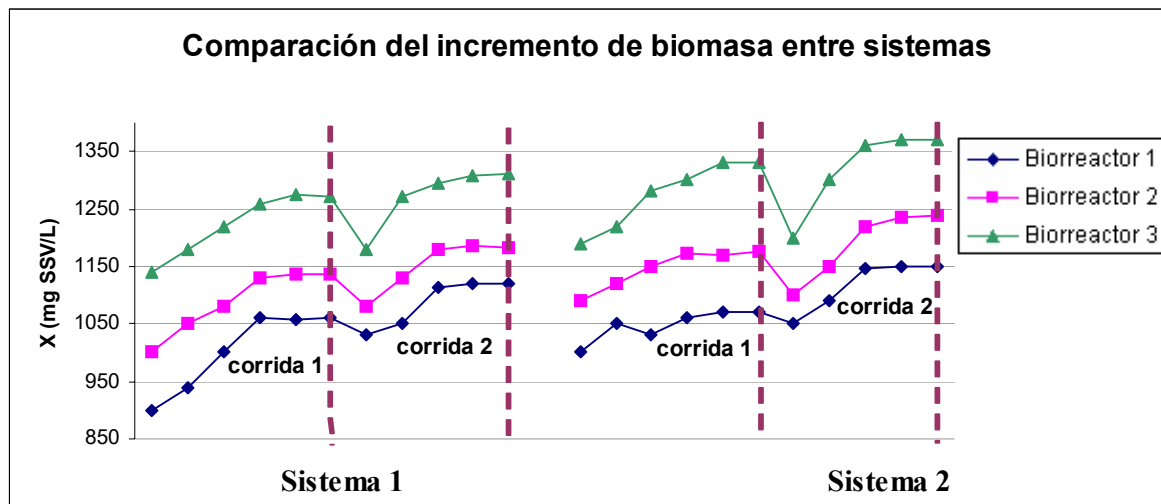


Figura 4.3. Comparación analítica del comportamiento de la biomasa entre los sistemas estudiados.

4.1.1.2. Tendencia obtenida de IVL

En las figuras 4.4 y 4.5 se grafica en forma descriptiva y de manera individual la tendencia que siguen los tres biorreactores en serie en cada uno de los sistemas en las diferentes corridas con respecto al índice volumétrico de lodos.

Se recuerda que el IVL es un parámetro que se utiliza para evaluar la capacidad de sedimentación de los lodos y que los valores típicos del IVL para buenas sedimentaciones en concentraciones de 800 a 3500 mg SSV/L están dentro de un rango de 35 a 150 ml/gr (Ramalho 1983), entre más bajos valores de IVL se tenga mejor compactación de lodos se obtendrá. Altos niveles de IVL (>150 ml/gr) anuncian presencia de gran cantidad de organismos filamentosos a causa de baja concentración de oxígeno, sustrato, nutrientes (N y P), etc; por lo tanto un proceso ineficiente de separación de lodos.

En el proceso de experimentación que se efectuó, se obtuvieron valores de IVL en el rango de 113 a 123 ml/g, como se observa en las figuras 4.4 y 4.5. Se puede concluir que se tiene un buen proceso experimental, de condiciones óptimas con buena capacidad de sedimentación.

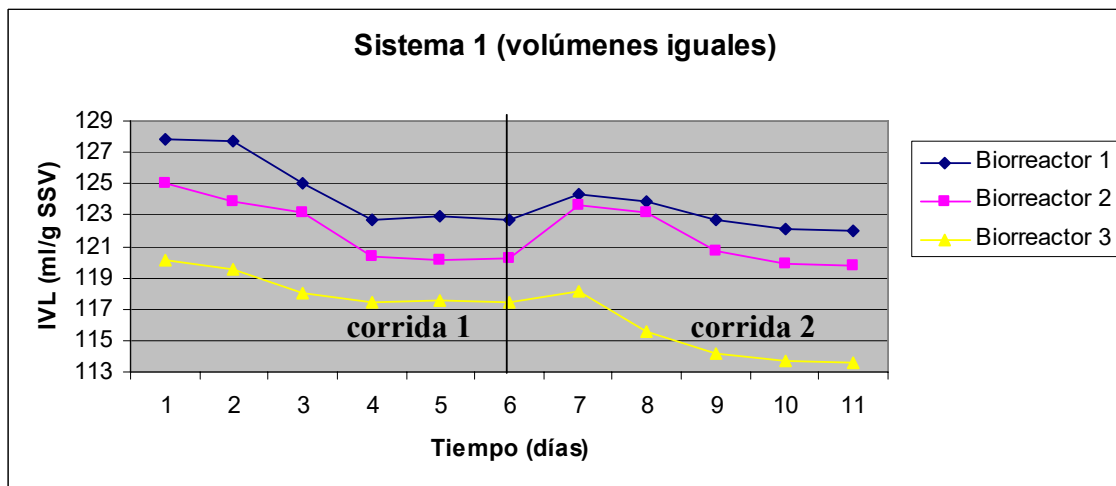


Figura 4.4. Monitoreo del índice volumétrico de lodos en los tres biorreactores en serie del sistema 1

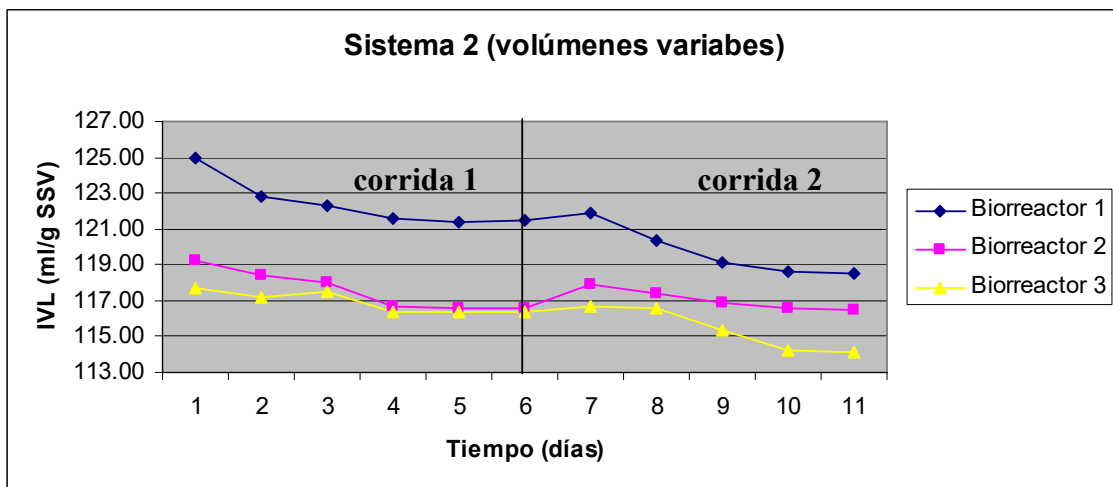


Figura 4.5. Monitoreo del índice volumétrico de lodos en los tres biorreactores en serie del sistema 2

Analizando el comportamiento de los valores IVL de los tres biorreactores en serie dentro de los dos sistemas estudiados, observamos que existe una disminución de dichos valores al pasar de un biorreactor a otro.

Al pasar de la primera corrida de 16 ml/min a 22 ml/min se presenta un cambio notoriamente ascendente, disminuyendo sus valores conforme pasa el tiempo (días) hasta que llega a su estado estacionario quedando valores de IVL tales que, rebasan en importante medida el límite inferior de los valores obtenidos de la primera corrida.

Por último, la figura 4.6 muestra con claridad la comparación de los valores de IVL para cada corrida en ambos sistemas; se puede observar que el sistema 2 tiene valores más bajos de IVL que el sistema 1, en ambas corridas. Esto nos hace esperar un sistema 2 con mayor eficiencia de separación de lodos en comparación con el sistema 1.

Se observa también que en los últimos tres puntos (estado estacionario) de ambas corridas del sistema 2 aparecen valores muy cercanos entre los biorreactores con cierta distribución uniforme comparándolos con el sistema 1, este fenómeno puede ser a causa del diseño particular (volúmenes distintos) que posee el sistema 2 lo que le da características similares entre los biorreactores del sistema sin perder la tendencia de un biorreactor a otro. Como se puede observar, esto provoca, que el primer y segundo biorreactor en ambas corridas del sistema 2 mejore en gran medida su eficiencia de separación de lodos en comparación con el sistema 1, siendo más apreciable este suceso en la corrida de más alto flujo debido a la disminución del tiempo de residencia hidráulico y del tiempo de residencia celular entre cada reactor biológico.

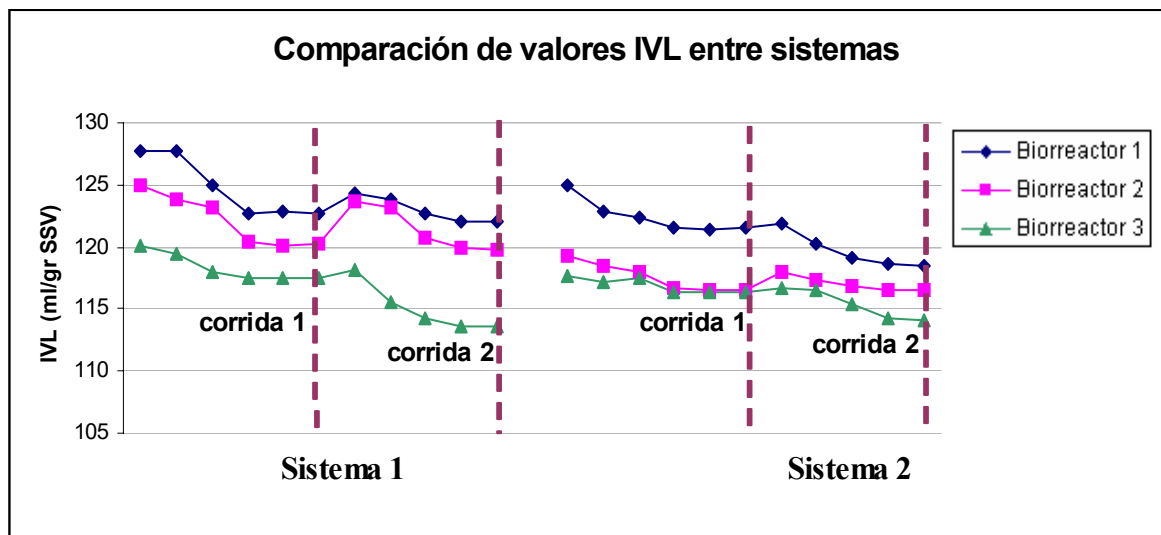


Figura 4.6. Comparación analítica de la tendencia de los IVL entre los sistemas estudiados.

4.1.1.3. Velocidad de respiración de la biomasa

Se monitoreó el consumo específico de oxígeno RE (mg O₂/mg SSV-día) cada día durante la duración de todas las pruebas. Los resultados de estas mediciones están expuestas en las gráficas 4.7 y 4.8; cada gráfica describe la tendencia que siguió cada uno de los tres biorreactores en serie dentro de los sistemas 1 y 2 respectivamente.

Se observa una tendencia similar en ambos sistemas, de aumentar al pasar el tiempo (días) hasta llegar a un estado estacionario. Se presenta una disminución brusca de los valores de RE en cuanto se cambia las condiciones de operación (corrida 2), seguida de una pendiente larga en aumento hasta llegar de nuevo a su estado estacionario, quedando los valores de RE mas altos que en la corrida 1.

Esta tendencia de aumentar los valores de RE conforme pasa el tiempo, de un biorreactor a otro o entre la corrida 1 y la corrida 2 se debe a la mejora en la biodegradabilidad (gracias al aumento recíproco de la biomasa) del sustrato.

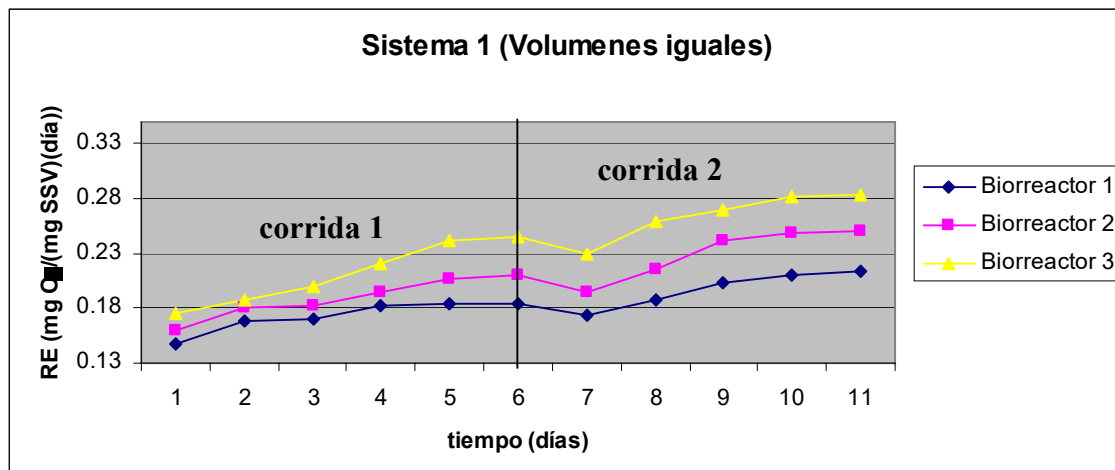


Figura 4.7. Monitoreo del consumo específico de oxígeno en los tres biorreactores en serie del sistema 1

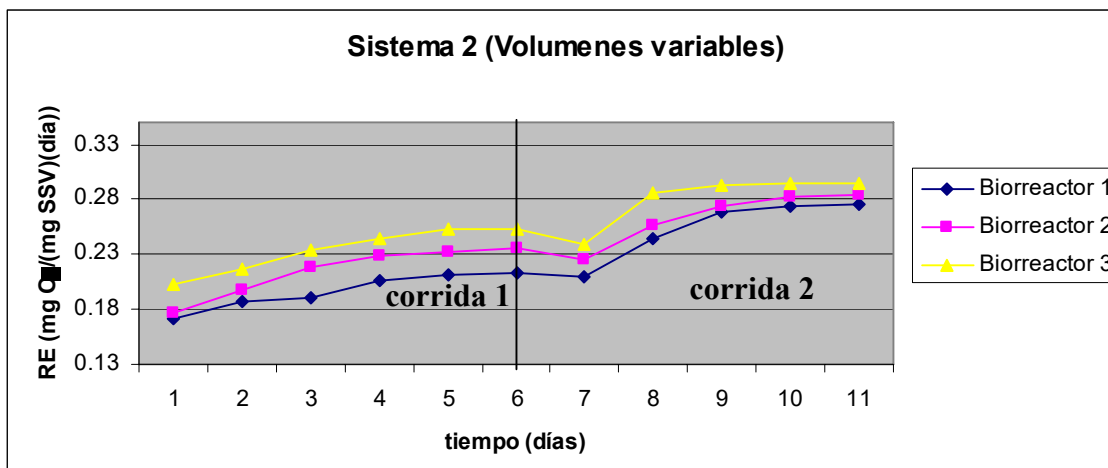


Figura 4.8. Monitoreo del consumo específico de oxígeno en los tres biorreactores en serie del sistema 2

Se colocó la figura 4.9 para observar específicamente los valores de RE notoriamente más altos del sistema 2 completo en comparación con los valores obtenidos con el sistema 1 completo.

En conjunto el sistema 2 posee mayor concentración de biomasa, observada y analizada con anterioridad en la figura 4.3, por lo tanto; como se mencionó anteriormente, esta situación mejora la biodegradabilidad del sustrato arrojando valores de RE más altos. La tendencia obtenida de esta prueba fue la esperada y confirma la validez de algunos valores analizados con anterioridad.

Se observa que en los últimos tres días, cuando el proceso tiende a un estado estacionario, en cada una de las corridas del sistema 2 aparecen valores muy cercanos entre los biorreactores con cierta distribución uniforme y constante de velocidad de degradación comparándolos con el sistema 1. Esta circunstancia hace pensar que en lugar de que k sea constante, la relación kS_i tendería a ser constante. Este suceso (de igual manera que en la medición de IVL) puede ser a causa del diseño (volúmenes distintos) que posee el sistema 2.

La gráfica 4.9 muestra claramente como el primer y segundo biorreactor en ambas corridas del sistema 2 mejora en gran medida sus valores de consumo específico de

oxígeno en comparación con el sistema 1, siendo más apreciable este suceso en la corrida de mayor flujo debido a la disminución del tiempo de residencia hidráulico y del tiempo de residencia celular entre cada biorreactor.

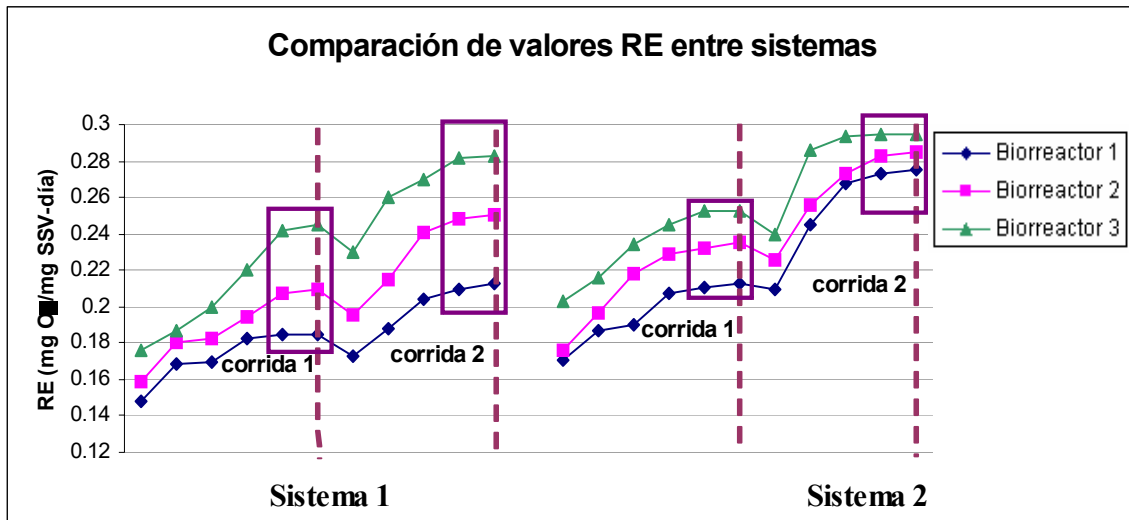


Figura 4.9. Comparación analítica de la tendencia de la RE entre los sistemas estudiados.

4.1.1.4. Eliminación de la DQO

La figura 4.10 muestra los cambios en las eficiencias de eliminación de sustrato durante todo el proceso experimental. Se plantean las dos corridas y la tendencia que sigue dentro de dichas corridas los dos diferentes sistemas estudiados.

Podemos observar la presencia de varios fenómenos, confirmando aseveraciones planteadas en los estudios anteriores, tales como:

- Existe una notable disminución de eficiencia al disminuir el tiempo de residencia hidráulico
- El sistema 2 (de volúmenes variables) siempre presenta mayor eficiencia durante el periodo de experimentación y aún al cambiar de corrida; este comportamiento está relacionado íntimamente con la tendencia de los resultados de la concentración de biomasa así como los resultados de RE antes explicados y analizados.

- Se obtuvo una mayor diferencia de eficiencias entre un sistema y otro en la corrida 2, en la cual se logra para el sistema 1 una eficiencia de 89% y para el sistema 2 una eficiencia de 93%. Esto es importante por el incremento que significa en el costo del proceso el subir a un 4-5% la eficiencia del proceso. Con el sistema 2 (de volúmenes variables) dicho costo se vuelve nulo. En términos económicos, el sistema 2 (de volúmenes variables) es más factible comparándolo con el sistema 1 (de volúmenes iguales).
- Los sistemas presentaron mayor eficiencia en la corrida 1, por lo que se esperan valores de k (constante de velocidad de reacción) mayores en comparación con la corrida 2 (a mayor flujo). De igual manera, pero ahora haciendo el análisis entre sistemas, el sistema 2 obtuvo mayor eficiencia en ambas corridas, por lo que se espera tener valores de k mayores en comparación con el sistema de volúmenes iguales.

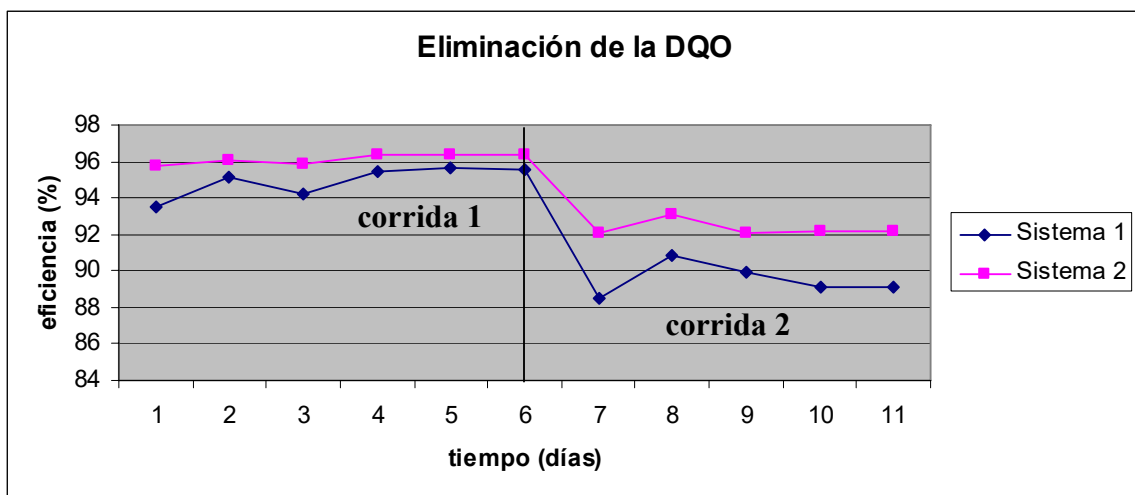


Figura 4.10. Comparación analítica de la eficiencia de eliminación del sustrato entre los sistemas estudiados.

4.1.2. Resumen del estado estacionario en cada corrida

Una vez que se analizó el comportamiento de los dos casos de sistemas estudiados en cada una de las corridas, se realizó la preparación de dos tablas completas (tabla 4.4 y 4.5) con el promedio de los últimos tres días del proceso que, tal como se observó en las

gráficas anteriores de estado transitorio estos valores ya eran casi constantes, por lo tanto se tomaron como datos en estado estacionario.

Tabla 4.4. Resultados en estado estacionario de las dos corridas para el sistema 1 (volúmenes iguales)

Corridas	Reactor	F (L/día)	τ (hr)	θ_x (día)	X (mg SSV/L)	S ₀ (mg DQO/L)	S (mg DQO/L)	IVL (ml/gr)	RE mg O ₂ / (mg SSV-día)
1	1	23.04	21.87	14.97	1060	462	195	122.7	0.185
	2				1135	195	78	120.23	0.21
	3				1270	78	21	117.48	0.245
2	1	31.68	15.90	13.62	1070	421	212	122.05	0.213
	2				1175	212	103	119.80	0.25
	3				1332	103	46	113.57	0.283

Tabla 4.5. Resultados en estado estacionario de las dos corridas para el sistema 2 (volúmenes diferentes)

Corridas	Reactor	F (L/día)	τ (hr)	θ_x (día)	X (mg SSV/L)	S ₀ (mg DQO/L)	S (mg DQO/L)	IVL (ml/gr)	RE mg O ₂ / (mg SSV-día)
1	1	23.04	21.87	12.83	1120	462	188	121.5	0.213
	2				1185	188	73	116.57	0.235
	3				1310	73	17	116.38	0.253
2	1	31.68	15.90	11.61	1150	421	195	118.54	0.275
	2				1240	195	86	116.50	0.285
	3				1370	86	33	114.15	0.295

El análisis de los valores obtenidos de cada una de las mediciones expresadas en las tablas anteriores, así como la explicación a dicha tendencia entre sistemas a diferentes corridas, se explicaron ya dentro de la sección 4.1.1.

La figura 4.11 muestra la eficiencia de eliminación del sustrato medido en términos de DQO vs el tiempo de residencia celular θ_x . Es observable como a mayor tiempo de residencia celular se presenta mayor eliminación de sustrato en ambos sistemas.

Comparando ambos sistemas, el sistema 2 (volúmenes variables) siempre presenta mayor eficiencia, aumentando la diferencia de eficiencias entre sistemas mientras menor sea el tiempo de residencia celular (corrida 2), siendo casi insignificante la diferencia de eficiencias entre sistemas a un θ_x alto.

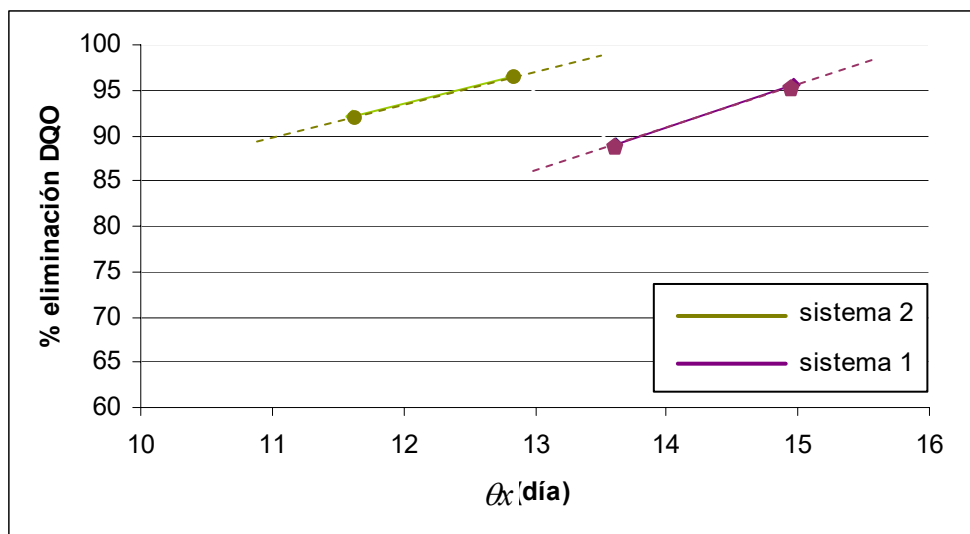


Figura 4.11. Eficiencia de eliminación de DQO vs θ_x en los reactores biológicos

4.1.3. Obtención de las velocidades específicas de consumo de sustrato experimentales de los sistemas estudiados.

Se siguió el procedimiento descrito en la sección 2.4 dentro del marco teórico para la obtención de la velocidad específica de consumo de sustrato, $U=(r_s/X)$, haciendo uso de los valores del estado estacionario de las diferentes corridas para ambos sistemas (datos localizados en la tabla 4.4 y 4.5).

Las tablas 4.6 y 4.7 muestran los valores de U de las diversas corridas realizadas para ambos sistemas, valores obtenidos de la ecuación: $\frac{r_s}{X} = \frac{S_0 - S}{X\tau} = k \frac{S}{S_0}$.

Tabla 4.6. Valores de U experimental obtenidos a un flujo de 16 ml/min (corrida 1)

	Corrida 1		
	Valores de U (mg DQO/mg SSV-día)		
	biorreactor i	biorreactor $i+1$	biorreactor $i+2$
Sistema 1	0.586	0.271	0.149
Sistema 2	0.640	0.310	0.17

Tabla 4.7. Valores de U experimental obtenidos a un flujo de 22 ml/min (corrida 2)

	Corrida 2		
	Valores de U (mg DQO/mg SSV-día)		
	biorreactor i	biorreactor $i+1$	biorreactor $i+2$
Sistema 1	0.655	0.306	0.184
Sistema 2	0.710	0.373	0.242

Los resultados obtenidos en las tablas anteriores ayudan a confirmar las aseveraciones planteadas en los estudios anteriores, tales como:

- Se puede observar de manera clara la disminución de la U de un biorreactor a otro en ambos sistemas cumpliendo de manera experimental el estudio previo planteado.
- La velocidad específica de consumo de sustrato dentro de cada una de las corridas es mayor en el sistema 2; esto significa que dicho sistema puede recibir una mayor carga orgánica, consumiéndola a mayor velocidad y repercutiendo en la eficiencia de eliminación del sustrato, teniendo mayor eficiencia que el sistema 1. Se descarta θ_x como posible causa de esta tendencia por el hecho de que en cada corrida los sistemas tienen muy similares tiempos de residencia celular; por lo tanto este suceso se atribuye al diseño característico que posee el sistema 2 (volúmenes diferentes de un biorreactor a otro).

4.1.4. Microorganismos presentes en el proceso experimental

Se realizó un estudio cualitativo y cuantitativo general del cultivo mixto presente en los sistemas experimentales (1 y 2). Dicho estudio se realizó en los laboratorios del Centro de Biotecnología dentro del ITESM campus Monterrey, tratando de captar una variedad de microorganismos indispensables en el tratamiento biológico por sus importantes funciones características que en conjunto generan una alta eficiencia de eliminación de sustrato.

Se analizaron muestras de ambos sistemas experimentales bajo un lente de 40x con el fin de encontrar si existía algún predominio notable de alguna especie característica dentro del cultivo mixto de alguno de los sistemas que afectara o beneficiara al proceso.

En general, los cultivos microbianos de ambos sistemas fueron similares con solo dos diferencias notables,

- a) Mayor presencia de organismos filamentosos en el sistema 1 (volúmenes iguales) que en el sistema 2; la afectación de este fenómeno se observa claramente en la gráfica 4.6 donde se muestran valores mayores de IVL para el sistema 1 en comparación con el sistema 2.
- b) Mayor presencia de organismos rotíferos en el sistema 2 (volúmenes variables) en comparación con el sistema 1. Los rotíferos son muy eficientes en la eliminación de bacterias dispersas y floculadas, así como de pequeñas partículas de materia orgánica. Su presencia en un efluente indica un proceso aerobio de purificación biológica muy eficiente; el beneficio de este fenómeno se observa claramente en la figura 4.10 donde se muestran porcentajes de eficiencia de eliminación de sustrato mayores en el sistema 2 que en el sistema 1.

Las figuras 4.12-4.17 muestran fotografías tomadas con lente de 40x de las especies mas frecuentemente encontradas durante el análisis.



Figura 4.12. *Vorticella convallaria*; protozoo solitario, fijo al sustrato mediante pedúnculo contráctil. La célula tiene forma de campana invertida. Habita medios con cierta cantidad de materia orgánica y se desarrolla en sistemas de lodos activos cuando su funcionamiento es estable.



Figura 4.13. *Carchesium* sp.; Ciliado fijo, protozoo colonial, que se fija mediante un pedúnculo contráctil.



Figura 4.14. *Tetrahymena* sp.; ciliado libre, protozoo Hymenostómido, de pequeño tamaño, con célula piriforme característica. Habita en aguas con cierta contaminación orgánica.



Figura 4.15. *Spirostomum* sp.; protozoo ciliado perteneciente al grupo de los Spirotríchidos, con forma y estructura celular muy particular. Muchas de las especies incluídas en este género, habitan en aguas intensamente contaminadas.



Figura 4.16. *Philodina roseola*; rotífero.



Figura 4.17. *Organismos filamentosos*.

4.2. Generación de un procedimiento numérico de diseño para obtener el cambio óptimo de volumen de un biorreactor a otro.

La velocidad de degradación está afectada por la disponibilidad del sustrato, así como por la concentración de biomasa.

El proceso de solución que se siguió fue por ende el de involucrar el balance de sustrato con el balance de biomasa, para obtener de esta relación una ecuación donde aparezca de manera desarrollada la variación de la constante de velocidad de reacción y así, al encontrar por algún método de solución el arreglo de incógnitas del proceso ($X_i, S_i, X_{i+1}, S_{i+1}$) que provean el volumen mínimo, lograr obtener el diseño óptimo de volúmenes de un reactor biológico a otro.

Se tomó como apoyo para la solución de esta optimización el programa de Matlab versión 7.1, el código del programa se encuentra en el anexo C.

Una vez encontrados el arreglo de valores incógnitas que provean el volumen mínimo, se procedió a obtener la relación de magnitud entre volúmenes, de una manera similar al estudio de Andreadakis (1987) pero aplicado a un modelo de pseudo-primer orden como es el modelo de Grau. El sistema de estudio es de tres reactores biológicos en serie; sin embargo, el proceso de solución que se siguió es útil y comprobado para cualquier número de biorreactores en serie.

La figura 4.18 muestra un diagrama de flujo del proceso de solución descrito anteriormente.

4.3.1. Descripción del proceso de optimización

Las ecuaciones 4.1 y 4.2 muestran el balance de sustrato y biomasa respectivamente, en estado estacionario y utilizando como expresión cinética, el modelo de Grau.

$$0 = F(S_0 - S) - k \frac{S}{S_0} XV \quad (4.1)$$

$$0 = F(X_0 - X) + V(Y_x k \frac{S}{S_0} X - k_m X) \quad (4.2)$$

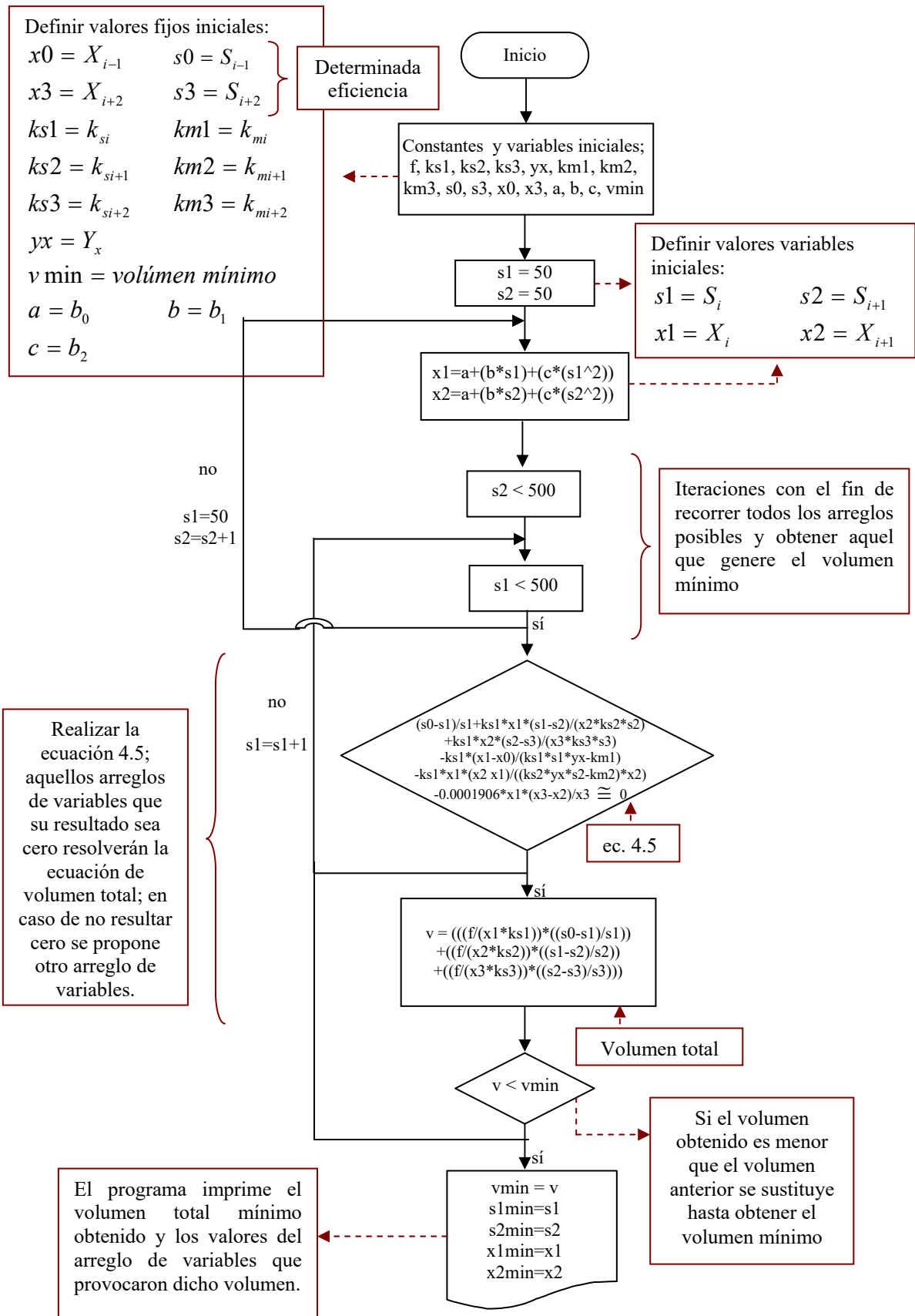


Figura 4.18. Diagrama de flujo del proceso de solución

Despejando el término del volumen (V) de cada una de las ecuaciones anteriores, tenemos; respectivamente,

$$V_i = \frac{F}{X_i k_{si}} \left(\frac{S_{i-1}}{S_i} - 1 \right) \quad (4.3)$$

$$V_i = \frac{F}{S_i Y_x k_{si} - k_m} \left(1 - \frac{X_{i-1}}{X_i} \right) \quad (4.4)$$

Las ecuaciones 4.3 y 4.4 se expresan en una sumatoria de tres biorreactores en serie (caso de estudio) para obtener el volumen total de reacción V_T . Igualando las ecuaciones de V_T se obtiene la ecuación 4.5:

$$\begin{aligned} \frac{(S_{i-1} - S_i)}{X_i k_{si} S_i} + \frac{(S_i - S_{i+1})}{X_{i+1} k_{si+1} S_{i+1}} + \frac{(S_{i+1} - S_{i+2})}{X_{i+2} k_{si+2} S_{i+2}} &= \frac{(X_i - X_{i-1})}{(S_i Y_x k_{si} - k_{mi}) X_i} \\ + \frac{(X_{i+1} - X_i)}{(S_{i+1} Y_x k_{si+1} - k_{mi+1}) X_{i+1}} + \frac{(X_{i+2} - X_{i+1})}{(S_{i+2} Y_x k_{si+2} - k_{mi+2}) X_{i+2}} & \end{aligned} \quad (4.5)$$

Esta ecuación se expresa como una ecuación algebraica igualada a cero y se procede a introducirla en el código del programa de Matlab. Para este objetivo se trabajó con los valores obtenidos del sistema experimental 2 (volúmenes diferentes). Para lograr con ello una predicción del sistema experimental.

$$F = 1.32 L / hr$$

$$S_{i-1} = 450 \text{ mgDQO} / L$$

$$S_{i+2} = 35 \text{ mgDQO} / L$$

Como se mencionó con anterioridad, la relación de magnitudes que se tomó para variar las constantes de velocidad de reacción entre las diversas etapas fue obtenida de un estudio experimental del proceso en sistema *batch*.

$$k_{si} = \frac{k_i}{S_0} = 0.2 \text{ hr}^{-1} / 500 (\text{mgDQO} / L) = 0.0004 L / hr \cdot (\text{mgDQO})$$

$$k_{si+1} = \frac{0.73k_i}{S_0} = \frac{(0.73 \cdot 0.2)hr^{-1}}{500(mgDQO/L)} = 0.000292 L/hr \cdot (mgDQO)$$

$$k_{si+2} = \frac{0.44k_i}{S_0} = \frac{(0.44 \cdot 0.2)hr^{-1}}{500(mgDQO/L)} = 0.000176 L/hr \cdot (mgDQO)$$

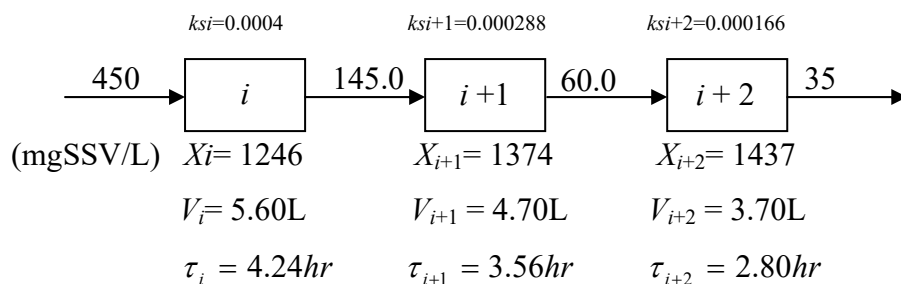
Es importante señalar que se utilizaron ecuaciones de aproximación donde interviene la dependencia de la cantidad de biomasa con la cantidad de sustrato presente en el reactor biológico, esto con el fin de crear un modelo matemático real del proceso, limitando el crecimiento de la biomasa a valores reales. Estas ecuaciones se obtuvieron por medio de una regresión polinomial de segundo orden basado en datos experimentales obtenidos de la planta de tratamiento de agua del ITESM, haciendo uso del software Polymath 6.0 Professional Release, la descripción de este proceso se encuentra en el anexo C; la ecuación resultante es la siguiente:

$$\text{Modelo: } X_i = b_0 + b_1S_i + b_2S_i^2$$

donde:

Variable	Valor
b ₀	1505.889
b ₁	-2.025915
b ₂	0.0019485

Por medio del método de búsqueda directa, utilizando iteraciones, a través de la eliminación de diversos arreglos que no generaban el volumen total mínimo y aplicando una serie de restricciones, se obtuvieron los valores incógnitas (X_i , S_i , X_{i+1} , S_{i+1}) a un volumen total mínimo, resultados mostrados en el siguiente esquema:



$$\eta_i = 68\% \quad \eta_{i+1} = 58\% \quad \eta_{i+2} = 42\%$$

$$V_{T \min} = 14.00 \text{ L}$$

Si se obtiene el volumen proporcional de un biorreactor a otro de un $V_{T \min}$ de 14L a 21L, quedaría como diseño óptimo de volumen: $V_i = 8.4\text{L}$, $V_{i+1} = 7.05\text{L}$ y $V_{i+2} = 5.55\text{L}$; valores muy cercanos a los utilizados en la construcción del sistema 2 (9, 7 y 5L respectivamente).

Donde el término volumen fue despejado de la ecuación 4.3 aplicado en términos de cada uno de los biorreactores en serie; la eficiencia fue obtenida de $\eta_i = 1 - \frac{S_i}{S_{i-1}}$ y el tiempo de residencia hidráulica, $\tau = \frac{V}{F}$.

Con los resultados obtenidos podemos aplicar la relación de magnitudes entre volúmenes de un biorreactor a otro a cualquier sistema de 3 biorreactores en serie, con una relación de 0.84 del biorreactor 2 con respecto al biorreactor 1 y de 0.79 del biorreactor 3 con respecto al biorreactor 2, con el fin de generar un diseño óptimo al variar la constante de velocidad de reacción y obtener mayor eficiencia.

Esto nos indica, que con ayuda de este proceso de solución, al fijar una determinada eficiencia del proceso y la relación de variabilidad de k , se obtendrá la relación de volúmenes óptima de diseño para alcanzar dicha eficiencia, con el fin de empezar a diseñar procesos más apegados a la realidad y reducir el sobrediseño.

La tabla 4.8 muestra la comparación de relaciones de volúmenes de la etapa de predicción vs la etapa de experimentación, donde se observa una buena aproximación de ambos valores.

Tabla 4.8. Comparación de relaciones de volúmenes de la etapa de predicción vs la etapa de experimentación.

Relación de magnitudes de volumen, con respecto a la etapa (<i>i</i>)		
Etapa	Etapa experimental sistema 2	Etapa predictiva
<i>i</i>	1	1
<i>i</i> +1	0.78	0.84
<i>i</i> +2	0.56	0.66

La aplicación de las ecuaciones de ajuste de biomasa dependiente de la cantidad de sustrato con el fin de restringir el crecimiento de la biomasa pudiera limitar al programa puesto que los datos que se utilizaron para generar estas ecuaciones fueron obtenidos de la planta de tratamiento de agua del ITESM, la cual trabaja con biorreactores de volúmenes iguales y a ciertas condiciones de operación que pudieran afectar a la obtención de la relación de volúmenes óptima.

Para no tener que involucrar estas ecuaciones se podrían plantear diversas restricciones enfocadas a cumplir con el mismo objetivo de limitar el crecimiento de la biomasa; por ejemplo, se podría agregar el término de densidad de biomasa a la ecuación de volumen para cada etapa delimitando a un dado rango de valores de densidad lógicos. De igual manera, la biomasa podría acotarse formando una función tal que, $(X_i - X_{i-1}) \leq YS_i$.

5. Conclusiones y Recomendaciones

5.1. Conclusiones

Se analizaron los efectos que ejerce sobre el diseño la variación de la constante de velocidad de reacción en un sistema continuo, isotérmico de biorreactores en serie operando en estado estacionario al construirse una planta nivel laboratorio de tres biorreactores en serie con volúmenes diferentes, y compararla analíticamente con una planta típica (volúmenes iguales de un biorreactor a otro) de igual capacidad.

El trabajo experimental efectuado con las dos plantas de tratamiento nos llevó a observar que en la planta de volúmenes de reactor diferentes presentó en su estado estacionario una mayor eficiencia del proceso, un mayor consumo específico de oxígeno y un índice volumétrico de lodos menor. Por lo anterior se establece que el conocimiento de constante de velocidad de reacción variable permite un mejor diseño de ese tipo de sistema de biorreactores.

Los resultados obtenidos en la primera parte de este proyecto sirvieron de apoyo en la búsqueda de un procedimiento que fuera capaz de describir el comportamiento de k y predecir la relación óptima de volúmenes para el diseño del sistema experimental (biorreactores de mezcla completa en serie, aplicado a tres biorreactores en serie).

Este procedimiento que intenta predecir la relación óptima de volúmenes para una dada eficiencia esta constituido por un trabajo experimental previo del estudio cinético del sistema desarrollado en un reactor *batch*, donde se obtuvo una relación de magnitudes aproximada a los valores reales de la variabilidad de k . Utilizando esta primera aproximación se generó un programa basado en el método de búsqueda directa con el fin de encontrar el arreglo de $(X_i, S_i, X_{i+1}, S_{i+1})$ del proceso que generara el volumen mínimo a una dada eficiencia.

Dentro de esta etapa se obtuvo la relación aproximada entre los volúmenes de los biorreactores 2 y 1 y 3 y 2; al comparar los valores obtenidos con los valores del sistema de

experimentación real se observa una buena aproximación de resultados.

Los resultados de esta segunda parte de investigación fueron meramente aproximaciones de la realidad por lo que presenta algunas limitaciones, por esto; se plantearon en el transcurso del proyecto diversas formas e ideas de llevar a cabo el proceso con el fin de que su aplicación pudiera disminuir las limitaciones del programa generado.

En términos generales, es necesario tomar en cuenta los resultados del presente proyecto con el fin de diseñar sistemas de procesos reales apegados a este diseño óptimo tomando en cuenta la variabilidad de k , con el fin de lograr procesos viables, obtener mayor eficiencia y reducir el sobrediseño o factor de seguridad.

5.2. Recomendaciones

Los resultados obtenidos en el presente proyecto confirman supuestos iniciales planteados sobre la base del conocimiento actual de un sistema de biorreactores en serie trabajando en estado estacionario para el tratamiento de aguas residuales y constituyen una contribución a ese conocimiento.

Sin embargo, hay mucho por hacer en este campo de la ingeniería ambiental y lo encontrado en este proyecto puede alentar al desarrollo de posteriores trabajos de investigación en los cuales se diseñe una planta piloto o a nivel mayor de biorreactores en serie que permita confirmar a ese nivel las ventajas que el presente estudio muestra como conclusiones.

Es recomendable desarrollar y probar los diferentes procedimientos de solución que describen y evalúan al sistema experimental descritos en la sección 4.4 a 4.5, con el fin de encontrar un proceso de predicción que genere valores y relaciones de aproximación más cercanos a la realidad.

Referencias Bibliográficas

Ayala M.A., *Estudio del tratamiento integrado químico-biológico de agua residual de origen doméstico*, Tesis de Maestro en Ciencias, ITESM Campus Monterrey, 2007.

Barbosa V., Hobbs P., Sneath R., Burgess J., Callan J. y Stuetz R., “Investigating the Capacity of an Activated Sludge Process to Reduce Volatile Organic Compounds and Odor Emissions”, *Water Environment Research*, 78, 8, 842-851, 2006.

Bitton Gabriel, *Wastewater microbiology*, Wiley-Liss, Gainesville, Florida, 2005.

Cowan R., Alagappan G., Ellis T., Higgins M., Uberoi V., “Activated sludge and other aerobic suspended culture processes”, *Water Environment Research*, 69, 4, 462-467, 1997.

Eckenfelder y W. Wesley, *Industrial water pollution control*, McGraw-Hill, Boston, 2000.

Fogler H. Scott, *Elements of chemical reaction engineering*, Prentice Hall PTR, Nueva Jersey, 1999.

Fuentes H. R., *The fate of 2,4-dichlorophenol and 4,6-dinitro-o-cresol in continuous flow aerobic complete mixed activated sludge systems*, disertación doctoral, Nashville, Tennessee, 1982.

García, J.H., *Procesos biológicos de tratamiento de residuos*, Apuntes del curso, ITESM, Campus Monterrey, 2007.

García, J.H., *Procesos físico químicos y biológicos de tratamiento*, Diplomado en calidad del agua, Centro de calidad ambiental; ITESM, Campus Monterrey, Agosto 1998.

Grady C., Daigger G., Lim H., *Biological wastewater treatment*, Marcel Dekker Inc., Nueva York, 1999.

Grau P., M. Dohanyos, J. Chudoba, “Kinetics of multicomponent substrate removal by activated sludge” *Water resources research*, 9, 637-642, 1975.

Gujer W., Henze M., Mino T., y van Loosdrecht M., “Activated sludge Model No. 3”, *Water Science and Technology*, 39, 1, 183-193, 1999.

Hach Company, *DR 2800 Spectrophotometer Procedure Manual*, disponible en CD, Octubre, 2006

Harmand J., Rapaport A. y Trofino A., “Optimal Design of Interconnected Bioreactors: New Results”, *AIChE Journal*, 49, 6, 1433-1450, 2003.

Jamrah A. y Abu-Ghunmi L., “One independent variable rate equation describing utilization of biodegradable organic matter in activated sludge processes”, *Environmental Modeling and Assessment*, 10, 21–31, 2005.

Karris Steven T., *Introduction to Simulink with Engineering Applications*, Orchard Publications, USA, 2006.

Kovárová-Kovar Karin y Egli Thomas, “Growth Kinetics of Suspended Microbial Cells: From Single-Substrate-Controlled Growth to Mixed-Substrate Kinetics”, *Microbiology and Molecular Biology Reviews*, 62, 3, 646-666, 1998.

Leduc Roland y Buchanan I., “Minimization of Multistage RBC Active Disc Area”, *Journal of Environmental Engineering*, 119, 2, 271-286, 1993.

Levenspiel Octave, *Chemical reaction engineering*, Wiley, Nueva York, 1999.

Liu David, Liptak B., *Wastewater treatment*, Lewis Pub., Florida, 1999.

Magbanua B., Smets B., Bowyer R., et. al., “Relative Efficacy of Intrinsic and Extant Parameters for modeling biodegradation of synthetic organic compounds in activated sludge: steady-state systems”, *Water environment research*, 75, 2, 126-137, 2003.

Metcalf & Eddy, Inc., *Wastewater engineering: treatment and reuse*, McGraw-Hill, Boston, 2004.

Mitchell Ralph, *Water Pollution Microbiology*, Wiley-Interscience, U.S.A., 1972.

Ramalho R. S., *Introduction to wastewater treatment processes*, Academia Press, Nueva York, 1983.

Rios L.C., *Efecto del pretratamiento con ozono en el desempeño del tratamiento por lodos activados*, Tesis de Maestro en Ciencias, ITESM Campus Monterrey, 2005.

Siber S. y Eckenfelder W. Jr., “Effluent quality variation from multicomponent substrates in the activate sludge process”, *Water Research*, vol. 14, 471-476, 1979.

Secretaría de medio ambiente y recursos naturales, *Norma oficial mexicana vigente NMX-AA-030-SCFI-2001; análisis de agua –determinación de la demanda química de oxígeno en aguas naturales, residuales y residuales tratadas- método de prueba*. Disponible en línea en <http://www.semarnat.gob.mx/leyesynormas/Normas%20Mexicanas%20vigentes/NMX-AA-030-SCFI-2001.pdf>, abril, 2001

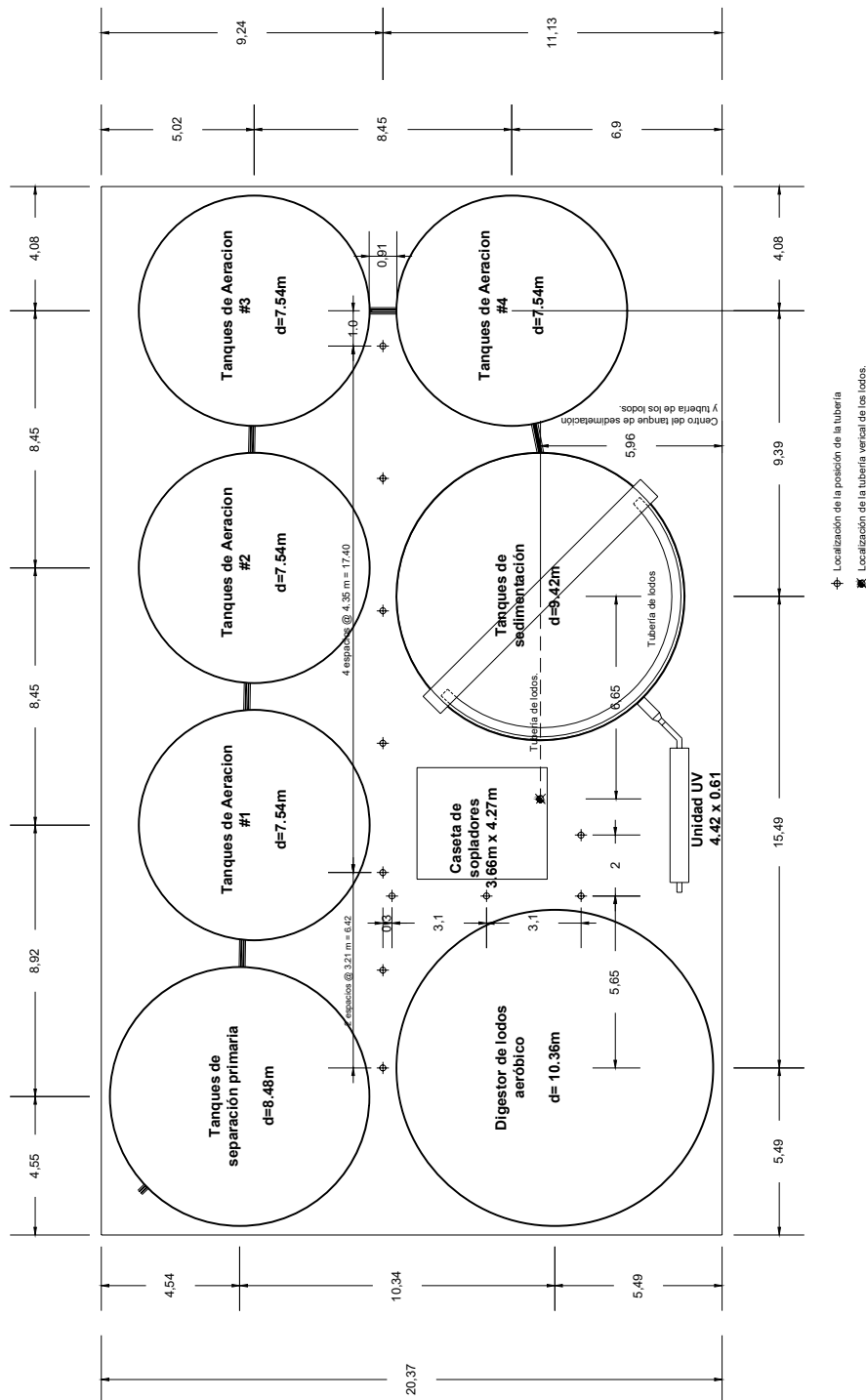
Secretaría de medio ambiente y recursos naturales, *Norma oficial mexicana vigente NMX-AA-034-SCFI-2001; análisis de agua –determinación de sólidos y sales disueltas en aguas naturales, residuales y residuales tratadas- método de prueba*. Disponible en línea en <http://www.semarnat.gob.mx/leyesynormas/Normas%20Mexicanas%20vigentes/NMX-AA-034-SCFI-2001.pdf>, agosto, 2001

Winkler Michael, *Biological treatment of waste-water*, Ellis Horwood Ltd., England, 1981.

6. Anexos

Anexo A.

Diagrama de flujo de la planta de tratamiento de agua del Instituto Tecnológico de Estudios Superiores de Monterrey, campus Monterrey.



Anexo B

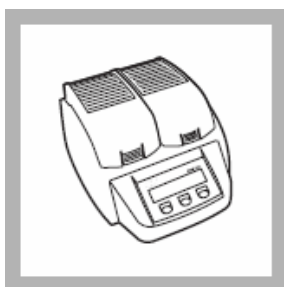
Normas y métodos para el procedimiento analítico de algunos de los análisis más importantes involucrados en este proyecto de tesis.

-DR 2800 Espectrofotómetro. Manual de Procedimiento.

Método 8000 TNTplus

Demanda Química de Oxígeno

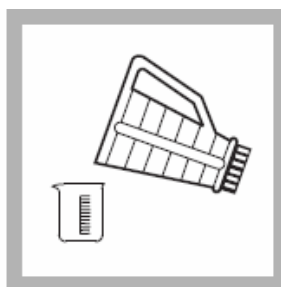
Método reactor digestión. HR (TNT822, 20-1500mg/L DQO)



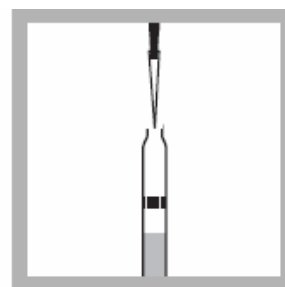
1. Encender el reactor digestor DRB200. Precalentar a 150°C



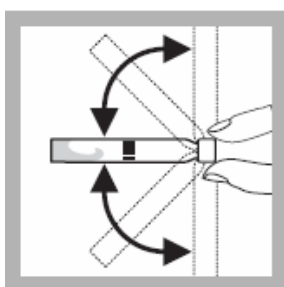
2. Homogeneizar 100 ml de muestra por 30 segundos en una licuadora. Para muestras que contengan altas cantidades de sólidos, incrementar el tiempo de homogeneización



3. Para asegurarse que la porción de muestra a analizar sea representativa, verter la muestra homogeneizada en un vaso de 250 ml y comenzar a mezclar suavemente con un agitador magnético



4. Cuidadosamente se vierte 2.0ml de muestra dentro del vial. Cerrar y limpiar la zona externa del vial



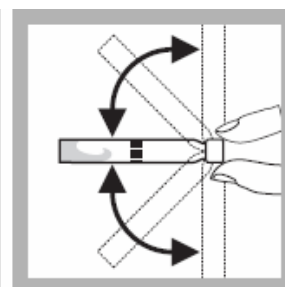
5. Sostener el vial de la parte superior. Invertir suavemente varias veces para mezclar. La muestra dentro del vial se volverá muy caliente durante el mezclado.



6. Calentar por 2 horas

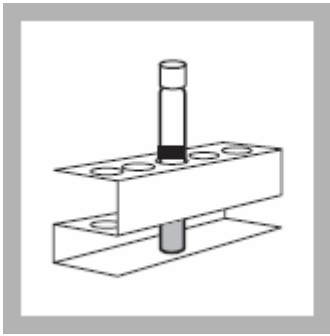


7. Apagar el reactor. Esperar durante 20 minutos para que el vial se enfríe a 120°C o menos

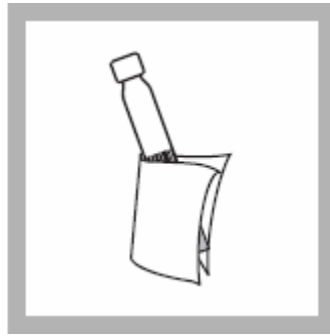


8. Invertir el vial varias veces mientras este aún caliente

Insertar el vial en el reactor digestor DRB 200. Cerrar la capa protectora



9. Colocar el vial en una gradilla y esperar a que se enfríe hasta temperatura ambiente



10. Limpiar a conciencia la parte externa del vial



11. Insertar el vial dentro de la celda del espectrofotómetro. Cerrar la tapa. El equipo realizará la medición correcta y arrojará el valor exacto. Los resultados están en mg/L DQO.

El Blanco en la determinación calorimétrica.

El blanco puede ser usado repetidamente en diversas mediciones guardándolo alejado de la luz y monitoreando su descomposición; midiendo su concentración periódicamente.

El blanco se medirá antes de cada paso 11 presionando **OPTIONS> MORE> REAGENT BLANK** y seleccionando **ON**. La medida exacta del agente blanco aparecerá en la pantalla. Presionar **OK** para aceptar dicho valor.

NMX-AA-034-SCFI-2001

Análisis de agua - determinación de sólidos y sales disueltas en aguas naturales, residuales y residuales tratadas - método de prueba (cancela a las NMX-AA-020-1980 y NMX-AA-034-1981)

Procedimiento.

Preparación de crisoles Gooch.

Introducir el filtro de fibra de vidrio en el crisol con la cara rugosa hacia arriba, mojar el filtro con agua para asegurar que se adhiera al fondo del crisol.

Los crisoles se introducen a la mufla a una temperatura de $550^{\circ}\text{C} \pm 50^{\circ}\text{C}$, durante 20 min como mínimo. Después de este tiempo transferirlos a la estufa a $103^{\circ}\text{C} - 105^{\circ}\text{C}$ aproximadamente 20 min.

Sacar y enfriar a temperatura ambiente dentro de un desecador.

Pesar los crisoles y repetir el ciclo hasta alcanzar el peso constante, el cual se obtiene hasta que no haya una variación en el peso mayor a 0,5 mg. Registrar como G3.

Preparación de la muestra.

Determinación de los sólidos suspendidos totales (SST):

Medir con una probeta, un volumen adecuado de la cantidad seleccionada de muestra previamente homogeneizada la cual depende de la concentración esperada de sólidos suspendidos.

Filtrar la muestra a través del crisol Gooch preparado anteriormente aplicando vacío, lavar el disco tres veces con 10 mL de agua, dejando que el agua drene totalmente en cada lavado.

Suspender el vacío y secar el crisol en la estufa a una temperatura de 103°C a

105°C durante 1 h aproximadamente. Sacar el crisol, dejar enfriar en un desecador a temperatura ambiente y determinar su peso hasta alcanzar peso constante registrar como peso G4.

Introducir el crisol que contiene el residuo y el disco a la mufla, a una temperatura de 550°C± 50°C durante 15 min a 20 min. Sacar el crisol, de la mufla e introducirlo a la estufa a una temperatura de 103°C - 105°C durante 20 min aproximadamente. Sacar y enfriar a temperatura ambiente en desecador y determinar su peso hasta alcanzar peso constante. Registrar como peso G5.

Cálculos.

Calcular el contenido de sólidos suspendidos totales de las muestras como sigue:

$$SST = (G4 - G3) * 1\ 000 / V$$

donde:

SST son los sólidos suspendidos totales, en mg/L; G3 es el peso del crisol con el disco a peso constante, en mg; G4 es el peso del crisol con el disco y el residuo seco, en mg, yV es el volumen de muestra, en mL.

Calcular el contenido de sólidos suspendidos totales de las muestras como sigue:

$$SST = (G4 - G5) * 1\ 000 / V$$

donde:

SST son los sólidos suspendidos totales, en mg/L; G5 es el peso del crisol con el residuo, después de la calcinación, en mg; V es el volumen de muestra, en mL.

Anexo C

Código del programa realizado en Matlab versión 7.1 para la optimización del diseño, variando el volumen de un biorreactor a otro.

```
s1=50
s2=50
ps1=1
ps2=1
f=1.32
vmin=10000
ks1=0.0004
ks2=0.000288
ks3=0.000168
km1=0.00208
km2=0.00156
km3=0.00117
yx=0.6
s0=450
s3=35
s1min=0
s2min=0
x1min=0
x2min=0
x3min=0
s1mintotal=0
s2mintotal=0
x1mintotal=0
x2mintotal=0
x3mintotal=0
a=1505.889
b=-2.0259
c=0.001948
while s2<450
    while s1<450
        x0=a+(b*s0)+(c*(s0*s0))
        x1=a+(b*s1)+(c*(s1*s1))
        x2=a+(b*s2)+(c*(s2*s2))
        x3=a+(b*s3)+(c*(s3*s3))
        x=(s0-s1)/s1+ks1*x1*(s1-s2)/(x2*ks2*s2)+ks1*x2*(s2-s3)/(x3*ks3*s3)-ks1*(x1-x0)/(ks1*s1*yx-km1)-ks1*x1*(x2-x1)/((ks2*yx*s2-km2)*x2)-0.0001906*x1*(x3-x2)/x3
        s=abs(x)
        if s<=0.01
            v=(((f/(x1*ks1))*((s0-s1)/s1))+((f/(x2*ks2))*((s1-s2)/s2))+((f/(x3*ks3))*((s2-s3)/s3)))
            if v<vmin
                vmin=v
                s1min=s1
```



```

s2min=s2
x1min=x1
x2min=x2
x3min=x3
end
end
s1=s1+ps1
end
s1=50
s2=s2+ps2
vminTotal=vmin
s1mintotal=s1min
s2mintotal=s2min
x1mintotal=x1min
x2mintotal=x2min
x3mintotal=x3min
end

```

Reporte en Polymath de los valores involucrados para las ecuaciones de aproximación donde interviene la dependencia de la cantidad de biomasa con la cantidad de sustrato presente en el reactor biológico, obtenidas por medio de una regresión polinomial de segundo orden basado en datos comunes de procesos reales;

Reporte POLYMATH

Regresión Polinomial

Datos de entrada y datos calculados

	x (Substrato) <i>mgDQO / L</i>	y (Biomasa) <i>mgSSV / L</i>	Y calc	Delta y
1	500	986	980.0535	5.9465
2	284	1053	1087.686	-34.686
3	170	1267	1217.794	49.2056
4	79	1342	1358.002	-16.002
5	50	1405	1409.464	-4.4641

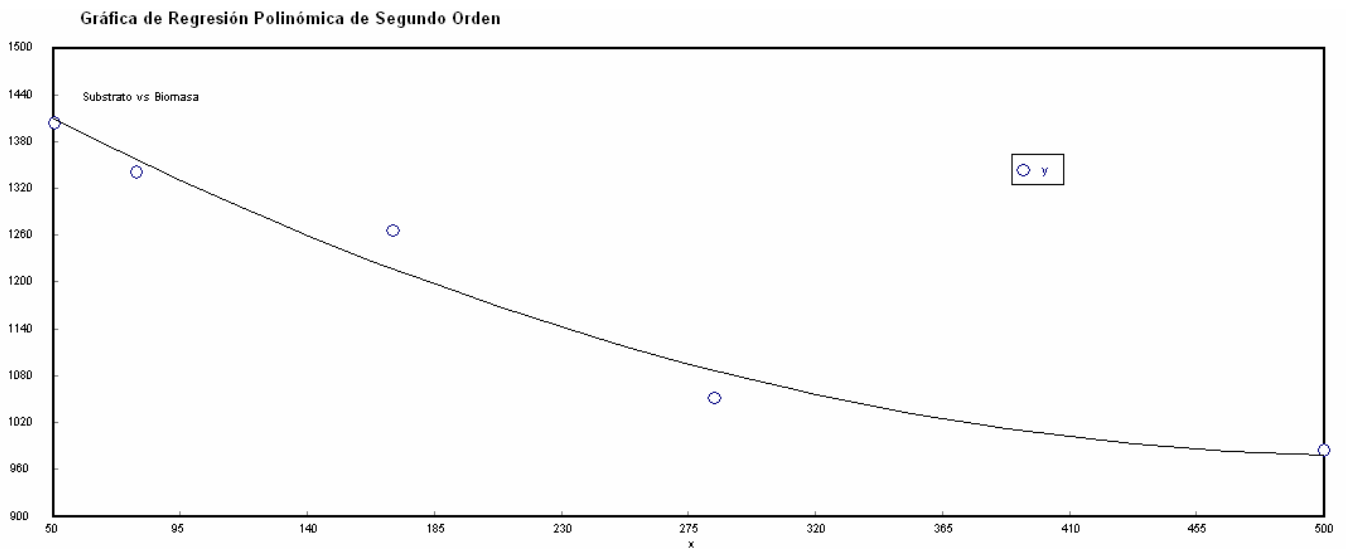
Modelo: $y = b_0 + b_1 * x + b_2 * x^2$

donde:

Variable	Valor
b ₀	1505.889
b ₁	-2.025915
b ₂	0.0019485

Resultados Estadísticos

R ²	0.970524
R ² adj	0.9410481
Varianza	1967.833



Por lo tanto la ecuación de biomasa con respecto al Sustrato, queda:

$$X_i = b_0 + b_1 S_i + b_2 S_i^2$$