

**XXVI Congreso Interamericano de AIDIS, LIMA, PERU
Noviembre 1.988**

DISEÑO Y CONSTRUCCION DE UN REACTOR DISCONTINUO SECUENCIAL PARA REMOCION DE DBO

POR: Rafael Dautan, M.L.Pérez, A. Contreras, A. Marzana, B. Rincones.

**El Trigal Centro, Calle Pocaterra No 82-89. Valencia, Estado Carabobo, Venezuela.
Teléfono: 0058(041)421435. Fax N°.0058(041)428028**

Palabras Claves, Remoción de DBO, SBR

RESUMEN

Un SBR consiste en un sistema de tratamiento de lodos activados, cuyo funcionamiento se basa en la secuencia de tratamiento llevada a cabo en ciclos de llenado, tratamiento y vaciado. Los procesos unitarios que intervienen son los mismos de un proceso típico de lodos activados. En ambos ocurren la aireación, mezcla, reacción, sedimentación-clarificación, con la diferencia que en el proceso de lodos activados los procesos se llevan a cabo en tanques separados y en un sistema SBR, el tratamiento ocurre secuencialmente en el mismo tanque.

El presente trabajo persigue la obtención de datos que amplíen el espectro de información que se tiene en el campo de estudio de los reactores discontinuos secuenciales ya que esta técnica presenta diversas ventajas sobre el proceso de lodos activados, pero con una desventaja de limitación con respecto a los volúmenes manejados.

El desarrollo de la Investigación se llevo a cabo en las instalaciones de la empresa Diseños Ambientales, C.A., usando para ello un reactor de 50 lts., controlado con un PLC. Las mediciones que se realizaron son Sólidos Suspendedos en el reactor, DBO en la Alimentación y descarga, Oxígeno disuelto.

El sistema de tratamiento tipo SBR a escala de laboratorio diseñado y construido para la realización de esta investigación, funciona adecuadamente en la realización de procesos biológicos en los que se requiere eliminación de DBO. Los resultados de las mediciones realizadas señalan mejores rendimientos para los parámetros típicos de un sistema de lodos activados por aireación extendida.

TRATAMIENTO BIOLÓGICO DE AGUAS RESIDUALES

Tratamiento Biológico

El tratamiento biológico, también llamado tratamiento secundario, es un proceso de oxidación (a excepción de algunos procesos anaerobios como las lagunas de estabilización), en donde la materia orgánica biodegradable es descompuesta con ayuda de biomasa en un medio controlado aeróbico, dando como resultado compuestos estables de composición más sencilla. Los complejos orgánicos, en especial proteínas y glúcidos normalmente presentes en aguas residuales, son transformados en dióxido de carbono, agua y compuestos simples nitrogenados (NH_3 y NO_x).

Función De Los Microorganismos.

Para proyectar correctamente un sistema de lodos activados con las debidas garantías de buen funcionamiento, es necesario comprender la importancia de los microorganismos dentro del sistema, estos microorganismos tienen un papel importante en estos sistemas por que son los encargados de descomponer la materia orgánica en el reactor y parte de esas bacterias del tipo facultativas o aeróbicas se encargarán de tomar energía y sintetizar el resto de la materia orgánica y transformarla en nuevas células. En este proceso solo una porción del residuo original es oxidado a compuestos de bajo contenido energético, tales como el: NO_3 ; SO_4 ; CO_2 ; el resto es transformado a tejido celular.

Parámetros De Operación

DBO₅. Un parámetro común es el término de DBO 5,20 en el cual se expresa el contenido o concentración de los nutrientes orgánicos en términos de la demanda de oxígeno. referido al valor de la DBO de 5 días o $\text{DBO}_{5,20}$, este valor es una medida del consumo de oxígeno en el efluente y no se debe de olvidar que es una parte del total de la materia degradable presente, por lo tanto, el valor real es el medido en función de la DBO " última " o de 20 días y es 50% mayor que el valor medido a los 5 días, la demanda de oxígeno provocada por los compuestos nitrogenados no se mide en la prueba de la $\text{DBO}_{5,20}$.

Concentración de los Lodos. La concentración de los lodos se expresa como una concentración de sólidos en suspensión en el tanque de aireación y se relaciona directamente como los " sólidos suspendidos en el licor mezclado " o SSLM, tomando en cuenta que en esos sólidos hay material inorgánico, es una totalidad en sólidos, es común que se represente el material sólido combustible como " sólidos volátiles suspendidos " o SVS que es una medida de la concentración de microorganismos. La concentración de los lodos en la etapa de la aireación se le llama "sólidos volátiles suspendidos en el licor mezcla " o SSVLM y da una medida de la concentración total de la materia orgánica presente, pero no establece diferenciación entre el material bioquímicamente activo y el material inerte presente en los lodos.

La concentración de SVS (microorganismos) dependerá de las condiciones de operación de la planta y la concentración de SVS en el agua de entrada a la planta de tratamiento o DBO inicial utilizando este término con cuidado). Los valores más comunes de SVS están en el rango de operación de 2,0 - 3,0 Kg. de sólidos por m^3 (peso seco)

Carga volumétrica V_s . Este valor representa la razón de utilización del sustrato en Kg/m^3 de DBO aplicado. El valor de V_s constituye un parámetro de diseño y se usa para determinar el tipo de proceso de lodos activados a usar. Para determinar V_s se usa la expresión siguiente:

$$V_s = \frac{Q \cdot (S_o - S)}{V} \quad (1)$$

S_o = DBO₅ en la alimentación o entrada al sistema y

S = DBO₅ a la descarga o salida respectivamente.

V = Volumen del reactor

Q = Caudal

Relación Alimento/Microorganismo, F/M o U . Este valor representa la razón los $\text{kg}/\text{día}$ de DBO₅, por Kg . de sólidos suspendidos en el reactor. El valor de U constituye un parámetro de diseño y al igual que V_s , se usa para determinar el tipo de proceso de lodos activados a usar. Para determinar U o F/M se usa la expresión siguiente:

$$F/M = \frac{(S_o - S) \cdot Q}{V \cdot X} = \frac{V_s}{X} \quad (2)$$

Tiempo De Retención. El tiempo de retención hidráulico, θ es el tiempo empleado por el líquido o efluente en el reactor.

$$\theta = \frac{V}{Q} \quad (3)$$

$$\theta_c \cong \frac{V}{Q_w} \quad (5)$$

$$\theta_c = \frac{(V \cdot X)}{(Q \cdot w \cdot X + (q - Q_w) \cdot x_e)} \quad (4)$$

Para el sistema de lodos activados completo el tiempo medio de retención celular, θ_c viene dado como.

Q_w = caudal de purga en el reactor

x_e = concentración de microorganismos en el sedimentador

En un sistema de lodos activados en donde su unidad de sedimentación funcione correctamente, la cantidad de células en el efluente es despreciable, por lo tanto la ecuación queda como:

Haciendo un balance de masas para los microorganismos en el sistema nos queda como:

Planteamiento general :

Velocidad de acumulación de = microorganismo	Masa de microorganismo - que entran en el sistema	Masa de microorganismo + que salen del sistema	Crecimiento neto de microorganismo dentro del sistema
--	--	---	---

Planteamiento simplificado:

$$\text{Acumulación} = \text{Entrada} - \text{Salida} + \text{Crecimiento neto} \quad (6)$$

Representación simbólica .

$$(dX / dt) V = Q X_o - [Q_w X + (Q - Q_w) X_e] + V (r_g) \quad (7)$$

reordenando la expresión queda :

$$1 / \theta_c = YU - k_d \quad (8)$$

por consiguiente en un sistema con recirculación, la concentración del efluente de salida S está directamente relacionada con θ_c o U . En ambos casos con ó sin recirculación el control de θ_c o U permite conocer la concentración del efluente S . En un sistema de mezcla completa **sin recirculación**, los valores de θ_c y U son función directa del tiempo de retención hidráulica del reactor θ .

Pero para un sistema de mezcla completa **con recirculación** los valores de θ_c y U son teóricamente independientes del tiempo de retención hidráulica del reactor θ y del sistema θ_s (volumen del reactor más volumen del sedimentador). De acuerdo a esto se puede conseguir un alto θ_c y con seguir una buena eficiencia en el tratamiento, sin aumentar los otros tiempos θ o θ_s

SISTEMA SBR REACTOR DISCONTINUO SECUENCIAL

Un reactor discontinuo secuencial (SBR), es un sistema de tratamiento de fangos activados cuyo funcionamiento se basa en la secuencia de ciclos de llenado y vaciado. Los procesos unitarios que intervienen son idénticos a los de un proceso convencional de lodos activados. En ambos sistemas intervienen la aireación y la sedimentación-clarificación. No obstante, existe entre ambos una importante diferencia. En las Plantas convencionales, los procesos se llevan a cabo simultáneamente en tanques separados, mientras que en los SBR, los procesos tienen lugar en el mismo tanque. [1]

Antecedentes

Los reactores de operación discontinua (SBR), también llamados ROD, tienen una historia de aproximadamente 100 años, desde que Sir Thomas Wardle (1.983), publicó sus experiencias. Arden y Lockett (1.914), publicaron resultados sobre trabajos realizados en SBR a nivel piloto, los cuales, en esa época, fueron llamados Reactores de llenado y vaciado. Desde entonces una serie de sistemas discontinuos han sido propuestos y construidos sin éxito hasta que Irvine (Irvine y David, 1.971) volvió a inventar el ROD. Desde 1.971 el SBR ha sido investigado ampliamente en varios países y muchas plantas han sido construidas en Australia, Estados Unidos de Norteamérica y Japón.

Originalmente, los objetivos del SBR sólo eran la eliminación de la materia orgánica, pero hoy en día su uso se ha extendido y en este sistema se pueden eliminar también nutrientes como el fósforo y el nitrógeno; éste último por medio del proceso de Nitrificación-Desnitrificación.

En Venezuela, hasta ahora sólo se ha desarrollado un sistema discontinuo SBR a escala de laboratorio para su investigación, en el Laboratorio de La Facultad de Ingeniería Sanitaria, de la Universidad Central de Venezuela. En este equipo se han venido realizando investigaciones de remoción de Nitrógeno en tres reactores de forma cilíndrica, usando un líquido influente sintético, preparado en el laboratorio con melaza de caña de azúcar.

Funcionamiento.

El proceso de los reactores discontinuos es una variación del sistema de lodos activados. En contraste con el sistema continuo, el agua residual es introducida al reactor en un tiempo definido previamente. La degradación bioquímica de los contaminantes y la separación posterior de la biomasa se llevan a cabo en el mismo tanque. Las fases del proceso son secuenciales y se repiten en forma periódica. Para lograr el almacenamiento de los fosfatos, la degradación del material orgánico en forma de DBO y la nitrificación, el contenido del tanque se oxigena a través de aireación.

En caso de que se requiera desnitrificación se lleva a cabo una fase anóxica después de la fase aeróbica. El orden y la duración de las fases, la cantidad de agua residual introducida al reactor (relacionada en porcentaje, con el volumen del reactor), y la cantidad de lodos desechados son factores que deberán ser seleccionados por el Ingeniero de diseño para alcanzar las características deseadas del efluente. El sistema se puede controlar por medio de timers o relojes programables, PLC y microprocesadores. El sistema tiene entonces una operación versátil al poderse modificar la programación de la secuencia de los pasos del proceso.

DESCRIPCION DEL PROCESO.

Tal como se emplean hoy en día, los sistemas SBR, tienen en común cinco etapas, que suceden en forma secuencial [1].

1. LLENADO
2. REACCION (AIREACION)
3. SEDIMENTACION (CLARIFICACION)
4. EXTRACCION (VACIADO POR DECANTACION)
5. FASE INACTIVA.

Cada uno de estos pasos se ilustra en la Tabla 1. Para alcanzar los objetivos de un tratamiento específico, se han introducido numerosas modificaciones del proceso variando los tiempos asociados a cada uno de los diferentes pasos.

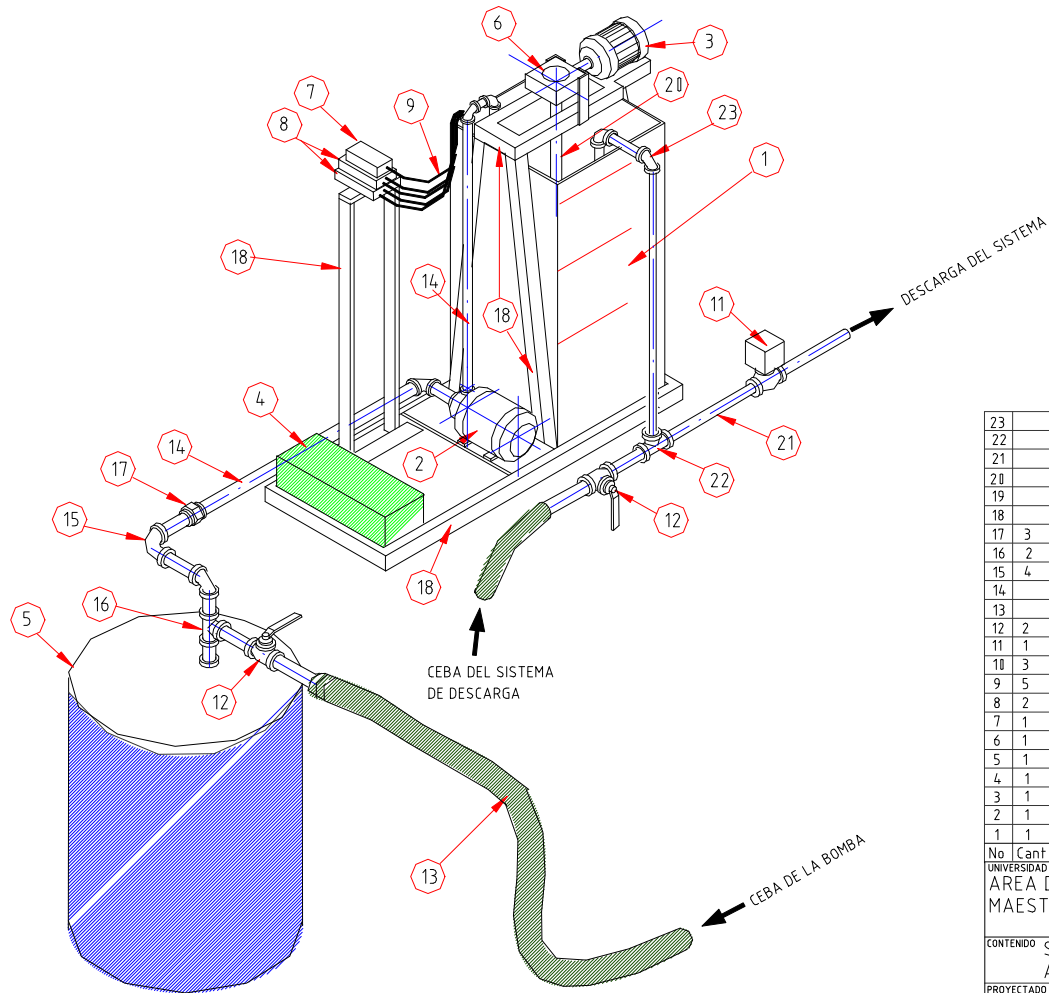
DISEÑO Y DESCRIPCIÓN DE LOS EQUIPOS UTILIZADOS EN EL SBR

En esta sección se describe el proceso de diseño y construcción del sistema SBR a escala de laboratorio, explicando detalladamente cada una de las partes y mecanismos que lo conforman, y justificando la selección de los equipos utilizados. Los planos A1 y A2 del Sistema de Tratamiento de encuentran anexos.

Tanque de Almacenamiento

Como tanque de almacenamiento del efluente a tratar se utilizó un tambor de plástico de 200 litros con tapa removible. Se escogió un envase de este material debido a que es más fácil de manejar por su bajo peso, es fácil de limpiar y no se corroe con el agua ni con los compuestos utilizados en el reactor.

También es importante que tenga una capacidad de 200 litros, ya que si se tratan en el reactor entre 40 y 60 litros diarios, se puede almacenar solución para varios días de uso, evitando de esta forma la necesidad de preparar diariamente la solución.



23	CODO Ø1/2"x90° SCH 80 ROSC.	PVC	
22	TEE 1/2"x1/2" SCH 80 ROSC.	PVC	
21	TUBERIA Ø 1/2" SCH 80	PVC	
20	PROPELAS	AISI 304	
19	MADERA 2x4 cm		
18	ANGULO 1" x 1" x 1/8"	A569	
17	UNION UNIVERSAL Ø 1" ROSC.	PVC	
16	TEE Ø 1"x 1" SCH 80 ROSC.	PVC	
15	CODO Ø 1"x 90° SCH 80 ROSC.	PVC	
14	TUBERIA Ø 1" SCH 80	PVC	
13	MANGUERA Ø 1/2"		
12	VALV. DE BOLA 1/2" ROSC.		
11	VALV. SOLENOIDE Ø 1/2"		
10	INDICADOR DE NIVEL ISOLENOIDEI		
9	MANGUERAS Ø 3/16"	GOMA	
8	AIREADOR TIPO 2 SALIDAS		
7	AIREADOR TIPO 1 SALIDA		
6	REDUCTOR 3600/50 RPM		
5	TANQUE ALMACENAMIENTO	PVC	
4	SIST. ELECT. PROGRAMADO (PLCI)		
3	MOTOR 370 W- 3600 RPM		
2	BOMBA 1,37KW Q=40 Lt/min.		
1	TANQUE DE REACCION e=5mm	PLEXIGLAS	
No	Cant	DESCRIPCION	MATERIAL

UNIVERSIDAD DE CARABOBO
 AREA DE ESTUDIOS DE POST-GRADO
 MAESTRIA EN INGENIERIA AMBIENTAL

CONTENIDO SISTEMA DE TRATAMIENTO SBR
 A ESCALA DE LABORATORIO

PROYECTADO POR
 M.L. PEREZ
 A. CONTRERAS

PLANO No.
 A-2

La tapa del tanque tiene dos orificios; uno para insertar la tubería de succión de la bomba y el otro para añadir la solución que va a ser tratada en el SBR.

Este tanque debe ser limpiado con jabón y cloro periódicamente para evitar los malos olores y la formación de colonias bacterianas en su interior que pueden alterar las condiciones del agua a tratar.

Tanque del Reactor

El tanque del reactor está construido con láminas de plástico transparente de 5mm de espesor. Se escogió este material por su resistencia y porque permite observar lo que ocurre durante los procesos de tratamiento del agua (agitación, aireación y sedimentación).

El tanque es un paralelepípedo de base cuadrada con las siguientes dimensiones:

- Base = 30 x 30 cm
- Altura = 70 cm

La forma alargada del tanque permite una aireación más efectiva debido a que, a mayor profundidad, hay más contacto entre la burbuja de aire que sale del difusor y el agua.

Durante la aireación, cuando las burbujas de aire llegan a la superficie y estallan, se desprenden hacia arriba pequeñas gotas de agua. Para evitar que estas gotas salgan del tanque, es necesario dejar, por lo menos, 15 cm de borde libre sobre la superficie del agua.

Por lo tanto, la altura útil del líquido dentro del tanque es de 55 cm. El volumen útil del tanque es:

$$V = b \times h = (30 \times 30) \text{cm}^2 \times 55 \text{cm} = 49.500 \text{cm}^3 \cong 50 \text{ l} \quad (9)$$

Sistema de Llenado

El sistema de llenado consta de motor de ½ HP, 110 V.A.C., una válvula check de PVC de 1" de diámetro.

Se seleccionó un motor de ½ HP de 110 V.A.C., debida que maneja un caudal apropiado (40 litros por minuto aprox.) , es económico, fácil de usar y de sencillo mantenimiento.

Para la solución y desgaste se realizó una tubería de PVC porque no se corroe y evita las obstrucciones. Se utiliza de 1" en la solución para evitar altas velocidades del líquido dentro de la tubería, asegurando que no exista cavitación.

La descarga en el reactor se hace también con una tubería de 1". La salida del agua se hace a través de una bifurcación que dirige dos chorros de agua contra las paredes del reactor, permitiendo que el agua se deslice por ella en el lugar de caer directamente en el fondo del tanque, para evitar salpicaduras.

Al inicio de la tubería de succión, ubicada en el fondo del tanque de almacenamiento, se colocó una válvula check de 1" que evita que la tubería pierda el agua cuando la bomba no está funcionando.

En un tramo intermedio de la tubería, entre el tanque y la bomba, se colocó una T con reducción a ½" y una válvula de ½" que permite tomar muestras del agua que entra al reactor. Por este dispositivo se puede tomar hasta 300 ml de muestra sin perder la cebera de la bomba.

Antes de la bomba, se colocó una unión universal que permite desmontar la tubería de succión para facilitar la limpieza del tanque.

Sistema de Aireación

El sistema de aireación está formado por un conjunto de 3 bombas de pecera con un total de cinco salidas de aire, cada una de las cuales se conecta mediante una manguera plástica a cinco difusores de piedra porosa y base plástica ubicados en el fondo del reactor.

Las bombas de aire están colocadas en una plataforma ubicada 20 cm sobre el nivel del agua para evitar que el agua que entra por los difusores llegue hasta las bombas por capilaridad, causando daños al equipo.

Para calcular la potencia necesaria para una adecuada oxigenación se procede de la siguiente forma:

La corriente para la aireación se calcula con la siguiente expresión:

$$P = 75 \times 10^{06} * 50 I * (1 \text{ gal} / 3.785 \text{ l}) = 0,99 \times 10^{03} \text{ Hp} \quad (10)$$

$$P = 0,740 \text{ W}$$

$$P = I * V \quad (11)$$

I = Intensidad (A)

V = Voltaje (Vol.)

$$I = P / V = 0,740 \text{ W} / 110 \text{ Vol.} = 0,00673 = 6,73 \text{ mA} \quad (12)$$

Se asume una eficiencia de transmisión del 25% para ser conservadores, debido a que no se conocen las características de las bombas ni de los difusores.

Por lo tanto, la potencia suministrada será:

$$P_s = 6,73 \text{ mA} / 0,25 = 27 \text{ mA}$$

En mediciones realizadas con un amperímetro, se observó que el consumo de corriente eléctrica de las bombas era de 0,09 A ó 90 mA, por lo tanto, el aire suministrado al sistema es aproximadamente 3 veces mayor al requerido, con lo cual queda confirmado que existe una perfecta aireación dentro del tanque.

Sistema de Agitación

Para diseñar el sistema de agitación se utilizaron los mismos criterios que se utilizan para el diseño de unidades de mezcla rápida.

Cálculo de las dimensiones del impulsor. El tanque es de sección cuadrada con 30 cm de lado y, por lo tanto, el área superficial es de 900 cm². Para determinar el diámetro del tanque, se emplea esta misma área pero asumiendo que el tanque es circular en lugar de cuadrado.

$$Dt = (4 * At / \pi)^{1/2} \quad (13)$$

Donde:

Dt = Diámetro del tanque (cm)

At = Área superficial del tanque (cm²)

$$Dt = (4 * 900,25 \text{ cm}^2 / 3,14)^{1/2} = 34 \text{ cm}$$

Para determinar la altura del líquido se divide el volumen de líquido utilizando entre el área superficial.

$$h = V / At = 50.000 \text{ cm}^3 / 900 \text{ cm}^2 = 55 \text{ cm} \quad (14)$$

El impulsor utilizado en la agitación está formado por dos paletas cruzadas a 90°. Una de las paletas se encuentran a una altura igual a 1/3 h y la otra a 2/3 h. Las paletas están echas con una lámina de aluminio continua que está soldada al eje del impulsor. Las dimensiones de las paletas se determinan de la siguiente forma:

$$D = Dt / 3 \quad (15)$$

D = Diámetro del impulsor (cm).

Dt = Diámetro del tanque (cm).

$$D = 34 \text{ cm} / 3 = 11,3 \text{ cm}$$

$$t = 0,25 D$$

t = ancho del impulsor

$$t = 0,25 * 11,5 = 2,8 \text{ cm}$$

Para evitar la formación del vortex se colocan al tanque 4 waffles, uno en el centro de cada pared. El ancho del waffle es aproximadamente el 10 % del diámetro del impulsor.

Cálculos de las revoluciones del impulsor. Se utiliza la siguiente expresión:

$$h = m * NR / (D^2 * r) \quad (16)$$

η = Velocidad del impulsor

ρ = Densidad del agua (gr. / cm³)

μ = Viscosidad dinámica del agua (gr./cm-seg)

D = Diámetro del impulsor (cm)

NR = Número de Reynolds

El número de Reynolds debe ser mayor que 100.000 para asegurar un régimen turbulento.

$$\eta = \frac{0.9 \times 10^{-2} \text{ gr/cm} - \text{sg} * 100.000}{(11,3 \text{ cm})^2 * 1 \text{ gr/cm}^3} = 7 \text{ rev / seg}$$

Cálculo de la potencia del agitador

$$P = K * r * h * D^5 / g \quad (17)$$

Donde:

P = Potencia (gr-cm/seg.)

K = Constante que depende de las características del impulsor (ver gráfica del anexo B)

g = Aceleración de la gravedad (cm/seg²)

Como el impulsor utilizado es del tipo 2, y el NR utilizado es de 100.000, K = 2

$$P = 118229 \text{ gr} - \text{cm/seg}$$

$$P = 118229 \text{ gr} - \text{cm} * 1 \text{ CV} / 75 \times 10^5 \text{ gr} - \text{cm/seg} = 1,58 \times 10^{-2} \text{ CV}$$

$$P = 1,72 \times 10^2 \text{ CV} * 1 \text{ Hp} / 1,0149 \text{ CV} = 1,55 \times 10^{-2} \text{ Hp}$$

El eje del impulsor es una barra de aluminio de ½" y está sujeta a un rodamiento vertical. Todos los elementos están colocados sobre un chasis metálico fabricados con ángulos de acero de ¾", que calza perfectamente sobre los bordes del tanque. Durante el período de prueba del agitador, se observó la formación intermitente y aleatoria de un remolino que introducía burbujas de aire dentro del agua.

Para eliminar este inconveniente se colocó una cuadrícula plástica dentro del tanque que divide la superficie en 9 partes iguales: Está cuadrícula es removible y está sumergida en el agua unos 3 cm aproximadamente.

Sistema de Vaciado

Para vaciar el sobrenadante del reactor se colocó un tubo en forma de U invertida que purga el agua por el principio de vasos comunicantes. Este sistema es más conveniente que la perforación del tanque por que evita posibles fugas en la unión del tubo con el tanque, y permite ajustar la altura a la cual se quiere purgar el agua.

El tubo de purga está elaborado con tubería de PVC de ½". En el extremo que está sumergido dentro del agua se colocó una rejilla para impedir la entrada de sólidos de gran tamaño que pueden obstruir la válvula. En el otro extremo se colocó una válvula de tipo solenoide de ½" que permite ser activada por un dispositivo de automatización.

La diferencia de altura promedio entre el nivel del agua y la salida de la válvula solenoide es de aproximadamente 1,10 m. Esto permite un caudal de purga aproximado de 0,3 L/seg.

Automatización del Sistema

Para lograr que todos los sistemas de tratamiento ocurran de forma automática se utilizó un sistema electrónico programable (PLC), marca modelo LOGO. Se escogió este modelo por sus múltiples ventajas:

- Funciona con corriente alterna de 110 V.
- Tiene entradas de 110 V en lugar de 24 V, utilizadas comúnmente
- Puede ser programado y ajustado en el lugar donde se encuentre sin necesidad de ser conectado a un computador.
- Es el más económico del mercado.
- Maneja corrientes de 8 Amp para elementos resistivos y de 2 Amp para elementos inductivos.

Para lograr mantener los niveles de vaciado y llenado se utilizó un controlador de nivel por electrodos, marca VENETROL. Este dispositivo consta de tres electrodos de acero inoxidable colocados dentro del tanque. Una de las barras es un electrodo común y su extremo inferior está sumergido por debajo del nivel de vaciado. Las otras dos barras indican el nivel mínimo (de vaciado), y máximo (de llenado), sus extremos inferiores están sumergidos hasta los niveles correspondientes. Estos electrodos son conectados mediante cables a un interruptor electrónico, que manda una señal de 110 V al PLC cuando el agua llega a un nivel mínimo, y cuando el nivel del agua es máximo la señal es de cero voltios.

Los arranques del agitador, el aireador y la válvula solenoide son controlados directamente por los contactores del PLC. El arranque de la bomba de agua se realiza por medio de un contactor de mayor capacidad que a su vez está controlado por el PLC.

Todos los elementos están protegidos mediante fusibles con la capacidad correspondiente para cada uno de ellos.

Todo el sistema de automatización está conectado a un regulador de voltaje a excepción del agitador y la bomba de agua que, por ser elementos inductivos, no es convenientes que la alimentación de corriente pase por el regulador.

OPERACIÓN DEL SISTEMA SBR

Características del Agua a Tratar

Para tener un control de los parámetros de diseño del sistema, se decidió utilizar como líquido afluente una solución sintética standard de condiciones constantes de DBO y nitrógeno. De esta forma se puede evaluar más fácilmente la eficiencia del sistema, ya que son conocidos los parámetros a la entrada del reactor. Esto también es ventajoso al momento de realizar las mediciones en el laboratorio, porque permite saber que diluciones hay que tomar en los ensayos.

El agua a tratar en el sistema es una solución patrón con una DBO aproximada de 200 ± 37 mg/l y con un contenido de nitrógeno de 35 ± 5 mg/l.

Se utilizaron estas concentraciones para simular las características típicas del agua residual doméstica bruta.

Durante la primera fase de trabajo, el líquido afluente al SBR no contenía nitrógeno ya que sólo se quería evaluar la eliminación de la DBO. Para tal fin, el líquido se preparó de acuerdo a la solución patrón descrita en el standard Methods de la siguiente manera:

- Para 1 litro de solución, secar a 103°C glucosa y ácido glutámico grado reactivo.

Se pesan 0.150 gr. de cada uno y se diluye con agua destilada hasta completar un litro .

Debido a que el tanque de almacenamiento tiene capacidad de 200 litros se pesaron 30 gr. de cada reactivo y se diluyeron con 200 litros de agua de chorro

En lugar de agua destilada se usó agua de chorro, debido a que resulta muy costoso adquirir 200 litros de agua destilada cada 2 o 3 días, razón por la cual, es necesario realizar siempre la medición de la DBO a la entrada del sistema. De cualquier manera, la DBO de la solución siempre va a estar cercana al valor de 200 mg/l establecido en el método.

Para realizar el proceso de nitrificación se preparó una solución igual al anterior, pero añadiendo 35 mg/l de Urea al 49 %, con lo que se obtiene un afluente al reactor con una carga de nitrógeno total kjeldahl (NTK) de 35 ± 5 mg/l.

Aclimatación del Sistema

Para comenzar la aclimatación del sistema se utilizaron 20 litros de lodos traídos del digestor de la planta de tratamiento de efluentes residuales de la empresa MANTEX.

El lodo crudo tenía , en el momento de ser agregado al reactor, una concentración de sólidos suspendidos volátiles de 12550 mg/l.

Para diluir el lodo se agregaron al reactor 5 litros de agua y 5 litros de solución de glucosa y ácido glutámico. Durante 7 días se adicionó solución en las siguientes proporciones:

5 litros los primeros dos días y 2 litros durante los 5 días siguientes. A partir del 8^{vo}

día, y durante dos semanas, se purgaron 5 litros de lodos diariamente y se añadieron 5 litros de solución para completar el volumen del reactor.

Al tercer día, la concentración de sólidos suspendidos volátiles fue de 5.130 mg/l, y al décimo día fue de 1.830 mg/l , encontrándose este último valor cerca del rango deseado para el tipo de tratamiento que se va a realizar.

Finalizada las dos semanas de aclimatación, se observó que la biota se adaptó bastante bien al tipo de sustrato suministrado ya que el color y la decantación que presentaba el lodo eran los adecuados.

Para realizar el proceso de remoción de DBO con nitrificación, se alimentó el sistema con la solución nitrogenada durante dos semanas, ajustando el PH a 8 con una solución de NAOH al 10 %, para favorecer el crecimiento de las bacterias nitrificantes.

Proceso de Aireación Extendida

Este proceso se llama también tratamiento “a baja tasa”, ya que los niveles de carga de los lodos son muy bajos, entre 0,05 y 0,15 (kg. de DBO/kg. de sólidos de lodo por día) , y la carga volumétrica, Vs de la planta está alrededor de 0,25 kg. de DBO /m – día.

El tiempo de residencia de los lodos es muy prolongado, hasta 30 días, de manera que los lodos están muy dentro de las fases de respiración endógena, donde la descomposición de los lodos excede el crecimiento de los mismos. Así que, a pesar de que la proporción de la DBO no es mucho mayor que en los procesos convencionales, la tasa neta de producción de lodos es mucho más baja. El largo tiempo de residencia de los lodos y la baja carga de éstos implican una baja actividad de lodos. Se usan tiempos largos de retención, de uno o dos días, para producir una reducción del 90 % o más del % DBO de las aguas residuales.

La producción de lodos puede ser tan baja como de 0.2 a 0.3 de kg. de sólidos por kg. de DBO eliminada, y como el proceso implica la digestión aeróbica de los sólidos de los lodo, microbiana y adsorbida, el requerimiento de oxígeno es casi de 1,25 veces mayor de la DBO aplicada . No obstante ,los costos adicionales de aireación se compensan con el ahorro en el manejo de los lodos de desecho. En la Tabla N° 1 se pueden observar los parámetros de diseño reportados por Metcalf-Eddy [1]

Tabla 2. Parámetros típicos de diseño para Lodos Activados .

Modificación de proceso	qc, (d)	F/M kg DBO ₅ Aplicada /kg SSVLM – d	Carga Volumica kg DBO ₅ aplicada / m ³ – d	SSLM, (mg/l)	V/Q θ, (h)
Convencional	5 – 15	0,2 – 0,4	0,32 – 0,64	1500 – 3000	4 – 8
Aireación Prolongada	20 – 30	0,05 – 0,15	0,16 – 0,40	3000 – 6000	18 – 36
Alta Carga	5 - 10	0,4 – 1,5	1,60 – 1,60	4000 – 10000	2 – 4

En el tratamiento de las aguas negras, es tendencia generalizada el uso de niveles de cargas que se acerquen a los usados en la aireación prolongada a fin de solucionar los problemas de la disposición de los lodos.

PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL Y RESULTADOS

Desarrollo del Proceso de Tratamiento.

Se realizaron dos tipos de procesos, tal como se indica en las figuras 1 y 2, usando Tiempos de retención celular correspondiente al proceso de lodos activados en su variante aireación prolongada. En el primero se estudia la remoción de

DBO sin nitrificación para evaluar el comportamiento del sistema y obtener la eficiencia de remoción. Se realizaron cuatro ciclos diarios con cargas de 15 litros cada uno obteniéndose, de esta manera el caudal establecido de 15 l/día. Para el segundo proceso se evaluó la remoción de DBO, usando cuatro ciclos de tratamiento, el cual incluye una etapa anóxica para realizar la desnitrificación, de 2 horas de duración, tal como se indica en la figura 2 y variando la edad del lodo (θ_c). Se realizaron cuatro ciclos diarios con carga de 15 litros cada uno. La edad del lodo se calculo usando la formula 7 (capitulo 1) y fue controlada purgando la cantidad de lodo establecida para cada edad del lodo. Los tiempos de llenado y vaciado, no llegan a los dos minutos, por lo tanto no se toman en cuenta.

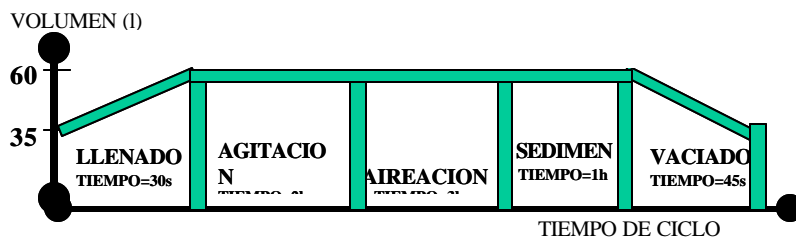


Figura 1. Proceso SBR para remoción de DBO sin Desnitrificación

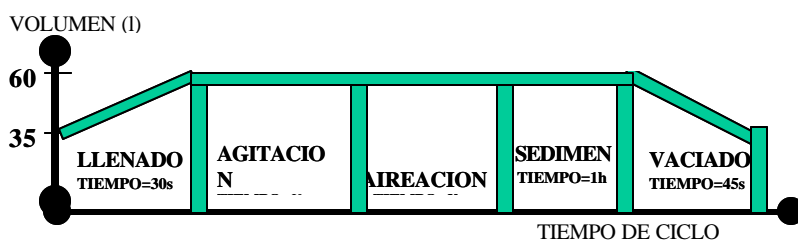


Figura 1. Proceso SBR para remoción de DBO con Desnitrificación

Muestreo

Las muestras del efluente de alimentación sintético, se tomaron justo después de la preparación, en la válvula colocada para tal fin. Al final del ciclo se tomaron las muestras de la descarga, 10 segundos después de iniciado el vaciado del sobrenadante. Las muestras se preservaron en frío hasta realizar los análisis el mismo día. Para evaluar los sólidos se tomaron muestras en el reactor durante la fase de aireación.

Resultados Experimentales.

En esta sección se presentan en forma tabulada y gráfica, los resultados experimentales obtenidos para el sistema SBR estudiado.

Remoción de DBO sin Desnitrificación.

En las tablas 3 y 4, se presentan los resultados de la DBO_5 obtenidos para la alimentación y descarga medidos durante tres semanas para evaluar la eficiencia del SBR, trabajando en ciclos de aireación extendida sin desnitrificación.

Tabla 3. Valores de DBO obtenidos y eficiencia para el proceso SBR sin desnitrificación

FECHA	DBO ₅ ALIMENTACION N (mg/l)	DQO ENTRADA (mg/l)	DBO ₅ DESCARGA (mg/l)	EFICIENCIA REMOCION DBO ₅ (mg/l)
01/10/97	198	362	7.2	96.4
02/10/97	180	320	6.5	94.4
03/10/97	206	358	7.3	96.5
08/10/97	170	311	6.5	96.2
09/10/97	163	296	6.3	96.1
10/10/97	153	287	5.9	96.1
15/10/97	195	343	8.3	95.7
16/10/97	215	355	6.4	97.0
17/10/97	200	348	7.7	96.2

GRAFICO N° 1

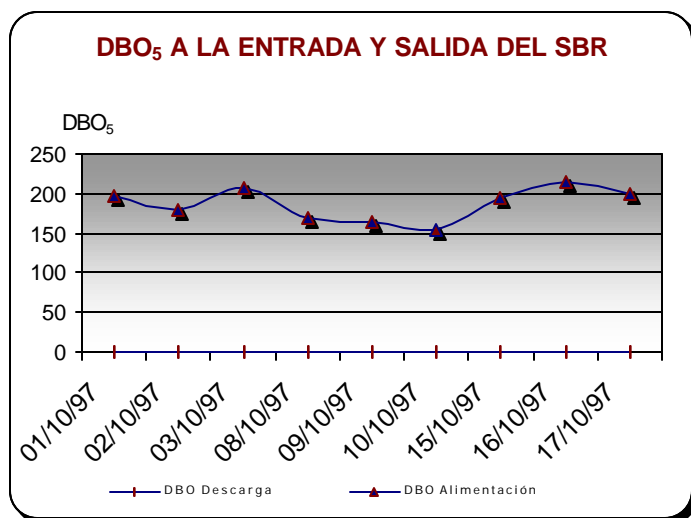
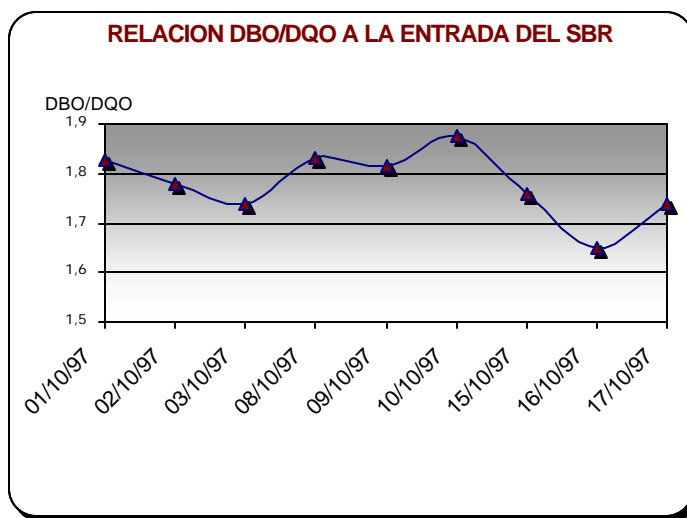


GRAFICO N° 2



Los parámetros de operación medidos durante las cinco semanas de operación sin Desnitrificación son:

Tabla 4. Parámetros de Operación para el proceso SBR sin desnitrificación

Parámetros	Semana 1 1-3/10/97	Semana 2 8-10/10/97	Semana 3 15-17/10/97	Semana 4 27-31/10/97	Semana 5 3-6/11/97
SST (mg/l)	1998	2680	2915	2277	2438
SSV (mg/l)	1800	2150	2230	2055	2200
F/M (d ⁻¹)	0.108	0.08	0.09	0.078	0.07
pH	7	7	7	7	7
T (° C)	27	27	27	27	27

Remocion de DBO con Desnitrificacion.

Las tablas 5 y 6 presentan los resultados obtenidos para el proceso en estudio, usando un ciclo de agitación para realizar la desnitrificación anóxica.

Tabla 5. Valores de DBO y eficiencia para el proceso SBR con desnitrificación

FECHA	DBO ₅ ALIMENTACION (mg/l)	DBO ₅ DESCARGA (mg/l)	DQO DESCARGA (mg/l)	EDAD DEL LODO c (día)	EFICIENCIA REMOCION DBO ₅ (%)
11/02/98	216	4	12	100	98,1
14/02/98	216	3	14	100	98,6
17/02/98	205	8	30	40	96,1
19/02/98	205	5	25	40	97,6
20/02/98	170	6	24	40	96,5
24/02/98	170	11	33	24	93,5
27/02/98	219	13	35	24	94,1
03/02/98	219	18	55	17	91,8
05/02/98	219	14	33	17	93,6

GRAFICO N° 3

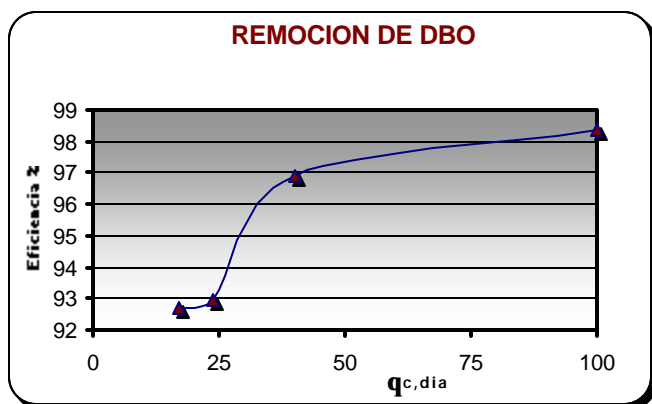


GRAFICO N° 4

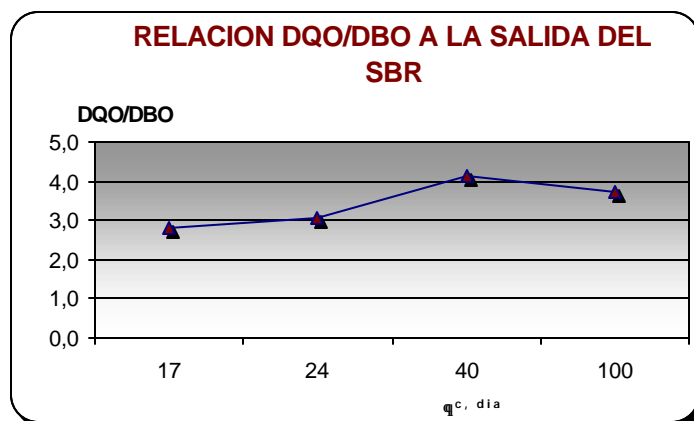
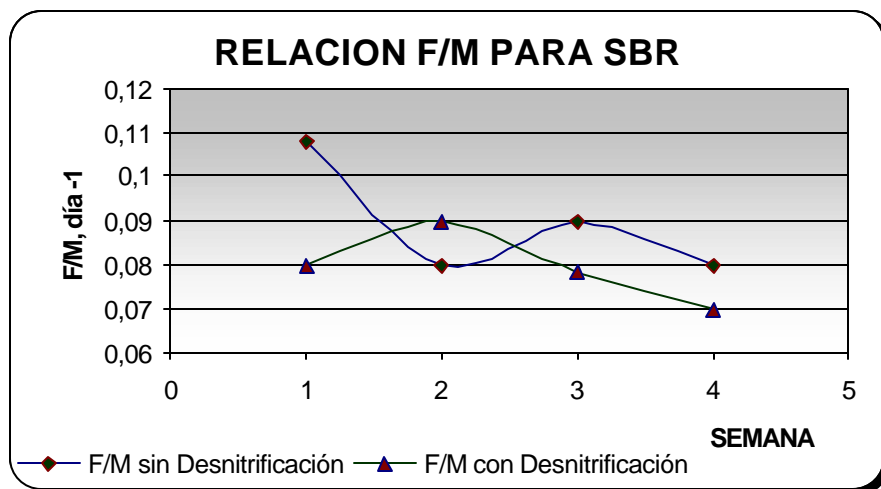


Tabla 6. Parámetros de Operación para el proceso SBR con desnitrificación

Parámetros	Semana 1 9-12/2/98	Semana 2 9-12/2/98	Semana 3 9-12/2/98	Semana 4 9-12/2/98
θ_c (día)	100	40	24	17
DBO alimentada (mg/l)	216	205	170	219
DBO en la descarga (mg/l)	16	12	6	4
Eficiencia	98.0	97.0	92.9	92.6
SST (mg/l)	3649	4614	3867	3518
SSV (mg/l)	3218	3945	3459	3175
Vs (kg. DBO ₅ /m ³ -día)	0.255	0.238	0.190	0.244
F/M (d ⁻¹)	0.079	0.060	0.055	0.077
Oxígeno Disuelto (mg/l)	2.4	2.0	2.2	2.1
pH	6.4	6.6	6.7	6.3
T (° C)	27	27	27	27

GRAFICO N° 5



Conclusiones y Recomendaciones

1. El sistema de tratamiento construido estuvo operando automáticamente durante 9 meses sin observarse fallas en los dispositivos que conforman cada uno de los procesos y puede realizar eficientemente procesos biológicos con lodos activados usando etapas aeróbicas y anóxicas. El sistema solo falla cuando él depósito de almacenamiento se vacía y/o cuando hay fallas en la corriente eléctrica. Por esto se recomienda usar un dispositivo de corriente ininterrumpida (UPS), para evitar alteraciones cuando falle el suministro de electricidad.
2. Se realizaron dos procesos para estudiar la remoción de DBO, en el primero se realizó un ciclo de tratamiento aeróbico, en el segundo se incluyó una fase anóxica. En el primer caso se estudió el comportamiento del equipo y sistema de tratamiento y se midió la eficiencia de remoción de la DBO₅. En el segundo proceso se incluye una etapa anóxica y se varía la edad del lodo, entre 17 y 100 días, controlada a través de la purga diaria de lodos.
3. Como se puede observar en las tablas 3 y 5, la eficiencia del primer proceso varía entre 96 y 97%, para el segundo proceso se obtienen valores desde 91.8% para un θ_c de 17 días y hasta 98%. Es de hacer notar que para el primer caso los SSVLM, que representan la concentración de microorganismos en el reactor, se mantienen entre 1800mg/l y 2200 mg/l; para el segundo caso los SSVLM se mantienen entre 3175 mg/l y 3945 mg/l. La V_s teórica para el proceso sin desnitrificación es 0.216Kg DBO₅/m³ día (calculada usando la ecuación N° 1). V_s para el proceso con desnitrificación varía entre 0.19 y 0.255. Con estos valores de V_s y SSVLM, es de esperarse que la relación F/M sea mayor en el caso del primer proceso.
4. Los valores de eficiencia, V_s , F/M, SSVLM (ver Tabla 4 y 6), encontrado para los sistemas estudiados se encuentran dentro de los rangos de diseño recomendados por la WEF y Metcalf & Eddy [1], para el proceso de aireación extendida. Se recomienda realizar un estudio a tiempos de retención celular menores, de tal manera de obtener menores concentración de SSVLM y poder observar el comportamiento del sistema en las variante convencional y alta rata.

BIBLIOGRAFIA

- [1] - METCALF Y EDDY. **Ingeniería de las Aguas Residuales**. McGraw-Hill. España, 1995. Vol.1 y 2
- [2] - U.S. ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY: **Sequencing Batch Reactors**, EPA/625/8-86/011, Cincinnati, OH, Octubre 1986
- [3] - RIVAS MIJARES, G. **Tratamiento de Aguas Residuales**. Ediciones Vega. 2^{da} edición. España, 1978. Pp 303 – 405
- [4] - LOPEZ H., Hernán. **Disposición y Tratamiento de Excretas**. Trabajo de Ascenso. Universidad de Carabobo. Valencia, 1983. Pp 107 - 180
- [5] - WINKLER, Michael A. **Tratamiento Biológico de Aguas de Desecho**. Editorial LIMUSA. México, 1986. Pp 87 – 98
- [6] - RONZANO, Eduardo y José L. Dapena. **Tratamiento Biológico de Aguas de Residuales**. PIDESA. España, 1995. Pp 89 – 134.
- [7] - **Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater**: “Demanda Bioquímica de Oxígeno”. 15 th ed. 1980.
- [8] - ASTM – 3590 – 84. “Standard Test Method for Total Kjeldahl Nitrogen in Water”.
- [9] - FAIR G, y otros. **Ingeniería Sanitaria de Aguas Residuales**. Editorial LIMUSA; volumen 1 y 2, primera edición. México, 1971.
- [10] - FEBBUT. THY. **Fundamentos del Control de Calidad del Agua**. Primera edición. Editorial LIMUSA. México, 1990.
- [11] - HHILLEBUE, Hernán. **Manual de Tratamiento de Aguas Negras**. Departamento de Sanidad del Estado de Nueva York. Editorial LIMUSA – Wiley S.A. primera edición. U.S.A. 1973.
- [12] - MAYER. **Eliminación Biológica de Nitrógeno y Fósforo en Aguas Residuales**. Rev. Ing. Química, # 280. Año XXV, Julio 1992.
- [13] - PORTILLO, Moisés. **Efecto del tiempo de aireación sobre la desnitrificación Biológica en Reactores por cargas secuenciales**. Tesis de Grado de la Universidad Central de Venezuela. Caracas, Octubre de 1994.
- [14] - RAMALHO, R.S. **Tratamiento de Aguas Residuales**. Editorial reverté. Canadá, Febrero de 1991.
- [15] - DAUTANT, Rafael **Tratamiento de Aguas Residuales** Universidad de Carabobo

ANEXOS

TABLA 1
Descripción de las diferentes fases de funcionamiento
de un reactor discontinuo secuencial

Fase de funcionamiento		% de: Volumen Máximo	Duración del ciclo	Objetivo/ Operación
Llenado	El objetivo de esta fase es la adición de sustrato (agua residual bruta o efluente primario) al reactor. Esta fase permite que el nivel del líquido en el depósito ascienda desde cerca del 25 por 100 de la capacidad (al final de la fase inactiva hasta el 100 por 100 de su capacidad. Este proceso suele llevar aproximadamente el 25 por 100 de la duración total del ciclo.	25 a 100	25	Aire On/Off Adición de Sustrato
Reacción	El propósito de esta fase es que se completen las reacciones iniciadas durante la fase de llenado. El licor mezclado se airea por un tiempo específico hasta alcanzar el efluente de diseño. Suele ocupar el 35 por 100 de la duración total del ciclo.	100	35	Aire On/Ciclo Tiempo de Reacción
Sedimentación	Se detiene la aireación y los sólidos se sedimentan en el fondo del tanque. El objetivo de esta fase es permitir la separación de sólidos, para conseguir un sobrenadante clarificado como efluente. En un reactor de este tipo, este proceso suele ser mucho más eficiente que un reactor de flujo continuo debido a que el contenido del reactor está completamente en reposo.	100	20	Aire Off Clarificación
Vaciado	El propósito de esta fase es la extracción del agua clarificada del reactor. Actualmente se emplean muchos métodos de decantación siendo los más empleados los vertederos flotantes o ajustables. El tiempo que se dedica al vaciado del reactor puede durar entre el 20 y el 50 por 100 de la duración total del ciclo (entre 15 minutos y 2 horas), siendo 45 minutos una duración típica.	100 a 35	15	Aire Off Vaciado del Efluente
Fase Inactiva	El objetivo de esta fase en un sistema de múltiples tanques es permitir que un reactor termine su fase de llenado antes de conectar a otra unidad. Puesto que no es una fase necesaria, en algunos casos se omite	35 a 25	5	Aire On/Off Purga de Fangos

