

01177
2
20j

DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO
FACULTAD DE INGENIERIA

**UN ALGORITMO PARA OPTIMIZAR EL DISEÑO
HIDRAULICO DE REACTORES DISCONTINUOS**

OSCAR GONZALEZ BARCELO

TESIS

Presentada a la División de Estudios de
Posgrado de la
FACULTAD DE INGENIERIA
de la

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

como requisito para obtener
el grado de

MAESTRO EN INGENIERIA
(AMBIENTAL)

CIUDAD UNIVERSITARIA

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

(1994)



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis está protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

**A mi esposa Rosario Siu Chirinos
y nuestro hijo que primero Dios pronto nacerá
a mis padres Doña Mercedes y Don Luis
a toda mi gente
a mis amigos**

RECONOCIMIENTO

Al Dr. Simón González por su dirección y a los demás miembros del jurado por la atención prestada a este trabajo.

Al Instituto de Ingeniería y la Dirección General de Apoyo al Personal Académico de la UNAM por su invaluable cooperación económica.

A todos aquellos del Instituto de Ingeniería, de la División de Estudios de Posgrado de la Facultad de Ingeniería de la UNAM y de su Biblioteca Conjunta que siempre me han tendido la mano.

Al personal de la Planta para Tratamiento de Aguas Residuales de la Ciudad Universitaria.

**UN ALGORITMO PARA OPTIMIZAR EL DISEÑO HIDRÁULICO DE
REACTORES DISCONTINUOS**

Créditos asignados a la tesis _____

APROBADO POR EL JURADO:

Presidente: Ing. Gastón Mendoza Gámez
Vocal: Dr. Simón González Martínez
Secretario: Dra. Georgina Fernández Villagómez
Suplente: Dr. Alfonso García Gutiérrez
Suplente: M. en I. Francisca Soler Anguiano

Resumen: Un algoritmo para optimizar el diseño hidráulico de reactores discontinuos.

Los primeros antecedentes de los reactores de "llenado y vaciado" para el tratamiento biológico de las aguas residuales datan de 1883 en Inglaterra. Fueron sustituidos por el sistema convencional de lodos activados en 1923. En la actualidad se utilizan accionados por sistemas de control automático.

Con el fin de conocer e iniciar la aplicación de estos reactores en México, en este trabajo se definen los procesos responsables de la eliminación biológica de los contaminantes y se desarrolla un procedimiento para el diseño hidráulico.

Para evaluar su capacidad de eliminar material orgánico carbonoso, se construyó en la planta para tratamiento de aguas residuales de la Ciudad Universitaria en México, D.F. un reactor piloto. La forma de trabajar del reactor se basó en la siguiente secuencia de fases: 1) llenado; 2) reacción aireada; 3) reposo; 4) decantación; y 5) purga, ejecutadas mediante un controlador automático.

Del trabajo se concluye que: 1) el método de diseño propuesto proporciona información suficiente para determinar las relaciones de volúmenes de trabajo, número de reactores y la necesidad de un tanque igualador de caudales; 2) no existe suficiente información en la literatura que permita proponer tiempos de reacción aerobia, dependiendo de la concentración de contaminantes en el agua por tratar; y 3) los contaminantes contenidos en el agua residual que entra a la planta de tratamiento de Ciudad Universitaria pueden ser degradados en un tiempo de reacción aerobia inferior a 90 minutos.



M. en I. Abel Herrera Camacho
Jefe de la División de Estudios
de Posgrado de la Facultad de Ingeniería
de la UNAM
Presente

En atención a su oficio, en el que me informa que he sido designado director de tesis de ÓSCAR GONZÁLEZ BARCELÓ inscrito en la maestría en Ingeniería (Ambiental), manifiesto a usted la aceptación a esta designación.

El nombre de la tesis a desarrollar es "Un algoritmo para optimizar el diseño hidráulico de reactores discontinuos".

Quedo enterado de que formaré parte del jurado del examen en la fecha y hora que me comunicarán posteriormente.

Atentamente
Ciudad Universitaria, D.F. a 10 de octubre de 1994


Dr. Simón González Martínez

c.c. Jefe de la sección de Ingeniería Ambiental

CONTENIDO

	Página
INTRODUCCIÓN	
<i>Objetivos</i>	2
<i>Alcances</i>	2
<i>Justificación</i>	2
1. ANTECEDENTES	4
2. PROBLEMÁTICA DEL DISEÑO	13
2.1. Características hidráulicas	14
2.1.1. Caudal cambiante	14
2.1.2. Estratificación del reactor	14
2.1.2.1. <i>Volumen de llenado</i>	15
2.1.2.2. <i>Volumen de lodos</i>	15
2.1.2.3. <i>Volumen intermedio</i>	16
2.1.2.4. <i>Volumen remanente</i>	16
2.1.2.5. <i>Volumen de reacción</i>	16
2.1.2.6. <i>Volumen total</i>	17
2.1.3. División del ciclo	17
2.1.3.1. <i>Tiempo de llenado</i>	17
2.1.3.2. <i>Tiempo de reposo</i>	17

2.1.3.3. <i>Tiempo de vaciado</i>	18
2.1.4. Número de reactores	18
2.1.5. Tanque de almacenamiento	18
2.2. <i>Características bioquímicas</i>	19
2.2.1. Carga orgánica aplicada	19
2.2.2. Rapidez de utilización de oxígeno	19
2.2.3. Tiempo de retención celular	21
2.2.4. Duración del ciclo	21
2.2.5. Objetivo del tratamiento	22
2.2.5.1. <i>Remoción de materia orgánica</i>	22
2.2.5.2. <i>Nitrificación y eliminación de materia orgánica</i>	24
2.2.5.3. <i>Remoción de nitrógeno y carbono</i>	26
2.2.5.4. <i>Remoción de fosfatos</i>	29
2.2.6. Abultamiento de lodos	33
3. MARCO DE REFERENCIA	36
4. DESARROLLO DE UN PROCEDIMIENTO DE DISEÑO	40
4.1. <i>Configuración del reactor</i>	40
4.1.1. Estratificación por espesamiento de lodos	41
4.1.1.1. <i>Análisis del volumen de lodos</i>	41.
4.1.1.2. <i>Análisis del volumen remanente</i>	42.
4.1.1.3. <i>Análisis del volumen total</i>	43
4.1.1.4. <i>Relación entre volúmenes útil y total</i>	44

4.1.2. Estratificación por carga hidráulica	45
4.1.3. Configuración por características bioquímicas	47
4.1.3.1. <i>Estratificación por edad de lodos</i>	47
4.1.3.2. <i>Estratificación por carga orgánica</i>	54
4.2. Número y capacidad de los reactores	58
4.2.1. Análisis del caudal de aguas residuales	58
4.2.2. Tanque igualador de caudales	63
4.2.3. Reactores con tanque igualador de caudales	64
4.2.3.1. <i>Curva de caudales</i>	65
4.2.3.2. <i>Parámetros de diseño</i>	65
4.2.3.3. <i>Caudales de llenado y medio iguales</i>	67
4.2.3.4. <i>Influencia del tiempo de llenado</i>	70
4.2.3.5. <i>Propuesta del número de reactores</i>	72
4.2.4. Método propuesto con caudal máximo	74
4.2.4.1. <i>Duración del ciclo</i>	74
4.2.4.2. <i>Número de reactores</i>	75
4.2.4.3. <i>Volumen de llenado</i>	75
4.3. Dimensionamiento final	77
4.3.1. Consideración del tanque igualador	77
4.3.2. Altura de llenado	77
4.3.3. Área superficial	78
4.3.4. Dimensiones de superficie	79
4.3.5. Estratificación por carga orgánica	80
4.3.5.1. <i>Relación entre volúmenes útil y total</i>	80

4.3.5.2. <i>Volumen total</i>	81
4.3.5.3. <i>Altura total</i>	82
4.3.5.4. <i>Altura del volumen remanente</i>	82
4.3.5.5. <i>Volúmenes de dilución y de lodos</i>	83
4.3.5.6. <i>Arreglo final</i>	84
4.3.5.7. <i>Reactores iguales para caudal pico</i>	85
5. EVALUACIÓN DE UN REACTOR PILOTO	86
5.1. <i>Planta piloto</i>	86
5.2. <i>Arranque de la planta piloto</i>	88
5.3. <i>Experimentación</i>	91
5.3.1. Método	91
5.3.2. Resultados	92
5.3.3. Interpretación de resultados	96
5.3.3.1. <i>Concentración de sólidos suspendidos</i>	96
5.3.3.2. <i>Carga orgánica</i>	96
5.3.3.3. <i>Eliminación de contaminantes</i>	98
5.3.3.4. <i>Características de sedimentación</i>	100
5.3.3.5. <i>Calidad del efluente</i>	101
5.3.3.6. <i>Estratificación por espesamiento de lodos</i>	102
6. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	104
7. REFERENCIAS	107

INTRODUCCIÓN

La problemática de contaminación del ambiente por descargas de aguas residuales obliga a buscar soluciones aplicables dentro de los procesos mismos donde se generan o bien, en algún punto de su recorrido antes de alcanzar los cuerpos receptores. La primera alternativa comprende aquellas medidas que deben tomarse para descargar desechos líquidos con una combinación tal de contaminantes que haga más viable o innecesario su tratamiento, por otro lado, la segunda proposición contempla la necesidad de tratar aguas residuales antes de que lleguen al cuerpo receptor.

A pesar de la gran necesidad de saneamiento, los conocimientos y tecnologías que imperan en este país corresponden a las corrientes tradicionales de sistemas con flujo continuo para el tratamiento de las aguas residuales y no han dado margen para la utilización de nuevas tecnologías que muestran ventajas ante la naturaleza cambiante de los caudales de aguas residuales.

La tecnología que en este trabajo se propone es la de reactores de operación discontinua que se estudian en México desde los años ochenta y cuya aplicación a nivel industrial tiene éxito en países como E.U.A., Alemania y Japón.

Objetivos

El objetivo principal de este trabajo consiste en desarrollar un procedimiento de diseño hidráulico de sistemas de lodos activados con reactores de operación discontinua.

Alcances

Este trabajo se limita a una propuesta que considera exclusivamente la eliminación de material orgánico utilizando aguas residuales de origen municipal.

El problema se atacará de dos formas: 1) Realizando un análisis de la literatura especializada y describiendo los métodos en ella encontrados y 2) comprobando lo anterior por medio de trabajo experimental con un sistema piloto instalado en la planta para tratamiento de aguas residuales de Ciudad Universitaria, UNAM.

Justificación

Gran parte de la tecnología aplicada en este país para el tratamiento biológico de las aguas residuales corresponde a las corrientes tradicionales de sistemas con alimentación continua, los cuales al mostrar capacidad para tratar las aguas residuales le restan interés al diseño y utilización de los reactores de operación

discontinua que en otros países están sobresaliendo por las ventajas que presentan para tratar los caudales cambiantes de aguas residuales y para remover nutrientes junto con material carbonoso.

El diseño se complica por dos razones fundamentales: 1) la incertidumbre con respecto al tiempo requerido para la eliminación de los contaminantes y 2) la falta de metodologías para dimensionamiento de volúmenes y número de reactores. Otro factor que debe considerarse es la posibilidad de la utilización de un tanque igualador de caudales.

1. ANTECEDENTES

Prevalece la idea de que los sistemas para tratamiento de aguas residuales mediante procesos de operación discontinua son un desarrollo reciente y continuan en etapa de maduración. Sin embargo, los trabajos con reactores de "llenado y vaciado" datan de 1883 por Sir Thomas Wardle. Goronszy (1979), Irvine y Busch (1979) y Arora et al (1985) afirman que Arden y Locket (1914) fueron los descubridores del sistema de lodos activados cuando demostraron que el tratamiento de las aguas residuales era más eficaz si retenían los microorganismos dentro del reactor una vez adaptados al sustrato.

Arora et al (1985) cita que "Arden y Locket utilizaron frascos de 2.3 litros para trabajar con aguas residuales de una descarga en Manchester, Inglaterra, mostrando que el periodo de aireación por un intervalo definido de tiempo, podía reducirse de cinco semanas a nueve horas si después de concluir la nitrificación del agua residual y de extraer el sobrenadante clarificado en cada proceso

discontinuo se retenía el lodo acumulado; utilizando el término de lodo activado para describir la masa biológica resultante".

Goronszy (1979) detalla que en el trabajo a nivel industrial, Ardern y Locket primero obtenían el desarrollo de los sólidos suspendidos mediante la aireación de las aguas residuales crudas hasta lograr su completa nitrificación, después sometían a sedimentación la mezcla obtenida y posteriormente extraían el sobrenadante clarificado. De esta forma el reactor quedaba en posibilidades de reutilizar esos sólidos sedimentados con solo mezclarlos a las nuevas aguas residuales a tratar y repitiendo acto seguido la misma secuencia de tratamiento. Con este proceso lograban tratar 273 m^3 de aguas residuales por día con un reactor.

Sin embargo, estos sistemas de llenado y vaciado presentaron dos dificultades para su operación manual: 1) el manejo de válvulas para desviar el agua residual de un tanque a otro y 2) la atención requerida para iniciar las distintas etapas en cada ciclo de tratamiento. A consecuencia de estas complicaciones los sistemas con reactores de operación discontinua nunca llegaron a destacar como sistemas para tratamiento de aguas residuales municipales a gran escala, pero se convirtieron en los precursores de los ahora familiares procesos de lodos activados con flujo continuo. Debido a que en 1920, cuando las grandes plantas estaban en proyecto de construcción y los sistemas de operación discontinua no se consideraron viables entonces creció la demanda de los sistemas de flujo continuo por facilidades operacionales y no por alguna debilidad en los sistemas con reactores de operación discontinua que según O'Shaughnessy (1923) "los sistemas

de llenado y vaciado llevaban a cabo un mejor grado de tratamiento que los sistemas de flujo continuo" (Arora et al, 1985).

Después de transcurrir más de medio siglo y una vez conocidos los principios y los puntos débiles con que opera el sistema de lodos activados con flujo continuo resurgen los reactores de llenado y vaciado, conocidos ahora como de operación discontinua, intermitente o de tratamiento por lotes. El primer resurgimiento notable del tratamiento biológico en sistemas con reactores de operación discontinua ocurrió en los Estados Unidos de Norteamérica a principios de los Años Cincuenta en el "Eastern Regional Research Laboratory" por Hoover et al (1951, 1952 y 1953). Esta investigación duró poco tiempo y estuvo enfocada principalmente a la industria de productos lácteos (Citado por Irvine y Busch, 1979).

El segundo y último resurgimiento fue encabezado por Irvine y Davis (1971) en la Universidad de Notre Dame, Indiana, E.U.A. definiendo la operación de los reactores discontinuos como una nueva aplicación de las configuraciones utilizadas para el desarrollo de los primeros reactores de llenado y vaciado. A partir de entonces han sobresalido Goronszy (1977) con sus trabajos de sistemas de aireación extendida mediante operación intermitente y Wilderer (1984) con sus avances para el tratamiento de descargas industriales y caudales cambiantes de las aguas residuales.

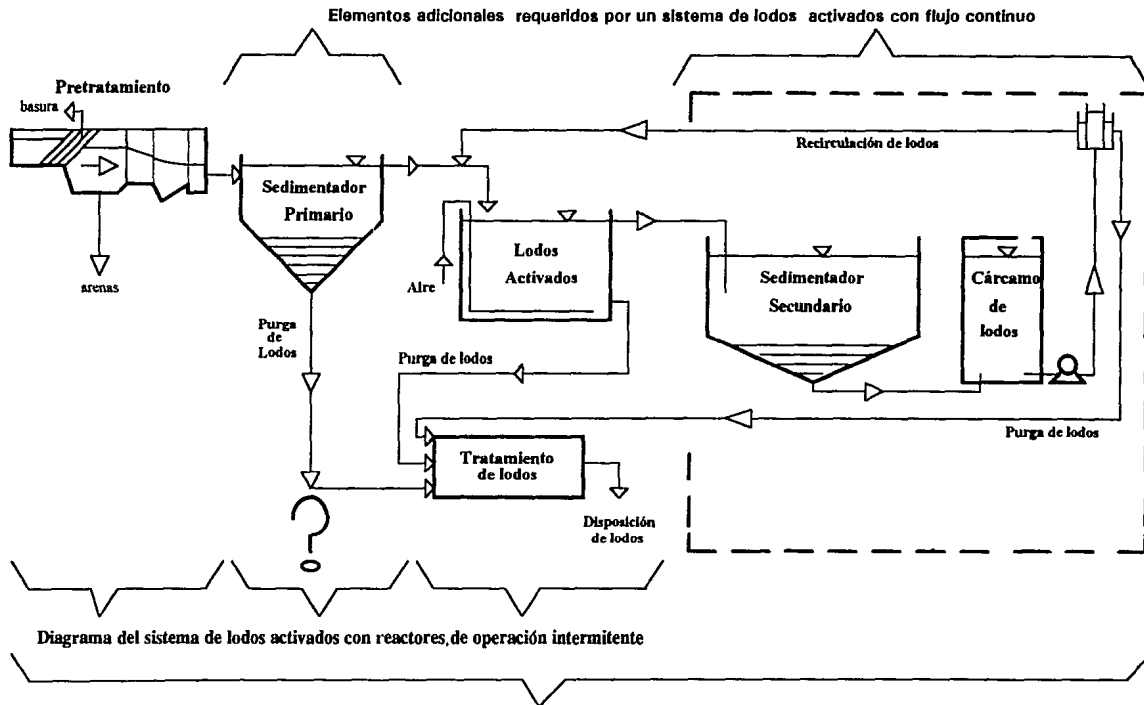
McWhorter (1992) apoya la nueva tendencia de que el sistema de lodos activados no tiene porque confinarse a una serie de tanques intercomunicados y destinados a manejar un influente y un efluente continuo, afirmando que "el proceso entero

puede realizarse utilizando un reactor que opere en principio con una secuencia de llenado, reacción y vaciado", ver figura 1.1.

Aunque esta tecnología puede considerarse una aplicación de las primeras configuraciones del reactor de llenado y vaciado, las innovaciones realizadas al proceso original lo han convertido en un sistema relevante por tener flexibilidad para remoción de nutrientes. Tal como lo explica González-Martínez (1989): "El reactor de operación discontinua es un sistema de lodos activados cuyos intereses de creación no contemplaban la remoción de fósforo, pero debido a sus características de operación que generan condiciones apropiadas para la solubilización y captura de fósforo en exceso, esta modificación al sistema original de llenado y vaciado de lodos activados, tiene como objetivo principal la remoción de material carbonoso junto con la remoción de fósforo".

Aunada a la capacidad para remoción de carbono y fósforo, los reactores de operación discontinua pueden ser diseñados para eliminar también nitrógeno; esta flexibilidad para cambiar las etapas en que se divide un ciclo de tratamiento permite lograr los diversos requerimientos de calidad del agua tratada (McWhorter, 1992; Palis e Irvine, 1985).

De su investigación en los Años Setenta, Irvine concluyó que si los volúmenes de tanques y estrategias de aireación son diseñados en forma adecuada, un reactor de operación discontinua puede simular cualquier sistema de lodos activados con flujo continuo, desde estabilización por contacto hasta aeración extendida (citado por Brenner et al 1992).



Componentes de un sistema de lodos activados con flujo continuo

Figura 1.1. Simplificación del diagrama de proceso para el sistema de lodos activados (Arora et al, 1985; modificado)

Esta técnica es única porque regularización, aireación y sedimentación toman lugar dentro de un sólo tanque a lo largo de una secuencia de tiempo. Mientras que en sistemas con flujo continuo estas funciones se realizan en tanques separados, es decir en una secuencia de espacio por lo que los volúmenes de tanque son fijos y no pueden ser divididos o redistribuidos fácilmente (Halmos, 1986; McWhorter, 1992; Irvine y Busch, 1979).

Sin embargo, Wilderer (1991) propone el uso de un tanque para amortiguar variaciones del caudal de aguas residuales y para almacenar agua de lluvia, ver figura 1.2.

Norcross (1992) y McWhorter (1992) citan las ventajas de los reactores de operación discontinua para el tratamiento de las aguas residuales: 1) presentan mayor flexibilidad para ajustar las condiciones de operación; 2) aceptan altas concentraciones de contaminantes permaneciendo estables bajo condiciones cambiantes de caudal y de concentración de contaminantes; 3) operan con más alta eficiencia de transferencia de oxígeno durante gran parte de la fase de aireación; 4) son capaces de producir lodo más sedimentable por su capacidad para inhibir el crecimiento de organismos filamentosos; 5) no requieren de tanques para sedimentación; 6) no necesitan los sistemas de bombeo para recirculación de lodos y; 7) tienen capacidad para remover fósforo y nitrógeno junto con el material carbonoso.

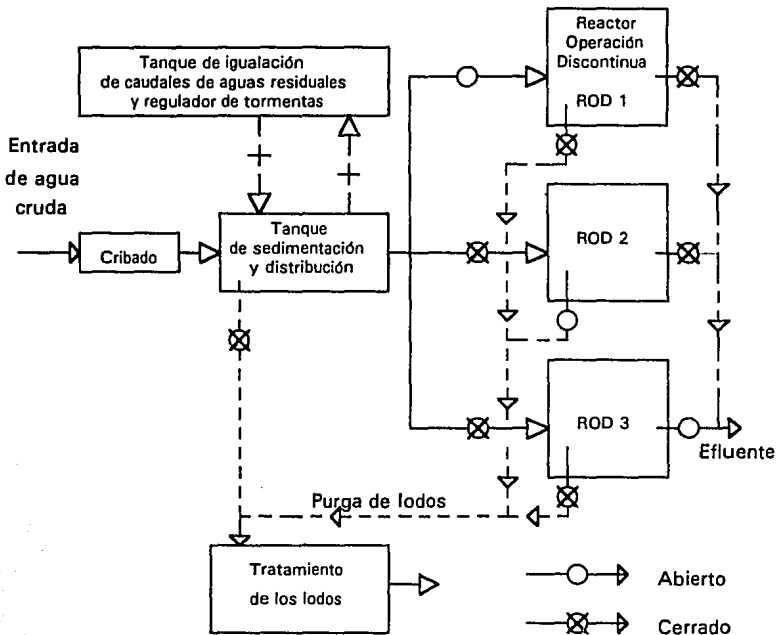


Figura 1.2. Diagrama de flujo de un sistema con reactores de operación discontinua (Wilderer, 1991).

Norcross (1992) afirma que a pesar de las ventajas mencionadas, el desarrollo de los reactores de operación discontinua está frenado debido a la reciente introducción de los ingenieros sanitarios en el manejo de este proceso para el tratamiento de aguas residuales ya que pocas plantas han sido manejadas como verdaderos reactores de llenado y vaciado por no haber desarrollado aún, un entendimiento de todas las consideraciones y aspectos para su diseño.

También se observa que como consecuencia del avance en la aplicación del proceso con flujo continuo, este se torna en el proceso convencional, aún para sistemas con descargas medias o bajas, cuya característica principal es la gran variación de los caudales durante el día. De hecho, como la teoría y la práctica se han desenvuelto para un proceso continuo, los diseñadores dan como supuesto la continuidad de las características de las aguas residuales. Kamiyama (1989) comenta que no es de extrañar que en algunas localidades pequeñas, en donde se adoptaron los procesos continuos de lodos activados se tenga una eficiencia reducida, no consiguiendo la remoción prevista de proyecto, y muchas veces, no alcanzando siquiera las calidades mínimas establecidas por los organismos de protección ambiental.

De aquí que también sea común el tratamiento de efluentes industriales mediante procesos convencionales, a pesar de que la naturaleza de muchas de ellas con frecuencia causan problemas operacionales en sistemas de flujo continuo porque comúnmente presentan grandes variaciones en el caudal y en la concentración de contaminantes. Para vencer estos problemas Halmos, (1986) y McWhorter (1992) recomiendan probar con los sistemas de operación discontinua con los cuales es posible cambiar las condiciones de operación del tratamiento reajustando las duraciones de cada fase del proceso.

Como ejemplo de la competitividad del sistema se tiene que en otros países y a lo largo de dos décadas, el sistema con reactores de operación discontinua ha demostrado ser un proceso competitivo. Norcross (1992) afirma haber participado directamente en el diseño, abastecimiento de equipo, arranque y operación de casi sesenta sistemas para tratamiento de aguas residuales con reactores discontinuos

de diferentes capacidades, de los cuales aproximadamente dos terceras partes de las instalaciones son municipales y el resto tratan aguas residuales industriales.

Tal como lo explica McWhorter (1992) "no se puede negar que los sistemas con reactores de operación discontinua tienen por desventajas: 1) la gran pérdida de carga hidráulica en el reactor debido al nivel variable de agua tratada durante cada ciclo y 2) la posibilidad de requerir un volumen total mayor que el volumen de un sistema de flujo continuo para aguas residuales diluidas.

2. PROBLEMÁTICA DEL DISEÑO

Las características y cantidades de aguas residuales varían dependiendo del tipo de descarga -casas, comercios, industrias, etc.- Esta variación es significativa, pero también son importantes las diferencias dentro del mismo tipo de agua. Por ejemplo: 1) descargas domiciliarias fluctúan con el tamaño de las familias, distribución de las viviendas y estilo de vida; y 2) aguas residuales de establecimientos comerciales, tales como restaurantes e instituciones bancarias, son todas diferentes (Laak, 1986).

Las variaciones dentro de cada tipo de agua residual, están dadas por sus características dependientes de las actividades: 1) a lo largo del día, 2) de la semana o 3) de las temporadas en que se divide el año. Considerando su influencia en la operación hidráulica y su participación en los procesos metabólicos responsables del tratamiento biológico, a continuación se describen las características variables que deben considerarse para el diseño de los reactores de operación discontinua.

2.1. Características hidráulicas

2.1.1. Caudal cambiante

Uno de los principales problemas asociados con el diseño y operación de plantas pequeñas es el que provocan las altas variaciones entre valores mínimo y máximo del caudal. Los caudales cambiantes con que se descargan las aguas residuales a las plantas son inevitables. Sin embargo, son más pronunciados en las descargas provenientes de pequeñas aglomeraciones de habitantes, de servicios públicos, de establecimientos comerciales y de industrias con discontinuidad en el uso de agua. Esto se debe al patrón similar de actividades individuales en cada uno de ellos, por lo que no es de extrañarse que se presenten intervalos de tiempo con caudales muy por encima del caudal medio, o bien, intervalos prolongados sin aportación de caudal (Goronszy, 1979; Kamiyama, 1979; Halmos, 1986).

2.1.2. Estratificación del reactor

Una de las incógnitas que surgen al proyectar un sistema de lodos activados con reactores de llenado y vaciado corresponde a la forma en que debe estratificarse el reactor antes, durante y después de la etapa de reacción lo cual se aclara a continuación, ver figura 2.1.

2.1.2.1. Volumen de llenado

No es tarea fácil determinar el volumen de agua residual a tratar en los reactores discontinuos debido a la influencia que ejerce la forma que tenga la curva de caudales acumulados. Este volumen puede diferir de ciclo a ciclo porque en ocasiones tiene que tratarse el agua recibida dentro de un tiempo de llenado máximo permisible aunque no se alcance el nivel determinado del volumen de diseño (Goronszy, 1979; Halmos, 1986; Irvine y Busch, 1979; Manning e Irvine, 1985).

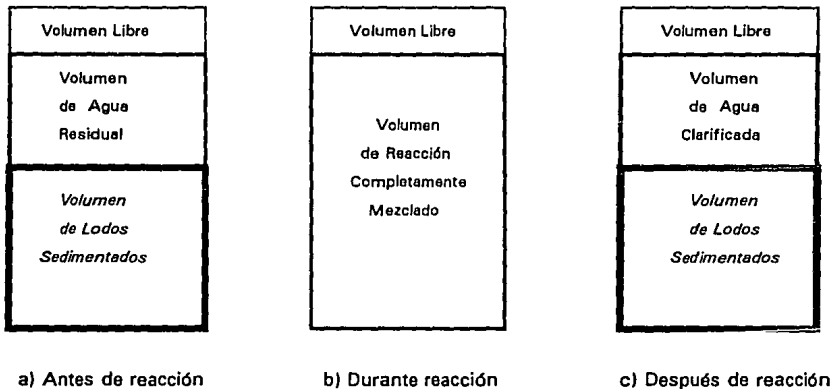


Figura 2.1. Estratificación de los volúmenes en un reactor discontinuo (Arora et al, 1985; modificado).

2.1.2.2. Volumen de lodos

En el reactor debe mantenerse después de cada ciclo de tratamiento la cantidad adecuada de biomasa para el tratamiento biológico de la nueva agua residual. Al

sedimentar estos lodos ocupan un volumen que está en función de la concentración de sólidos suspendidos y de sus características de sedimentación, debiendo proporcionar un volumen adecuado para que se deposite esta biomasa en el fondo del reactor.

2.1.2.3. Volumen intermedio

Randall et al (1992) recomiendan que después de extraer el sobrenadante se conserve un volumen de agua clarificada encima del manto de lodos sedimentados con el fin de evitar el arrastre de lodos.

2.1.2.4. Volumen remanente

Al finalizar el periodo de reposo que permite la sedimentación de la biomasa en suspensión, encima del manto de lodos queda el sobrenadante clarificado del cual solamente se extrae una cantidad equivalente al volumen de llenado. Por lo tanto en el reactor queda un volumen remanente ocupado por los lodos sedimentados y el volumen intermedio de agua clarificada (Randall et al, 1992).

2.1.2.5. Volumen de reacción

El volumen de reacción o volumen de lodos activados formado por la mezcla de las aguas residuales con la biomasa en suspensión puede diferir de ciclo a ciclo porque en ocasiones tendrá que tratarse el agua que se reciba dentro de un tiempo máximo permisible de llenado condicionado por la cantidad y la calidad de las aguas a tratar aunque no se alcance el nivel máximo de diseño para llenado;

aunque también puede limitarse durante el tiempo inicial cuando no se alcancen las descargas de diseño (Goronszy, 1979; Halmos, 1986; Irvine y Busch, 1979; Manning e Irvine, 1985).

2.1.2.6. Volumen total

El volumen total corresponde al volumen de lodos activados completamente mezclados que al finalizar el periodo de reposo se divide en volumen de lodos sedimentados y en volumen de sobrenadante clarificado.

2.1.3. División del ciclo

2.1.3.1. Tiempo de llenado

Dependiendo de la curva de caudales, será la cantidad de agua que entre al reactor por unidad de tiempo. Por lo tanto, el tiempo de llenado es una variable dependiente del caudal de aguas residuales, aumentando cuando las aportaciones de aguas residuales disminuyen (Arora et al, 1985; Brenner et al, 1992; Görg y Wilderer, 1987).

2.1.3.3. Tiempo de reposo

Después de concluir el tratamiento biológico debe permitirse la sedimentación de la biomasa en suspensión con el fin de extraer el sobrenadante clarificado.

2.1.3.4. Tiempo de vaciado

Para no resuspender lodos sedimentados debe limitarse la carga hidráulica superficial del vaciado por lo que el tiempo mínimo para vaciar el volumen de agua tratada es aquel que genera la carga hidráulica valor máxima (Halmos, 1986).

2.1.4. Número de reactores

Cuando un reactor alcanza su máxima capacidad de llenado antes de que finalicen las descargas diarias de aguas residuales hay que proporcionar uno o más reactores adicionales. El número de reactores discontinuos depende de la curva de volúmenes acumulados de agua diaria y la decisión puede estar entre un sólo reactor grande o varios reactores de menor tamaño (Irvine y Busch, 1979; Görg y Wilderer, 1987).

2.1.5. Tanque de almacenamiento

Cuando un reactor alcanza el volumen de llenado de diseño entonces existen dos alternativas para manejar el caudal de aguas residuales: 1) transferir a otro reactor o 2) desviar hacia un tanque de almacenamiento. Según Nakazawa y Tanaka (1991) y Görg y Wilderer (1987) la necesidad de un volumen de almacenamiento para regulación del caudal depende del número de reactores y de la forma de la curva diaria del caudal influente, pudiéndose determinar a partir de las curvas acumulativas de caudales de entrada y de salida del reactor; cuanto mayor es la

diferencia entre valores de caudal máximo y mínimo, tanto mayor es el volumen de almacenamiento requerido.

2.2. Características bioquímicas

2.2.1. Carga orgánica aplicada

Algunos autores hacen referencia a una disminución de la carga orgánica a lo largo del periodo de aireación. Sin embargo aquí se considera el concepto de carga orgánica aplicada al iniciarse el periodo de aireación, definiendo esta para un reactor de llenado y vaciado como el cociente que resulta de dividir la cantidad en peso, de material carbonoso presente en el agua residual alimentada entre la cantidad, en peso, de biomasa suspendida y entre el tiempo que dura la aireación.

Es importante hacer énfasis en la definición anterior porque el tratamiento en estos reactores es un proceso en continuo cambio, es decir, se desarrolla bajo un régimen no permanente, en el cual, durante la fase de llenado se incrementa la cantidad de sustrato mientras que en la etapa de reacción esta se va disminuyendo.

2.2.2. Rapidez de utilización de oxígeno

El estado transitorio de los reactores de operación discontinua influye en la rapidez de los microorganismo en suspensión para utilizar oxígeno disuelto.

Cuando da principio la fase de reacción con aireación bajo régimen de mezcla completa, la cantidad de material carbonoso por unidad de biomasa y en

consecuencia la rapidez para utilización del sustrato son tan altas que la demanda para utilización de oxígeno excede la capacidad para transferencia de oxígeno del equipo correspondiente y por lo tanto la concentración de oxígeno disuelto en los inicios de esta fase permanecen iguales o cercanos a cero. Una vez que empieza a disminuir la cantidad de material carbonoso por unidad de biomasa, también declina la tasa de utilización de sustrato y empieza a aumentar la concentración de oxígeno disuelto hasta que más tarde, una vez concluida la degradación de los contaminantes alcanza sus valores máximos (McWhorter, 1992).

En los reactores de operación discontinua la tasa de utilización de oxígeno cambia a lo largo de cada ciclo de operación. Norcross (1992) afirma que su magnitud llega a exceder de 125 mg/l·h para luego descender a valores cercanos a cero una vez que alcanza el final del periodo de aireación.

McWhorter (1992) recomienda que una vez que declina la tasa de utilización de oxígeno durante la fase de reacción se reduzca el caudal de aire.

Según Norcross (1992) la aireación proporcional al caudal o aireación en función de la concentración de oxígeno disuelto es una de las mejores estrategias de operación porque está condicionada por el caudal influente. Este método minimiza el caudal de aire para los caudales más pequeños e incrementa su magnitud en proporción al volumen tratado en cada ciclo de trabajo. La computadora calcula continuamente el caudal influente, midiendo cambios de nivel durante el llenado para proporcionar la aireación requerida en cada etapa y reducir consumo de energía sin dejar de mantener condiciones selectivas contra el crecimiento de organismos filamentosos mientras se disminuye la DBO.

2.2.3. Tiempo de retención celular

Irvine et al (1985) en ocasiones incrementaron los caudales de purga con el fin de ganar capacidad y tratar un mayor volumen de aguas residuales porque menos lodos en el tanque ocupan un menor espacio después de la sedimentación y permiten que sea clarificado y decantado un mayor volumen de aguas tratadas. Sin embargo, los cambios no son hechos al azar porque el tiempo de retención celular que los microorganismos requieren dentro del reactor es una variable dependiente de la cantidad de lodos que se mantienen en el reactor.

2.2.4. Duración del ciclo

McWhorter (1992) menciona que la duración del ciclo de un reactor discontinuo puede variar desde menos de tres horas hasta más de veinticuatro horas. Oles y Wilderer (1991) comentan que puede haber ciclos de menor duración si la aireación concluye al completarse la nitrificación. En general el tiempo correspondiente depende de los factores: 1) tiempo de llenado; 2) cantidad y tipo de contaminantes que entran por unidad de tiempo; 3) calidad requerida del efluente; 4) tiempo de reposo; y 5) tiempo de vaciado. El primero y los dos últimos incisos se comentaron en las características hidráulicas, quedando por explicar el tiempo de reacción el cual depende de los incisos dos y tres.

Las duraciones de los procesos metabólicos responsables de la remoción de contaminantes no necesariamente son iguales entre un ciclo y otro, se requiere un tiempo de reacción mayor para el tratamiento de: 1) aguas residuales con una alta

concentración de contaminantes y 2) aguas residuales a las cuales hay que eliminar nutrientes (nitrógeno o fósforo); una forma de ampliarlo es recorrer el inicio de la fase de reacción bajo un régimen de mezcla completa hacia la porción final del periodo de llenado (Arora et al 1985).

El manejo de tiempos de retención hidráulico por encima de los requeridos para remover la materia carbonosa, definiéndose esto como un sobrediseño del reactor discontinuo, puede acarrear problemas tales como el desarrollo de bacterias filamentosas, difíciles de sedimentar en el reactor y cuya solución requiere de modificaciones al proceso. (Arora et al, 1985, Brenner et al, 1992; Nakazawa y Tanaka, 1991).

2.2.5. Objetivo del tratamiento

Los reactores discontinuos tienen la flexibilidad de aceptar cambios en la secuencia de sus etapas de llenado y de reacción dependiendo de si el objetivo del tratamiento es solamente degradar la materia orgánica o si incluye también: 1) nitrificación; 2) eliminación de nitrógeno; o 3) remoción tanto de nitrógeno como de fósforo.

2.2.5.1. Remoción de materia orgánica

Para eliminar solamente material carbonoso de las aguas residuales se tiene una secuencia simple de llenado seguida por reacción aireada completamente mezclada. Con el fin de controlar el abultamiento de lodos existen dos teorías: 1) llenado sin mezclado, conocido como estático (Chiesa e Irvine, 1982); 2) inicio

del llenado con mezclado (conocido como anóxico), finalizando con aplicación de aire (McWhorter, 1992), ver figura 2.2. Aunque Arora et al (1985) afirman que es posible airear durante el llenado sin crear problemas graves de sedimentación de lodos.

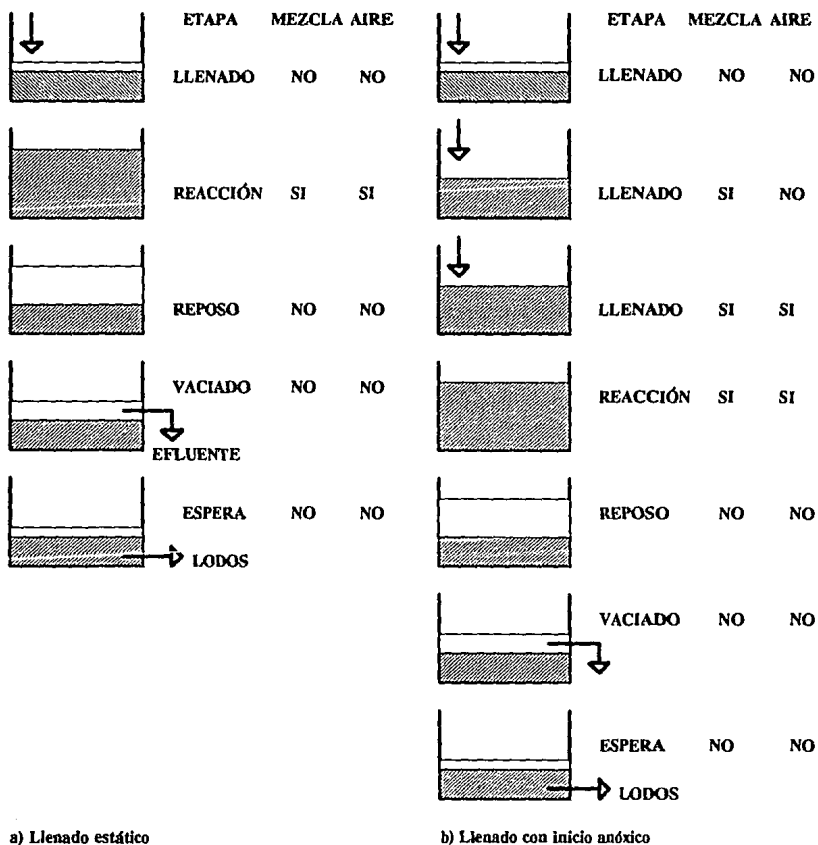


Figura 2.2. Alternativas para el control del abultamiento de lodos en un reactor discontinuo que remueve materia orgánica (Chiesa e Irvine, 1982; McWhorter, 1992; modificado).

Por otra parte, para el llenado anóxico seguido de mezcla aireada, al iniciarse la fase de llenado se mantiene un régimen de mezcla completa sin aireación, posteriormente se pasa a una etapa final de llenado con aplicación de aire en un régimen de mezclado completo (Ellis et al, 1992; McWhorter, 1992)

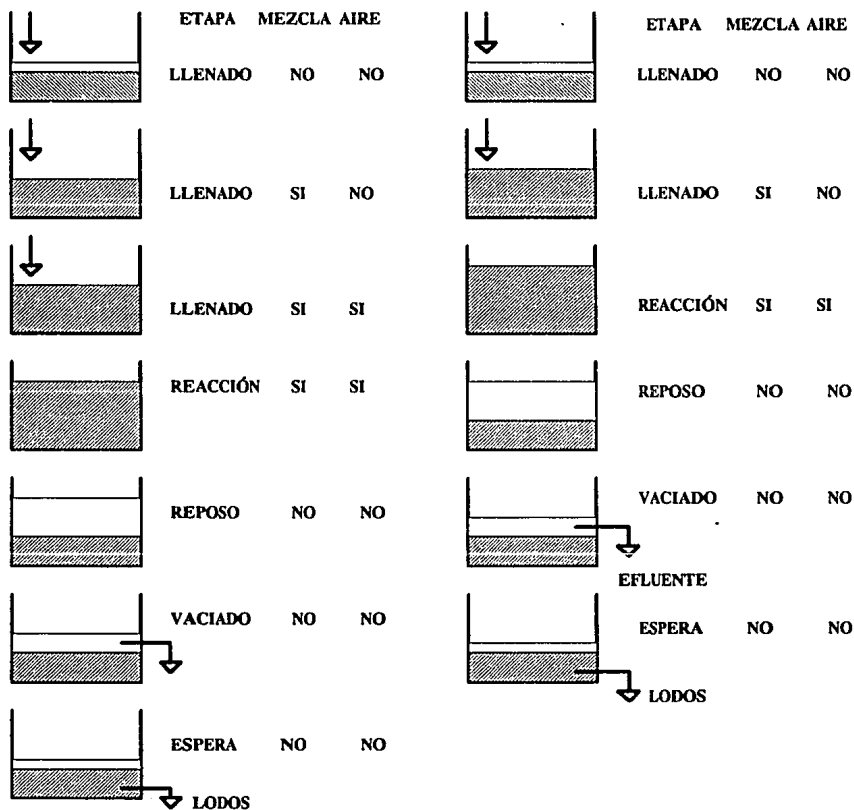
Arora et al (1985) observaron en su evaluación a varias plantas con reactores discontinuos que algunos operadores utilizaron aireación junto con un mezclado completo al llenar los mismos y contrario a las observaciones de Chiesa e Irvine (1982) no implicó condiciones favorables para el crecimiento de organismos filamentosos a un grado significativo.

2.2.5.2. Nitrificación junto con eliminación de material orgánico

Los reactores de llenado y vaciado tienen la capacidad de aceptar reajustes en sus etapas básicas de operación para llevar a cabo nitrificación (oxidación del amoníaco produciendo nitritos y nitratos) junto con la remoción de materia orgánica carbonosa (Goronszy, 1979; Halmos, 1986).

Manning e Irvine (1985) ven la posibilidad de llevar a cabo las reacciones de nitrificación junto con las de remoción de materia carbonosa si se proporciona aireación por intervalos de tiempo suficientemente largos con concentraciones de oxígeno disuelto mayores de 1 mg/l y microorganismos con una tasa de crecimiento específico considerablemente baja, ver figura 2.3.

Durante la fase de aireación una vez que decae la cantidad de materia carbonosa por unidad de biomasa, también declina la tasa de utilización de sustrato y aumenta la concentración de oxígeno disuelto, permitiendo que bacterias autótrofas lleven a cabo la nitrificación (McWhorter, 1992).



a) Aireación desde final de llenado

b) Aireación en etapa de reacción

Figura 2.3. Alternativas para nitrificación junto con remoción de materia orgánica en un reactor de operación intermitente (Irvine, 1983; modificado).

Por su parte, Arora et al (1985) explican que la nitrificación puede llevarse a cabo por dos formas: 1) incrementado la duración de la reacción aireada o 2) iniciando el periodo de mezcla y aireación (reacción) antes de finalizar la fase de llenado, ver figura 2.3. Estos autores afirman que con tiempos de retención celular de cinco a diez días, o más, y con suficiente aireación para alcanzar concentraciones de oxígeno disuelto de 2 mg/l aseguran el crecimiento de microorganismos nitrificantes.

2.2.5.3. Remoción de nitrógeno y carbono

Para la remoción de nitrógeno de las aguas residuales se requieren dos etapas: 1) nitrificación, en donde el amoníaco es oxidado por bacterias autótrofas en presencia de oxígeno disuelto para producir nitrógeno oxidado (nitritos y nitratos) y 2) desnitrificación, en la cual en ausencia de oxígeno disuelto y con el nitrato como fuente de oxígeno (condiciones anóxicas) las bacterias facultativas producen nitrógeno molecular (McWhorter, 1992; Ellis et al, 1992; Irvine et al, 1985; Halmos, 1986; Bortone et al, 1992).

La remoción de nitrógeno se logra mediante cualquiera de las siguientes posiciones de la fase anóxica durante el periodo de reacción: 1) al inicio, 2) al final y 3) alternada al inicio y en posiciones intermedias. Ver figuras 2.4 y 2.5.

Para la primera opción, el periodo de reacción culmina con una fase final de aireación para oxidar el nitrógeno amoniacal a nitritos y nitratos (nitrificación) y de esta forma, en el próximo ciclo las nuevas aguas residuales se mezclan con los

lodos sedimentados iniciando entonces la etapa de reacción bajo condiciones anóxicas (mezclado y ausencia de oxígeno disuelto) para que las bacterias facultativas utilicen como fuente de oxígeno, el nitrógeno oxidado presente en el volumen remanente del ciclo anterior, ver figura 2.4-a (Norcross, 1992; McWhorter, 1992; Ellis et al, 1992; Irvine et al, 1985; Halmos, 1986; Bortone et al, 1992).

Norcross (1992) detalla los fundamentos que tiene para la viabilidad de que ocurra la fase de llenado bajo condiciones anóxicas. Él hace una descripción de que al finalizar el periodo de reacción, toda el agua en el reactor ha sido tratada biológicamente, faltando entonces su clarificación. Después de vaciar el sobrenadante, en el fondo queda el manto de lodos sedimentados; al recibir las nuevas aguas a tratar, estas se someten a mezcla sin aplicación de aire, quedando la mezcla de estos volúmenes en condiciones anóxicas por que habrá disponibilidad de nitrógeno oxidado presente en la mezcla de agua y biomasa remanente del ciclo anterior.

Ellis et al (1992) hablan de las condiciones anaerobias y anóxicas que promueven durante la fase de llenado para lograr desnitrificación y liberación de alcalinidad. Esta desnitrificación es esencial para la fase de nitrificación por la limitada alcalinidad en las aguas residuales a tratar.

Por su parte, Silverstein y Schroeder (1983), Arora et al (1985), González-Martínez (1989) y Wilderer (1991) explican que puede llevarse a cabo una completa remoción de nitrógeno dentro de un mismo ciclo adicionando una subsecuente fase anóxica para desnitrificación que siga a la de reacción aireada,

para esto se detiene la aireación después de la nitrificación permitiendo un periodo anóxico posterior para desnitrificar con fuente endógena de carbono, ver figura 2.4-b.

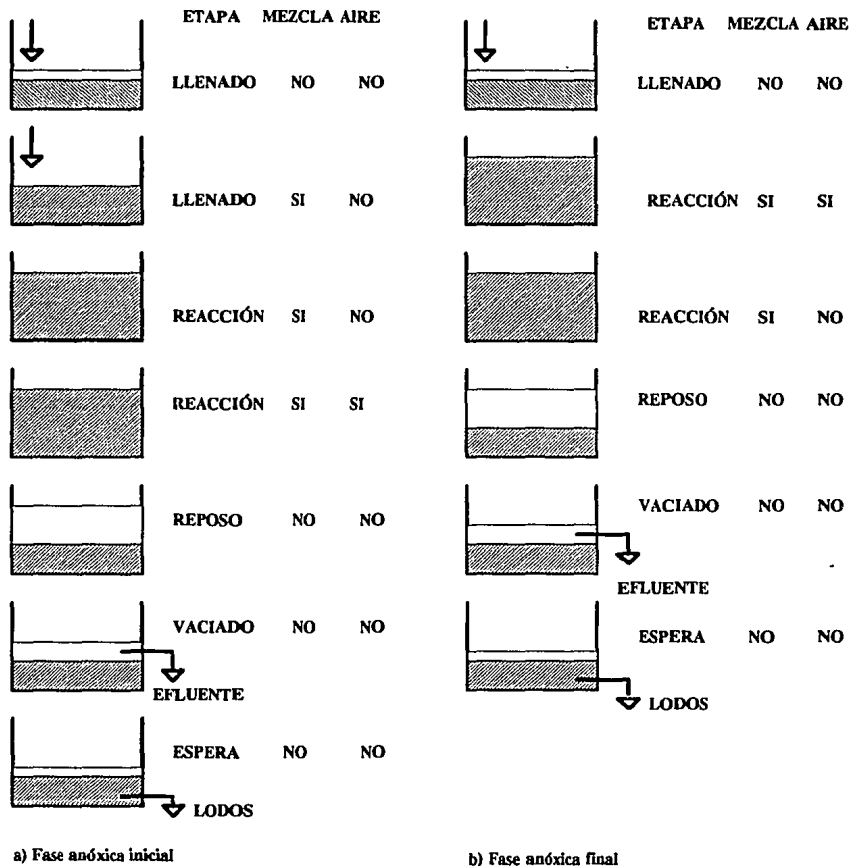


Figura 2.4. Alternativas para remoción de nitrógeno junto con material carbonoso en un reactor de llenado y vaciado (Irvine, 1983, modificado).

Por último, Oles y Wilderer (1991) en sus trabajos con reactores de operación discontinua llegan a una estrategia de operación con la que logran una alta tasa de nitrificación y desnitrificación. El método consiste en: 1) una fase de llenado estático inicial (sin mezclado y sin aireación) durante el cual permiten la entrada al reactor de aproximadamente el cincuenta porciento del volumen total a tratar; 2) alimentación por intervalos del volumen remanente a lo largo de periodos de llenado que coinciden con el principio de las fases de reacción anóxica; y 3) una secuencia de fases de reacción aireadas y totalmente mezcladas alternadas con dichas etapas en estado anóxico, ver figura 2.5

2.2.5.4. Remoción de fosfatos

La remoción de fósforo de las aguas residuales es indispensable para evitar que se descarguen en los cuerpos de agua receptores, concentraciones tales que estimulen el crecimiento desmedido de organismos fotosintéticos. El proceso biológico de tratamiento para remoción de fósforo, ofrece una alternativa a los métodos químicos. La concentración de fósforo en el agua residual depende de las infiltraciones, el uso de detergentes y las contribuciones de las aguas residuales industriales.

Manning e Irvine (1985) citan que la remoción biológica de fósforo fué propuesta por primera vez por Greenburg et al (1955).

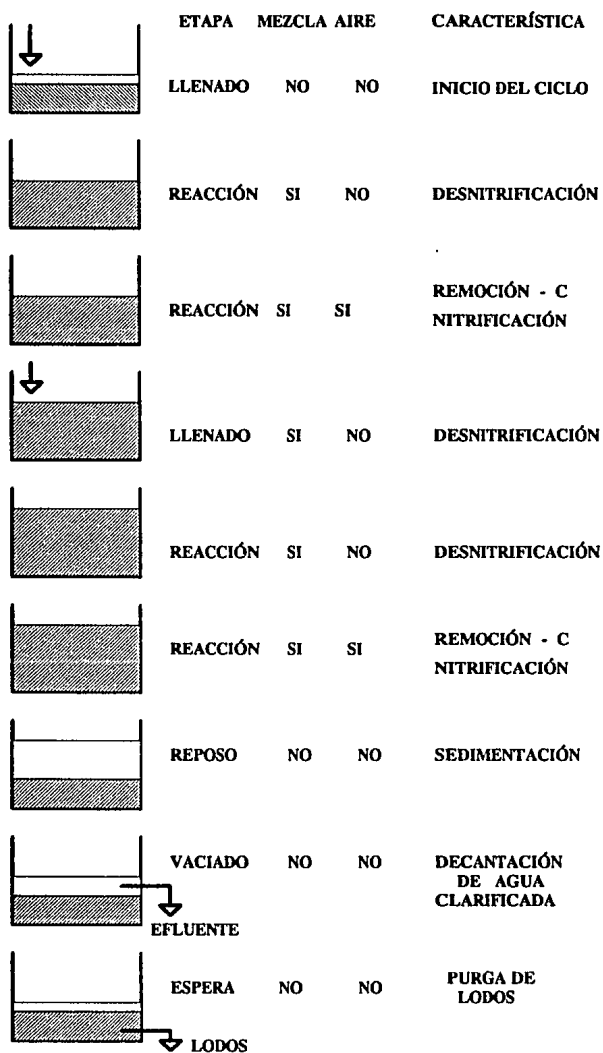


Figura 2.5. Secuencia alternada de fases anóxicas para nitrificar y desnitrificar en un reactor discontinuo (Wilderer, 1991).

Para lograr la remoción biológica de fósforo, es necesario iniciar el proceso de tamiento con una etapa de llenado bajo un régimen de mezcla completa sin aplicación de aire con objeto de aprovechar cualquier presencia de nitrógeno oxidado y reducirlo a nitrógeno molecular (desnitrificación) y a continuación incluir una etapa de mezclado anaerobia. Con este arreglo se favorece la liberación de fósforo por parte de microorganismos acumuladores del mismo simultáneamente con un apreciable consumo de sustrato orgánico (eliminación de DBO) y que no ocurre a menos que oxígeno disuelto y nitrógeno oxidado estén ambos ausentes al iniciarse esta etapa del periodo de reacción. Después de las fases de llenado y mezclado bajo condiciones anaerobias el contenido del reactor se somete a aireación para llevar a cabo la conversión metabólica de materia carbonosa, la nitrificación y la captura de fósforo por las células almacenadoras del mismo, ver figura 2.6 (González-Martínez, 1989; Arora et al 1985; Wilderer, 1991; McWhorter, 1992; Ellis et al, 1992; Manning et al, 1985).

De esta forma, la estrategia de control que debe seleccionarse para remover fósforo, es aquella que elimine tanto nitrógeno oxidado como oxígeno disuelto durante los periodos de llenado y de inicio de reacción y que contemple aireación durante la parte final de la fase de reacción (Manning et al, 1985).

Como el proceso para eliminación de fósforo requiere iniciar con la ausencia tanto de oxígeno disuelto como de oxígeno en forma de nitritos o nitratos (condiciones anaerobias) es posible desnitrificar al final del periodo de reacción adicionando un fase anóxica para asegurar condiciones anaerobias al empezar el nuevo ciclo (Arora et al, 1985; González-Martínez, 1989; Wilderer, 1991).

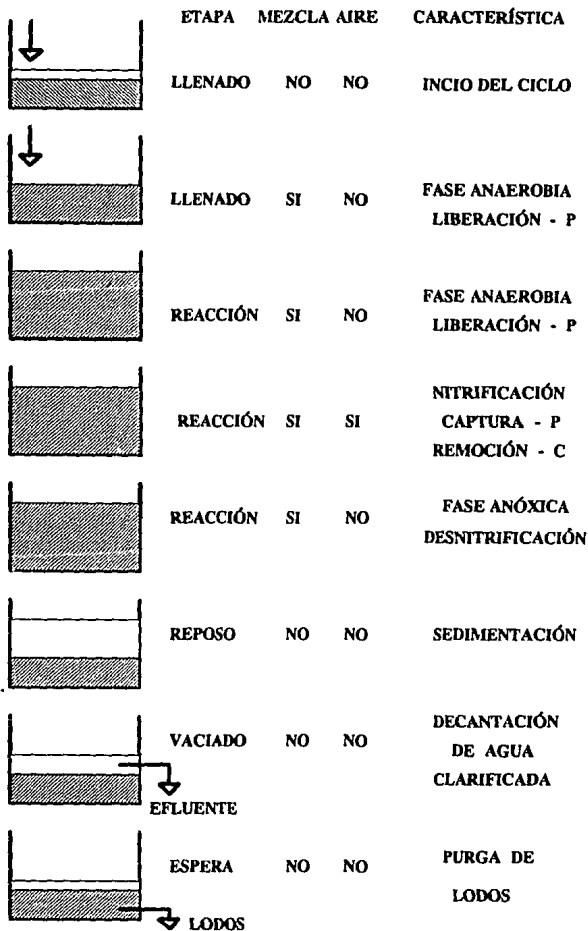


Figura 2.6. Remoción biológica de nitrógeno y fósforo junto con material orgánico carbonoso (Irvine, 1983; modificado).

2.2.6. Abultamiento de lodos

Arora et al (1985) afirman que el crecimiento de organismos filamentosos puede controlarse variando las condiciones de operación del reactor discontinuo, citan los trabajos de Chiesa e Irvine (1982) quienes reportan que la mejor estrategia es: 1) mantener una gran parte del llenado sin mezcla y sin aireación y 2) proceder con un mezclado aireado durante el tiempo remanente de llenado, quince a treinta minutos. Sin embargo, Arora y coautores (1985) también observaron que en varios sistemas con reactores discontinuos en que los operadores manejan aireadas las fases de llenado, no se favoreció un crecimiento significativo de organismos filamentosos.

McWhorter (1992) explica que el estado de constante cambio en los reactores de llenado y vaciado, favorece el crecimiento de ciertos microorganismos. "El periodo anóxico, ausencia de oxígeno disuelto y presencia del oxígeno en compuestos de nitrógeno, que ocurre durante una fracción inicial de la fase de llenado, inhibe el crecimiento de organismos filamentosos como "*Nocardia*" asociados con el problema de lodos abultados, a la vez que la alta relación de sustrato:microorganismos promueve el crecimiento de bacteria "*Zoogloea*" formadora de floc. Además, al finalizar la fase de reacción con una escases de alimento entonces los microorganismos entran en una etapa de respiración endógena al hacer uso de sus reservas celulares, este periodo con concentraciones de material carbonoso por unidad de biomasa y tasa de utilización de sustrato bajas estimula el crecimiento de organismos deseables".

Nakazawa y Tanaka (1991) explican que el sobrediseño de reactores discontinuos con tiempos de retención hidráulico mayores que los requeridos para remoción de los contaminantes carbonosos, carga orgánica baja, promueve el crecimiento de bacterias filamentosas con características pobres de sedimentación.

Arora et al (1985) manejaron diferentes porcentajes de tiempo aireado durante el llenado, disminuyéndolos sucesivamente de 100 % con el que obtuvieron un índice volumétrico de lodos (IVL) de 600 ml/gSSV, a cero por ciento con un IVL de 50 ml/gSSV.

Para controlar el abultamiento de lodos, Oles y Wilderer (1991) proponen la estrategia de llenado múltiple permitiendo entrar el cincuenta por ciento del volumen en la primer etapa de llenado y distribuyendo el remanente en la demás etapas de llenado. Ellos suponen que un menor volumen en el primer intervalo de llenado favorecería una mayor remoción de nitrógeno, pero también aclaran que esta estrategia podría ejercer efectos negativos en la sedimentabilidad de los lodos.

Según Wilderer (1991) y McWhorter (1992) la disminución de la cantidad de material carbonoso por unidad de biomasa a lo largo de la etapa de reacción aireada y completamente mezclada estimula el desarrollo de organismos formadores de floc "*Zoogloea*" y concluyen que a mayor concentración de sustrato se incrementa la carga orgánica y la rapidez de utilización de oxígeno; entonces los microorganismos formadores de floc llegan a ganar en crecimiento a sus competidores filamentosos, por otro lado las condiciones prolongadas sin

alimento después de haberlo tenido en exceso favorecen la síntesis del material gelatinoso (polímeros extracelulares) por bacteria "*Zoogloea*" formadora de floc.

Para sistemas que llevan a cabo una rápida desnitrificación se recomienda cerrar la aireación con un incremento en su caudal para que el escape de burbujas de gas nitrógeno favorezca la sedimentación (Irvine y Busch, 1979).

3. MARCO DE REFERENCIA

El presente estudio está referido a la eliminación de material orgánico en las aguas residuales sin considerar la remoción biológica de nutrientes. Para este caso específico, al proceso discontinuo lo distinguen tres características especiales:

1- Repetición periódica de una secuencia de etapas bien definidas en cada ciclo de tratamiento: "llenado", "reacción", "sedimentación" y "decantación", ver figura

3.1. Otra fase también indispensable es "purga de lodos" que puede realizarse durante la etapa de reacción o al finalizar la decantación (Wilderer, 1991; Irvine y Busch, 1979; Arora et al, 1985);

2- duración planeada de cada una de las fases del proceso, en función de los requerimientos de tratamiento (Wilderer, 1991; Irvine y Busch, 1979); y

3- ocurrencia en un sólo tanque de los procesos metabólicos y físicos responsables de la degradación de los contaminantes y de la separación de la

biomasa suspendida (Arora et al, 1985; Wilderer, 1991; González-Martínez, 1989).

Aunque las denominaciones autodefinen literalmente las distintas etapas de cada ciclo, pueden llevar a concebir un concepto erróneo de las mismas.

Primeramente, el término de "llenado" por si solo explica en forma clara que el tanque está recibiendo aguas residuales. Sin embargo, no define que al momento de iniciarse esta fase, el tanque ya contiene una población activa y medible de microorganismos remanentes del ciclo anterior. Tampoco explica que el llenado puede culminar antes de que el agua alcance el nivel establecido de diseño cuando la duración excede al tiempo máximo permisible, caso ocurrente en intervalos con caudales bajos, suspendiéndose entonces la entrada de agua residual e iniciándose la etapa de reacción aireada con un régimen de mezclado completo dentro del reactor, ver figura 3.1.

Continuando, este periodo de aireación no tiene por que ser de duración constante en todos los ciclos, solamente se mantiene durante el tiempo que sea necesario para que los microorganismos lleven a cabo los procesos metabólicos responsables de la degradación de los contaminantes carbonosos. Una vez que concluye, los equipos de aireación y de mezclado quedan fuera de operación e inicia la fase de "sedimentación".

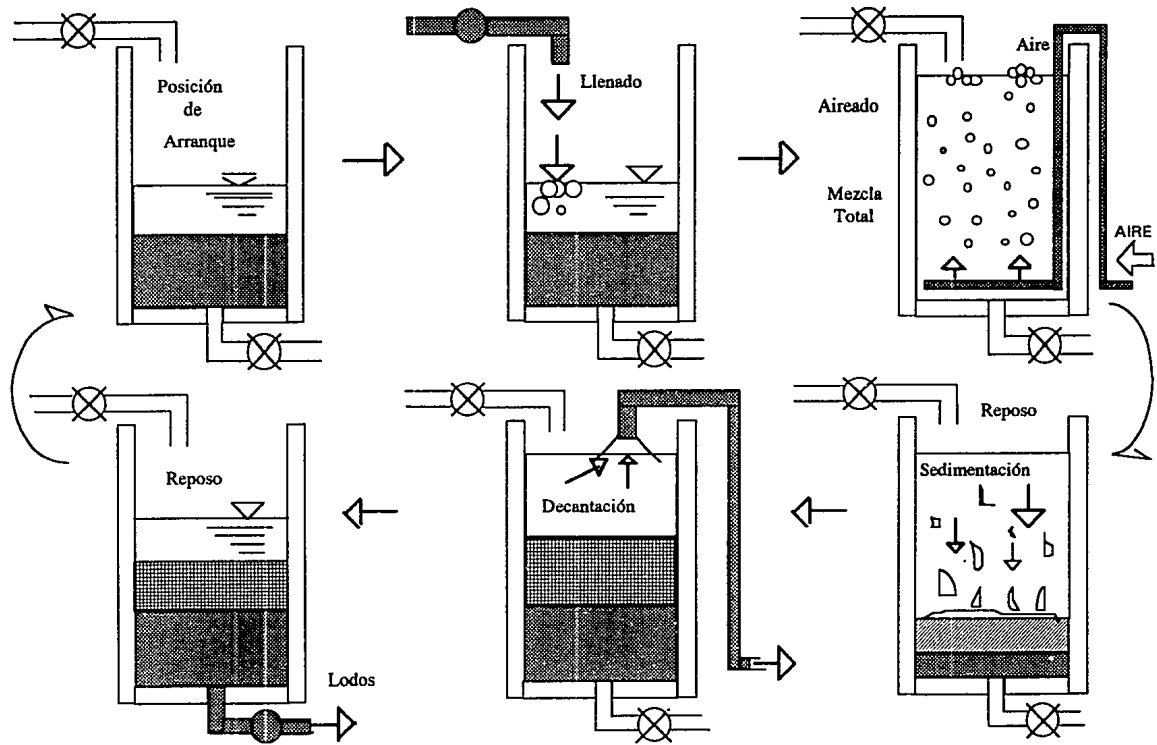


Figura 3.1. Secuencia de la experimentación para remoción de materia orgánica (Irvine, 1983, modificado).

En esta nueva etapa, el volumen contenido permanece en reposo durante un tiempo dependiente de: 1) las características de sedimentación de la biomasa en suspensión; 2) la altura ocupada por el volumen de agua residual tratada; y 3) el problema de la resuspensión del lodo sedimentado

Al finalizar el periodo de reposo entonces principia la decantación del sobrenadante clarificado. Una vez extraído el volumen tratado, los microorganismos remanentes en el fondo del reactor están en condiciones de iniciar de inmediato un nuevo ciclo o bien de esperar la llegada de más aguas residuales.

4. DESARROLLO DE UN PROCEDIMIENTO DE DISEÑO

El diseño de los sistemas de lodos activados con reactores discontinuos se divide en dos partes: 1) configuración de un reactor capaz de llevar a cabo el tratamiento biológico deseado y 2) obtención de la capacidad y número de reactores requeridos para tratar todas las aguas residuales considerando la posibilidad de utilizar o no un tanque igualador de caudales.

4.1 Configuración del reactor

La configuración del reactor equivale a la estratificación del volumen total de lodos activados basándose en: 1) características del espesamiento de lodos, 2) carga hidráulica superficial, 3) tiempo de retención celular y 4) carga orgánica aplicada.

4.1.1. Estratificación por espesamiento de lodos

4.1.1.1. Análisis del volumen de lodos (V_L)

Con base en las características de espesamiento y sedimentación se determina el volumen de lodos sedimentados (V_L) que ocupa la biomasa suspendida cuando finaliza el periodo de reposo. Los parámetros que intervienen en el análisis son: 1) el índice volumétrico de lodos (IVL); 2) la concentración de sólidos suspendidos volátiles (SSV) en el reactor totalmente mezclado antes de finalizar el periodo de aireación; y 3) el volumen total de lodos activados (V_T).

Ramallo (1983) define el índice volumétrico de lodos como "el volumen que ocupa en mililitros (ml) la masa correspondiente a un gramo de sólidos suspendidos volátiles (SSV) una vez que sedimentan después de 30 minutos de reposos en una probeta graduada de 1000 ml".

Mediante el siguiente planteamiento se obtiene la expresión del volumen de lodos (V_L) en función de los términos descritos:

1- La cantidad total, en peso, de lodos dentro del reactor se obtiene de multiplicar la concentración de los sólidos suspendidos volátiles (SSV) por el volumen total (V_T) de líquido aireado y completamente mezclado.

$$\text{Peso total de lodos en el reactor} = \text{SSV} \cdot V_T \quad (4.1)$$

2- El índice volumétrico de lodos (IVL) se refiere al volumen en mililitros que ocupa cada gramo de lodo en suspensión después de someterse al periodo de reposo.

3- Por lo tanto, al multiplicar el volumen en que se deposita cada gramo de lodo (IVL) por el peso total de lodos suspendidos en la mezcla aireada (Ec. 4.1), se obtiene el volumen en que sedimentan los sólidos en suspensión (V_L) cuando finaliza el periodo de reposo. Este razonamiento se engloba en la ecuación:

$$V_L = IVL \cdot SSV \cdot V_T \quad (4.2)$$

4.1.1.2. Análisis del volumen remanente (V_R)

Después de la purga, deben conservarse el volumen de los lodos sedimentados (V_L) y un volumen sobrenadante de aguas clarificadas, denominado aquí volumen intermedio (V_I) o de dilución, para evitar arrastre de sólidos y diluir la concentración de contaminante en el influente. Esto complica el manejo de variables, sin embargo, considerando que la suma de ambos valores es igual al volumen remanente (V_R) que permanece en el reactor después de cada ciclo, el análisis puede simplificarse si en vez de utilizar la variable volumen intermedio (V_I) ésta se expresa como una fracción "f" del volumen de lodos (V_L) (Randall et al, 1992).

$$V_I = f \cdot V_L \quad (4.3)$$

por definición de volumen remanente, se tiene

$$V_R = V_L + V_I \quad (4.4)$$

sustituyendo en la Ec. 4.4 el volumen intermedio dado por la ecuación 4.3

$$V_R = V_L + (f \cdot V_L) \quad (4.5)$$

finalmente la ecuación del volumen remanente queda

$$V_R = V_L (1 + f) \quad (4.6)$$

En el inciso anterior se obtuvo la expresión para el volumen de lodos (Ec. 4.2)

$$V_L = IVL \cdot SSV \cdot V_T$$

combinando las ecuaciones 4.2 y 4.6, la ecuación para el volumen remanente es

$$V_R = IVL \cdot SSV \cdot V_T(1 + f) \quad (4.7)$$

4.1.1.3. Análisis del volumen total

El volumen total (V_T) se refiere al volumen de líquido aireado y totalmente mezclado (lodos activados) y se compone por la suma del volumen remanente (V_R) después de cada ciclo y del volumen útil o de llenado (V_{LL})

$$V_T = V_R + V_{LL} \quad (4.8)$$

sustituyendo los resultados obtenidos en la Ec. 4.7 para expresar el volumen remanente,

$$V_T = (1 + f) \cdot IVL \cdot SSV \cdot V_T + V_{LL} \quad (4.9)$$

despejando el volumen de llenado

$$V_{LL} = V_T [1 - (1+f) \cdot IVL \cdot SSV] \quad (4.10)$$

por último se despeja el volumen total

$$V_T = \frac{V_{LL}}{1 - (1 + f) \cdot IVL \cdot SSV} \quad (4.11)$$

4.1.1.4. Relación volumen de llenado a volumen total

Por separado, los conceptos de volúmenes de llenado y total representan variables a definir, pero no son de gran importancia como parámetros de diseño. En cambio la relación volumen de llenado a volumen total los engloba a ambos y puede utilizarse como un parámetro de diseño.

De la ecuación del volumen total (4.11) se despeja la relación V_{LL} / V_T

$$\frac{V_{LL}}{V_T} = 1 - IVL \cdot SSV(1 + f) \quad (4.12)$$

Considerando que los reactores son de sección horizontal constante entonces la relación de las alturas correspondientes a los volúmenes de llenado y total, h_{LL} y h_T , es equivalente

$$\frac{h_{LL}}{h_T} = 1 - IVL \cdot SSV(1 + f) \quad (4.13)$$

4.1.2. Estratificación por carga hidráulica

La altura útil o de llenado (h_{LL}) no depende directamente del volumen por vaciar definido como volumen de llenado (V_{LL}) o volumen útil, pero si de los parámetros: 1) tiempo de vaciado (t_v) y 2) carga hidráulica superficial (CH), lo cual se demuestra con el siguiente análisis:

De la definición de volumen

$$V_{LL} = A \cdot h_{LL} \quad (4.14)$$

donde A = área superficial del reactor; m^2

V_{LL} = Volumen de llenado; m^3

h_{LL} = altura ocupada por el volumen de llenado; m

se despeja que
$$h_{LL} = V_{LL} / A \quad (4.15)$$

mientras que el caudal de vaciado (Q_v) por definición es,

$$Q_v = V_{LL} / t_v \quad (4.16)$$

donde t_v = tiempo de vaciado

despejando de la Ec. 4.16 el volumen de llenado

$$V_{LL} = Q_v \cdot t_v \quad (4.17)$$

por definición, la carga hidráulica superficial está dada por

$$CH = Q_v / A \quad (4.18)$$

despejando el área de la Ec. 4.18

$$A = Q_v / CH \quad (4.19)$$

reagrupando en la ecuación 4.15 los términos de las ecuaciones 4.17 y 4.18

$$h_{LL} = \frac{Q_V \cdot t_V}{Q_V / CH} \quad (4.20)$$

finalmente se obtiene

$$h_{LL} = CH \cdot t_V \quad (4.21)$$

Con lo que se concluye que al fijarse una carga hidráulica permisible de diseño entonces la altura de llenado variará en función del tiempo de vaciado y de la carga hidráulica superficial y no precisamente del volumen útil clarificado (V_{LL}).

4.1.3. Configuración por características bioquímicas del proceso

4.1.3.1. Estratificación por tiempo de retención celular

Randall et al (1992) citan a Argaman (1986) para explicar que la edad real de la biomasa suspendida (tiempo de retención celular) equivale al tiempo que ésta permanece en actividad microbiana dentro del reactor, diferenciándolo del tiempo total de residencia que los lodos permanecen dentro del reactor aún en etapas de reposo. Ellos definen el tiempo de retención celular (TRC) de la siguiente forma:

$$TRC = \frac{\text{Tiempo de aireación}}{\text{Tiempo total del ciclo}} \cdot \text{Tiempo que la biomasa permanece dentro del reactor} \quad (4.22)$$

El tiempo de retención (TR) que la biomasa permanece dentro del reactor puede calcularse dependiendo de la posición de la etapa de purga de lodos dentro del ciclo de tratamiento:

a) purga de lodos al finalizar periodo de decantación y antes de iniciar el llenado

$$TR = \frac{\text{Cantidad de lodos sedimentados después de la purga}}{\text{Producción diaria de lodos}} \quad (4.23)$$

b) sea la purga después del periodo de reposo o durante la fase de reacción

$$TR = \frac{\text{Cantidad de lodos en suspensión al iniciar la aireación}}{\text{Producción diaria de lodos}} \quad (4.24)$$

debe observarse que cualquiera que sea el caso, ambos numeradores corresponden a la cantidad inicial de biomasa en cada ciclo, la cual puede determinarse también de dos formas:

1) La cantidad de lodos sedimentados que permanezcan en el fondo después de efectuar la purga al finalizar la decantación y antes de iniciar el llenado,

$$\text{Cantidad inicial de biomasa} = V_L \cdot SST(\text{sedimentados}) \quad (4.25)$$

donde, V_L = Volumen de diseño que ocupan los lodos sedimentados

$SST_{(\text{sedimentados})}$ = Concentración de la biomasa sedimentada,
mgSST/l

2) La biomasa en suspensión al iniciarse la fase de reacción, representada por:

$$\text{Cantidad inicial de biomasa} = V_T \cdot SST_{(o)} \quad (4.26)$$

donde, V_T = Volumen total de lodos activados

$SST_{(o)}$ = Concentración de biomasa suspendida al iniciarse la aireación,
en mgSST/l

Al sustituir estos términos en las ecuaciones 4.23 y 4.24,

$$TR = \frac{V_L \cdot SST_{(\text{sedimentados})}}{\text{Producción diaria de lodos}} \quad (4.27)$$

$$TR = \frac{V_T \cdot SST_{(o)}}{\text{Producción diaria de lodos}} \quad (4.28)$$

quedando por definir la expresión del denominador,

Producción

$$\begin{array}{l} \text{diaria} \\ \text{de lodos} \end{array} = (\text{Producción / ciclo}) (\text{Número de ciclos al día}) \quad (4.29)$$

de donde la ecuación 4.30 es

$$\frac{\text{Producción}}{\text{ciclo}} = \frac{\text{Cantidad de sustrato eliminado}}{\text{ciclo}} \frac{\text{Producción final de lodos}}{\text{kg eliminado de sustrato}}$$

simplificando los términos:

$$\text{Número de ciclos por día} = N_c$$

$$\text{Cantidad de sustrato eliminado / ciclo} = V_{LL} (S_0 - S) \quad (4.31)$$

donde:

V_{LL} = Volumen de llenado o útil, equivalente al volumen de agua tratada

S_0 = concentración de contaminante orgánico en el agua cruda

S = concentración de contaminante orgánico al final de la aireación

Producción final
de biomasa (kg) por kg
eliminado de sustrato

$$= Y_{NETO} \quad (4.32)$$

Por lo tanto

$$\text{Producción / ciclo} = V_{LL} (S_0 - S) \cdot Y_{NETO} \quad (4.33)$$

y

$$\text{Producción diaria} = V_{LL} (S_0 - S) \cdot Y_{NETO} \cdot N_c \quad (4.34)$$

sustituyendo en las ecuaciones 4.23 y 4.24 del tiempo de retención dentro del reactor

$$TR = \frac{V_L \cdot SST_{(\text{sedimentados})}}{V_{LL} (S_0 - S) \cdot Y_{NETO} \cdot N_c} \quad (4.35)$$

$$TR = \frac{V_T \cdot SST_{(o)}}{V_{LL} (S_0 - S) \cdot Y_{NETO} \cdot N_c} \quad (4.36)$$

hay que recordar que el término TR representa la edad de la biomasa dentro del reactor (ecuaciones 4.23 y 4.24) y que para obtener el tiempo activo real de la biomasa dentro del reactor (TRC) hay que utilizar la ecuación 4.22

Tiempo de aireación

$$\text{TRC} = \frac{\text{Tiempo de aireación}}{\text{Tiempo total del ciclo}} \cdot \text{Tiempo que la biomasa permanece dentro del reactor} \quad (4.22)$$

sustituyendo por literales

$$\text{TRC} = \frac{t_{\text{aireación}}}{t_{\text{ciclo}}} \cdot \text{TR} \quad (4.37)$$

sustituyendo en Ec. 4.37 el valor de la Ec. 4.36 se obtiene la ecuación para desglosar el parámetro de diseño V_{LL} / V_T :

$$\text{TRC} = \frac{t_{\text{aireación}}}{t_{\text{ciclo}}} \cdot \frac{V_T \cdot \text{SST}_{(o)}}{V_{LL} (S_o - S) \cdot Y_{\text{NETO}} \cdot N_c} \quad (4.38)$$

obsérvese que N_c es igual a: $1 \text{ d} / t_{\text{ciclo}}$

por lo tanto la Ec. 4.38 se simplifica

$$\text{TRC} = \frac{V_T \cdot \text{SST}_{(o)}}{V_{LL} (S_o - S) \cdot Y_{\text{NETO}}} \cdot t_{\text{aireación}} \quad (4.39)$$

finalmente

$$\frac{V_{LL}}{V_T} = \frac{SST_{(0)}}{TRC \cdot (S_0 - S) \cdot Y_{NETO}} \cdot t_{aireación} \quad (4.40)$$

de donde se concluye que:

1) Manteniendo V_T y aumentando V_{LL} equivalente a incrementar la relación V_{LL} / V_T , se elimina más contaminante, se produce más biomasa y se reduce el tiempo de retención celular.

2) Con esta ecuación se determina la máxima relación V_{LL} / V_T para mantener un tiempo de retención celular específico.

3) Manteniendo el tiempo de retención celular e incrementando el tiempo de reacción puede incrementarse la relación V_{LL} / V_T

un análisis similar produce la ecuación:

$$\frac{V_{LL}}{V_L} = \frac{SST_{(sedimentados)}}{TRC \cdot (S_0 - S) \cdot Y_{NETO}} \cdot t_{aireación} \quad (4.41)$$

de la cual se concluye que:

1) Manteniendo V_{LL} y disminuyendo V_L no se dispone de un volumen suficiente para almacenar la producción de lodos correspondiente a un tiempo requerido de retención para la biomasa (TRC) y en consecuencia éste último disminuye.

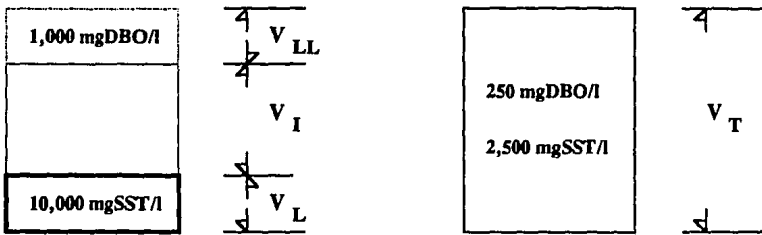
2) Las zonas de estratificación en el reactor influyen sobre el tiempo de retención celular.

4.1.3.2. Estratificación por carga orgánica aplicada

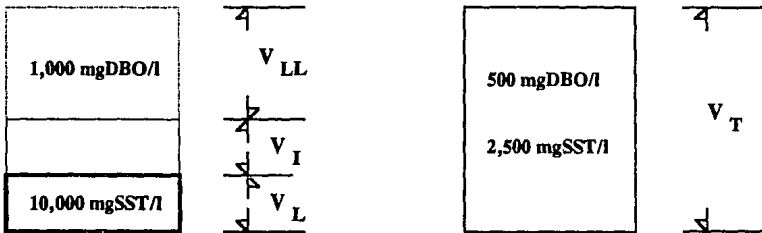
El concepto de dilución variando la relación volumen útil entre volumen total (V_{LL} / V_T) debe ser tal que la carga orgánica aplicada sea la adecuada para lograr la calidad requerida en el efluente. El fenómeno de dilución se detalla en la figura 4.1.

Al examinar la figura 4.1 se observa que la concentración de sólidos suspendidos en el reactor durante la etapa de reacción puede conseguirse para distintos valores de V_{LL} / V_T sin embargo debe ser uno que corresponda a la carga orgánica aplicada y al tiempo de reacción.

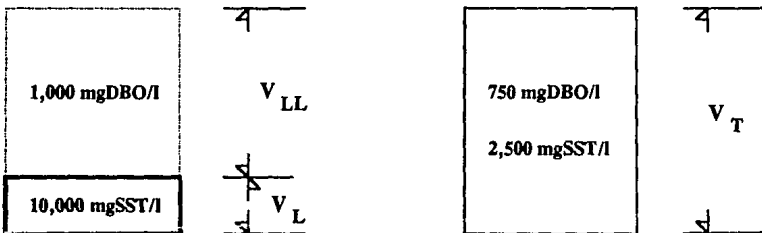
En el ejemplo de la Fig 4.1 se considera que la concentración de lodos sedimentados es de 10,000 mg/l y que el volumen en que se depositan (V_L) es un cuarto del volumen total de lodos activados (V_T), los cuales al mezclarse en el volumen total se diluyen a 2,500 mgSST/l independientemente del volumen de dilución (V_D) utilizado.



a) $V_{\text{llenado}} : V_{\text{total}} = 1:4$



b) $V_{\text{llenado}} : V_{\text{total}} = 1:2$



c) $V_{\text{llenado}} : V_{\text{total}} = 3:4$

Figura 4.1. Fenómeno de dilución del agua residual que llena el volumen útil mediante un volumen intermedio remanente.

Sin embargo, la fracción del volumen de dilución si influye en la concentración final de contaminante al mezclarse el volumen entrante con el volumen

remanente, por lo que se concluye que es útil para controlar la carga orgánica, dicho de otra forma, para variar la cantidad de sustrato por unidad de biomasa al iniciar la fase aerobia.

Con respecto a la relación volumen de llenado a volumen total de lodos activados (V_{LL} / V_T):

a) alcanza su máximo valor cuando el volumen de dilución (V_I), ver Fig. 4.1, es igual a cero haciendo nulo el coeficiente "f" definido en la Ec. 4.3

$$V_I = f \cdot V_L \quad (4.3)$$

de donde $f = V_I / V_L \quad (4.42)$

entonces la cantidad máxima que puede sedimentarse en el volumen de lodos se calcula anulando "f" en la Ec. 4.12

$$\frac{V_{LL}}{V_T} = 1 - IVL \cdot SSV(1 + f) \quad (4.12)$$

sustituyendo con $f = 0$

$$\frac{V_{LL}}{V_T} = 1 - IVL \cdot SSV; \text{ para } f = 0 \quad (4.43)$$

por ejemplo, para 80 ml/gSSV esperado del IVL y 2000 mgSSV/l se obtiene al sustituir en la Ec. 4.43,

$$\frac{V_{LL}}{V_T} = 0.84; \text{ para } f = 0$$

No hay que olvidar que éste valor es el máximo para permitir que toda la biomasa en suspensión alcance a sedimentar dentro del volumen dado de lodos y que el valor final debe determinarse por carga orgánica aplicada.

Por definición de carga orgánica aplicada (C.O.) se tiene la ecuación

$$C.O. = \frac{\text{Cantidad de sustrato alimentado}}{\text{Cantidad inicial de biomasa} \cdot \text{Tiempo de aireación}} \quad (4.44)$$

donde,

cantidad de sustrato alimentado	= $V_{LL} \cdot S_0$
cantidad inicial de biomasa	= $V_T \cdot SST_{(0)}$
$SST_{(0)}$	= Concentración de biomasa suspendida al iniciarse la aireación, mgSSV/l
cantidad inicial de biomasa	= $V_L \cdot SST_{\text{sedimentados}}$
$SST_{\text{sedimentados}}$	= Concentración de los sólidos sedimentados; mgSSV/l
tiempo de aireación	= $t_{\text{aireación}}$

al sustituir en la Ec. 4.44

$$C.O = \frac{V_{LL} \cdot S_0}{V_T \cdot SST(o) \cdot t_{aireación}} \quad (4.45)$$

reagrupando términos

$$\frac{V_{LL}}{V_T} = \frac{C.O. \cdot SST(o)}{S_0} \cdot t_{aireación} \quad (4.46)$$

la Ec. 4.46 se utiliza para obtener una combinación adecuada entre V_{LL}/V_T y $t_{aireación}$.

4.2. Número y capacidad de los reactores

El número y volumen de los reactores es una interrelación que depende de: 1) la producción diaria de aguas residuales; 2) la consideración de utilizar o no un tanque igualador de caudales.

4.2.1 Análisis del caudal de aguas residuales

Primero hay que realizar la medición en continuo para obtener la curva de caudales diarios. Como ejemplo, se presentan en la tabla 4.1 los resultados de una

medición en el sitio de descarga de una zona residencial con una población equivalente a 1000 habitantes de una zona residencial en León, Guanajuato, la representación gráfica aparece en la figura 4.2.

TABLA 4.1 Caudales medidos en zona habitacional "Club Campestre de León"

Hora	Caudal (l/s)	Hora	Caudal (l/s)	Hora	Caudal (l/s)
0:00	1.7	8:00	11.4	16:00	4.6
0:30	1.2	8:30	8.0	16:30	4.3
1:00	1.5	9:00	8.4	17:00	4.3
1:30	1.2	9:30	7.1	17:30	4.1
2:00	1.2	10:00	5.8	18:00	3.9
2:30	1.2	10:30	5.4	18:30	4.6
3:00	1.2	11:00	5.8	19:00	3.9
3:30	1.2	11:30	6.2	19:30	4.3
4:00	1.2	12:00	5.0	20:00	4.3
4:30	1.2	12:30	4.6	20:30	2.9
5:00	1.2	13:00	7.1	21:00	2.9
5:30	1.5	13:30	5.0	21:30	2.9
6:00	1.5	14:00	5.4	22:00	2.9
6:30	1.5	14:30	5.4	22:30	2.6
7:00	1.7	15:00	4.3	23:00	2.3
7:30	3.2	15:30	5.0	23:30	2.0
8:00	11.4	16:00	4.6	24:00	1.7

Para obtener los volúmenes acumulados parciales en cada intervalo de tiempo, se multiplica el caudal medio del intervalo por la duración del mismo.

El volumen parcial acumulado en el intervalo comprendido de 0:00 a 0:30 horas se obtiene calculando el caudal promedio y multiplicándolo por la duración del intervalo entre mediciones, ver tabla 4.2

Volumen parcial de 0:00 a 0:30 = $1.45 \text{ l/s} \cdot 0.5 \text{ h} = 2.61 \text{ m}^3$

La suma de los volúmenes acumulados parciales genera el acumulado para cada hora del día, ver tabla 4.2.

Graficando los valores obtenidos para cada hora del día, se obtiene la curva de volúmenes acumulados, ver figura 4.3.

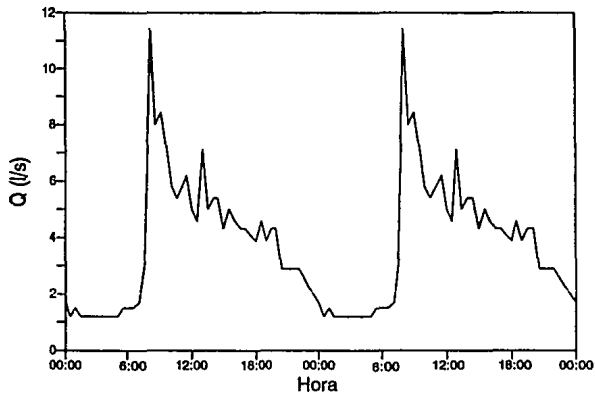


Figura 4.2. Curva de caudales de agua residual en una zona residencial de León, Guanajuato.

El caudal medio diario (Q_m) se obtiene dividiendo el volumen acumulado entre su respectivo tiempo de acumulación.

TABLA 4.2. Determinación de volúmenes acumulados.

	Caudal medido	volumen parcial acumulado	volumen total acumulado		Caudal medido	volumen parcial acumulado	volumen total acumulado
Hora	(l/s)	(metros cúbicos)	(metros cúbicos)	Hora	(l/s)	(metros cúbicos)	(metros cúbicos)
0:00	1.7		0.00	12:00	5.0		149.67
		2.61				8.64	
0:30	1.2		2.61	12:30	4.6		158.31
		2.43				10.53	
1:00	1.5		5.04	13:00	7.1		168.84
		2.43				10.89	
1:30	1.2		7.47	13:30	5.0		179.73
		2.16				9.36	
2:00	1.2		9.63	14:00	5.4		189.09
		2.16				9.72	
2:30	1.2		11.79	14:30	5.4		198.81
		2.16				8.73	
3:00	1.2		13.95	15:00	4.3		207.54
		2.16				8.37	
3:30	1.2		16.11	15:30	5.0		215.91
		2.16				8.64	
4:00	1.2		18.27	16:00	4.6		224.55
		2.16				8.01	
4:30	1.2		20.43	16:30	4.3		232.56
		2.16				7.74	
5:00	1.2		22.59	17:00	4.3		240.30
		2.43				7.56	
5:30	1.5		25.02	17:30	4.1		247.86
		2.70				7.20	
6:00	1.5		27.72	18:00	3.9		255.06
		2.70				7.65	
6:30	1.5		30.42	18:30	4.6		262.71
		2.88				7.65	
7:00	1.7		33.30	19:00	3.9		270.36
		4.41				7.38	
7:30	3.2		37.71	19:30	4.3		277.74
		13.14				7.74	
8:00	11.4		50.85	20:00	4.3		285.48
		17.46				6.48	
8:30	8.0		68.31	20:30	2.9		291.96
		14.76				5.22	
9:00	8.4		83.07	21:00	2.9		297.18
		13.95				5.22	
9:30	7.1		97.02	21:30	2.9		302.40
		11.61				5.22	
10:00	5.8		108.63	22:00	2.9		307.62
		10.08				4.95	
10:30	5.4		118.71	22:30	2.6		312.57
		10.08				4.41	
11:00	5.8		128.79	23:00	2.3		316.98
		10.80				3.87	
11:30	6.2		139.59	23:30	2.0		320.85
		10.08				3.33	
12:00	5.0		149.67	24:00	1.7		324.18

$$Q_m = \frac{\text{Volumen acumulado diario}}{\text{Tiempo de acumulación}} \quad (4.47)$$

Continuando con los cálculos de la tabla 4.2 se tiene que el volumen acumulado en un día resulta ser 324.18 m³ y al sustituirlo en la Ec. 4.47, el caudal medio diario es de 13.5 m³/h (3.75 l/s), ver figura 4.3.

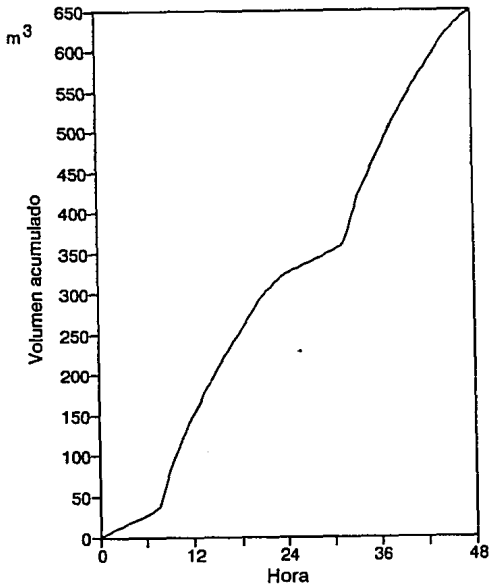


Figura 4.3. Curva de volúmenes acumulados.

La línea recta que une los puntos de volúmenes acumulados al principio y al final del día (0:00 a 24:00 horas), ver figura 4.3, tiene como pendiente el caudal medio diario calculado con la Ec. 4.47.

4.2.2. Tanque igualador de caudales

En caso de construirse, la capacidad del tanque igualador de caudales debe ser tal que proporcione en su salida un caudal igual al caudal medio diario de aguas residuales. Para calcularse se procede de la siguiente forma:

1) Una vez obtenida la curva de volúmenes acumulados (Fig. 4.3) se localizan las parejas de puntos de inflexión (cambio de dirección) consecutivos, cuyas tangentes estén más alejadas una de otra (puntos 1 y 2), ver figura 4.4.

2) La distancia vertical que une las tangentes seleccionadas, corresponde al volumen requerido del tanque igualador (80 m^3).

3) El tanque inicia su llenado en el punto A, ver figura 4.4, cuando el caudal medio de aguas residuales es mayor que el caudal medio, completando su volumen en el punto B. A partir de ese momento la descarga de aguas residuales es inferior al caudal medio diario por lo cual se inicia el vaciado del tanque igualador para alcanzar el gasto medio diario.

4) Al llegar al punto C, ver figura 4.4, se vacía el tanque igualador y de nuevo empieza a recibir agua residual.

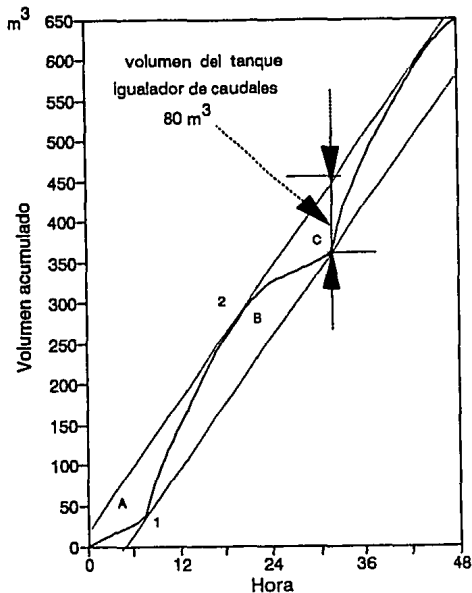


Figura 4.4. Volumen del tanque igualador de caudales.

4.2.3. Diseño de sistemas con reactores de operación intermitente y con tanque igualador de caudales.

Görg y Wilderer (1987), Randall et al (1992) y Metcalf-Eddy (1991) proponen un método de dimensionamiento basados en la utilización de un tanque de almacenamiento que entregue un caudal igualado a los reactores discontinuos. Para esto se requiere conocer: 1) la curva de caudales y 2) la duración de diseño de cada una de las fases que componen el ciclo de tratamiento.

4.2.3.1. Curvas de caudales

En las figuras 4.2 y 4.3 aparecen, respectivamente, las curvas de caudales y volúmenes acumulados. Por otra parte, en el inciso anterior se describe la determinación del volumen del tanque igualador (Fig. 4.4)

4.2.3.2. Parámetros de diseño

Al dividir las 24 horas del día entre la duración de un ciclo (t_c), se obtiene el número de ciclos (N_c) que cada reactor desarrolla diariamente, esto equivale a la frecuencia diaria,

$$N_c = \frac{24 \text{ horas}}{t_{\text{ciclo}}} \quad (4.48)$$

Sea la duración del ciclo (t_{ciclo}) de seis horas para el agua residual municipal cuyas mediciones de caudales aparecen en la tabla 4.1, entonces el número de ciclos que cada reactor desarrolla al día (N_c) obtenidos a partir de Ec. 4.48 son cuatro.

El volumen de agua tratada al día en un sólo reactor, se obtiene multiplicando la frecuencia diaria (N_c) por el volumen útil de llenado (V_{LL}) de los reactores. Esto equivale al volumen diario tratado por reactor.

$$V_{\text{diario por reactor}} = V_{LL} \cdot N_c \quad (4.49)$$

Al dividir el volumen acumulado diario de aguas residuales ($V_{\text{acumulado al día}}$), ver Fig. 4.3 y tabla 4.2, entre el volumen tratado al día por reactor (Ec. 4.49) se obtiene el número de reactores.

$$\text{Número de reactores} = \frac{V_{\text{acumulado al día}}}{V_{\text{diario por reactor}}} \quad (4.50)$$

sustituyendo de la Ec. 4.49

$$\text{Número de reactores} = \frac{V_{\text{acumulado al día}}}{V_{LL} \cdot N_c} \quad (4.51)$$

sustituyendo la frecuencia diaria (N_c) de la Ec. 4.48

$$\text{Número de reactores} = \frac{V_{\text{acumulado al día}}}{V_{LL} \cdot (24 \text{ h} / t_{\text{ciclo}})} \quad (4.52)$$

arreglando términos

$$\text{Número de reactores} = \frac{V_{\text{acumulado al día}}}{24 \text{ h}} \cdot \frac{t_{\text{ciclo}}}{V_{LL}} \quad (4.53)$$

como el cociente (descarga diaria / 24 h) equivale al caudal medio diario de aguas residuales (Q_m) definido por Ec. 4.47, entonces el número de reactores es,

$$\text{Número de reactores} = Q_m \cdot \frac{t_{\text{ciclo}}}{V_{LL}} \quad (4.54)$$

Para resolver la ecuación 4.54, primero debe conocerse el volumen útil de llenado (V_{LL}).

La otra alternativa consiste en despejar el volumen útil de la Ec. 4.54 para calcularlo proponiendo el número de reactores

$$V_{LL} = Q_m \cdot \frac{t_{\text{ciclo}}}{\text{Número de reactores}} \quad (4.55)$$

4.2.3.3. Análisis con caudal de llenado igual al caudal medio

Al disponer de un tanque de almacenamiento para igualar los caudales y considerando reactores iguales, entonces todos tienen igual tiempo de llenado (t_{llenado}) dado por el cociente

$$t_{\text{llenado}} = \frac{t_{\text{ciclo}}}{\text{Número de reactores}} \quad (4.56)$$

de donde se puede despejar el número de reactores si se conocen las duraciones de diseño de las etapas que conforman un ciclo de tratamiento

$$\text{Número de reactores} = \frac{t_{\text{ciclo}}}{t_{\text{llenado}}} \quad (4.57)$$

Es importante remarcar que al sustituir la Ec. 4.56 en la Ec. 4.55, ésta se simplifica a

$$V_{LL} = Q_m \cdot t_{\text{llenado}} \quad (4.58)$$

de la cual al despejar Q_m ,

$$Q_m = \frac{V_{LL}}{t_{\text{llenado}}} \quad (4.59)$$

Lo que demuestra que el caudal de alimentación a los tanque sería igual al caudal medio de aguas residuales en el caso de manejarse la duración fijada de diseño para la etapa de llenado.

Sea la distribución de tiempos para llenado, aireación, reposo y decantación de 2.0, 2.5, 0.5 y 1.0 hora, respectivamente. Entonces la secuencia de operación de los reactores es como se describe a continuación la cual puede observarse en la figura 4.5:

- 1) De la Ec. 4.57 se obtiene que el número de reactores requeridos es igual a tres;
- 2) a partir de las ecuaciones 4.55 o 4.58, se obtiene que el volumen de los reactores es 27 m^3 ;
- 3) el reactor I inicia su llenado a partir de volumen acumulado cero, ver Fig. 4.5, acumulando 27 m^3 después de dos horas de llenado; en ese instante se cierra la entrada e inicia el periodo de 2.5 horas de reacción por lo cual la curva de acumulación para este reactor se vuelve horizontal hasta terminar también con la media hora del tiempo de reposo; por último desciende durante el vaciado una altura igual a la del llenado;
- 4) cuando concluye el llenado del reactor I para comenzar su reacción, entonces el agua residual se desvía hacia el reactor II iniciando entonces su curva acumulada de tratamiento, ver Fig. 4.5;
- 5) al transcurrir 4 horas finaliza el llenado del reactor II e inicia el del reactor III;
- 6) el reactor III termina de llenarse justo cuando el reactor I concluye su ciclo para iniciar así uno nuevo;

7) debe observarse que la línea acumulativa del volumen tratado, corresponde a la tangente inferior para determinar la capacidad del tanque igualador (Fig. 4.4) porque la alimentación es igual al caudal medio diario controlado por dicho tanque.

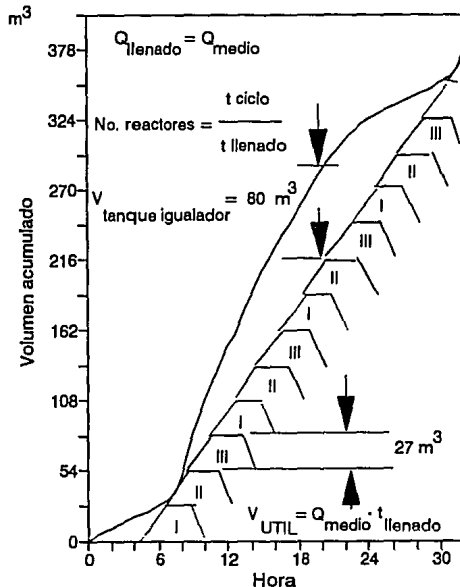


Figura 4.5. Secuencia de llenado y vaciado con caudal de llenado igual al caudal medio diario.

4.2.3.4. Influencia del tiempo de llenado

En la figura 4.5 puede observarse que cuando el caudal de aguas residuales supera al caudal medio diario entonces es posible llenar en menos tiempo los reactores.

De esta forma puede ensayarse la posibilidad de reducir a una hora el tiempo de llenado cuando el volumen acumulado lo permita, ver Fig. 4.6:

1) Si el reactor llena en una hora en vez de dos horas entonces el ciclo dura una hora menos;

2) los reactores ayudan a amortiguar las variaciones de caudal porque reciben agua en vez de desviarla hacia el tanque igualador, esto sirve para disminuir el volumen del mismo, de 80 m^3 a 71 m^3 (ver Fig. 4.6);

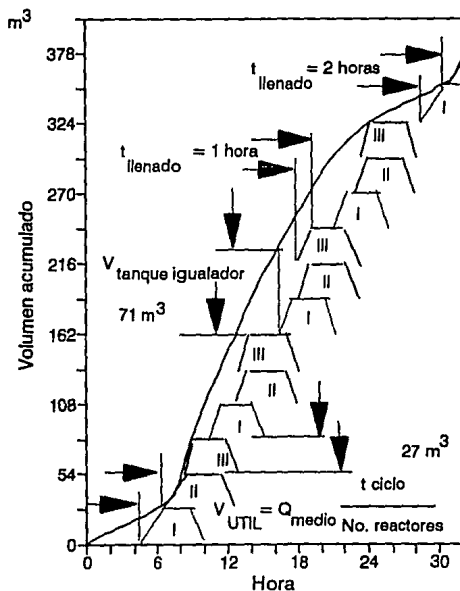


Figura 4.6. Reactores calculados con caudal de llenado igual al caudal medio y controlados por el tiempo de llenado.

3) durante gran parte del día se disminuyen los tiempos de almacenamiento, a excepción de las horas de menor caudal en que los reactores quedan libres y sin embargo no existe un volumen acumulado suficiente por lo cual están obligados a pasar por un tiempo en espera de aguas residuales, ver el final de la curva acumulada en figura 4.6.

4.2.3.5. Propuesta del número de reactores

Sea el número de reactores igual a dos y la distribución de tiempos igual a la considerada en los dos incisos anteriores, entonces:

1) el volumen útil de llenado se calcula sustituyendo en la Ec. 4.55 los valores del caudal medio de aguas residuales (13.5 m³/h)

$$V_{LL} = Q_m \cdot \frac{t_{\text{ciclo}}}{\text{Número de reactores}} \quad (4.55)$$

resultando de 40.5 m³

2) obsérvese que teóricamente cada reactor llena en el tiempo dado por la Ec. 4.56

$$t_{\text{llenado}} = \frac{t_{\text{ciclo}}}{\text{Número de reactores}} \quad (4.56)$$

(tres horas) solamente cuando el caudal de llenado es igual al caudal medio diario y que dicho tiempo puede disminuirse al aumentar el caudal de llenado, esto se analizó en el inciso anterior. Entonces, de la distribución original: 1) dos horas de llenado; 2) dos horas y media de reacción aireada; 3) media hora de reposo; y 4) una hora de vaciado; se tiene la reducción en el tiempo de llenado (de 2 a 1 hora) y por lo tanto de la duración del ciclo (de 6 a 5 horas);

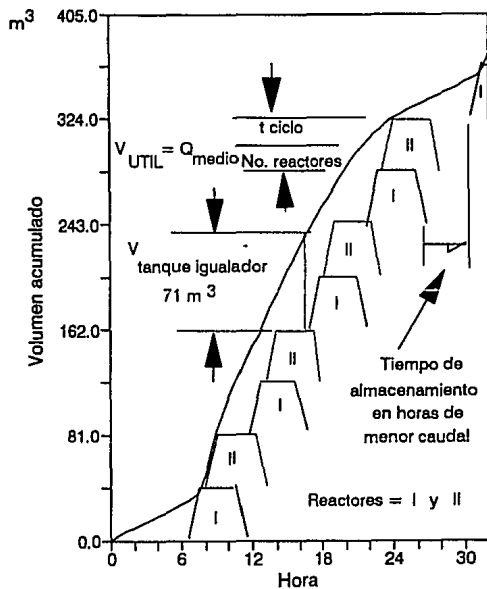


Figura 4.7. Propuesta del número de reactores y control del tiempo de llenado.

3) la curva de volúmenes acumulados para llenado y vaciado de los reactores es como aparece en la figura 4.7, en la cual puede observarse que el volumen del tanque igualador se mantiene en 71 m^3 porque: a) el ciclo en ambos casos se reduce a 5 horas; b) dos reactores de 40.5 m^3 reciben el mismo volumen que tres reactores de 27 m^3 , y por lo tanto en ambos casos transcurre el mismo tiempo y se acumula el mismo volumen antes de que el primer reactor esté libre. Resumiendo: El volumen del tanque igualador es independiente del número de reactores.

4.2.4. Método propuesto del volumen máximo acumulado

Los principios de la metodología propuesta para diseñar sistemas con reactores discontinuos que no requieran de un tanque igualador de caudales continúan siendo los mismos que para el método del caudal medio, pero ahora aplicados al tramo de máxima pendiente en la curva del caudal acumulado.

4.2.4.1. Duración del ciclo

Prosiguiendo con el diseño para las aguas domésticas cuyos caudales aparecen en la Fig. 4.2 con una duración de ciclos de seis horas y tiempos de: a) reposo de media hora y b) vaciado de una hora. La diferencia de cuatro horas y media será para llenado y reacción.

Sea el tiempo de llenado de dos horas o menos, entonces el tiempo de reacción puede ser de dos horas y media o más de tal forma que entre ambos sumen cuatro horas y media.

4.2.4.2. Número de reactores

Para las duraciones dadas del ciclo (t_{ciclo}) y del llenado (t_{LL}), el número de reactores (N_R) está dado por

$$N_R = \frac{t_{\text{ciclo}}}{t_{\text{LL}}} \quad (4.60)$$

4.2.4.3. Volumen de llenado

Una vez elaborada la curva de volúmenes acumulados (Fig. 4.3), el procedimiento es el siguiente:

- a) Localizar el máximo volumen acumulado durante un tiempo igual a la duración total del ciclo (8:00 a 14:00 horas), ver Fig. 4.3.
- b) El primer reactor empieza a llenar justo donde la curva cambia a su mayor pendiente (8:00) e interrumpe la recepción de agua residual al finalizar el tiempo de llenado fijado de antemano (2 horas). El volumen útil para este Reactor I corresponde al acumulado durante el tiempo que dura el llenado (58 m^3), ver Fig. 4.8., de esta forma el primer reactor tiene un volumen de llenado ($(V_{\text{LL}})_1$) equivalente al caudal parcial acumulado durante su tiempo de llenado;
- c) El segundo reactor llena de 10:00 a 12:00 y su volumen útil es de (41 m^3)

d) De 12:00 a 14:00 horas llena el Reactor III requiriendo de un volumen útil de (39 m^3). Ver figura 4.8.

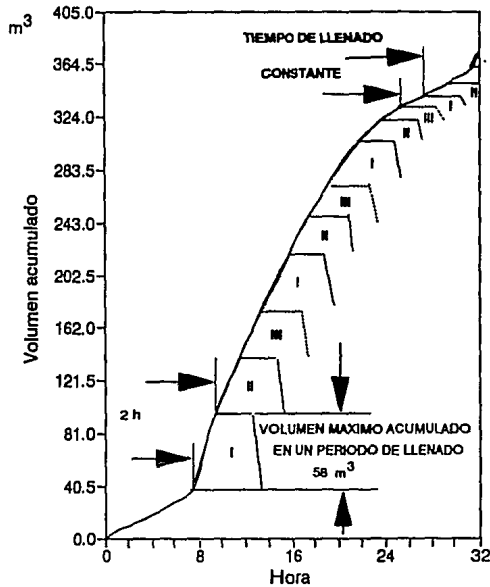


Figura 4.8. Curva de influente y efluente en reactores discontinuos

Una vez que se determina el volumen de llenado y el número de reactores finaliza la parte referente a estructuración del sistema, quedando entonces por configurar cada reactor.

4.3. Dimensionamiento final

4.3.1. Consideración del tanque igualador de caudales

Analizando los resultados para las opciones con y sin tanque igualador se tiene que:

a) Con tanque igualador, éste debe tener una capacidad de 71 m^3 y el volumen igual de ambos reactores de 40.5 m^3 (más apropiado que tres reactores de 27 m^3 y tanque igualador de 80 m^3).

b) Amortiguando las variaciones de caudal con los mismos reactores discontinuos, sus capacidades deben ser: $60, 40$ y 40 m^3 , para tiempos de llenado de dos horas.

La segunda alternativa resulta atractiva porque el agua residual tarda menos tiempo esperando ser tratada y es un problema menos el control del tanque igualador al homogenizar el sistema.

4.3.2. Altura de llenado

Aplicando la Ec. 4.21 de carga hidráulica superficial permisible (CH) para el vaciado, se determina la altura del volumen útil de llenado (h_{LL}).

$$h_{LL} = CH \cdot t_v \quad (4.21)$$

sustituyendo el valor máximo permisible para CH (Halmos, 1986) y el tiempo determinado para decantación (Inciso: 4.2.3.1. Duración del ciclo),

$$h_{LL} = 65 \text{ m}^3 / \text{m}^2 \cdot \text{d} \cdot 1 \text{ h} = 2.70 \text{ m} \quad (4.61)$$

4.3.3. Área superficial

Una vez calculada la altura de llenado (h_{LL}) en función del máximo valor permisible de carga hidráulica superficial (CH), se determina el área superficial de cada reactor ($A_{(i)}$) con base en la definición de volumen de llenado ($V_{LL(i)}$)

$$(V_{LL})_{(i)} = (A)_{(i)} \cdot h_{LL} \quad (4.62)$$

de donde resulta que el área es

$$(A)_{(i)} = \frac{(V_{LL})_{(i)}}{h_{LL}} \quad (4.63)$$

donde "i" es el número de reactor

a) Reactor 1

$$(A)_{(1)} = \frac{60 \text{ m}^3}{2.70 \text{ m}} = 22.2 \text{ m}^2 \quad (4.63)$$

b) Reactor 2

$$(A)_{(2)} = \frac{40 \text{ m}^3}{2.70 \text{ m}} = 14.8 \text{ m}^2$$

c) Reactor 3

$$(A)_{(3)} = \frac{40 \text{ m}^3}{2.70 \text{ m}} = 14.8 \text{ m}^2$$

4.3.4. Dimensiones de superficie

Para que todos los reactores queden alineados se determina el ancho común utilizando el área superficial del menor

$$\text{Ancho común} = (\text{área del reactor menor})^{1/2} \quad (4.64)$$

$$\text{Ancho común} = (14.8 \text{ m}^2)^{1/2} = 3.85 \text{ m}$$

Después se procede a calcular la longitud de cada uno, mediante

$$\text{longitud} = \text{área} / \text{ancho} \quad (4.65)$$

Longitud de reactor 1 = 5.80 m

Longitud de reactor 2 = 3.85 m

Longitud de reactor 3 = 3.85 m

4.3.5. Estratificación por carga orgánica

4.3.5.1. Relación entre volúmenes útil y total

Hay que retomar la Ec. 4.45 de carga orgánica aplicada y revisar que el tiempo fijado de diseño para la fase de aireación sea adecuado para mantener una relación apropiada entre volúmenes útil y total (ver inciso: 4.2.3.1. Duración del ciclo)

$$\frac{V_{LL}}{V_T} = \frac{C.O. \cdot SST_{(0)}}{S_o} \cdot t_{\text{aireación}} \quad (4.45)$$

Sean:

- la concentración de sólidos suspendidos en el inicio de cada ciclo de 2500 mgSST/l;
- la concentración media de contaminantes orgánicos en estas aguas residuales domésticas de 150 mgDBO/l (5 días, 20° C);
- la carga orgánica por aplicar de 0.35 kgDBO/kgSST·d; y

d) el tiempo de aireación de dos horas y media.

Al sustituirlos en la Ec. 4.45 resulta una relación V_{LL}/V_T igual a 0.61, este valor es menor que el máximo calculado por espesamiento de lodos (Ec. 4.43) de 0.84 y por lo tanto habrá espacio suficiente para que sedimenten los lodos evitando que escapen en el efluente (Ver Fig. 4.1).

4.3.5.2. Volúmenes totales

Conociendo el valor de la relación (V_{LL} / V_T) y los volúmenes de llenado $(V_{LL})_{(i)}$ de cada reactor, los volúmenes totales de cada uno de ellos $(V_T)_{(i)}$ se despejan de la igualdad,

$$(V_{LL})_{(i)} / (V_T)_{(i)} = (V_{LL} / V_T) \quad (4.66)$$

$$(V_T)_{(i)} = (V_{LL})_{(i)} / (V_{LL} / V_T) \quad (4.67)$$

Así, para el reactor uno el volumen total es,

$$(V_T)_{(1)} = (60 \text{ m}^3) / (0.61) = 98.5 \text{ m}^3$$

para el segundo, $(V_T)_{(2)} = 65.5 \text{ m}^3$

y el tercero, $(V_T)_{(3)} = 65.5 \text{ m}^3$

4.3.5.3. Altura total

La altura total en los tres reactores de diferente área (Ec. 4.13) es la misma porque se mantuvo la carga hidráulica superficial, su magnitud se despeja de la ecuación

Altura de llenado

$$\frac{\text{Altura de llenado}}{\text{Altura total}} = \text{Relación } (V_{LL} / V_T) \quad (4.68)$$

porque la relación entre alturas es igual a la relación entre volúmenes al ser de sección horizontal constante

$$\text{Altura total} = \frac{\text{Altura de llenado}}{\text{Relación } (V_{LL} / V_T)} \quad (4.69)$$

$$\text{Altura total} = 4.45 \text{ m}$$

4.3.5.4. Altura del volumen remanente (h_R)

Primero hay que calcular la altura del volumen remanente (h_R) despejándola de la Ec. 4.8

$$h_R = h_T - h_{LL} \quad (4.70)$$

con los valores obtenidos para la altura total (4.45 m) y altura de llenado (2.70 m), la altura del volumen que permanece en el reactor después de cada ciclo (h_R) es de 1.75 m, compuesta por el manto de lodos y una capa de agua clarificada.

4.3.5.5. Volúmenes de dilución y de lodos

De la Ec. 4.12 se despeja la expresión para la fracción "f"

$$f = \frac{1 - (V_{LL} / V_T)}{IVL \cdot SSV} - 1 \quad (4.71)$$

sustituyendo los valores considerados para: a) IVL de 80 ml/gSSV y b) sólidos suspendidos de 2000 mgSSV/l (ver Ec. 4.42), y el valor calculado V_{LL}/V_T de 0.61 (Ec. 4.45), se obtiene un valor de "f" igual a 1.45.

de la Ec. 4.6 se despeja la altura para que sedimenten los lodos

$$h_L = \frac{h_R}{1 + f} \quad (4.72)$$

sustituyendo en la Ec. 4.72 los valores calculados de h_R (1.75 m) y f (1.45), la altura requerida en el fondo para los lodos es 0.71 m.

La altura de dilución se calcula de la Ec. 4.4 y resulta igual a 1.04 m.

4.3.5.6. Arreglo final

Prescindiendo de un tanque igualador de caudales y considerando las mediciones de la tabla 4.1 para un agua residual doméstica, el arreglo final se presenta en la Fig. 4.9

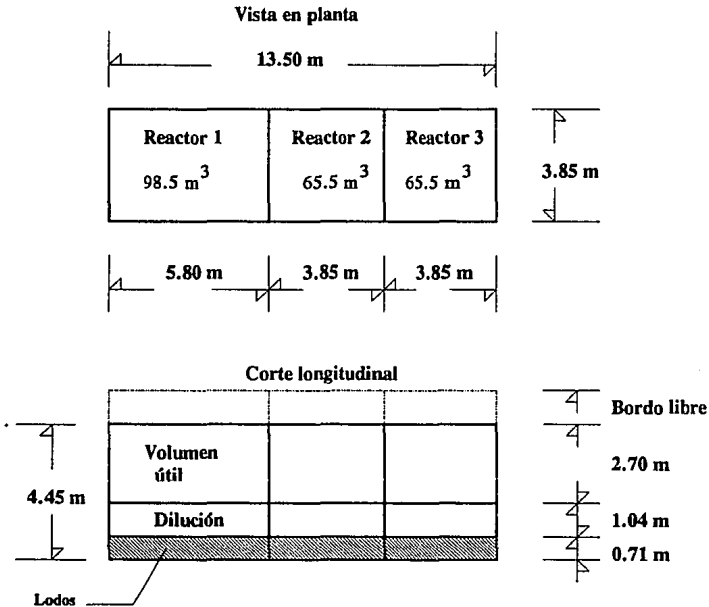


Figura 4.9. Solución con reactores diferentes basados en el método propuesto

El volumen total del sistema es de 229.5 m³. Cabe hacer la observación que un sistema de aireación extendida que proporcione un tiempo de retención hidráulico

de 16 horas al caudal medio de $13.5 \text{ m}^3/\text{h}$ de agua residual requiere de un volumen igual a 216 m^3 más el volumen del tanque sedimentador.

4.3.5.7. Reactores iguales para caudal pico

El hecho de manejar reactores de diferente tamaño puede tener las siguientes desventajas: 1) problemas de mantenimiento, al ser diferente cada reactor; y 2) mayor requerimiento de atención en la programación de operación de los reactores para que el reactor grande sea el que inicie con el gasto pico, ver figura 4.8. Por lo tanto, si los costos lo permiten, pueden construirse los tres reactores con las dimensiones del más grande.

Para manejar reactores iguales, el volumen útil tendría que ser el máximo, 60 m^3 y en consecuencia el volumen total de cada uno de 98.5 m^3 . Requiriendo entonces el sistema de 295.5 m^3 .

Recordando que el caudal medio de aguas residuales es de 13.5 m^3 , entonces con un volumen de reactor de 295.5 m^3 sería equivalente a manejar un sistema de aireación extendida con un tiempo de retención hidráulica de 22 horas.

5. EVALUACIÓN DE UN REACTOR PILOTO

Con objeto de conocer los tiempos requeridos para la eliminación de los contaminantes orgánicos y para ajustar los tiempos de reacción de acuerdo con el procedimiento de diseño anteriormente propuesto, se procedió a realizar trabajo experimental con aguas residuales reales.

5.1. Planta piloto

Dentro de las instalaciones de la planta para tratamiento de aguas residuales de la Ciudad Universitaria en México, D.F., se construyeron: 1) un reactor discontinuo de 1.94 m^3 (sección cuadrada de 94 cm de lado y 220 cm de profundidad) y 2) la caseta para albergar el sistema de control automático.

Para llevar a cabo las etapas repetitivas de llenado, reacción aerobia, vaciado y purga de lodos, el sistema piloto quedó acondicionado de la siguiente forma:

- a) El agua residual cruda es una mezcla del agua residual de Ciudad Universitaria y de Copilco el Alto, sin sedimentación primaria y se eleva hasta la parte superior del reactor mediante una bomba centrífuga de flecha horizontal con potencia de 1/4 HP. Cualquier riesgo de derrame por falla en el controlador automático queda anulado por la instalación de un interruptor por nivel máximo a 205 cm del fondo.
- b) La purga de lodos es por el fondo del tanque a través de un tubo con 5 cm de diámetro de donde se succionan con una bomba centrífuga de flecha horizontal de 1/4 HP.
- c) Con una bomba sumergible de 1/6 HP, montada sobre un sistema de flotación, queda resuelta la problemática de succionar el sobrenadante clarificado al nivel de la superficie. Además, hay instalado un interruptor de mercurio a 50 cm encima del fondo para desconectar esta bomba en caso de fallar el controlador.
- d) El suministro de aire es a través de una bomba de anillo líquido de 2 HP, distribuyéndose desde el fondo del reactor mediante tres difusores de burbuja fina y de tipo tubular, con 6.4 cm de diámetro y 65 cm de largo, conectados a un tubo distribuidor de PVC de 10 cm de diámetro para evitar pérdidas y lograr una descarga uniforme por cada difusor.
- e) En la computadora (PC) ubicada dentro de la caseta contigua al reactor está instalado un programa repetitivo de control automático para encendido y apagado de las bombas de: 1) llenado, 2) vaciado, 3) purga y 4) sistema de aire, haciéndose cualquier cambio desde el teclado.

5.2 Arranque de la planta piloto

Para iniciar la operación de la planta piloto se llenó el reactor con lodos del sistema de lodos activados de la planta de Ciudad Universitaria.

Como punto de partida, la propuesta para la estratificación de zonas en el reactor quedó distribuida de la siguiente forma:

Altura de llenado: 150.0 cm

Altura intermedia: 12.5 cm

Altura para lodos: 37.5 cm

Suma: 200.0 cm

Bordo libre: 20.0 cm

Altura del tanque: 220.0 cm

El primer acercamiento a la concentración de biomasa en el reactor fue mediante la ecuación de estratificación por espesamiento de lodos (Ec. 4.12), de donde se despejó

$$SSV = \frac{1 - V_{LL}/V_T}{IVL (1+f)} \quad (5.1)$$

donde:

$$f = V_I/V_L \quad (\text{ver Ec. 4.3})$$

SSV: concentración de sólidos suspendidos al finalizar la aireación;
mgSSV/l

V_{LL} : volumen de llenado; m^3

V_T : volumen total; m^3

IVL: índice volumétrico de lodos; ml/gSSV (Ramalho, 1983)

f: relación volumen intermedio entre volumen de lodos.

V_I : volumen intermedio; m^3

V_L : volumen de lodos; m^3

Sustituyendo en la Ec. 5.1:

a) los valores dados para la estratificación

$$f = V_I/V_L = 0.33$$

$$V_{LL}/V_T = 0.75; y$$

b) un valor de 110 ml/gSSV para el índice volumétrico de lodos.

Resulta una concentración de 1710 mgSSV/l.

Partiendo de ésta concentración, para determinar el tiempo de aireación en la etapa de arranque, se utilizó la definición dada para la carga orgánica aplicada (Ec. 4.45)

$$C.O. = \frac{V_{LL} \cdot S_o}{V_T \cdot SST \cdot t_{\text{aireación}}} \quad (4.45)$$

donde:

C.O.: carga orgánica aplicada; kgDBO/kgSST·d

S_o : concentración de material orgánico en el agua de llenado; mgDBO/l

$t_{\text{aireación}}$: tiempo de aireación; d

SST: concentración inicial de sólidos suspendidos totales; mgSST/l

Así, para el agua residual con una concentración media de 150 mgDBO_{TOTAL}/l y manejando una carga orgánica de 0.26 kgDBO/kgSST·d, equivalente a 0.33 kgDBO/kgSST·d si [SSV]=0.8 [SST], el tiempo requerido de aireación resulta ser 287 minutos.

Considerando un tiempo mínimo de 30 minutos en la etapa de reposo por ser equivalente al utilizado para la prueba del índice volumétrico de lodos (IVL) y cerrando a ciclos de ocho horas, la distribución de tiempos fue la siguiente:

Llenado: 90 min

Aireado: 270 min

Reposo: 30 min

Vaciado: 90 min

Ciclo: 480 min (8 h)

Después de operar el reactor durante 51 días (18 de mayo a 8 de julio de 1993), con las características inalteradas de las aguas residuales que alimentan a la planta de C.U., los principales resultados fueron:

- 1) la eliminación del contaminantes orgánicos se llevó a cabo en menos de la mitad del tiempo programado para la fase aerobia;
- 2) las concentraciones de sólidos suspendidos en el reactor alcanzaron valores de 2460 mgSST/l; y
- 3) el índice volumétrico de lodos promedio fue de 115 ml/gSSV.

5.3. Experimentación

5.3.1. Método

Para recalcular el tiempo de aireación se utilizó la definición de la carga orgánica aplicada, sustituyendo: 1) un valor de carga orgánica alta de 0.5 kgDBO/kgSST·d; 2) una concentración de sólidos suspendidos totales de 2450 mgSST/l al inicio de

la aireación; y 3) una DBO_{TOTAL} de 150 mg/l del agua cruda. El tiempo requerido de aireación fue entonces 134 minutos.

Para tener ciclos de seis horas la distribución de los tiempos quedó de la siguiente forma:

Llenado:	90 min
Aireado:	134 min
Reposo:	34 min
Vaciado:	102 min

Suma: 360 min (6 h)

Con el fin de evaluar la operación del sistema se realizaron análisis durante seis ciclos del reactor distribuidos en los meses de noviembre y diciembre de 1993. A diferentes intervalos de tiempo se tomaron muestras durante cada ciclo y se analizaron. Las variables utilizadas en los diferentes ciclos fue la concentración de microorganismos en el tanque de aireación.

5.3.2. Resultados

Los resultados de los análisis efectuados en laboratorio para evaluar la capacidad del reactor en la eliminación de material carbonoso están resumidos en la Tabla 5.1. En esta tabla se muestran las concentraciones de carbón orgánico total desde el inicio hasta el final de la fase de aireación

TABLA 5.1. CONCENTRACIONES DE CARBÓN ORGÁNICO TOTAL DURANTE LA FASE DE AIREACIÓN (EXPRESADOS EN mg/l)

CORRIDA:	1	2	3	4	5	6
FECHA:	18-Nov-93	25-Nov-93	2-Dic-93	14-Dic-93	16-Dic-93	20-Dic-93
TIEMPO(min)						
0	21.7	19.9	21.3		20.7	19.3
1			21.6	4.7	24.4	17.2
2		18.6	15.4		23.5	15.4
3		15.7	20.4	6.7	21.6	14.9
4		12.1	19.3	7.6	21.5	23.2
5		11.8	11.7	7.0	21.4	14.0
6		13.3	19.0	6.4	20.1	13.5
7		12.0	17.2	5.5	20.0	12.7
8		10.8	19.9	4.3	20.8	12.2
9		10.6	19.8	4.6	19.0	12.8
10	13.0	9.5		6.6	18.2	12.2
11		11.6	18.5	4.3	19.6	12.4
12		9.8	15.8		20.9	12.1
13		10.9	19.4	4.3	22.2	11.6
14		10.3	15.6	5.5	19.7	10.8
15		7.9		5.1	16.2	11.1
16		9.2	15.4	4.4	18.6	16.3
17		9.9	13.8	4.3	18.6	16.4
18		11.0	14.2	5.4	18.9	11.7
19		8.9	15.0	7.0	18.2	15.4
20	11.4	9.0	9.3	5.9	14.6	10.5
21					17.8	
22					18.0	12.3
23					18.5	13.4
24		8.1	14.6	5.7	18.3	11.0
25		8.0	7.7	6.0	15.9	9.5
29			11.9	4.9	17.9	10.8
30	12.2	8.0	11.8	5.2	15.7	9.4
31		7.9				
34			9.0	6.8	13.9	9.5
35		7.9	11.9		15.0	9.4
39			8.7			
40	14.9	9.7	12.0	4.7	14.8	12.7
41				4.4	14.4	12.3
49			7.9	4.6	13.9	
50	6.1	7.8	8.2	5.9	13.9	
51		7.8				8.8
52						11.1
60	6.9					
70	5.9					
75			6.7	5.9	11.2	7.9
76		7.7		4.9	12.9	9.2
80	10.2					
90	14.5					
100	8.9					
101		6.8	7.2			7.1
102		9.4	7.2	6.1	11.2	7.7
103				5.2		
110	10.2					
120	7.0					
125			6.3	6.5	12.1	7.3
126		6.9	8.3	4.5	11.9	
134						

Durante las corridas también se determinó la concentración de sólidos suspendidos y los resultados se muestran en la tabla 5.2.

TABLA 5.2. CONCENTRACIONES DE SÓLIDOS SUSPENDIDOS TOTALES Y VOLÁTILES DURANTE LA FASE DE AIREACIÓN

CORRIDA:	1	2	3	4	5	6
FECHA:	18-Nov-93	25-Nov-93	2-Dic-93	14-Dic-93	16-Dic-93	20-Dic-93
	SST/SSV	SST/SSV	SST/SSV	SST/SSV	SST/SSV	SST/SSV
TIEMPO(min)	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l
2		1950/1550	2130/1820	1460/1160		
5		2280/1800	2510/2030	1840/1460	1860/1500	1750/1390
8						
10	2550/1970	2250/1790	2580/2080		2160/1730	2080/1650
12						
15		2330/1870	2830/2260	2080/1660	2410/1920	2290/1810
18						
20	2870/2230	2190/1740	2680/2170	2010/1570	2190/1760	2290/1820
23						
25		2280/1820	2690/2140	2130/1700	2110/1680	2470/1930
30	2560/1980					
34			2640/2150	2040/1610	2260/1830	2640/2050
35		2140/1690				
50	2610/2020					
60	2610/2020					
70	2380/1860					
75		2270/1790	2770/2220	2030/1580	2170/1730	2430/1880
80	2660/1890					
101		2280/1800	2820/2230			2430/1910
102				2190/1720	2240/1780	
120	2540/1940					
125		2210/1740	2680/2120	2290/1790		2420/1930
126		2180/1670				
134						

Antes de finalizar los periodos de aireación, se determinaron los índices volumétricos de lodos (IVL) de la mezcla de lodos activados y los resultados se presentan en la tabla 5.3.

Con el fin de cuantificar la estratificación de volúmenes del reactor, se midieron: 1) altura del volumen total de mezclado (h_{TOTAL}); 2) altura del volumen de agua a tratar ($h_{LLENADO}$); 3) altura del volumen de agua clarificada remanente después del vaciado ($h_{INTERMEDIO}$); 4) altura de los sólidos sedimentados

(h_{Lodos}); y 5) altura libre por encima del volumen total de reacción (Bordo libre), obteniéndose los resultados que aparecen en la tabla 5.4.

TABLA 5.3. MEDICIONES DEL IVL AL FINALIZAR LA AIREACIÓN

CORRIDA/FECHA	mgCOT/l(inicial)	mgSSV/l	IVL; ml/gSSV
1 / 18-11-93	21.7	1940	86
2 / 25-11-93	19.9	1670	90
3 / 2-12-93	21.3	2120	87
4 / 14-12-93	7.0	1790	66
5 / 16-12-93	20.7	1780	69
6 / 20-12-93	19.3	1930	69

TABLA 5.4. ESTRATIFICACIÓN DE ZONAS EN EL REACTOR

Número de corrida	Bordo libre (cm)	h_{TOTAL} (cm)	h_{LLENADO} (cm)	$h_{\text{INTERMEDIO}}$ (cm)	h_{Lodos} (cm)
1	21	199	150	23	26
2	21	199	150	14	35
3	21	199	150	17	32
4	21	199	150	30	19
5	21	199	150	28	21
6	21	199	150	26	23

5.3.3. Interpretación de resultados

5.3.3.1. Concentración variable de sólidos suspendidos

Revisando la tabla 5.2 se observa que las concentraciones medias de sólidos suspendidos, en cada corrida tienden a caer dentro de un rango de valores. Para utilizarlas posteriormente, las concentraciones promedio de cada ensayo se muestran en la tabla 5.5.

TABLA 5.5. VALORES REPRESENTATIVOS DE LAS CONCENTRACIONES DE SÓLIDOS SUSPENDIDOS (EXPRESADAS EN mgSST/l)

CORRIDA	CONCENTRACIÓN PROMEDIO
1	2600
2	2190
3	2740
4	2345
5	2175
6	2310

5.3.3.2. Carga orgánica

Analizando la Ec. 4.45 para calcular la carga orgánica, se observa que la variable fue la concentración de sólidos suspendidos mientras que los parámetros controlados fueron:

1) el tiempo de aireación de 134 minutos; y

2) un valor de 0.75 para la relación volumen de llenado a volumen total.

Por otra parte, la variable concentración de contaminantes orgánicos, correspondió a la DBO total promedio del agua residual cruda de 150 mg/l.

Sustituyendo en la Ec. 4.45, estos valores y las concentraciones de sólidos suspendidos obtenidas en la tabla 5.5, se obtiene la carga orgánica aplicada con respecto a la fase de aireación. Para obtener la carga orgánica con respecto a todo el ciclo, entonces se utiliza la duración del ciclo.

Para la corrida 1:

a) La carga orgánica con respecto a la etapa de aireación es

$$\text{C.O.} = (0.75) \frac{(150 \text{ mgDBO/l})}{2600 \text{ mgSST/l} \cdot 134 \text{ min}} = 0.46 \text{ KgDBO/KgSST} \cdot \text{d}$$

b) carga orgánica con respecto a todo el ciclo

$$\text{C.O.} = (0.75) \frac{(150 \text{ mgDBO/l})}{2600 \text{ mgSST/l} \cdot 6 \text{ h}} = 0.17 \text{ KgDBO/KgSST} \cdot \text{d}$$

resumiendo, en la tabla 5.6 aparecen los resultados

TABLA 5.6. CARGA ORGÁNICA APLICADA

CORRIDA	CARGA ORGÁNICA CON RESPECTO A LA FASE DE AIREACIÓN (KgDBO/KgSST·d)	CARGA ORGÁNICA CON RESPECTO A TODO EL CICLO (KgDBO/KgSST·d)
1	0.46	0.17
2	0.55	0.21
3	0.44	0.16
4	*	*
5	0.56	0.21
6	0.52	0.19

* Con objeto de evaluar si el reactor podía reducir más la concentración de contaminante, se reprogramó el control automático para que no vaciara el efluente tratado y que iniciara esta corrida con el agua tratada del ciclo anterior. Ver valores bajos en corrida 4 de la tabla 5.1.

5.3.3.3. Eliminación de contaminantes orgánicos

A excepción de la corrida número 4, con los resultados tabulados en la tabla 5.1 se elaboran las curvas de eliminación de contaminante orgánico para las demás corridas. Quedando como se muestran en la figura 5.1.

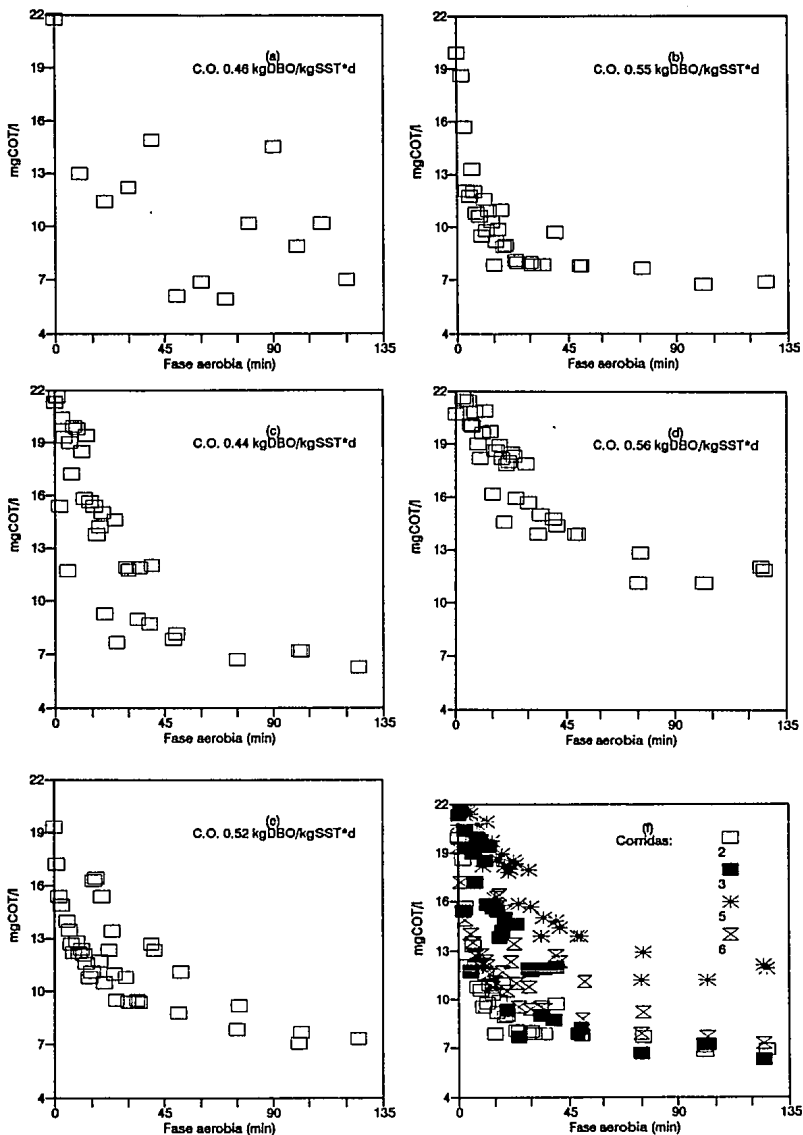


Figura 5.1. Curvas de eliminación de contaminantes orgánicos.

De las curvas (a) a (e) en figura 5.1 puede observarse que en una etapa inicial de la aireación existe una relación de material carbonoso por cantidad unitaria de biomasa en suspensión por encima de la aprovechable por los microorganismos y entonces la rapidez de eliminación de contaminante se aproxima a una reacción de orden cero; posteriormente esta relación alimento:microorganismo cae dentro de un intervalo en el cual la rapidez de reacción es cada vez más lenta al irse agotando el sustrato para, finalmente, disminuir tanto la concentración de sustrato que los puntos se aproximan a los valores finales de la asíntota.

Al graficar juntas las curvas en la figura 5.1 (f), es de notarse que las tres regiones antes definidas para la rapidez de consumo de sustrato ocurren en los mismos intervalos de tiempo para las distintas cargas orgánicas aplicadas.

Los resultados de la corrida 4, en la cual el reactor continuó con el tratamiento del efluente tratado en el ciclo inmediato anterior, prueban que la calidad del agua tiende a una asíntota al incrementar el tiempo de aireación, ver figura 5.2.

5.3.3.4. Características de sedimentación

En la tabla 5.3 se observa que los índices volumétricos de lodos (IVL) se mantuvieron entre 66 ml/gSSV y 90 ml/gSSV, lo cual demuestra la capacidad de estos reactores para desarrollar lodos con buenas características de sedimentación.

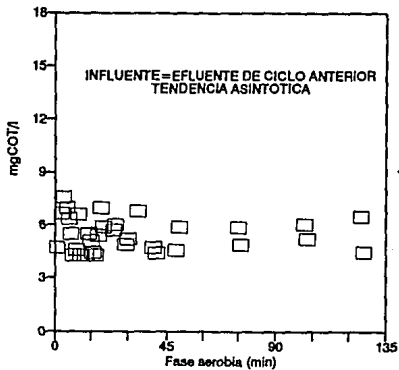


Figura 5.2. Comportamiento asintótico de la curva de calidad del efluente.

5.3.3.5. Calidad competitiva del efluente

A la salida de los sedimentadores de los procesos de lodos activados y de biodiscos de la planta para tratamiento de aguas residuales de CU, las concentraciones de contaminantes, medidas como carbón orgánico total, fueron 7.5 y 8.8 mgCOT/l, valores comparables con los obtenidos en el efluente del reactor piloto.

La concentración de sólidos suspendidos totales en el efluente del reactor piloto y de los sedimentadores de la planta de aguas residuales se mantuvieron por debajo de 10 mgSST/l.

5.3.3.6. Estratificación por espesamiento de lodos

Para comprobar la validez de la consideración numérica de la fracción "f" (Ec. 4.3) se procede de la siguiente forma:

1) La relación $V_{\text{llenado}}/V_{\text{total}}$ para todas las corridas es

$$\frac{h_{LL}}{h_T} = \frac{150 \text{ cm}}{199 \text{ cm}} = 0.75$$

2) tomando como ejemplo los valores de la primera corrida se calcula el valor de "f" utilizando la ecuación 4.3 y los valores de la tabla 5.4

$$f = V_I/V_L$$

$$f = \frac{V_I}{V_L} = \frac{h_I}{h_L}$$

$$f = \frac{23 \text{ cm}}{26 \text{ cm}} = 0.885$$

3) la concentración de sólidos suspendidos volátiles fue de 1,940 mgSSV/l (ver tabla 5.2) y el IVL de 86 ml/gSSV (tabla 5.3)

4) sustituyendo los valores anteriores en la Ec. 4.12 se calcula el valor esperado de la relación $V_{LLENADO}/V_{TOTAL}$

$$\frac{V_{LLENADO}}{V_{TOTAL}} = 1 - IVL \cdot SSV \cdot (1 + f) \quad (4.12)$$

resultando $V_{LLENADO}/V_{TOTAL} = 0.69$

mientras que el valor real fue de 0.75 calculado en inciso (1)

La tabla 5.7 muestra los valores de las relaciones de volúmenes de llenado y total para todas las corridas. En ella se puede observar que los valores calculados mediante la Ec. 4.12 fueron cercanos a los determinados medición en tabla 5.4.

TABLA 5.7. RELACIONES $V_{LLENADO}/V_{TOTAL}$ DETERMINADA POR MEDICIÓN Y CALCULADA CON ECUACIÓN.

Corrida	V_{LL}/V_T (medida)	IVL (ml/gSSV)	$f = V_I/V_L$ (medida)	SSV (mg/l)	V_{LL}/V_T (calculada)
1	0.750	86	0.880	1940	0.69
2	0.75	90	0.400	1670	0.79
3	0.75	87	0.530	2120	0.72
4	0.75	66	1.579	1790	0.70
5	0.75	69	1.333	1780	0.71
6	0.75	69	1.130	1930	0.71

6. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

6.1 Conclusiones

1. El método de diseño propuesto proporciona información suficiente para determinar las relaciones de volúmenes de trabajo, número de reactores y la necesidad de un tanque igualador de caudales. La propuesta permite definir las alturas de lodos y del volumen de llenado, así como otras características generales de diseño y operación de los reactores.

2. No existe suficiente información en la literatura que permita proponer tiempos de reacción aerobia, dependiendo de la concentración de contaminantes en el agua por tratar.

3. Una vez establecida la secuencia de pasos y su duración, es necesario garantizar que el ciclo de tratamiento tenga una duración ligeramente inferior al ciclo programado para asegurar que el agua sea tratada de forma adecuada.

4. El trabajo experimental proporciona información importante sobre la duración del ciclo de reacción aerobia para ajustar la duración de los diferentes pasos de tratamiento: Los contaminantes contenidos en el agua residual que entra a la planta de tratamiento de Ciudad Universitaria pueden ser removidos en un tiempo de reacción aerobia inferior a 90 minutos.

5. Durante el trabajo experimental se obtuvieron, consistentemente, valores del Índice Volumétrico de Lodos (IVL) inferiores a 70 ml/gSSV siendo el máximo de 90 ml/gSSV. Se considera, de forma general, que valores de IVL inferiores a 150 ml/gSSV son satisfactorios y que valores inferiores de 100 ml/gSSV son excelentes.

6. Los reactores discontinuos permiten el tratamiento de aguas residuales con concentraciones medias, 500 a 3000 mgDBO/l, gracias a la facilidad que tienen para ajustar los tiempos de reacción bioquímica y diluir el agua residual con lo cual se controla la carga orgánica aplicada.

6.2 Recomendaciones

Este trabajo debe continuar con experimentos para:

1. probar la confiabilidad de la ecuación de estratificación para calcular la relación entre volúmenes útil y total con base en las características de sedimentación de los lodos;

2. determinar las constantes cinéticas que gobiernan la rapidez de consumo de sustrato y de esta forma obtener los tiempos de requeridos de reacción;
3. estudiar cuánto es posible prolongar la etapa de llenado hacia la fase de reacción sin generar problemas de sobrecarga orgánica y de esta forma disminuir el número requerido de reactores.

7. REFERENCIAS

1. Ardern, E., y Locket, W. T. (1914) Experiments on the oxidation of the sewage without the aid of filters. Jour. Soc. Chem. Ind., 33 (10) 523.
2. Ardern, E., y Locket, W. T. (1914) Experiments on the oxidation of the sewage without the aid of filters. Jour. Soc. Chem. Ind. 33 (23) 1122).
3. Argaman, Y. (1986) Nitrogen Removal in a Semi-Continous Process, Water Res. 20, 173
4. Arora, M.L., Barth, E.F. y Umphres M.B. (1985) Technology evaluation of sequencing batch reactors. Journal Water Pollut. Control Fed. 57 (8) 867-875.
5. Bortone, G., Gemelli, S. et al (1992) Nitrification, denitrification and biological phosphate removal in sequencing batch reactors treating piggery wastewater. Wat. Sci. Tech. 26 (5/6) 977- 985.

6. Brenner, A., Chozick, R. e Irvine, R.L. (1992) Treatment of a high-strength, mixed phenolic waste in an SBR. Water Environment Research 64 (2) 128-133.
7. Chiesa, S. C. e Irvine, R. L. (1982) Growth and control of filamentous microbes in activated sludge-An integrated hypothesis. Presented at the 55th Annu. Water Pollut. Control Fed. Conf., St Louis, Mo.
8. Dennis, R. W. e Irvine, R. L. (1979) Effect of fill : react ratio on sequencing batch reactors. Journal Water Pollution Control Federation. 51 (2) 255-263.
9. Ellis, T. G. et al (1992) The selection and design for sequencing batch reactors for treatment capacity expansion in Abu Dhabi. Wat. Sci. Tech. 26 (5/6) 1105-1114.
10. González-Martínez, S. (1989) Phosphate removal in a biofilm reactor. Elaborated for the Commission of the European Communities Directorate-General Science, Research and Development and the Instituto Ingeniería, UNAM.
11. González-Martínez, S. y Wilderer, P.A. (1991) Phosphate removal in a bofiofilm reactor. Wat. Sci. Tech. 23 (7/9) 1405-1415.
12. Goronszy, M. C. (1977) Intermittently operated extended aeration design principles. The Shire and Municipal Record, 332 (Oct. 1977).

13. Goronszy, M. C. (1979) Intermittent operation of the extended aeration process for small systems. Journal Water Pollution Control Federation. 51 (2) 274-287.
14. Goronszy, M.C. (1992) Full-scale cyclic activated sludge system phosphorus removal. Wat. Sci. Tech. 26 (9-11) 2253-2256.
15. Görg, S. y Wilderer, P. A. (1987) Hydraulische Bemessung von SBR-Anlagen. Abwassertechnik, Heft 5, 39-42.
16. Greenburg et al (1955) Effect of phosphorus removal on the activated sludge process. Sew. Ind. Wastes, (27) 277.
17. Halmos Jr., E.E. (1986) Treating sewage in one tank. Civil Engineering/ASCE. Abril. 64-65.
18. Hoover, S. R. (1951) Aeration a partial treatment for dairy wastes. Proc. 6th Industrial Waste Conference, Purdue University, Lafayette, Ind., (6) 313.
19. Hoover, S. R. (1953) Biochemical oxidation of dairy wastes. Sew. and Ind. Wastes (25) 201.
20. Hoover, S. R. y Porges, N. (1952) Assimilation of dairy wastes by activated sludge II. The equation of synthesis and the rate of oxygen utilization. Sew. and Ind. Waste (24) 306.

21. Irvine, R. L. y Davis, W.B. (1971), Use of sequencing batch reactors for waste treatment-CPC international, Corpus Christi, Texas. Presented at the 26th Annual Industrial Waste Conference, Purdue University, West Lafayette, Ind.
22. Irvine, R. L. y Busch, A. W. (1979) Sequencing batch biological reactors - an overview. Journal Water Pollution Control Federation. 51 (2) 235- 243.
23. Irvine, R. L., Ketchum, Ll. H., Arora M. L. y Barth, E.F. (1985) An organic loading study of full-scale sequencing batch reactors. J. Water Pollut. Control Fed. Agosto, 847-853.
24. Irvine, R. L., Ketchum, Ll. H., Breyfogle, R. y Barth, E.F. (1983) Municipal application of sequencing batch treatment. Journal Water Pollut. Control Fed. 55 (5) 484-488.
25. Irvine, R. L., Miller, G. y Bhamrah, A. S. (1979) Sequencing batch treatment of wastewaters in rural areas. Journal Water Pollution Control Federation. 51 (2) 244-254.
26. Kamiyama, H. (1989) Lodo ativado por batelada (LAB): suas vantagens no tratamento de esgotos das comunidades de médio e pequeno porte (Parte 1) DAE-SABESP. 49 (157)
27. Laak, R (1986) Wastewater engineering design for unsewered areas; Technomic Publishing Co. Inc. (Second edition) Pennsylvania, EUA.

28. Manning, J. F. e Irvine, R. L. (1985) The biological removal of phosphorus in a sequencing batch reactor. Journal Water Pollution Control Federeation. 57 (1) 87-94.
29. McClintock, S. A., Pattaekine, V. M. y Randall, C.W. (1992) Comparison of yields and decay rates for biological nutrient removal process and a conventional activated sluge process. Wat. Sci. Tech. 26 (9/11) 2195-2198.
30. McWhorter, T.R. (1992) Application of the activated sludge process with sequencing batch reactors. McWhorter & Associates, Inc. Georgia, E.U.A.
31. Metcalf-Eddy (1991) Wastewater Engineering (Treatment, disposal, and reuse). Third edition. McGraw-Hill Publishing Company, E.U.A.
32. Nakazawa, H., Tanaka, K. (1991) Kinetic model of sequencing batch activated sludge process for municipal wastewater treatment. Wat. Sci. Tech. 23 (4/6) 1097-1106.
33. Norcross, K.L. (1992) Sequencing batch reactors - an overview. Wat. Sci. Tech. 26 (9/11) 2523-2526.
34. O'Shaughnessy, F. R. (1923) The Physical Aspects of Sewage Disposal. Jour. Soc. Chem. Ind. 42, 359T.
35. Oles, J. y Wilderer, P.A. (1991) Computer aided design of sequencing batch reactors based on the IAWPRC activated sludge model. Wat. Sci. Tech. 23 (4/6) 1087-1095.

36. Palis, J. C. e Irvine, R. L. (1985) Nitrogen removal in a low-loaded single tank sequencing batch reactor. Journal Water Pollut. Control Fed. 57 (1) 82-86.
37. Ramalho, R. S. (1983) Introduction to wastewater treatment processes. Second edition. Academic Press, E.U.A.
38. Randall, C. W., Barnard, J.L. y Stensel, H. D. (1992) Design and retrofit of wastewater treatment plants for biological nutrient removal; (Water management library-Volume 5) Technomic Publishing Co. Inc. Pennsylvania, EUA.
39. Silverstein, J. y Schroeder, E. D. (1983) Performance of SBR activated sludge processes with nitrification / denitrification. Journal Water Pollution Control Federation. 55 (4) 377-384.
40. Wilderer, P.A. (1984) Application of sequencing batch reactor technology for industrial wastewater treatment. Presented at the 2nd German-Japanese workshop on wastewater and sludge treatment, Karlsruhe, Germany.
41. Wilderer, P.A. (1991) New developments in industrial wastewater treatment. In new developments in industrial wastewater treatment, WATOASI series, Vol. 191, Kluwer Academic Publishers.