

UNIVERSIDAD DE CANTABRIA
ESCUELA SUPERIOR DE LA MARINA CIVIL

DEPARTAMENTO DE CIENCIAS Y TECNICAS
DEL AGUA Y DEL MEDIO AMBIENTE

TESIS DOCTORAL

DEPURACION DE AGUAS RESIDUALES EN UN
CONTACTOR BIOLOGICO ROTATIVO (RBC) CON
ALTERNANCIA EN EL SENTIDO DEL FLUJO

TOMO I

JOSE ANTONIO BEZANILLA REVILLA

DIRECTOR DE TESIS
JUAN IGNACIO TEJERO MONZON

SANTANDER FEBRERO 1993

TESIS DOCTORAL

DEPURACION DE AGUA RESIDUAL EN UN CONTACTOR BIOLOGICO ROTATIVO
(RBC) CON ALTERNANCIAN EN EL SENTIDO DEL FLUJO

Autor

JOSE ANTONIO BEZANILLA REVILLA

Director de Tesis

JUAN IGNACIO TEJERO MONZON

Tribunal Calificador

PRESIDENTE:

VOCALES:

Acuerdan otorgar la calificación de:

Santander, de de 1.993

A Alicia, Carlos y Cristina.

AGRADACIMIENTOS

Agradezco en general a todas aquellas personas e instituciones que con su colaboración han hecho posible la realización de este trabajo, y en particular a

Juan Ignacio Tejero Monzón, por todo, por el aprendizaje recibido y por el trato y apoyo manifestado en todo momento a la altura de un buen amigo.

A Tomás Vidart, Juan José Amieva y Emilio Eguía, por su apoyo y ayuda incondicional en todo instante.

Al resto del "Equipo Biopelícula", Pilar, Inma, Alfredo, Philippe, etc. por su colaboración y el interés mostrado.

A Manuel Fernandez por su ayuda en la construcción del reactor.

RESUMEN

Se ha realizado un estudio comparativo del funcionamiento de una planta de biodiscos (RBC) convencional y de otra planta RBC con alternancia en el sentido del flujo, analizando la cinética de crecimiento de la biopelícula, la eliminación de la materia orgánica y del nitrógeno y la incidencia de la alternancia sobre las variables de control de la planta.

Se diseñaron dos plantas de iguales características con dos etapas cada una, que funcionaron con agua residual sintética y con tiempo de retención hidráulico de 90 minutos. Se estableció un plan experimental con cargas orgánicas afluentes de 11,66, 23,32 y 34,98 gDQO/m².d y períodos de alternancia de 24, 12, y 6 horas.

La primera etapa de la planta convencional mostró en todo momento mayores espesores de biopelícula, alcanzando con altas cargas (34,98 gDQO/m².d), 6mm, que colmataron los espacios entre discos, mientras en la planta con alternancia en el sentido del flujo no se alcanzaron nunca espesores mayores de 3,8 mm. El oxígeno disuelto fue siempre mayor en la planta con alternancia. Concluyendo que con esta planta, funcionando ambas plantas con igual carga orgánica afluente, podremos tratar aguas con cargas más elevadas, ejerciéndose menores cargas estructurales y alcanzando una mayor igualdad en la estandarización de las características de los ejes de discos

El análisis de la DQO y del COT muestra que no hay significativamente diferencia en su reducción , excepto en algunos casos con cargas medias (23,32 gDQO/m².d) y altas (34,98 gDQO/m².d) y largos períodos de alternancia (24 horas), en las que en la planta con alternancia se produce una mayor reducción. La eliminación de nitrógeno no fue significativamente diferente con cargas altas, encontrándose diferencia con cargas medias y bajas cargas y largos periodos de alternancia; encontrando mejores resultados con cargas bajas en la planta con alternancia y con cargas medias en la planta convencional.

TESIS DOCTORAL

"DEPURACION DE AGUA RESIDUAL EN RBCs CON ALTERNANCIA EN EL SENTIDO DEL FLUJO".

INDICE.

	pagina
<u>1. INTRODUCCION.</u>	1-1
<u>1.1.- ANTECEDENTES.</u>	1-2
<u>1.2.- OBJETIVO GENERAL.</u>	1-5
<u>1-3.- CRONOLOGIA DE LA PRESENTE INVESTIGACION.</u>	1-6
<u>2.-ESTADO ACTUAL DE LOS CONOCIMIENTOS</u>	2-1
<u>2.1.-INTRODUCCION</u>	2-2
2.1.1.- Tratamientos del agua residual.	2-4
2.1.2.- Procesos biológicos.	2-6
2.1.3.-Procesos aerobios de biopelícula fija.	2-8
2.1.4.-Sistemas de biopelícula fija y medio fijo.	2-10
2.1.4.1.-Antecedentes históricos	2-10
2.1.4.2.-Cronología.	2-12
2.1.4.2.1.- Etapa inicial.	2-12

2.1.4.2.2.- Utilización de medios de plástico.	2-18
2.1.5.- Lechos bacterianos	2-22
2.1.5.1.- Características.	2-24
2.1.5.2.- Tipos de relleno del lecho bacteriano.	2-27
2.1.5.3.- Procesos de alta y baja tasa	2-33
2.1.5.4.- Doble filtración alternada	2-37
<u>2.2.- CONTACTORES BIOLÓGICOS ROTATIVOS (RBCs)</u>	2-41
2.2.1.- Historia del RBC	2-46
2.2.1.1.- Periodo preliminar.	2-46
2.2.1.2.- Periodo inicial.	2-48
2.2.1.2.1.- Primeras experiencias	2-48
2.2.1.2.2.- Desarrollo inicial	2-51
2.2.1.3.- Periodo de gran desarrollo del RBC.	2-58
2.2.1.3.1.- Especialización temática inicial.	2-58
2.2.1.3.2.- Diferentes aspectos del desarrollo del RBC.	2-63
2.2.1.3.2.1. Estado actual y tendencias futuras	2-64
2.2.1.3.2.2.- Plantas de tratamiento de aguas municipales	2-66
2.2.1.3.2.3.- Plantas de tratamiento de aguas industriales	2-68
2.2.1.3.2.4.- Experiencias e innova-	

	ciones del sistema	2-74
	2.2.1.3.2.5.- Modelación del sistema	2-80
	2.2.1.3.2.6.- Sistemas a escala.	2-84
2.2.2.-	VARIABLES DEL PROCESO.	2-86
2.2.2.1.-	Carga hidráulica.	2-86
2.2.2.2.-	Carga orgánica.	2-91
2.2.2.3.-	Tiempo de retención hidráulico.	2-95
2.2.2.4.-	Oxígeno.	2-97
2.2.2.5.-	Velocidad de giro de los discos.	2-101
2.2.2.6.-	Número de etapas.	2-110
2.2.2.7.-	pH.	2-114
2.2.2.8.-	Temperatura.	2-116
2.2.3.-	Modelos.	2-124
2.2.3.1.-	Modelos empíricos.	2-126
2.2.3.1.1.-	Modelos de Joost y Weng y Molof	2-126
2.2.3.1.2.-	Modelo de Antoine y Welch	2-129
2.2.3.1.3.-	Modelo de Wu y otros	2-130
2.2.3.2.-	Modelos cinéticos población y reacción aparente	2-134
2.2.3.2.1.-	Modelo de Kornegay y Andrews	2-134
2.2.3.2.2.-	Modelo de Eckenfelder y Vandevenne	2-136
2.2.3.3.-	Modelos mecanicistas	2-138
2.2.3.3.1.-	Modelo de Grieves	2-138
2.2.3.3.2.-	Modelo de Schroeder	2-142

2.2.3.3.3.- Modelo de Pano y Middlebrooks	2-144
2.2.3.3.4.- Modelo de Stover y Kincanon	2-146
2.2.3.3.5.- Modelo de Opatken	2-149
2.2.3.3.6.- Modelo de Del Borghi y otros	2-151
2.2.3.4.- Modelos de nitrificación.	2-154
2.2.3.4.1.- Modelos de Watanabe y otros	2-154
2.2.3.4.2.- Modelo de Muller y otros	2-158
2.2.3.4.3.- Modelo de Watanabe e Ishiguro	2-163
2.2.4.- Plantas RBC con alternancia en la dirección del flujo.	2-165
<u>3.- OBJETIVOS.</u>	3-1
<u>4.-METODOLOGIA.</u>	4-1
<u>4.1.- INTRODUCCION.</u>	4-2
<u>4.2.- MATERIALES.</u>	4-3
4.2.1.- Diseño de las plantas experimentales.	4-4
4.2.2.- Sistema de regulación de los períodos de alternancia.	4-13
4.2.3.- Sistema de regulación de velocidad de giro de los discos.	4-16
4.2.4.- Agua residual.	4-18
4.2.4.1.- Composición.	4-20
4.2.4.2.- Preparación.	4-20
4.2.4.3.- Almacenaje.	4-21

4.2.5.- Sistema de suministro de agua residual a las plantas.	4-22
<u>4.3.- PLAN EXPERIMENTAL.</u>	4-26
4.3.1.- Introducción.	4-26
4.3.2.- Fase experimental previa.	4-27
4.3.2.1.- Calibración y puesta a punto de los diferentes accesorios de la planta.	4-27
4.3.2.2.- Caracterización física de la planta.	4-30
4.3.2.2.a.- Tipo de flujo.	4-30
4.3.2.2.b.- Capacidad de oxigenación de la planta.	4-33
4.3.2.3.- Siembra inicial.	4-38
4.3.2.4.- Período de adaptación y estabilización.	4-39
4.3.3.- Diseño de los experimentos.	4-40
4.3.4.- Medida de parámetros y variables del proceso.	4-43
4.3.4.1.- Plan de muestreo.	4-43
4.3.4.2.- Análisis de muestras.	4-45
4.3.5.- Metodología analítica de resultados.	4-50
<u>5.- RESULTADOS.</u>	5-1
<u>5.1.- DESCRIPCION DE RESULTADOS.</u>	5-2
<u>5.2.- SINTESIS DE RESULTADOS.</u>	5-5
<u>5.3.- BALANCES DE MATERIA.</u>	5-17
5.3.1.- Balances de nitrógeno.	5-17

5.3.1.a.- Planta Control.	5-17
5.3.1.b.- Planta Alternativa.	5-21
5.3.2.- Balances de carbono.	5-25
5.3.2.a.- Planta Control.	5-25
5.3.2.b.- Planta Alternativa.	5-28
<u>5.4.- RENDIMIENTOS DEL PROCESO.</u>	5-31
5.4.1.- Planta Control.	5-32
5.4.2.- Planta Alternativa.	5-33
<u>5.5.- ANALISIS DE RESULTADOS EN LA PLANTA CONTROL.</u>	5-34
5.5.1.- Eliminación de la materia orgánica carbonácea	5-34
5.5.1.1.- Reducción de la materia orgánica carbonácea en la primera etapa.	5-34
5.5.1.2.- Reducción de la materia orgánica carbonácea en el efluente.	5-35
5.5.1.3.- Efecto de la carga orgánica afluente (COA) en la eliminación de la materia orgánica carbonácea.	5-36
5.5.1.3.a.-En la primera etapa.	5-36
5.5.1.3.b.-En el efluente.	5-37
5.5.1.4.- Efecto de la carga hidráulica sobre la DQO efluente.	5-38
5.5.2.- Nitrogeno.	5-39
5.5.2.1.- Reducción de $N-NH_4^+$ en la primera etapa.	5-39
5.5.2.2.- Reducción de $N-NH_4^+$ en el efluente.	5-40
5.5.2.3.- Efecto de la carga de nitrogeno sobre la	

eliminación del nitrógeno.	5-41
5.5.2.3.a.- En la primera etapa.	5-41
5.5.2.3.b.- En el efluente.	5-42
5.5.2.4.- N-NO ₂ ⁻ y N-NO ₃ ⁻ en el efluente.	5-43
5.5.3.- Variables de control.	5-44
5.5.3.1.- Evolución del pH.	5-44
5.5.3.2.- Evolución del oxígeno disuelto.	5-48
5.5.3.3.- Conductividad.	5-53
5.5.3.4.-Temperatura.	5-54
5.5.4.- Biomasa.	5-55
5.5.4.1.- Espesores en la primera etapa.	5-55
5.5.4.2.- Espesores en la segunda etapa.	5-55
5.5.4.3.- Relación carga orgánica afluente espesor de la biopelícula.	5-56
5.5.5.- Sólidos.	5-61
5.5.5.1.- Sólidos suspendidos totales en el efluente.	5-61
<u>5.6.- ANALISIS DE RESULTADOS EN LA PLANTA ALTERNA.</u>	5-62
5.6.1.- Eliminación de la materia orgánica carbonacea.	5-62
5.6.1.1.- Reducción de la materia orgánica carbonácea en la primera etapa.	5-62
5.6.1.2.- Reducción de la materia orgánica carbonácea en el efluente.	5-63
5.6.1.3.- Efecto de la carga orgánica afluente (COA)	

en la eliminación de la materia orgánica carbonacea.	5-64
5.6.1.3.a.-En la primera etapa.	5-64
5.6.1.3.b.-En el efluente.	5-65
5.6.1.4.- Efecto de la carga hidráulica sobre la DQO efluente.	5-66
5.6.2.- Nitrogeno	5-67
5.6.2.1.- Reducción de $N-NH_4^+$ en la primera etapa.	5-67
5.6.2.2.- Reducción de $N-NH_4^+$ en el efluente.	5-68
5.6.2.3.- Efecto de la carga de nitrogeno sobre la eliminación del nitrógeno.	5-68
5.6.2.3.a.- En la primera etapa.	5-68
5.6.2.3.b.- En el efluente.	5-70
5.6.2.4.- $N-NO_2^-$ y $N-NO_3^-$ en el efluente.	5-70
5.6.3.- Variables de control.	5-72
5.6.3.1.- Evolución del pH.	5-72
5.6.3.2.- Evolución del oxígeno disuelto.	5-76
5.6.3.3.- Conductividad.	5-80
5.6.3.4.-Temperatura.	5-81
5.6.4.- Biomasa	5-83
5.6.4.1.- Espesores en la primera etapa.	5-83
5.6.4.2.- Espesores en la segunda etapa.	5-83
5.6.4.3.- Relación carga orgánica afluente espesor de la biopelícula.	5-85

5.6.5.- Sólidos.	5-89
5.6.5.1.- Sólidos suspendidos totales en el efluente.	5-89
<u>6.-DISCUSION.</u>	6-1
<u>6.1.- DISCUSION INTERNA.</u>	6-2
6.1.1- Comparación paramétrica entre la Planta Control y la Planta con Alternancia en el sentido del flujo.	6-2
6.1.1.1.- Eliminación de la materia orgán carbonácea.	6-2
6.1.1.2.- Eliminación del nitrógeno.	6-6
6.1.1.3.- Espesores de biopelícula.	6-9
6.1.1.4.- Sólidos.	6-10
6.1.1.5.- Oxígeno Disuelto.	6-11
6.1.1.6.- pH.	6-12
6.1.2.- Comparación paramétrica entre los diferentes periodos de alternancia, en la Planta con Alternancia en el sentido del flujo.	6-14
6.1.2.1.- Eliminación de la materia orgánica carbonácea.	6-14
6.1.2.2.- Eliminación del nitrógeno.	6-20
6.1.2.3.- Espesores de biopelícula.	6-25
6.1.2.4.- Oxígeno disuelto.	6-27
6.1.2.5.- pH.	6-29
6.1.3.- Comparación paramétrica entre las diferentes concentraciones afluentes, en la Planta con	

Alternancia en el sentido del flujo.	6-31
6.1.3.1.- Rendimiento de eliminación de la materia orgánica carbonácea.	6-31
6.1.3.2.- Rendimiento de eliminación del nitrógeno.	6-35
6.1.4.- Análisis espesores-cargas orgánicas.	6-37
<u>6.2 - DISCUSION INTERNA.</u>	6-42
6.2.1.- Comparación entre la Planta Piloto y otros procesos biopelícula.	6-42
6.2.1.1.- Con otros procesos RBC.	6-42
6.2.1.1.a.-Eliminación de la materia orgánica carbonácea.	6-42
6.2.1.1.b.-Eliminación de nitrógeno.	6-53
6.3.1.- Comparación de la Planta con Alternancia en el sentido de flujo con otros procesos biopelícula con alternancia.	6-57
<u>7.- RESUMEN Y CONCLUSIONES.</u>	7-1
<u>8.- NOTACION Y SIMBOLOS.</u>	8-1
<u>9.- BIBLIOGRAFIA.</u>	9-1

1.- INTRODUCCION.

1.- INTRODUCCION.

1.1.- ANTECEDENTES.

Dentro de los tratamientos secundarios de depuración de aguas residuales se encuentra el tratamiento biológico aerobio. En ellos la materia orgánica es asimilada por microorganismos que necesitan oxígeno para su función.

En los sistemas de tratamiento biológico aerobio existen los procesos biopelícula, los cuales podemos dividirlos en procesos de biopelícula de medio fijo, como ejemplo podemos tomar el lecho bacteriano, y procesos de medio en movimiento en los que el proceso de biodiscos o RBC es el más representativo.

Estudios sobre el desarrollo de la biopelícula han sido realizados por diversos autores (Kornegay y Andrews, 1968; La Motta, 1976; Characklis y otros, 1982) que han descrito los aspectos físicos, químicos y biológicos de este desarrollo.

En el proceso de biodiscos también denominado contactor biológico rotativo, (RBC), el agua circula a través de varias vasijas iguales dispuestas en serie, en las que giran sumergiendo un 40% de su superficie, discos de material plástico dispuestos sobre un eje horizontal y separados convenientemente.

Son diversos los estudios realizados sobre el RBC tratando gran variedad de tipos de aguas residuales en diversas situaciones (Antoine, 1976; Autotrol, 1978; Chesner y otros, 1982; Del Borghi y otros, 1985). De ellos se deduce la limitación que ejerce sobre la capacidad de depuración de la planta la sobrecarga de la primera etapa.

Para llevar la sobrecarga a valores más elevados muchas han sido las acciones tomadas, todas ellas enfocadas a aumentar el nivel de oxígeno disuelto en la primera etapa de la planta, desde la aireación suplementaria de la vasija con difusores de aire hasta la disposición de los aerosurfs, en la que los discos llevan dispuestas en su periferia unas cavidades que al introducir aire en el seno del líquido, éste hace girar los discos.

El incremento de biomasa adherida en la primera etapa al aumentar la carga afluente ha generado sobrecargas estructurales que han generado gran cantidad de roturas de ejes. Estos problemas se han tratado de solucionar generalmente con un reforzamiento de los mismos que los hace diferentes a los del resto de etapas.

En resumen todas las acciones tomadas hasta el presente para combatir los efectos de la sobrecarga de la primera etapa, han

sido encaminadas a aumentar la capacidad de oxigenación de la primera etapa de la planta para retrasar el fenómeno e incrementar la resistencia estructural.

La utilización de la alternancia en el sentido del flujo del agua a través de la planta, fue llevada a cabo por Bandy y Scholze (1983) con fines de mejorar la eliminación de materia orgánica y disminuir la variabilidad de la concentración del efluente, alcanzando resultados satisfactorios en la mayoría de los casos, utilizando períodos de alternancia de 1 y 2 días.

Además, consideramos que la alternancia en el sentido del flujo puede ser un buen sistema de controlar o reducir la sobrecarga de la primera etapa, al permitir a la misma un período de descanso o descarga. Complementariamente se puede obtener un mayor reparto de la carga sobre el RBC, haciendo trabajar más igual a todo él, optimizando así la capacidad de depuración del proceso. También es previsible una mayor estabilización aerobia del fango producido con consecuencias en la línea de tratamiento de fangos.

1.2.- OBJETIVO GENERAL.

Dentro de la línea de las últimas investigaciones dirigidas a elevar los valores de la carga en la primera etapa del proceso de RBCs, nos planteamos el introducir la alternancia en el sentido del flujo como un factor más, digno de estudio. Este fue el objetivo general de la presente tesis.

Teniendo en consideración los resultados obtenidos por Bandy y otros (1983), nos planteamos el presente estudio dirigido a estudiar la incidencia de la alternancia en el sentido del flujo en un RBC sobre los factores limitantes del proceso, oxígeno disuelto en la primera etapa y cantidad de biomasa adherida en la misma, así como los efectos de la misma sobre la reducción del nitrógeno y las variables de control del proceso.

1.3.- Cronología de la presente investigación.

Habiéndose realizado durante el año 1990 una revisión bibliográfica de los temas relacionados con la presente investigación y consultadas las principales bases de datos internacionales a través del Servicio de Teledocumentación de la Universidad de Cantabria, se acude a las posibles fuentes de financiación del proyecto.

En Mayo de 1.991, se concede al Profesor D. Juan Ignacio Tejero Monzón, Catedrático de Ingeniería Sanitaria de la Universidad de Cantabria y Director de la presente Tesis, como Investigador Principal y merced al convenio entre la Universidad de Cantabria y la entidad financiera Caja Cantabria, una dotación de 500.000 pesetas, para el proyecto "Desarrollo de Procesos Innovadores", dentro de los cuales se encuentra el presente estudio.

A partir de la mencionada fecha se procede a la compra del material necesario para la construcción de las plantas objeto de la presente investigación.

A continuación se procede al montaje de las plantas objeto de estudio, de acuerdo con las características diseñadas al efecto. Terminándose la planta piloto con sus diversos accesorios

en Julio de 1991.

Durante el mes de Julio de 1991 se llevaron a cabo las pruebas preliminares de la planta, calibración de bombas, análisis de flujo, capacidad de oxigenación de la planta y puesta a punto accesorios. En los últimos días de este mes se llevó a cabo la siembra inicial de la planta, con agua residual urbana tomada de la estación de bombeo de Las Llamas en Santander, seguida del período de adaptación de los microorganismos y su estabilización.

El 6 de Agosto de 1991 se comenzó la experimentación según el Plan Experimental diseñado anteriormente, bajo la dirección de D. Juan Ignacio Tejero Monzón.

El período de experimentación finalizó el 2 de Diciembre de 1.991.

A continuación comenzó el proceso de datos y cálculo de parámetros, para un análisis posterior acabando con la redacción de la presente Tesis.

2.- ESTADO ACTUAL DE LOS CONOCIMIENTOS.

2.1.-INTRODUCCION

El agua residual que produce una comunidad, procede esencialmente del agua suministrada después de haber sido contaminada por sus diversos usos. Con objeto de proteger el medio ambiente, evitando la contaminación, es necesario eliminar de este agua residual, en una cierta cantidad, ciertos elementos específicos en cada caso. La determinación de qué productos y en qué cantidad se han de eliminar, requiere el análisis de las condiciones del lugar y la aplicación del conocimiento científico, la experiencia previa de la ingeniería y de las normas reguladoras de calidad de las aguas.

La recogida y tratamiento de este agua residual es un hecho relativamente reciente, poco más de un siglo. En la segunda mitad del siglo XIX ocurren sucesos, como las grandes epidemias (p.e. cólera) y los avances en bacteriología, que hacen establecer relación entre la contaminación y las enfermedades. Todo ello incita a ver la obligatoriedad, en ciertos lugares, del tratamiento sistemático del agua residual.

En zonas donde, por la disposición de grandes masas de agua y de terreno, la magnitud de los daños causados por el vertido de agua residual sin tratar no eran relativamente

grandes, la implantación del tratamiento sistemático se retrasó a principios del siglo XX. Esto ocurre principalmente en Estados Unidos.

2.1.1.- TRATAMIENTOS DEL AGUA RESIDUAL.

Las operaciones y procesos necesarios para la adecuada eliminación de los productos contaminantes se agrupan en los llamados tratamientos primarios, secundarios y terciarios.

Tratamientos primarios son aquellos en que se utilizan procesos físicos y químicos para la eliminación de sólidos sedimentables y flotantes agrupando las operaciones de tamizado y sedimentación.

Tratamientos secundarios son aquellos en los que se utilizan procesos biológicos para eliminar la materia orgánica.

Tratamientos terciarios son aquellos que combinan operaciones y procesos para eliminar otros compuestos tales como el nitrógeno y el fósforo no eliminados anteriormente.

Los tratamientos por evacuación al terreno combinan tratamientos físicos, químicos y biológicos alcanzando, en ciertas condiciones, igual calidad de agua que los procesos avanzados.

Dentro de los tratamientos secundarios y terciarios se encuentran los procesos biológicos como los mas generalizados

frente al resto de procesos y operaciones. Su conjunto representa el llamado tratamiento biológico de aguas residuales.

2.1.2.- PROCESOS BIOLÓGICOS DE AGUA RESIDUAL.

El proceso biológico consiste en que una población mixta de microorganismos utiliza como nutrientes sustancias que contaminan el agua. Las aguas residuales que contienen solutos contaminantes se ponen en contacto con una densa población de microorganismos apropiados, durante un tiempo suficiente para permitirles descomponer y eliminar los solutos contaminantes.

Los principales objetivos de los procesos biológicos son: eliminación de la materia orgánica carbonácea, eliminación de nutrientes, principalmente nitrógeno y fósforo, y estabilización de la materia orgánica carbonácea.

Podemos clasificar estos procesos en:

Aerobios, cuando se realizan en presencia de oxígeno.

Anaerobios, cuando se realizan en ausencia estricta de oxígeno.

Facultativos, cuando lo realizan microorganismos indiferentes al oxígeno.

Los microorganismos presentes pueden ser:

Autótrofos, cuando la fuente de carbono es el CO_2 .

Heterótrofos, cuando la fuente de carbono es el carbono orgánico.

Asimismo podemos dividirlos en dos grandes grupos, a

saber, aquellos en los que los microorganismos estan adheridos a un soporte, llamados procesos biopelícula fija y aquellos en los que los microorganismos se encuentran en suspensión.

2.1.3.-PROCESOS AEROBIOS DE BIOPELICULA FIJA

El tratamiento biológico de aguas residuales lo podemos efectuar en reactores aerobios en los que los microorganismos se encuentran adheridos a un soporte en forma de una película microbiana de población mixta. Un completo informe sobre la adhesión microbiana a los soportes es presentado por Berkeley, Lynch, Melling, Rutter y Vincent (1981).

Los procesos de biopelícula fija los podemos considerar formados por dos tipos diferentes: aquellos en que el soporte permanece fijo pasando el agua sobre la lama o película microbiana, denominados de medio fijo y aquellos en que el soporte se mueve a través del líquido, denominados de medio en movimiento.

De los sistemas que utilizan los procesos biopelícula fija y medio fijo el más característico es el denominado filtro biológico, filtro percolador, biofiltro o lecho bacteriano. En adelante no utilizaremos las denominaciones que contengan "filtro" para no interferir con la operación de filtración realizada en ingeniería.

De los sistemas que utilizan los procesos biopelícula

fija y medio en movimiento los más característicos son los biodiscos o contactores biológicos rotativos (RBC) y los lechos fluidizados.

2.1.4.-SISTEMAS DE BIOPELICULA FIJA Y MEDIO FIJO

2.1.4.1.-ANTECEDENTES HISTORICOS.

El primer sistema reconocido como tratamiento biológico fue la columna de filtración presentada en 1865 por el químico berlinés Dr. Alexander Mueller y patentada varios años después (Pearse. 1938). Ni la patente ni el concepto fundamental atrajeron mucho la atención en aquel entonces.

En 1868 Sir Edward Frankland comenzó en Londres un estudio de filtración en laboratorio con dos columnas de grava gruesa con filtración intermitente (Pearse.1938), que en 1871 J. Bailey-Denton trasladó al campo en Merthyr Tydvil, Wales. Desafortunadamente este y otros desarrollos basados en el concepto de Frankland perdieron interés por el olvido del análisis de factores críticos como, por ejemplo, la permeabilidad del terreno (Buswell.1928).

En 1887, en Estados Unidos, un grupo de investigadores denominado "grupo Lawrence" formado al establecerse la Estación Experimental de Lawrence por el departamento de la salud del estado de Massachusetts bajo la dirección de Allen Hazen

comenzaron una serie de experimentos de filtración que llevaron a la publicación de un monumental análisis de la actividad microbiana asociada (Hazen.1892).

Dada la trascendencia de estos resultados rápidamente se produce una rápida expansión del tratamiento biológico en términos de aplicación y sofisticación.

En Europa dada la insatisfacción producida por los resultados del concepto de la filtración intermitente, los ingenieros sanitarios escogen, en su lugar, intensificar el grado de filtración utilizando medios de mayor grosor, tales como piedras de coke, grava, arcilla gruesa. Scott-Moncrief probablemente comenzó el primero tales pruebas percolando el agua residual a través de piedras de coke de una pulgada de diametro (Kinnicut.1919). En 1893 J. Corbett, utilizando los descubrimientos del grupo Lawrence, empleó una serie de esquemas de filtros con un canal adicional de madera para distribuir el agua a través del lecho (Corbett.1903). En el mismo año F. Wallis Stoddart realizó un trabajo sobre el uso del filtro de medio grueso que recibe un flujo percolante continuo, siguiendo los principios de Frankland, atribuyéndose éste como el primero de su clase (Stoddart.1911). Naciendo así el lecho bacteriano.

2.1.4.2.-CRONOLOGIA

2.1.4.2.1.- ETAPA INICIAL.

Simultáneamente a la aparición del lecho bacteriano, aparece otra idea en Europa que fue el lecho de contacto. En 1891 siguiendo la línea de trabajo del grupo Lawrence, W. Santo Crimp y W. J. Dibdin experimentan con agua residual de la ciudad de Londres, inundando durante 8 horas un medio de filtración grueso, seguido de 16 horas de drenaje. Dibdin prueba con variados materiales y disposiciones encontrando resultados más satisfactorios con la disposición en serie de dos lechos, el primero de medio más grueso y el segundo de más fino evitando así problemas de atascamiento que se producen al usar solo medio fino

Posteriormente se dirige la investigación a los medios de dosificación y distribución del flujo. Waring y Lowcock, en 1892, idean una técnica que consiste simplemente en echar una capa de grava fina sobre el filtro, con objeto de provocar una distribución del flujo uniforme. Sin embargo esto retardaba la aireación del lecho por lo que quizás por ello Waring patentó un lecho bacteriano con aireación forzada. Mas tarde Stoddart's trabaja en la idea sobre la distribución del flujo ideando unas planchas corrugadas con galerías de descarga simétricas, que aunque considerando su funcionamiento satisfactorio tenía

problemas de nivelación. Corbett usa inicialmente un canal de madera donde se instala una gran variedad de rociadores. En 1896, Carfield impone el concepto de distribuidor fijo añadiendo un tanque de dosificación sifonado, que asegura una alimentación intermitente que evita zonas inundadas en el medio (Metcall y Eddy 1916).

Los distribuidores de flujo giratorios se probaron originalmente en 1.889, con un posterior refinamiento por Corbett en 1894 (Corbett, 1903). Dos años después Whittaker y Bryant introducen un distribuidor rotativo con pulsómetro. Utilizaron para el distribuidor tubo perforado propenso a taponamientos (Metcall y Eddy, 1916).

Seguidamente se pasa a una época de desarrollo y refinamiento aplicado de los filtros intermitentes, lechos bacterianos y lechos de contacto. Los lechos bacterianos se introducen en América en 1901 en Madison, Wisconsin, para 1910 ya había instaladas 10 unidades en diferentes ciudades del este y medio-oeste. En estos primeros lechos bacterianos se utilizaron como distribuidores de flujo rociadores fijos de gran variedad de diseño. Mientras los distribuidores rotativos fueron sólomente probados en USA, en Europa se favorecieron los diseños de rociadores en movimiento o rotativos.

Con el avance de los lechos bacterianos comienza a decaer el interés por los filtros intermitentes.

En 1916 se comienza hacer modelización matemática de estos lechos bacterianos por Tathan.

Aunque se construyeron unas pocas unidades de lechos de contacto a gran escala en USA no reciben mucho interés fuera de Europa, debido a la rutina de encharcamientos, condiciones anaerobias que junto con los atascamientos del medio pusieron en duda la efectividad de este tratamiento.

Reconociendo lo deseable de una película aerobia, Dibdin experimenta con aireación forzada en 1904 (Keefer, 1940). Y para facilitar el aireado del medio del lecho éste se constituyó de placas empacadas dispuestas horizontalmente. Esta técnica encontró una gran difusión en USA. Se experimentó, en 1905 en Plainfield, New Jersey. En 1913 el grupo Lawrence bajo la dirección de H.W.Clark y S. Gage en la línea de aireación forzada iniciaron una investigación en botellas aireadas conteniendo algas en suspensión.

Más tarde G.J. Fowler profesor de química de la Universidad de Victoria (Inglaterra), visitó los laboratorios Lawrence y fue testigo de sus experimentos (Martin, 1927).

Después, al volver a Inglaterra, dos discípulos suyos, E. Ardern y W. Lockett comienzan un estudio histórico del tratamiento con microorganismos suspendidos en el líquido. En 1914 publican los resultados de un proceso de fangos activos.

En la misma línea del lecho de Dibdin, W.O. Travis habiendo observado, como oficial local de sanidad de Hampton, Inglaterra, la frecuencia de atascamientos del lecho de contacto introduce , en 1904 el llamado tanque hidrolítico o coloidal de Travis, configurado como un tanque séptico de varias etapas, que constituyen los tanques de detritus, hidrolítico y de acabado. Las dos últimas zonas contienen pantallas de madera colocadas en filas paralelas, teniendo como fin atrapar las partículas finas y su degradación subsiguiente. Una de estas plantas se construyó en Norwich, Inglaterra en 1909. Posteriormente, a este diseño le sustituyó la idea de Karl Imhoff conocida como tanque Imhoff, aproximadamente en 1915.

A continuación, los procesos de filtros intermitentes y lechos de contacto fueron progresivamente descartados en favor del lecho bacteriano. En USA se llevan a cabo grandes esfuerzos para el desarrollo y adopción de técnicas estandar para el diseño de cargas, construcción y operación. Asimismo se desarrollaron diseños para aumentar la capacidad hidráulica. En la mayoría de los casos los sistemas de distribución de rociadores fijos se

sustituyeron por sistemas de distribución rotativos.

La gran popularidad de estos lechos bacterianos se debe a la relativa simplicidad, fácil operación y coste efectivo de funcionamiento.

Hubo también varios desarrollos tangenciales en la tecnología del medio fijo, como el desarrollado por C.Hays en 1930, que utilizaba hojas de asbestos verticales separadas 1 a 2 pulgadas siguiendo la línea de la planta de Dibdin aunque verticalmente. En 1942 había mas de 43 unidades en funcionamiento, sobretodo en instalaciones militares. Otro fué el desarrollado por A. Buswell en 1929 denominado Nidus Rac en la línea del de Travis incrementando la superficie de atracción de partículas.

Más recientemente Mohlman publica un excelente trabajo en el que comenta el estado del arte en la primera mitad del siglo XX de sistemas de medio fijo. Sobresale la referencia a los lechos bacterianos mostrando sus grandes ventajas de realización y económicas. Ciertamente, pocos años después los lechos bacterianos convencionales de grava fueron incuestionablemente sobrepasados por los sistemas de fangos activos. En resumen, él defiende los sistemas de medio fijo como alternativa de trabajo frente al rápido avance de los fangos activos.

Al mismo tiempo importantes trabajos se desarrollaron con la incorporación del medio plástico en varios sistemas de tratamiento. Ofreciendo ventajas tales como mayor superficie específica, mayor índice de huecos, menor densidad del empaque y mayor flexibilidad de construcción.

2.1.4.2.2.- UTILIZACION DE MEDIOS DE PLASTICO.

La utilización de estos medios plásticos en los años cincuenta se desarrolla en dos ejes, uno en America orientado hacia el desarrollo de lechos bacterianos y otro en Europa orientado hacia los biodiscos (RBCs).

El desarrollo en la línea americana fue llevado a cabo por "Dow Chemical Company", que debido a sus investigaciones previas aconseja el uso de dos unidades denominadas comercialmente como Dwpac FN90 y Dowpac HCS. Posteriormente esta compañía reasigna el término Dowpac sustituyendolo por Surfpac (Bryan, 1955).

Con ambos tipos de empaques se realizaron varias pruebas utilizando diversos tipos de aguas residuales industriales. Funcionando ambas bien se inclinó el desarrollo sobre el tipo HCS por su relación coste-efectividad y su flexibilidad operacional. Este empaque consiste en dos hojas de poliestireno, corrugado en dos direcciones con unas dimensiones aproximadas de 100x60 cms montados en módulos con una distancia entre hojas de 2,54 cms. El nivel de huecos alcanzado fue del 94% siendo el peso específico del conjunto de 53 a 80 Kg/m³. Alcanzandose profundidades de lecho de 10 a 12 metros considerando el uso del terreno (Besselievre, 1976).

Debido al carácter variable de la composición de los diferentes vertidos Dow desarrolla 2 tipos de plásticos. El Dowpac 10 resistente a los álcalis, sales, ácidos minerales diluidos y agua, no utilizable con hidrocarburos, ácidos oxidantes, grasas vegetales y aceites y el Dowpac 20 que es extremadamente resistente químicamente a todos los ácidos y álcalis comunes con la excepción del hidróxido de amonio y utilizable con la mayor parte de alcoholes, ésteres, nitroparafinas, benceno, xileno y tolueno. El Dowpac 10 es modulado con un disolvente adhesivo suministrado por el fabricante y el Dowpac 20 es soldado en caliente en unas máquinas especiales suministradas por la compañía (Grieves, 1972).

A causa del poco peso de este material y su capacidad de generar espacios huecos, se desarrollaron torres de pequeño diametro y gran altura. Esto incorporó importantes ahorros en el uso del lecho bacteriano ya que reduce el valor de la base de drenaje. La estructura envolvente puede hacerse de aluminio u otro material ligero, puesto que no se necesita paredes de contención. Puesto que los módulos son de forma prismática, para evitar excesivos cortes y pérdidas de material, se hacen las torres de planta rectangular.

Las ventajas de este material ligero genera el interés de otros fabricantes. A la vez, se desarrollaron similares

materiales plásticos. Así en Inglaterra la Imperial Chemical Industries Ltd. ofrece un cloruro de polivinilo (PVC) denominado Flocor y consiste en un conjunto de placas corrugadas montadas en módulos de 20x60x60 cms, del que fue patentando la configuración de las placas que ofrecen ventajas como gran superficie práctica y la más baja densidad de relleno.

Otro material desarrollado usando PVC es el Koroseal desarrollado en 1963 producido por B.F. Goodrich Industrial Products Company. El material se envía en módulos con los que se monta la torre. El caso mas característico es el existente en Roma, Georgia, USA, en el que el lecho bacteriano es de planta octogonal de 10 metros de altura, 2,5 metros de ancho que depura 84.000 m³/día. Otros nuevos modelos se han diseñado dentro de esta compañía buscando menor densidad del material.

Otros nuevos desarrollos en la línea de materiales plásticos se han realizado, por ejemplo, el producido por la American-Standard, New York, consistente en hojas de fibra de celulosa impregnadas con resina sintética plástica. Otras variedades son las ofertadas por Tex-Vit Company en Texas y Norton Chemical Process Products Division.

Gran variedad de modelos de material plástico se ofertan al mercado por diferentes compañías en el mundo.

La principal ventaja de los lechos bacterianos es su simplicidad y bajo coste de mantenimiento, que los hacen ideales para lugares lejanos y pequeñas comunidades.

La principal razón de la gradual pérdida de popularidad de los lechos bacterianos es el limitado grado de tratamiento alcanzado. El corto tiempo de retención hidráulico limita la eliminación de materia orgánica, no pudiendo alcanzar los niveles de otros como los fangos activos, de mayor tiempo de retención hidráulico. Con exigencias de efluentes más estrictas, los lechos bacterianos no podrían competir con los fangos activos. La popularidad de los lechos bacterianos ha caído en favor de los biodiscos.

2.1.5.- LECHOS BACTERIANOS

Perteneciente a los sistemas de medio fijo, el medio sólido de soporte está dispuesto en un lecho empacado a través del cual fluye el agua residual. En la superficie del empaque se desarrolla una biopelícula sobre la que se desliza una delgada capa de agua residual en contacto por un lado con la biopelícula y con el aire en los huecos del empaque por el otro. El oxígeno del aire se disuelve en la superficie de la capa del líquido en movimiento y es transferido a través de la capa líquida a la biopelícula. El oxígeno y los nutrientes en el agua se difunden hacia dentro de la biopelícula microbiana para ser metabolizados por la población microbiana de la misma.

Los medios de empaque usados en estos sistemas se diseñan de manera que presenten un área de contacto muy grande entre la capa del líquido y el aire, aumentando la absorción del oxígeno por la capa líquida y presentando de manera similar una gran área de contacto entre el líquido y la biopelícula, con lo que se aumenta la transferencia de nutrientes y oxígeno a la población microbiana.

Los lechos bacterianos, son difíciles de modelar, tanto a escala de laboratorio como matemáticamente, siendo difícil de

pronosticar el funcionamiento de un determinado sistema. Ello constituye una desventaja, cuando se trata de alcanzar una cierta calidad del efluente, expresándose mejor su funcionamiento en términos de riesgo de fallo en alcanzar una calidad dada, según Benjes (1980).

2.1.5.1.- CARACTERISTICAS.

Las dimensiones del lecho dependen del empaque, y de la concentración y tipo de agua residual. Un lecho bacteriano para agua residual doméstica mide típicamente unos 2 metros de profundidad por 10 metros de diametro, alcanzando para aguas industriales hasta 12m de profundidad y 40 metros de diametro.

Generalmente el agua residual se distribuye sobre la parte superior del empaque por medio o bien de rociadores fijos, generalmente en unidades pequeñas, o bien por conjuntos móviles de aspersores, en unidades grandes. Después circula a través del empaque para caer a un tanque colector situado debajo del empaque. La aireación del lecho se realiza por convección natural originada por la diferencia de temperaturas entre el aire en el relleno y en la atmósfera exterior, utilizándose a veces convección forzada.

El crecimiento inicial de la biopelícula puede necesitar varias semanas para alcanzar su desarrollo sobre el relleno. Esta se desarrolla a partir de microorganismos presentes en el agua residual. Al principio la eficiencia es baja, pero aumenta según va acumulando biopelícula sobre la superficie del relleno. A medida que se consumen los nutrientes el espesor se hace mayor hasta que su propio peso y la acción del flujo de agua

la hacen desprenderse del soporte, siendo arrastrada al exterior por dicho flujo y mas tarde es separada del agua por sedimentación en un tanque de decantación.

Los microorganismos presentes en la biopelícula, al consumir el oxígeno y los nutrientes que se difunden en ella desde la interfase agua residual-biopelícula, crecen engrosándose la biopelícula. Las zonas más cercanas al soporte se hacen anaeróbicas, padeciendo hambre mueren y se separan del mismo, pudiendo la película remanente tener viabilidad defectuosa (Mckinney, 1962). La eficiencia de purificación alcanza un máximo cuando hay una delgada capa aeróbica, pudiendo bajar ligeramente al aumentar el espesor, volviéndose las regiones más profundas inactivas. Así, a pesar de que pueden alcanzarse varios milímetros de espesor, sólo una capa exterior de 0,05 a 0,15mm de profundidad podrá ser aeróbica. Resultados experimentales demuestran que la eliminación de sustrato aumenta linealmente con el incremento de espesor de la biopelícula hasta un valor máximo donde permanece constante a pesar del incremento de espesor (Tomlinson y Snaddon, 1966; Kornegay, y Andrews, 1968 y La Motta, 1976). El espesor de biopelícula que proporciona máxima eficacia ha sido citado como 0,25 mm (D. Jenkis, 1963). La profundidad de la zona aeróbica ha sido estimada entre 0,06 y 0,2 mm en una película de 0,2 mm (Bruce, 1969) y de 0,05 a 1 mm de profundidad aeróbica activa en un espesor de 0,1 a 2 mm (Harris

y Hansford, 1976). Los resultados de Kornegay y Andrews (1968) indican profundidades críticas entre 0,07 y 0,15 mm y los de La Motta (1976) entre 0,012 y 0,065 mm dependiendo de la concentración.

Cuando sea alta la concentración de nutrientes en el líquido, la fuerza impulsora de la concentración causará una rápida difusión de los nutrientes dentro de la biopelícula penetrando profundamente antes de ser consumidos. Atkinson y Fowler (1974) correlacionaron los resultados de otros investigadores para demostrar que la profundidad de penetración en la biopelícula es aproximadamente proporcional a la concentración de substrato aplicado. Así aumentó de 0,06 a 0,15 mm con un aumento de concentración de 10 a 500 g/m³.

2.1.5.2.-TIPOS DE RELLENOS DEL LECHO BACTERIANO

Los medios de relleno deben proporcionar un soporte sólido y estable a la biopelícula, exponer la máxima área superficial al flujo de agua residual en tratamiento y de la superficie mojada al contacto con el aire. Asimismo debe ser inerte a las sustancias en contacto con él, resistente, para soportar su propio peso y el de la biopelícula adherida a él y que no se desintegre durante un cierto periodo de tiempo. Su configuración permitirá huecos con un espacio suficiente para que pueda crecer la biopelícula sin bloquear los intersticios y circular por ellos el agua y aire necesarios.

Los tipos de relleno más usuales son los de medios minerales y los de medio prefabricado, generalmente plásticos. En general, los rellenos plásticos se denominan medios a alta tasa, refiriéndose a la carga del sistema.

Los medios de soporte mineral son los más antiguos y se constituyen de piedras graduadas, coque metalúrgico, fabricados de cerámica como los anillos Raschig, Lessing y las silletas Berl, y materiales más baratos como los escombros de ladrillos rotos. El tamaño normal de las piedras es de 40 a 50 mm que proporciona una superficie específica de 80 a 110 m²/m³ y una fracción de huecos del 40 a 55% (Jennkins, 1970). Las piedras

graduadas se apilan para formar un lecho de 2 a 3 m de profundidad pudiendo tener una base de piedras mayores y la parte superior de piedras mas pequeñas. Tiene lugar una significativa canalización, estando ocupado por la biopelícula el 50% del espacio vacío (Bruce, 1969).

El agua residual se distribuye generalmente sobre la superficie superior del lecho por medio de sistemas móviles de distribución. En lechos circulares el líquido se distribuye por rociadores montados sobre brazos giratorios. También se puede distribuir el agua por rociadores fijos colocados a intervalos apropiados sobre la superficie del lecho. Algunos investigadores consideran que los distribuidores móviles proporcionan mejor distribución del agua (Imhoff et al, 1971) pudiendo tener un cierto efecto sobre el sistema el uso de uno y otro.

La profundidad es por lo general de 1,5 a 4 m con un valor normal de 1,8 m. Los lechos profundos permiten aumentar el área de biopelícula por unidad de área de terreno, pero puede originar problemas. En general los medios minerales son pesados por lo que un lecho profundo exige cimentaciones resistentes aumentando los costes de construcción. Los rellenos de piedra tienen un peso específico de 1350 a 1550 Kg/m³, siendo menor el de la escoria de alto horno 1145 Kg/m³ y los anillos Raschig 510 Kg/m³ (Besselièvre y Schwartz, 1976). Los lechos profundos pueden

ser también causa de problemas de ventilación, cuando se emplean rellenos con espacios intersticiales angostos. En muchos procesos de lechos bacterianos se ha utilizado ventilación forzada, así en un lecho de 6 m de profundidad, Abson y Todhunter(1967), encontraron que el efecto de enfriamiento evaporativo reducía significativamente la actividad microbiana.

La ventilación natural se debe principalmente a la diferencia de temperatura entre el aire dentro del lecho, determinada por la temperatura del agua residual de suministro y la del aire fuera del lecho (temperatura ambiente). Se produce un flujo suficiente de aire con una diferencia de temperaturas de 1°C o con una velocidad de viento de 1 m/s (Imhoff et al, 1971). Algunos autores consideran que el calor liberado por el metabolismo de la biopelícula favorece al establecimiento de la mencionada diferencia de temperaturas y que un lecho fuertemente cargado mantiene una temperatura más alta en invierno que uno ligeramente cargado (Mckinney, 1962).

La principal desventaja del relleno mineral es su peso específico, que limita la profundidad de los lechos, y su limitado espacio de huecos, donde el 50% del lecho está ocupado por el propio mineral. Este inconveniente se ha superado con el uso de rellenos de plástico.

Los medios de relleno de plástico son de fabricación especial, siendo de uso cada vez mayor. Tienen altas fracciones de huecos, superiores al 90% y peso específico aproximadamente la decima parte de los rellenos minerales. Esta ligereza permite utilizar lechos mas profundos, de hasta 12 m de profundidad. Hay que tener en cuenta que en ellos el peso de biopelícula sobre el soporte puede tener un valor varias veces superior al del relleno seco (Hemming, 1979). La alta fracción de huecos permite aplicarle altas cargas orgánicas sin riesgo de obstrucción del lecho. Algunos de ellos estan diseñados para favorecer el desprendimiento.

El valor de la superficie específica varía según su configuración, estando dentro de un rango desde el normal de medios minerales hasta el doble del mismo (Porter y Smith, 1979) e incluso más. Como en los rellenos, convencionales debe haber un espacio en la base para el acceso del aire. El area total de las lumbreras deber ser del 1 al 2% el área total del lecho.

Los diseños de los medios fabricados se pueden clasificar en dos grandes grupos: medios ordenados y medios al azar. Los primeros generalmente de plástico, tienen superficies sólidas cuidadosamente orientadas con objeto de distribuir convenientemente el flujo de agua, y se ensamblan en modulos que se apilan para formar el lecho. Podemos clasificarlos a su vez

en medios de láminas verticales, medios de tubos verticales y medios de redes geométricas. El material mas usado es el cloruro de polivinilo (PVC).

El nivel de huecos en el de láminas alcanza el 95% con una superficie específica entre 85 y 239 m^2/m^3 dependiendo del tipo de láminas y de su espaciamento. La profundidad de estos lechos puese ser de 3 m sin apoyo intermedio (Porter y Smith, 1979), con un máximo de 7,2 m para uno de los tipos (Hemming, 1979). El peso específico seco del relleno es aproximadamente de 40 Kg/m^3 , aumentado a 300 Kg/m^3 en funcionamiento (Hemming, 1979).

En el de tubos verticales esta formado por tubos de 80 mm de diametro extendidos en toda la profundidad del lecho. Cada uno se divide interiormente para formar una estructura de panal con tubos mas pequeños de unos 15 mm de lado. Con ello se alcanza una fracción de espacios vacios del 94% y una superficie específica de 220 m^2/m^3 . Se suelen utilizar profundidades entre 4 y 6 metros. La eficacia de este medio depende en gran medida de la buena distribución del agua que favorezca la llegada de líquido a todos los tubos.

Como ejemplo de red geométrica es el descrito por Besselievre y Schawartz (1.976) consistente en láminas corrugadas de metal desplegado, ensambladas a fin de formar una estructura de panal.

Los medios de relleno al azar son piezas de plástico

de formas especiales que se apilan sin ningún orden en una estructura. Con ellos se alcanzan características similares a los medios ordenados. Su configuración es similar a la de los rellenos minerales sustituyendo el soporte mineral por piezas de plástico.

La eficiencia de la separación de nutrientes se determina por la superficie específica del medio de relleno, es decir que para una área dada de biopelícula la separación de nutrientes es casi igual para los diferentes tipos de medios soporte (Porter y Smith, 1979). El superior funcionamiento de los medios plásticos al azar se puede atribuir al patrón de flujo de la película de líquido dentro del relleno. La ecología de la biopelícula es similar en los diferentes tipos de rellenos.

2.1.5.3.- PROCESOS DE ALTA Y BAJA TASA.

Los lechos bacterianos se usan comunmente como un proceso de tratamiento secundario. El tratamiento primario consiste en un tratamiento físico que elimina elementos sólidos que algunos de ellos podrían dar lugar a atascamientos en el lecho. Los tratamientos con lechos bacterianos podemos clasificarlos en procesos de alta carga y de baja carga, de acuerdo con la carga del sistema. En general, los procesos de baja carga son aquellos en que la tasa de eliminación es baja, es decir, es baja la masa de nutrientes eliminados por volumen unitario del sistema. Por contra, los procesos de alta carga son aquellos en que es alta la masa de nutrientes eliminados por volumen unitario del sistema.

Los tratamientos a baja carga y de una sola etapa quedan dentro del rango entre 0,06 a 0,12 Kg DBO/m³ (de relleno).día con aguas domésticas. Los procesos de alta carga han funcionado con éxito a una carga entre 0,5 y 0,6 Kg DBO/m³.d (Oliver y Walker, 1961). Con medios convencionales de relleno la carga hidráulica utilizada esta dentro del rango de 0,3 a 1 m³/m².día que debe proveer un remojo suficiente del relleno y arrastrar la biopelícula desprendida sin riesgo de inundación del relleno. El equilibrio entre la carga orgánica y la hidráulica se puede alcanzar de diversas maneras por la modificación del

proceso. El suministro de líquido se puede diluir con efluente tratado y recirculado, o se pueden utilizar unidades múltiples. Esto permite utilizar más altas cargas de nutrientes que los tratamientos a baja carga y de un solo paso, proporcionando medios adicionales para controlar la acumulación de biopelícula.

La recirculación es un método para equilibrar la carga hidráulica con la carga orgánica. Con él se reduce la concentración de nutrientes en el suministro de líquido. Se utiliza en el tratamiento de agua residual muy contaminada que no se podría introducir en el lecho bacteriano sin una dilución previa. Además permite controlar la acumulación de biopelícula al incrementar la carga hidráulica. Para reducir el riesgo de obstrucción se puede tomar el líquido de dilución a la salida del decantador. La relación entre el caudal del efluente recirculado Q_R y el afluente a la planta Q_i se denomina relación de recirculación r_R ; $Q_R/Q_i=r_R$. La concentración de nutrientes que entra en el lecho será

$$S_1 = \frac{Q_i * S_o + Q_R * S_e}{Q_i + Q_R} = \frac{S_o + r_R * S_e}{1 + r_R}$$

Si, como sucede generalmente, la concentración del efluente es

muy baja podemos aproximarla a

$$S_1 = \frac{S_o}{(1+r_R)}$$

Las relaciones de recirculación mas normales son, en aguas negras de 1:1 a 2:1 y en aguas industriales hasta 25:1. La concentración de nutrientes del afluente suele ser el criterio dominante en la determinación de la relación de recirculación, o bien el reducir la concentración de un determinado soluto por debajo de su nivel de toxicidad. Con la recirculación se puede obtener un efluente satisfactorio utilizando una carga de nutrientes 2 ó 3 veces superior a la de un solo paso. Foster (1977) presenta diversos ejemplos de ello. Así, se puede aumentar el rango de aguas domésticas hasta 0,18 a 0,24 Kg DBO/m³.d. En aguas de cerveceras se han tratado cargas de 1,12 Kg/m³.d con r_R de 2,5:1.

Otro método de equilibrado de la carga orgánica y carga hidráulica es la doble filtración. Con él se usan dos lechos bacterianos en serie, el primero opera con una alta carga y el segundo con baja carga. El primero debe tener un relleno apropiado, generalmente son rellenos plásticos ordenados, que se adapte bien al considerable crecimiento de la biopelícula. En el

primer lecho se elimina aproximadamente el 70% de la carga orgánica. Después de la decantación el agua pasa a un segundo lecho bacteriano denominado de pulimento o afino, donde se eliminan casi todos los restantes nutrientes. También se puede utilizar recirculación. Los rangos de carga son de 1,6 a 2,3 Kg DBO/m³.d para el primer lecho bacteriano y 0,04 a 0,12 Kg DBO/m³.d para el segundo lecho bacteriano (Foster 1977).

2.1.5.4.-DOBLE FILTRACION ALTERNADA

El principio de funcionamiento es similar al de doble filtración, pues presenta una secuencia de funcionamiento semejante ya que a una fase de tratamiento a alta carga le sigue otra de pulimento. La diferencia está en que ambos lechos tienen el mismo relleno y se controla la acumulación de biopelícula invirtiendo periódicamente la secuencia de las unidades.

Así, cada unidad se somete a alimentación e inanición sucesivas. Las aguas residuales se aplican a una de las unidades a una carga relativamente alta, y después de la decantación este efluente parcialmente tratado se aplica a la segunda unidad.

En la primera unidad el crecimiento de la biopelícula es rápido y cuando la obstrucción está próxima se invierte la secuencia, alimentándose entonces con agua parcialmente purificada, agotándose la biopelícula por inanición. Este efecto se puede aumentar con recirculación. Es importante por ello, que se elimine la mayor proporción de nutrientes en la primera etapa de manera que el agotamiento de la biopelícula se pueda llevar a cabo en la segunda.

El periodo de alternancia depende de las aguas residuales

a tratar. Así para aguas de lechería, el cambio se realiza semanalmente (Peacock, 1977). La mejora obtenida con ello se puede atribuir a la mejor ventilación obtenida con dos lechos separados, a la aireación adicional que tiene lugar en la decantación y la redistribución, a la mejor distribución del líquido en los lechos y al más estrecho control de la acumulación de la biopelícula, permitido por este sistema.

Para aguas municipales, las cargas pueden aumentarse a un rango de 0,32 a 0,47 Kg DBO/m³.d (Foster 1977) y para aguas de lechería se recomienda 0,3 Kg DBO/m³.d con una carga hidráulica aproximada de 1 m³/m³.d. Las aguas de industrias cárnicas han sido tratadas a una carga de 0,28 Kg DBO/m³.d con una recirculación de 1:1 (Foster 1977).

Los tratamientos a alta carga han sido concebidos para actuar como procesos que produzcan altas tasas de eliminación de nutrientes en términos de la masa de DBO eliminada por volumen unitario de relleno. La eficiencia de eliminación está por lo general en un rango de 50 a 80%. Las cargas usadas en sistemas de alta carga son aproximadamente diez veces mayores que las usadas en la operación a baja carga, y la tasa de crecimiento de la biopelícula es proporcionalmente mayor.

Se necesitan medios soporte con anchos espacios

intersticiales, a fin de reducir el riesgo de obstrucción, así como cargas hidráulicas suficientemente grandes para lavar el exceso de biopelícula. Los medios plásticos se adaptan perfectamente, su configuración geométrica aumenta el desprendimiento de la biopelícula. Son considerados tratamientos de alta carga aquellos con cargas mayores de 0,6 Kg DBO/m³.d o que la carga hidráulica sea mayor de 3 m³/m³.d. Con altas cargas y bajos tiempos de retención, la acumulación de biopelícula puede ser considerable, citándose cantidades de hasta 300 kg/m³ (Hemming, 1979).

El funcionamiento depende considerablemente de las aguas a tratar, en términos generales, una carga de 1 Kg DBO/m³.d proporciona aproximadamente de 80 a 90% de eliminación de DBO, que baja al 50% para cargas de alrededor de 3 a 6 kg de DBO/m³.d.

El efecto de la temperatura es la resultante de dos tendencias opuestas. La difusividad de los nutrientes y del oxígeno aumenta con la temperatura, como también la actividad biológica dentro del rango operativo normal de temperaturas, pero la solubilidad del oxígeno disminuye. El efecto neto ha sido expresado en la forma de un cierto número de relaciones empíricas. Una de ellas se debe a Howland (1958), citada por Shiver y Bowers (1975) y Eckenfelder (1966). Se expresa

$$E_T = E_{20} * A_T^{(T-20)}$$

donde E_T y E_{20} son las eficiencias de eliminación de la DBO a $T^\circ\text{C}$ y 20°C , respectivamente, y A_T es un coeficiente de temperatura con un valor de 1.035.

2.2.-CONTACTORES BIOLÓGICOS ROTATIVOS (RBCs) O BIODISCOS.

El proceso de biodiscos o RBC es un sistema de tratamiento biológico secundario de aguas residuales. Consiste en un medio formado por una serie de discos de plástico corrugado montados sobre un eje horizontal que gira lentamente, mientras aproximadamente el 40% de la superficie del medio esta sumergida en el agua residual contenida en un tanque. Inmediatamente después de arrancar, los microorganismos presentes en el agua comienzan a adherirse al medio en movimiento y a multiplicarse. Después de un corto periodo de tiempo se forma una delgada capa de biopelícula que cubre los discos. Esta población microbiana alcanza altos grados de tratamiento para periodos de retención del agua residual relativamente cortos.

Al girar los discos llevan a los microorganismos y a una delgada capa de agua que los rodea al exterior, donde los ponen en contacto con el aire de donde absorben el oxígeno. De este oxígeno, parte es usado por los organismos presentes en la biomasa para eliminar la materia orgánica del agua residual, y el resto es mezclado con el licor mezcla manteniendo una concentración de oxígeno disuelto en el mismo. Esto se lleva a cabo cuando en su giro los discos sumergen la biopelícula en el seno del líquido.

Las fuerzas cortantes ejercidas sobre la biopelícula al pasar a través del agua residual desprenden el exceso de biomasa del medio al seno del líquido. Esto mantiene un espesor de biomasa uniforme evitando los taponamientos. La acción de mezcla de los discos deja los sólidos desprendidos en suspensión siendo arrastrados al exterior por el flujo de agua, llevándolos al decantador donde son separados.

Mediante este sistema el RBC permite:

- Disponer de una superficie sobre la que se desarrolla una elevada cantidad de biomasa fija.
- Disponer de un contacto uniforme e intenso entre la biomasa y el agua residual.
- Disponer de una eficaz aireación de la biomasa.
- Disponer de un sistema eficaz de separar el exceso de cultivo biológico formado sobre los discos.
- Disponer de un sistema de agitación del agua residual en contacto con el biodisco y evitar así la sedimentación del exceso de biomasa desprendida.

El aspecto de la biopelícula es sustancialmente diferente a la de los lechos bacterianos (figura 2-1), en estos es gelatinosa y exteriormente uniforme mientras que en los RBCs es compacta y exteriormente rugosa ofreciendo así una mayor superficie activa que la del soporte.

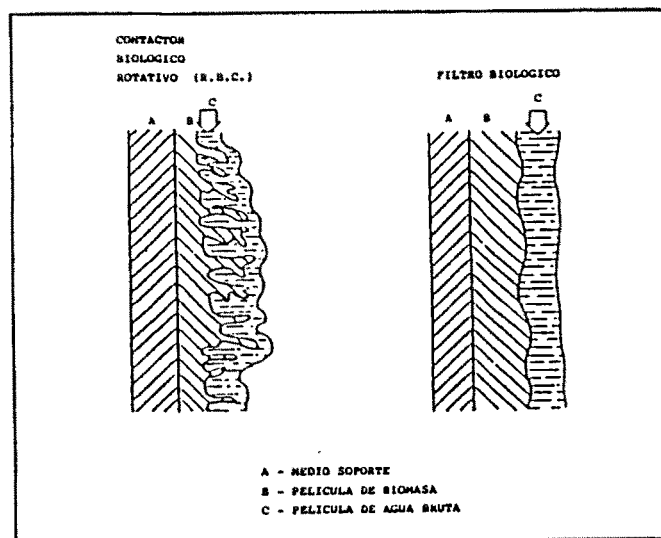


FIGURA 2-1. Tipos de biopelícula

(Fuente: García Cudinach, 1988)

La forma irregular de la biomasa no se debe a la presencia de un determinado tipo de microorganismos, sino a la acción giratoria de los discos. La continua acción de frotamiento cuando el disco gira en el agua provoca el crecimiento en tiras del cultivo sobre el medio soporte. A diferencia del filtro

biológico, el disco utiliza el rozamiento hidráulico, biopelícula-agua residual, como medio de separar el exceso de biomasa. Este crecimiento se desarrollará en espesor y longitud mientras las fuerzas de rozamiento hidráulico se lo permitan.

La biomasa en exceso, separada por el movimiento giratorio, consiste en partículas densas que son separadas con facilidad por el decantador secundario. El movimiento giratorio de los discos provoca asimismo, una fuerte turbulencia en la interfase agua-biomasa que facilita la distribución uniforme del sustrato y del oxígeno disuelto a toda la biomasa.

El conjunto de la unidad del RBC se comporta como un reactor de flujo pistón, mientras que cada etapa del mismo actúa como un reactor de mezcla completa en donde existe un equilibrio dinámico entre la velocidad del crecimiento de la biomasa y la velocidad de desprendimiento del exceso de ella. Así, el agua atraviesa las sucesivas etapas produciéndose un progresivo aumento del grado de depuración gracias a los sucesivos y distintos cultivos biológicos que se desarrollan en los discos de las mismas.

Por el efluente de la última etapa saldrá el agua tratada llevando en su seno sólidos suspendidos procedentes del exceso de biomasa y la de materia biofloculada en una concentración que oscila generalmente entre 50 y 200 mg/l. Por ello, la carga de sólidos del decantador secundario es baja, afectando así a su dimensionamiento.

Un sistema completo de depuración por RBC consiste (figura 2-2), en un decantador primario para la eliminación de flotantes, sólidos

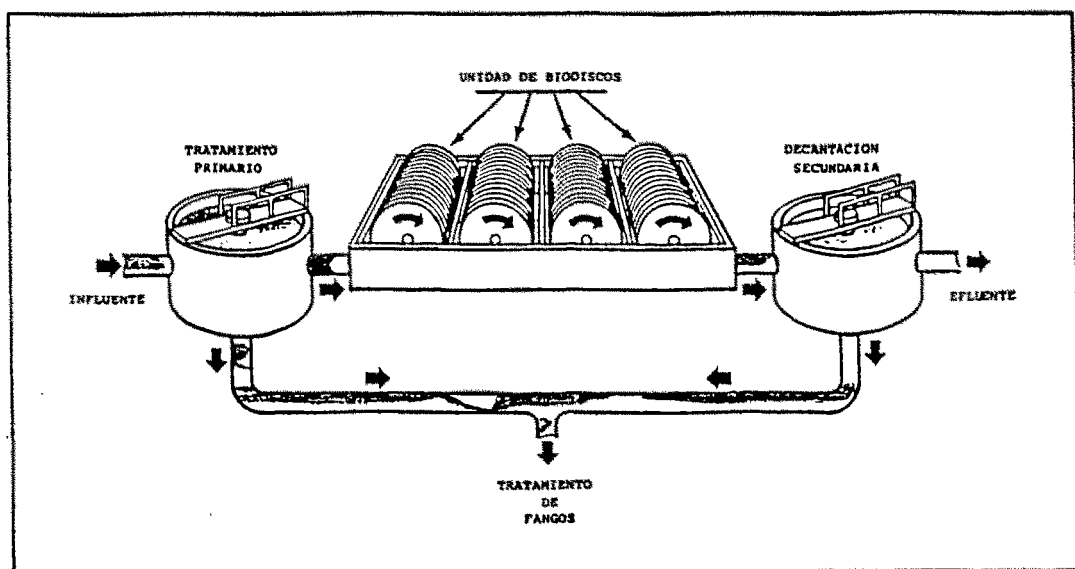


FIGURA 2-2. Diagrama de flujo del proceso RBC
(Fuente: Garcia Cudinach, 1988)

sedimentables y materia orgánica decantable. Su efluente es tratado biológicamente por las sucesivas etapas del RBC donde los microorganismos aerobios fijos a los discos toman la materia orgánica. Por último, el agua residual pasa al decantador secundario donde son separados los sólidos suspendidos formados.

2.2.1.-HISTORIA

2.2.1.1.- PERIODO PRELIMINAR.

Las dos primeras referencias son dos patentes. La primera de ellas concebida por Weigand en 1900, donde el medio soporte giratorio estaba formado por planchas de madera y la segunda la desarrollada por Poujoulat en 1916 donde el medio estaba formado por un cilindro de material poroso que giraba sobre su eje horizontal.

Siguiendo la línea así iniciada, distintos investigadores estudiaron el medio soporte giratorio. J. Doman, en 1929, informó sobre el desarrollo de un filtro de contacto que usaba placas de acero galvanizado sumergidas. Otra opción fue la rueda biológica patentada por A.T. Maltby poco antes de 1930, la unidad consiste en un grupo de ruedas parcialmente sumergidas que giran por el flujo de agua que circula por un canal.

Los materiales del medio soporte más utilizados durante este periodo preliminar fueron la madera y el hierro, que se deterioraban rápidamente por lo que ello supuso un freno al avance de estos RBCs iniciales. Hasta que el principio de la década de los cincuenta, en que se comienza a investigar y

desarrollar los medios soporte de material plástico, no hay noticias del desarrollo de los RBCs.

2.2.1.2.- PERIODO INICIAL.

2.2.1.2.1.- PRIMERAS EXPERIENCIAS.

La investigación y desarrollo de los medios soporte de material plástico se lleva a cabo en dos diferentes líneas. En América, como medio innovador de medio de relleno en lechos bacterianos. En Europa, comienzan a probarse discos de plástico con las mismas disposiciones utilizadas con acero galvanizado por Doman. Estos últimos, investigadores de la Universidad de Stuttgart, Alemania Occidental, llevaron a cabo gran número de pruebas utilizando discos de madera y de plástico de 1 metro de diámetro (Daillaire, 1979). Más tarde, investigaciones llevadas a cabo por Popel y Hartman usan sólo medios de poliestireno expandido que abren la puerta a la aplicación comercial (Antoine, 1976).

En 1957, en Tuttlingen, Alemania Occidental, la compañía J. Conral Stengelin comenzó a fabricar discos de poliestireno expandido de 2 y 3 metros de diámetro para el uso en plantas de tratamiento de aguas residuales. La primera instalación comercial fue puesta en funcionamiento en 1960, y poco después el proceso comenzó a tener considerable interés en Europa.

Al principio de los años sesenta, la división de investigación de la corporación Allis Chalmers, también investigó el uso de discos rotatorios en varias aplicaciones de procesos químicos. Sus discos se llamaron contactores de dos fases (TPC), y se probaron para aplicaciones de absorción de gas y reachique, extracción líquido-líquido, transferencia de calor líquido-líquido, y otras aplicaciones de transferencia de masa y energía.. Eventualmente, el mecanismo fue considerado para transferencia de oxígeno. En el verano de 1965, se evaluaron en la planta de tratamiento de Jones Island en Milwaukee (Wisconsin, USA) discos de metal de 1 metro de diámetro. Estas unidades fueron empleadas inicialmente para transferencia de oxígeno en un proceso de aireación prolongada, y ensayada sin recirculación de fango y con biomasa adherida (como un contactor biológico) (Antoine, 1982).

Para confirmar los resultados favorables de estas pruebas iniciales y para aprender más sobre el proceso de tratamiento, se llevaron a cabo pruebas de laboratorio usando agua residual sintética y discos de aluminio de 1 metro de diámetro.

Después de conocer las actividades europeas, Allis-Chalmers consiguió, en 1968, licencia para producir y distribuir en USA los productos de los fabricantes alemanes. El proceso de tratamiento se registró con el nombre de Biodisco. La primera instalación comercial en USA se realizó en una pequeña factoría

de queso en 1969 (Birks y Hynek, 1971).

En 1970, Allis Chalmers vendió su tecnología de contactores biológicos rotativos a Autotrol. En aquel tiempo , los discos de poliestireno no eran todavía competitivos con el proceso de fangos activos, principalmente debido al alto coste de los discos de poliestireno. Sin embargo, dos años después Autotrol anunció el desarrollo de un nuevo medio soporte construido con hojas de polietileno.

2.2.1.2.2.- DESARROLLO INICIAL.

A partir del año 1972 las comunicaciones y trabajos publicados sobre este proceso se sucedieron vertiginosamente. Uno de los primeros publicado en USA fue el llevado a cabo por Welch (1968), que trataba aguas residuales de alta concentración orgánica usando un RBC instalado en Allis-Chalmers, West Allis (Wisconsin, USA). En él se alcanzó, en términos de DQO, una eliminación de 1,28 Kg/m³/día. Torpey y otros (1971), publicaron que en un RBC de 10 etapas con discos de aluminio redujeron la DBO de 124 mg/l en el influente a 9 mg/l en el efluente después de 5 meses de funcionamiento. También se alcanzó nitrificación, reduciéndose el contenido de nitrógeno amoniacal desde 14,2 mg/l a 5,7 mg/l correspondiendo un incremento de los nitratos desde 0 a 10,4 mg/l en el efluente.

Antoine (1970), en su estudio sobre la respuesta del proceso de RBCs a las variaciones de flujo, informa de la significativa reducción de la DQO cuando el tiempo de residencia hidráulico del agua residual es de 60 minutos. Cuando el tiempo de residencia hidráulico baja a 30 minutos o menos, la reducción de DQO baja. En un posterior trabajo, Antoine (1973) publica sucesivas aplicaciones del proceso RBCs para tratar diversos tipos de aguas residuales.

En un proyecto de demostración de la EPA usando el sistema de RBC como una planta real de tratamiento secundario, Antoine (1974), informa haber conseguido una buena eliminación de la DBO y algo de nitrificación. En el invierno el sistema fue cubierto para evitar congelaciones.

En un estudio piloto llevado a cabo por LaBella y otros se informó que el proceso RBC con una carga hidráulica de 0,04 m³/m²/día podría reducir la DBO del agua residual procedente de una factoría de vinos, con una eficiencia comparable a un proceso de fangos activos. Sin embargo, los costes anuales de funcionamiento del RBC fueron de 6.000 \$ menos que con el proceso de fangos activos con un caudal entre 1.290 a 1.665 m³/día.

Chittenden y otros también usaron el sistema RBC para tratar el efluente de una laguna anaerobia. Con una carga hidráulica de 0,16 m³/m²/día, incrementando la velocidad de rotación de la primera etapa a 6 RPM produjo una reducción del 79,5% en DBO y una reducción media de DBO del 83,2% con una DBO media influente de 225 mg/l. Mayores cargas hidráulicas y menores velocidades de rotación resultaron de poca eficiencia en la eliminación de la DBO, y poco o nada oxígeno disuelto en el sistema.

Usando agua sintética para el estudio de un proceso de RBC,

Stover y otros (1976), informaron que más del 90% de eliminación de DQO fue posible tan pronto como la carga orgánica fue por debajo de 0,64 kg/m³/día. Usando el mismo sistema para el tratamiento de agua residual de matadero, sólo se alcanzó el 70% de eliminación de DQO, siendo siempre la carga orgánica por debajo de 0,64 Kg/m³/día. Incrementando la carga sobre 0,64 Kg/m³/día la eficiencia de eliminación se redujo al 15%. Expresado en g/m²/día la máxima DQO eliminada para dicha agua residual fue aproximadamente 19,5 con cargas de 39 g/m²/d o mayores. Una investigación para determinar la eficiencia del proceso de RBC en aguas residuales de una planta de manufacturación de líquido detergente se realizó midiendo parámetros como DQO, DBO, Y OD.

También se aplicó el proceso RBC para nitrificación del agua residual. Así Weng y otros (1978), evalúan varios parámetros que afectan al funcionamiento del proceso y muestran que entre la carga del influente, el caudal, la velocidad rotacional de los discos, el tiempo de retención, superficie efectiva del disco y la superficie sumergida del disco, sólo la carga del influente, el caudal y la superficie efectiva del disco fueron importantes al determinar la eficiencia de la nitrificación (manteniendo la temperatura constante a 20°C y la velocidad rotacional a 10,5 RPM).

Antoine (1974), informa que en varias plantas de tratamiento que usan el proceso RBC con "Bio-Surf", podrían eliminarse tanto como 3,9 g N-NH₃/m²/d. Obteniéndose generalmente, de un 90 a un 95% de nitrificación.

En un estudio de planta piloto llevado a cabo por Hao y otros (1975), se muestran excelentes resultados de eliminación de N-NH₃ en Columbus, Indiana. En Enero y Febrero, cuando existen bajas temperaturas, se obtuvo una reducción del 50 al 60% de N-NH₃ con una carga hidráulica de 0,013 m³/m²/d y una reducción de N-NH₃ del 90 al 95% con 0,06 m³/m²/d .

Cuando se aplicaron a una planta de RBC de 4 etapas de agua residual con alta concentración de N-NH₃ (780 mg/l de media) Lue-Hing y otros (1976), encontraron que con una carga media de N-NH₃ de 25 g/m²/d y una temperatura de 10°C, el porcentaje de eliminación fue el 99,4%; con una carga media de N-NH₃ de 70 g/m²/d y una temperatura de 20°C se alcanzó un 99,8% de eliminación. El máximo grado de eliminación en la primera etapa estuvo entre los 152 g/m²/d a 9°C a 272 g/m²/d. La recirculación del efluente no afectó significativamente a la nitrificación.

La sensibilidad a la variación de la temperatura fué evaluada por Murphy, y otros (1975), en un rango entre 5 y 25°C. Para nitrificación y desnitrificación la sensibilidad a la temperatura del proceso RBC fue similar a la de sistemas de medio en suspensión con largos tiempos de retención.

Después de más de cuatro meses de estudio de la nitrificación en un RBC en la planta de tratamiento de agua residual de Belmont en Indianapolis, Indiana; Reid, Quebe, Allison, Wilcox y asociados informaron que aunque el proceso RBC apareció como un proceso de nitrificación fiable para aguas residuales que contienen cargas de $N-NH_3$, relativamente consistentes, el proceso fue incapaz de mantener constantemente bajos niveles de $N-NH_3$ (menores de 1 mg/l) en el efluente cuando la carga del afluente varía. En este estudio, se encontró que el sistema RBC podría reducir la DBO₅ total del efluente clarificado de un fango activo que tiene de 8 a 18 mg/l hasta 6 a 13 mg/l. El porcentaje de eliminación fué bajo (de 0 a 57%) para un proceso de tratamiento secundario. Sin embargo, la DBO₅ carbonácea soluble eliminada fué más notable (de 1 a 10 mg/l hasta 1 a 3 mg/l, es decir de 0 al 80% eliminado). Al eliminar una porción de los sólidos suspendidos del efluente tratado, se obtiene sin gran dificultad un efluente con una DBO₅ de menos de 10 mg/l.

Otros estudios se llevaron a cabo para ver la fiabilidad del sistema RBC para eliminar la DBO₅ total. Reh y otros (1977), Lagnese (1978) y Sullivan y otros (1978), recogieron y seleccionaron datos operacionales de varias plantas de RBC y concluyeron que el diseño del sistema RBC estaría basado en la carga de DBO₅ soluble, mas que la DBO₅ total. Usando el sistema

RBC en serie con otras plantas de tratamiento secundario y para tratamientos terciarios, es importante reconocer la incapacidad para eliminar la DBO, particularmente especialmente cuando ésta es grande respecto a la DBO, total . Cuando la unidad RBC funciona en serie después de otros tratamientos secundarios, se ha de esperar una menor eficiencia de funcionamiento, puesto que el agua contiene una mayor fracción de elementos orgánicos refractarios.

Finalmente, el efluente nitrificado de una unidad de RBC contiene una demanda de oxígeno nitrogenosa que puede ser una parte significativa de la DBO, del efluente. Lagnese (1978), sugiere que un inhibidor de la nitrificación puede usarse en el análisis de la DBO, para eliminar la demanda de oxígeno nitrogenosa del mismo.

Importantes consideraciones en el diseño de un RBC incluyen las características del agua residual a ser tratada y el grado de tratamiento deseado. Estas consideraciones dictan parámetros del sistema tales como, el número de etapas, velocidad de rotación de discos, volumen del reactor, densidad del medio, y pretatamiento necesario.

De acuerdo con los trabajos revisados por Griffich y otros (1978), los sistemas de tratamiento de agua residual

generalmente están provistos de 2 ó 4 etapas para tratamientos secundarios y de hasta de 10 si se requieren posteriores tratamientos. La velocidad periférica de los discos es comúnmente de 0,3 m/s para las primeras etapas, reduciéndose en las etapas posteriores (0,15 m/s) al reducirse la demanda de oxígeno del agua residual. El volumen del reactor es comúnmente aquel que suministra 4,89 l/m² de superficie del disco (incluyendo el volumen del disco), o una hora de tiempo de retención, con una carga hidráulica de 0,06 m³/m²/d. El rango de cargas orgánicas e hidráulicas utilizadas es muy amplio, para aguas residuales urbanas. Las cargas hidráulicas van de 0,004 a 0,17 m³/m²/d y las cargas orgánicas de 0,98 a 2,93 g/m²/d.

Los sistemas descritos tienen alineamiento de discos paralelo y perpendicular a la dirección del flujo. Los materiales de discos utilizados incluyen aluminio, poliestireno, polietileno, y plexiglas. Las propiedades mas buscadas en los materiales de los discos son baja densidad y alta rigidez. Los diametros de discos van desde 15,2 cm a 365,8 cm, con espaciado entre los mismos desde 0,96 cm a 1,9 cm. Los discos van generalmente sumergidos en el agua residual entre el 40 al 50% de su diámetro, con el objeto de que toda su superficie esté húmeda.

2.2.1.3.- PERIODO DE GRAN DESARROLLO DEL RBC.

2.2.1.3.1.- ESPECIALIZACION TEMATICA INICIAL.

En los años 1980-81 numerosos trabajos fueron publicados abarcando diversos aspectos de la teoría, diseño y experiencia operacional, distribuidos en diferentes áreas. Así Hitdlebaugh y Miller (1981), discuten los problemas operacionales del RBC. Dehkordi (1980) y Keihani (1980), describen los efectos de los metales pesados en el funcionamiento de los RBCs. Trinh (1981), Allen (1980), Bauer y otros (1981) aseveran la aplicabilidad del RBC para utilizaciones en zonas lejanas de los nucleos poblacionales o "in situ". Muller y otros (1980), discuten el impacto de las consideraciones de transferencia de masa en el diseño de un lecho bacteriano y RBC. Los factores a considerar al escalar una planta fueron identificados por Wilson y otros (1980). Las cinéticas para el tratamiento de aguas residuales domésticas fueron estudiadas por Pano (1981).

Posteriormente otros trabajos aparecieron sobre la aplicabilidad del RBC en el tratamiento secundario de aguas residuales municipales. Regent (1980), publicó los datos de varios años de funcionamiento del RBC en Yugoslavia. Remarcando la no existencia de fallos mecánicos. Spink (1980), describió el

comportamiento del RBC en la provincia de Alberta, Canada. Rushbrook y Wilke (1980), describieron un fácil tratamiento innovador en Hillsborough, N.H. que incluirá, digestión anaerobia con calentamiento solar y metano recuperado en el RBC. La distribución de sólidos en un RBC fue estudiada por Munch y otros (1980). Sapinsky (1980), enfatizó la importancia de la conservación de la energía en el tratamiento de agua residual y citó las plantas de Hillsborough, N.H., Minneapolis y Chicago por su eficiente uso de la energía.

También se estudiaron algunas modificaciones interesantes del proceso como fue alguna aplicación inusual de la tecnología del RBC en plantas convencionales de tratamiento. Así Given (1980), informa del tratamiento con RBC de aguas residuales diluidas. Huang y Bates (1980), comparan el tratamiento con RBC de agua residual de leche sintética usando aire y oxígeno puro. Tait y Friedman (1980), trataron un sistema de tratamiento anaeróbico innovador usando RBC con aguas residuales de alta concentración carbonacea. Cheung y Krauth (1980), investigaron la fiabilidad de la sustitución de la sedimentación convencional por microfiltros en el RBC. Hoag (1980), evaluó el uso del RBC al tratar sobrenadante séptico coagulado con sulfato de alumina.

El uso del RBC para tratamiento terciario continuó su desarrollo. Noss y Miller (1980), describen el uso del RBC para

el tratamiento secundario y recarbonatación después de la adición de pequeñas cantidades de cal para la eliminación de fósforo. Los efectos de la concentración de nitratos y período de retención sobre la desnitrificación en RBCs fué investigado por Cheung y Krauth (1980).

Numerosos estudios sobre la nitrificación han aparecido desde 1980. Wu y otros (1981), usaron los datos de muchos estudios previos para derivar y dar validez a un modelo para la predicción del funcionamiento de la nitrificación en un RBC. Mueller y otros (1980) han desarrollado y verificado un modelo en estado estacionario de nitrificación y oxidación orgánica carbonácea en RBC. Smith y otros (1980), han evaluado el RBC como proceso para la eliminación de DBO y nitrificación. Bridle (1980), discute el RBC en el contexto de los procesos biológicos para la conversión del nitrógeno con otros procesos capaces de alcanzar el mismo fin. Las cinéticas del proceso de nitrificación fueron modeladas por Watanabe y otros (1980), y por Margaritas y otros (1981). Stratta (1981), investigó la fiabilidad de la nitrificación controlando el pH en el RBC. Marsh y otros (1981), describen la nitrificación en una pareja de lecho bacteriano y RBC.

Murphy y Wilson (1980), realizaron estudios en planta piloto de eliminación de DBO, nitrificación y eliminación de fósforo.

Singhal (1980), describió la nitrificación en una planta de RBC avanzada en Cadillac, Michigan. La eficiencia energética de una planta de tratamiento de agua residual en Guelph, Ontario fué descrita por autor anónimo (1980), en la que por medio de un RBC se elimina DBO, nitrógeno amoniacal y fósforo seguido por un proceso de filtración.

La viabilidad del uso de los RBCs para mejorar las plantas existentes fue realizada en varios estudios. Gutierrez y otros (1980), evaluaron la mejora en los decantadores primarios al usar RBCs. Smith y otros (1981), consideraron el RBC como un elemento de tratamiento posterior del efluente del lecho bacteriano. Poon y otros (1981), evaluaron la efectividad del RBC en la eliminación suplementaria de la DBO y del nitrógeno amoniacal alcanzada en los lechos bacterianos. El proceso Surfact desarrollado por el Departamento del Agua de Filadelfia fue descrito por Guarino y otros (1980). Este proceso que físicamente resulta de la adición de un difusor de aireación al tanque del RBC suministra una mejora no cara con muy poca construcción suplementaria.

Otra área de actividad comprende el tratamiento de agua residual industrial, Chesler y Eskelund (1981), evaluaron el RBC para el tratamiento de agua residual de una fábrica de explosivos. Agua residual procedente de una mina ácida fue

tratada en un estudio en una planta piloto prototipo llevada a cabo por Olem y Unz (1980), en Hollywood, PA.

Las aguas domesticas fueron tratadas con un proceso innivador, que comprende un tanque aireado de ecualización y un RBC, por Waggener y otros (1980). Los problemas causados por vertidos de aguas residuales industriales a la planta RBC de la ciudad de Monett, Missouri, equivalentes a 7 veces la de su población, fueron estudiados por Riddle (1980). O'Shaughnessy y otros (1981), aplican el RBC para el tratamiento de agua residual aceitosa.

Blanc y otros (1981), evalúan el RBC para el tratamiento de agua residual de un proceso de tratamiento de carne. La influencia de la velocidad de rotación de un RBC en los grados de reacción observados fue estudiado por Odai y otros (1981). Borghei (1981), describió el tratamiento del efluente de una planta de producción de glucosa usando una planta compacta de RBC.

2.2.1.3.2.- DIFERENTES ASPECTOS DEL DESARROLLO DEL RBC.

De 1982 en adelante, un gran número de trabajos se han publicado referentes al tratamiento de aguas residuales con RBCs. Su diversidad es manifiesta, estudiando diversos aspectos de su desarrollo. Así los hay, desde los que desarrollan aspectos generales como el estado actual y las tendencias futuras de los RBCs y casos de plantas de tratamiento de agua residual municipal o industrial, a otros mas específicos, que presentan experiencias con innovaciones al sistema, su modelación, el estudio de sistemas en planta piloto y de campo y aspectos concretos de la biopelícula y biocinéticas.

2.2.1.3.2.1.- ESTADO ACTUAL Y TENDENCIAS FUTURAS.

En el aspecto general del estado actual y las tendencias futuras en los RBCs, Forgie, D. J. L. (1982) pasa revista a los principios básicos del proceso, consideraciones de diseño y eficiencias operacionales de los RBCs. Bannaga, Sharaf Eldin I. (1982) presentan al RBC como el mejor sistema de tratamiento de agua residual en Arabia Saudita

Biancheri y otros (1984) muestra la experiencia con RBCs en Italia. En ese mismo año Optaken, Edward J. muestra los diferentes progresos realizados en el tratamiento de aguas residuales con RBCs en los últimos doce años, centrados especialmente en utilizar técnicas de fabricación correctoras de los fallos operacionales de las primeras plantas.

Pike, E. B. (1985) hace una revisión general del uso del RBC para diversos tipos de vertidos y su comportamiento. Más tarde en 1986 Lin, S. D. evalúa los cambios en la DBO, de un sistema RBC e indica las ventajas e inconvenientes del mismo.

Kreissl, J. F. (1987) realiza un repaso de los RBCs en USA en la decada 1977-1987, en el que se presenta las conclusiones de un buen número de proyectos de investigación de la EPA sobre problemas relativos a diseño, construcción funcionamiento y

aplicación de los RBCs, indica que con un buen diseño, una buena construcción y una buena explotación el sistema RBC es un sistema de tratamiento aceptable .

Jerrard, R. (1989) presenta los avances en el tratamiento de aguas residuales y en concreto del RBC con el uso, hasta la fecha, de los materiales y técnicas mas avanzadas.

2.2.1.3.2.2.- PLANTAS DE TRATAMIENTO DE AGUAS MUNICIPALES.

En el estudio de las plantas de tratamiento de aguas residuales municipales, Lin, Shundar y otros (1982), llevan a cabo un estudio intensivo en la eliminación de la DBO y del N etapa a etapa bajo condiciones normales y de cargas punta artificiales, realizado durante un año en la planta de Princetown. Un estudio de la metodología de diseño, con los datos obtenidos a escala real, los factores operacionales que afectan al funcionamiento de la unidad es llevado a cabo por Ward, Roger C. (1982).

Hynek, Robert J. y Sullivan, Richard A. (1982) analizan el comportamiento del RBC en plantas municipales en USA. La evaluación del funcionamiento de un RBC en Camp Lonely en Alaska fue realizado por Dickason, O. E. y Miller, Robert (1982).

En 1983 Stolch, Klaus y Neden Douglas, presentan los criterios de diseño y operacionales de una planta de 24 ejes accionados por aire en Grande Praire, Alberta, Canada.

Chun, M. J. y otros (1984) presentan los resultados alcanzados en una planta localizada en Pearl City. Hawaii. Es una planta de 4 etapas de 3,8 m³/d de caudal donde se alcanza el 85% de eliminación de DBO, 25% de N y el 10% de P demostrando que es económicamente competitiva frente a las unidades de Fangos

Activos.

Poon, Calvin P. C. y Smith Edgar D. (1984) presentan al RBC como alternativa en el tratamiento de tan bajos caudales de agua como 1,37 m³/d con fluctuaciones notorias de carga y de caudal. Las características, consideraciones de diseño, conceptos de plantas prefabricadas y tipos más usados en áreas del ártico de USA y Canada son llevadas a cabo por Froese, R. J. y Heuchert, K. R. (1984). Coulter, Robert G. (1984) presenta la aplicación de plantas prefabricadas de RBC en zonas o campos de explotación estacional.

Las modificaciones actuales del RBC y la discusión de los parámetros importantes de diseño y funcionamiento son llevadas a cabo por Strom, Peter F. y otros (1985). En la planta de Morgantown, West Virginia, compuesta por 6 unidades de 6 ejes cada una, son analizados por Sack, W. A. y otros (1987), los problemas estacionales surgidos en los ejes y las soluciones tomadas .

Lin, Shun Dar (1987) publica los estudios, llevados a cabo en planta piloto y luego llevados a planta real, de un RBC para tratar aguas residuales municipales evaluando la capacidad de eliminación de DBO y nitrificación.

2.2.1.3.2.3.- PLANTAS DE TRATAMIENTO DE AGUAS INDUSTRIALES

En plantas industriales, un estudio de los factores medioambientales que afectan al tratamiento de aguas residuales del drenaje ácido de una mina con RBCs es llevado a cabo por Unz, Richard y Wichlacz (1982).

Bishop (1982) analizan el tratamiento de agua residual doméstica con alta salinidad. El estudio de los niveles de cromo hexavalente aceptables en agua residual para que haya pérdida de eficiencia en la eliminación de DBO y en la nitrificación fueron evaluados por Kang, Shin Joh y Borchardt, Jack A. (1982).

El tratamiento de agua residual de fécula de trigo con RBCs, obteniendo los datos de las cinéticas necesarias para futuros diseños de RBCs, usando oxígeno puro y aire fueron llevados a cabo por Li, Chun Teh y otros (1982). Smith, Leonard L. y Greene, Wayne C. (1982) basados en los datos de funcionamiento analizan el funcionamiento de una planta de tratamiento de agua residual de una fábrica de munición.

La aplicación de un RBC para el tratamiento de una agua residual que contiene espuma contraincendios (FC-780) es llevada a cabo por Landon- Arnold, Susan y Chan, Deh Bin (1982).

Posteriormente Blanc, F.C. y otros (1983) estudian la

tratabilidad del agua residual procedente de un matadero de reses observando que se alcanzan reducciones de DBO del 60 al 70% y haciendo notar que podría haber problemas con la formación de espumas, que antes del vertido necesitarían tratamiento, y que los sólidos tendrían poca sedimentabilidad. Por todo ello, los autores recomiendan un pretatamiento anaerobio para alcanzar al final una calidad efluente estandar.

El tratamiento de un agua residual combinada de los vertidos de un proceso de fabricación de queso y de agua doméstica fue realizado con una RBC de dos etapas diseñado por Hammen, M. J. (1983) en New Man Grove, Nebraska, con excelentes resultados. Se alcanzó un efluente de menos de 11 mg/l de DBO y una concentración de sólidos de menos de 20 mg/l para más del 90% de tiempo de funcionamiento, con un buen comportamiento ante cargas punta sin gran pérdida de calidad del efluente.

Uhan, Rizwanullah y Kharahjian, Hraj A. (1984) evalúan la eliminación de materia orgánica carbonácea y fósforo en una planta de agua residual doméstica de alta salinidad. Un programa experimental para investigar el tratamiento de agua residual con una fuerte carga orgánica con RBCs aerobios y anaerobios fue diseñada por Pescod, M. B. y otros (1984) utilizando agua de una cervecera.

Landon-Arnold, S. y Chan D. B. (1984) experimentaron en

planta piloto el tratamiento del más efectivo agente contraincencios con RBCs. El estudio de la tratabilidad de agua residual procedente de una fábrica de maíz fue llevada a cabo por Demel, Edwin R. y otros (1984) con muy buenos resultados durante 4 años de estudio.

Chang, Shoou-Yuh y otros (1984) investigaron la tolerancia del RBC a la presencia de metales pesados en el agua residual. La investigación fue llevada a cabo en un RBC de 3 etapas y utilizando diversas cantidades de cadmio y cobre.

El procesamiento de lixiviados procedentes de vertedero de basuras fue estudiado por Coulter y Robert G. (1984) obteniendo una buena eliminación de materia orgánica carbonácea y con ella la eliminación relativa de otros constituyentes específicos como fenoles, hierro, etc., pero aunque algo de toxicidad es destruida queda toxicidad residual en el efluente. El tratamiento del filtrado de fango séptico en una planta piloto de RBC fue estudiado por Rusten Bjorn (1984) a dos temperaturas 5,4°C y 14,5°C resultando una mayor eficiencia en esta segunda y alcanzando niveles del 85% de reducción de DQO.

Shrivastava, Veena y otros (1984) exponen la aplicabilidad del RBC en el tratamiento de agua residual industrial y su bajo consumo energético, así como la comodidad del uso del RBC en

biomódulos para ser utilizados en áreas lejanas. El tratamiento de aguas residuales con alta salinidad es estudiado por Lang, Mark E. y Klemetson, Stanley L. (1984). Tratando agua de procesamiento del maíz de concentración entre 10000 a 20000 mg/l de DQO.

Gonzalez-Martinez, Simón y otros (1985) alcanzan una eliminación de materia orgánica carbonácea del 85% con una carga de 18 g DQO/m².d y un tiempo de retención hidráulico de 2,5 días. El-Gohary, F. A. y otros (1985) realizan un estudio en un RBC evaluando su comportamiento a diferentes revoluciones por minuto y cargas, así como el efecto tóxico del cobre en el sistema.

Turner, C. D. y Wernberg, K. (1985) investigan la tratabilidad del agua residual con alto contenido en nitrógeno amoniacal procedente del proceso de gasificación del lignito usando un RBC piloto de 4 etapas que lo reduce a niveles por debajo de 30 mg/l haciendo notar la resistencia del RBC a las cargas punta. El efecto de las condiciones de funcionamiento sobre la oxidación biológica del Fe⁺⁺ con RBC es estudiado por Nakamura, Kanji y otros (1986).

La eliminación del Fe y del Mn con un RBC fue evaluada por Bell, J. M. y otros (1987) indicando como posible sobrecarga de ejes la acumulación de estos metales en la biomasa.

Tokuz, R. Y. (1988), examinó la tratabilidad de 4 clorofenoles usando una planta piloto de RBC con agua residual sintética, obteniendo resultados que indican que es un proceso viable para el tratamiento de agua residual con clorofenoles. Posteriormente en 1989 este mismo autor publica otro trabajo en la misma dirección utilizando otro tipo de fenoles.

Gonenc, I. y otros (1990) realizan un estudio de tratabilidad del black-liquor con discos rotativos. En el tratamiento de agua residual procedente de una fábrica de curtidos Yang, Zao-Yan y Fan, Zhen-San (1990) alcanzan niveles de eliminación de DQO del 77,4%, de sólidos suspendidos del 84,8% de S^{++} del 93,6% y de Cr^{+++} del 81%.

Galil, N. y Rebhum, M. (1990) realizan un estudio comparativo en el tratamiento de agua residual de refinería de petróleo entre el sistema de fangos activos y el sistema RBC, resultando que el RBC produjo un efluente de mayor calidad y fué más resistente a las variaciones causadas por incrementos y decrementos de fenoles. El tiempo de recuperación de la biomasa fue menor en el RBC, el volumen de fangos fue 4 veces menor en el RBC y los hidrocarburos eliminados por atrapamiento de la biomasa fueron del 50% en RBC mientras que en los fangos activos solo fué del 10%. Todo ello justifica al RBC como una alternativa al sistema de fangos activos. El tratamiento de agua residual

procedente del lavado de bidones de productos químicos con RBCs,
fue llevado a cabo por Hirata, A. y Hosaka, Y. (1991).

2.2.1.3.2.4.- EXPERIENCIAS E INNOVACIONES DEL SISTEMA.

En el aspecto de experiencias e innovaciones del sistema, Krupinski, K. C. y Damon P. H. (1982), desarrollan un RBC para la eliminación del nitrógeno amoniacal del agua residual de un alto horno, consiguiendo pasar de un afluente de una concentración de 329 mg/l a un efluente de 1 mg/l. Un análisis energético realizado con los datos de 500 plantas de RBCs fue llevado a cabo por Guarino, Carmen F. y Sullivan Richard A. (1982) y Guarino, Carmen F. (1983) donde demuestran las grandes ventajas de este sistema en el aspecto de ahorro energía.

Hartung, Jeffrey W. (1982), discutió los resultados obtenidos en una planta RBC con aireación suplementaria continua e intermitente. Un sistema de tratamiento biológico de soporte fijo para aguas residuales domésticas denominado "aquatic-ribbon" fue estudiado por Li, Chun-Teh y otros (1982) con el que se alcanzan niveles de eliminación del 91% en DBO, con un tiempo de retención hidráulico de 16 horas, obteniéndose un grado de nitrificación del 94% con un tiempo de retención hidráulico de 8 horas y una desnitrificación del 87% con un tiempo de retención hidráulico de 2 horas.

Oedegaard, Hallvard (1982), realizó un proyecto de investigación en Noruega en plantas de tratamiento biológico-

químico con RBCs, añadiendo precipitante (alúmina), obteniéndose mejores resultados localizando la adición a la salida del tanque del reactor y no afectando al rendimiento de planta si se añade directamente al reactor.

Un análisis de los problemas experimentados con los RBCs fué llevado a cabo por Newbry, B. y otros (1982), indicando que los principales están asociados a sobrecargas orgánicas. Estas sobrecargas orgánicas producen un exceso de biomasa en los discos que causan sobrecarga estructural y rotura de ejes. Para reducir este exceso de peso en los discos se utiliza aireación suplementaria en las 3 primeras etapas con lo que se reducía la biomasa en los discos aumentando la biomasa precipitada y así alcanzar una adecuada reducción de la carga a niveles indicados por le fabricante.

El RBC desde el punto de vista de la persona encargada de su funcionamiento correcto los 7 días de la semana es presentada por Bergs, Mary A. (1982). Los criterios de diseño y métodos de prueba de fatiga de la estructura del RBC son expuestos por Banerjee, Sib S. (1982). Harremoes, Paul (1984), presenta un ejemplo del uso de la teoría y de los datos para el diseño de plantas. El tratamiento del agua residual de un proceso de trabajos fotográficos con RBC antes de verterlo al colector de agua municipal fue llevado a cabo por Lytle, Paul E. (1984).

El proyecto de investigación de RBCs llevado a cabo en Columbus, Indiana dió lugar a varios trabajos. Uno de ellos publicado por Good, Larry D. (1984), presenta los objetivos del proyecto, el diseño de la planta y la facilidad de evaluación de los diferentes parámetros; Lambert, Marvin E. (1984), presenta la planta, ajustes, cambios de estrategia, fallos y consideraciones; Meyer, Michael J. (1984), describe la calidad del control, monitorización y procedimientos de adquisición de datos, metodología de los análisis de laboratorio y recomendaciones para futuros investigadores; Zogorski, John S. (1984), comparó el funcionamiento entre la configuración del flujo convencional (hidráulico) y la orgánica y Pugh, Garry S. y Hotz, Kevin E. (1984) analizaron la microbiología del RBC.

Un estudio de aire suplementario a un RBC fue realizado por Surampalli, Rad Y. y otros (1984) en 3 formas diferentes, hacen desaparecer la población microbiana de Beggiatoa y se mantiene una capa activa mas delgada. Lewis Don A. y otros (1984) desarrollan el RBC accionado hidráulicamente, para ello colocan unas cavidades en donde se introduce aire con unas soplantes con lo que se reduce el consumo de energía.

Consideraciones sobre el diseño del RBC para mejor operación y mantenimiento son realizadas por Jaffer, Shun Dar (1984). La evaluación de la variación de concentraciones en DQO y nitrogeno

amoniacal en cada una de las etapas de un RBC fue realizada por Lin Shun Dar (1984).

Sullivan Richard A. (1984) presenta un estudio sobre como afecta a la flexibilidad del proceso y a la utilización de la energía el uso de controladores electrónicos de velocidad. En el estudio comparativo del uso, para el tratamiento del agua residual de una planta de procesamiento del carbón, de una planta de fangos activos y un RBC Blumenschein, Charles y Helwich, Robert (1985) indican que la planta de fangos activos tendría un menor coste constructivo por un sustancial mayor coste de funcionamiento que la planta RBC.

La limitación en la efectividad de un RBC por la oxigenación de la primera etapa es estudiada por Surampalli, Rad Y. y Baumann E. Robert (1985). En el estudio comparativo sobre el tratamiento de un agua residual de un tanque de cultivo de peces con un RBC, una torre empacada y un reactor de lecho fluidificado, realizado por Libey, G. S. y Miller, G. E. (1985) se determinaron que para una misma calidad efluente el RBC operará con menor coste de funcionamiento.

La instalación en la planta de tratamiento de agua residual de Morgantown, West Virginia de un sistema RBC accionado con aire fué analizada por Sack, W. A. y otros (1986). El tratamiento de

agua residual procedente de una planta de gasificación de carbón en Great Plains fue estudiado usando una planta de fangos activos y un RBC de 3 etapas por Mayer, G. G. y otros (1986) resultando que la segunda sería mejor desde el punto de vista del coste y eficacia. Sin embargo, usando las ventajas de cada proceso se diseñó con un pretratamiento por RBC seguido de un refinado con fangos activos.

Sack, W. A. y otros (1987) analizan los problemas encontrados en la planta de tratamiento de aguas residuales de RBC accionado con aire. Un nuevo método experimental de desfosforación usando un RBC fue llevado a cabo por Nishiguchi, Takeshi y otros (1987). Wilson F. y otros (1988) estudiaron en una planta piloto el tratamiento de agua residual extremadamente ácida de una planta de tratamiento de cebollas.

Un sistema nuevo de tratamiento biológico y físico-químico de agua residual doméstica fue llevado a cabo en Hancock, Massachusetts, USA por Krofta, Milos y otros (1989) consistente en un tanque equalizador, 2 RBCs, una parte de efluente se le dirige a un clarificador y el resto a un clarificador flotador por aire disuelto (SADF-8); el primero simula un sistema convencional RBC y el segundo un tratamiento biológico y físico-químico; los efluentes de ambos clarificadores se unen y se les pasa por un filtro de arena y finalmente por dos unidades de

desinfección (UV).

Un sistema de RBC alimentado por agua residual doméstica 8 horas/día, fue estudiado por Esen, Ismail I. (1990), mostrando reducciones significativas en términos de DBO. En él la rotación de los discos se alcanzó con la energía potencial del agua residual a la entrada a la planta, con ello se consiguió mayor oxigenación de la planta y menor consumo energético, siendo una buena alternativa para pequeñas comunidades.

2.2.1.3.2.5.- MODELACION DEL SISTEMA.

En el aspecto modelativo del sistema, Shieh, W. K. (1982) realizó un estudio sobre la transferencia de masa en un RBC. Atasi, K. Z. (1982) desarrolló un modelo de cinética de difusión para determinar el flujo del substrato dentro de la biopelícula con un espesor fijo de la misma. Una revisión del estado del arte en la modelización de la biopelícula fija fue realizado por Grady, Jr, C.P Leslie (1982), dividiéndolos en dos grandes categorías: los empíricos y los mecanicistas.

La investigación de algunos parámetros del RBC para el estudio del proceso de RBC para la eliminación de materia orgánica carbonácea fue llevada a cabo por Atasi, Khalil Z. y otros (1982). Wu, Yeun C. y otros (1982) indican la necesidad del uso de un factor de escala cuando se pretende el diseño de una planta real con los criterios de diseño desarrollados con los datos de una planta piloto.

Un estudio sobre la transferencia física de oxígeno en RBC fue llevado a cabo por Kim, B. J. y Molof, A. H. (1982) resultando que alcanza menos significación en el tratamiento del agua que otro mecanismo como el incremento producido por el tamaño de disco.

Ball, Roy O. (1983) describe la respuesta de dos sistemas de biopelícula fija (RBC y lecho bacteriano) a variaciones hidráulicas, llevándolo a cabo sobre dos modelos matemáticos obtenidos de modelos existentes y del análisis teórico de la unidad de proceso. Los efectos de la temperatura sobre un RBC a escala fue realizado por Chen Chiu Y. (1983). Así, también los efectos de la temperatura sobre la atmósfera de oxígeno en un RBC fue realizada por Rittman, B. E. y otros (1983) resultando que el factor de corrección de temperatura no fué constante. Mayores temperaturas producen ligero mayor factor de corrección de temperatura por que la transferencia directa es mas dominante. Análisis del mecanismo de tranferencia predice que las unidades mayores tendrán un menor grado de transferencia que la unidades menores con igual velocidad de discos y área específica.

Vavilin, V. A. y Kuz'min, S. S. (1984) desarrollan un modelo unificado de tratamiento biológico para varios tipos de reactores RBC. Un resumen de la información para el diseño, construcción y operación de un RBC es llevado a cabo por Heidman, J. A. y otros (1984). Un modelo matemático basado en cinéticas heterogéneas en RBCs fue realizado por Atasi, Khalil Z. y Borchardt, Jack A. (1984).

Forgi, D. J. L. (1984) desarrolló un modelo empírico del efecto de la temperatura con los datos obtenidos en una planta

RBC piloto que hizo funcionar a 15-10-5 y 1°C. Atasi, Khalil, Z. y Borchard, Jack A. (1984) aplican la teoría de cinéticas de difusión para definir el fenómeno complejo del transporte de masa y reacción bioquímica de un sustrato limitante en una biopelícula. El conjunto de ecuaciones desarrolladas describen un modelo mecanicista de una biopelícula. Este modelo puede usarse en cualquier reactor biológico de película fija, donde haya sido acoplado a la específica configuración del proceso.

Ardreadakis, Andreas D. y Cailas, Michael (1984), analizaron los datos de funcionamiento de 8 plantas de RBC para mostrar que una simple expresión del tipo Monod puede simular satisfactoriamente el funcionamiento de un RBC con relación a la eliminación de materia orgánica carbonácea. El efecto sobre la eliminación de nutrientes en un RBC de la concentración orgánica y el caudal del efluente fue llevado a cabo por Ouyang, C. F. (1984) concluyendo que se ha de tratar de mantener la eficiencia por encima del 80% limitando las cargas punta utilizando un tanque de ecualización.

Matsuo, T. y otros (1985) presentan 2 modelos matemáticos sobre el proceso de transferencia de oxígeno en un RBC, el primero desarrolla la transferencia física a un disco de contacto giratorio y el segundo describe un modelo matemático de transferencia de oxígeno en un RBC con consumo de oxígeno y

substrato en la biopelícula. Los procesos de nitrificación y desnitrificación en el RBC son resumidos en un modelo matemático desarrollado por Watanabe, Y. y otros (1985).

La distribución del oxígeno transferido a un RBC en oxígeno a la biomasa y oxígeno al seno del líquido es estudiada por Ouano, E. A. R. (1986). Con objeto de obtener información sobre la aplicación del tratamiento biológico para la eliminación del nitrógeno amoniacal del agua potable, Hosoi, Yoshihiko y Murakami, Hitushi (1986), consideraron la relación entre el desarrollo en la biopelícula de las bacterias nitrificantes y el flujo de agua. El estudio mostró alta dependencia del desarrollo de la biopelícula de la velocidad cortante, realizando un modelo de población de la biopelícula y examinaron la curva de relación entre la población y la velocidad cortante.

Vaidya, R. N. y Pangarkar, V. G. (1989), extienden la aplicabilidad de los primeros modelos de transferencia de masa en RBC a los casos de fluido no-Newtoniano. Un modelo matemático para la degradación aeróbica y anóxica de componentes orgánicos así como nitrificación en RBC es desarrollado y verificado por Gujer, W. y Bollner, M. (1990). Una nueva hipótesis de modelo de biopelícula basada en aspectos fisiológicos es realizada por Capdeville, B. y Nguyen, K. M. (1990).

2.2.1.3.2.6.- SISTEMAS A ESCALA.

Finalmente en aspectos concretos del desarrollo de sistemas a escala, Harremoes, P. y otros (1982), estudian la aplicabilidad de los diferentes reactores biopelícula fija a los procesos de nitrificación y desnitrificación. La utilización del RBC para el tratamiento de agua residual de áreas de recreo de los cuerpos de la armada americana fué realizado por Smith, Ed. D. y otros (1982).

El estudio de los factores que afectan al funcionamiento de un RBC comercial de una comunidad fue llevado a cabo por Pike, E. B. y otros (1982). Las características de arranque y funcionamiento de un RBC en clima frío fué realizado por Lehman, Patrick J. (1983).

En 1984 Norouzian desarrolla un nuevo criterio de diseño de los RBC, probando y evaluando su funcionamiento presenta simultaneamente un estudio microbiológico del mismo. En el mismo año Kinner y Maratea realizan un estudio de la evolución de las bacterias en la biopelícula usando microscopía electrónica poniendo más atención en la morfología de las mismas.

Mas tarde Peddie, C. y otros (1985) evalúan en una planta piloto de RBC el tratamiento del lixiviado procedente de un

vertedero de basura. El estudio de una planta experimental de RBCs de 3 etapas encerrada en un angar, para el tratamiento de agua residual procedente de 6 familias, fue llevado a cabo satisfactoriamente por Scholes, John D. y Barnes, David (1987).

2.2.2.-VARIABLES DEL PROCESO

2.2.2.1.-CARGA HIDRAULICA

La carga hidráulica esta definida por la expresión:

$$CH = \frac{Q}{A}$$

donde

CH = carga hidráulica (L^3/L^2T)

Q = caudal (L^3/T)

A = superficie discos (L^2).

Los estudios de Antoine y otros (1971) y Trucker (1976) indican que el proceso RBC tiene una cinética de eliminación de DBO y nitrógeno amoniacal de primer orden. Generalmente se observa, que la eficiencia de asimilación de substrato se reduce al aumentar la carga hidráulica. (Figura 2-3).

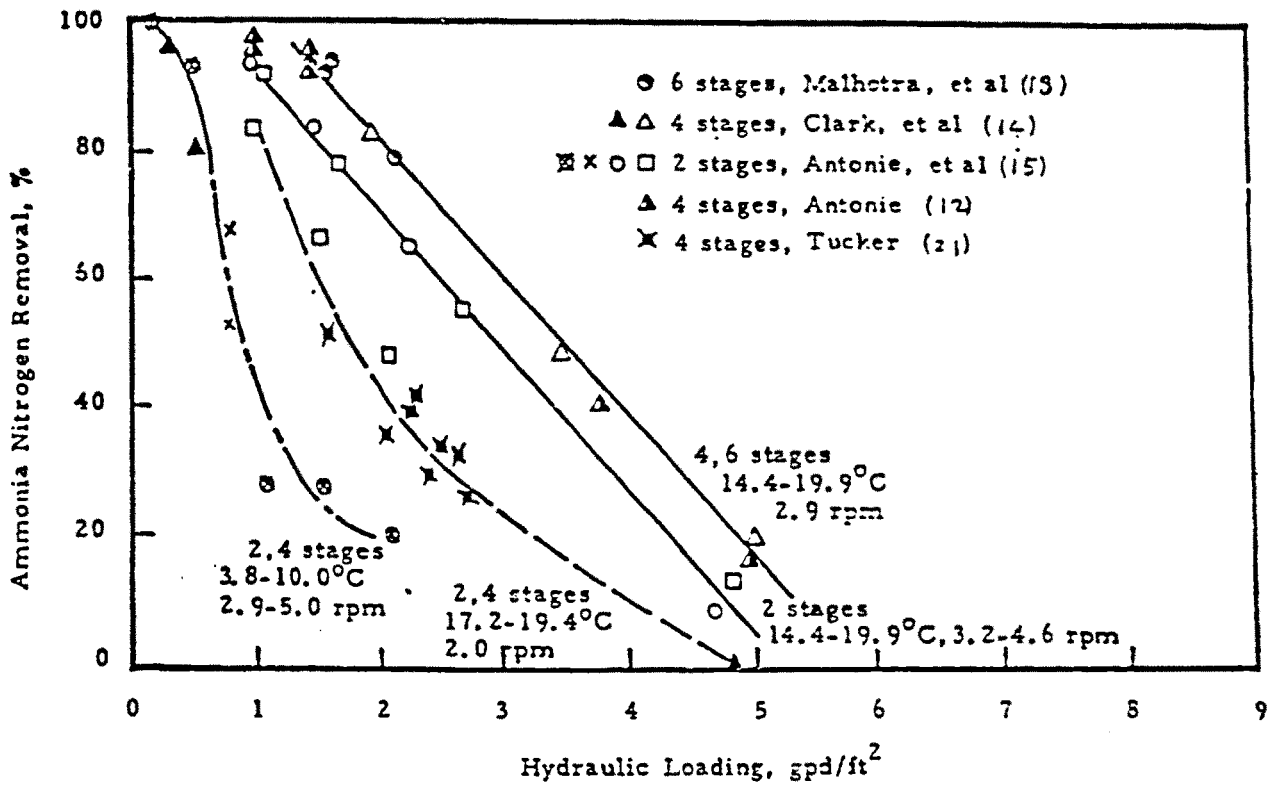
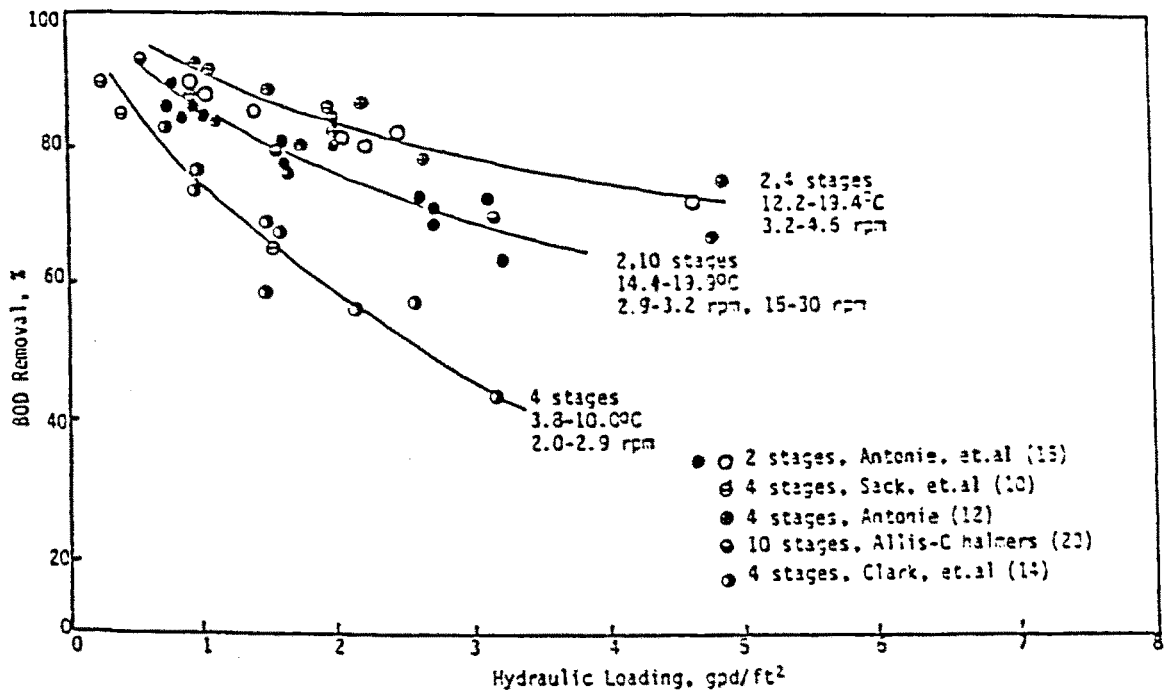


Figura 2-3. Eliminación DBO y N-NH₄⁺ en función de la carga hidráulica (Fuente: ASCE, 1980).

Adicionalmente encontramos que la influencia de la carga hidráulica sobre la eliminación del substrato depende también de otros parámetros tales como temperatura, revoluciones por minuto de los discos y número de etapas. En la práctica no existe una curva única del porcentaje de eliminación respecto a la carga hidráulica, sino que hay una curva para cada concentración de contaminante en el afluente. La DBO tiene un efecto moderado sobre el grado de tratamiento (Antoine, 1976).

La influencia de la concentración de DBO en el afluente sobre el grado de eliminación de DBO y de nitrógeno amoniacal a varias cargas hidráulicas son recogidas, de diversas experiencias con aguas residuales industriales y domésticas, en las figuras 2-4 y 2-5 respectivamente. En la primera figura aparece una relación lineal entre el % de DBO eliminado y la carga hidráulica, tratando aguas residuales industriales y domésticas. El grado de eliminación depende de la concentración inicial de DBO en el afluente. A una carga hidráulica específica, la eliminación de DBO para aguas domésticas incrementa con el incremento de la concentración inicial. De otro lado, se observa un decremento en la eliminación de DBO con el incremento de la concentración de DBO inicial cuando se tratan aguas residuales industriales poco biodegradables. La eliminación de nitrógeno amoniacal bajo diferentes cargas hidráulicas aplicadas también es afectada por las diferentes características del agua residual

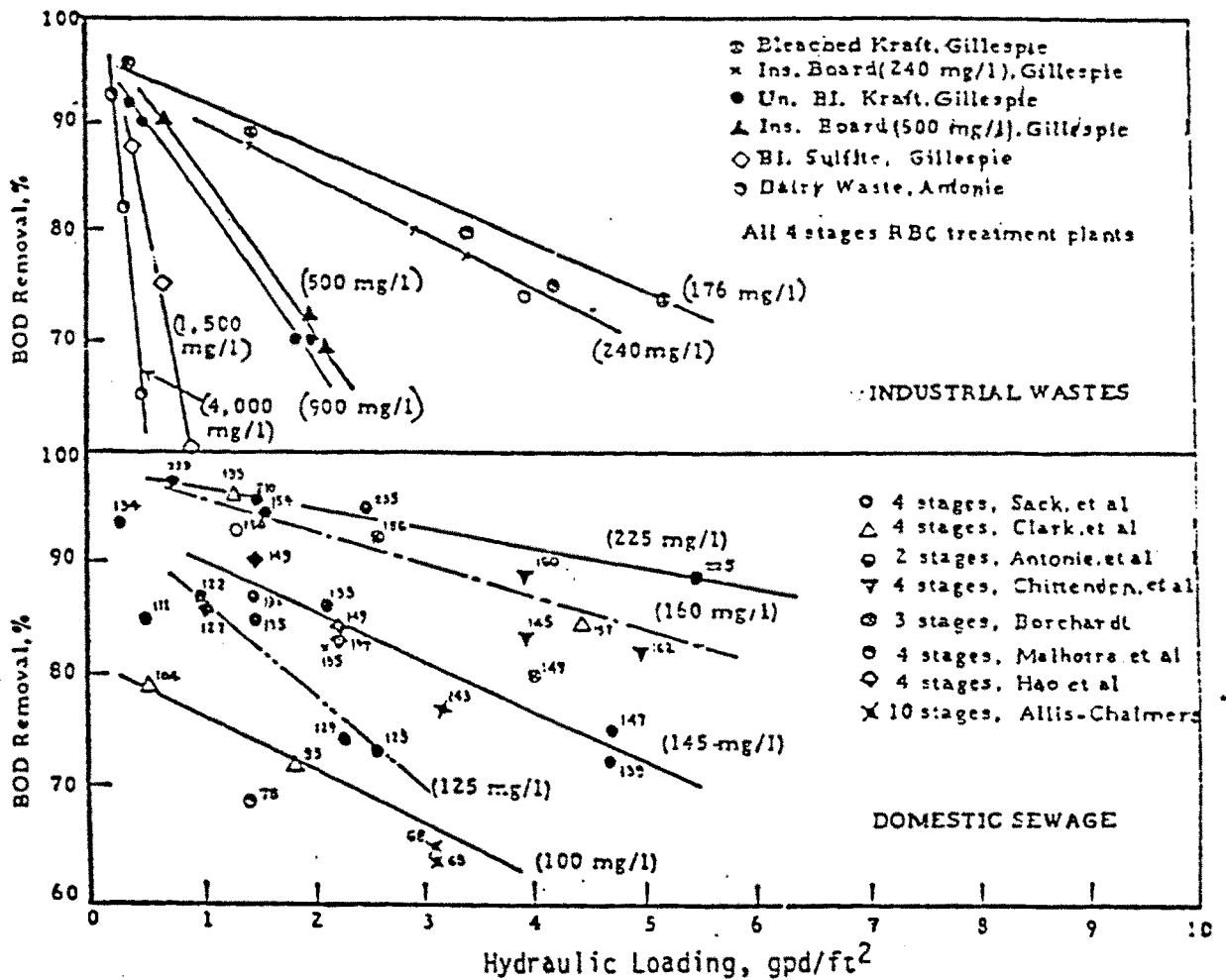


Figura 2-4.- Efecto de la concentración inicial de DBO sobre su eliminación a diferentes cargas hidráulicas. (Concentraciones iniciales entre parentesis) (Fuente: ASCE, 1980)

inicial.

En el rango de 9,5 a 36 mg/l de nitrógeno amoniacal, el grado de oxidación del nitrógeno amoniacal decrece al crecer la concentración inicial. En suma, bajo una alta concentración inicial de nitrógeno amoniacal, la fracción del mismo que

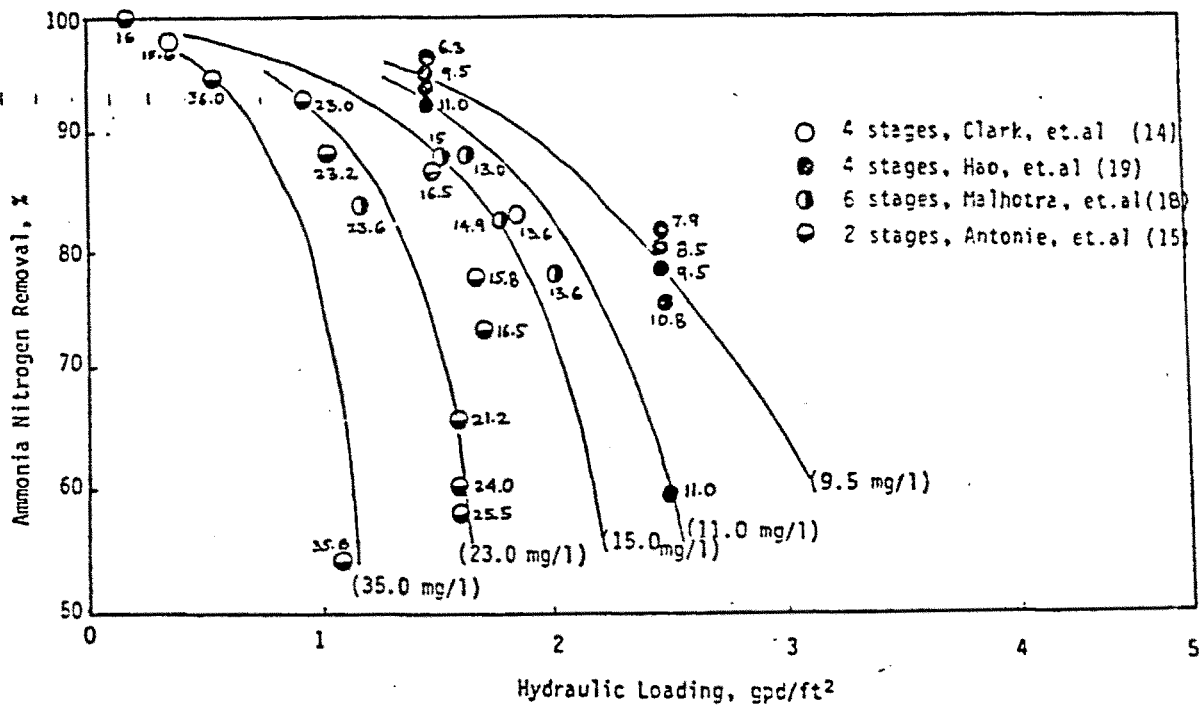


Figura 2-5.- Efecto de la concentración inicial de $N-NH_4^+$ sobre su eliminación a diferentes cargas hidráulicas. (Concentraciones iniciales entre parentesis) (Fuente: ASCE, 1980)

permanece se incrementa significativamente con el incremento de la carga hidráulica.

2.2.2.2.- CARGA ORGANICA

Posteriormente a Antoine, (1976) Friedman y otros, (1979 y Dupont y Mckinney, 1980) demostraron la importancia de la concentración de materia orgánica en el afluente. Así se empezó a utilizar el concepto de carga orgánica, que se define como:

$$CO = \frac{QS_o}{A}$$

donde

CO = carga orgánica	(M/TL ²)
Q = caudal	(L ³ /T)
S _o = concentración de substrato	(M/L ³)
A = superficie de discos	(L ²).

Cuando existe sobrecarga orgánica, experimentalmente se ha demostrado que el RBC tiene problemas de funcionamiento. Por un lado la concentración de oxígeno en la primera etapa alcanza niveles tan bajos que llega a dar condiciones anaerobias, y por otro el crecimiento de la biomasa en el soporte es tal que causa taponamiento del medio, reduciendose la eficiencia del tratamiento. Richard y otros (1978), descubren que en este caso el tratamiento mejora notablemente si el flujo se distribuye entres las 2 primeras etapas.

Dupont y Mckinney(1980) sugieren utilizar la carga orgánica como criterio de diseño. Stover y Kincanon (1982), señalan que una de las ventajas de la carga orgánica es su capacidad para predecir la eliminación y eficiencia del tratamiento bajo cualquier condición de carga, independientemente de que la cinética sea de cero, primero o segundo orden, y proponen un modelo basado en el concepto de carga orgánica superficial.

Los estados de sobrecarga orgánica producen condiciones limitantes de oxígeno en las que se desarrollan organismos nocivos al proceso. Chesner y otros (1982) observan que en 33 plantas investigadas, cuando la carga orgánica en la primera etapa supera los 31,2 Kg DBO₅/d.1000 m² se presentan condiciones de sobrecarga orgánica, produciéndose presencia de microorganismos nocivos al proceso en aquellas plantas que operaban con carga orgánica mayor. Dicha carga corresponde a una DBO soluble del orden de 12 a 19 Kg DBO₅/d.1000 m². Sin embargo Autotrol (1978) señala como límite 19,5 y 24,4 Kg DBO₅disuelta/d.1000 m², dependiendo estos límites de la morfología del equipo y de la capacidad de transferencia de oxígeno.

Norouzian y otros (1985) utilizando un sistema modificado consistente en formar el material soporte con anillos Pall fijos entre los discos giratorios, trabajaron en buenas condiciones con una carga orgánica de 34 Kg DBO₅disuelta/d.1000 m² que corresponde casi al triple del valor recomendado por la EPA (Brenner y otros.

1984)

La carga orgánica influye en los procesos de nitrificación.

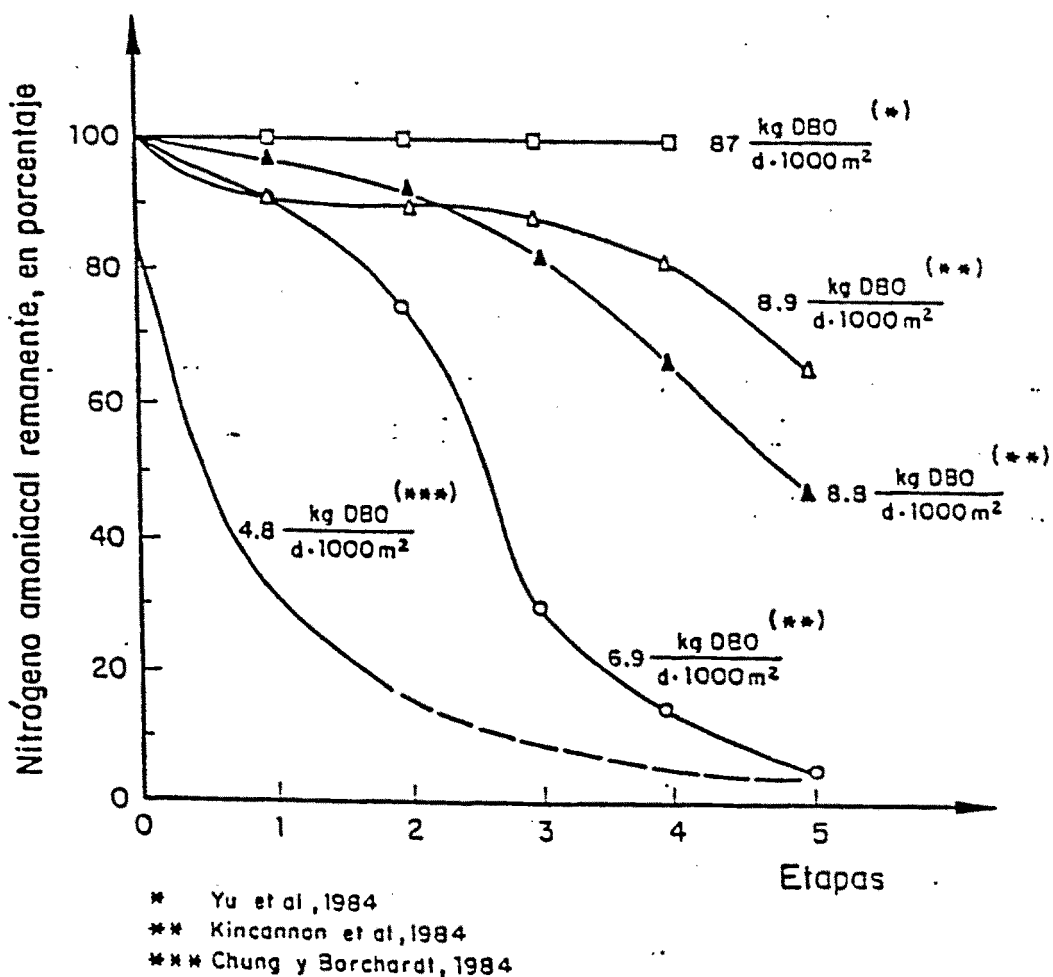


Figura 2-6.- Eliminación de nitrógeno amoniacal para biodiscos funcionando a diferentes cargas orgánicas. Los valores específicos corresponden a la carga orgánica en la primera etapa.

En la figura 2-6 se muestran varios perfiles típicos de concentración de nitrógeno amoniacal a través de las sucesivas etapas del proceso, con diferentes cargas orgánicas en la primera etapa (Yu y otros, Kincannon y otros y Chung y Borchart 1984). Vemos que la nitrificación comienza en distintas etapas para cada carga orgánica que se produce cuando ésta es muy grande. En general el grado de nitrificación disminuye cuando aumenta la carga orgánica.

Kincannon y otros (1984) concluyen que el proceso de nitrificación comienza cuando la carga orgánica ha alcanzado cierto nivel, que depende de la capacidad de transferencia de oxígeno del proceso (4,1 Kg DBO/d.1000 m²).

Un estudio de concentraciones de nitrógeno amoniacal para diferentes cargas orgánicas permitirá determinar la condición de carga orgánica a partir de la cual ocurre la nitrificación.

2.2.2.3 .-TIEMPO DE RETENCION HIDRAULICO

La influencia del tiempo de retención hidráulico sobre la eficiencia de eliminación de DBO y de nitrógeno amoniacal se observa en la figura 2-7.

Es evidente que el funcionamiento del sistema está totalmente ligado con el tiempo de retención hidráulico o tiempo de residencia del agua residual. Con tiempos de residencia menores de alrededor de 90 minutos, la eliminación de DBO y nitrógeno amoniacal siempre decrece cuando incrementa el flujo o decrece el tiempo de retención hidráulico. La eliminación de substrato no se incrementa significativamente más al aumentar el tiempo de retención por encima de 90 minutos.

Como se indicó al principio, la estabilidad y la eficiencia de un RBC depende en gran medida de la carga hidráulica. Dicho parámetro es inversamente proporcional al tiempo de retención hidráulico. Muchos investigadores han informado que un incremento de la superficie de discos o un decremento de la carga hidráulica incrementa la utilización o eliminación del sustrato. La mayor eliminación del substrato es principalmente atribuida al mayor tiempo de residencia del agua residual y al hecho de que la relación entre la biomasa activa sobre el disco y la carga de

substrato es mayor, es decir menor relación de la relación F/M.

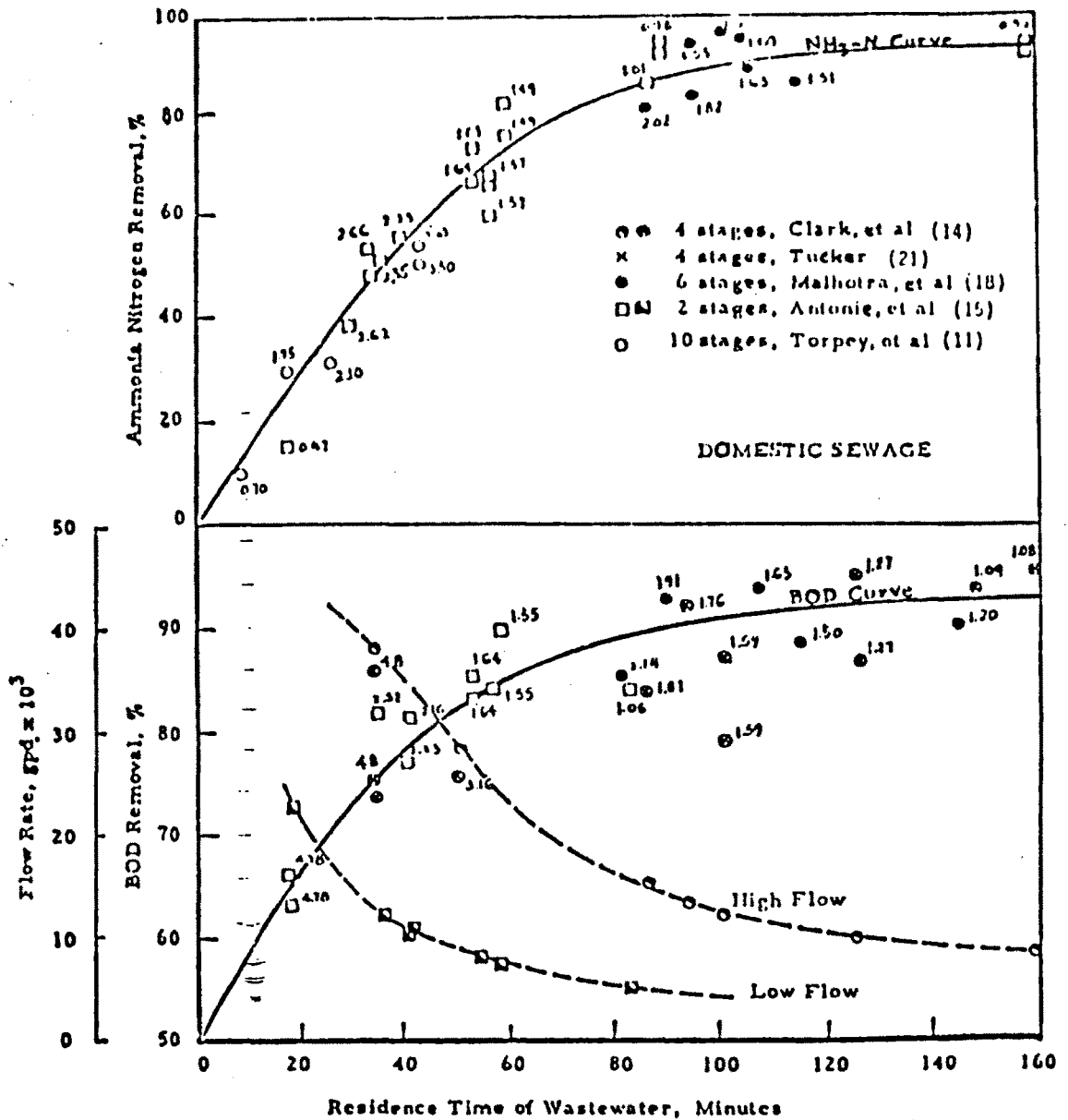


Figura 2-7.- Efecto del tiempo de retención hidráulica y del caudal sobre la eliminación de DBO y $N-NH_4^+$.

(Fuente: ASCE, 1980)

2.2.2.4.-OXIGENACION

Uno de los principales problemas en el funcionamiento de los RBCs es la derivada de la aparición de condiciones anaerobias.

La presencia de condiciones anaerobias da lugar a la degradación de los polímeros que dan consistencia a la biopelícula, y como consecuencia se desprende la biomasa de la superficie del disco.

El factor limitante, en un sistema RBC, de la degradación de la materia orgánica del agua residual es la velocidad de difusión del oxígeno hacia la biopelícula y dentro de ella, y no la rapidez de difusión del sustrato (Willianson y Mc Carty, 1976).

El aumento de la velocidad de rotación de los discos aumenta la eliminación del sustrato por los microorganismos (Figura 2-8), ya que con él mejora la transferencia de oxígeno (Fiedman y otros (1979), Borghei (1981), Antoine (1976), Welch (1969) y Bintanja y otros (1975)).

Sin embargo, la velocidad de rotación no puede crecer indefinidamente sin causar problemas. Hay dos alternativas para

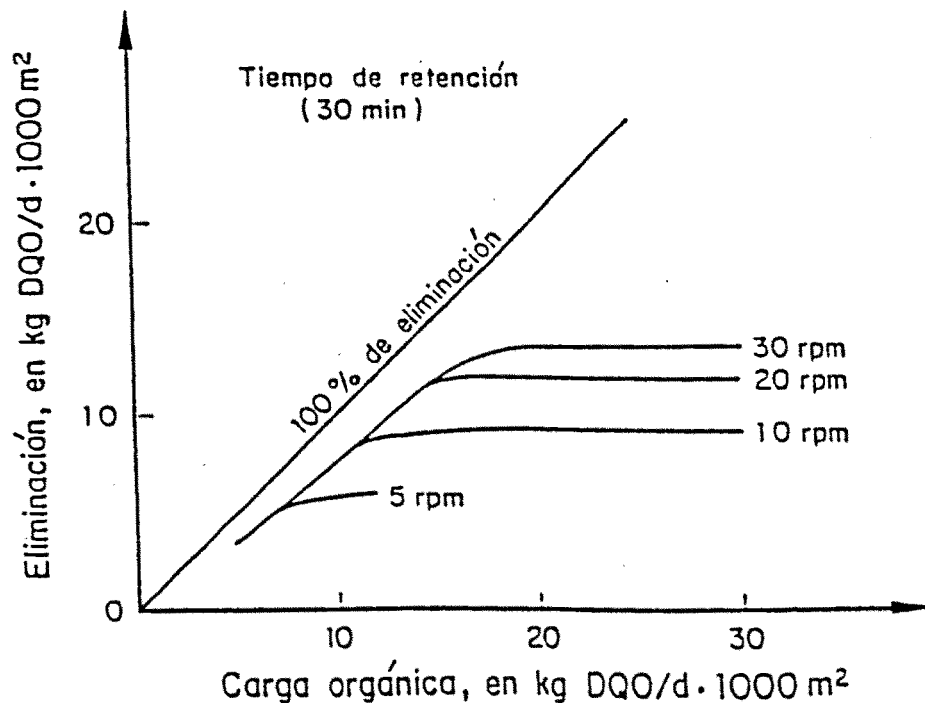


Figura 2-8.- Efecto de la velocidad de rotación sobre la eliminación de DQO. (Fuente: Welch, 1969)

mejorar la transferencia de oxígeno, una es reemplazar el aire por oxígeno puro en un sistema cerrado y la otra es presurizar el sistema utilizando aire u oxígeno puro.

Bintaja y otros (1976) compararon dos sistemas de biodiscos, uno con atmósfera de aire y otro con oxígeno al 99,5% (Figura 2-9), y encontraron que en el segundo proceso la eliminación de DQO resultó ligeramente superior cuando la carga orgánica era baja (13,8 a 18,4 Kg DQO/D.1000 m²). Para cargas orgánicas tan

bajas, los requerimientos de oxígeno de los microorganismos pueden ser cubiertos por cualquiera de los dos sistemas. Para cargas orgánicas altas (34,4 Kg DQO/d.1000 m²), la reducción de la DQO en el proceso con atmósfera de oxígeno fué aproximadamente el doble de la lograda por el proceso convencional.

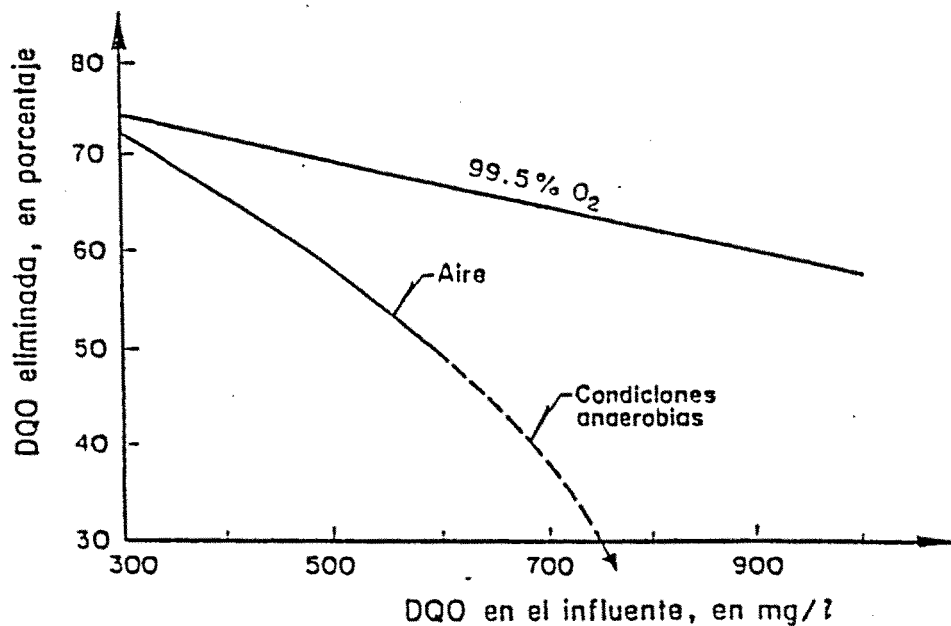


Figura 2-9.-Eliminación de DQO con atmósfera de aire y con atmósfera de oxígeno del 99,5% de pureza (Fuente: Bintaja et al., 1976)

En el mismo estudio, se informa que la producción de biomasa disminuye alrededor de un 40% en la unidad que opera con atmósfera de oxígeno. Un análisis comparativo muestra que, en dicha unidad los lodos están formados por flóculos con diámetros mayores y estructura más compacta que los del proceso

convencional, lo que representa una ventaja en las propiedades de sedimentación del sistema operando con oxígeno.

Posteriormente Huang y Bates (1980) confirman los resultados obtenidos por Bintaja y otros (1976) y proporcionan resultados de estudios en una atmósfera presurizada. Comprobaron que la atmósfera de oxígeno puro sometida a presión favorece el desarrollo de la biopelícula. Así, en la primera etapa, la biomasa llena prácticamente los espacios entre discos, lo que disminuye la superficie de contacto entre el agua y los microorganismos. Sin embargo, esto no debe interpretarse como una producción excesiva de lodos en el disco ya que de acuerdo con los resultados de Bintaja y otros (1976), la atmósfera de oxígeno puro tiende a reducir dicha producción y mejora las características de sedimentación de fangos del sistema.

En resumen, es recomendable utilizar oxígeno puro cuando se presenten casos de aguas residuales con alto contenido de contaminantes. Con cargas orgánicas mayores de 24 Kg DQO/d.1000 m², por que se evitan condiciones anaerobias y se incrementa notablemente la eficiencia del proceso. Sin embargo, hay que comparar las ventajas anteriores con el costo que representa la utilización de oxígeno puro.

2.2.2.5.-VELOCIDAD DE GIRO DE LOS DISCOS

El giro de los discos de un RBC afecta al tratamiento del agua residual de varias formas. Permite el contacto entre la biomasa y el agua residual, produce un esfuerzo cortante entre agua y biomasa que hace desprenderse la biomasa en exceso, airea el agua residual, y proporciona la necesaria velocidad de mezcla en cada etapa. Incrementando la velocidad de giro incrementa el efecto de estos factores. Sin embargo, hay una velocidad óptima, por encima de la cual no se incrementa el nivel de tratamiento. Esta velocidad óptima variará con las condiciones del agua residual. Así la velocidad óptima es mayor para aguas residuales industriales de alta concentración, y menor para aguas domésticas diluidas.

El efecto de la velocidad de giro sobre el funcionamiento del RBC se muestra en la figura 2-10. Aparentemente el efecto de la velocidad del disco sobre el grado de eliminación de DBO o DQO no puede definirse bien a menos que la operación del proceso este clasificada de acuerdo con el tamaño de los discos. Para una planta de tratamiento de 2-4 etapas que tiene un tamaño de discos de 6,5 pies, la velocidad óptima de giro de disco es aproximadamente 4,6 rpm. Mientras en una pequeña planta piloto de 4 a 10 etapas con disco de menos de 3 pies de diámetro, la

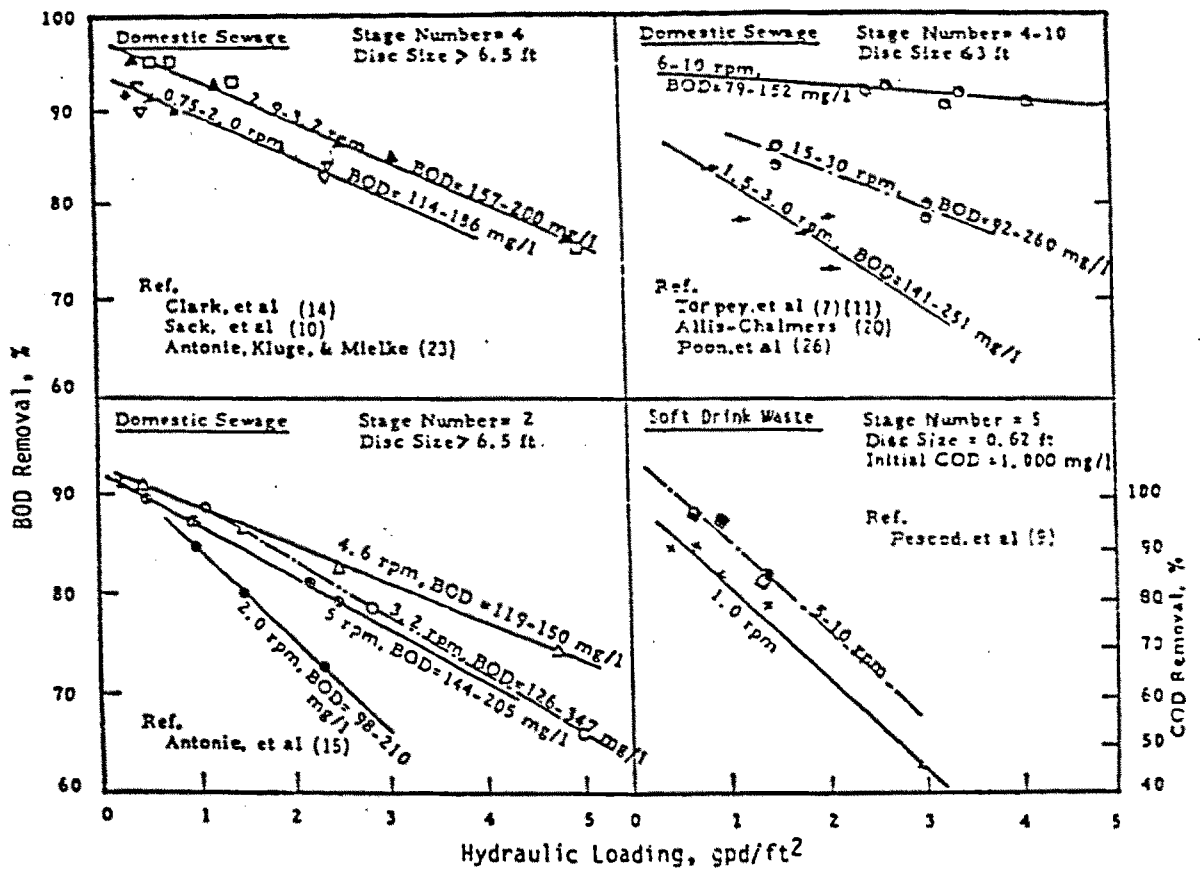


Figura 2-10.- Efecto de la velocidad de giro sobre la eliminación de DBO. (Fuente: ASCE, 1980)

velocidad más efectiva de rotación fué de 6 a 10 RPM. La velocidad de giro por encima de la velocidad óptima no mejora el rendimiento y significa un aumento del consumo de energía. Además, la velocidad de giro del RBC es un importante parámetro de diseño. Probando varios diámetros de discos se comprobó que puede usarse una velocidad periférica fija para determinar las RPM necesarias para cualquier diámetro de disco mientras no haya limitación de oxigenación en la eliminación del substrato. Bajo

condiciones de carga orgánica donde existe limitación del suministro de oxígeno, la velocidad angular en RPM es el factor de escala para varios diámetros de discos. El principal factor determinante del suministro de oxígeno es el grado de renovación superficial por unidad de flujo de agua residual, y un verdadero factor escalar es la velocidad angular. Cuando no existe limitación por el oxígeno, los factores esenciales son el cortante hidráulico y la energía de mezcla, ambos escalan directamente con la velocidad del disco. Los requerimientos de energía se incrementan exponencialmente con el incremento de la velocidad periférica. Por ejemplo doblando la velocidad periférica se incrementaría el consumo de potencia en 5 veces. Generalmente, un RBC real consume de 2 a 3 Kw por 100.000 pies cuadrados de superficie de disco cuando gira a 1,6 RPM o velocidad periférica de 60 pies por minuto.

Los primeros experimentos con RBCs dieron como resultado la recomendación de que la velocidad periférica óptima para el diseño debía ser 0,3 m/s (Antoine, 1976). Más tarde otros investigadores, (Friedman y otros, 1979) encontraron que la rapidez de utilización o eliminación del sustrato aumenta con la velocidad de rotación, puesto que mejora la transferencia de oxígeno a velocidades altas.

Datos experimentales de la mejora en la transferencia de

oxígeno al aumentar la velocidad de rotación, fueron presentados en 1975 por Bintaja y otros (Figura 2-11).

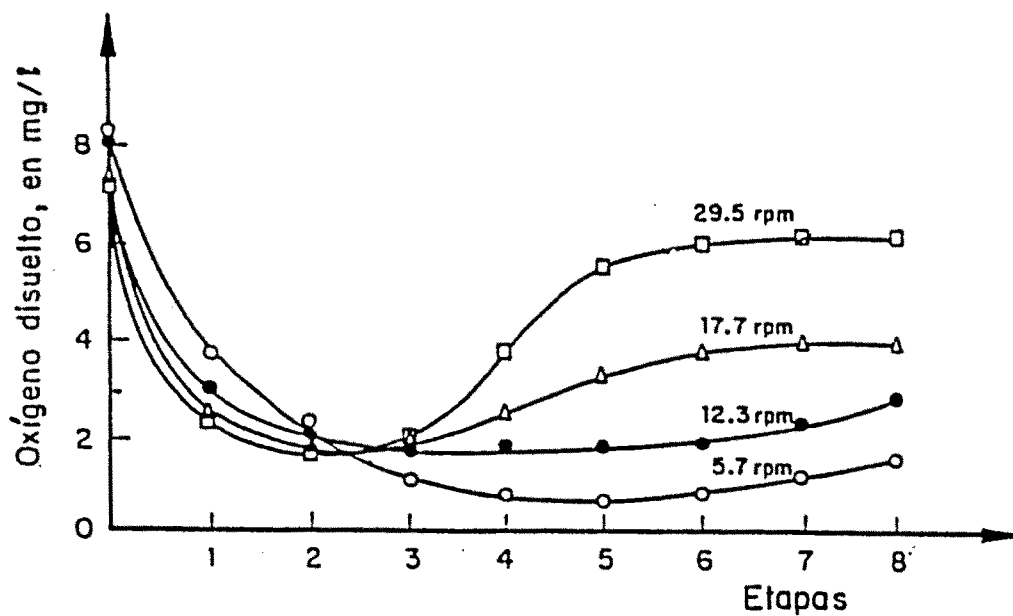


Figura 2-11.- Oxígeno disuelto para diferente número de revoluciones de discos. Carga orgánica 37,2 gDQO/d.m²

El efecto es descrito por Friedman y otros, (1979) con la relación:

$$\ln K_L = a \cdot \ln \omega + b$$

donde

K_L = coeficiente de transferencia de oxígeno

ω = velocidad de giro de discos (RPM)

a, b = constantes experimentales, mayores que cero.

Todo ello indica que, al aumentar la velocidad periférica, se incrementa el coeficiente de transferencia de oxígeno y aumenta proporcionalmente la eficiencia de eliminación.

Friedman y otros (1979), trabajando en un sistema de RBCs con ocho etapas, evaluaron el efecto de la velocidad de giro para diferentes cargas hidráulicas y orgánicas. Concluyeron que:

- 1.- La concentración de oxígeno disuelto cambia a lo largo del reactor (en cada etapa) y depende de la velocidad periférica de rotación.
- 2.- En todos los casos analizados, se incrementa la eficiencia de eliminación de materia orgánica al aumentar la velocidad periférica. El efecto se hace más notable con cargas orgánicas y/o hidráulicas altas.

En la figura 2-12 se observa que, para una carga de 10,5 gDQO/d.m² no hay mucha diferencia entre la velocidad menor (6 RPM) y la mayor (30 RPM). En las figuras b (20,5 gDQO/d.m²) y c (40 gDQO/d.m²) se ve claramente que el sistema elimina la materia orgánica en menos etapas cuando existe mayor velocidad.

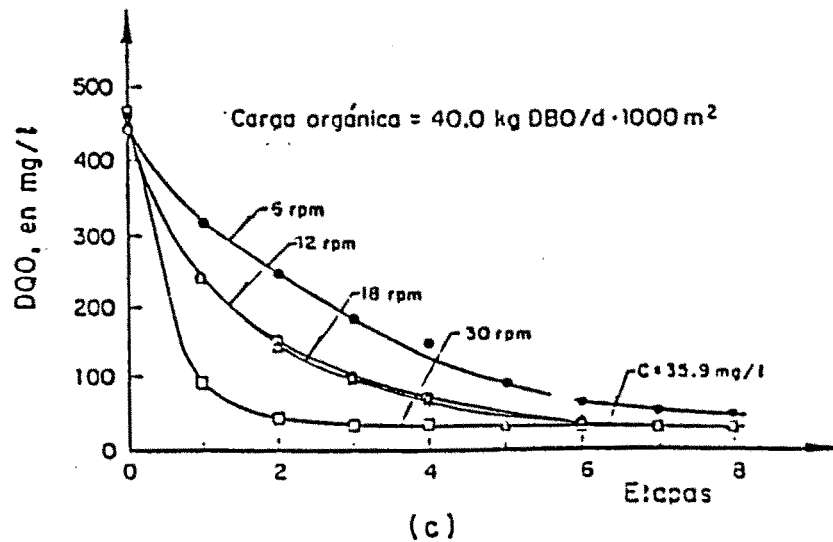
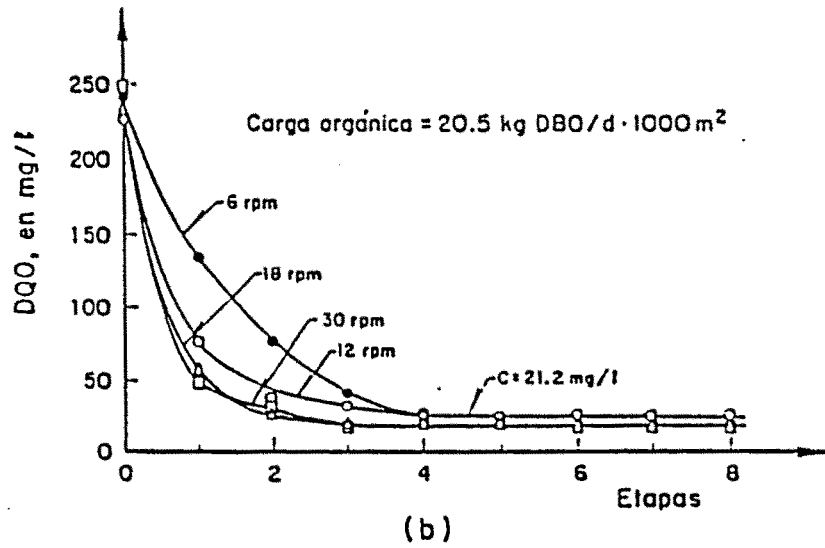
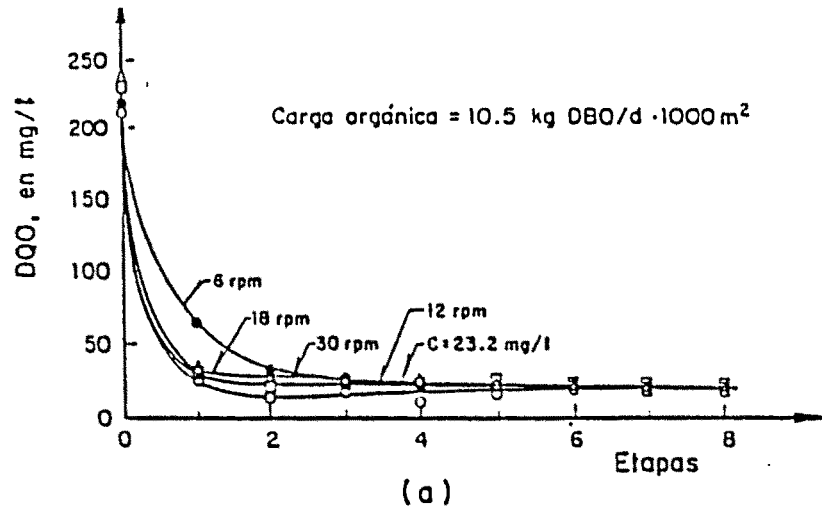


Figura 2-12.- Eliminación de DQO al variar la velocidad de giro con diferentes cargas orgánicas afluentes (Fuente: Bintaja et al, 1975)

3.- La relación entre K , θ , S_0 y V_p tiene la forma siguiente

$$K = \ln V_p (b + a \cdot \ln(\theta S_0))$$

donde

K = constante de eliminación (L^3/T)

V_p = velocidad periférica (L/T)

θ = tiempo de retención hidráulica (T)

S_0 = concentración de substrato como DQO en el afluente (M/L^3)

a , b = constantes numéricas experimentales ($a < 0$)

θS_0 = denominado factor de carga (Friedman y otros, 1979)

Esta ecuación es válida cuando V_p está entre 0,09 y 0,47 m/s. Además demuestra que, al aumentar V_p , también se incrementa la constante de eliminación K . Es importante destacar que el término que incluye al factor carga es negativo, lo que significa que la contribución de este término es mayor y el valor de K decrece al aumentar la carga orgánica.

Otro aspecto a tener en cuenta al fijar las revoluciones por minuto es el concepto que Fujie y otros (1983) denominó economía de potencia (W/P_w) y que se define como la cantidad de sustrato eliminada por cada unidad de potencia consumida, que en los

resultados experimentales sugieren un comportamiento como el de la figura 2-13

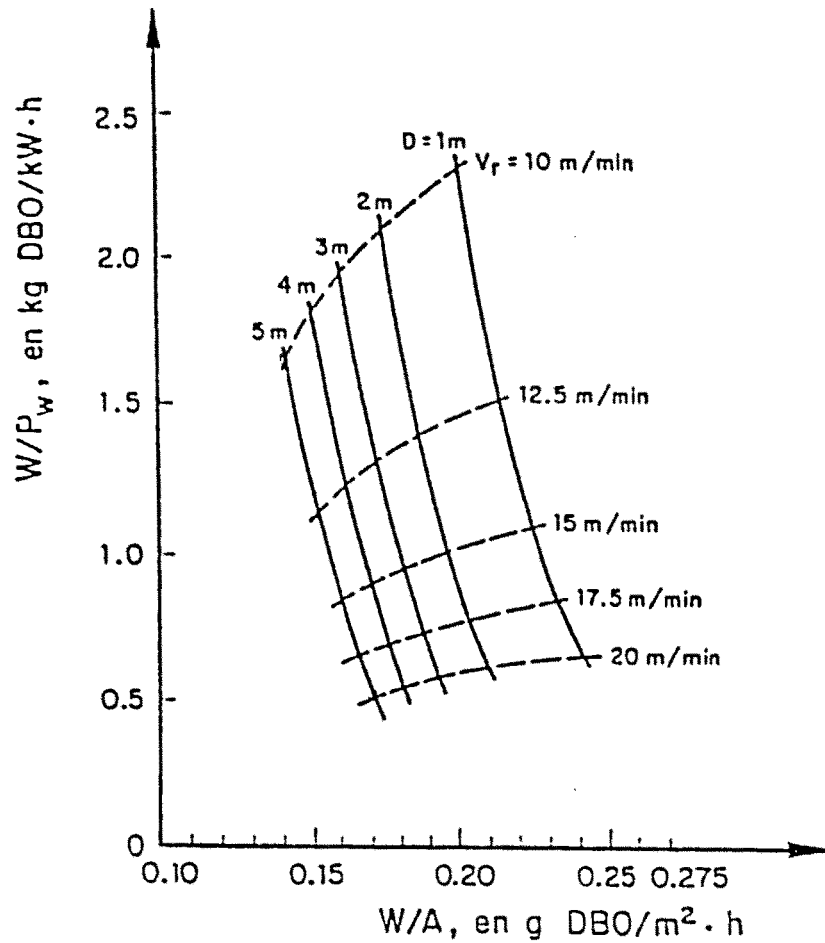


Figura 2-13.- Relación entre la tasa de eliminación de DBO por unidad de área, W/A y la economía de potencia, W/P_w (Fuente: Fujie et al, 1983)

En ella se observa, para un biodisco con un determinado diámetro, que al aumentar la velocidad de rotación se incrementa

la capacidad de eliminación de DBO por unidad de area, pero la economía de potencia disminuye pronunciadamente.

2.2.2.6.-NUMERO DE ETAPAS

Al dividir el RBC en etapas se hace mas eficiente la utilización del área de contacto. Para ello se necesita el empleo de varios reactores conectados en serie. Antoine (1976), señala que, al experimentar con dos RBCs de igual área superficial total, una dividida en dos etapas y la otra en cuatro, la unidad con más etapas eliminó el 85% de la DBO, mientras que la otra eliminó solo el 75%. Chesner y otros, (1982) confirmaron que un equipo que consta de varias etapas requiere menos área superficial de contacto para dar un porcentaje determinado de eliminación

El dividir el RBC en varias etapas permite adquirir la importante característica de una mayor especialización de los microorganismos al situarse en cada etapa los diferentes tipos de poblaciones microbianas especializadas en la degradación del sustrato correspondiente.

Tanto la tasa de eliminación de materia orgánica como la tasa de crecimiento de los microorganismos son más altas en la primera etapa y disminuyen en cada una de las etapas siguientes hasta que la DBO es tan baja que el crecimiento de microorganismos se enfrenta a serias limitaciones. Además, la composición

microbiana de la película cambia. Así, las poblaciones de organismos heterótrofos predominan en las etapas iniciales y los autótrofos predominan en las finales (Antoine, 1976; Alleman y otros, 1982; Hittlebaugh y Miller, 1981; Bandy y Scholze 1983; Pretorius, 1971).

Clark y otros (1978) encontraron que en las dos primeras etapas no se llevan a cabo los procesos de nitrificación o se efectúan con poca intensidad. Sin embargo, en las finales, generalmente más de 80% del nitrógeno amoniacal es convertido en nitritos y nitratos.

La acción de dividir el proceso en etapas contribuye a mejorar el comportamiento hidráulico, puesto que se dispone de una serie de tanques perfectamente mezclados y la distribución del tiempo de residencia se aproxima al comportamiento de flujo-distón.

Según lo anteriormente expuesto, se puede pensar que lo mejor es diseñar un sistema que tenga muchas etapas. Sin embargo, en un estudio con un RBC de diez etapas, Torpey y otros (1971) señalan que los efectos de organismos depredadores (protozoarios, rotíferos, nemátodos) llegan a ser importantes en las cuatro etapas últimas, las cuales presentan espacios sin bacterias en la superficie de los discos. La magnitud y frecuencia de los

espacios depende de los crecimientos relativos de depredadores frente a las bacterias.

Torpey y otros (1971) y Friedman y otros (1979) sugieren que se obtiene prácticamente la misma eficiencia de eliminación en un sistema con 4 ó 5 etapas y en otro que tenga mas divisiones. En un trabajo más reciente, Chesner y otros (1982) establecen 4 etapas para proporcionar la superficie requerida para cualquier porcentaje de eliminación (Figura 2-14).

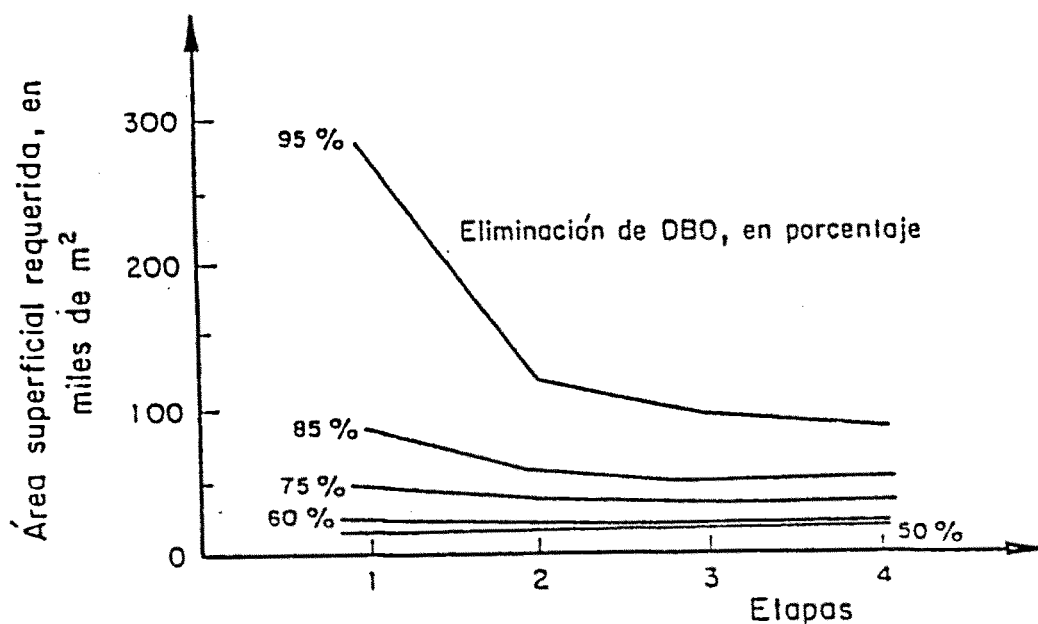


Figura 2-14.- Efecto del número de etapas sobre el area requerida. (Fuente: Chesner et al, 1982)

En resumen, aunque al aumentar el número de etapas la calidad del efluente aumente, el desarrollo de organismos depredadores que afectan la supervivencia de las poblaciones

bacterianas hace que haya que justificar muy seriamente la opción de dividir el proceso en más de 4 etapas.

2.2.2.7.-pH

Una eficiencia óptima se obtiene con un pH entre 6.5 y 8.5 (Antoine, 1976). Painter afirma que el proceso de nitrificación cesa cuando el pH toma valores entre 6.3 y 6.7, mientras que Andrews muestra que los valores de pH entre 5,2 y 7,2 reducen marcadamente la oxidación del amoniaco (Hitdlebaugh y Miller', 1981). Friedman y otros (1979) informan que el comportamiento del pH en un RBC tomó el perfil descrito en la figura 2-15.

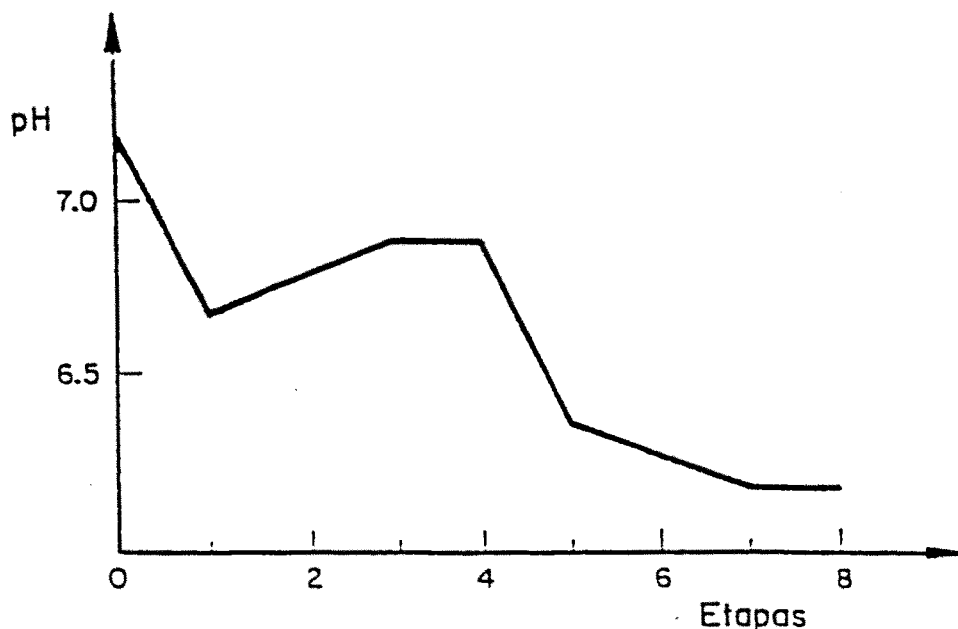


Figura 2-15.- Evolución del pH en un RBC.

(Fuente: Friedman et al, 1979)

En ella se observan dos caídas del valor del pH, la primera

se debe probablemente a la producción de ácidos orgánicos y dióxido de carbono en las etapas iniciales, y la segunda es ocasionada por el proceso de nitrificación.

El pH se debe mantener, sin modificaciones significativas, dentro del intervalo señalado. Si el agua residual no amortigua los cambios de pH, es necesario agregar sustancias que eviten las variaciones drásticas de ese factor. Normalmente, las aguas de desecho domésticas tienen suficiente alcalinidad para amortiguar las modificaciones de pH (Steel y McGhee, 1979).

Con objeto de permitir la nitrificación completa, Antoine (1976), recomienda mantener la alcalinidad en una proporción siete veces mayor que la concentración de amoníaco en la entrada del sistema.

El intervalo adecuado de pH para el desarrollo de bacterias nitrificantes está entre 5 y 10, con un óptimo en 7,5 (Norouzian, 1983). Sin embargo (Hitdkebaugh y Miller, 1981) opinan que el pH en el que el desarrollo de bacterias se produce está entre 7 y 9, estando el valor óptimo entre 8 y 9.

2.2.2.8.-TEMPERATURA

La temperatura del agua residual afecta al tratamiento ya que afecta a los siguientes factores: oxígeno disuelto, viscosidad del fluido, desprendimiento masivo de la biopelícula y reacciones bioquímicas.

La oxigenación del agua residual es función de la temperatura. Generalmente, la solubilidad de un gas en un líquido disminuye al aumentar la temperatura. Para el oxígeno atmosférico, se tienen valores de saturación de 14,6 mg/l a 0°C, de 9.0 mg/l a 20°C y de 6.8 mg/l a 30°C en agua libre de cloruros y a 1 bar (APHA, 1981). A más de 30°C, el valor disminuye hasta un punto en el cual la solubilidad casi desaparece.

La viscosidad de un fluido varía al variar la temperatura. La viscosidad del agua aumenta al disminuir la temperatura, requiriendo mayor energía para mantener el regimen de giro de los discos. No se ha realizado ningún estudio cuantitativo de este fenómeno.

Pano y Middlebrooks (1983) informan que, cuando existen cargas orgánicas bajas (7 Kg DQO/d.1000 m²) y la temperatura es de 20°C o mayor que ese valor, se observa una disminución notable

de la cantidad de biomasa en la superficie de los discos debido al desprendimiento masivo de la biopelícula. Esto está relacionado con la escasez de nutrientes que origina condiciones inestables en la adherencia. No se debe confundir este fenómeno con el de desprendimiento del exceso de biopelícula originado por las fuerzas cortantes originadas por el giro de los discos en el seno del líquido.

La cinética de las reacciones bioquímicas es afectada de manera directa y proporcional por la temperatura. El incremento de ésta favorece, en general, las actividades biológicas. Es importante considerar los efectos de la temperatura sobre la cinética microbiana, ya que pueden modificar notablemente la eficiencia del sistema.

La respuesta de la cinética microbiana a la temperatura se puede conocer a través de la expresión de Van't Hoff-Arrhenius

$$\frac{d(\ln k)}{dt} = \frac{\Delta E}{RT^2}$$

donde

k = constante cinética

T = temperatura

ΔE = energía de activación

R = constante universal de los gases

Cuando se consideran pequeños cambios en la temperatura, se obtiene

$$k_1 = k_2 e^{\beta(T_1 - T_2)}$$

donde

k_1 = constante cinética evaluada a la temperatura T_1

β = factor de temperatura = $\Delta E/T_1 T_2$.

Para lechos bacterianos, Eckenfelder propone una forma simplificada de la anterior ecuación, en la que considera como la temperatura de referencia 20°C (Ellis y Banaga, 1976)

$$E_T = E_{20} (1,035)^{(T-20)}$$

donde

E_T = eficiencia del lecho bacteriano a la temperatura T .

E_{20} = eficiencia del lecho bacteriano a 20°C.

Ellis y Banaga (1976) informan que la influencia de la temperatura es más significativa cuando se trata de valores

menores de 18°C. Utilizando la expresión de Eckenfelder, obtienen que

$$\frac{E_{T_1}}{E_{T_2}} = 1,006^{(T_1 - T_2)} \quad \text{para } 11 < T < 18^\circ\text{C}$$

y

$$\frac{E_{T_1}}{E_{T_2}} = 1,002^{(T_1 - T_2)} \quad \text{para } 18 < T < 27^\circ\text{C}$$

Como se puede apreciar, los efectos de la temperatura sobre la eficiencia son mas drásticos en el caso de valores inferiores a 18°C.

Pano y Middlebrooks (1983) encuentran que la tasa de eliminación de DBO y la temperatura se relacionan mediante la ecuación

$$R_T = R_{20} (1,09)^{(T-20)}$$

donde

R_T = tasa de eliminación de DBO a la temperatura T

R_{20} = tasa de eliminación de DBO a 20°C.

La alteración de la actividad metabólica por efecto de la variación de la temperatura, de los microorganismos heterótrofos y autótrofos es diferente en cada uno de ellos. Comparativamente, el efecto de la temperatura es mayor sobre la rapidez de la nitrificación que sobre la rapidez de eliminación de carbono. Así, la primera decrece alrededor del 50% por cada 10°C que se reduzca la temperatura del agua residual por debajo de los 30°C (Hitdlenbaugh y Miller, 1981). Norouzian (1983) afirma que la actividad de las bacterias nitrificantes se acelera conforme la temperatura aumenta entre 12 y 20°C, pero con valores mayores que este último ya no se observa ningún incremento significativo de la actividad metabólica. Pano y Middlebrooks (1983) informan que se impide el desarrollo de bacterias nitrificantes si la temperatura está por debajo de 5°C, y que la relación entre la temperatura y la tasa de nitrificación está dada por

$$R_T = R_{20} (1,11)^{(T-20)}$$

En cuanto al proceso en general, Autotrol (1978) señala que, cuando el agua residual es tratada entre 12 y 32°C, la operación se lleva a cabo en forma satisfactoria. Si la temperatura de proceso es menor de 12°C, la eficiencia del tratamiento decrecerá significativamente. A más de 32°C, la población bacteriana cambia de mesófila a termófila, y este último tipo de bacterias es menos

eficiente en la eliminación de contaminantes.

El resultado de las primeras investigaciones sobre el efecto de la temperatura en la eliminación de substrato se muestra en las figuras 2-15 y 2-16

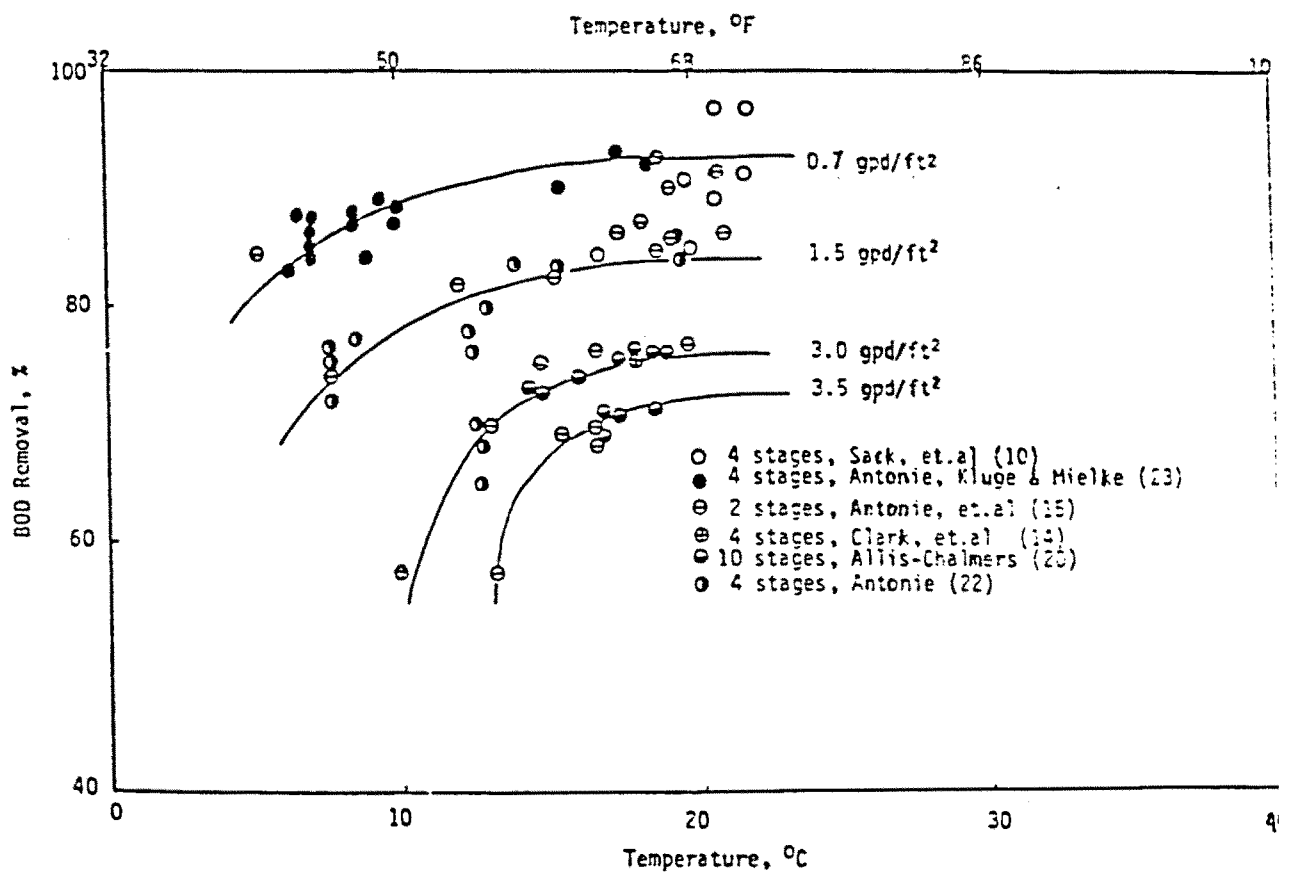


Figura 2-15.- Efecto de la temperatura sobre la eliminación de DBO. (Fuente: ASCE, 1980)

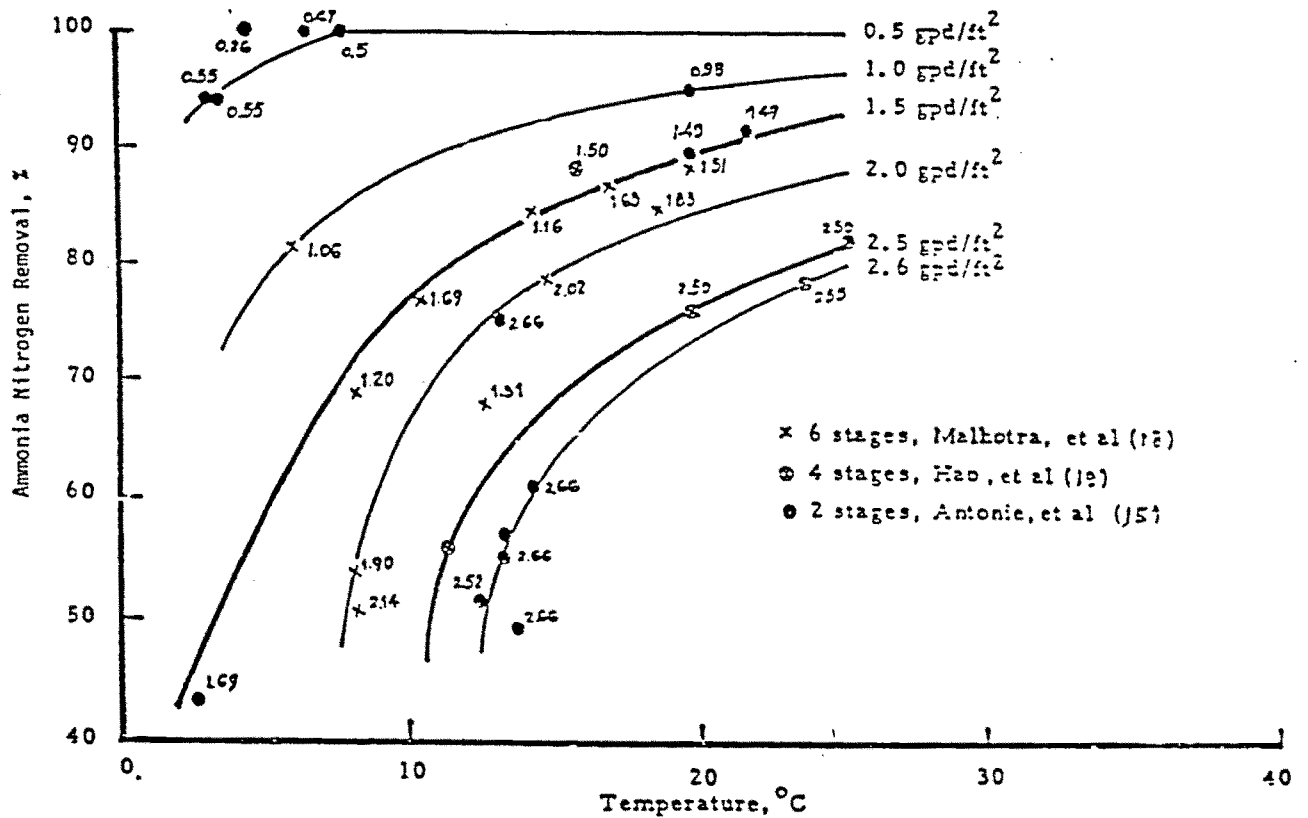


Figura 2-16.- Efecto de la temperatura sobre la eliminación de $N-NH_4^+$. (Fuente: ASCE, 1980)

En ellas se ve que al aumentar la temperatura aumenta la utilización o eliminación del substrato. Sin embargo, la magnitud de este efecto en la eliminación de materia orgánica carbonácea y nitrógeno es determinada por el grado de carga hidráulica aplicada.

En la figura 2-15 se ve que a la temperatura del agua residual de $12^\circ C$ o más, el incremento en el porcentaje de eliminación en DBO es insignificante. Sin embargo, a temperaturas

mayores de 12°C, los cambios de carga hidráulica sí causan significativos cambios en la eliminación de DBO. Al incrementar la carga hidráulica la inhibición causada por la temperatura es más apreciable. Un efecto similar se produce en la eficiencia de eliminación de nitrógeno amoniacal por nitrificación como se muestra en la figura 2-16 . En ella se ve que la nitrificación biológica tiene una mayor sensibilidad a la temperatura y a la de carga hidráulica.

2.2.3.-MODELOS

El propósito de los modelos es el ser capaces de predecir cómo cambian los parámetros operacionales que afectan al funcionamiento del RBC. Los modelos pueden ser de tipo empírico o mecanicista. Los modelos empíricos simplemente relacionan variables de funcionamiento de entrada y salida con otras a través de correlaciones y leyes. Los modelos mecanicistas expresan la influencia e interrelación de fenómenos mecánicos a través de la aplicación al reactor de principios de ingeniería. La mayor parte de estos modelos reducen la complejidad del sistema en varias componentes esenciales, la biopelícula, el transporte de materiales en la fase líquida, el transporte de materiales entre la fase líquida y la biopelícula, etc..

Los modelos matemáticos existentes para la eliminación de materia orgánica carbonácea en RBCs en estado estacionario están comprendidos en tres categorías: modelos de predicción estadística, basados en múltiples técnicas de regresión; modelos cinéticos de población y reacción aparente; modelos fundamentales (mecanicistas), que incorporan principios de transferencia para el substrato y el oxígeno con cinéticas poblacionales.

Los primeros modelos matemáticos para la eliminación de

materia orgánica carbonácea en RBCs fueron de naturaleza empírica ignoraba generalmente los efectos de la temperatura.

Los modelos cinéticos generalmente emplean cinéticas de saturación de Monod o cinéticas de primer orden para describir la eliminación de substrato. Se limitan a un sistema de tratamiento de una etapa o a tratar un sistema de múltiples etapas como una única etapa. Estos modelos asumen las consideraciones necesarias para superar las dificultades de evaluar parámetros como constantes cinéticas de la biopelícula y la superficie efectiva de la misma

Al aplicar estos modelos al diseño, la superficie efectiva es estimada a menudo sobre la base de las condiciones geométricas. Una limitación más importante de la mayor parte de los modelos cinéticos es que, aunque ellos describan las cinéticas de utilización del substrato para una biopelícula de masa dada, no consideran las poblaciones de la biopelícula.

2.2.3.1.-MODELOS EMPIRICOS

2.2.3.1.1.- MODELOS DE JOOST Y WENG Y MOLOF.

Joost (1969), introdujo un modelo conceptual que describe la reducción de DBO por etapa, que resumido es:

$$\frac{\text{Reduccion de DBO}}{\text{etapa}} = K * C^a * T^b * S^c * R^d * t^e * Q^f * D^g$$

donde:

K = factor de tratabilidad del material de desecho.

C = concentración de substrato en la etapa n.

T = temperatura del agua residual.

S = tiempo de residencia del reactor.

R = constante de configuración física dependiente del tipo de disco, distancia entre discos, superficie sumergida, etc..

Q = caudal.

D = profundidad a que está sumergido el disco.

t = tiempo de retención del líquido.

a, b, c, d, e, f, g = coeficientes de regresión parcial.

Esta ecuación puede linearizarse tomando el logaritmo de su expresión. Esta ecuación fue modificada por Weng y Molof (1974), que introdujeron el área de disco efectiva como el producto de la superficie aparente (A) y un factor ε (dependiente

del número de discos por etapa y la distancia entre discos) que representan la pérdida de eficiencia que resulta por el uso de múltiples discos por etapa. Su modelo fué:

$$F = K * N^a * T^b * S^c * (\varepsilon * A)^d * t^e * Q^f * D^g$$

donde

F = fracción de la carga afluente que permanece en el efluente.

La carga de nitrógeno amoniacal N fue expresada como una concentración en el fluido, un grado de carga superficial, y un grado de carga volumétrica. Basada en 24 observaciones, obtuvieron el resultado:

$$F = \frac{0,0179 * N^{0,663} * Q^{0,670} * t^{0,192}}{S^{0,669} * A^{1,337} * D^{0,197}}$$

De la prueba de la "t" estadística, los coeficientes de log S, log t, y log D no probaron ser estadísticamente diferentes de cero. Ya que el tiempo de retención y la profundidad no fueron significativos, el análisis de regresión múltiple se inició de nuevo para determinar:

$$F = \frac{0,0545 * N^{0,644} * Q^{0,414}}{S^{0,530} * A^{1,276}}$$

Disminuyendo el tiempo de retención hidráulico de 96 minutos a 24 minutos por etapa (variando el caudal y la concentración de afluente a una carga orgánica y de nitrógeno amoniacal constante) no hubo un efecto significativo sobre la eficiencia de la nitrificación.

Incrementando el área de discos, temperatura del líquido, y velocidad rotacional del disco se incrementó la eficiencia de la nitrificación, mientras disminuyendo el tiempo de retención de 48 a 17 minutos (al variar el volumen del reactor con carga orgánica y de nitrógeno amoniacal constante) no hubo un efecto significativo sobre la eficiencia de la nitrificación. Incrementando la concentración del afluente con caudal constante decrece la eficiencia de la nitrificación. La profundidad de disco sumergido tuvo poco efecto sobre la eficiencia de la nitrificación del reactor. En efecto, la carga de nitrógeno amoniacal en peso por unidad de tiempo y área fué el único factor a controlar. Similar análisis de regresión fué llevado a cabo por Poon y otros (1979) para describir la concentración en DBO del efluente y la eficiencia de eliminación de DBO.

2.2.3.1.2.- MODELO DE ANTOINE Y WELCH.

Antoine y Welch (1969) sugieren que el funcionamiento de un sistema de RBCs podría predecirse con la ecuación:

$$\% \text{ DQO ELIMINADO} = K * L^{(a+1)^{n-1}} * (T^b * S^c * B^d)^{[1-(a+1)]^n} * [1-(a+1)]$$

donde:

B = velocidad de giro

L₀ = concentración de materia de desecho del afluente.

n = número de etapas.

Tales modelos generales predictivos considerarían todos los parámetros individuales.

2.2.3.1.3.- MODELO DE WU Y OTROS.

Wu y otros (1980) propusieron un modelo de la forma:

$$F = (K/n) * L_0^a * T^b * S^c * B^d * A^e * D^f * Q^g$$

La velocidad de giro del disco, el tiempo de retención del líquido, y la profundidad a la que se sumerge el disco no se mostraron para un mejor control de los factores del sistema RBC. Su modelo fue resumido así:

$$F = \frac{7,55 * Q^{0,5579}}{L_0^{0,6837} * T^{0,2477}}$$

donde q es es el grado de carga hidráulica (=Q/A). Una relación de primer orden entre el número de etapas y $\beta = \log (K/n)$ fué:

$$\beta = 14,2 \exp^{(-0,32n)}$$

que llevada a la expresión de arriba resulta

$$F = \frac{14,2 \exp^{(-0,32n)} * Q^{0,5579}}{L_0^{0,6837} * T^{0,2477}}$$

La capacidad de eliminación de materia orgánica depende fuertemente del grado de carga hidráulica superficial, la

temperatura del agua residual, la concentración de DBO afluente, y el número de etapas del RBC. Se observa que la DBO que permanece es inversamente proporcional a la temperatura del agua residual, concentración en DBO del afluente, y número de etapas, pero directamente proporcional al grado de carga hidráulica.

Las diferencias entre los modelos de Weng y Molof y el de Wu y otros se resumen en lo siguiente:

- 1.- El número de etapas no fue considerado por Weng y Molof.
- 2.- El grado de carga hidráulica usado por Wu y otros se expresó como dos variables individuales (caudal y superficie del disco).
- 3.- El coeficiente de regresión parcial es diferente en ambos modelos.
- 4.- El modelo de Weng y Molof obtiene que la fracción de DBO que permanece en el efluente es directamente proporcional a la concentración del afluente, mientras que Wu y otros encontraron que es inversamente proporcional a la concentración afluente.

Una ligera mayor exactitud fue observada cuando se usó el modelo de Wu y otros para predecir la efectividad de eliminación de DBO en vez del modelo de Weng y Molof.

Para evaluar la exactitud de sus modelos se utilizaron los datos de Antoine y Koehler (1971), Hao y otros (1975), Sack y Phillip (1973), Williams y Berner (1980), Orwin y Siebenthal (1980) y Miller y otros (1980), que emplearon plantas reales bajo varias cargas hidráulicas, número de etapas, temperaturas, y concentraciones de DBO soluble en el afluente. La predicción de la DBO que permanece en el efluente de la planta concuerda con la concentración real observada. La desviación estandar para 80 pruebas fue de 4,64%. El modelo de Wu y otros (1982) puede usarse para controlar la eliminación de nitrógeno amoniacal de agua residual municipal y optimizar la utilización de la superficie del disco para un amplio rango de las condiciones de funcionamiento. Dos modelos de nitrificación fueron desarrollados para predecir la fracción de nitrógeno amoniacal no eliminado en una planta de RBC conociéndose la carga hidráulica superficial, la concentración inicial de nitrógeno amoniacal, el número de etapas y la temperatura del agua residual:

$$F = \frac{6,47 * Q^{0,1692}}{\exp^{(0,14n)} * L_0^{0,2395} * T^{0,6229}} \quad [DBO_5 > 80mg/l]$$

$$F = \frac{6,9 * 10^{-4} * Q^{0,6803} * L_0^{2,6452}}{\exp^{(0,313n)} * T^{0,2170}} \quad [DBO_5 < 50mg/l]$$

Wu y otros (1982) determinaron el factor de escala para unidades de RBCs:

$$K^{-1} = \frac{F_1}{F_r} = \frac{\frac{F_1}{14,2 * Q^{0,5579}}}{\exp^{(0,32n)} * L_0^{0,6837} * T_0^{0,2477}}$$

$$K_2 = \frac{F_2}{F_r} = \frac{\frac{14,2 * Q^{0,5579}}{\exp^{(0,32n)} * L_0^{0,6837} * T_0^{0,2477}}}{\frac{14,2 * Q^{0,4459}}{\exp^{(0,32M)} * L_0^{0,6837} * T_0^{0,2477}}} = \left(\frac{T_0}{T}\right)^{0,2477}$$

donde el % de DBO que permanece se representa, por F_1 , el medida y por F_2 , el predicho, siendo T_0 la temperatura de referencia. Las curvas de funcionamiento de las plantas piloto y real fueron modeladas como funciones de la temperatura.

2.2.3.2.-MODELOS CINETICOS DE POBLACION Y REACCION APARENTE

2.2.3.2.1.- MODELO DE KORNEGAY Y ANDREWS.

Usando datos recogidos de un reactor cilíndrico rotativo, usando glucosa como substrato, Kornegay y Andrews (1968) desarrollaron el siguiente modelo basado en las cinéticas poblacionales de Monod para la eliminación de materia orgánica carbonácea en sistema de lecho fijo:

$$Q*(S_0-S_1) = \frac{\mu_m}{Y} * A_w * X * d * \frac{S_1}{K_s + S_1}$$

donde:

Q = caudal de agua residual

S₀ = concentración de substrato en el afluente.

S₁ = concentración de substrato en el efluente.

μ_m = máxima tasa de crecimiento específica

Y = coeficiente de producción celular

A_w = superficie efectiva

X = concentración de biomasa adherida

d = espesor de biopelícula activa

K_s = constante de semisaturación

De experimentos llevados a cabo a 25°C, se han obtenido los siguientes valores cinéticos

$$Y = 0,26 \text{ g de sólidos volátiles/g de glucosa}$$

$$\mu_m = 0,28/\text{hr}$$

$$K_s = 121 \text{ mg/l de glucosa}$$

$$d = 70 \text{ }\mu\text{m}$$

2.2.3.2.2.- MODELO DE ECKENFELDER Y VANDEVENNE.

Eckenfelder y Vandevenne (1980), desarrollaron un modelo cinético de primer orden para un RBC tratando agua residual industrial:

$$\frac{S_n}{S_0} = \frac{1}{(1+KA/Q)^n}$$

donde

S_0 = concentración de DBO₅ soluble en el afluente

S_n = concentración de DBO₅ soluble en el efluente

Q = caudal

A = superficie efectiva

K = factor de proporcionalidad

n = número de etapas

El modelo podría ser utilizado para predecir el funcionamiento de un RBC tratando agua residual doméstica.

Benjes (1978), mostró la analogía entre los lechos bacterianos y los RBCs y propuso las siguientes ecuaciones:

$$\frac{L_e}{L_0} = e^{-K(V/Q)^{1/2}}$$

$$\frac{L_e}{L_o} = e^{-S(A_s/Q)^{1/2}}$$

donde:

L_e = concentración en DBO, del efluente

L_o = concentración en DBO, del afluente

V = volumen del reactor

K, S = constantes empíricas

A_s = superficie

Q = caudal de agua residual

Para verificar estas ecuaciones se tomaron datos de plantas de varias ciudades en Wisconsin y Michigan.

2.2.3.3.-MODELOS MECANICISTAS

2.2.3.3.1.- MODELO DE GRIEVES.

Corresponden a los modelos específicamente designados para describir el proceso RBC. Grieves (1982) estudió la resistencia a la transferencia de masa en el proceso RBC usando cinéticas de Michaelis y de primer orden

Grieves desarrolló un modelo dinámico y otro en estado estacionario, para la eliminación de substrato carbonáceo en un RBC. Los modelos fueron uno pseudo homogéneo y el otro heterogéneo. El primero comprende la resistencia a la transferencia de masa externa (sobre la película de líquido adherida), mientras el último engloba la transferencia de masa interna y externa. Utilizando cinéticas de Monod de primer orden, el modelo para un reactor de n etapas es:

$$\frac{C_b}{C_o} = \frac{1}{1 + \frac{n}{Q} [P_1 * A_s + P_2 * W [1 - \exp(\frac{-P_1 * A_a}{P_2 * W})]]}$$

donde:

C_b = concentración de substrato en el efluente

C_0 = concentración de substrato en el afluente

n = número total de etapas

Q = caudal afluente

A_s = superficie de disco sumergida

W = velocidad de giro (rpm)

A_α = superficie del disco no sumergida

$$P_1 = \frac{K_L * K_1}{1 + K_1}$$

$$K_1 = \frac{\mu_m * X_a * d * (TF)^{n-1}}{Y * K_s * \eta * K_L}$$

$$P_2 = K_2 * \pi [R_1^2 - R_2^2] \Delta L$$

donde:

K_L = coeficiente de transferencia de masa

TF = factor de tratabilidad

$K_2 = 1$ (asumiendo que la película de líquido no se escurre)

R_1, R_2 = radio del disco y del círculo no sumergido

ΔL = espesor de la película de líquido

η = factor de efectividad

d = espesor activo de la biopelícula
 X_a = biomasa activa
 μ_m = tasa máxima de crecimiento específico
 Y = coeficiente de rendimiento celular
 K_s = constante de saturación media

Las consideraciones usadas por Grieves en la formulación de su modelo fueron

- 1.- Hay mezcla completa en el reactor, biopelícula y película de líquido.
- 2.- Tan pronto como el disco deja el seno del líquido, una película líquida estacionaria que tiene una concentración inicial de substrato igual a la del seno del líquido se adhiere a la película microbiana.
- 3.-La utilización del substrato por un microorganismo en la biopelícula puede representarse por una función de saturación o cinética de Monod.
- 4.-Los coeficientes de Monod permanecen constantes durante los periodos de funcionamiento transitorio.
- 5.-La masa de substrato consumida por los organismos para su mantenimiento es despreciable comparada con la difusión en la película biológica.
- 6.-La difusión del substrato en dirección radial y circunferencial es despreciable comparada con la difusión

dentro de la biopelícula.

7.-La difusión del oxígeno no limita el crecimiento de microorganismos.

En su derivación, Grieves consideró el balance de masa de substrato en: (a) cualquier segmento de la película del líquido expuesto sobre el disco, (b) la película biológica expuesta sobre el disco, (c) cualquier segmento de película biológica sumergida en el seno del líquido y (d) el seno del líquido del reactor.

El modelo dinámico fue calibrado con datos de pruebas obtenidas usando glucosa como substrato. Las pruebas de este modelo fueron realizadas por Torpey y otros (1971) usando datos de una planta piloto de 10 etapas. Paolini y otros (1979) usaron una planta piloto de 3 etapas de 27,5 cm de diámetro para tratar agua residual industrial. Ellos mostraron que el modelo de Grieves en condiciones de estado estacionario es aplicable para tratar aguas residuales industriales con composición compleja y alta concentración de sustancias orgánicas biodegradables.

2.2.3.3.2.- MODELO DE SCHROEDER.

Schroeder (1976) creó un modelo para el proceso RBC, basado en el control de la difusión sin resistencia a la transferencia de masa externa. Empleó las siguientes consideraciones:

- 1.-La difusión en la capa líquida controla el funcionamiento del sistema.
- 2.-Existen insignificantes gradientes de concentración dentro de la película de líquido adherida mientras esta en la fase en contacto con el gas.
- 3.-El transporte de masa a través de un elemento diferencial sigue la ley de difusión de Fick .
- 4.-Un modo de funcionamiento de flujo pistón modela el proceso RBC.

El modelo se resume así:

$$K\left(\frac{1}{C_b} - \frac{1}{C_0}\right) + \ln\left(\frac{C_0}{C_b}\right) = \frac{f \cdot K_0 \cdot A_s \cdot \theta \cdot d}{V_L}$$

donde:

K = constante de semisaturación

C₀ = concentración de substrato en el seno del líquido.

C_0 = concentración de substrato en el afluente.

f = factor de proporcionalidad.

K_0 = tasa de crecimiento específico máxima.

A_s = superficie sumergida del disco.

θ = tiempo de retención hidráulico del reactor

d = espesor activo de la biopelícula

V_L = volumen de líquido por disco.

Friedman y otros (1976) modificaron y simplificaron esta ecuación para dar la siguiente:

$$M_2 = \frac{K' * A_s * C_b^2}{K_m * C_b}$$

donde:

M_2 = masa de substrato eliminada en la unidad de tiempo

K', K_m = constantes.

2.2.3.3.3.- MODELO DE PANO Y MIDDLEBROOKS.

Pano y Middlebrooks (1982) consideraron las primeras etapas separadamente puesto que estas etapas reciben agua residual mientras que el resto contienen biomasa desprendida de las etapas precedentes con el sustrato no consumido. En su modelo ellos asumen lo siguiente:

- 1.- El sustrato disponible en la primera etapa es la DQO total.
- 2.- Las partículas en el licor mezcla es biomasa desprendida.
- 3.- El sustrato se consume solamente en la biomasa adherida.
- 4.- Las cinéticas del sustrato eliminado en las etapas (excepto en la primera) se puede expresar por un modelo común :

$$Q(S_1 - \bar{S}) = \sum_{i=2}^4 A_i (k_L)_{20} \theta_L^{T-20} S_1^n$$

donde:

Q = caudal afluyente

S₁ = concentración de sustrato en la primera etapa

\bar{S} = concentración media de sustrato de la segunda a la cuarta etapa.

A_i = superficie total disponible por etapa

$(k_L)_{20}$ = grado de reacción a 20°C

θ_L = factor de temperatura

T = temperatura en °C.

n = orden de la reacción aparente

Su estudio mostró que la mayoría del carbón eliminado se llevó a cabo en la primera etapa; la eliminación de DQO en la primera etapa fue 77%, 80% y 85% a 5°C, 15°C, y 20°C, respectivamente. El carbono eliminado estuvo fuertemente influenciado por la temperatura y grado de carga orgánica.

La tasa de eliminación media global (n etapas) fue 80%, 85% y 90% a 5°C, 15°C, y 20°C, respectivamente. El factor de temperatura para la eliminación de carbono y pérdidas fue 1,09 en la primera etapa y 1,11 para el resto de etapas. La inhibición de la nitrificación del nitrógeno amoniacal en la primera etapa fue proporcional al grado de carga orgánica.

2.2.3.3.4.- MODELO STOVER Y KINCANNON.

Stover y Kincannon (1982), diseñan un modelo en el que se establece que la relación empírica entre la carga orgánica aplicada y la tasa de eliminación de DBO tiene una forma análoga a las expresiones de Michaelis-Menten y Monod para la cinética microbiana de utilización de sustrato. Es una función hiperbólica, descrita por la ecuación:

$$L_R = M \frac{L}{K+L}$$

donde:

L_R = carga orgánica eliminada , en kg DBO/d.m²

L = carga orgánica aplicada, en kg DBO/d.m₂

M = velocidad máxima de eliminación de DBO

K = constante cinética de semisaturación

Considerando cada etapa del proceso de RBC como un reactor perfectamente mezclado, el balance de materia en régimen permanente para la etapa i es

$$Q \cdot S_{i-1} - L_{Ri} \cdot A_i = Q \cdot S_i$$

donde:

Q = caudal

L_{Ri} = velocidad de eliminación de DBO por unidad de área en la etapa i .

A_i = superficie de la etapa i .

Utilizando la expresión de Stover y Kincannon para la etapa i , se obtiene

$$L_{Ri} = M_i \frac{L_i}{K_i + L_i}$$

en la cual

$$L_i = \frac{Q \cdot S_{i-1}}{A_i}$$

Sustituyendo L_{Ri} en la ecuación del balance de materia y resolviendo para la superficie de la etapa, resulta

$$A_i = \frac{Q(S_{i-1} - S_i)}{M_i - \epsilon_i \cdot K_i}$$

donde ϵ_i es la eficiencia de eliminación de sustrato en la etapa i y se define como

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

Los valores de las constantes M y K para cada etapa se determinan mediante la ecuación

$$\frac{1}{L_{Ri}} = \frac{K_i}{M_i} * \frac{1}{L_i} + \frac{1}{M_i}$$

comparando gráficamente $1/L_{Ri}$ y $1/L_i$, se obtiene una recta cuya ordenada al origen es el inverso de M_i y la pendiente es el valor de la relación K_i/M_i .

Ellos señalan que la eficiencia del tratamiento en términos de carga orgánica es independiente del diámetro del sistema cuando L es menor de 7,3 kg DBO/d.1000 m². Si L es mayor que dicho valor, la eficiencia del sistema a gran escala decrece más rápido que en un sistema piloto. Para valores de carga orgánica mayores que 7,3-8,7 kg DBO/d.1000 m², los equipos a gran escala están limitados por la transferencia de oxígeno y se observa una cinética de orden cero cuya velocidad máxima de eliminación es 12,2 kg DBO/d.1000 m².

2.2.3.3.5.- MODELO DE OPATKEN

Opatken (1982) desarrolla un modelo que se basa en una cinética de eliminación de DBO de segundo orden.

Cuando no existen limitaciones en la transferencia de oxígeno y se considera que hay mezcla completa en el reactor, la concentración en el efluente de cada etapa se calcula con la expresión

$$C_n = \frac{\sqrt{1+4k\theta C_{n-1}}-1}{2k\theta}$$

donde

C_n = DBO en el efluente de la etapa n, en mg/l

k = constante de velocidad de eliminación, en l/mg.h

θ = tiempo de retención hidráulico en h.

El modelo considera además las siguientes recomendaciones de diseño:

1.- Para prevenir sobrecargas orgánicas y crecimiento bacteriano nocivo, la carga orgánica aplicada debe ser menor

de 12,2 kg DBO/d.1000m².

2.- Para garantizar condiciones de mezcla completa, el tiempo de retención debe ser mayor de 15 min. en cada etapa.

3.-Para prevenir condiciones anaerobias en cualquier etapa, la velocidad máxima de consumo o transferencia de oxígeno (RTO_{max}) no debe ser mayor de 430 mg O₂/h.m².

2.2.3.3.6.- MODELO DE DEL BORGHI Y OTROS.

Del Borghi y otros (1985), proponen el siguiente modelo para el diseño de RBCs

$$\frac{Q}{A} \left[1 - \frac{S}{S_0} \right] = \alpha * \beta * K_T^{(T-20)} \frac{k(S/S_0)}{K_m + (S/S_0)}$$

donde

T = temperatura del agua residual, en °C

k, K_m = constantes relacionadas con la eliminación de sustrato

K_T = coeficiente de temperatura de valor 1,04 para aguas residuales municipales.

α = factor de corrección relacionado con el número de habitantes

β = factor de corrección relacionado con el número de etapas

El procedimiento de diseño implica la determinación de las constantes k y K_m. Estas se obtienen por medio de la ecuación.

$$\frac{AS_0}{Q(S_0-S)} = \frac{K_m}{k} \frac{S_0}{S} + \frac{1}{k}$$

Al comparar gráficamente $AS_0/Q(S_0-S)$ y S_0/S para diferentes medidas en una unidad piloto de una sola etapa, se obtiene una recta cuya ordenada en el origen es el inverso de k , y la pendiente el valor de la relación K_m/k .

Los valores de los factores de corrección se calculan mediante las siguientes relaciones empíricas

$$\beta = 0,056n+0,90$$

donde n es el número de etapas ,y

$$\alpha = 2,8 \cdot 10^{-5} \cdot n + 0,69$$

donde n es el número de habitantes y $\alpha = 1$ si $n \geq 10.000$.

Después de determinar los valores de las constantes, la ecuación de diseño se resuelve para el área de contacto (A). El modelo es válido para aguas de desecho de tipo doméstico en las cuales la concentración máxima de DBO en el influente es de 600 mg/l.

Las correlaciones empíricas para α y β propuestas no pueden ser consideradas universales, ya que se obtuvieron a partir de un proceso comparativo entre el equipo piloto empleado por ellos y diversos resultados experimentales registrados en la literatura por otros investigadores. Para poder utilizar dichas correlaciones, es necesario construir y operar en un equipo piloto con las mismas características que el de ellos.

2.2.3.4.-MODELOS DE NITRIFICACION

2.2.3.4.1.- MODELOS DE WATANABE Y OTROS.

Watanabe y otros (1982) consideraron la difusión molecular con una reacción bioquímica simultánea, de orden cero, para describir la nitrificación en un RBC parcialmente sumergido. El grado de transferencia de nitrógeno amoniacal a la superficie de la biopelícula a través de la capa de difusión es igual a la de la superficie de la biopelícula en estado estacionario, como lo expresa la ecuación:

$$\frac{D_A}{L_d} (C_{bA} - C_{SA}) = F_A$$

donde

D_A = coeficiente de difusión molecular del nitrógeno amoniacal

L_d = espesor de la capa de difusión

C_{bA} = concentración de nitrógeno amoniacal en el seno del líquido

C_{SA} = concentración de nitrógeno amoniacal en la superficie de la biopelícula

F_A = flujo de nitrógeno amoniacal

El valor de nitrógeno amoniacal usado para síntesis celular de las bacterias nitrificantes es extremadamente pequeño comparado con la nitrificación producida por estas bacterias. El flujo de nitrógeno amoniacal en la superficie de la biopelícula para una penetración parcial o completa del amonio se describió por:

Penetración Parcial

$$F_A = \sqrt{2 * D_A * R_n * C_{SA}} \quad C_{SA} \leq C_{SA}^*$$

Penetración Completa

$$F_A = F_{A_{max}} = \sqrt{2 * D_A * R_n * C_{SA}^*} = R_n * L_n \quad C_{SA} \geq C_{SA}^*$$

donde

R_n = tasa de nitrificación intrínseca.

C_{SA}^* = concentración crítica de amonio en la superficie de la biopelícula.

L_n = espesor que penetra el oxígeno en la biopelícula nitrificante.

Este modelo, sin embargo, no puede ser aplicado

completamente a un proceso RBC parcialmente sumergido porque una concentración de substrato en estado estacionario dentro de la biopelícula no puede ser asumida (debido a que la biopelícula al girar alterna en contacto con el agua y con el aire)

Watanabe y otros (1980), asimismo desarrollaron un modelo cinético en estado estacionario en el que la tasa de nitrificación por unidad de área de disco se expresa como el producto de una constante de tasa media y una concentración de equilibrio de nitrógeno amoniacal en el seno del líquido. Las constantes de tasa media comprenden dos coeficientes, el primero describe el transporte de nitrógeno amoniacal a la biopelícula y el otro describe el proceso con una simultánea reacción de nitrificación de orden cero dentro de la biopelícula. Puesto que el transporte de nitrógeno amoniacal a la superficie de la biopelícula es la tasa limitante en concentraciones de nitrógeno amoniacal bajas, se produce una reacción de primer orden en el seno del líquido. El modelo se describe como un proceso de difusión molecular junto con una simultánea reacción de nitrificación, de orden cero, dentro de la biopelícula:

$$-V_r = \left(\frac{1}{K_d} + \frac{1}{K_r} \right)^{-1} * C_b = K^* * C_b$$

donde:

V_r = tasa de nitrificación por unidad de superficie de disco.

K_d = coeficiente de transferencia de masa.

K_r = coeficiente de difusión/reacción nitrificación en la biopelícula

C_b = concentración de nitrógeno amoniacal en el seno del líquido.

K^* = constante de tasa media

K_d describe el proceso del transporte de nitrógeno amoniacal a la superficie de la biopelícula, mientras K_r describe el proceso de difusión con la reacción de nitrificación simultánea en la biopelícula.

Al incrementarse la concentración de amonio en el seno del líquido, se producen reacciones de orden cero y 1/2 con respecto a la concentración de amonio en la superficie de la biopelícula. Estas reacciones dependen del espesor que penetre el oxígeno y el nitrógeno amoniacal en la biopelícula. Si el espesor que penetra el oxígeno excede al del nitrógeno amoniacal resulta una reacción de orden 1/2. En el caso contrario, resulta una reacción de orden cero.

2.2.3.4.2.- MODELO DE MULLER Y OTROS.

Mueller y otros (1980), describieron un modelo de nitrificación en un RBC junto con su verificación y calibración. El modelo puede ser aplicado para la eliminación de materia orgánica carbonácea, nitrificación y eliminación de nitrógeno soluble. El modelo consiste en ecuaciones de balance de masas integradas numéricamente para obtener las concentraciones de materia orgánica carbonácea y nitrógeno en la película de líquido y en la biopelícula, así como la concentración del efluente en cada etapa. La transferencia de oxígeno y sustrato, eliminación de nitrógeno amoniacal, y aireación subsuperficial se consideraron en el proceso de transferencia de masa. Tres ecuaciones de balance de materia se requirieron para cada etapa del RBC: tanque, biopelícula y película de líquido. Su modelo se resumió en:

Tanque:

Recibido - Transferido a la biopelícula + reacción en el tanque + Gas transferido por el aire motriz + Recibido por película de líquido = Acumulado en el tanque

$$Q(S^{T0}-S^T) - K_S * A \sum_{j=1}^N (S^T - S_j) + R_S * V + K_{La} * V(S^0 - S^T) + Q_L(S^{L4} - S^T) = V \frac{dS^T}{dt}$$

En la biopelícula:

Difusión + Recibido + Reacción en la biopelícula =
Acumulación en la biopelícula

$$D_s \frac{\partial^2 S}{\partial y^2} + \frac{Q_F}{A\delta} (S^0 - S) + R_S = \frac{\partial S}{\partial t}$$

Película de líquido

Recibido + Transferido a + Transferido desde + Reacción =
Acumulación

$$\frac{Q_L}{A\delta_L} (S^{L0} - S^L) - \frac{K_S}{\delta_L} (S^L - S) + \frac{K_L}{\delta_L} (S^0 - S^L) + R_S = \frac{\partial S^L}{\partial t}$$

donde:

Q = caudal de agua residual afluyente

S^T = concentración de substrato

S^{T0} = concentración de substrato en el tanque afluyente

K_s = coeficiente de transferencia del líquido a la biopelícula.

A = superficie interfacial.

N = número de sectores sumergidos

R_s = grado de reacción de substrato

V = volumen

t = tiempo

Q_L = caudal en la película de líquido

S^L = concentración de substrato en el último sector aireado

D_s = componente de difusividad en la biopelícula

Q_F = caudal en la biopelícula

δ = espesor de la biopelícula activa

δ_L = espesor de la película de líquido

K_{La} = coeficiente de transferencia de oxígeno en el tanque para el aire conductor del RBC.

S^0 = concentración de substrato afluente

El balance de masa para el tanque incluye ambos términos de masa recibida y transferida a la biopelícula más la reacción debida a los organismos suspendidos en la transferencia de líquido y gas en el tanque cuando se usa aire motriz. Para integrar esas expresiones para la concentración del tanque se requiere conocimiento de la concentración en la primera capa de biopelícula y en la película de líquido. Para resolver estas

ecuaciones, se necesita la distribución de organismos heterótrofos y autótrofos. Mueller fija la tasa de concentración de organismos en cada etapa igual a la tasa de su crecimiento en la biopelícula:

$$\frac{X_2}{X_1} = \sum_1^n *RX_2 / \sum_1^n *RX_1$$

En la última etapa, la tasa de reacción de DBO fue menor debido a la baja población heterótrofa. Se produce nitrificación debido a esta baja población heterótrofa.

La transferencia de oxígeno limita las reacciones de todos los constituyentes en la última etapa (excepto para los nitratos) a los primeros 330-350 μm de profundidad de la biopelícula. Su estudio muestra que la eliminación de materia orgánica carbonácea, la nitrificación, y la eliminación de nitrógeno total en los RBCs podría ser descrita por consideraciones de transferencia de masa básicas y reacción simultánea en un modelo en estado estacionario. Las conclusiones de ese estudio se resumen en:

- El grado de amonio que se elimina es despreciable, generalmente menos del 4%, debido a la relativa baja tasa de intercambio de gas y las fracciones no ionizadas con

pH<8,0.

- La mayor fracción de eliminación de nitrógeno total sucede como resultado del crecimiento de la población y de la desnitrificación. La desnitrificación se produce en la primera mitad de las etapas del RBC, debido a la presencia de heterótrofos.

-Las reacciones que ocurren en la película de líquido en los sectores aireados son despreciables debido al bajo volumen y la concentración de sólidos suspendidos.

-Las reacciones en el tanque son una función de la concentración de sólidos suspendidos volátiles en cada etapa.

- A menor temperatura, el crecimiento de biopelícula predomina debido a los mas altos niveles de oxígeno disuelto que hay en el tanque y mas bajos grados de respiración autógena heterotrófica. Ambos reducen la desnitrificación.

Debido a la naturaleza no lineal de las ecuaciones de balance de masa y al número de ecuaciones que comprende, 305, el uso de un metodo de matriz convencional para resolver el sistema es impracticable. En su lugar, Mueller y otros resolvieron el sistema, para las concentraciones, usando el metodo de iteración de Gauss-Seidel.

2.2.3.4.3.- MODELO DE WATANABE E ISHIGURO.

Watanabe e Ishiguro (1978) presentan un modelo cinético para predecir la tasa de desnitrificación en un RBC sumergido para consideraciones de difusión molecular con reacción bioquímica simultánea. La ecuación de funcionamiento siguiente es para estado estacionario y reactor de mezcla completa:

$$\frac{C_o}{C_e} = 1 + \frac{K^* \cdot A}{Q}$$

donde:

C_o =concentración de nitrato afluente

C_e =concentración de nitrato efluente

$$K^* = \left(\frac{1}{K} + \frac{1}{K_s} \right)^{-1} = \text{Constante de tasa media}$$

donde:

A = superficie total del disco.

Q = caudal volumétrico

K = término difusional

K_s = término de reacción.

En un afluente de concentración de nitrato aproximadamente igual a 1 mg/l, el término de reacción (K_s) es tan grande que $1/K_s$, puede despreciarse al compararlo con $1/K$. K^* decrece al incrementar la concentración de nitrato del afluente. De otro lado, con concentración de nitrato en el afluente de 4mg/l, el proceso de desnitrificación (reacción) gradualmente sube respecto al fenómeno de difusión.

2.2.4.-PLANTAS RBC CON ALTERNANCIA EN LA DIRECCION DEL FLUJO

Bandy, J. T. y Messenger, M. C. (1980) y Bandy, J.T. y Scholze, R.J. (1983), publican sendos artículos sobre un trabajo de investigación cuyos objetivos fueron explorar la fiabilidad de un flujo de agua que periódicamente alterna de dirección al atravesar dos o más etapas de una planta RBC, para incrementar la eliminación media de DBO y disminuir la variabilidad del efluente.

Con la alternancia en la dirección del flujo ellos indican que se alcanzaría una mayor biomasa en los discos y una mejor distribución en los mismos, teniendo la planta de esta forma una reserva de capacidad de tratamiento que afectaría a la calidad del efluente cuando se producen incrementos bruscos de concentración o de flujo, mejorando el valor medio de eliminación de materia orgánica carbonácea y la variabilidad del efluente.

La experimentación se llevó a cabo en una planta piloto RBC cuyas características se encuentran en la tabla 1.

El tanque se colocó con cuatro compartimentos que se usaron de dos en dos para configurar, una planta control de dos etapas cuyo flujo siempre fué en la misma dirección y otra de igual

Table 1—Specifications of pilot-scale RBC unit.

Diameter of disc (m)	3.66
Length of shaft (m)	2.0
Surface of area (m ²)	1022
Tank volume (m ³)	11.5
Rotational speed (rpm)	1.5

Tabla 1.- Características de la planta piloto

(Fuente: Bandy y Scholze, 1983)

número de etapas cuyo flujo alternó de dirección periódicamente tal como se ve en la figura 2-17.

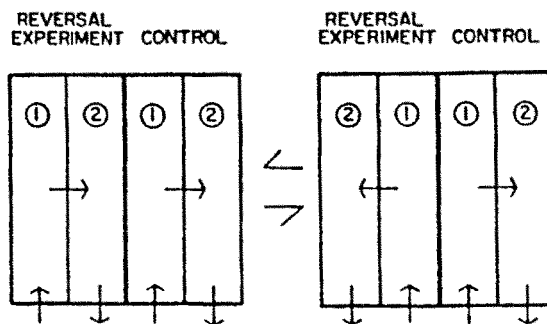


Figura 2-17.- Configuración de la planta piloto.

(Fuente: Bandy y Scholze, 1983)

Ambas recibieron idéntico flujo parcialmente tratado y procedente de un tanque Imhoff. La investigación se realizó con 3 experimentos de las características siguientes:

Table 2—Summary of operating conditions.

Parameter	Experiment		
	1	2	3
Flow (m ³ /d)	205.0	103.0	205.0
Hydraulic loading (m/d)	0.2	0.1	0.2
Soluble COD loading (kg/m ² /d)	19.9	11.1	28.0
Hydraulic detention period (min)	80.0	160.0	80.0
Reversal period (d)	2.0	2.0	1.0

Tabla 2.- Condiciones de funcionamiento

(Fuente: Bandy y Scholze, 1983)

Los resultados fueron:

En el primer experimento (figura 2-18) trabajando

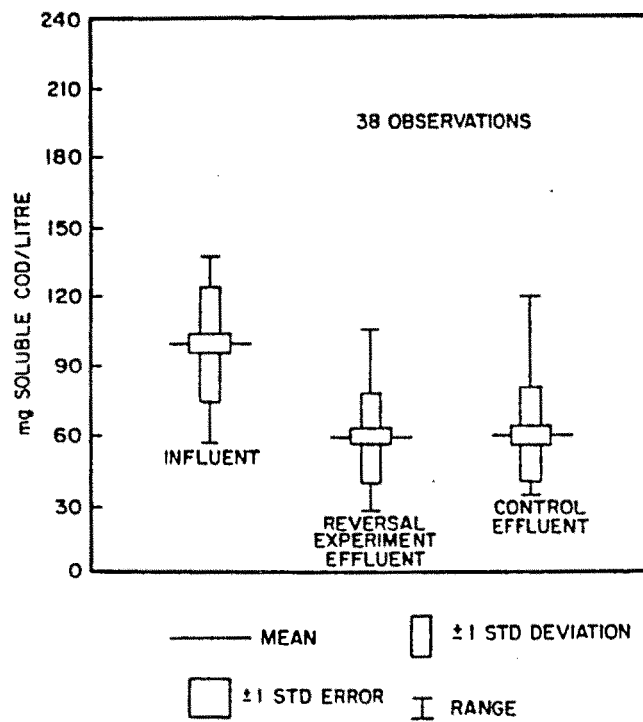


Figura 2-18.- Resultados del primer experimento

(Fuente: Bandy y Scholze, 1983)

con un caudal de 205 m³/d, y el mayor periodo de alternancia, 2 días, no se observa un efecto significativo sobre la concentración en DQO soluble o sobre la variabilidad.

En el segundo experimento (figura 2-19) trabajando

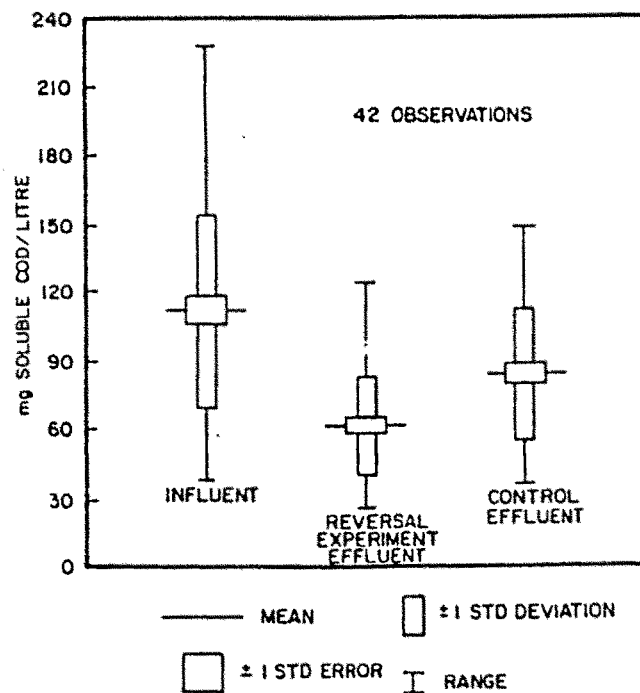


Figura 2-19.- Resultados del segundo experimento

(Fuente: Bandy y Scholze, 1983)

con flujo menor, 103 m³/d, y el mismo periodo de alternancia (2 días), se tuvo un efecto altamente positivo en la concentración afluente de la planta con alternancia; una media de 22,4 mg/l menos que en el de la planta control y una variabilidad del 55% la de control.

En el tercer experimento (figura 2-20)

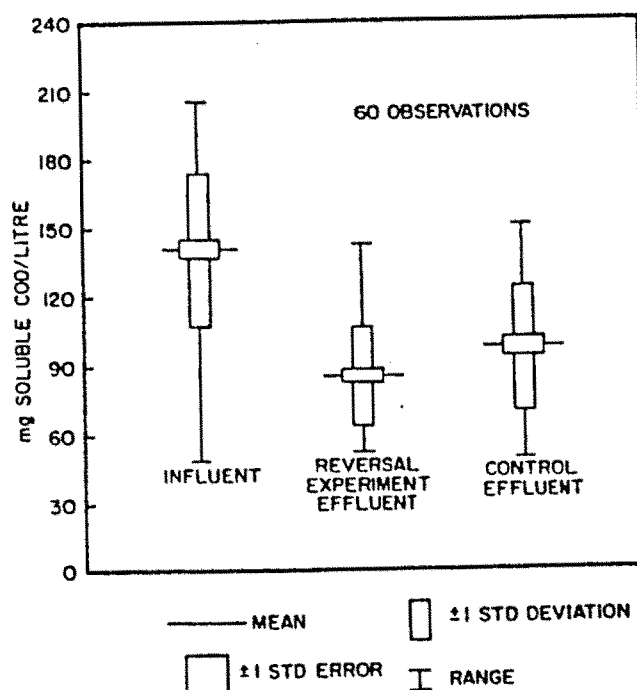


Figura 2-20.- Resultados del tercer experimento

(Fuente: Bandy y Scholze, 1983)

al aumentar la frecuencia de alternancia disminuyendo el periodo de 2 días a 1 día con el flujo mayor de los anteriores 205 m³/d, se consiguieron significativas reducciones en la concentración en DQO soluble (11,1 mg/l de valor medio) y en la variabilidad (61% la de control).

La influencia de la alternancia sobre las otras variables del proceso fué mostrada únicamente en el experimento dos, y al ser insuficientes el número de medidas llevadas a cabo sóloamente

sugieren sobre los efectos de la alternancia en la nitrificación, A continuación se ve en la tabla 3 los valores medios alcanzados de oxígeno disuelto y nitrificación

Table 4—Results of nitrogen and DO determinations made during Experiment 2 (flow = 103 m³/d; reversal every other day).

	Ammonia mg N/L	Nitrate mg N/L	DO mg/L
Influent	11.9	0.8	3.0
Reversal effluent	5.0	5.6	3.8
Control effluent	4.6	6.7	4.4

Tabla 3.- Resultados de oxígeno disuelto y nitrógeno obtenidos en el experimento 2.

(Fuente: Bandy y Scholze, 1983)

por todo ello los autores concluyen que el alternar la dirección del flujo en un RBC puede afectar a la concentración en DQO soluble y su variabilidad en el efluente dependiendo del periodo de alternancia y de la carga afluente y que asimismo puede afectar a la nitrificación.

3.- OBJETIVOS.

3.- OBJETIVOS.

El objetivo general de esta tesis consiste en estudiar en una planta de laboratorio de biodiscos el efecto de alternar el sentido del flujo del agua en la planta sobre su funcionamiento.

Dentro de este objetivo general, se establecen los siguientes objetivos específicos:

- 1) Análisis de la biocinética de crecimiento de la película de microorganismos adheridos a los discos, con períodos de alternancia de duración inferior a un día.
- 2) Estudiar la eliminación de carbono y nitrógeno, comparativamente con el proceso convencional de biodiscos.
- 3) Observar el efecto de la alternancia en la capacidad de depuración de la planta, determinando el período de alternancia óptimo, para la mayor eficiencia del proceso.