

**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

4.- METODOLOGIA

4.1- INTRODUCCION.

El proceso objeto de estudio se encuadra dentro de los procesos de biodiscos (RBCs), con la innovación tecnológica necesaria para que el agua residual afluyente entre en la planta, durante intervalos de tiempo alternativos, por la etapa 1 y por la etapa 2.

Para desarrollar la investigación, es necesario cubrir una serie de necesidades tanto de materiales como analíticas que permitan la definición de las variables en las diferentes situaciones que se quieren plantear y que se exponen en el Plan Experimental.

4.2.- MATERIALES

Para alcanzar los objetivos planteados se han diseñado 2 reactores experimentales iguales, dotados de su correspondiente sistema de regulación de velocidad de discos, en el que uno de ellos funciona de forma convencional y en el otro se introduce la tecnología necesaria para que funcione con alternancia en el sentido del flujo. También, se ha adoptado un sistema de aportación de agua residual suficientemente flexible para poder fijar diferentes variables del proceso. A continuación se describen las características de este diseño.

4.2.1.- Diseño de plantas experimentales.

Datos de partida:

Número de etapas: 2

Caudal (Q): 55 l/d.

Substrato afluente (So): 150 mg DQO/l

Tiempo de retención hidráulica (TRH): 90 minutos

Características de la planta:

Volumen del tanque:

$$V_T = Q * TRH = 3,4375 \text{ dm}^3$$

Area de discos:

Los discos se diseñan de metacrilato de 2 mm de espesor, con forma de corona circular con un diámetro exterior 160 mm e interior de 8 mm. Teniendo en cuenta que sumergen el 40% de su superficie, resulta un área efectiva por disco de 393 cm²

Número de discos:

Tomando para la relación volumen/área la recomendada para alcanzar una mayor eficiencia por González (1987) de 4,9 l/m², resulta un área necesaria de:

$$\text{Area Requerida} = \frac{\text{Volumen del tanque} = 3,4375 \text{ dm}^3}{\text{Volumen/Area} = 4,9 \text{ dm}^3/\text{m}^2} = 0,7015 \text{ m}^2$$

siendo la superficie efectiva de cada disco de 393 cm²,

resulta un número de discos de:

$$\text{Número de discos} = \frac{\text{Área requerida} = 0,7015 \text{ m}^2}{\text{Área del disco} = 0,0393 \text{ m}^2} = 17,85$$

con objeto de que resulte un número de unidades enteras de discos se adoptan 18 discos, dispuestos 9 en cada etapa, resultando un área total de 0,7074 m² y una relación volumen/área de 4,86 l/m² próxima a la óptima y dentro de las recomendadas por Antoine, (1976).

Carga orgánica:

La carga orgánica resultante es

$$\text{Carga Orgánica Afluente (COA)} = \frac{Q * S_o}{\text{Área de discos}} = 11,66 \text{ gDQO/m}^2.\text{d}$$

que está dentro de los límites máximos recomendados de 12 a 19 gDBO/m².d (Chesner y otros, 1982), de 19,5 a 24,4 gDBO/m².d (Autotrol, 1978) e inferior a 12,2 gDBO/M².d (Stover y Kincannon, 1982)

Reactores:

Con las características anteriormente descritas y calculadas, se construyeron dos plantas RBCs de dos etapas cada una exactamente iguales (Figura 4-1). Para ello se construyen cuatro vasijas de metacrilato de 4 mm de espesor, de sección transversal semicircular de diámetro 190 mm y longitud 147,9 mm

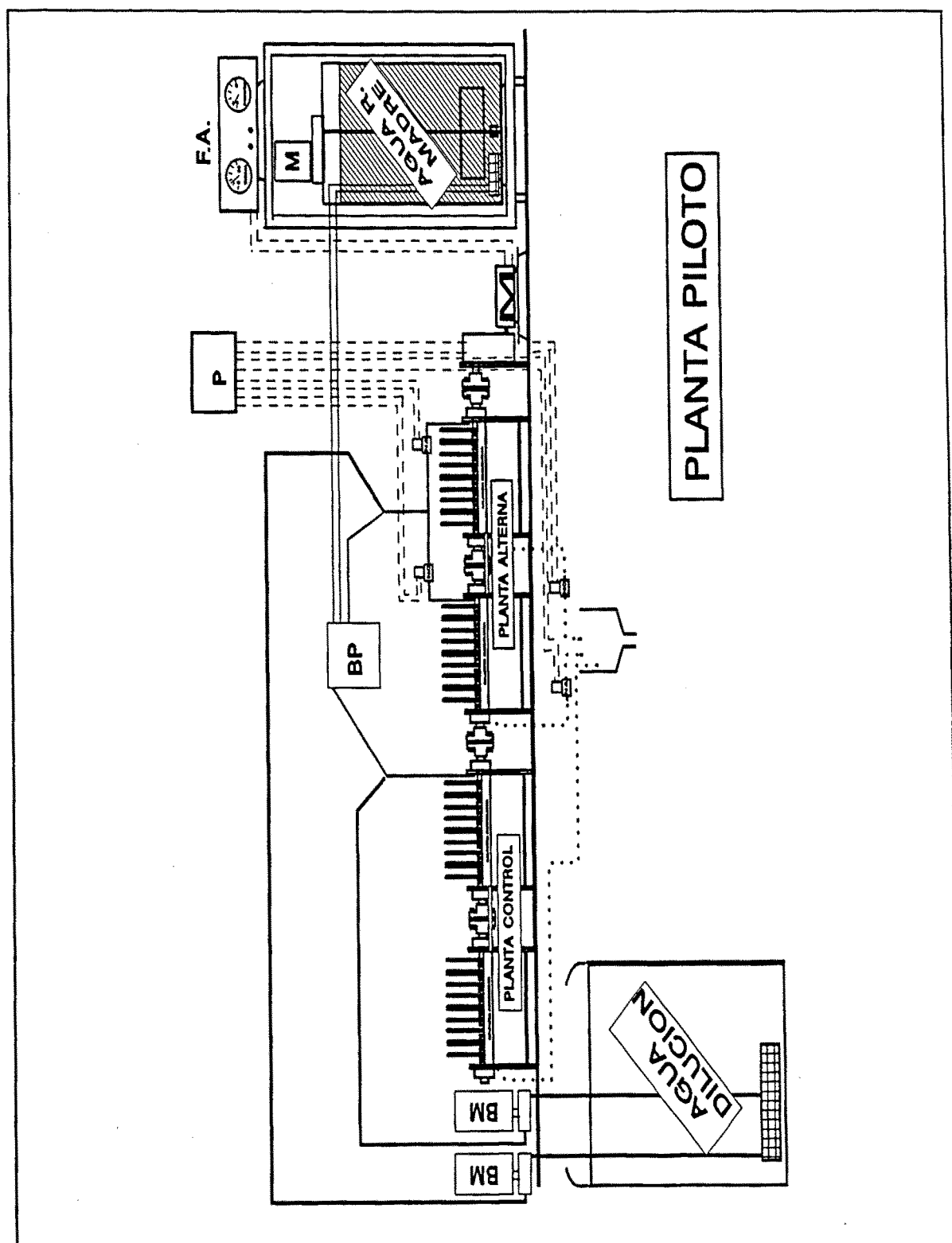




Figura 4-1

cuyo aliviadero estará situado a la altura correspondiente para que el volumen de líquido en la vasija corresponda a la mitad de volumen total del tanque, es decir 1,7 litros (Figura 4-2). En las paredes transversales extremas se sitúan, fijos a las mismas,

los cojinetes de apoyo del eje del paquete de discos, dispuestos en un eje central y paralelo al eje longitudinal de la vasija y a una distancia del mismo que situado sobre ellos el eje del paquete de discos, éstos en su movimiento sólomente sumerjan el 40% de su superficie.

Cada vasija, asimismo dispondrá de un distribuidor de alimentación situado a la misma altura que el aliviadero.

El conjunto de discos de cada etapa (Figura 4-3), esta formado por un eje de acero inoxidable macizo de 8 mm de diámetro y 200 mm de longitud,

en cuyos extremos se sitúan acoplamientos flexibles de nylon para acoplar, en cada caso, bien al eje de la otra vasija o bien al motor tractor.

Los discos en un número de 9 van montados sobre dicho eje, centrados longitudinalmente, concéntricos y sujetos a el

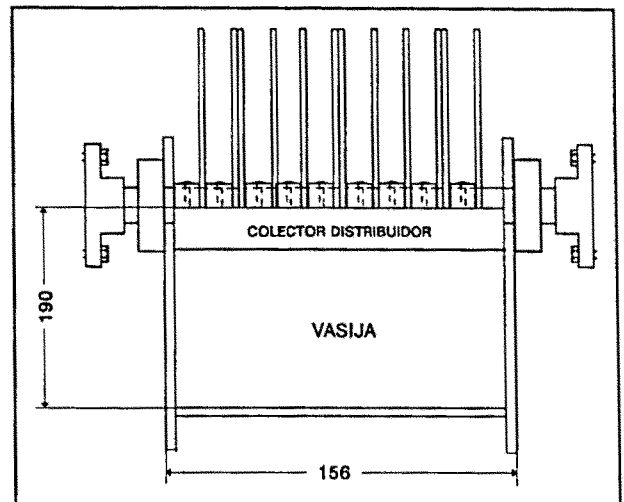


Figura 4-2.

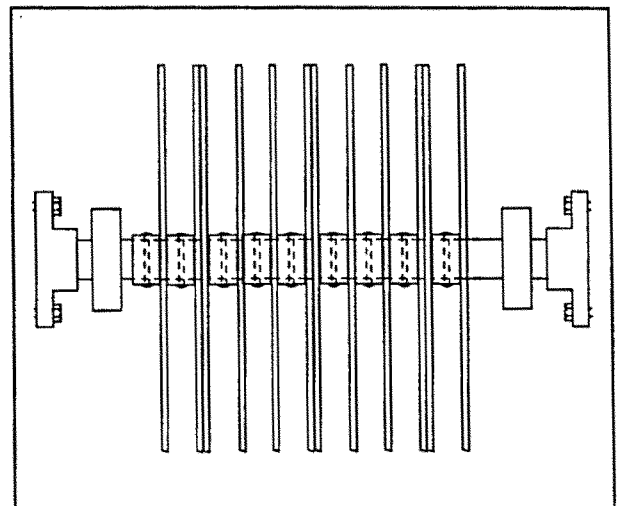


Figura 4-3.

mediante piezas de separación de nylon de 12 mm de longitud de sección una corona circular de diámetro interior igual al exterior del eje, es decir 8mm y diámetro exterior 12mm, sujetas al eje mediante pasadores y soldadas a los discos en sus extremos (Figura 4-4). De esta manera se permitirá desarrollar biopelículas de hasta 6 mm de espesor.

Los discos central y segundo de cada extremo, tienen

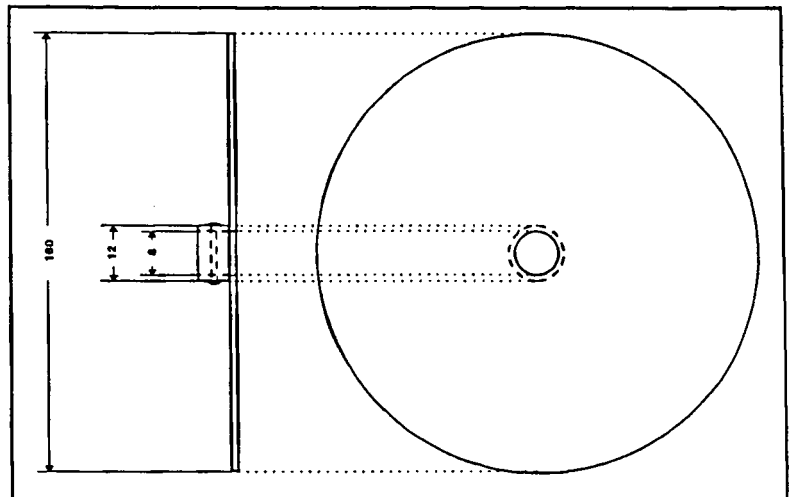


Figura 4-4.

una disposición especial, con objeto de poder medir los espesores de la biopelícula con el método de microscopía óptica y así no perder biomasa con el análisis, que consiste en soldar al disco común, anteriormente descrito otro disco en el que se han practicado 4 ranuras de forma rectangular con costados oblicuos dispuestas radialmente opuestas y caladas a 90

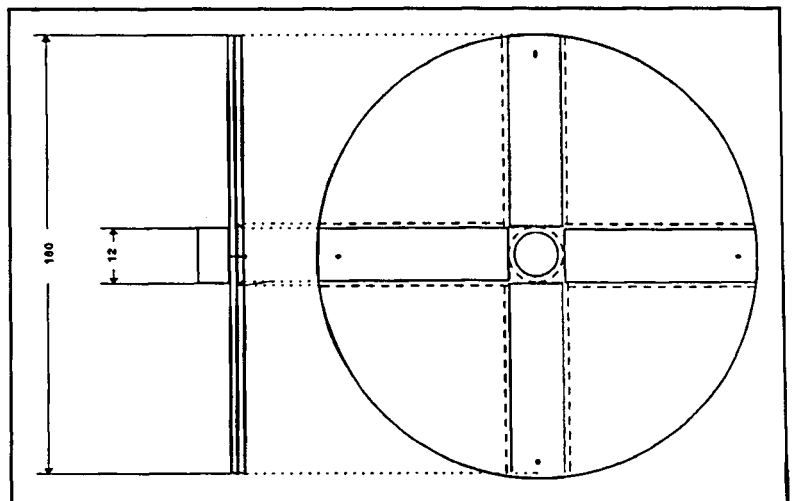


Figura 4-5.

grados, de forma que por su interior se deslice una pletina de metracrilato rectangular ajustada en "cola de milano", que hará las veces de portaobjetos en la medición, y que para evitar su deslizamiento hacia la periferia durante el funcionamiento se sujeta al disco soporte por medio de un pasador de acero inoxidable, según se observa en la figuras 4-5, 4-6 y 4-7.

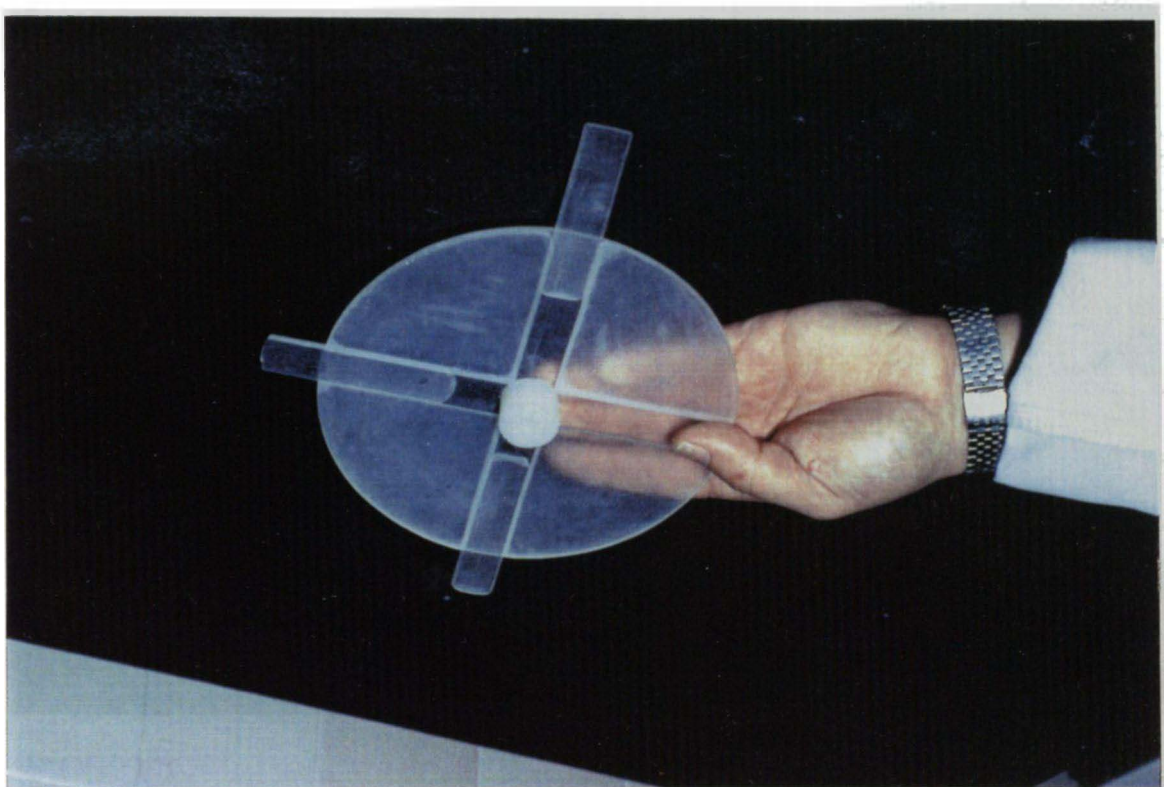


Figura 4-6

Las cuatro vasijas, correspondientes a las dos etapas de cada una de las plantas, van dispuestas sobre una base común que permita el alineamiento de los diferentes ejes de los conjuntos de discos de cada una de ellas y el del motor tractor. Estos, previa alineación, se conectarán mediante acoplamientos

flexibles, que podrán absorber posibles desalineamientos funcionales. En el extremo del eje de este conjunto se conectará mediante otro acoplamiento flexible el motor tractor.

Este sistema de conexión de ejes permite que en todo momento y circunstancia el número de revoluciones de los discos de las



Figura 4-7.

etapas de las dos plantas sea el mismo.

En este sistema se dispone que las dos vasijas más próximas al motor tractor corresponden a las etapas de la planta con la alternancia en el sentido de la dirección del flujo a su través y las otras dos corresponden a las etapas de la planta control. De esta manera, en la planta con alternancia el distribuidor de

alimentación a cada etapa funcionará en un período de alternancia como tal y en el otro período de alternancia como aliviadero. El aliviadero de la primera etapa está conectado , permanentemente, con el distribuidor de la segunda y tanto el distribuidor de la primera etapa como el aliviadero de la segunda conectan con los sistemas de alimentación y evacuación del agua de la planta respectivamente. Las dos vasijas mas alejadas del motor tractor corresponden a las etapas primera y segunda de la planta control, a las cuales llega el agua a través del distribuidor de la primera etapa saliendo de la misma por el aliviadero de la vasija que conecta permanentemente con el distribuidor de la segunda etapa y sale de ésta por su aliviadero. El distribuidor de la primera etapa conecta permanentemente con el sistema de alimentación de esta planta y el aliviadero de la segunda etapa conecta permanentemente con el sistema de evacuación de la planta.

4.2.2.- Sistema de regulación de los períodos de alternancia.

El sistema de regulación de los períodos de alternancia está compuesto por los elementos siguientes:

4 Electroválvulas DANFOSS de las siguientes características:

1 mod. EVI 1,5 de 1/8", 220v 50Hz y normalmente cerrada

1 mod. EVI 1,5 de 1/8", 220v 50Hz y normalmente abierta

1 mod. EVI 3 de 1/4", 220v 50Hz y normalmente cerrada

1 mod. EVI 3 de 1/4", 220v 50Hz y normalmente abierta

1 Programador horario fabricado por WEG LEGRAND en D477 Soest West Germany.

La conexión de las 4 electroválvulas a la red eléctrica se hace a través del programador, de manera que cuando éste permita su energización pasarán a la posición contraria a la normal o de reposo.

Su disposición se observa en la figura 4-8. Las dos primeras, de 1/8", se utilizan para la alimentación de la planta y las dos siguientes, de 1/4", para la evacuación del agua de la planta. Al distribuidor de la primera etapa se conectan hidráulicamente una de cada y de posición normal contraria, conectando hidráulicamente al aliviadero de la segunda etapa las

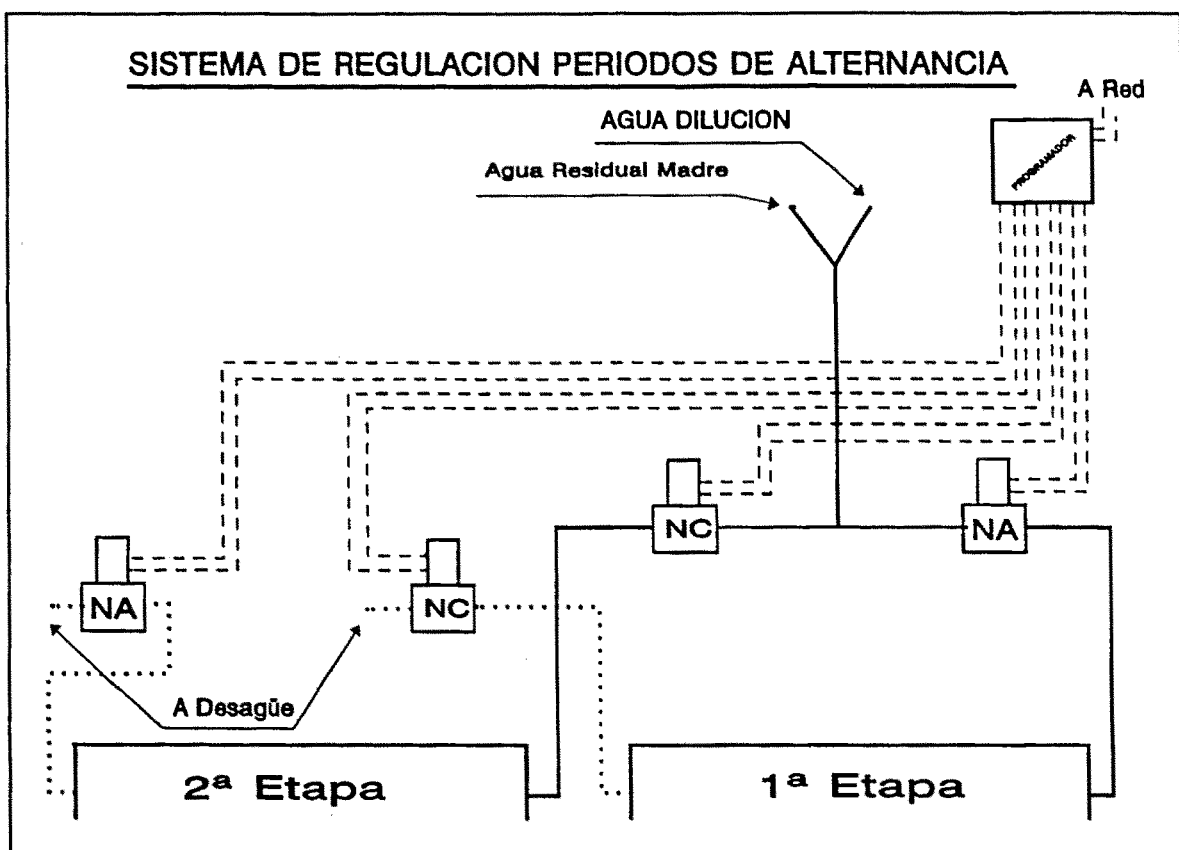


Figura 4-8.

otras dos. De esta forma cuando las electroválvulas no están energizadas si el agua residual llega por el distribuidor de la primera etapa, porque se lo permite el tipo de electroválvula elegido, la conectada con él al sistema de evacuación estará cerrada no permitiendo que el agua salga sin atravesar la planta, sucediendo al contrario en el aliviadero de la segunda etapa. Asimismo, pero de forma contraria sucede cuando las válvulas están energizadas, haciendo que el agua circule en sentido contrario a través de la planta, llegando en este período el agua por la segunda etapa y saliendo por la primera.

La duración de estos períodos de energización y desenergización, que en definitiva corresponden a los períodos de cambio en la dirección del flujo en un sentido o en el contrario se lleva a cabo con el programador, fijando así los períodos de alternancia.

4.2.3.- Sistema de regulación de velocidad de giro de los discos.

El sistema está formado por una fuente de alimentación de corriente continua, modelo TES-6100 de 0-30v y 0-3A fabricada por TES ELECTRICAL ELECTRONIC CORPORATION, conectada a la red de corriente alterna 220v 50Hz, que alimenta a un motor-reductor CROUZET, compuesto por un motor de corriente continua de 12v modelo 82709-4 acoplado a un reductor R-400 cuyo conjunto suministra al eje las condiciones de par y revoluciones de la figura 4-9 y que fué fabricado por Crouzet S.A. en Barcelona (España).

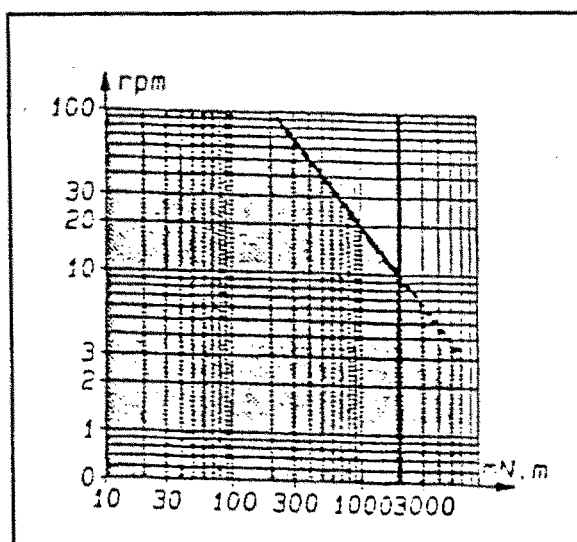


Figura 4-9.

Este conjunto motor-reductor va dispuesto sobre soportes de metacrilato de 4 mm de espesor, con anclajes dispuestos de tal forma que permitan su perfecta alineación con el sistema de ejes de las plantas, acoplándose al mismo en uno de sus extremos por

medio de un acoplamiento flexible (Figura 4-10)

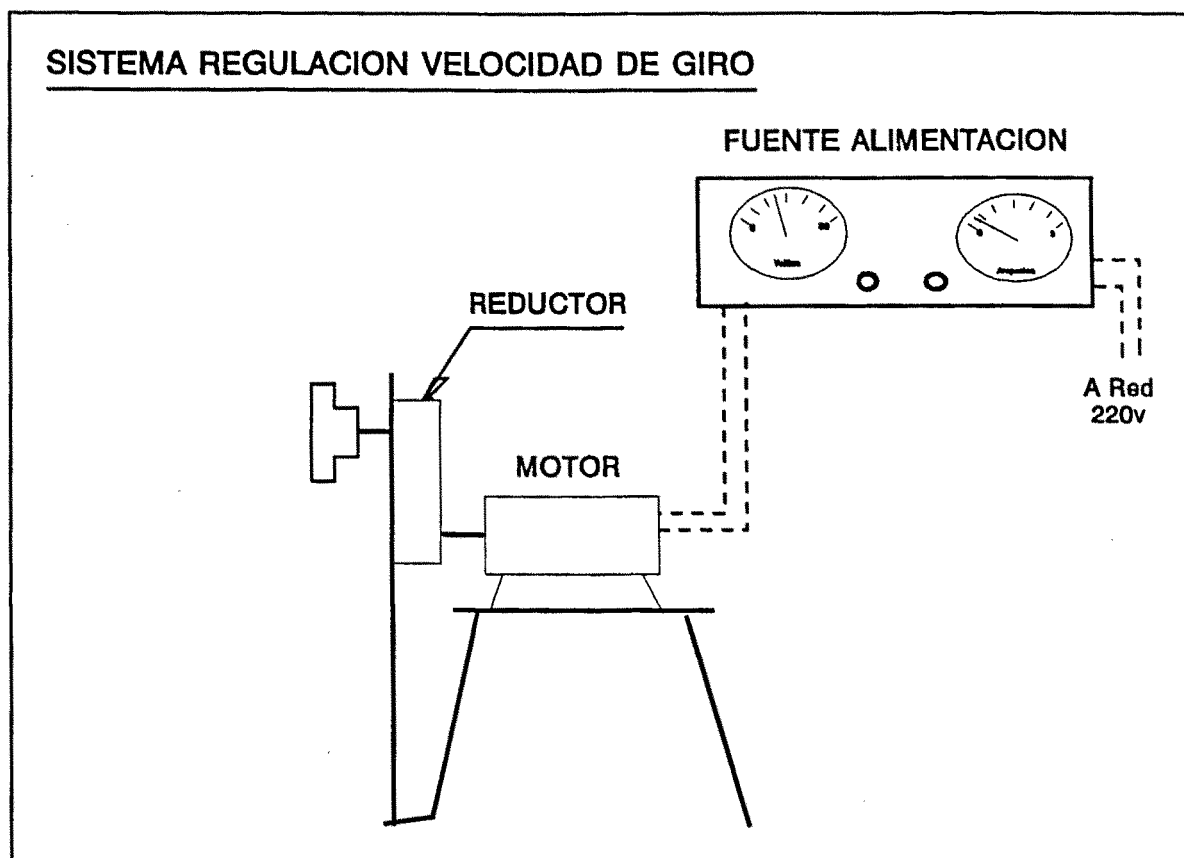


Figura 4-10.

4.2.4.- Agua Residual.

A la hora de la elección del agua residual a usar, se valoraron las ventajas y los inconvenientes que ofrecía el uso de un agua residual real frente a un agua residual artificial.

Se observa que el uso del agua residual real ofrece la ventaja del funcionamiento de la planta en unas condiciones más próximas a las reales de campo. Sin embargo, ofrece el inconveniente de su difícil control debido a que durante su captación ofrece una variabilidad de la concentración de substrato, de los componentes solutos, de los sólidos en suspensión, del caudal y de los microorganismos presentes en el agua. Esto hace que el estudio del comportamiento de la planta se tenga que hacer de una forma global, dificultando el poder profundizar en algunos aspectos específicos de gran interés y alcanzar las condiciones específicas de cada experimento.

Usando agua residual artificial tenemos como ventaja el que ésta es un agua plenamente controlada, de la que conocemos en todo momento su composición y estado, con la que podremos analizar fielmente la evolución de cada una de las variables del proceso y acondicionar el afluente a las exigencias marcadas por cada experimento. Tiene como inconveniente el que hay que fabricarla y que se aleja más que el agua real de las condiciones

de campo.

Para este caso se optó por el agua residual artificial, y dentro de ella por la diseñada por Amieva (1.988). Su composición está formada por:

- Una fuente de Carbono.
- Una fuente de Nitrógeno.
- Una aporte de Fósforo.
- Un aporte de Oligoelementos.

Como fuente de carbono se usa la glucosa ($C_6H_{12}O_6$) por su fácil manipulación, disolución en agua y análisis.

Como fuente de nitrógeno se usa cloruro amónico (NH_4Cl) por la facilidad de manipulación en laboratorio y su precio.

Como aporte de fósforo se usan las sales fosfato hidrógeno sódico (Na_2HPO_4) y fosfato dihidrógeno potásico (KH_2PO_4), el primero se encuentra comercialmente hidratado como fosfato hidrógeno sódico dodecahidratado ($Na_2HPO_4 \cdot 12H_2O$).

Como aporte de oligoelementos se usan sulfato magnésico heptahidratado ($SO_4Mg \cdot 7H_2O$), sulfato manganeso monohidratado ($SO_4Mn \cdot H_2O$), cloruro cálcico (Cl_2Ca) y cloruro férrico hexahidratado ($Cl_3Fe \cdot 6H_2O$).

4.2.4.1.-Composición.

Su composición primera fué la siguiente:

- Fuente de carbono.....100 mg/l de $C_6H_{12}O_6$
- Fuente de nitrógeno.....31,5 mg/l de (NH_4Cl) .
- Fuente de fósforo.....11,2 mg/l de $Na_2HPO_4 \cdot 12H_2O$
8,4 mg/l de KH_2PO_4
- Oligoelementos.....12,5 mg/l de $SO_4Mg \cdot 7H_2O$
1,25 mg/l de $SO_4Mn \cdot H_2O$
0,75 mg/l de Cl_2Ca
0,075 mg/l de $Cl_3Fe \cdot 6H_2O$

4.2.4.2.-Preparación del agua residual.

Con objeto de no tener que preparar diariamente los 55 litros de agua residual necesarios con sus correspondientes diferentes concentraciones y dado que la relación carbono/nitrógeno va a ser la misma en todo el plan experimental, se prepara un agua 50 veces más concentrada que la primera manteniendo entre los diferentes componentes las mismas proporciones que ésta, y que en lo sucesivo llamaremos agua residual madre. Diluyendo ésta con agua de la red municipal debidamente declorada, cuyo aporte de nutrientes es despreciable, y en las proporciones deseadas obtendremos todas las

concentraciones de substrato necesarias utilizando un único agua residual.

4.2.4.3.-Almacenaje.

Al juntar todos los componentes del agua residual se crea un buen caldo de cultivo. Para dificultar el desarrollo de microorganismos dentro de esta solución se guarda el agua residual madre en una nevera a 4°C. Pero, al bajar la temperatura la solubilidad de las sales del agua residual disminuirá. Estudios termodinámicos ofrecen que la solubilidad de estas sales no disminuye tanto como para dar precipitados a la temperatura de la nevera con la excepción del Hidróxido Férrico.

4.2.5.- Sistema de suministro de agua residual a las plantas.

El sistema de suministro de agua residual a las plantas esta formado por dos tanques, una bomba peristáltica de dos cabezas, dos bombas de membranas, dos mezcladores y la red de distribución necesaria.

Un tanque es de agua residual madre con una capacidad de 40 litros (Figura 4-11). Este tanque lleva en su interior un agitador que gira a 28 rpm, movido por un motor-reductor con una reducción de 49:1 que proporciona un par de 20 libras por pulgada y un motor asíncrono de 110v 0,3A alimentado de la red a través de un transformador 220v/110v fabricado por WYNSTRUMENTS CO. LTD.. Tiene como objeto mantener homogénea el agua residual y evitar posibles precipitados. Se sitúa en el interior de un frigorífico que mantiene su temperatura a 4°C. El otro tanque (Figura 4-12) contiene agua de dilución de la red municipal de aguas de Santander (España) previamente declorada, y analizada periódicamente para comprobar que no tiene ningún elemento contaminante, de capacidad 200 litros.

La bomba peristáltica es de la marca EYELA del tipo MP-3 y fabricada por TOKYO RIKAKIKAI Co. Ltd., que dió un caudal máximo en las pruebas de calibración de 163 ml/h. Es la encargada de suministrar y dosificar el agua residual madre. Aspira del tanque

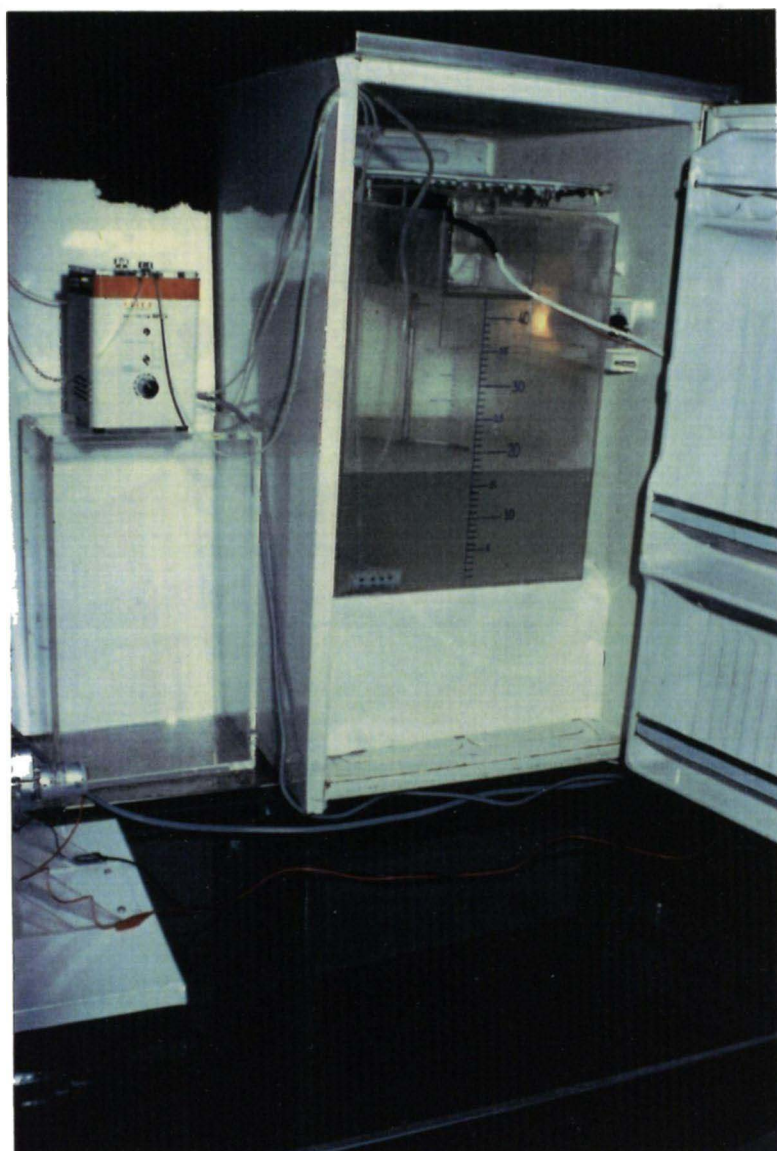


Figura 4-11.

de agua residual madre situado en la nevera y lo envía a los mezcladores.

Las bombas de membrana son bombas Leroy Sommer cuyo caudal máximo en las pruebas de calibración fué de 9,6 l/h, tienen como

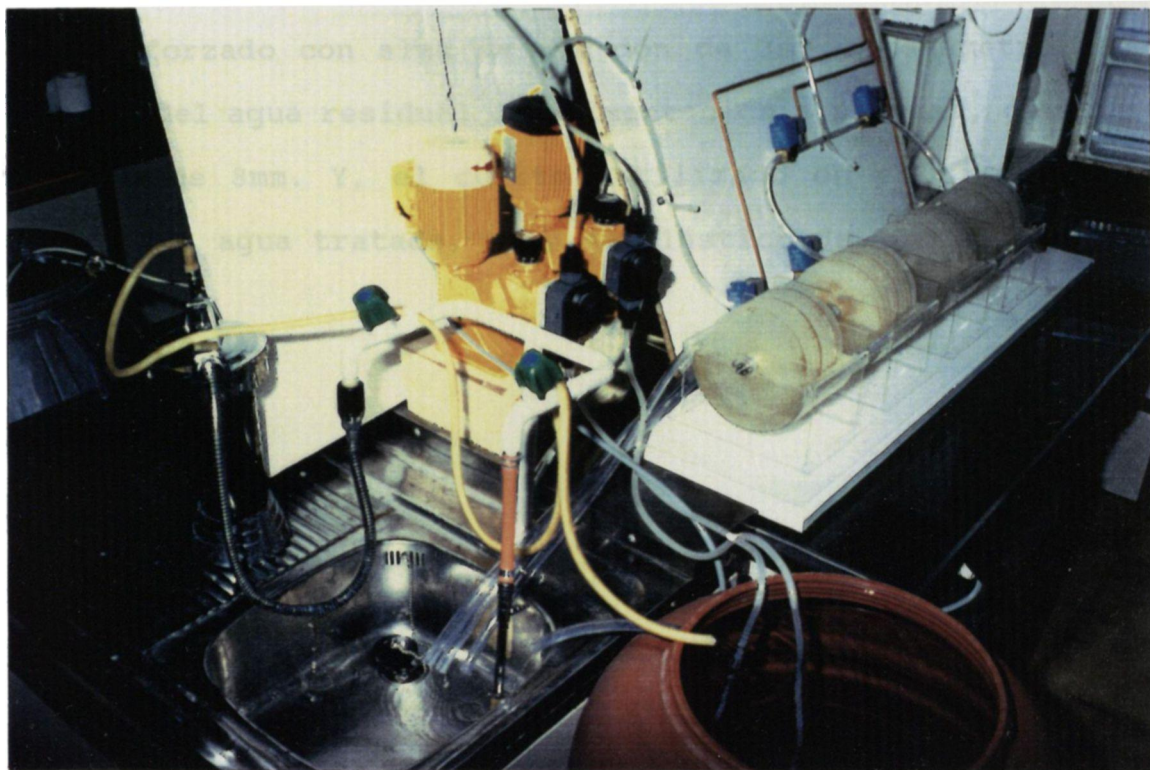


Figura 4-12.

misión suministrar y dosificar el agua de dilución. Aspiran del tanque de agua de dilución y lo envían cada una al mezclador de agua de alimentación de la planta respectiva.

El mezclador tiene como objeto homogenizar el agua residual que se envía a la planta procedente de los anteriores sistemas.

La red de tuberías está dispuesta por cuatro tipos de tubos. El primero, utilizado en el sistema del agua residual madre, está compuesto por tubería de silicona de 0,3mm de diámetro. El

segundo, usado en el sistema del agua de dilución, es tubo de plástico reforzado con alma de algodón de 3mm de diámetro. El tercero, el del agua residual de alimentación a plantas, de tubo de plástico de 8mm. Y, el cuarto, utilizado en el sistema de evacuación del agua tratada, tubo de plástico de 10mm.

4.3.- PLAN EXPERIMENTAL.

4.3.1.- Introducción.

El plan experimental está compuesto por los siguientes apartados:

1.- Fase experimental previa.

- a) Calibración y puesta a punto de los diferentes accesorios de la planta.
- b) Caracterización física de la planta piloto.
- c) Siembra inicial.
- d) Período de adaptación y estabilización.

2.- Diseño de los experimentos.

3.- Medida de parámetros y variables del proceso.

4.- Metodología analítica de resultados.

4.3.2.- FASE EXPERIMENTAL PREVIA.

4.3.2.1.- Calibración y puesta a punto de los diferentes accesorios de la planta.

En primer lugar se aforó el tanque de agua residual madre, con agua de la red municipal fijando a sus paredes de metracrilato transparente la escala resultante.

En segundo lugar se probó el motor tractor, habiendo llenado previamente la planta con agua, ofreciendo con el par resistente generado por la línea de ejes y discos toda la gama de revoluciones de las especificaciones ofrecidas por el fabricante, con consumos relativamente bajos de tan sólo 0,3 amperios a 12 voltios.

En tercer lugar se programó el sistema de regulación de los períodos de alternancia, chequeando al mismo tiempo el correcto funcionamiento de la parte hidráulica de las electroválvulas, siendo el resultado satisfactorio.

En cuarto lugar se calibró la bomba peristáltica obteniéndose para cada posición del regulador de velocidad de las cabezas impulsoras los caudales de la tabla 4-1

Tabla 4-1.-BOMBA PERISTALTICA	
POSICION DEL REGULADOR	CAUDAL (ml/h)
1	9,6
2	21,3
3	39
4	60,15
5	84,2
6	103,9
7	115,7
8	142
9	162,3

En quinto lugar se calibraron las bombas de membranas resultando para las diferentes posiciones del regulador de impulsos la tabla 4-2

Tabla 4-2. BOMBAS DE MEMBRANA.		
POSICION REGULADOR (%)	BOMBA P. CONTROL (l/h)	BOMBA P. ALTERNA (l/h)
3	1,8	1,9
6	2,67	2,78
8	2,7	3,1
10	2,98	3,5
12	3,7	3,86
14	4,07	4,4
50	8,45	8,58
100	9,67	10,8

En sexto lugar se aforaron las diferentes vasijas correspondientes a las etapas de ambas plantas resultando todas ellas con la capacidad especificada en el diseño.

Y, por último se probó la estanqueidad de todos los circuitos y tanques resultando asimismo satisfactorio.

4.3.2.b.- Caracterización física de la planta.

4.3.2.a.- Tipo de flujo.

Por el diseño utilizado en las vasijas, se comprobará que el caso de esta planta piloto sigue una ley de flujo de reactores de mezcla completa en serie.

Para el tratamiento de aguas residuales, el uso de reactores de mezcla completa en serie puede tener ciertas ventajas, con respecto a otro tipo de reactores, al existir en todo momento un mejor contacto entre el agua residual contenido en la vasija y la biomasa.

Si se introduce en un tiempo muy corto un volumen pequeño de trazador (pulso), en la primera vasija de una serie de vasijas todas ellas iguales, de tal manera que la concentración del trazador sea C_0 , el volumen de todos los reactores sea V y el de una etapa V/n , la expresión general de la concentración del efluente procedente del reactor i -ésimo (C_i) es:

$$C_i = C_0 / (i-1)! (n\alpha)^{i-1} e^{-n\alpha}$$

donde:

$$\alpha = t/t_0$$

y $t_0 = V/Q$ (Tiempo de retención hidráulico).

Para comprobar que el tipo de flujo de cada una de las plantas de dos etapas es de mezcla completa, se procede del siguiente modo: En primer lugar se llenan las dos vasijas con agua desionizada, conductividad $4 \mu\text{Siemens/cm}$, temperatura 20°C ; en segundo lugar se alimenta la planta con el sistema de agua de dilución aspirando agua desionizada fijando su caudal en 55 l/d ; en tercer lugar se regula el sistema de regulación de la velocidad de giro de los discos para que éstos giren a 15 RPM ; en cuarto lugar se añade a la primera vasija un pulso (220 ml de solución de ClK cuya conductividad fué de $4000 \mu\text{Siemens/cm}$) y por último se mide la conductividad en ambas vasijas en intervalos de tiempo (la conductividad eléctrica está directamente relacionada con la concentración salina).

Así resultará

$$C_0 \text{ (teórico)} = 4000 \mu\text{S/cm} (220\text{ml}/1785,7 \text{ ml vasija}) = 512 \mu\text{S/cm}$$

$$t_0 = V/Q = 3437,5 / (55000/86400) = 5400 \text{ segundos.}$$

$$n = 2 \text{ vasijas}$$

quedando la ecuación para las dos vasijas en serie

$$\text{Primera etapa: } C_1 = 512 \cdot e^{-t/2700}$$

$$\text{Segunda etapa: } C_2 = 0,189 \cdot t \cdot e^{-t/2700}$$

La figura 4-13 muestra los valores obtenidos en el ensayo

de cuya observación se deduce que el ajuste entre las curvas teóricas y los datos obtenidos es satisfactorio en general, pudiendo deberse los desajustes observados a la gran duración del ensayo que hace que el agua de las vasiijas se evapore en parte. Por ello podemos decir que el comportamiento de las dos etapas de la planta se acerca, en gran medida, a la de dos reactores de mezcla completa en serie.

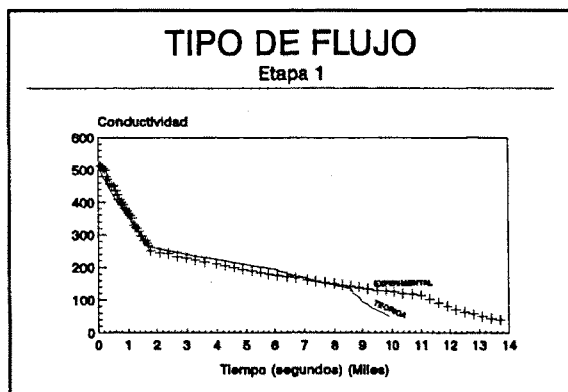


Figura 4-13a

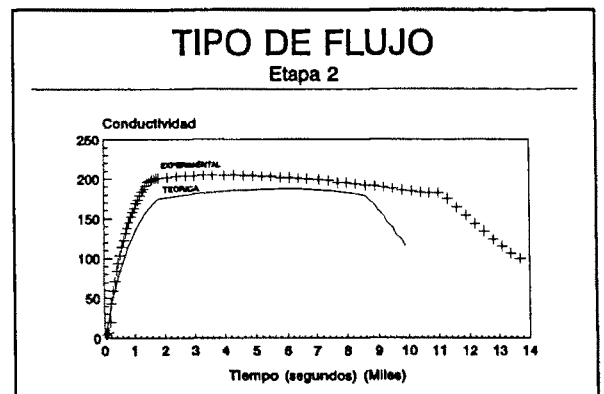


Figura 4-13b.

4.3.2.2.b.- Capacidad de oxigenación de la planta

La transferencia de oxígeno es indispensable para el buen funcionamiento de procesos aerobios, como es el caso de los RBCs. El modo de suministrar aire a las vasijas de un reactor RBC es mediante el giro de los discos. Consiguiendo que los microorganismos tomen oxígeno, tanto al salir al aire, como disuelto en el agua residual dentro de la vasija.

La teoría más utilizada, para explicar la transferencia de gases en líquidos, es la de doble capa (Lewis & Whitman, 1924). Esta teoría se basa en la existencia de dos capas en la interfase gas -líquido. Estas capas presentan resistencia al paso de las moléculas de gas de una fase a otra. La resistencia más difícil de vencer es la que opone la capa líquida (polar) a los gases apolares, poco solubles, como es el caso del oxígeno en el agua.

En los sistemas de tratamiento de aguas residuales, la velocidad de transferencia de masa de los gases es directamente proporcional a la diferencia entre la concentración existente (C) y la de saturación del gas disuelto (Cs) (Treybal, 1968), que en forma de ecuación resulta:

$$dm/dt = V (dC/dt) = K_g A (C_s - C)$$

donde:

$$dm/dt = \text{velocidad de transferencia de masa de gas}$$

K_g = coeficiente de difusión

A = área de difusión

Sustituyendo el término $K_g (A/V)$ por Kla quedará:

$$dC/dt = Kla (C_s - C)$$

que reordenando e integrando entre los límites t_0 y t resulta:

$$\ln(C_s - C) - \ln(C_s - C_0) = Kla (t - t_0)$$

ecuación que es utilizada para la representación gráfica de los resultados experimentales.

Para evaluar la cantidad de oxígeno transferido a una de las etapas del reactor a lo largo del tiempo, se estableció el siguiente programa: En primer lugar se obtuvo suficiente agua desionizada y anóxica para llenar la vasija, 1719,4 ml; en segundo lugar se llevó el motor tractor a las revoluciones necesarias para que los discos girasen a las revoluciones del ensayo, 10, 17, 26, 30, 38, 44; medir la temperatura del agua en todos los ensayos, 21 grados centígrados; graduar el electrodo para la determinación del oxígeno disuelto y por último medir la concentración de oxígeno disuelto en el agua de la vasija en función del tiempo.

Los resultados obtenidos indican

a) Que la oxigenación es proporcional a la velocidad angular y con tendencia asintótica hacia C_s .

b) Que se cumple, para cualquiera de las velocidades

ENSAYO DE OXIGENACION

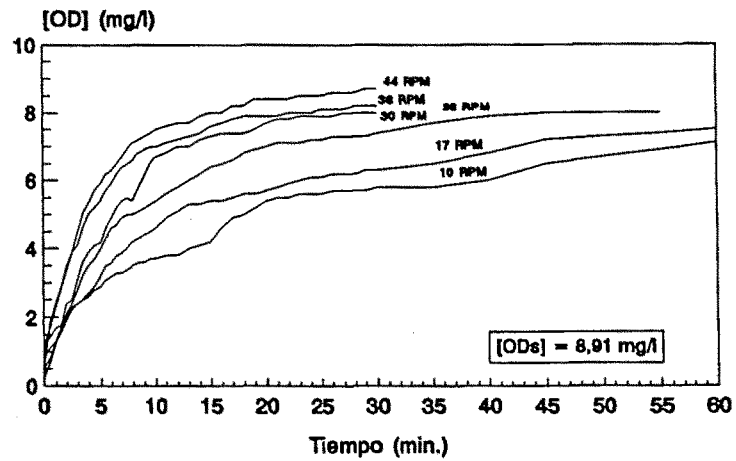


Figura 4-14

ENSAYO DE OXIGENACION

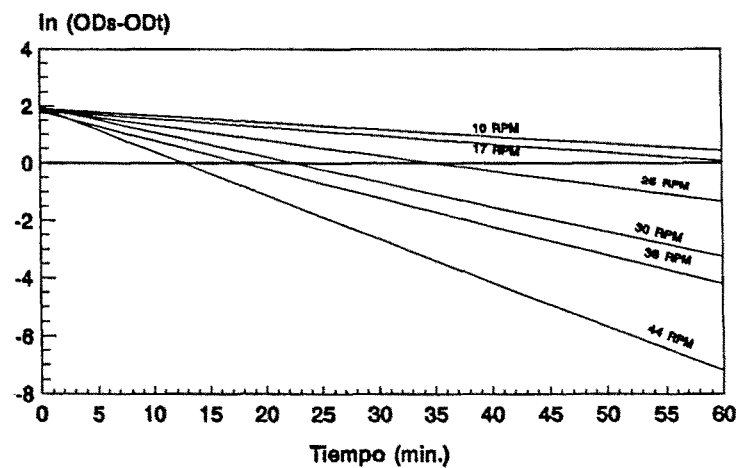


Figura 4-15

del ensayo, la ecuación $\ln(C_s - C) - \ln(C_s - C_0) = K_L a (t - t_0)$

c) Que conocido $K_L a$ se puede calcular ORT según

$ORT = K_L a \cdot V \cdot (C_s - C)$ cuyos valores son los de la tabla 4-3

TABLA 4-3.- OXIGENACION			
N (rpm)	$K_L a$ (1/d)	r	ORT (g O ₂ /d)
10	34.56	0,972	0.924608
17	41.76	0,963	1.175197
26	76.32	0,973	2.227224
30	123.84	0,976	3.742903
38	144	0,972	4.152341
44	218.88	0,986	5.931801

d) Que de la relación $K_L a$ con el régimen de los discos (figura 4-16) resulta una recta (Friedman, 1979) cuya ecuación es:

$$\ln K_L a(1/d) = 0,41 + 1,26 \ln N(rpm)$$

con un coeficiente de correlación $r = 0,9062$

e) Que relacionando $K_L a$ con el número de Froude (Fr) se obtiene una evolución del tipo $K_L a = \alpha(Fr)^n$ (Friedman 1979) (Figura 4-17), que resulta $K_L a(1/d) = 614,85 (Fr)^{1,266}$

ENSAYO OXIGENACION

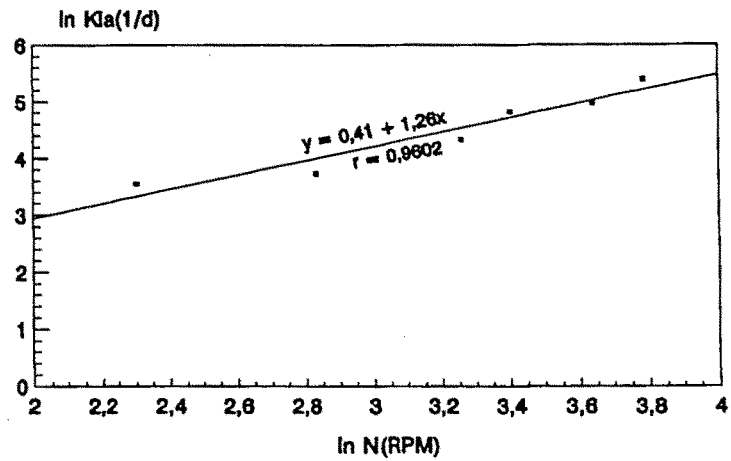


Figura 4-16.

ENSAYO OXIGENACION

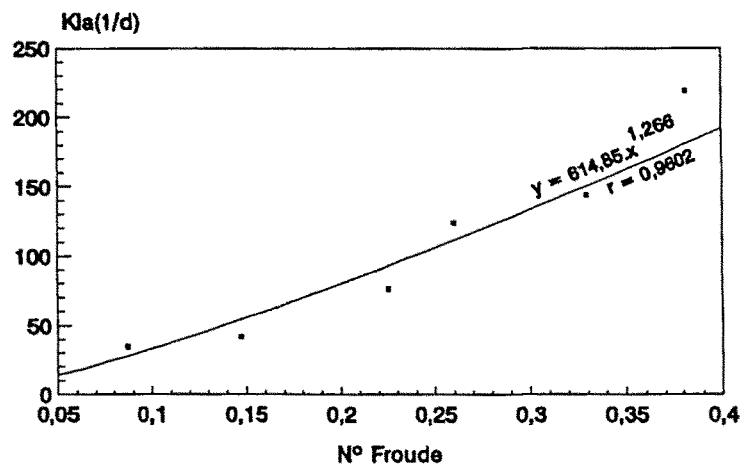


Figura 4-17.

4.3.2.3.- Siembra inicial.

Para la colonización inicial de la planta se usó agua residual urbana tomada en el día, del colector de entrada a la estación de bombeo de Las Llamas en Santander (España).

Se llevó a cabo, en primer lugar arrancando la planta piloto y llevando los discos al régimen de trabajo de la investigación; en segundo lugar se llenaron las vasijas de las diferentes etapas con agua residual con alta concentración de sustrato, en este caso se utilizó el agua residual madre, y se alimentó a la planta piloto con un caudal de 5 l/d de la mencionada agua madre y por último se suministró a las primeras etapas de ambos reactores agua de siembra del día por medio de unos dispositivos de goteo continuo que suministraban a cada uno de los reactores un caudal aproximado de 2,5 l/d.

Durante este proceso no se puso en marcha el sistema de regulación de los períodos de alternancia.

Transcurridas 24 horas se comienza a notar algunas zonas de los discos de las primeras etapas colonizadas. No obstante no se alcanza una total colonización hasta transcurridas 48 horas.

4.3.2.4.-Período de adaptación y estabilización

Después de las 48 horas de iniciado el período de siembra se retira el dispositivo dosificador de agua residual real usado como inóculo y se dispone la planta para alimentarse con agua residual producida con mezcla del agua residual madre y agua de dilución. Se disponen ambos sistemas para que cada planta sea alimentada con un caudal de 55 l/d y una concentración que en el primer día fue de 300 mg DQO/l y los siguientes de 150 mgDQO/l. En la planta con alternancia en la alimentación se programa el sistema para que los períodos de alternancia sean de 24 horas y se pone en marcha.

El primer día se alcanzaron niveles de eliminación del orden del 70% en ambas plantas. El segundo día se alcanzaron niveles del 64% de reducción. Los siguientes días el nivel fue aumentando hasta alcanzar en el sexto día niveles de depuración superiores la 90% en ambas plantas, dando entonces por finalizado el período de adaptación y estabilización.

4.3.3.-Diseño de los experimentos.

Para alcanzar los objetivos propuestos es necesario obtener un gran número de resultados que nos permitan determinar variables y parámetros de funcionamiento del proceso para su análisis posterior.

Con este fin se ha diseñado un plan experimental (figura 4-17) teniendo en cuenta el trabajo desarrollado por Bandy y Scholze (1983).

Así, se establece la duración de los períodos de alternancia, partiendo del menor valor utilizado por ellos (24 horas) dividiendo dos veces por dos, es decir, (24,12 y 6 horas). Las condiciones del afluente se establecen aquellas que permitan una mayor aproximación a las condiciones reales en aguas municipales. Para ello se parte de una carga orgánica igual a la menor utilizada por ellos y se adoptan tres tipos con un valor doble y triple de la inicial. Asimismo, se adoptaron tres tipos de carga de nitrógeno manteniendo en todos ellos la misma relación carbono/nitrógeno, para de este modo analizar con la misma proporción de nutrientes la incidencia de los tipos de carga y de los diferentes períodos de alternancia. Las demás variables fundamentales del proceso se mantienen constantes durante toda la investigación. Así, se establece un tiempo de retención hidráulico de 90 minutos que nos lleva a un caudal de 55 l/d y

una carga hidráulica de 0,077 m/d; el número de revoluciones por minuto se establece en 13 r.p.m., que dadas las dimensiones del disco resulta una velocidad periférica de valor dentro del rango establecido por la bibliografía como más deseable, pudiendo constatarse por la capacidad de oxigenación de la planta a este régimen.

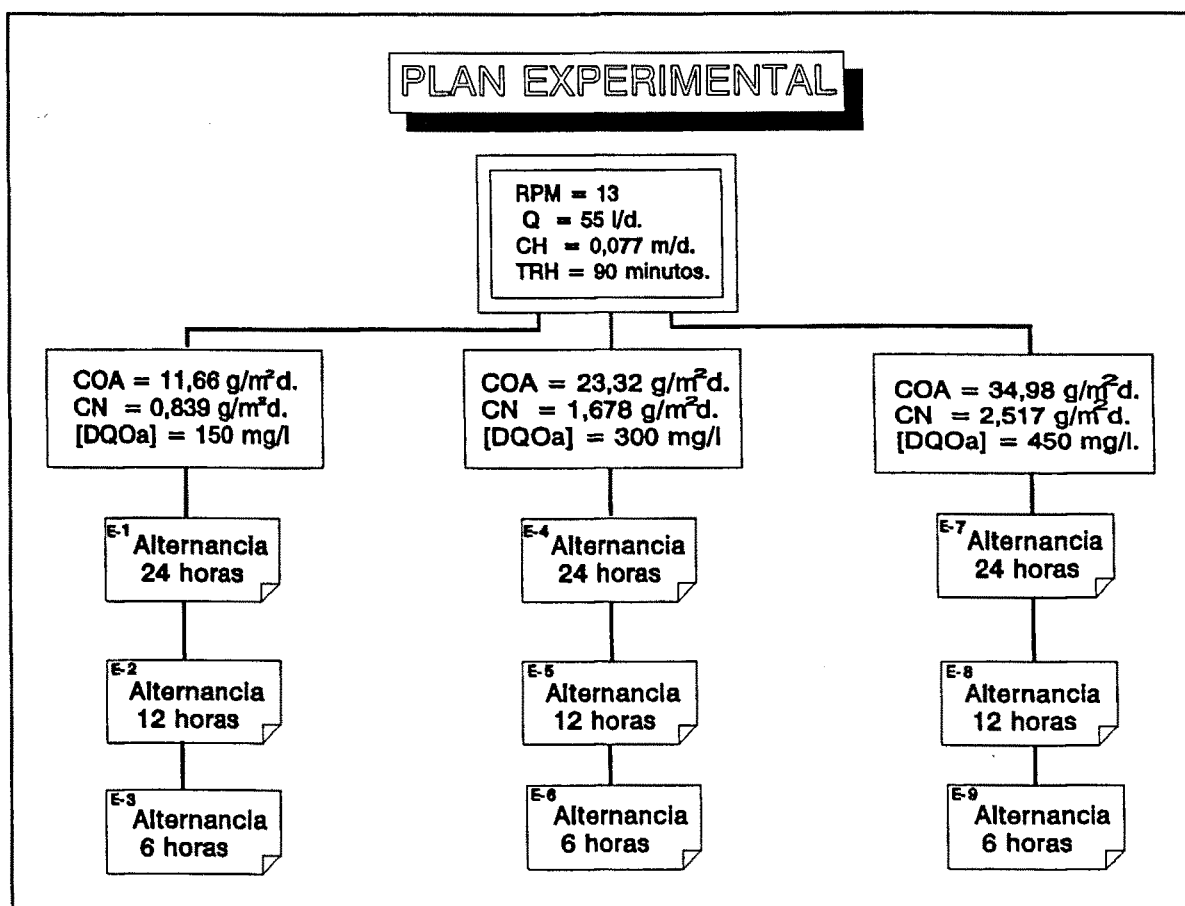


Figura 4-17

Los períodos de tiempo dados a cada experimento fueron los siguientes:

Experimento 1: Del 6 de Agosto al 17 de Agosto de 1.991

Experimento 2: Del 17 de Agosto al 28 de Agosto de 1.991

Experimento 3: Del 28 de Agosto al 6 de Septiembre 1.991

Experimento 4: Del 6 de Septiembre al 2 de Octubre 1.991

Experimento 5: Del 2 de Octubre al 18 de Octubre de 1.991

Experimento 6: Del 18 de Octubre al 1 de Noviembre 1.991

Experimento 7: Del 1 de Noviembre al 10 de Noviembre 1991

Experimento 8: Del 10 de Noviembre al 21 de Noviembre

Experimento 9: Del 21 de Noviembre al 2 de Diciembre 1991

4.3.4.- Medida de parámetros y variables del proceso.

La metodología empleada en la medición de variables ha tenido como fin obtener la máxima fiabilidad de los resultados para lo que se procedió a una buena, representativa y frecuente toma de muestras.

4.3.4.1.- Plan de muestreo.

Para establecer el plan de muestreo se divide el conjunto en tres grandes grupos: el agua, la biomasa y los parámetros de control.

- Agua.

Se establece una frecuencia de muestreo inicial de 24 horas en el primer experimento pasando a 12 horas en los restantes.

Se toman ocho muestras de agua, del afluente, primera etapa, segunda etapa y efluente de las dos plantas, planta control y planta con alternancia.

- Biomasa.

Se establece una frecuencia de muestreo cada 48 horas en todos los experimentos.

Se toman muestras de biopelícula adherida con los

elementos dispuestos a tal fin en los discos especialmente diseñados, tomándola secuencialmente cada vez de un disco diferente y de diferente posición. Asimismo se muestrean los efluentes para determinar los sólidos suspendidos totales.

- Parámetros de control.

Se realiza periódicamente, cada 12 horas, un control de los parámetros de funcionamiento de las plantas necesarios para el chequeo de la correcta operación de las mismas.

Se controlan la velocidad de los discos, los caudales correspondientes al sistema de suministro de agua residual madre y de agua de dilución, la temperatura y homogeneidad de la solución madre.

4.3.4.2.- Análisis de muestras.

Las técnicas utilizadas las podemos dividir en dos grandes grupos, aquellas realizadas con instrumentos de medida y las realizadas con técnicas analíticas.

Los análisis realizados con instrumentos de medida son los siguientes:

Con electrodo selectivo:

pH.- aparato pH-METER CG 818 SCHOTT GERATE

Oxígeno disuelto y temperatura.- aparato
OXI 96 WTW.

Conductividad.- aparato CRISON CONDUCTIMETER 522

Nitratos (NO_3).- electrodo INGOLD y aparato de
medida CRISON MICRAPH 2001.

Con aparato específico de medida:

C.O.T. (Carbono Orgánico Total).- aparato MODEL
700 TOC ANALIZER O.I. CORPORATION.

Los análisis realizados con técnicas analíticas fueron:

- Materia orgánica carbonácea:

D.Q.O. (Demanda química de oxígeno). Método de oxidación con dicromato potásico en medio ácido y valoración volumétrica por retroceso con FAS (sal de Mohr) (Standard Methods, 5220-B).

- Ciclo del nitrógeno:

N-NH₄⁺ (Nitrógeno amoniacal). Método colorimétrico del azul de indofenol (J. Rodier, pag 138).

N-NO₂ (Nitrógeno de nitritos). Método colorimétrico de la sulfanilamida/Nitroprusiato (Standard Methods, 4500-NO₂-B).
Aparato COLORIMETRO SPECTRONIC 20 de MILTON ROY COMPANY.

- Biomasa:

En el efluente:

SST (Sólidos suspendidos totales). Técnica gravimétrica con filtración previa (J. Rodier, pag 506).

En la biopelícula adherida:

SSB (Sólidos totales en la biopelícula) Concentración de sólidos en la biopelícula. Técnica gravimétrica con secado de la biopelícula a 105 grados centígrados hasta peso constante.

SSV (Sólidos volátiles en la biopelícula). (J. Rodier, pag 506)

Espesor de la biopelícula adherida. Técnica de microscopia óptica (Trulear y Characklis (1982) (Figura

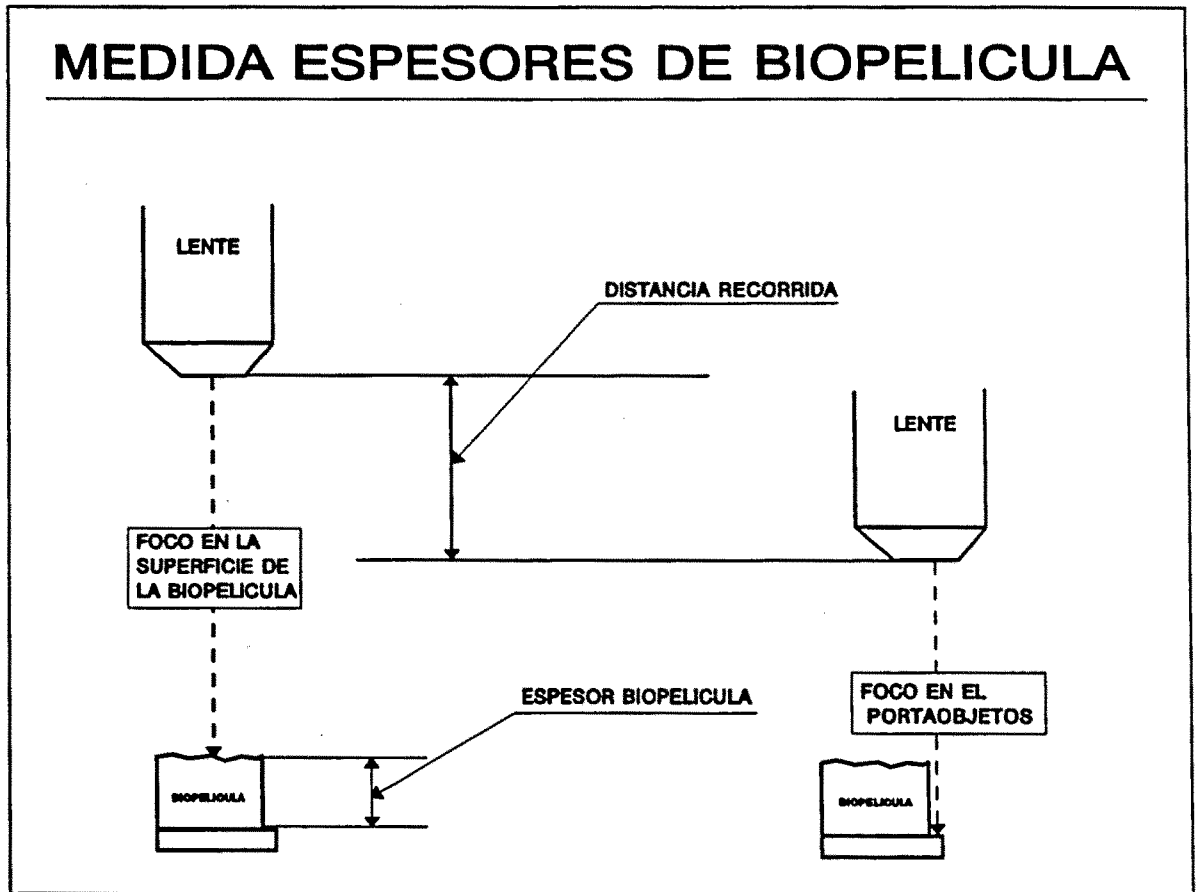


Figura 4-18.

Para la aplicación de esta técnica sin perder biomasa se utilizan los elementos portabiopelícula extraíbles de los discos especialmente dispuestos (Figura 4- 19), que una vez realizada la medición vuelven a integrarse en el disco con la misma biopelícula adherida. Para evitar que haya arrastres de biopelícula en la extracción previamente, con una cuchilla, se corta ésta usando las canales de ajuste del elemento portabiopelícula como guía.

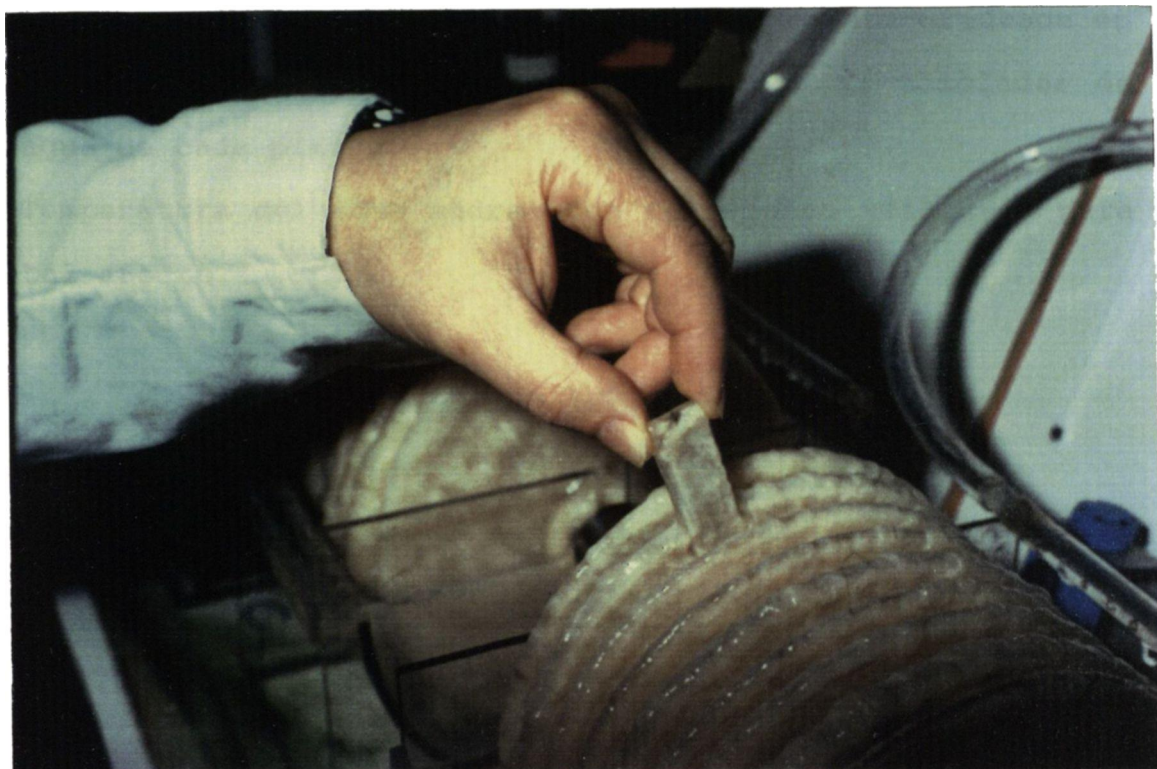


Figura 4-19.

La caracterización de la biopelícula, excepto la medida de espesores, se llevó a cabo en el último experimento, utilizando la biomasa adherida en las dos caras de un disco de cada etapa de las plantas y aplicando las técnicas antes descritas.

-Parámetros de control

Revoluciones de los discos. Se realiza midiendo el número de revoluciones que dan en un minuto con un cronómetro.

Figura 4-19

Caudales del agua de dilución y del agua residual madre. Se

llevan a cabo mediante un cronómetro y probeta graduada en los puntos de entrada de ambos circuitos al mezclador de agua de cada planta.

Temperatura del agua madre. Con termómetro utilizado para tal efecto.

4.3.5.- Metodología analítica de resultados.

La comparación de los resultados de las plantas ensayadas, se realizó utilizando la distribución t de Student con los datos obtenidos de cada variable en cada planta, experimento y punto de muestreo.

Se llevó a cabo en dos ensayos, uno unilateral para probar si una muestra es mayor que otra y otro bilateral para ver si ambas son diferentes entre si, para de este modo con la resolución de ambas tomar una decisión en cada caso.

Se calcula la t con la formula:

$$t = \frac{Xm_1 - Xm_2}{\Omega \sqrt{\frac{1}{N_1} + \frac{1}{N_2}}}$$

donde:

$$\Omega = \sqrt{\frac{N_1\sigma_1^2 + N_2\sigma_2^2}{N_1 + N_2 - 2}}$$

y

$$n = N_1 + N_2 - 2$$

siendo

X_m = media de la muestra

σ = desviación típica de la muestra

N = número de datos de la muestra

n = grados de libertad del ensayo.

La regla de decisión fue:

Con el primer ensayo se estableció que, el valor medio de la variable de la muestra (1) es mayor que el de la (2) con una probabilidad de error del 5%, es decir con un nivel de significación (N.S.) de 0,05, si $t > t_{0,95}$ y con un N.S. de 0,01, si $t > t_{0,99}$ siendo posiblemente mayor si $t_{0,95} < t < t_{0,99}$ y no siendo mayor si $t < t_{0,95}$ para n grados de libertad.

Con el segundo ensayo se estableció que, el valor medio de la variable de la muestra (1) es igual que el de la (2) con un nivel de significación de 0,05, si t está dentro del rango entre $-t_{0,975}$ y $t_{0,975}$ y con un N.S. de 0,01, si t está dentro del rango entre $-t_{0,995}$ y $t_{0,995}$, siendo posiblemente igual si t está dentro del rango $-t_{0,975}$ y $t_{0,975}$ y fuera del rango $-t_{0,995}$ y $t_{0,995}$ y no siendo igual si t esta fuera del rango $-t_{0,975}$ y $t_{0,975}$ para n grados de libertad.

Los distintos valores de la t se encuentran en las tablas del Anexol

5.- RESULTADOS.

5.- RESULTADOS.

5.1.- DESCRIPCION DE RESULTADOS.

En todos los experimentos se mantuvieron constantes:

EL NUMERO DE REVOLUCIONES DE LOS DISCOS (13 RPM).

EL CAUDAL DE AGUA AFLUENTE ($Q = 55 \text{ l/d.}$)

LA RELACION C/N, expresado en DQO y N-NH_4^+ (13.88)

Por ello, conocidas las características de la planta, es común en toda la experimentación:

LA CARGA HIDRAULICA ($\text{CH} = 0.077 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$)

EL TIEMPO DE RETENCION HIDRAULICA ($\text{TRH} = 90 \text{ minutos}$)

Durante cada experimento se mantuvieron constantes:

LA MATERIA ORGANICA CARBONACEA AFLUENTE ($\text{So} = \text{mg DQO/l}$)

EL NITROGENO AMONIAL AFUENTE ($\text{mg N-NH}_4^+/\text{l}$)

Por lo que en cada experimento fueron constantes

LA CARGA ORGANICA AFLUENTE, expresada en $\text{gDQO/m}^2.\text{d}$

LA CARGA DE NITROGENO AFLUENTE, expresada en $\text{gN-NH}_4^+/\text{m}^2.\text{d}$

Para cada experimento se tabularon los valores de cada variable obtenidos en las dos plantas (CONTROL Y ALTERNA), tomados en los siguientes puntos:

Afluente, 1ª Etapa y Efluente para

DQO, TOC, N-NH_4^+ , Conductividad y pH

Afluente y efluente para

N-NO_2^- y N-NO_3^- ,

1ª Etapa y 2ª Etapa para

OD y Espesores

Efluente

Sólidos Suspendidos Totales

Agua del Reactor y Ambiente

Temperatura

La finalización de cada experimento se estableció, para los seis primeros, cuando la DQO efluente se mantuvo relativamente constante durante más de 4 días. Para comprobación de la estabilización del proceso, el tercer experimento se prolongó 15 días más. En los tres últimos, se estableció cuando, al colmatarse los discos de la primera etapa de la planta control por exceso de biomasa, se producía en ellos un desprendimiento masivo de biopelícula.

La fiabilidad de los valores de los sólidos suspendidos en el efluente es baja, debido a la poca representatividad de la muestra tomada en este tipo de plantas con caudales tan pequeños y tan poco homogéneos.

Todas estas tablas se encuentran en el Anexo A-1 "Resultados". Igualmente en el Anexo A-2 "Gráficos" se muestran gráficamente la evolución de estos resultados en cada experimento.

Durante la duración de los experimentos 1, 2 y 3 se realizó en ambas plantas un análisis microbiológico de la biopelícula, que dio lugar a una tesina de magister (Fajardo, 1991). Los resultados de la misma se muestran en el Anexo A-3.

5.2.- SINTESIS DE RESULTADOS.

Para el estudio de los resultados se establecieron, de acuerdo con ellos mismos, las siguientes hipótesis:

- 1) Se alcanza el estado estacionario, para el estudio de la materia orgánica carbonácea, a partir de las 72 horas de iniciado el experimento.
- 2) En el estudio del nitrógeno se establecen como datos estables a partir de las 120 horas de iniciado el experimento.
- 3) Los espesores de biopelícula estable se fijan para los tres primeros experimentos en 168 horas, para los tres siguientes en 240 horas y para los tres últimos la última medición.
- 4) Los sólidos suspendidos totales se establecen para los tres primeros experimentos 144 horas, para los tres siguientes 240 horas y para los tres últimos la última medición.

Con los datos de las variables en estado estacionario, se calculan sus valores medios y desviaciones típicas, que una vez tabulados se recogen en las tablas 5-1, 5-2, 5-3, 5-4, 5-5 y 5-6.

Estas tablas se inician con el valor de los parámetros

constantes en cada experimento, régimen de discos, carga hidráulica y carga orgánica, calculadas los dos últimos con las fórmulas:

CARGA HIDRAULICA = Caudal afluyente/Superficie de discos

$$CH = (55 \text{ l/d}) / (0,7074 \text{ m}^2) = 77,75 \text{ l/m}^2.\text{d}$$

CARGA ORGANICA = $(S_0 \cdot Q) / 0,7074$ (g DQO/m².d)

TABLA 5-1 . RESULTADOS

NUMERO EXPERIMENTO	EXPERIMENTO 1		EXPERIMENTO 2		EXPERIMENTO 3	
REGIMEN BIODISCOS	13 RPM		13 RPM		13 RPM	
CARGA HIDRAULICA	77,75 l/m2.d		77,75l/m2.d		77,75 l/m2.d	
CARGA ORGANICA	11,66 g/m2.d		11,66 g/m2.d		11,66g/m2.d	
PERIODO ALTERNANCIA	24 HORAS		12 HORAS		6 HORAS	
PLANTA	Contr.	Alter.	Contr.	Alter.	Contr.	Alter.
DQOa (mg/l)	150.00	150.00	150.00	150.00	150.00	150.00
DQO1 Xm (mg/l)	20.57	21.84	30.25	19.91	31.80	25.44
σ	7.03	12.54	11.98	9.83	8.34	9.60
DQOe Xm (mg/l)	11.78	14.77	14.77	11.17	12.82	10.06
σ	4.23	8.39	12.85	6.67	8.18	9.60
TOCa (mg/l)	45.54	45.54	45.54	45.54	45.54	45.54
TOC1 Xm (mg/l)	11.61	8.87	14.50	11.49	11.93	9.71
σ	4.55	2.86	5.64	3.89	2.12	2.25
TOCe Xm (mg/l)	5.26	5.99	9.87	8.54	6.58	5.54
σ	1.17	2.26	4.89	3.35	2.02	2.16
NNH4a (mg/l)	10.80	10.80	10.80	10.80	10.80	10.80
N-NH4-1 Xm (mg/l)	8.27	4.73	7.06	6.63	7.13	5.60
σ	0.96	2.52	1.45	1.10	1.77	0.96
N-NH4e Xm (mg/l)	7.74	3.69	6.40	6.75	6.38	4.71
σ	0.54	2.29	1.17	0.86	1.83	0.91
NNO2a (mg/l)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
N-NO2e Xm (mg/l)	0.03	0.01	0.09	0.09	0.48	0.38
σ	0.01	0.01	0.06	0.06	0.14	0.10
N-NO3a Xm (mg/l)	1.00	1.00	1.01	1.01	1.82	1.82
σ	0.00	0.00	0.02	0.02	0.39	0.39
N-NO3e Xm (mg/l)	1.00	0.89	0.85	0.90	1.64	1.46
σ	0.05	0.04	0.02	0.02	0.60	0.38
pHa	7.00	7.00	7.00	7.00	7.00	7.00
pH-1 Xm	7.25	7.52	7.33	7.63	7.25	7.52
σ	0.14	0.23	0.11	0.22	0.14	0.23
pHe Xm	7.59	7.59	7.71	7.73	7.59	7.59
σ	0.12	0.13	0.18	0.19	0.12	0.13

Xm = media. σ = desviación típica.

TABLA 5-2 .RESULTADOS (Continuación)						
NUMERO	EXPERIMENTO 1		EXPERIMENTO 2		EXPERIMENTO 3	
REGIMEN BIODISCOS	13 RPM		13 RPM		13 RPM	
CARGA HIDRAULICA	77,75 l/m2.d		77,75 l/m2.d		77,75 l/m2.d	
CARGA ORGANICA	11,66 g/m2.d		11,66 g/m2.d		11,66 g/m2.d	
PERIODO ALTERNANCIA	24 HORAS		12 HORAS		6 HORAS	
PLANTA	Contr.	Alter.	Contr.	Alter.	Contr.	Alter.
COND.a ($\mu\text{S}/\text{c}$)	976.00	976.00	976.00	976.00	976.00	976.00
COND.1 Xm ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	916.27	894.91	957.16	938.84	969.13	953.31
σ	61.73	64.33	26.49	33.49	32.79	38.52
COND.e Xm ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	957.36	915.64	955.79	928.32	964.44	946.81
σ	80.26	67.37	30.34	42.18	41.77	45.66
TEMP.a Xm ($^{\circ}\text{C}$)	22.82	22.82	23.42	23.42	23.26	23.26
σ	0.94	0.94	0.80	0.80	0.95	0.95
O.D.-1 Xm (mg/l)	4.15	6.12	4.41	5.38	3.75	4.41
σ	0.79	0.7	0.24	0.63	0.42	0.63
O.D.-2 Xm (mg/l)	6.8	5.91	5.77	5.36	4.84	3.81
σ	0.48	0.61	0.38	0.95	0.63	0.74
ESPES.-1 Xm (mm)	1.990	1.479	1.987	1.447	1.950	1.420
σ	0.047	0.028	0.086	0.056	0.000	0.000
ESPES.-2 Xm (mm)	0.149	1.315	0.158	1.390	0.155	1.430
σ	0.008	0.048	0.002	0.050	0.000	0.000
SSTe Xm (mg/l)	25.000	28.000	19.667	33.333	7.500	8.500
σ	9.626	12.675	10.403	14.384	4.500	3.500

Xm = media. σ = desviación típica.

TABLA 5-3 . RESULTADOS (Continuación)

NUMERO EXPERIMENTO	EXPERIMENTO 4		EXPERIMENTO 5		EXPERIMENTO 6	
REGIMEN BIODISCOS	13 RPM		13 RPM		13 RPM	
CARGA HIDRAULICA	77,75 l/m2.d		77,75 l/m2.d		77,75 l/m2.d	
CARGA ORGANICA	23,32 g/m2.d		23,32 g/m2.d		23,32 g/m2.d	
PERIODO ALTERNANCIA	24 HORAS		12 HORAS		6 HORAS	
PLANTA	Contr.	Alter.	Contr.	Alter.	Contr.	Alter.
DQOa (mg/l)	300.00	300.00	300.00	300.00	300.00	300.00
DQO1 Xm (mg/l) σ	74.31 28.24	58.09 26.69	74.60 24.27	38.79 17.14	42.42 25.75	39.59 21.42
DQOe Xm (mg/l) σ	42.22 16.26	29.96 14.70	31.38 10.76	18.83 12.13	20.30 13.16	18.68 10.80
TOCa (mg/l)	91.08	91.08	91.08	91.08	91.08	91.08
TOC1 Xm (mg/l) σ	23.77 5.69	18.29 7.78	26.13 7.83	13.62 3.34	18.74 8.03	16.68 2.88
TOCe Xm (mg/l) σ	15.02 3.32	10.17 2.25	14.55 3.97	8.57 1.74	11.74 3.42	11.38 2.60
NNH4a (mg/l)	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60
N-NH4-1 Xm (mg/l) σ	11.82 3.07	10.73 3.51	10.70 4.21	13.70 3.82	11.07 4.57	10.49 3.96
N-NH4e Xm (mg/l) σ	6.00 1.83	9.09 3.16	9.09 4.15	11.56 3.73	10.15 4.32	8.58 4.01
NNO2a (mg/l)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
N-NO2e Xm (mg/l) σ	4.54 1.30	3.31 1.68	0.48 0.33	0.52 0.16	0.07 0.02	0.07 0.03
N-NO3a Xm (mg/l) σ	1.19 0.21	1.19 0.21	0.92 0.12	0.92 0.12	0.94 0.07	0.94 0.07
N-NO3e Xm (mg/l) σ	0.97 0.24	0.88 0.25	0.47 0.05	0.54 0.17	0.44 0.15	0.53 0.13
pHa	7.00	7.00	7.00	7.00	7.00	7.00
pH-1 Xm σ	6.85 0.30	7.06 0.25	6.60 0.39	7.06 0.22	6.80 0.20	7.00 0.15
pHe Xm σ	7.11 0.17	7.25 0.16	7.07 0.23	7.15 0.15	7.10 0.19	7.12 0.14

Xm = media. σ = desviación típica.

TABLA 5-4. RESULTADOS (Continuación)						
NUMERO	EXPERIMENTO 4		EXPERIMENTO 5		EXPERIMENTO 6	
REGIMEN BIODISCOS	13 RPM		13 RPM		13 RPM	
CARGA HIDRAULICA	77,75 l/m2.d		77,75 l/m2.d		77,75 l/m2.d	
CARGA ORGANICA	23,32 g/m2.d		23,32 g/m2.d		23,32 g/m2.d	
PERIODO ALTERNANCIA	24 HORAS		12 HORAS		6 HORAS	
PLANTA	Contr.	Alter.	Contr.	Alter.	Contr.	Alter.
CONDa ($\mu\text{S}/\text{c}$)	1159.0	1159.0	693.00	693.00	693.00	693.00
COND.1 Xm ($\mu\text{S}/\text{cm}$) σ	1098.5 59.3	1086.6 62.0	674.50 48.67	678.42 43.41	590.85 84.69	580.08 82.46
COND.e Xm ($\mu\text{S}/\text{cm}$) σ	1054.5 56.6	1072.3 67.0	668.12 53.40	670.40 42.68	577.27 82.58	569.40 89.19
TEMP.a Xm ($^{\circ}\text{C}$) σ	22.86 1.84	22.86 1.84	18.93 0.93	18.93 0.93	17.58 0.33	17.58 0.33
O.D.-1 Xm (mg/l) σ	1.61 0.73	2.71 0.78	2.08 0.72	3.00 0.67	2.76 0.91	3.59 0.97
O.D.-2 Xm (mg/l) σ	2.36 0.94	2.40 0.89	3.53 0.41	3.00 0.72	3.87 0.75	3.36 1.05
ESPES.-1 Xm (mm) σ	3.637 0.214	1.598 0.336	3.640 0.047	1.740 0.011	3.790 0.035	2.031 0.044
ESPES.-2 Xm (mm) σ	0.495 0.065	1.717 0.245	0.426 0.036	1.837 0.038	0.469 0.044	2.088 0.013
SSTe Xm (mg/l) σ	25.000 15.008	21.750 12.347	50.000 0.000	20.000 0.000	27.500 2.500	16.500 1.500

Xm = media. σ = desviación típica.

TABLA 5-5 .RESULTADOS (Continuación)

NUMERO	EXPERIMENTO 7		EXPERIMENTO 8		EXPERIMENTO 9	
REGIMEN BIODISCOS	13 RPM		13 RPM		13 RPM	
CARGA HIDRAULICA	77,75 l/m2.d		77,75 l/m2.d		77,75 l/m2.d	
CARGA ORGANICA	34,98 g/m2.d		34,98 g/m2.d		34,98 g/m2.d	
PERIODO ALTERNANCIA	24 HORAS		12 HORAS		6 HORAS	
PLANTA	Contr.	Alter.	Contr.	Alter.	Contr.	Alter.
DQOa (mg/l)	450.00	450.00	450.00	450.00	450.00	450.00
DQO1 Xm (mg/l) σ	59.63 25.18	73.88 46.25	77.21 37.91	54.40 22.37	116.80 45.48	83.99 42.42
DQOe Xm (mg/l) σ	20.94 9.02	28.48 12.46	19.75 13.39	23.62 12.23	40.61 21.17	36.26 9.25
TOCa (mg/l)	136.60	136.60	136.60	136.60	136.60	136.60
TOC1 Xm (mg/l) σ	22.64 11.94	27.38 14.29	20.71 8.38	21.06 5.81	34.23 9.78	22.48 9.66
TOCe Xm (mg/l) σ	12.76 4.97	13.41 3.31	10.90 3.22	10.46 2.53	16.93 5.87	14.48 2.83
NNH4a (mg/l)	32.40	32.40	32.40	32.40	32.40	32.40
N-NH4-1 Xm (mg/l) σ	16.35 3.13	16.33 3.12	17.50 4.36	18.77 2.83	19.08 3.94	21.15 3.81
N-NH4e Xm (mg/l) σ	12.47 3.78	12.28 2.79	14.46 3.24	13.43 4.04	16.57 5.23	15.09 2.88
NNO2a (mg/l)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
N-NO2e Xm (mg/l) σ	0.05 0.02	0.02 0.01	0.03 0.01	0.03 0.00	0.01 0.00	0.03 0.02
N-NO3a Xm (mg/l) σ	0.76 0.08	0.76 0.08	0.94 0.19	0.94 0.19	1.54 0.27	1.54 0.27
N-NO3e Xm (mg/l) σ	0.42 0.03	0.41 0.01	0.34 0.03	0.43 0.15	0.32 0.06	0.31 0.06
pHa	7.00	7.00	7.00	7.00	7.00	7.00
pH-1 Xm σ	6.24 0.38	6.39 0.51	6.35 0.34	6.69 0.28	6.64 0.25	6.74 0.19
pHe Xm σ	6.52 0.39	6.52 0.50	6.63 0.35	6.84 0.28	6.99 0.21	6.82 0.21

Xm = media. σ = desviación típica.

TABLA 5-6. RESULTADOS (Continuación)							
NUMERO EXPERIMENTO	EXPERIMENTO 7		EXPERIMENTO 8		EXPERIMENTO 9		
REGIMEN BIODISCOS	13 RPM		13 RPM		13 RPM		
CARGA HIDRAULICA	77,75 l/m2.d		77,75 l/m2.d		77,75 l/m2.d		
CARGA ORGANICA	34,98 g/m2.d		34,98 g/m2.d		34,98 g/m2.d		
PERIODO ALTERNANCIA	24 HORAS		12 HORAS		6 HORAS		
PLANTA	Contr.	Alter.	Contr.	Alter.	Contr.	Alter.	
CONDa ($\mu\text{S}/\text{c}$)	733.00	733.00	647.00	647.00	647.00	647.00	
COND.1 Xm ($\mu\text{S}/\text{cm}$) σ	650.94 30.98	646.33 33.73	579.27 14.80	569.73 16.70	560.95 30.48	562.71 35.79	
COND.e Xm ($\mu\text{S}/\text{cm}$) σ	627.39 34.15	642.61 37.38	564.09 26.40	541.91 47.16	535.76 36.18	527.52 46.96	
TEMP.a Xm ($^{\circ}\text{C}$) σ	18.03 0.46	18.03 0.46	16.95 0.64	16.95 0.64	17.70 1.22	17.7 1.22	
O.D.-1 Xm (mg/l) σ	3.97 1.66	5.77 1.33	3.16 1.87	5.35 1.50	3.97 1.84	4.38 1.28	
O.D.-2 Xm (mg/l) σ	6.73 0.57	5.29 1.33	5.56 2.04	5.13 1.38	6.29 0.86	5.87 0.73	
ESPES.-1 Xm (mm)	6.000	3.710	6.000	3.750	6.000	3.700	
ESPES.-2 Xm (mm)	0.793	3.625	0.772	3.685	0.760	3.750	
SSTe Xm (mg/l)	37.000	15.000	12.000	8.000	11.000	28.000	

Xm = media. σ = desviación típica.

La caracterización de la biopelícula, llevada a cabo en el último experimento fue: en la primera etapa de la planta control la siguiente 97,02% de agua, 2,98% de sólidos en la biopelícula de los que el 99,32% son volátiles y el resto fijos, la concentración de materia seca en la biopelícula fué de 29,8 kg/m³; en la segunda etapa de la planta control resultó 97,865% de

agua, 2,135% de sólidos en la biopelícula de los que el 99,59% fueron volátiles y el resto fijos, la concentración de materia seca en la biopelícula fué de 21,35 kg/m³; en las dos etapas de la planta con alternancia las características de la biopelícula fueron las mismas, siendo las siguientes 97,175% de agua, 2,825% de sólidos en la biopelícula de los que el 99,54% son volátiles y el resto fijos, la concentración de materia seca en la biopelícula fué de 28,25 kg/m³.

El color de la biopelícula en los tres primeros experimentos, correspondientes a baja carga (11,66) gDQO/m².d),

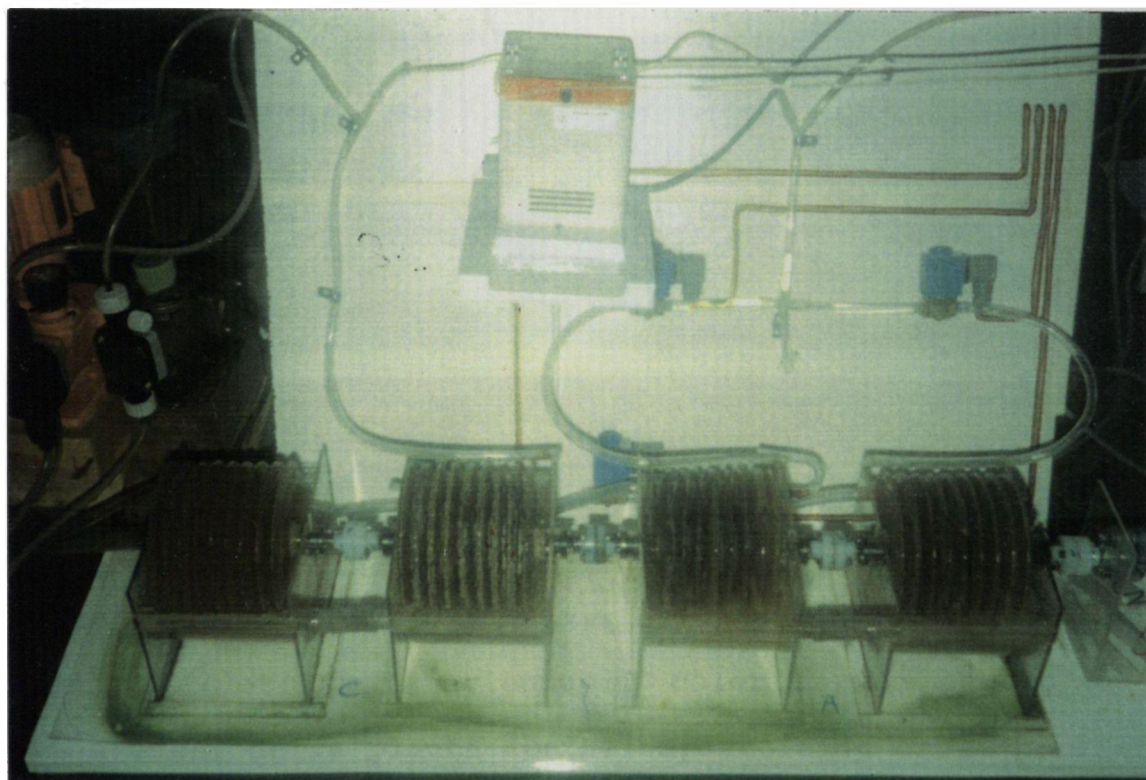


Figura 5-1.

fue como se puede observar en la figura 5-1 marrón oscuro en las dos etapas de la planta con alternancia en el sentido de flujo y en la etapa número dos de la planta control, siendo de marron más claro en la primera etapa de la planta control.

En los experimentos 4, 5 y 6, correspondientes a los de cargas medias (23,32 gDQO/m².d), el color de la biopelícula en

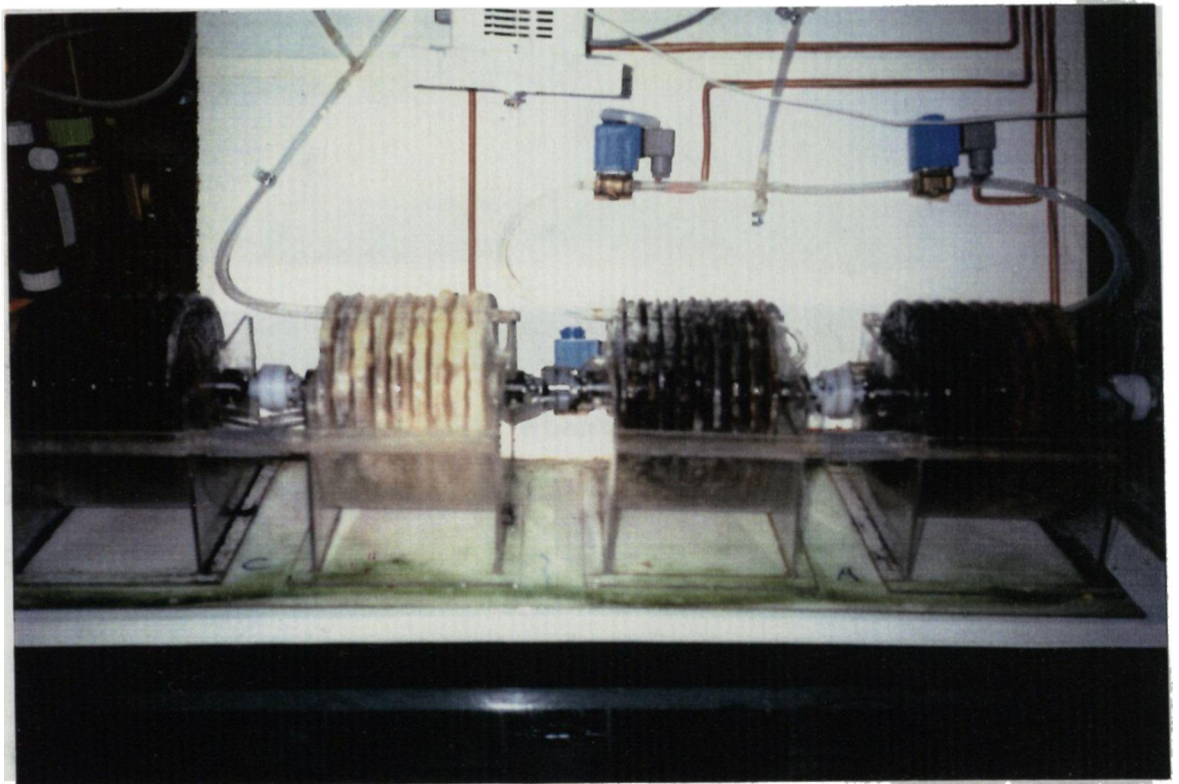


Figura 5-2.

las dos etapas de la planta con alternancia pasó a un color marrón más claro permaneciendo el color marrón oscuro en la segunda etapa de la planta control apareciendo en la periferia de los discos de estas tres etapas puntos blanquecinos. La

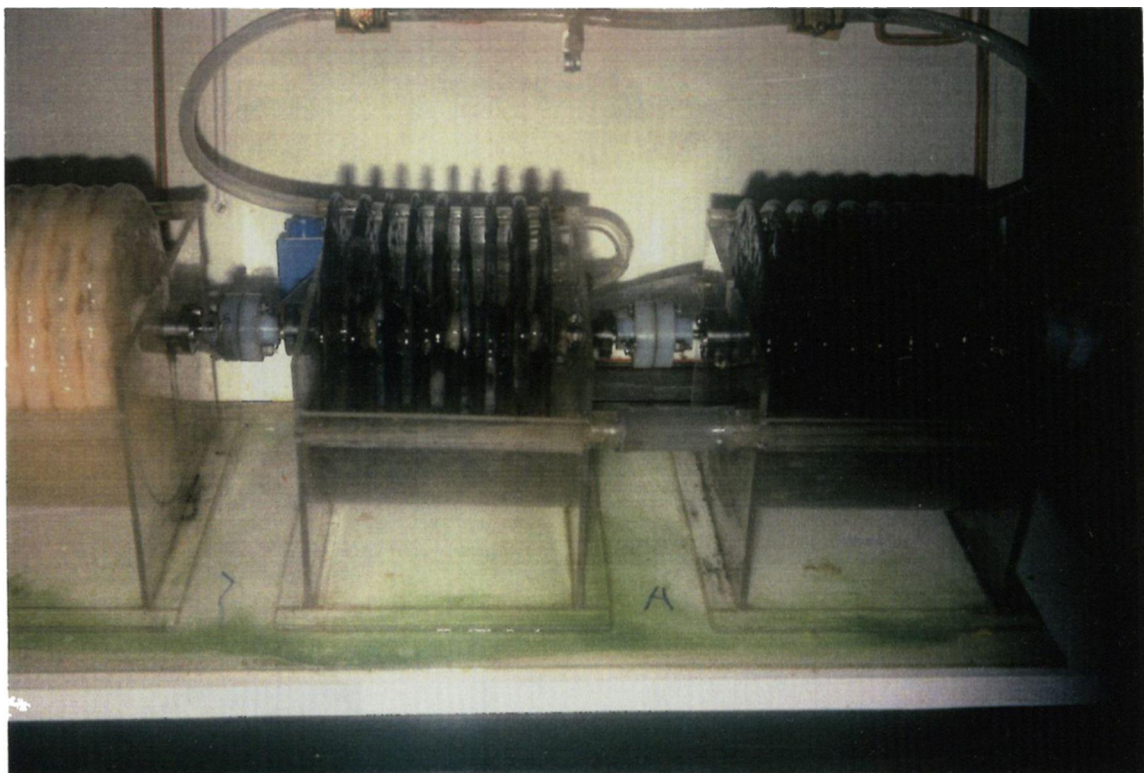


Figura 5-3. Planta Alterna.

biopelícula de la primera etapa de la planta control tomó un color blanquecino. (Figuras 5-2 y 5-3).

En los tres últimos experimentos, correspondientes a altas cargas ($34,98 \text{ gDQO/m}^2 \cdot \text{d}$), solamente la segunda etapa de la planta control mantiene el color marrón, aunque mas claro teniendo en el resto de etapas un color blanquecino, según se puede observar en las figuras 5-4 y 5-5.

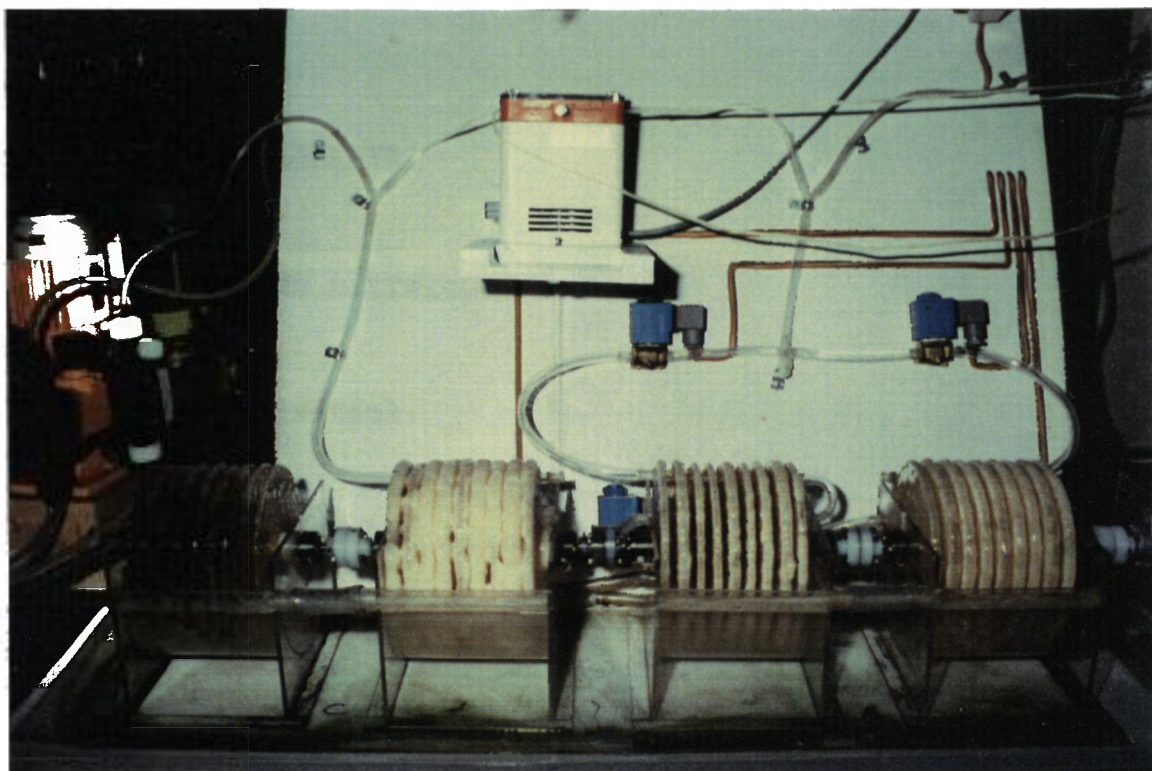


Figura 5-4.

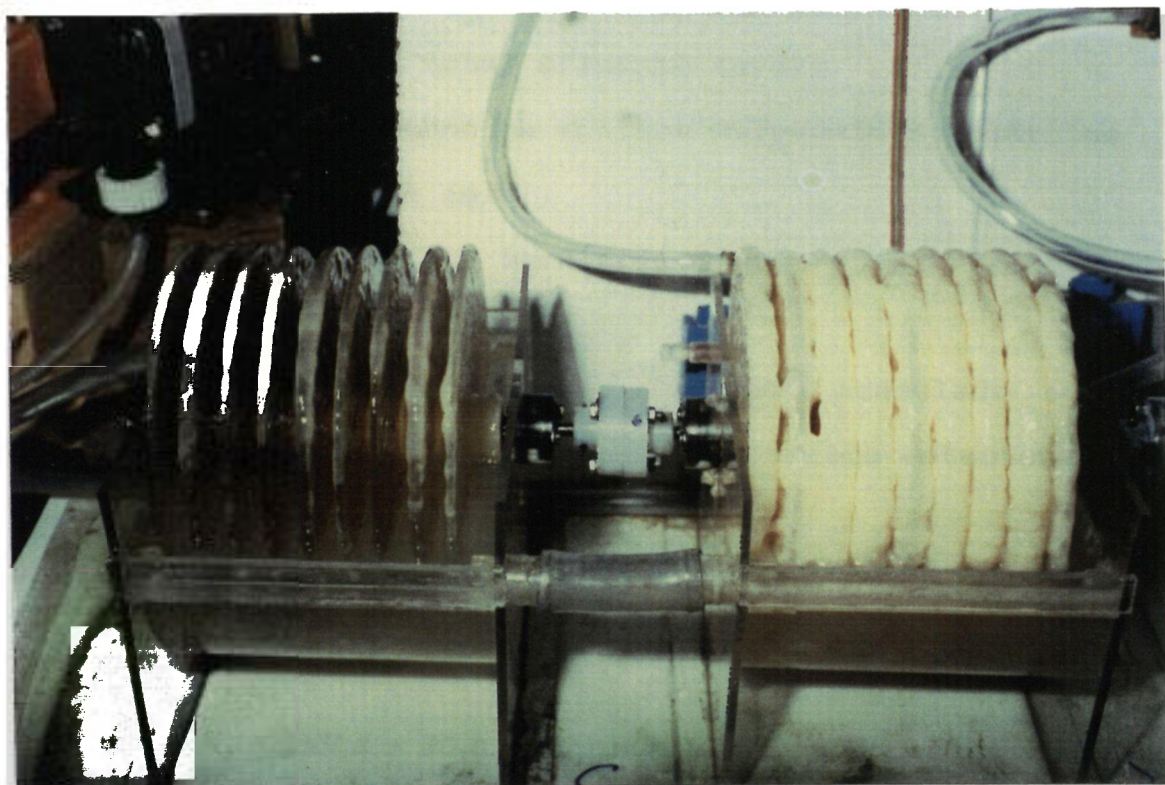


Figura 5-5. Planta Control.

5.3.-BALANCES DE MATERIA.

5.3.1.- Balances de nitrógeno.

5.3.1.a.- Planta Control.

El planteamiento del balance fué el siguiente:

$$N_a = N_e + N\text{-SSVe} + N\text{-DESN}$$

donde:

N_a = Nitrógeno total afluente (g/d).

N_e = Nitrógeno total efluente (g/d).

$N\text{-SSVe}$ = Nitrógeno en sólidos suspendidos volátiles efluente (g/d).

$N\text{-DESN}$ = Nitrógeno desnitrificado.

no teniéndose en cuenta el nitrógeno acumulado en la biopelícula al realizarse este balance en periodo estacionario.

Cálculo de parámetros:

1) Nitrógeno total afluente (N_a)

$$N_a = (NH_4a + NO_3a + NO_2a) * \frac{Q}{1000} \quad (g/d)$$

2) Nitrógeno efluente (Ne)

$$Ne = (NH_4e + NO_3e + NO_2e) * \frac{Q}{1000} \text{ (g/d)}$$

3) Nitrógeno en Sólidos Suspendidos Volátiles efluente (N-SSVe).

$$N-SSVe = SSt_e * 0,9 * 0,125 * \frac{Q}{1000} \text{ (g/d)}$$

estimando que los sólidos suspendidos volátiles en el efluente son el 90% de los sólidos totales y considerando que aquellos contienen 12,5% de nitrógeno. De 12,3 a 12,7% (Characklis, 1990)

4) Nitrógeno Desnitrificado

$$N-DESN = Na - Ne - (N-SSVe) \text{ (g/d)}$$

5) Nitrógeno Amoniacal Teóricamente Nitrificado (N-NH₄t)

$$N-NH_4t = (NH_4a - NH_4e) * \frac{Q}{1000} \text{ (g/d)}$$

6) Nitrógeno Desnitrificado de Nitratos ($D-NO_3$)

$$D-NO_3 = (NO_3a - NO_3e) * \frac{Q}{1000} \quad (g/d)$$

7) Nitrógeno Amoniacal Nitrificado ($N-NH_4r$)

$$N-NH_4r = (N-DESN) - (D-NO_3) \quad (g/d)$$

8) Coeficiente de nitrificación (CN)

$$CN = \frac{(N-NH_4r)}{(N-NH_4t)}$$

la tabla 5-7 representa los valores de estos parámetros.

TABLA: 5-7. BALANCE DE NITROGENO				
PLANTA CONTROL				
EXPERIMENTO NUMERO	Na (g/d)	Ne (g/d)	N-SSVe (g/d)	N-DESN (g/d)
1	0.6490	0.4819	0.1547	0.0124
2	0.6496	0.4035	0.1217	0.1244
3	0.6942	0.4679	0.0464	0.1799
4	1.2533	0.6333	0.1547	0.4653
5	1.2384	0.5522	0.3094	0.3768
6	1.2397	0.5861	0.1702	0.4834
7	1.8239	0.7110	0.2289	0.8840
8	1.8335	0.8161	0.0743	0.9432
9	1.8665	0.9301	0.0681	0.8683
EXPERIMENTO NUMERO	N-NH ₄ ⁺ t (g/d)	D-NO ₃ ⁻ (g/d)	N-NH ₄ ⁺ r (g/d)	CN
1	0.1683	0.0002	0.0122	0.0727
2	0.2420	0.0091	0.1154	0.4767
3	0.2429	0.0098	0.1701	0.7006
4	0.8582	0.0117	0.4536	0.5286
5	0.6879	0.0245	0.3523	0.5122
6	0.6298	0.0277	0.4557	0.7237
7	1.0963	0.0191	0.8649	0.7889
8	0.9866	0.0327	0.9105	0.9229
9	0.8706	0.0666	0.8017	0.9209

5.3.1.b.- Planta Alterna.

El planteamiento del balance fué el siguiente:

$$N_a = N_e + N\text{-SSVe} + N\text{-DESN}$$

donde:

N_a = Nitrógeno total afluente (g/d).

N_e = Nitrógeno total efluente (g/d).

$N\text{-SSVe}$ = Nitrógeno en sólidos suspendidos volátiles efluente (g/d).

$N\text{-DESN}$ = Nitrogeno desnitrificado.

no teniendose en cuenta el nitrógeno acumulado en la biopelícula al realizarse, este balance, en periodo estacionario.

Cálculo de parámetros:

1) Nitrogeno total afluente (N_a)

$$N_a = (NH_4a + NO_3a + NO_2a) * \frac{Q}{1000} \quad (g/d)$$

2) Nitrógeno efluente (N_e)

$$N_e = (NH_4e + NO_3e + NO_2e) * \frac{Q}{1000} \quad (g/d)$$

3) Nitrógeno en Sólidos Suspendidos Volátiles efluente (N-SSVe).

$$N-SSVe = SSt_e * 0,9 * 0,125 * \frac{Q}{1000} \quad (g/d)$$

estimando que los sólidos suspendidos volatiles en el efluente son el 90% de sólidos totales y considerando que aquellos contienen el 12,5% de nitrógeno. De 12,3 a 12,7% (Characklis, 1990)

4) Nitrógeno Desnitrificado

$$N-DESN = Na - Ne - (N-SSVe) \quad (g/d)$$

5) Nitrógeno Amoniacal Teóricamente Nitrificado (N-NH₄t)

$$N-NH_4t = (NH_4a - NH_4e) * \frac{Q}{1000} \quad (g/d)$$

6) Nitrógeno Desnitrificado de Nitratos (D-NO₃)

$$D-NO_3 = (NO_3a - NO_3e) * \frac{Q}{1000} \quad (g/d)$$

7) Nitrógeno Amoniacal Nitrificado (N-NH₄r)

$$N-NH_4r = (N-DESN) - (D-NO_3) \quad (g/d)$$

8) Coeficiente de nitrificación (CN)

$$CN = \frac{(N-NH_4 r)}{(N-NH_4 t)}$$

la tabla 5-8 representa los valores de estos parámetros.

TABLA: 5-8. BALANCE DE NITROGENO				
PLANTA ALTERNA				
EXPERIMENTO NUMERO	Na (g/d)	Ne (g/d)	N-SSVe (g/d)	N-DESN (g/d)
1	0.6490	0.2534	0.1733	0.2224
2	0.6496	0.4256	0.2062	0.0177
3	0.6942	0.3660	0.0526	0.2756
4	1.2533	0.7980	0.1346	0.3206
5	1.2384	0.6916	0.1238	0.4231
6	1.2397	0.5052	0.1021	0.6325
7	1.8239	0.7002	0.0928	1.0310
8	1.8335	0.7638	0.0495	1.0203
9	1.8665	0.8475	0.1733	0.8457
EXPERIMENTO NUMERO	N-NH ₄ ⁺ t (g/d)	D-NO ₃ ⁻ (g/d)	N-NH ₄ ⁺ r (g/d)	CN
1	0.3911	0.0059	0.2165	0.5534
2	0.2227	0.0062	0.0115	0.0518
3	0.3347	0.0198	0.2558	0.7643
4	0.6880	0.0171	0.3036	0.4412
5	0.5521	0.0209	0.4022	0.7284
6	0.7161	0.0223	0.6101	0.8520
7	1.1067	0.0197	1.0113	0.9138
8	1.0436	0.0280	0.9923	0.9508
9	0.9523	0.0675	0.7782	0.8172

5.3.2.- Balances de carbono.

5.3.2.a.- Planta Control.

El planteamiento del balance fué el siguiente:

$$Ca - Ce = CE = CDN + CES + CC$$

donde:

Ca = Carbono afluyente (g/d).

Ce = Carbono efluente (g/d).

CE = Carbono Eliminado (g/d).

CDN = Carbono utilizado en la desnitrificación. (g/d).

CES = Carbono Eliminado en los Sólidos suspendidos en el efluente (g/d).

CC = Carbono eliminado por oxidación Carbonácea heterótrofa (g/d).

no se tiene en cuenta la acumulación ni la eliminación de biomasa en la biopelícula, al considerar el balance en fase estacionaria.

Cálculo de parámetros:

$$Ca = TOCa * \frac{Q}{1000} \quad (g/d)$$

$$Ce = TOCe * \frac{Q}{1000} \quad (g/d)$$

$$CE = Ca - Ce \quad (g/d)$$

$$CDN = N-DESN * \frac{60}{56} \quad (g/d)$$

De la reacción estequiométrica de desnitrificación con glucosa, se puede deducir, que el consumo de carbono es de 60/56 gC/gN.

$$CES = FSSVe * 0,45 \quad (g/d)$$

Considerando que los sólidos suspendidos volátiles contienen el 45% de carbono (Characklis, 1990).

y

$$CC = CE - CDN - CES$$

En la tabla 5-9 se muestra los valores de estos parámetros.

TABLA: 5-9 . BALANCE DE CARBONO						
<u>PLANTA CONTROL</u>						
NUMERO EXPTO.	Ca (g/d)	Ce (g/d)	CE (g/d)	CDN (g/d)	CES (g/d)	CC (g/d)
1	2.5047	0.2895	2.2152	0.0133	0.5569	1.6450
2	2.5047	0.5426	1.9621	0.1333	0.4381	1.3907
3	2.5047	0.3618	2.1429	0.1928	0.1671	1.7831
4	5.0094	0.8261	4.1833	0.4985	0.5569	3.1279
5	5.0094	0.8004	4.2090	0.4037	1.1138	2.6915
6	5.0094	0.6454	4.3640	0.5179	0.6126	3.2335
7	7.5130	0.7017	6.8113	0.9471	0.8242	5.0400
8	7.5130	0.5994	6.9136	1.0106	0.2673	5.6357
9	7.5130	0.9314	6.5816	0.9303	0.2450	5.4062

5.3.2.b.- Planta Alternativa.

El planteamiento del balance fué el siguiente:

$$Ca - Ce = CE = CDN + CES + CC$$

donde:

Ca = Carbono afluente (g/d).

Ce = Carbono efluente (g/d).

CE = Carbono Eliminado (g/d).

CDN = Carbono utilizado en la desnitrificación. (g/d).

CES = Carbono Eliminado en los Sólidos suspendidos en el efluente (g/d).

CC = Carbono eliminado por oxidación Carbonácea heterótrofa (g/d).

no se tiene en cuenta la acumulación ni la eliminación de biomasa en la biopelícula, al considerar el balance en fase estacionaria.

Cálculo de parámetros:

$$Ca = TOCa * \frac{Q}{1000} \quad (g/d)$$

$$C_e = TOC_e * \frac{Q}{1000} \quad (g/d)$$

$$CE = Ca - C_e \quad (g/d)$$

$$CDN = N-DESN * \frac{60}{56} \quad (g/d)$$

De la reacción estequiométrica de desnitrificación con glucosa, se puede deducir, que el consumo de carbono es de 60/56 gC/gN.

$$CES = FSSVe * 0,45 \quad (g/d)$$

Considerando que los sólidos suspendidos volátiles contienen el 45% de carbono (Characklis, 1990).

y

$$CC = CE - CDN - CES$$

En la tabla 5-10 se muestra los valores de estos parámetros.

TABLA: 5-10 . BALANCE DE CARBONO**PLANTA ALTERNA**

NUMERO EXPTO.	Ca (g/d)	Ce (g/d)	CE (g/d)	CDN (g/d)	CES (g/d)	CC (g/d)
1	2.5047	0.3295	2.1752	0.2382	0.6237	1.3132
2	2.5047	0.4697	2.0350	0.0190	0.7425	1.2736
3	2.5047	0.3048	2.1999	0.2953	0.1893	1.7152
4	5.0094	0.5595	4.4499	0.3435	0.4845	3.6219
5	5.0094	0.4715	4.5379	0.4533	0.4455	3.6391
6	5.0094	0.6261	4.3833	0.6776	0.3675	3.3381
7	7.5130	0.7376	6.7755	1.1046	0.3341	5.3367
8	7.5130	0.5755	6.9375	1.0931	0.1782	5.6661
9	7.5130	0.7965	6.7165	0.9061	0.6237	5.1866

5.4.- RENDIMIENTOS DEL PROCESO.

Formulas empleadas:

1) Rendimiento eliminación de sustrato.

$$Rend\ DQO = \frac{DQOa - DQOe}{DQOa} * 100 \quad (\%)$$

2) Rendimiento de eliminación de carbono.

$$Rend\ TOC = \frac{TOCa - TOCe}{TOCa} * 100 \quad (\%)$$

3) Rendimiento de eliminación de nitrógeno.

$$Rend\ NtE = \frac{Na - Ne}{Na} * 100 \quad (\%)$$

5.4.1.- Planta Control.

Los resultados de los rendimientos, en la planta control, se muestran en la tabla 5-11.

TABLA: 5-11. RENDIMIENTOS.					
<u>Planta Control</u>					
EXPERIMENTO	Rendimiento DQO		Rendimiento TOC		Rendimiento
NUMERO	Etapas 1	Efluente	Etapas 1	Efluente	NtE
1	86.29	92.15	74.51	88.44	25.75
2	79.84	90.16	68.16	78.33	34.64
3	78.80	91.45	73.80	85.55	38.37
4	75.23	85.93	73.90	83.50	48.47
5	75.13	89.54	71.31	84.02	53.42
6	85.86	93.23	79.42	87.11	48.92
7	86.75	95.35	83.42	90.66	55.27
8	82.84	95.61	84.83	92.02	52.93
9	74.04	90.98	74.94	87.60	45.61

5.4.2.- Planta Alterna.

Los resultados de los rendimientos, en la planta alterna, se muestran en la tabla 5-12.

TABALA: 5-12. RENDIMIENTOS.					
<u>Planta Alterna</u>					
EXPERIMENTO NUMERO	Rendimiento DQO		Rendimiento TOC		Rendimiento NtE
	Etapas 1	Efluente	Etapas 1	Efluente	
1	85.44	90.16	80.51	86.84	61.06
2	86.73	92.56	74.76	81.24	31.85
3	83.04	93.29	78.67	87.83	49.18
4	80.64	90.01	79.92	88.83	39.84
5	87.07	93.72	85.04	90.58	39.50
6	86.80	93.77	81.68	87.50	50.50
7	83.58	93.67	79.95	90.18	57.12
8	87.91	94.75	84.58	92.33	54.77
9	81.34	91.94	83.54	89.39	52.67

5.5.- ANALISIS DE RESULTADOS EN LA PLANTA CONTROL.

5.5.1.- Eliminación de la materia orgánica carbonácea

5.5.1.1.-Reducción de la materia orgánica carbonácea en la primera etapa

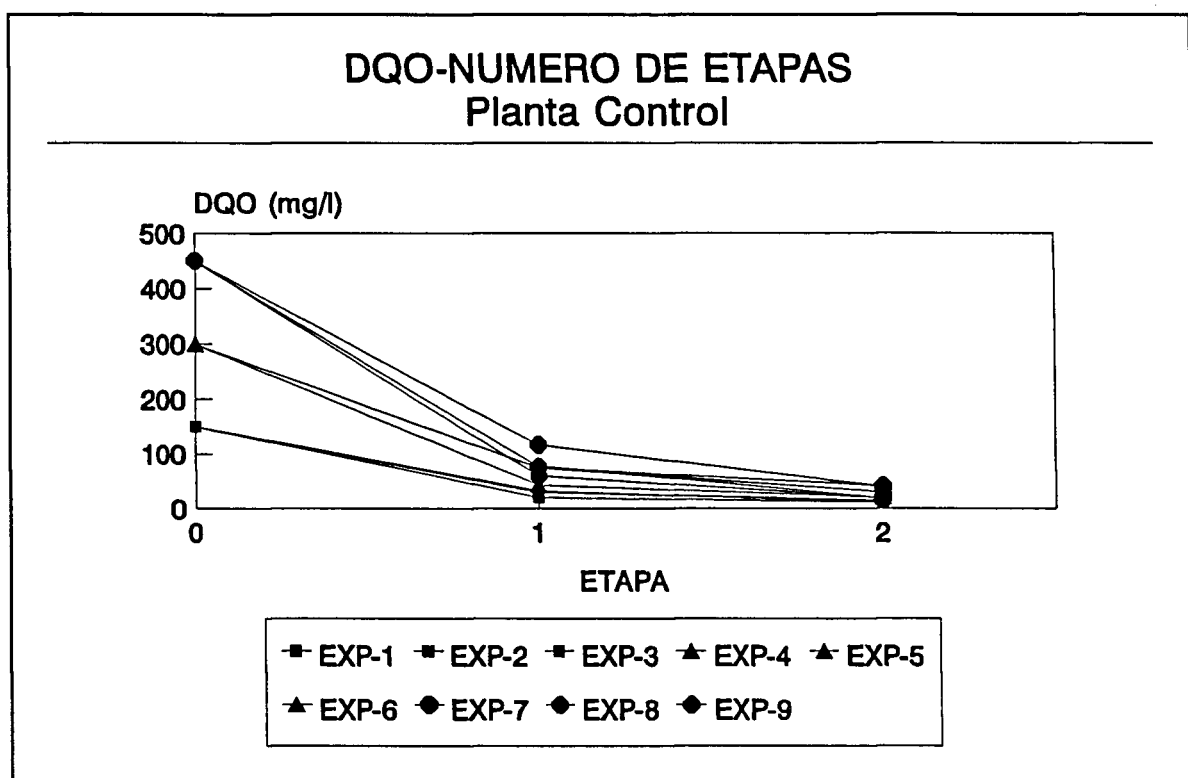


Figura 5-6

Está en los tres primeros experimentos en valores medios comprendidos entre 78,8 y 86,28%, con concentraciones medias comprendidas entre 20,57 y 31,8 mgDQO/l. En los tres siguientes el nivel medio de eliminación estuvo comprendido entre el 75,13

y 85,86% con concentraciones medias de 42,42 a 74,31 mgDQO/l. Y, en los tres últimos, se alcanzó una reducción media de entre el 74 y 86,74%, con concentraciones medias de 59,63 a 116,8 mgDQO/l.

Esto indica que los tres primeros, están en un rango normal de eliminación para estas condiciones de funcionamiento, siendo ligeramente alto en los tres siguientes y alto en los tres últimos segun Bintaja y otros (1.975).

5.5.1.2.- Reducción de la materia orgánica carbonácea en el efluente.

Se alcanzaron niveles de eliminación medios del 90,15 al 92,14% en los tres primeros experimentos, con efluentes con una concentración media de 14,77 a 11,78 mgDQO/l. En los tres siguientes experimentos, se llegó a reducciones medias del 85,92% al 93,23% con concentraciones medias en los efluentes de 42,22 a 20,3 mgDQO/l. Siendo en los tres últimos experimentos la eliminación media del 90,9 al 95,34%, con concentraciones efluentes medias de 40,61 a 19,75 mgDQO/l, tal como se observa en la figura 5-6.

5.5.1.3.- Efecto de la carga orgánica afluyente (COA) en la eliminación de la materia orgánica carbonácea.

5.5.1.3.a.- En la primera etapa

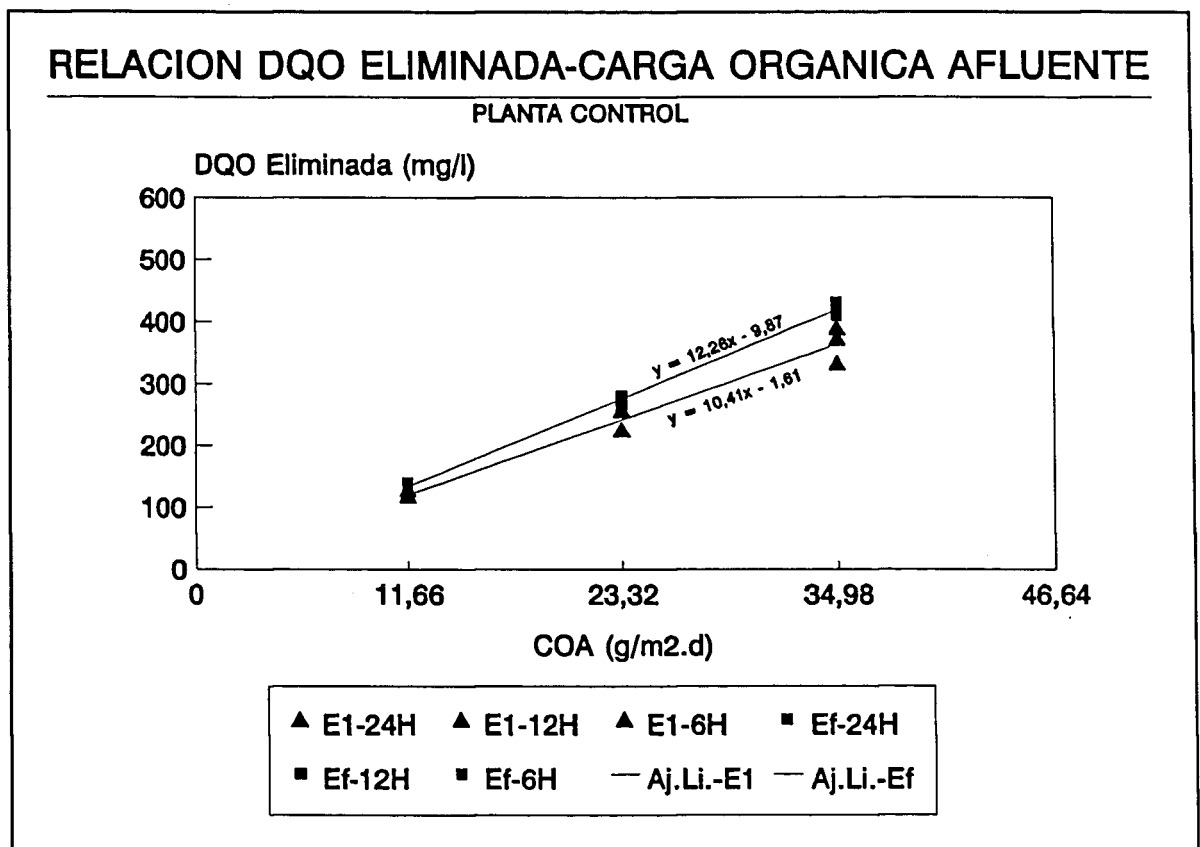


Figura 5-7.

La relación entre estos parámetros se recoge en la figura 5-7. En ella, tomando en el eje de abscisas la carga orgánica global afluyente a la planta, se observa: primero, que a medida que aumenta la COA aumenta la variabilidad de las concentraciones

medias en la primera etapa en cada grupo de tres experimentos de igual COA , expresada ésta por las desviaciones típicas, siendo para los tres primeros experimentos de 7,03 a 11,98 mgDQO/l, para los tres siguientes de 24,27 a 28,24 mgDQO/l y para los tres últimos de 25,28 a 45,48 mgDQO/l; y segundo, que a medida que aumenta la COA aumenta la concentración media de la primera etapa, estableciéndose tres grupos de concentraciones medias correspondientes a los tres valores de COA utilizados de 11,66 gDQO/m².d, 23,32 gDQO/m².d y 34,98 gDQO/m².d y siendo éstas de 20,57 a 31,8 mgDQO/l, de 42,42 a 74,6 mgDQO/l y de 59,63 a 116,8 mgDQO/l respectivamente.

El ajuste lineal de estos tres grupos de concentraciones medias en la primera etapa resulta una recta de ecuación

$$y = 10,41x - 1,61$$

siendo el coeficiente de correlación

$$r = 0,9856$$

5.5.1.3.b.- En el efluente

Observando la figura 5-7, vemos que a medida que la COA global aumenta también aumenta la concentración media del efluente, formándose para las tres COA utilizadas de 11,66 gDQO/m².d, 23,32 gDQO/m².d y 34,98 gDQO/m².d tres grupos de concentraciones medias efluentes de 11,78 a 14,77 mgDQO/l, de

20,30 a 42,22 mgDQO/l y de 19,75 a 40,61 mgDQO/l respectivamente. Igualmente se observa en los tres grupos de COA utilizados, que a medida que aumenta su valor, aumenta la variabilidad de sus concentraciones efluentes respectivas, que expresadas por su desviación típica son de 4,23 a 8,39 mgDQO/l, de 10,76 a 16,26 mgDQO/l y de 9,02 a 21,17 mgDQO/l respectivamente.

Del ajuste lineal de las concentraciones medias del efluente resulta la recta de ecuación:

$$y = 12,26x - 9,87$$

con un coeficiente de correlación

$$r = 0,996$$

5.5.1.4.- Efecto de la carga hidráulica sobre la DQO efluente

Al ser la carga hidráulica 77,75 l/m².d constante en los tres grupos de experimentos, se obtienen los tres grupos de valores correspondientes a los tres valores de COA, que son de 11,78 a 14,77 mgDQO/l, 20,3 a 42,22 mgDQO/l y 19,75 a 40,61 mgDQO/l respectivamente, todos ellos menores a los que resultan normalmente para ese tipo de carga hidráulica según ASCE (1980).

5.5.2.- Nitrógeno.

5.5.2.1.-Reducción del N-NH_4^+ en la primera etapa

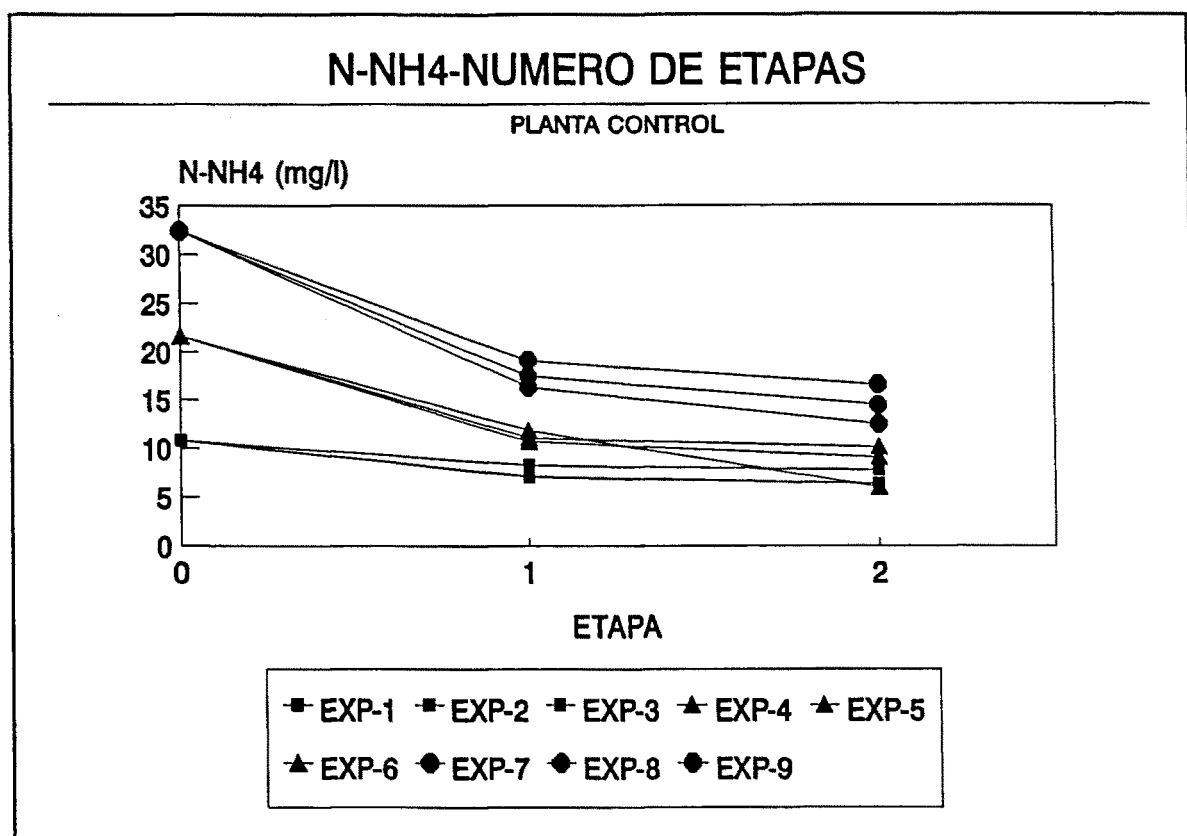


Figura 5-8

En los tres primeros experimentos se alcanzaron reducciones medias del orden del 23,4 al 34,6% con valores medios entre 8,27 y 7,06 $\text{mgN-NH}_4^+/\text{l}$. En los tres siguientes experimentos la reducción media fue de entre 45,27 a 50,46% con valores medios de 11,82 a 10,7 $\text{mgN-NH}_4^+/\text{l}$. Y, en los tres últimos experimentos la reducción fue de 41,11 a 49,53% siendo los valores medios

alcanzados de 19,08 a 16,35 mgN-NH₄⁺/l (Figura 5-8).

5.5.2.2.- Reducción del N-NH₄⁺ en el efluente

Los valores medios de N-NH₄⁺ en el efluente en los tres primeros experimentos estuvieron entre 6,38 a 7,74 mgN-NH₄⁺/l correspondiendo unos niveles de reducción de entre 40,93 a 28,33%. En los tres siguientes experimentos los valores medios alcanzados fueron de 6 mgN-NH₄⁺/l en el cuarto y de 9,09 y 10,15 mgN-NH₄⁺/l en el quinto y sexto, eliminándose un 72,2% en el primero y un 57,9% y 53% en el cuarto y quinto respectivamente. En los tres últimos experimentos se alcanzaron valores medios de entre 12,47 a 16,57 mgN-NH₄⁺/l correspondiendo reducciones del 61,51 al 48,85% (figura 5-8).

La alta reducción alcanzada en el cuarto experimento posiblemente haya sido debida a que al ser su duración mucho mayor han tenido los microorganismos autótrofos más tiempo para desarrollarse plenamente y así alcanzar ese nivel de eliminación.

5.5.2.3.- Efecto de la carga de nitrógeno afluyente sobre la eliminación del nitrógeno.

5.5.2.3.a.- En la primera etapa

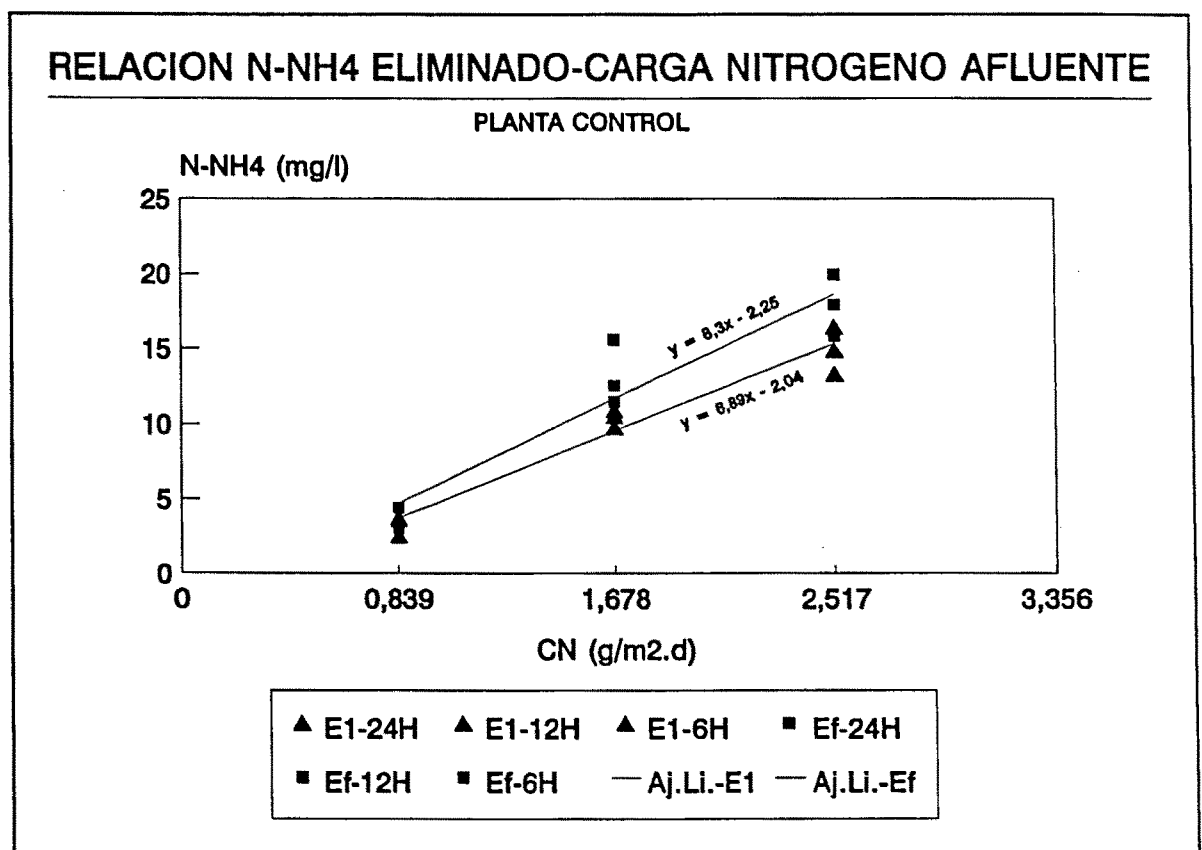


Figura 5-9

Tomando en el eje de abscisas la carga de nitrógeno global afluyente a la planta, figura 5-9, al aumentar la carga de nitrógeno en el afluyente aumenta el N-NH₄⁺ eliminado, resultando que, para la primera carga global de nitrógeno, correspondiente

a los tres primeros experimentos, se alcanzan valores medios de 7,06 a 8,27 mgN-NH₄⁺/l, para la segunda carga global se obtienen valores medios de 10,7 a 11,82 mgN-NH₄⁺/l y para la tercera carga global, correspondiente a los tres últimos experimentos, los valores medios del efluente son de 16,35 a 19,08 mgN-NH₄⁺/l.

Ajustados estos valores con una regresión lineal resulta una recta de ecuación

$$y = 6,89x - 2,04$$

siendo el coeficiente de correlación

$$r = 0,976.$$

5.5.2.3.b.- En el efluente.

Los valores medios del N-NH₄⁺ en el efluente aumentan a medida que aumenta la carga global de nitrógeno afluente, siendo que para los tres primeros experimentos que corresponden a la carga global de nitrógeno afluente más baja de 0,839 g/m².d, los valores medios obtenidos fueron de 6,38 a 7,74 mgN-NH₄⁺/l; para los tres siguientes de carga global de nitrógeno 1,678 g/m².d, fueron de 6 a 10,15 mgN-NH₄⁺/l; y, para los tres últimos de carga global 2,517 g/m².d, de 12,47 a 16,57 mgN-NH₄⁺/l (Figura 5-9).

El ajuste lineal de estos valores resulta una recta de

ecuación

$$y = 8,30x - 2,25$$

con un coeficiente de correlación

$$r = 0,953$$

5.5.2.4.- N-NO_2^- y N-NO_3^- en el efluente.

En los tres primeros experimentos, observamos, tabla 5-1, que el valor medio de los nitritos que hay en el efluente son del orden de 0,03 a 0,48 mg/l, no existiendo en el afluente presencia de los mismos. En cuanto a los nitratos, los valores medios observados en el efluente son de 0,85 a 1,64 mg/l, menores a los correspondientes en el afluente que son de 1,01 a 1,82 mg/l.

En los tres siguientes experimentos, tabla 5-3, los valores medios de los nitritos en el efluente son de 0,07 a 4,54 mg/l no existiendo en el afluente. Los nitratos en el efluente alcanzan unos valores medios en el efluente de 0,44 a 0,97 mg/l estando presente en el afluente con unos valores medios de 0,92 a 1,19 mg/l.

En los tres últimos experimentos, tabla 5-5, los valores medios de los nitritos en el efluente fueron de 0,01 a 0,05 mg/l no observandose presencia de los mismos en el afluente. Los nitratos en el efluente tienen unos valores medios de 0,32 a 0,42 mg/l cuando el afluente se miden valores de 0,76 a 1,54 mg/l.

5.5.3.-Variables de control.

5.5.3.1.-Evolución del pH

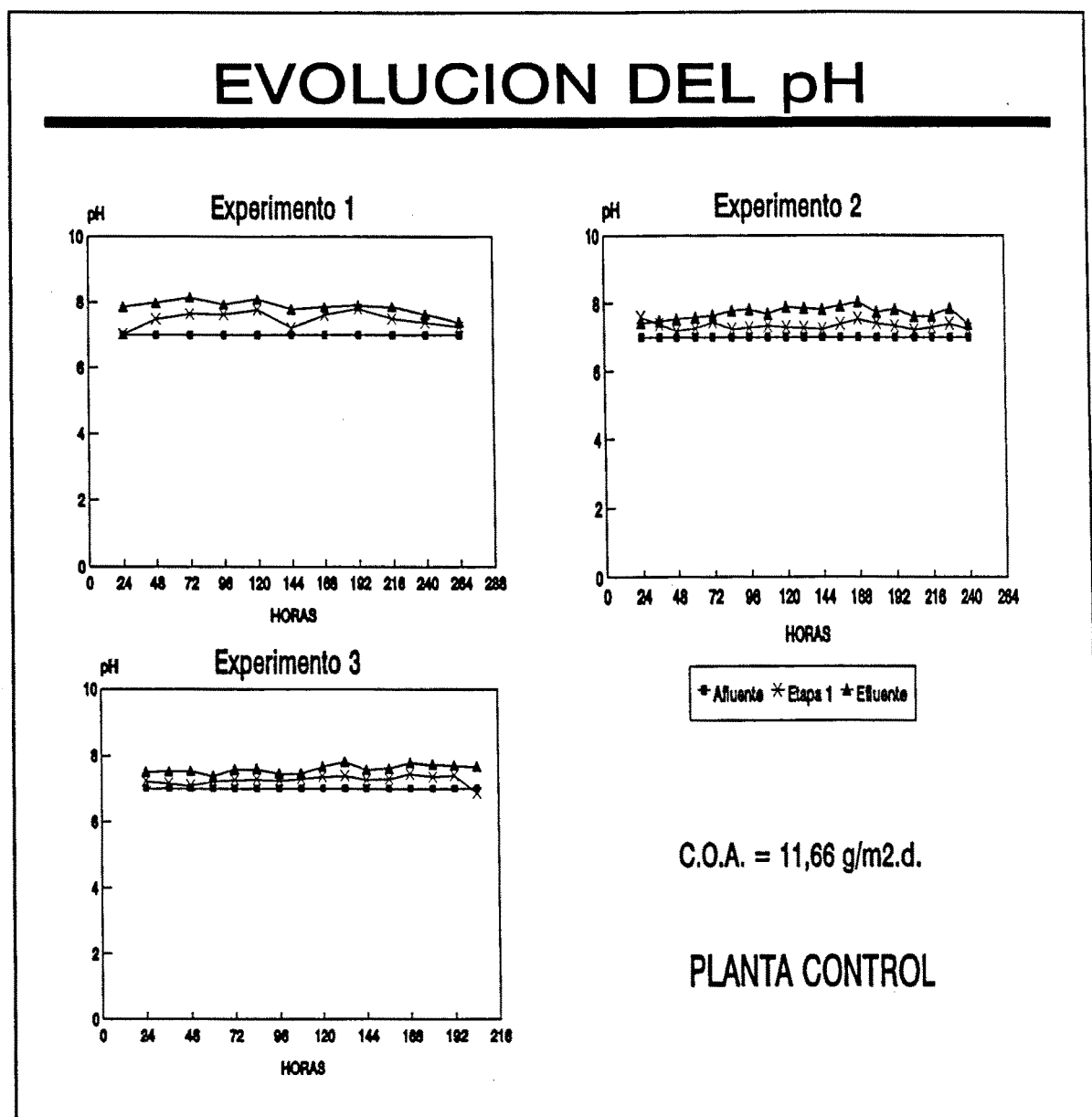


Figura 5-10

EVOLUCION DEL pH

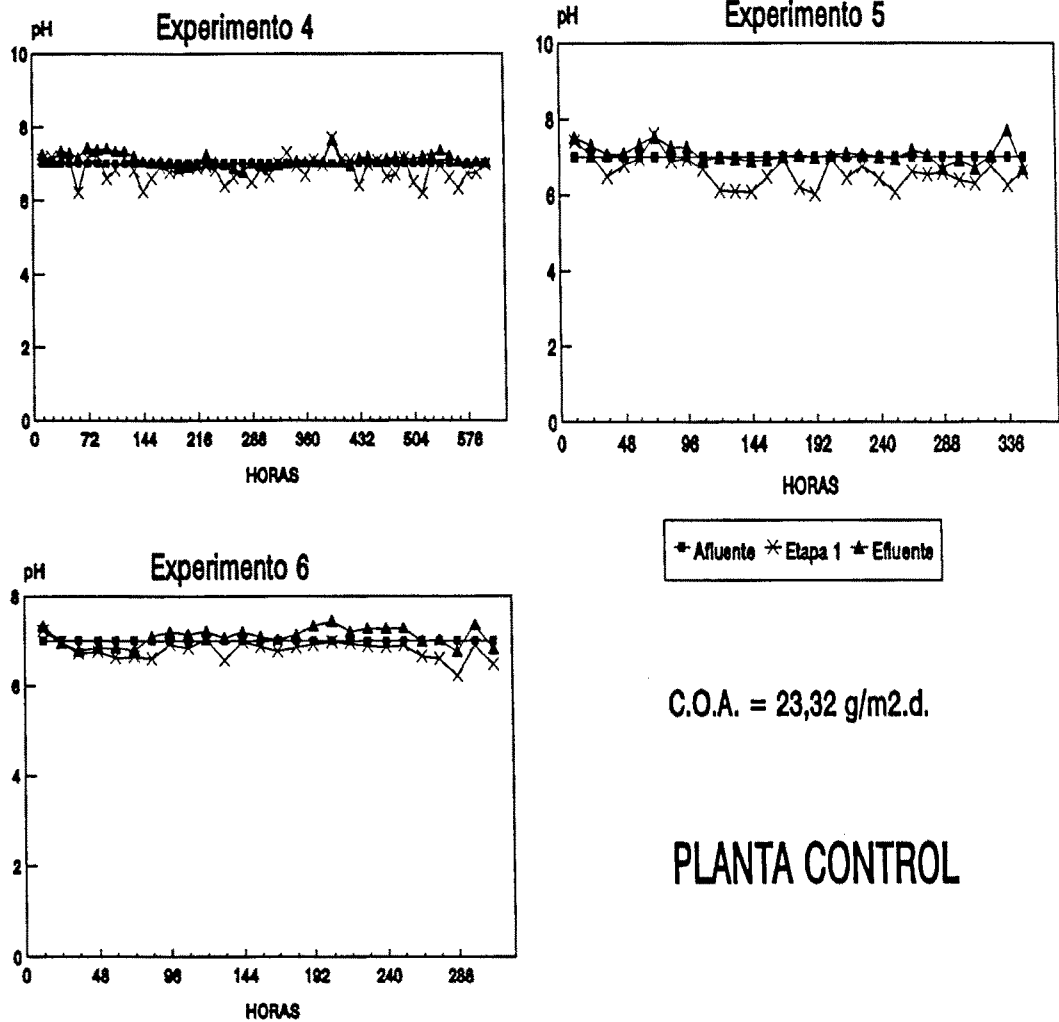


Figura 5-11

La evolución del pH en los tres primeros experimentos realizados con la misma carga orgánica afluente, se representa en la figura 5-10. En ella se observa, que en todos ellos

EVOLUCION DEL pH

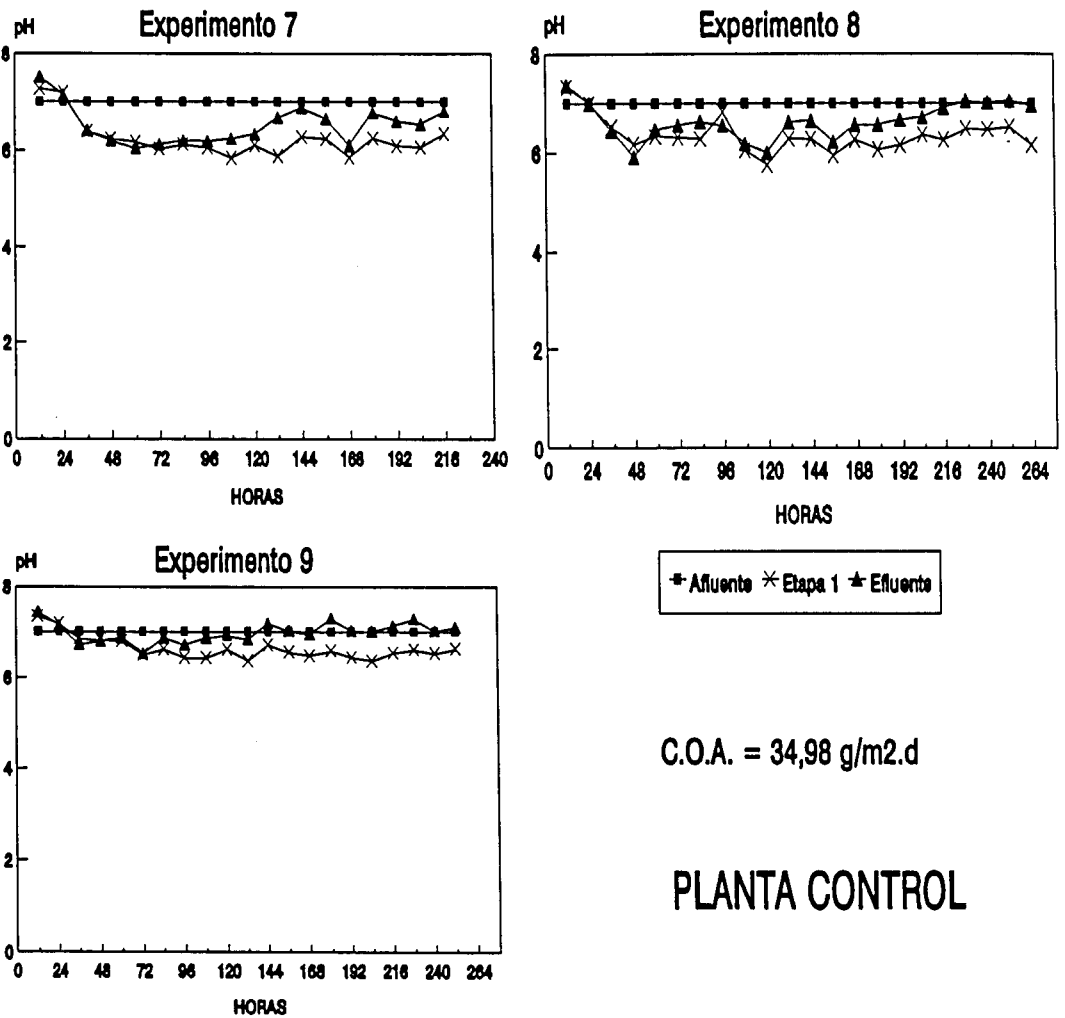


Figura 5-12

el pH sube ligeramente en ambas etapas de la planta control.

En los tres experimentos siguientes llevados a cabo con una

carga orgánica afluente doble, la evolución del pH se muestra en la figura 5-11. Observamos que el pH se mantiene prácticamente constante, ello puede ser debido a que la caída de pH que ocasionaría los efectos de la oxidación carbonácea es tan pequeña que se neutraliza con la alcalinidad del agua residual afluente

En los tres últimos experimentos, realizados con un afluente de carga orgánica tres veces mayor a la primera, el pH cae en la primera etapa recuperándose ligeramente en la segunda etapa (Figura 5-12), formando el perfil característico en los RBCs (Friedman et al, 1979).

5.5.3.2.- Evolución del oxígeno disuelto.

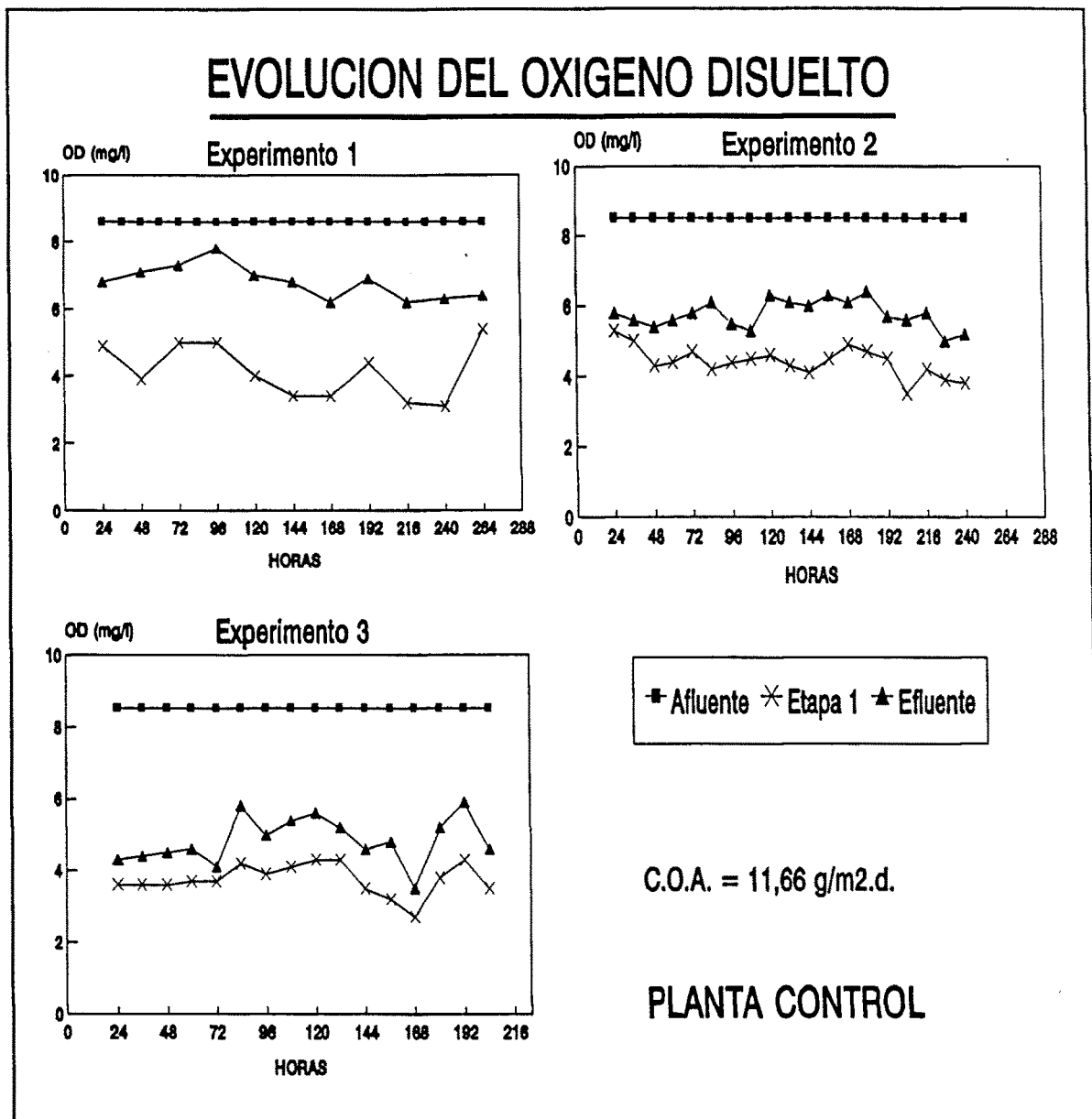


Figura 5-13

EVOLUCION DEL OXIGENO DISUELTO

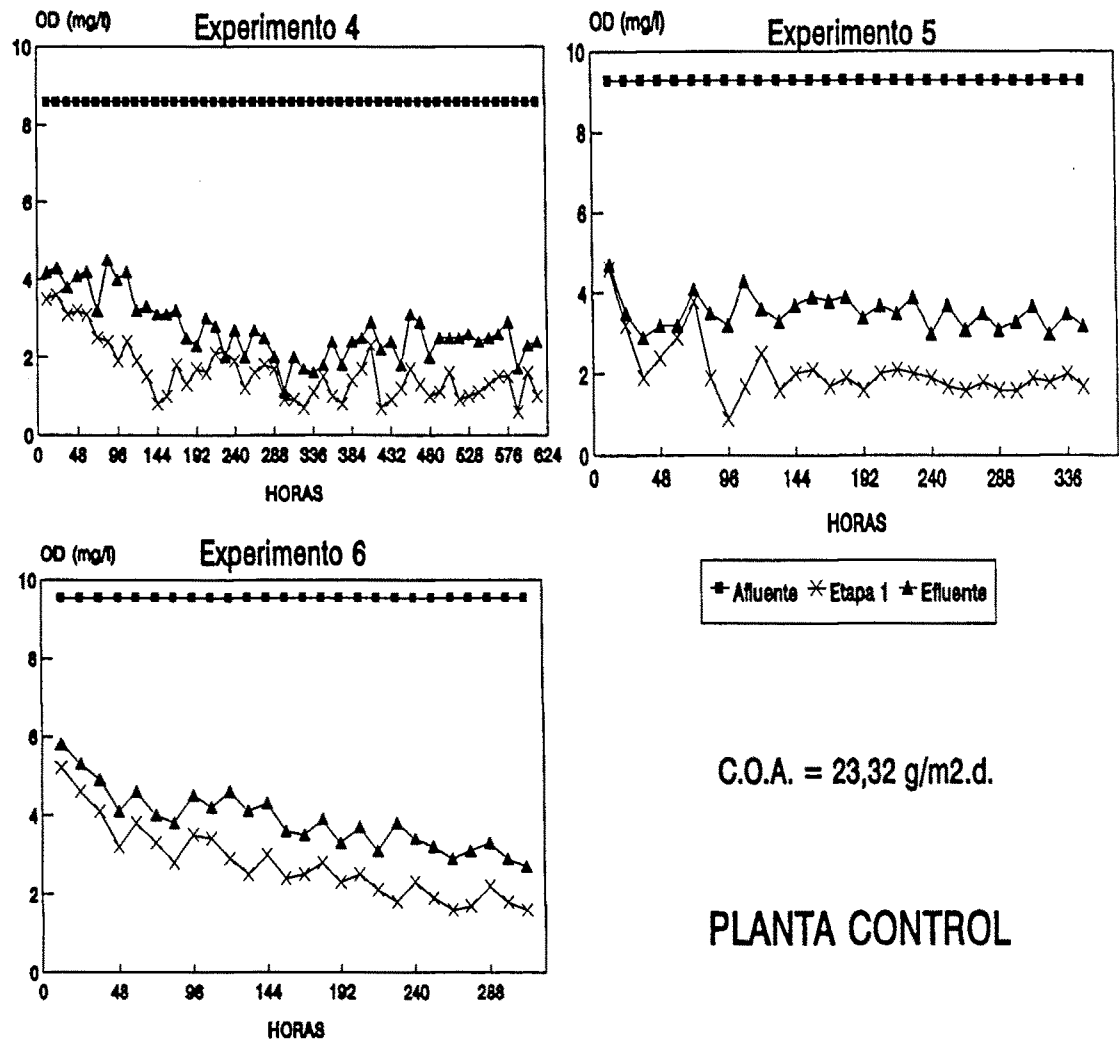


Figura 5-14

Partiendo del valor del oxígeno disuelto en el afluente como el correspondiente al oxígeno disuelto de saturación del agua declorada que utilizamos a la temperatura del agua en cada

EVOLUCION DEL OXIGENO DISUELTO

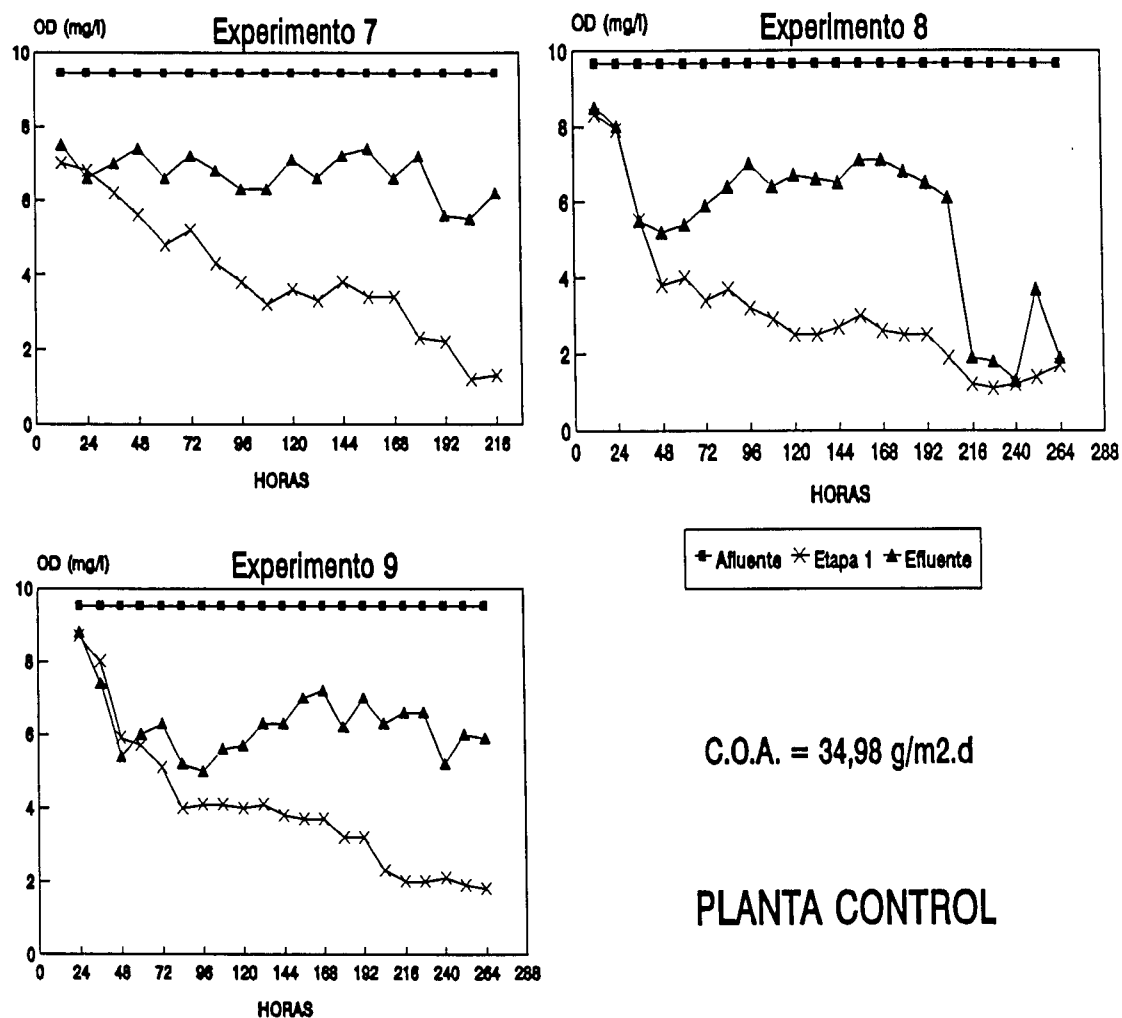


Figura 5-15

experimento (Standart Methods, 1.989), analizaremos la evolución del oxígeno disuelto en cada etapa.

El oxígeno disuelto en los tres primeros experimentos (Figura 5-13), se mantuvo en niveles muy próximos, a lo largo de los mismos y en las diferentes etapas; produciéndose en la primera una fuerte caída, de 8,6; 8,5 y 8,5 mg/l en el afluente a valores medios de 3,75 a 4,41 mg/l en la primera etapa, debido a la demanda de oxígeno producida por la oxidación carbonácea y no ser suficiente la oxigenación del sistema en esta etapa para compensarla; posteriormente se recupera el nivel de oxígeno disuelto en la segunda etapa hasta niveles de 4,84 a 6,8 mg/l, debido a la menor carga orgánica afluente a esta etapa y por consiguiente menor demanda de oxígeno para su oxidación, con lo que con la capacidad de oxigenación de esta etapa se recupera el nivel de oxígeno disuelto en la misma.

En los tres siguientes experimentos (Figura 5-14), de 8,6; 9,2 y 9,5 respectivamente en el afluente disminuye inicialmente en la primera etapa a niveles de 3,5 a 5,2 mg/l, para recuperarse en la segunda etapa hasta valores de 4,2 a 5,8 mg/l. Esto es debido a la mayor demanda de oxígeno en la primera que en la segunda etapa y tener la misma capacidad de oxigenación ambas, producida al entrar el agua residual con una mayor concentración de substrato en la primera que en la segunda etapa. A medida que avanza el experimento se incrementa la biomasa presente en los discos y disminuye aún más el oxígeno disuelto en el agua, alcanzándose al cabo de 7 días valores de 1,8 a 2,5 mg/l en la

primera etapa y de 3,2 a 3,8 mg/l en la segunda, ocasionado todo ello por el incremento de demanda de oxígeno producido por el incremento de biomasa presente en cada instante. A partir de la estabilización de la biomasa en los discos el nivel de oxígeno disuelto en el agua se mantiene prácticamente en los mismos niveles anteriores alcanzando al final del experimento valores de 1 a 2 mg/l en la primera etapa y de 2,4 a 3,5 mg/l en la segunda.

En los tres últimos experimentos (Figura 5-15), debido a que antes de alcanzar el valor del espesor estable se colmatan los discos de la primera etapa y se produce seguidamente un desprendimiento masivo de la biomasa adherida en ella, el oxígeno disuelto en el agua, de valores de 9,4; 9,6 y 9,5 respectivamente en el afluente, disminuye continuamente desde un valor inicial de 7 a 8,3 mg/l en la primera etapa hasta valores de 1,3 a 1,9 mg/l al final del experimento. Mientras, en la segunda etapa se obtienen valores iniciales de 7,5 a 8,8 mg/l finalizando con valores de 5,9 a 6,2 mg/l, excepto en el experimento 8 que debido al desprendimiento de la biomasa en la primera etapa y su arrastre hacia la segunda cae el oxígeno disuelto en esta hasta un valor final de 1,9 mg/l, por las mismas razones apuntadas anteriormente del incremento de demanda de oxígeno producido por el incremento de biomasa presente siendo en todo caso la capacidad de oxidación del sistema la misma.

5.5.3.3.- Conductividad

La conductividad en los tres primeros experimentos, disminuye de valores de 976 $\mu\text{S}/\text{cm}$ en el afluente a valores de 916 a 969 $\mu\text{S}/\text{cm}$ en la primera etapa y de 955 a 964 $\mu\text{S}/\text{cm}$ en la segunda etapa (Tabla 5-2).

En los tres siguientes experimentos, la conductividad afluente varía entre sí, debido a la diferente fuente de captación del agua del grifo, siendo en el cuarto experimento de 1159 $\mu\text{S}/\text{cm}$ y en el quinto y sexto de 693 $\mu\text{S}/\text{cm}$. En la primera etapa del reactor la conductividad disminuye, en el cuarto experimento hasta valores medios de 1098,5 $\mu\text{S}/\text{cm}$ y en el quinto y sexto experimento hasta de 590,85 y 674,5 $\mu\text{S}/\text{cm}$ respectivamente. En la segunda etapa la conductividad disminuye, en el cuarto experimento hasta valores medios de 1054,5 $\mu\text{S}/\text{cm}$ y en el quinto y sexto experimento hasta 577,27 y 668,12 $\mu\text{S}/\text{cm}$ (Tabla 5-4).

En los tres últimos experimentos, por la misma razón anterior la conductividad afluente varía, siendo en el séptimo experimento de 733 $\mu\text{S}/\text{cm}$ y en el octavo y noveno de 647 $\mu\text{S}/\text{cm}$. En la primera etapa disminuye en el séptimo a valores medios de 650,94 $\mu\text{S}/\text{cm}$ y en el octavo y noveno a valores de 560,95 y 579,27 $\mu\text{S}/\text{cm}$ respectivamente. En la segunda etapa disminuye en el

séptimo experimento a valores medios de 627,39 $\mu\text{S}/\text{cm}$ y en el octavo y noveno a valores de 535,76 y 564,09 $\mu\text{S}/\text{cm}$ (Tabla 5-6).

5.5.3.4.- Temperatura.

En los tres primeros experimentos, la temperatura del agua residual se mantuvo en valores medios comprendidos entre 22,82 y 23,26°C con una desviación típica comprendida entre 0,8 a 0,95°C, como muestra la tabla 5-2.

Los tres siguientes experimentos, la temperatura del agua residual fue de 22,86°C de valor medio en el cuarto experimento con una desviación típica de 1,84°C, bajando a valores medios de 18,93 y 17,58°C en el quinto y sexto experimentos con desviaciones típicas de 0,93 y 0,33°C respectivamente según tabla 5-4.

En los tres últimos experimentos, la temperatura varió de un valor medio de 16,95°C a 18,03°C con una desviación típica de 0,64 a 1,22°C (Tabla 5-6).

Todas estas temperaturas están en unos niveles, que con la carga hidráulica utilizada no afectan a la eliminación tanto de la materia orgánica carbonácea como del nitrógeno amoniacal (ASCE, 1980).

5.5.4.-Biomasa

5.5.4.1.- Espesores en la primera etapa.

Los espesores medios alcanzados en los tres primeros experimentos fueron de 1,99 a 1,95 mm con una desviación típica de 0,047 a 0 mm (Tabla 5-2).

En los tres siguientes experimentos los espesores medios alcanzados fueron de 3,637 a 3,79 mm con unas desviaciones típicas de 0,214 a 0,035mm (Tabla 5-4).

En los tres últimos experimentos los espesores finales fueron de 6mm al quedar relleno el espacio entre discos con biopelícula (Tabla 5-6) (Figura 5-16)

5.5.4.2.- Espesores en la segunda etapa.

En los tres primeros experimentos se alcanzan espesores medios de 0,158 a 0,149mm con una desviación típica de 0,008 a 0mm (Tabla 5-2).

En los tres siguientes experimentos, el espesor medio alcanzado fue de 0,426 a 0,495mm con una desviación típica de 0,036 a 0,065mm (Tabla 5-4).

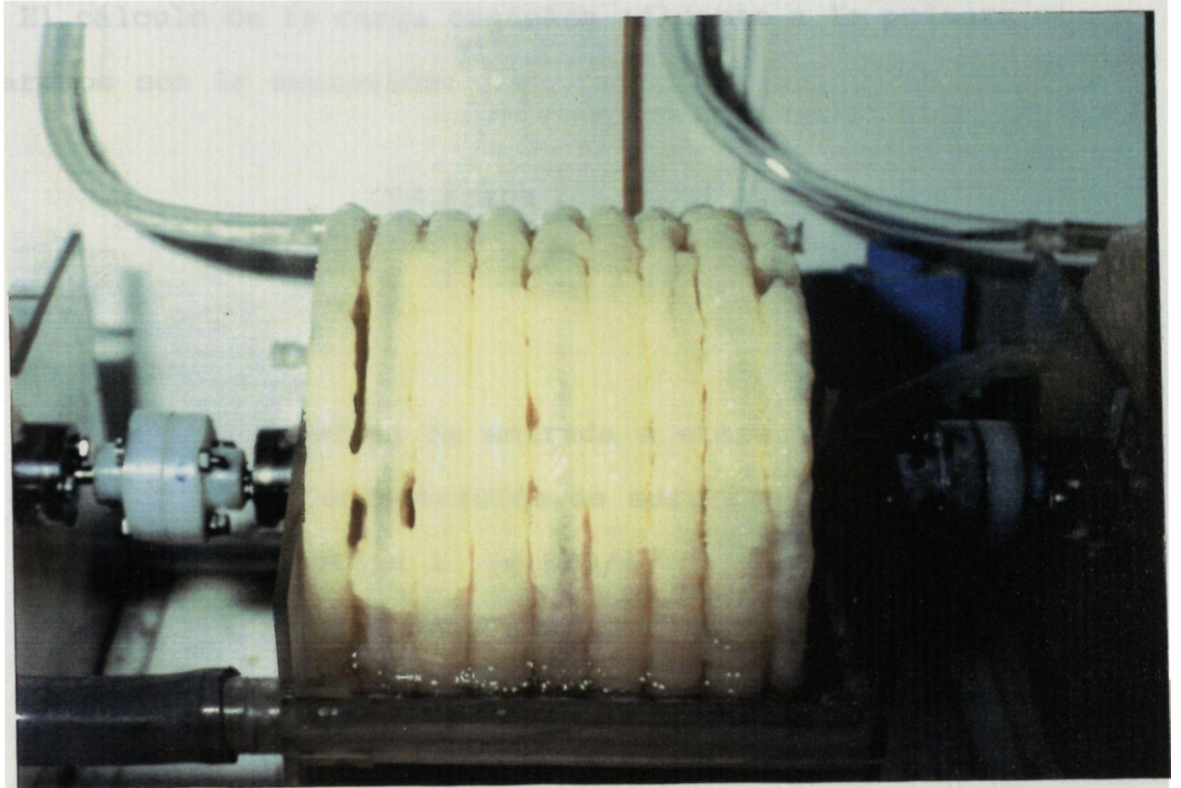


Figura 5-16.

En los tres últimos experimentos el espesor final alcanzado fue de 0,760 a 0,793mm (Tabla 5-6).

5.5.4.3.- Relación carga orgánica afluente espesor de la biopelícula.

Para establecer la relación entre la carga orgánica afluente y el espesor de la biopelícula, comenzaremos con el cálculo de la carga orgánica afluente a cada etapa para así poderla comparar

con los espesores alcanzados en ella.

El cálculo de la carga orgánica afluyente a la primera etapa lo haremos con la expresión:

$$COA \text{ Etapa 1} = Q \frac{S_o}{A_1}$$

en donde:

Q = Caudal de entrada a etapa 1 (m^3/d)

S_o = Concentración de sustrato afluyente a la etapa 1 ($g \text{ DQO/l}$).

A_1 = Superficie de los discos en la etapa 1 (m^2).

el mismo cálculo anterior aplicado a la segunda etapa, lo haremos con la ecuación:

$$COA \text{ Etapa 2} = Q \frac{S_1}{A_2}$$

en donde:

Q = Caudal de entrada a etapa 2 (m^3/d)

S_o = Concentración de sustrato afluyente a la etapa 2 ($g \text{ DQO/l}$).

A_1 = Superficie de los discos en la etapa 2 (m^2).

De este modo resultan para cada experimento las cargas afluentes a cada etapa que se observan en la tabla 5-13.

TABLA 5-13. COA AFLUENTE (gDQO/m ² .d)		
Experimento Número	Etapas 1	Etapas 2
1	23,32	3,19
2	23,32	4,70
3	23,32	4,94
4	46,65	11,55
5	46,65	11,60
6	46,65	6,59
7	68,95	9,27
8	68,95	12,00
9	68,95	18,16

con ellas se lleva a cabo la relación COA-espesores mostrada en la figura 5-17.

En la primera etapa encontramos que al incrementar la carga orgánica afluente aumenta el espesor, resultando que para una carga de 23,32 g/m².d resultan espesores medios de 1,99, 1,987 y 1,95 mm, en los experimentos 1, 2 y 3 respectivamente; para una carga de 46,65 g/m².d los espesores medios son de 3,637, 3,64 y 3,79 mm, en los experimentos 4, 5 y 6 respectivamente y para una carga de 68,95 g/m².d se alcanzan espesores de 6mm en todos los experimentos restantes.

Ajustados estos valores con una regresión exponencial

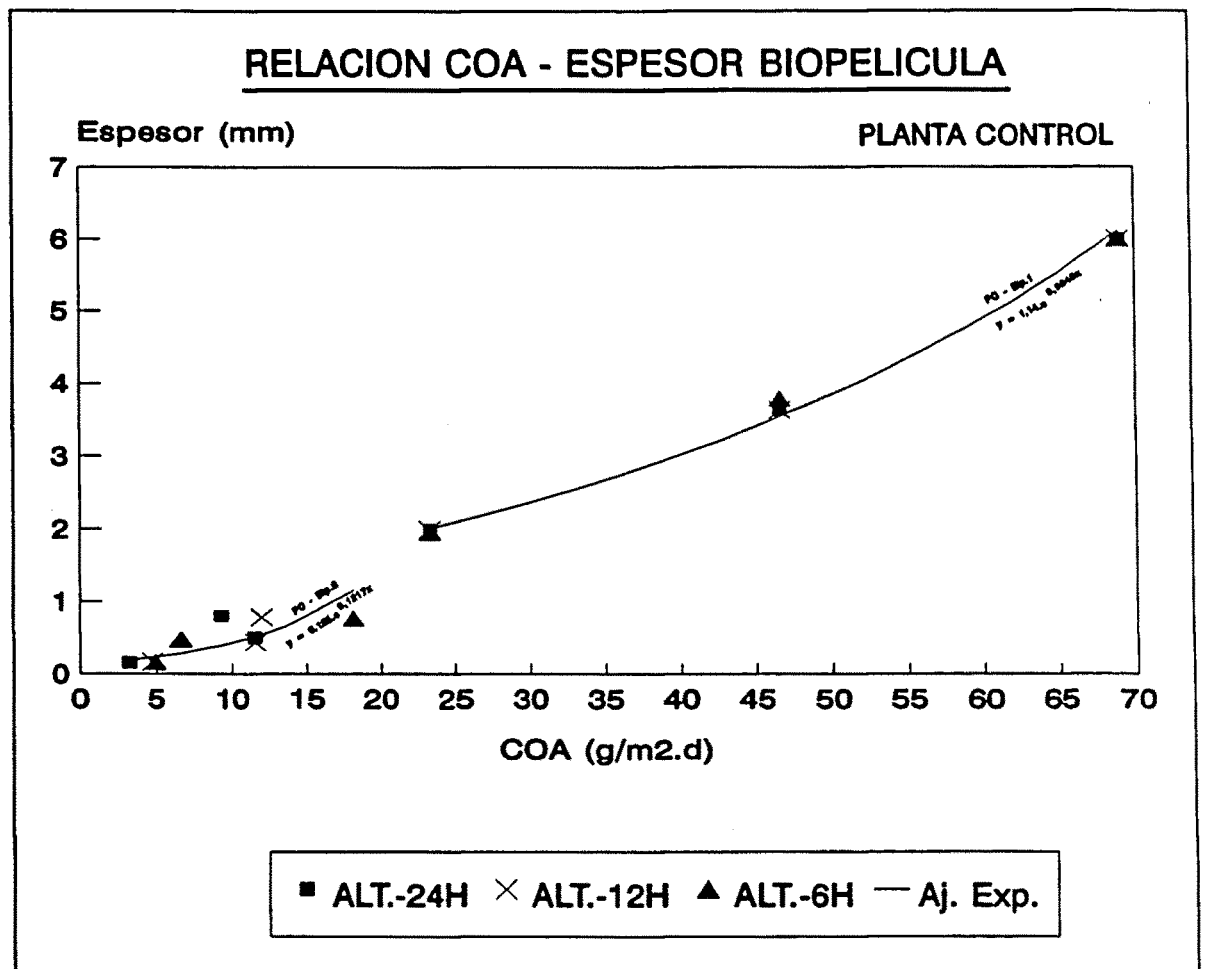


Figura 5-17

resulta una evolución de ecuación

$$y = 1,14.e^{0,0243x}$$

con un coeficiente de correlación

$$r = 0,8989$$

En la segunda etapa vemos que al incrementar la carga orgánica afluente aumenta el espesor, resultando que, en los tres primeros experimentos para cargas de 3,19, 4,7 y 4,94 g/m².d resultan espesores medios de 0,149, 0,158 y 0,155 mm respectivamente; en los experimentos 4, 5 y 6 con cargas

afluentes de 11,55, 11,6 y 6,59 g/m².d resultan espesores medios de 0,495, 0,426 y 0,469mm y por último para los experimentos 7, 8 y 9, para una carga de 9,27, 12 y 18,16 g/m².d los espesores medios son de 0,793, 0,772 y 0,76 mm.

El ajuste con una regresión exponencial de estos valores resulta una evolución de ecuación $y = 0,125 \cdot e^{0,1217x}$
con un coeficiente de correlación $r = 0,8077$

5.5.5.-Sólidos.

5.5.5.1.- Sólidos suspendidos totales en el efluente.

En los tres primeros experimentos, tabla 5-2, los sólidos totales en el efluente tomaron unos valores medios de 25, 19,66 y 7,5 mg/l en los experimentos 1, 2 y 3 respectivamente.

Para los tres siguientes experimentos los sólidos totales en el efluente tuvieron unos valores medios de 25, 50 y 27,5 mg/l en los experimentos 4, 5 y 6 respectivamente, tabla 5-4

En los tres últimos experimentos, tabla 5-6, los sólidos totales en el efluente alcanzaron valores de 37, 12 y 11 mg/l correspondiente a los experimentos 7, 8, y 9 respectivamente.

5.6.-ANÁLISIS DE RESULTADOS EN LA PLANTA ALTERNA.

5.6.1.-Eliminación de la materia orgánica carbonácea

5.6.1.1.-Reducción de la materia orgánica carbonácea en la primera etapa

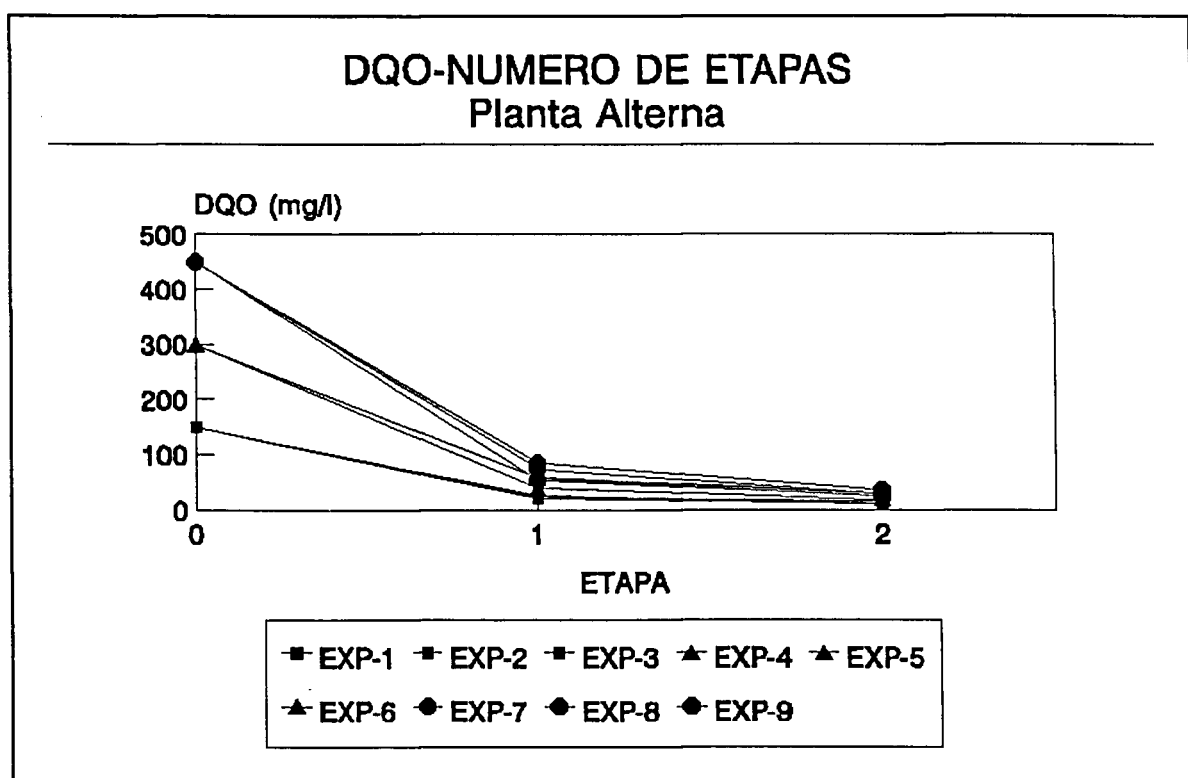


Figura 5-18

Está en los tres primeros experimentos en valores medios comprendidos entre 83,04 y 86,72%, con concentraciones medias comprendidas entre 25,44 y 19,91 mgDQO/l (figura 5-18). En los tres siguientes el nivel medio de eliminación estuvo comprendido

entre el 80,6 y 87,07% con concentraciones medias de 58,09 a 38,79 mgDQO/l. Y, en los tres últimos, se alcanzó una reducción media de entre el 81,33 y 87,91%, con concentraciones medias de 83,99 a 54,40 mgDQO/l (Figura 5-18)

Esto indica que están en un rango alto de eliminación para estas condiciones de funcionamiento, segun Bintaja y otros (1.975).

5.6.1.2.- Reducción de la materia orgánica carbonácea en el efluente.

Se alcanzaron niveles de eliminación medios del 90,15 al 93,29% en los tres primeros experimentos, con efluentes con una concentración media de 14,77 a 10,06 mgDQO/l. En los tres siguientes experimentos, se llegó a reducciones medias del 90,01 al 93,77% con concentraciones medias en los efluentes de 29,96 a 18,68 mgDQO/l. Siendo en los tres últimos experimentos la eliminación media del 91,9 al 94,75%, con concentraciones efluentes medias de 36,26 a 23,62 mgDQO/l, tal como se observa en la figura 5-18.

5.6.1.3.- Efecto de la carga orgánica afluyente (COA) en la eliminación de la materia orgánica carbonácea.

5.6.1.3.a.- En la primera etapa

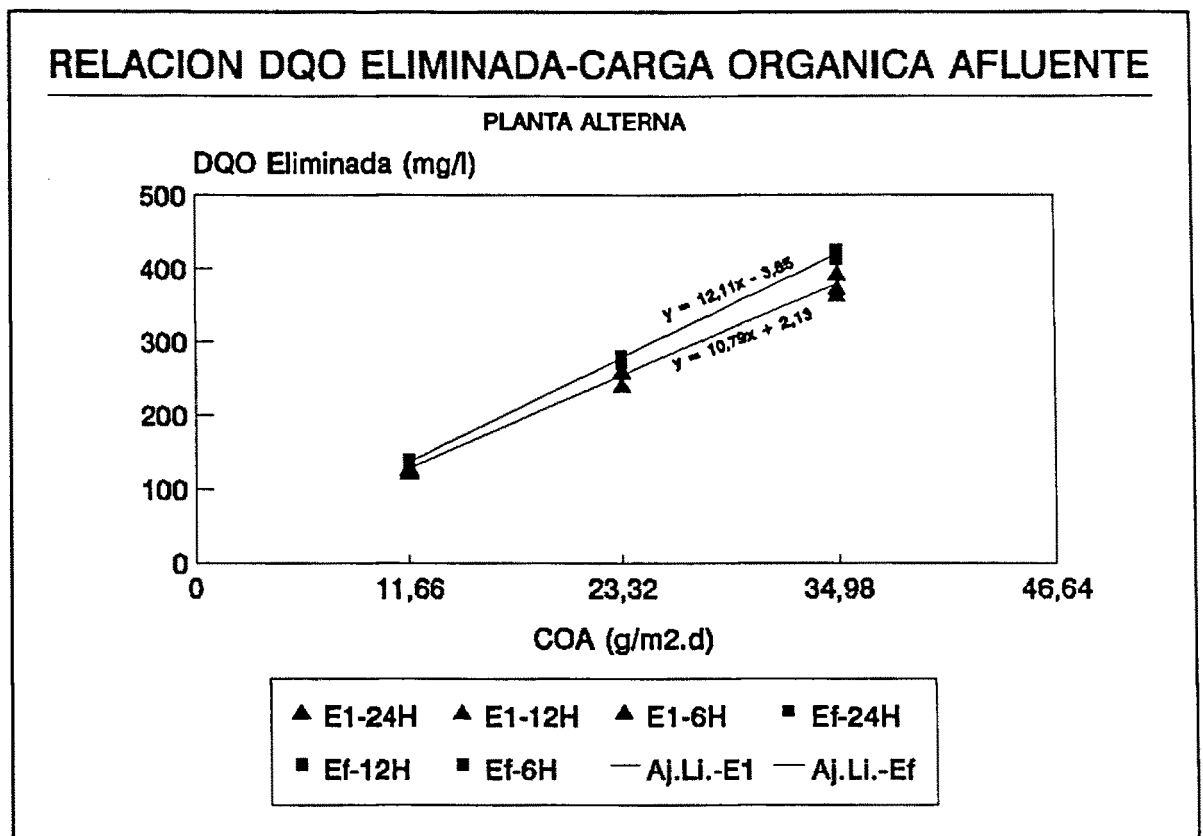


Figura 5-19

La relación entre estos parámetros se recoge en la figura 5-19. En ella, tomando en el eje de abscisas la carga orgánica global afluyente a la planta, se observa: primero, que a medida que aumenta la COA aumenta la variabilidad de las concentraciones

medias en la primera etapa en cada grupo de tres experimentos de igual COA , expresada ésta por las desviaciones típicas, siendo para los tres primeros experimentos de 9,60 a 12,54 mgDQO/l, para los tres siguientes de 17,14 a 26,69 mgDQO/l y para los tres últimos de 22,37 a 46,25 mgDQO/l; y segundo, que a medida que aumenta la COA aumenta la concentración media de la primera etapa, estableciéndose tres grupos de concentraciones medias correspondientes a los tres valores de COA utilizados de 11,66 gDQO/m².d, 23,32 gDQO/m².d y 34,98 gDQO/m².d y siendo estas de 19,91 a 25,44 mgDQO/l, de 38,79 a 58,09 mgDQO/l y de 54,40 a 83,99 mgDQO/l respectivamente.

Del ajuste lineal de estos tres grupos de concentraciones medias en la primera etapa resulta una recta de ecuación

$$y = 10,79x + 2,13$$

siendo el coeficiente de correlación

$$r = 0,996$$

5.6.1.3.b.- En el efluente

Observando la figura 5-19, vemos que a medida que la COA aumenta también aumenta la concentración media del efluente, formándose para las tres COA utilizadas de 11,66 gDQO/m².d, 23,32 gDQO/m².d y 34,98 gDQO/m².d tres grupos de concentraciones medias

efluentes de 10,06 a 14,77 mgDQO/l, de 18,68 a 29,96 mgDQO/l y de 23,62 a 36,26 mgDQO/l respectivamente. Igualmente se observa en los tres grupos de COA utilizados, que a medida que aumenta su valor aumenta la variabilidad de sus concentraciones efluentes respectivas, que expresadas por su desviación típica son de 6,67 a 9,60 mgDQO/l, de 10,80 a 14,70 mgDQO/l y de 9,25 a 12,46 mgDQO/l respectivamente.

Del ajuste lineal de las concentraciones medias del efluente resulta la recta de ecuación:

$$y = 12,11x - 3,85$$

con un coeficiente de correlación

$$r = 0,9992$$

5.6.1.4.- Efecto de la carga hidráulica sobre la DQO efluente

Al ser la carga hidráulica 77,75 l/m².d constante en los tres grupos de experimentos, se obtienen los tres grupos de valores correspondientes a los tres valores de COA, que son de 10,06 a 14,77 mgDQO/l, de 18,68 a 29,96 mgDQO/l y de 23,62 a 36,26 mgDQO/l respectivamente, todos ellos menores a los que resultan normalmente para ese tipo de carga hidráulica según ASCE (1980).

5.6.2.- Nitrógeno.

5.6.2.1.-Reducción del N-NH_4^+ en la primera etapa

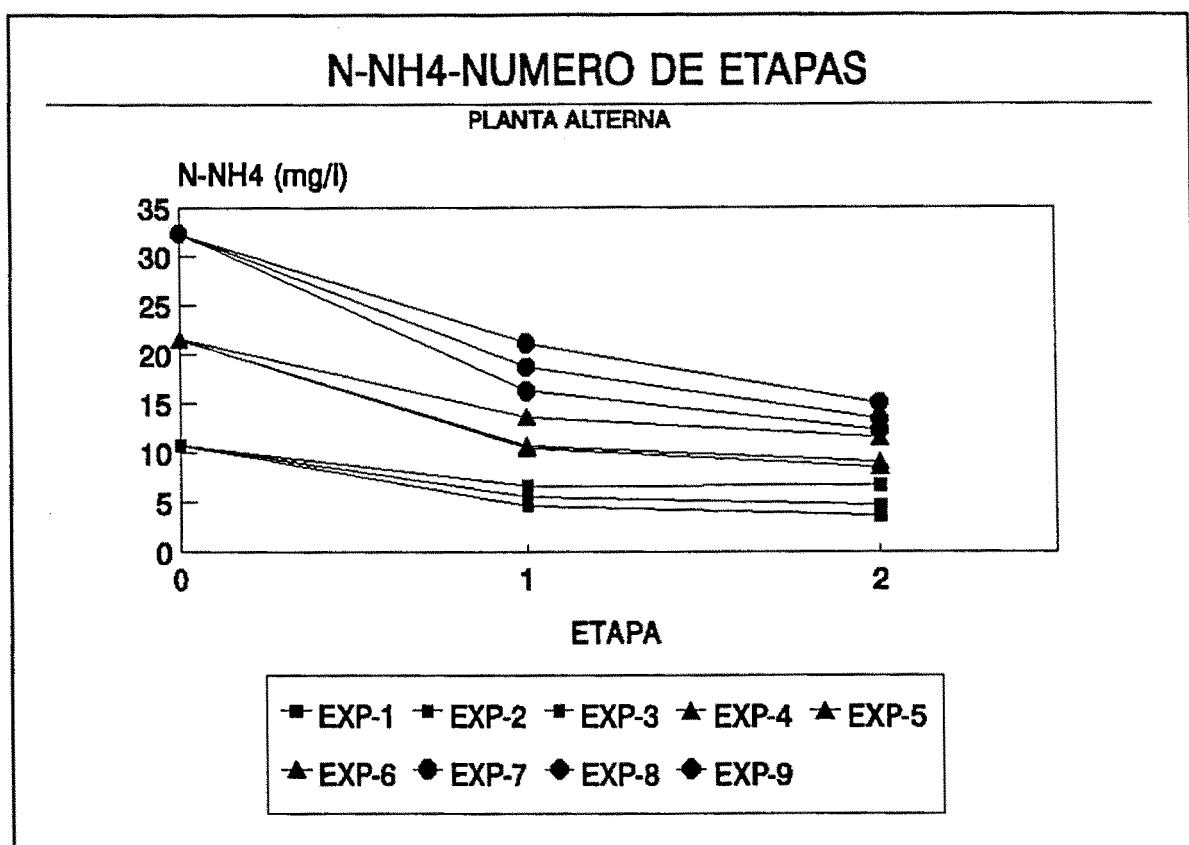


Figura 5-20

En los tres primeros experimentos se alcanzaron reducciones medias del orden del 38,6 al 56,2% con valores medios entre 6,63 y 4,73 $\text{mgN-NH}_4^+/\text{l}$. En los tres siguientes experimentos la reducción media fue de entre 36,57 a 51,43% con valores medios de 13,7 a 10,49 $\text{mgN-NH}_4^+/\text{l}$. Y, en los tres últimos experimentos

la reducción fue de 34,72 a 49,59% siendo los valores medios alcanzados de 21,15 a 16,33 mgN-NH₄⁺/l (Figura 5-20).

5.6.2.2.- Reducción del N-NH₄⁺ en el efluente

Los valores medios de N-NH₄⁺ en el efluente en los tres primeros experimentos estuvieron entre 6,75 a 3,69 mgN-NH₄⁺/l correspondiendo unos niveles de reducción de entre 37,5 a 65,8%. En los tres siguientes experimentos los valores medios alcanzados fueron entre 11,56 y 8,58 mgN-NH₄⁺/l eliminándose de un 34,72 a un 49,59% respectivamente. En los tres últimos experimentos se alcanzaron valores medios de entre 15,09 a 12,28 mgN-NH₄⁺/l correspondiendo reducciones del 62,09 al 53,42% (Figura 5-20).

5.6.2.3.- Efecto de la carga de nitrógeno afluente sobre la eliminación del nitrógeno.

5.6.2.3.a.- En la primera etapa

Tomando en el eje de abscisas la carga de nitrógeno global afluente a la planta, figura 5-21, se observa que al aumentar la carga global de nitrógeno en el afluente aumenta el N-NH₄⁺ eliminado, resultando que, para la primera carga global de

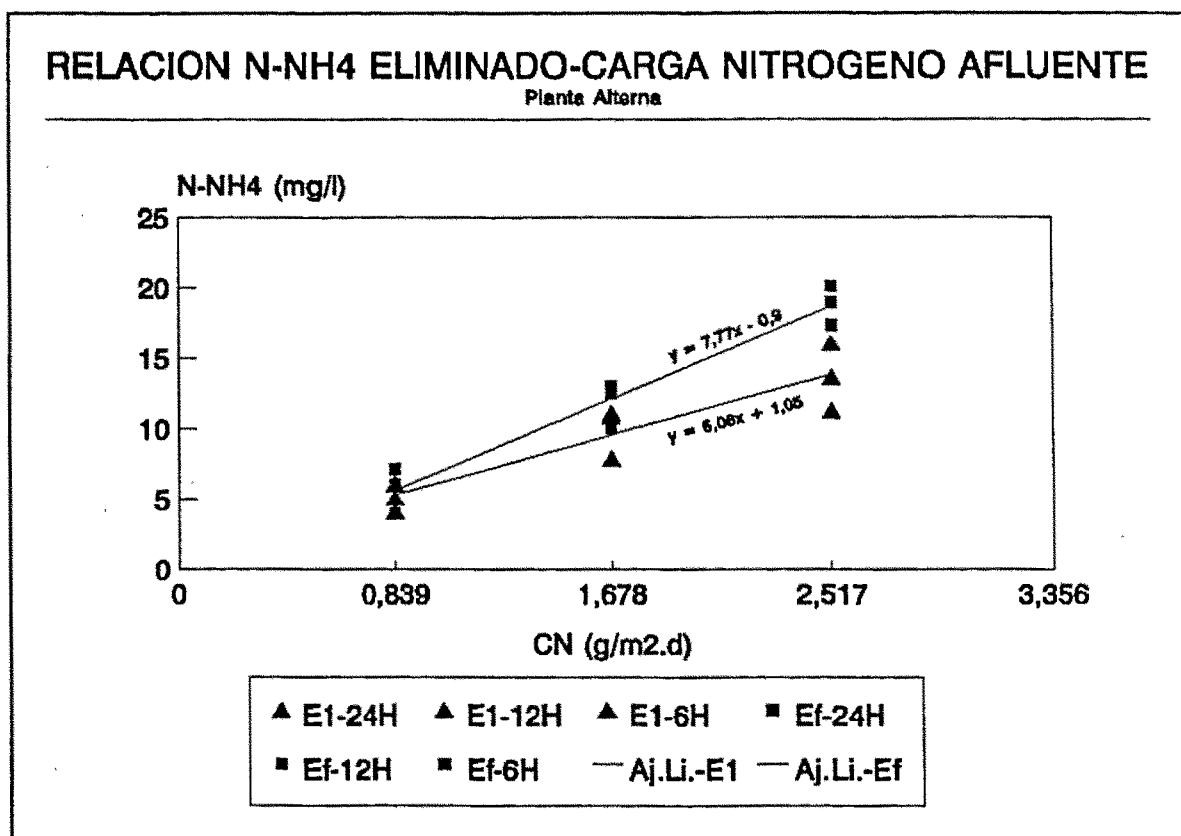


Figura 5-21

nitrógeno, correspondiente a los tres primeros experimentos, se alcanzan valores medios de 4,73 a 6,63 mgN-NH₄⁺/l, para la segunda carga global se obtienen valores medios de 10,49 a 13,7 mgN-NH₄⁺/l y para la tercera carga global, correspondiente a los tres últimos experimentos, los valores medios del efluente son de 16,33 a 21,15 mgN-NH₄⁺/l.

Ajustados estos valores con una regresión lineal resulta una recta de ecuación

$$y = 5,08x + 1,04$$

siendo el coeficiente de correlación

$$r = 0,917.$$

5.6.2.3.b.- En el efluente.

Los valores medios del $N-NH_4^+$ en el efluente aumentan a medida que aumenta la carga global de nitrógeno afluente (figura 5-21), siendo que para los tres primeros experimentos que corresponden a la carga global de nitrógeno afluente más baja de $0,839 \text{ g/m}^2.\text{d}$ los valores medios obtenidos fueron de $3,69$ a $6,75 \text{ mgN-NH}_4^+/\text{l}$, para los tres siguientes de carga global de nitrógeno $1,678 \text{ g/m}^2.\text{d}$ fueron de $8,58$ a $11,56 \text{ mgN-NH}_4^+/\text{l}$ y, para los tres últimos de carga global $2,517 \text{ g/m}^2.\text{d}$ de $12,28$ a $15,09 \text{ mgN-NH}_4^+/\text{l}$.

Del ajuste lineal de estos tres grupos de concentraciones resulta una recta de ecuación

$$y = 7,77x - 0,9$$

con un coeficiente de correlación

$$r = 0,973$$

5.6.2.4.- $N-NO_2^-$ y $N-NO_3^-$ en el efluente.

En los tres primeros experimentos, observamos, tabla 5-1, que el valor medio de los nitritos que hay en el efluente son del orden de $0,01$ a $0,38 \text{ mg/l}$, no existiendo en el afluente presencia de los mismos. En cuanto a los nitratos, los valores

medios observados en el efluente son de 0,89 a 1,46 mg/l, menores a los correspondientes en el afluente que son de 1,01 a 1,82 mg/l.

En los tres siguientes experimentos, tabla 5-3, los valores medios de los nitritos en el efluente son de 0,07 a 3,31 mg/l, no existiendo en el afluente. Los nitratos en el efluente alcanzan unos valores medios en el efluente de 0,53 a 0,88 mg/l estando presente en el afluente con unos valores medios de 0,92 a 1,19 mg/l.

En los tres últimos experimentos, tabla 5-5, los valores medios de los nitritos en el efluente fueron de 0,02 a 0,03 mg/l no observándose presencia de los mismos en el afluente. Los nitratos en el efluente tienen unos valores medios de 0,31 a 0,43 mg/l cuando el afluente se miden valores de 0,76 a 1,54 mg/l.

5.6.3.-Variables de control.

5.6.3.1.-Evolución del pH

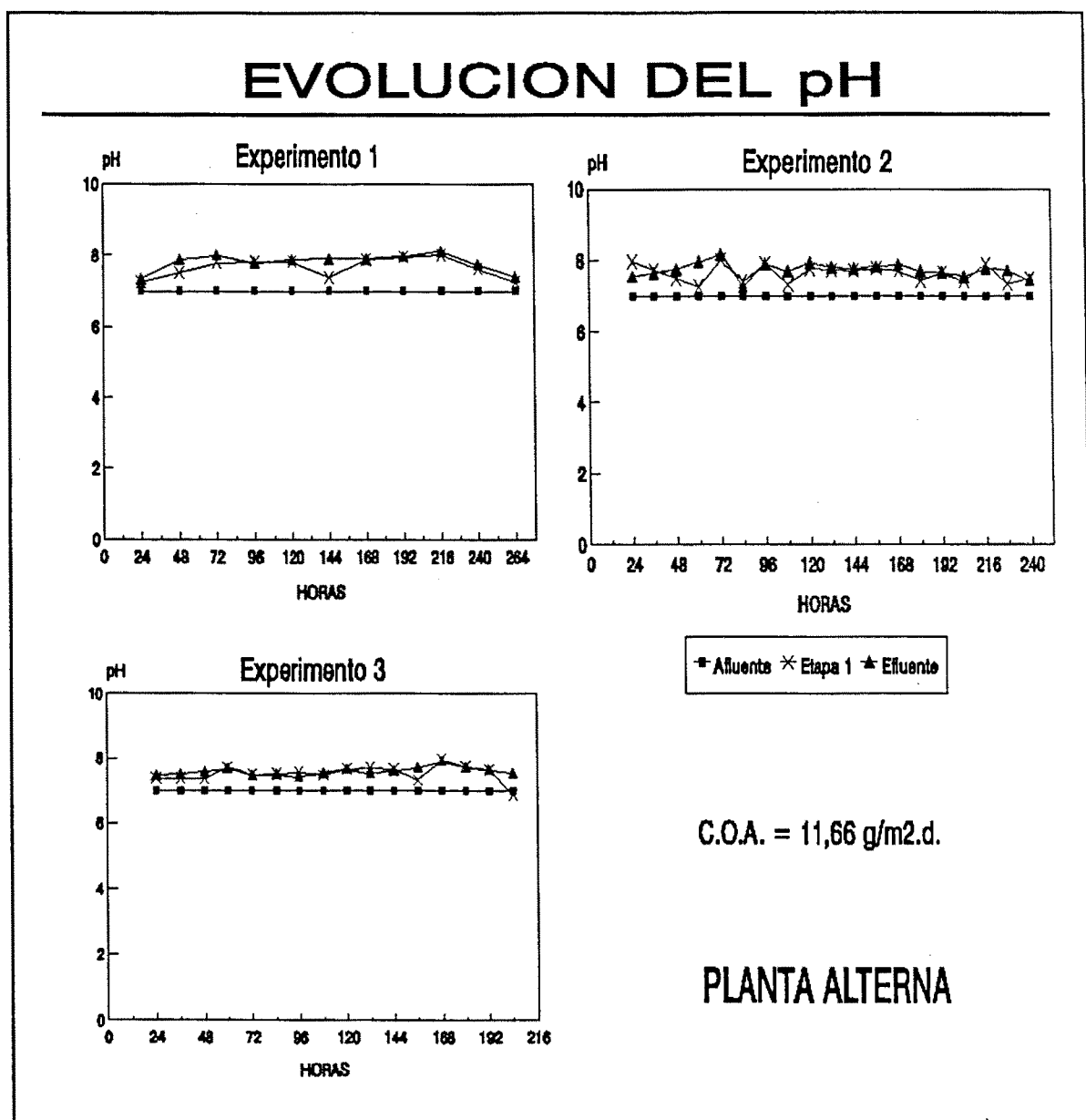
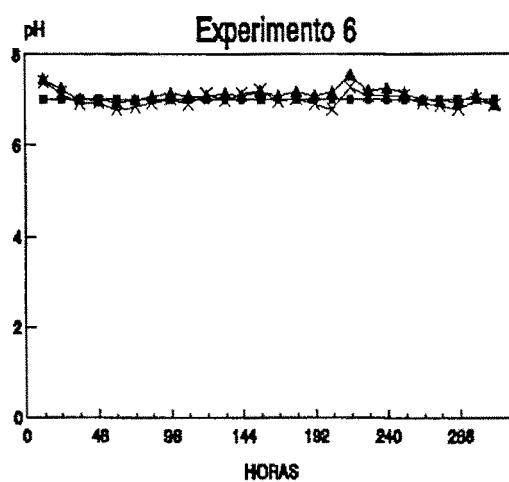
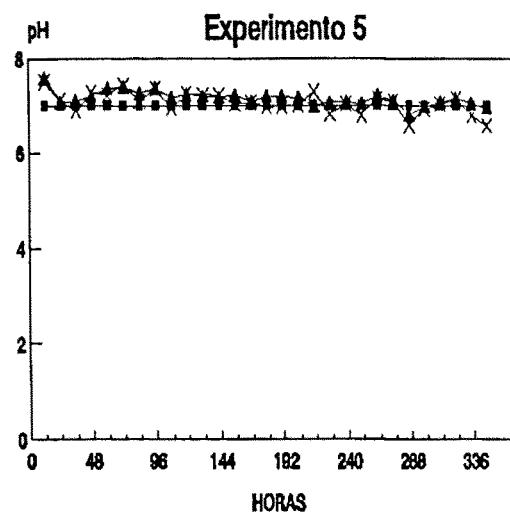
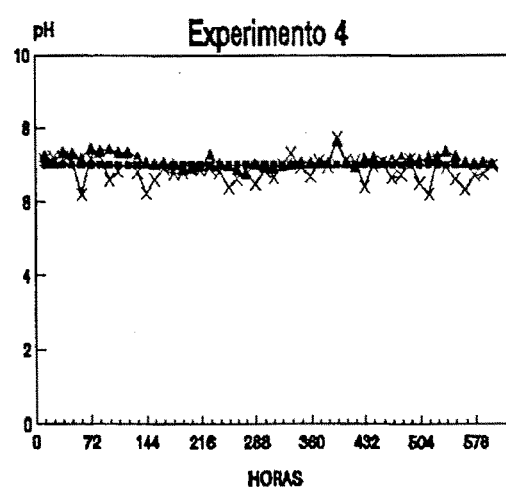


Figura 5-22

EVOLUCION DEL pH



■ Afluente × Etapa 1 ▲ Efluente

C.O.A. = 23,32 g/m².d.

PLANTA ALTERNA

Figura 5-23

La evolución del pH en los tres primeros experimentos realizados con la misma carga orgánica afluyente, se representa en la figura 5-22. En ella se observa, que en todos ellos

EVOLUCION DEL pH

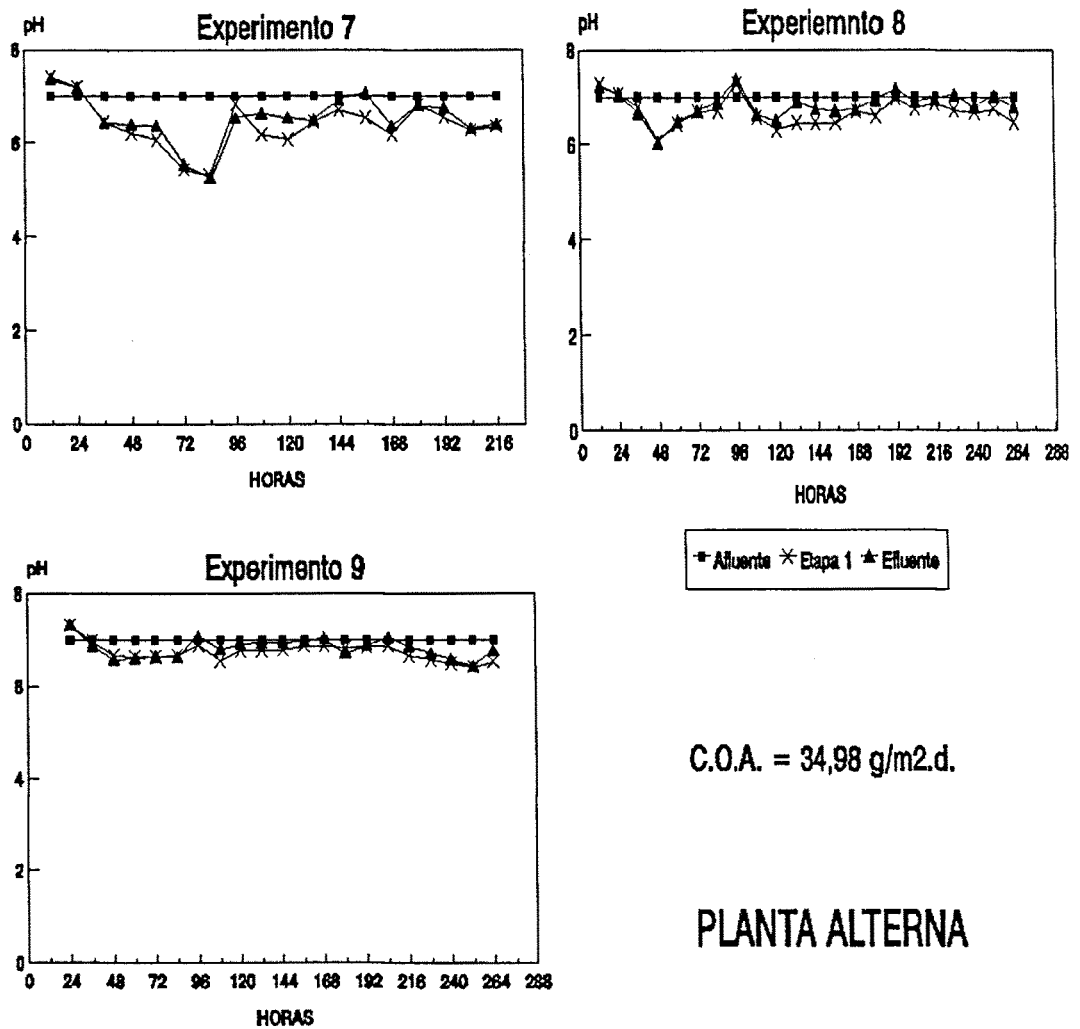


Figura 5-24

el pH sube ligeramente en ambas etapas de la planta alterna, permaneciendo prácticamente constante entre ellas debido a la alternancia en el sentido del flujo.

En los tres experimentos siguientes llevados a cabo con una carga orgánica afluyente doble, la evolución del pH se muestra en la figura 5-23. Observamos que el pH se mantiene prácticamente constante, ello puede ser debido a que la caída de pH que ocasionaría los efectos de la oxidación carbonácea es tan pequeña que se neutraliza con la alcalinidad del agua residual afluyente, siendo entre etapas el mismo, por la misma razón anterior.

En los tres últimos experimentos, realizados con un afluyente de carga orgánica tres veces mayor a la primera, el pH cae por igual en ambas etapas originado por la acción de la alternancia en el sentido del flujo (Figura 5-24), apartandose del perfil característico en los RBCs (Friedman et al, 1979) en los que en la segunda etapa existe una ligera recuperación del mismo.

5.6.3.2.- Evolución del oxígeno disuelto.

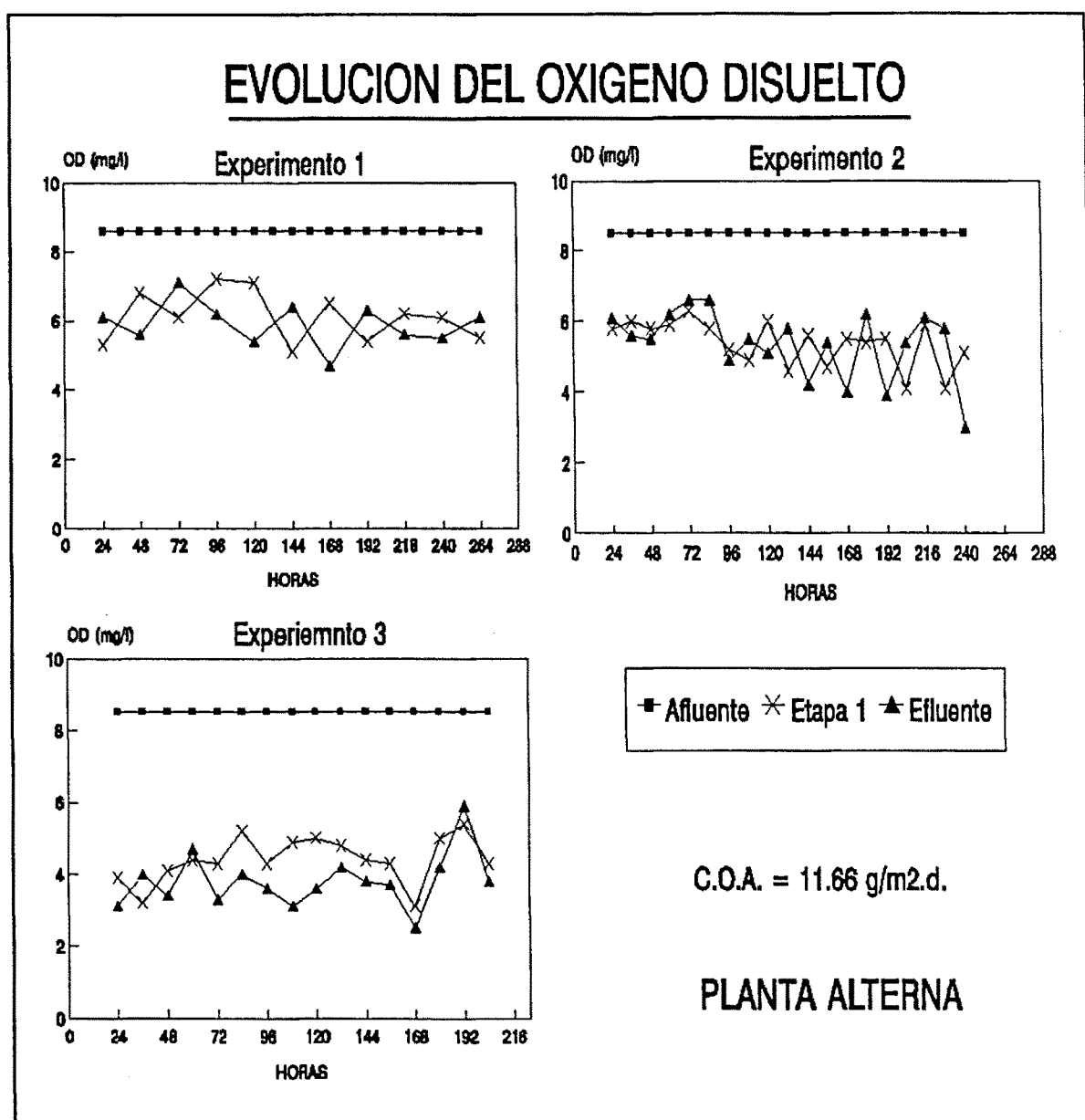


Figura 5-25

EVOLUCION DEL OXIGENO DISUELTO

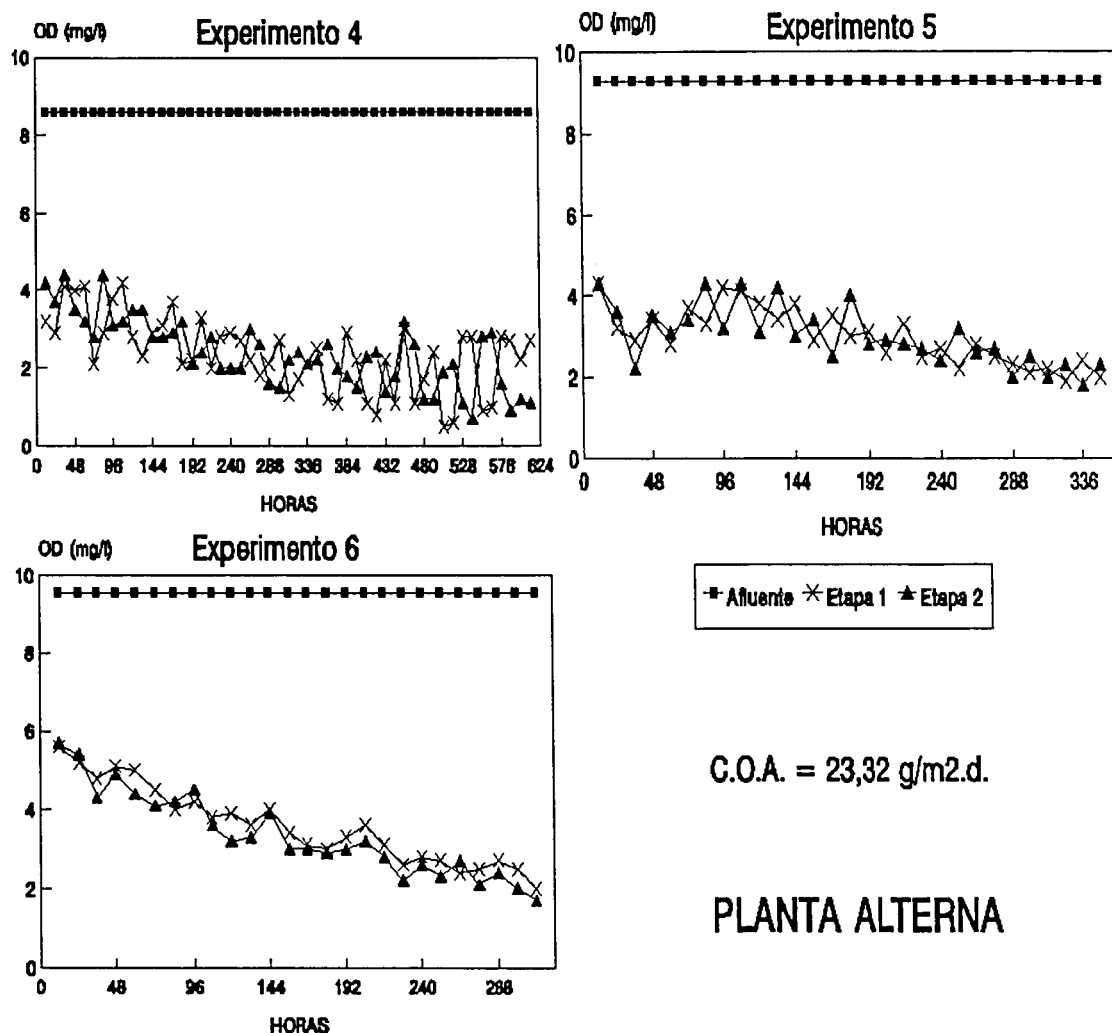


Figura 5-26

Siendo el valor del oxígeno disuelto en el afluente el correspondiente al oxígeno disuelto de saturación del agua clorada que utilizamos, a la temperatura del agua en cada

EVOLUCION DEL OXIGENO DISUELTO

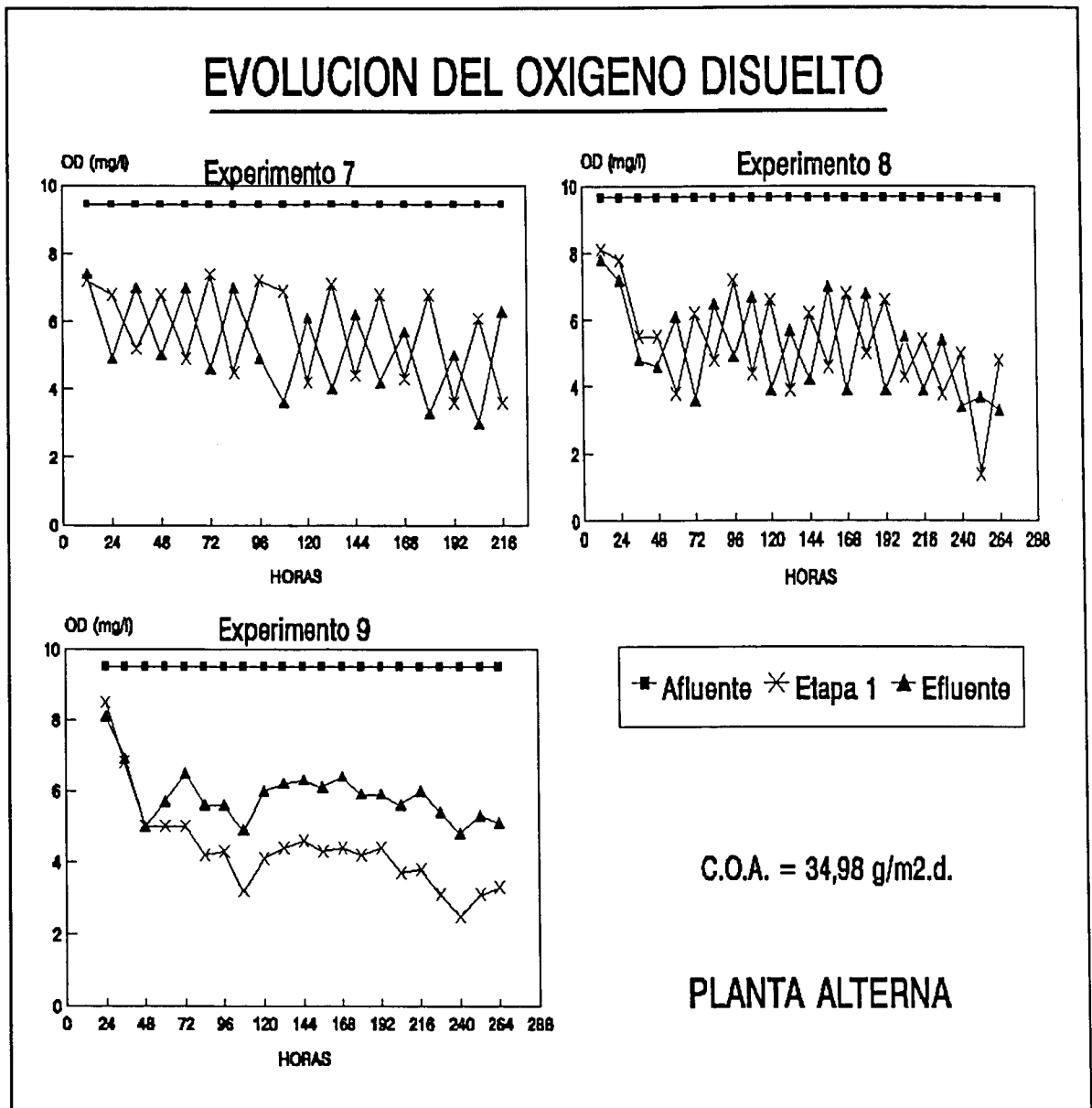


Figura 5-27

experimento (Standart Methods, 1.989), vamos a analizar la evolución del oxígeno disuelto en cada etapa. Se ha de hacer notar que los valores medios alcanzados en la primera y segunda

etapa de este reactor son muy próximos debido a que la alternancia en el sentido del flujo, hace que la biomasa se reparta por igual entre ambas etapas siendo así igual la demanda de oxígeno por ella requerida.

El oxígeno disuelto en los tres primeros experimentos (Figura 5-25), se mantuvo en niveles muy próximos, a lo largo de los mismos y en las diferentes etapas; produciéndose una caída, de 8,6; 8,5 y 8,5 mg/l en el afluente a valores medios de 4,41 a 6,12 mg/l en la primera etapa y de 3,81 a 5,91 mg/l en la segunda etapa, esto es debido a la demanda de oxígeno producida por la oxidación carbonacea y no ser suficiente la oxigenación del sistema para compensarla.

En los tres siguientes experimentos (Figura 5-26), de 8,6; 9,2 y 9,5 respectivamente en el afluente disminuye inicialmente a niveles de 3,2 a 5,6 mg/l en la primera etapa y de 4,2 a 5,7 mg/l en la segunda etapa. Esto es debido a la demanda de oxígeno producida por la oxidación carbonacea mayor a la capacidad de oxigenación de ambas etapas. A medida que avanza el experimento y con él se incrementa la biomasa presente en los discos, disminuye aun más el oxígeno disuelto en el agua, alcanzándose al cabo de 7 días valores de 3,1 a 3,7 mg/l en la primera etapa y de 3 a 3,5 mg/l en la segunda, ocasionado todo ello por el incremento de demanda de oxígeno producido por el incremento de

biomasa presente en cada instante. A partir de la estabilización de la biomasa en los discos el nivel de oxígeno disuelto en el agua se mantiene prácticamente en los mismos niveles anteriores alcanzando al final del experimento valores de 2 a 2,7 en la primera etapa y de 1,2 a 2,3 en la segunda.

En los tres últimos experimentos (Figura 5-27), el oxígeno disuelto en el agua pasa de valores de 9,4; 9,6 y 9,5 mg/l en el afluente a valores iniciales de 7,2 a 8,5 mg/l en la primera etapa y de 7,4 a 8,1 mg/l en la segunda etapa. A medida que en los discos crece el espesor de la biopelícula, la demanda de oxígeno producida por la biomasa adherida crece, descendiendo el oxígeno disuelto en el agua hasta alcanzar al final valores de 3,6 a 4,8 mg/l en la primera etapa y de 3,3 a 5,1 mg/l en la segunda etapa.

5.6.3.3.- Conductividad

La conductividad en los tres primeros experimentos, disminuye de valores de 976 $\mu\text{S}/\text{cm}$ en el afluente a valores de 894 a 953 $\mu\text{S}/\text{cm}$ en la primera etapa y de 915 a 946 $\mu\text{S}/\text{cm}$ en la segunda etapa (Tabla 5-2).

En los tres siguientes experimentos, la conductividad afluente varía entre sí, debido a la diferente fuente de

captación del agua del grifo, siendo en el cuarto experimento de 1159 $\mu\text{S}/\text{cm}$ y en el quinto y sexto de 693 $\mu\text{S}/\text{cm}$. En la primera etapa del reactor la conductividad disminuye, en el cuarto experimento hasta valores medios de 1086,6 $\mu\text{S}/\text{cm}$ y en el quinto y sexto experimento hasta de 678,42 y 580,08 $\mu\text{S}/\text{cm}$ respectivamente. En la segunda etapa la conductividad disminuye, en el cuarto experimento hasta valores medios de 1072,3 $\mu\text{S}/\text{cm}$ y en el quinto y sexto experimento hasta 670,4 y 569,40 $\mu\text{S}/\text{cm}$ (Tabla 5-4).

En los tres últimos experimentos, por la misma razón anterior la conductividad afluente varia, siendo en el séptimo experimento de 733 $\mu\text{S}/\text{cm}$ y en el octavo y noveno de 647 $\mu\text{S}/\text{cm}$. En la primera etapa disminuye en el séptimo a valores medios de 642,61 $\mu\text{S}/\text{cm}$ y en el octavo y noveno a valores de 541,91 y 527,52 $\mu\text{S}/\text{cm}$ respectivamente. En la segunda etapa disminuye en el séptimo experimento a valores medios de 642,61 $\mu\text{S}/\text{cm}$ y en el octavo y noveno a valores de 541,91 y 527,52 $\mu\text{S}/\text{cm}$ (Tabla 5-6).

5.6.3.4.- Temperatura.

En los tres primeros experimentos, la temperatura del agua residual se mantuvo en valores medios comprendidos entre 22,82 y 23,26°C con una desviación típica comprendida entre 0,8 a 0,95°C, como muestra la tabla 5-2.

Los tres siguientes experimentos, la temperatura del agua residual fue de 22,86°C de valor medio en el cuarto experimento con una desviación típica de 1,84°C, bajando a valores medios de 18,93 y 17,58°C en el quinto y sexto experimentos con desviaciones típicas de 0,93 y 0,33°C respectivamente según tabla 5-4.

En los tres últimos experimentos, la temperatura varió de un valor medio de 16,95°C a 18,03°C con una desviación típica de 0,64 a 1,22°C (Tabla 5-6).

Todas estas temperaturas están en unos niveles, que con la carga hidráulica utilizada no afectan a la eliminación tanto de la materia orgánica carbonácea como del nitrógeno amoniacal (ASCE, 1980).

5.6.4.-Biomasa

5.6.4.1.- Espesores en la primera etapa.

Los espesores medios alcanzados en los tres primeros experimentos fueron de 1,420 a 1,479 mm con una desviación típica de 0 a 0,028 mm (Tabla 5-2).

En los tres siguientes experimentos los espesores medios alcanzados fueron de 1,598 a 2,031 mm con unas desviaciones típicas de 0,044 a 0,336mm (Tabla 5-4).

En los tres últimos experimentos los espesores finales alcanzados fueron de 3,7 a 3,75mm (Tabla 5-6) (Figuras 5-28 y 5-29).

5.6.4.2.- Espesores en la segunda etapa.

En los tres primeros experimentos se alcanzan espesores medios de 1,315 a 1,43mm con una desviación típica de 0 a 0,028mm (Tabla 5-2).

En los tres siguientes experimentos, el espesor medio alcanzado fue de 1,717 a 2,088mm con una desviación típica de 0,013 a 0,245 mm (Tabla 5-4).

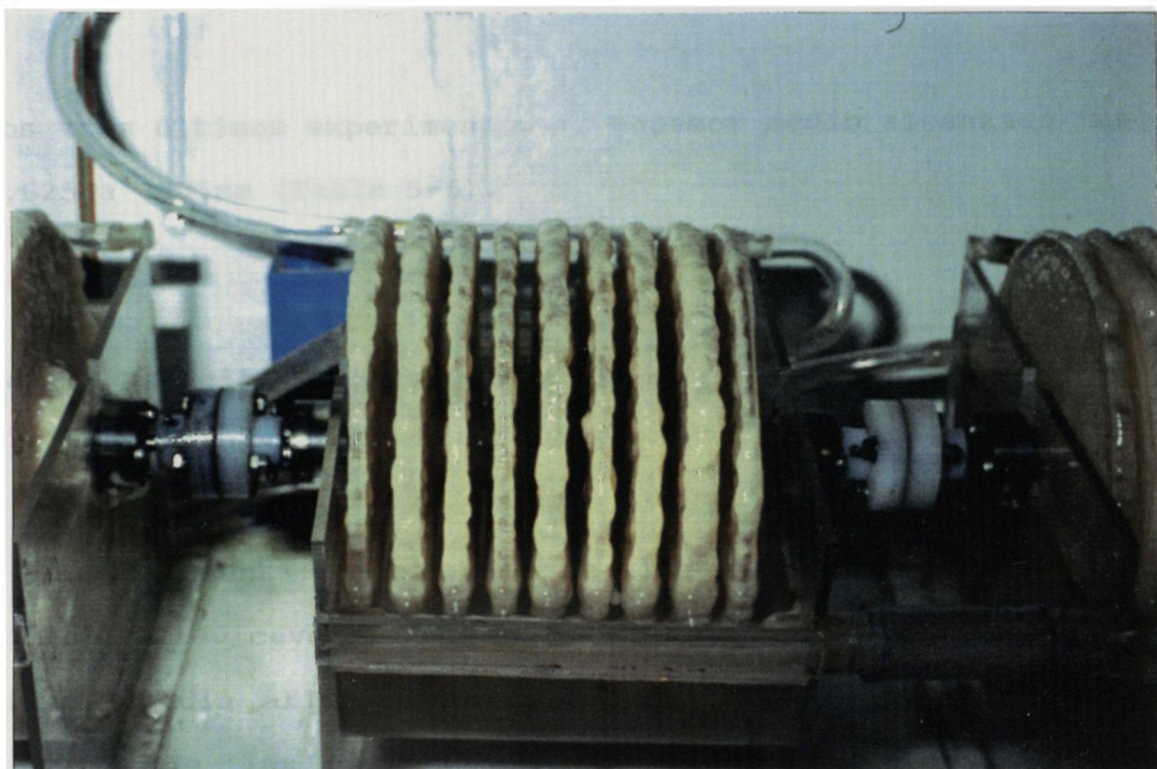


Figura 5-28. Primera etapa planta alterna.

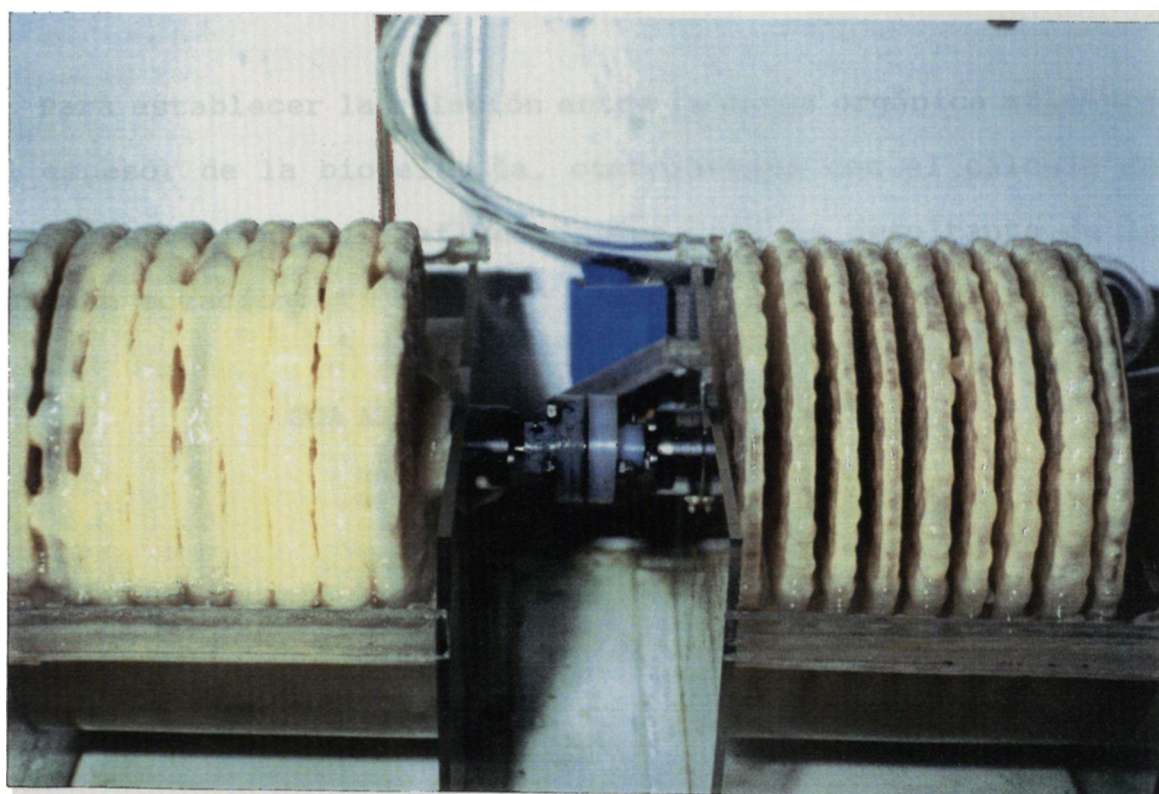


Figura 5-29. Primera etapa planta control y planta alterna.

En los tres últimos experimentos el espesor medio alcanzado fue de 3,625 a 3,75mm (Tabla 5-6).

5.6.4.3.- Relación carga orgánica afluyente espesor de la biopelícula.

En esta planta, al comportarse alternativamente la etapa 1 como etapa 2 y viceversa, podemos considerar como la misma carga orgánica media afluyente a cada etapa, siendo esta la media resultante de las cargas afluentes en cada intervalo de alternancia en cada experimento. Asimismo consideraremos el mismo espesor medio en cada etapa, resultante de la media de los correspondientes a ambas etapas.

Para establecer la relación entre la carga orgánica afluyente y el espesor de la biopelícula, comenzaremos con el cálculo de la carga orgánica media afluyente, que será la resultante de la siguiente ecuación:

$$COA \text{ MEDIA AFLUENTE} = Q \left(\frac{S_0 + S_1}{2A_1} \right)$$

en donde:

Q = Caudal de entrada a la planta (m³/d).

S_0 = Concentración de sustrato afluente a cada etapa en un periodo de alternancia igual a la correspondiente a la etapa 1 de la planta control. (gDQO/m³)

S_1 = Concentración de sustrato afluente a cada etapa en el periodo de alternancia siguiente al correspondiente a S_1 , igual a la correspondiente a la etapa 2 de la planta control. (gDQO/m³)

A_1 = Superficie de los discos de una etapa.

Así resulta para cada experimento las cargas, que se muestran en la tabla 5-10.

TABLA 5-10. COA AFLUENTE. (gDQO/m ² .d)	
Experimento Número	Etapa 1 o Etapa 2
1	13,36
2	13,21
3	13,64
4	27,84
5	26,34
6	26,4
7	40,73
8	39,21
9	41,51

con ellas se realiza la relación COA-espesores de la figura 5-30.

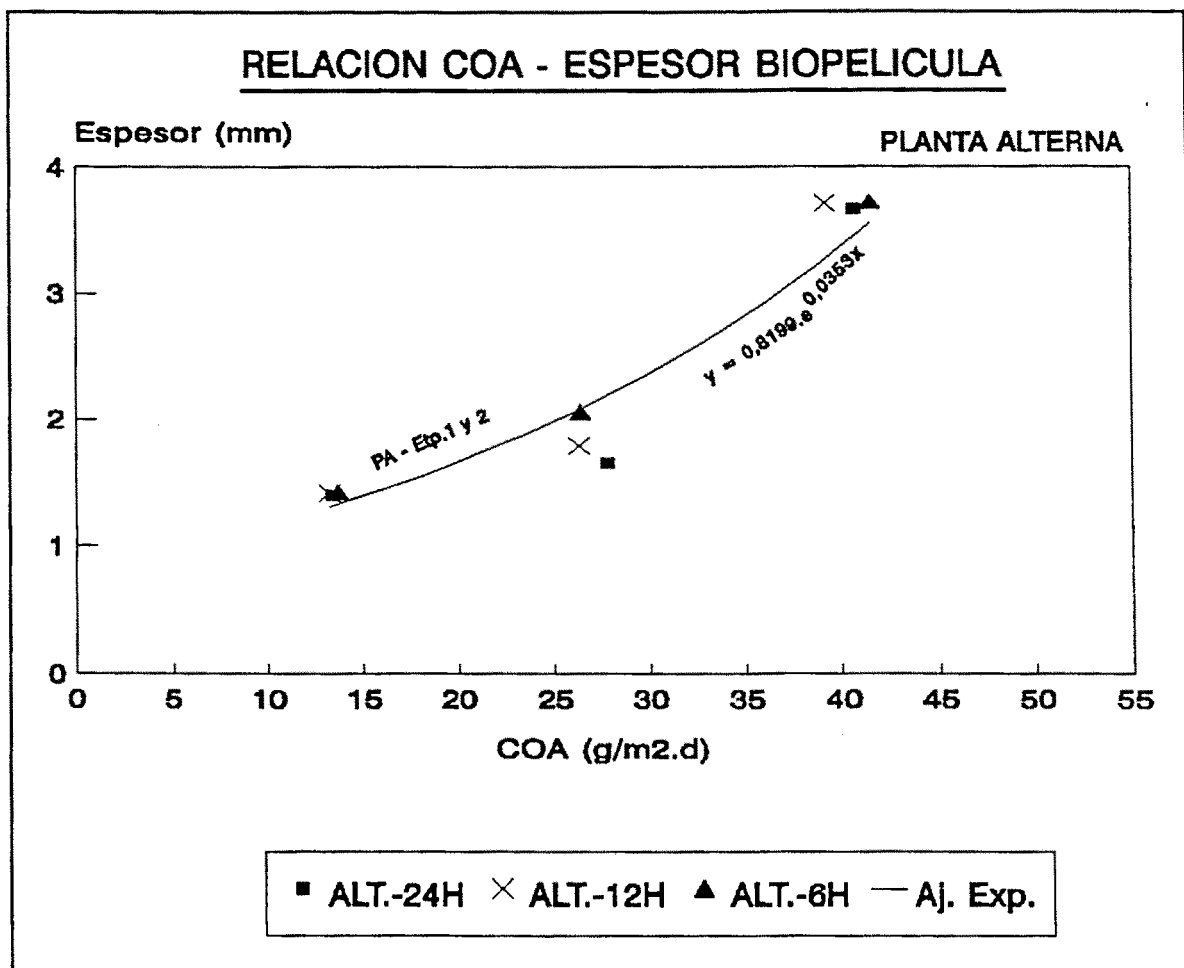


Figura 5-30

En ella encontramos que al incrementar la carga orgánica afluente aumenta el espesor, resultando que, en los tres primeros experimentos, para una carga media afluente de 13,36, 13,21 y 13,64 g/m².d resultan espesores medios de 1,397, 1,418 y 1,423mm respectivamente; en los tres experimentos siguientes con unas

cargas de 27,84, 26,34 y 26,4 g/m².d los espesores medios son de 1,657, 1,788 y 2,059 mm respectivamente y para los tres últimos experimentos con cargas de 40,73, 39,21 y 41,51 g/m².d se alcanzan espesores medios de 3,667, 3,717 y 3,725 mm respectivamente.

Ajustados estos valores con una regresión exponencial resulta una evolución de ecuación $y = 0,8199.e^{0,0353x}$
con un coeficiente de correlación $r = 0,9533$

5.6.5.-Sólidos.

5.6.5.1.- Sólidos suspendidos totales en el efluente.

En los tres primeros experimentos, tabla 5-2, los sólidos totales en el efluente tomaron unos valores medios de 28, 33,33 y 8,5 mg/l en los experimentos 1, 2 y 3 respectivamente.

Para los tres siguientes experimentos los sólidos totales en el efluente tuvieron unos valores medios de 21,75, 20 y 16,5 mg/l en los experimentos 4, 5 y 6 respectivamente, tabla 5-4

En los tres últimos experimentos, tabla 5-6, los sólidos totales en el efluente alcanzaron valores de 15, 8 y 28 mg/l correspondiente a los experimentos 7, 8, y 9 respectivamente.

6.- DISCUSION.

6.-DISCUSION

6.1.- DISCUSION INTERNA.

6.1.1.- Comparación paramétrica entre la Planta Control y la Planta con Alternancia en el sentido del flujo.

6.1.1.-ELIMINACION DE LA MATERIA ORGANICA CARBONACEA

TABLA 6-1. ANALISIS ESTADISTICO DE RESULTADOS								
(REALIZADO CON LA DISTRIBUCION t "STUDENT")								
PLANTA CONTROL Y PLANTA CON ALTERNANCIA EN EL SENTIDO DEL FLUJO								
	DQO				TOC			
	ETAPA 1		EFLUENTE		ETAPA 1		EFLUENTE	
EXPERIMENTO	C>A	C≠A	C>A	C≠A	C>A	C≠A	C>A	C≠A
1 (150-24)	NO	NO	NO	NO	NO	NO	NO	NO
2 (150-12)	SI	P.S.	NO	NO	NO	NO	NO	NO
3 (150-6)	NO	NO	NO	NO	P.S.	P.S.	NO	NO
4 (300-24)	SI	SI	SI	SI	SI	SI	SI	SI
5 (300-12)	SI	SI	SI	SI	SI	SI	SI	SI
6 (300-6)	NO	NO	NO	NO	NO	NO	NO	NO
7 (450-24)	NO	NO	NO	NO	NO	NO	NO	NO
8 (450-12)	SI	SI	NO	NO	NO	NO	NO	NO
9 (450-6)	NO	NO	SI	P.S.	SI	SI	SI	SI

C = Planta Control.

A = Planta con Alternancia en el sentido del flujo.

NO = NS > 0,05

SI = NS < 0,01

P.S. = 0,01 < NS < 0,05. Posiblemente SI.

NS = Nivel de significación.

El análisis comparativo en la eliminación de materia orgánica carbonácea, se hace en base a la demanda química de oxígeno (DQO) y en base al carbono orgánico total (TOC). Para ello se comparan uno a uno en los 9 experimentos, la DQO y el TOC en la primera etapa y en el efluente de la planta control o planta con siempre el mismo sentido del flujo y de la planta con alternancia en el sentido del flujo. El resultado está en la tabla 6-1.

En base a la DQO resulta, que en la primera etapa de la planta control, ésta puede ser significativamente mayor, que en la primera etapa de la planta con alternancia en los experimentos 4,5 y 8, pudiendo ser posiblemente mayor en el 2, es decir, que la eliminación de materia orgánica carbonácea puede ser significativamente mayor, en la primera etapa de la planta con alternancia en el sentido del flujo en los experimentos 4,5 y 8, pudiendo ser posiblemente menor en el 2 y pudiendo ser en el resto significativamente iguales.

En el efluente tenemos, que la DQO puede ser significativamente mayor en la planta control en los experimentos 4 y 5 pudiendo ser posiblemente mayor en el 9, es decir, que la eliminación de materia orgánica carbonácea puede ser significativamente mayor, en la planta alterna en los experimentos 4 y 5, pudiendo ser posiblemente mayor en la 9 y pudiendo ser en el resto significativamente iguales.

En base al TOC vemos, que en la primera etapa es significativamente mayor en la planta control, que en la planta alterna en los experimentos 4,5 y 9, pudiendo ser posiblemente mayor en el 3, o sea, que la eliminación de carbono orgánico total puede ser significativamente mayor en la planta alterna en los experimentos 4,5 y 9 pudiendo ser posiblemente mayor en el 3 y pudiendo ser en el resto significativamente iguales.

En el efluente, la planta control puede tener significativamente un TOC mas alto en los experimentos 4,5 y 9, pudiendo ser, por tanto, significativamente mayor la eliminación de carbono orgánico total en la planta alterna en los mencionados experimentos, pudiendo ser en el resto significativamente iguales.

En resumen tenemos, que solo en los experimentos 4 y 5 la eliminación de materia orgánica carbonácea puede ser

significativamente mayor en la planta alterna que en la de control tanto en DQO como en TOC; pudiéndolo ser en función únicamente del TOC en el experimento 9.

6.1.1.2.- ELIMINACION DEL NITROGENO.

TABLA 6-2. ANALISIS ESTADISTICO DE RESULTADOS								
(REALIZADO CON LA DISTRIBUCION t "STUDENT")								
PLANTA CONTROL Y PLANTA CON ALTERNANCIA EN EL SENTIDO DEL FLUJO								
	N-NH ₄ ⁺				N-NO ₂ ⁻		N-NO ₃ ⁻	
	ETAPA 1		EFLUENTE		EFLUENTE		EFLUENTE	
EXPERIMENTO	C>A	C≠A	C>A	C≠A	C>A	C≠A	C>A	C≠A
1 (150-24)	SI	SI	SI	SI	SI	SI	SI	SI
2 (150-12)	NO	NO	NO	NO	NO	NO	NO	SI
3 (150-6)	P.S.	NO	P.S.	P.S.	SI	P.S.	SI	P.S.
4 (300-24)	NO	NO	NO	SI	SI	P.S.	NO	NO
5 (300-12)	NO	P.S.	NO	NO	NO	NO	NO	NO
6 (300-6)	NO	NO	NO	NO	NO	NO	NO	NO
7 (450-24)	NO	NO	NO	NO	P.S.	P.S.	NO	NO
8 (450-12)	NO	NO	NO	NO	NO	NO	NO	NO
9 (450-6)	NO	NO	NO	NO	NO	NO	NO	NO

C = Planta Control.

A = Planta con Alternancia en el sentido del flujo.

NO = NS > 0,05

SI = NS < 0,01

P.S. = $0,01 < NS < 0,05$. Posiblemente SI.

NS = Nivel de significación.

La eliminación del nitrógeno la analizaremos mediante la comparación del nitrógeno amoniacal, nitritos y nitratos presentes en ambas plantas, del primero en la primera etapa y efluente y del resto solamente en el efluente.

En cuanto al nitrógeno amoniacal presente en el agua residual, según vemos en la tabla 6-2, tenemos, que tanto en la primera etapa como en efluente, puede ser significativamente mayor en la planta control que en la planta alterna en el experimento 1, pudiendo posiblemente serlo en el 3. Puede ser significativamente mayor en la planta alterna que en la control, en el efluente del experimento 4, pudiendo posiblemente serlo en la primera etapa del 5, es decir, la eliminación del nitrógeno amoniacal puede ser significativamente mayor en la planta alterna que en la control en el experimento 1, pudiendo posiblemente serlo en el 3 y puede significativamente ser mayor en el efluente del experimento 4 de la planta alterna, pudiendo posiblemente serlo en la primera etapa de la misma en el experimento 5 y pudiendo ser en el resto significativamente iguales.

Los nitritos pueden ser significativamente mayores en el

efluente de la planta control que en el de la planta alterna en el experimento 1 pudiendo posiblemente serlo en el 3, 4 y 7.

En el efluente los nitratos pueden significativamente ser mayores en la planta control que en la planta alterna en el experimento 1 pudiendo posiblemente serlo en el 3 y puede significativamente ser menor en el 2.

6.1.1.3.-ESPESORES DE BIOPELICULA.

TABLA 6-3. ANALISIS ESTADISTICO DE RESULTADOS (REALIZADO CON LA DISTRIBUCION t "STUDENT")						
PLANTA CONTROL Y PLANTA CON ALTERNANCIA EN EL SENTIDO DEL FLUJO						
	ESPESORES				SOLIDOS TOTALES	
	ETAPA 1		ETAPA 2		EFLUENTE	
EXPERIMENTO	C>A	C≠A	C>A	C≠A	C>A	C≠A
1 (150-24)	SI	SI	NO	SI	NO	NO
2 (150-12)	SI	SI	NO	SI	NO	NO
3 (150-6)	UN DATO EN FASE ESTABLE				NO	NO
4 (300-24)	SI	SI	NO	SI	NO	NO
5 (300-12)	SI	SI	NO	SI	UN DATO	
6 (300-6)	SI	SI	NO	SI	P.S.	NO

C = Planta Control.

A = Planta con Alternancia en el sentido del flujo.

NO = NS > 0,05

SI = NS < 0,01

P.S. = 0,01 < NS < 0,05. Posiblemente SI.

NS = Nivel de significación.

En todos los experimentos se alcanzaron significativamente mayores espesores en la primera etapa de la planta control que en la planta con alternancia en el sentido del flujo y asimismo en la segunda etapa se alcanzaron significativamente mayores espesores en la planta con alternancia en el sentido del flujo que la planta control.

6.1.1.4.- SOLIDOS.

Los sólidos totales resultan significativamente iguales en todos los experimentos.

6.1.1.5.-OXIGENO DISUELTO.

TABLA 6-4. ANALISIS ESTADISTICO DE RESULTADOS								
(REALIZADO CON LA DISTRIBUCION t "STUDENT")								
PLANTA CONTROL Y PLANTA CON ALTERNANCIA EN EL SENTIDO DEL FLUJO								
	O.D.				pH			
	ETAPA 1		EFLUENTE		ETAPA 1		EFLUENTE	
EXPERIMENTO	C>A	C≠A	C>A	C≠A	C>A	C≠A	C>A	C≠A
1 (150-24)	NO	SI	SI	SI	NO	NO	NO	NO
2 (150-12)	NO	SI	NO	NO	NO	SI	NO	NO
3 (150-6)	NO	SI	SI	SI	NO	SI	NO	NO
4 (300-24)	NO	SI	NO	NO	NO	SI	NO	SI
5 (300-12)	NO	SI	SI	SI	NO	SI	NO	NO
6 (300-6)	NO	SI	P.S.	NO	NO	SI	NO	NO
7 (450-24)	NO	SI	SI	SI	NO	NO	NO	NO
8 (450-12)	NO	SI	NO	NO	NO	SI	NO	P.S.
9 (450-6)	NO	NO	NO	NO	NO	NO	SI	P.S.

C = Planta Control.

A = Planta con Alternancia en el sentido del flujo.

NO = NS > 0,05

SI = NS < 0,01

P.S. = $0,01 < NS < 0,05$. Posiblemente SI.

NS = Nivel de significación.

El oxígeno disuelto en la primera etapa resultó significativamente mayor en la planta alterna que en la planta control en todos los experimentos excepto en el 9º, que resultó significativamente igual.

En el efluente, resulta significativamente mayor en la planta control que en la planta alterna, en los experimentos 1,3,5 y 7, pudiéndolo ser en el 6 y siendo iguales en el resto.

6.1.1.6.- pH

El pH, según la tabla 6-4, en la primera planta puede ser significativamente mayor en la planta alterna que en la planta control en los experimentos 1,2,3,4,5,6,7 y 8, pudiendo ser significativamente iguales en el resto.

En el efluente, el pH resulta significativamente igual en ambas plantas en todos los experimentos excepto en el experimento 8 en el que pudiera posiblemente ser significativamente mayor en la planta alterna que en la planta control y en el experimento 9, que pudiera posiblemente ser significativamente mayor en la

planta control que en la planta alterna.

6.1.2.- Comparación paramétrica entre los diferentes periodos de alternancia, en la Planta con Alternancia en el sentido del flujo.

6.1.2.1.- ELIMINACION DE MATERIA ORGANICA CARBONACEA.

TABLA 6-5. ANALISIS ESTADISTICO DE RESULTADOS (REALIZADO CON LA DISTRIBUCION t "STUDENT")												
PLANTA CON ALTERNANCIA EN EL SENTIDO DEL FLUJO DIFERENTES PERIODOS DE ALTERNANCIA												
DQO												
PERIODOS ALTERNANCIA	24-12 HORAS				12-6 HORAS				6-24 HORAS			
DQO AFLUENTE (mg/l)	ETAPA1		EFLNT.		ETAPA1		EFLNT.		ETAPA1		EFLNT.	
	B>A	B≠A	B>A	B≠A	B>A	B≠A	B>A	B≠A	B>A	B≠A	B>A	B≠A
150	NO	NO	NO	NO	NO	NO	NO	NO	NO	NO	NO	NO
300	SI	SI	SI	SI	NO	NO	NO	NO	NO	SI	NO	SI
450	NO	NO	NO	NO	NO	PS	NO	SI	NO	NO	PS	NO

B = Planta con el primer período de alternancia.

A = Planta con el segundo período de alternancia.

NO = NS > 0,05

SI = NS < 0,01

P.S. = 0,01 < NS < 0,05. Posiblemente SI.

NS = Nivel de significación.

Este análisis se hace en los tres grupos de experimentos correspondientes a las tres concentraciones de sustrato afluentes utilizadas, comparando entre sí los resultados obtenidos en los diferentes períodos de alternancia en cada grupo de experimentos. Inicialmente en DQO y posteriormente en TOC.

En DQO, según la tabla 6-5, cuando la concentración de sustrato afluente fué de 150 mg/l, tanto en la primera etapa como en el efluente, la DQO puede ser significativamente igual en todos los experimentos con las diferentes alternancias utilizadas.

Cuando la concentración de sustrato afluente fué de 300 mg/l, tanto en la primera etapa como en el efluente, la DQO puede ser significativamente mayor en el experimento con alternancia cada 24 horas, que en el de cada 12 horas y que en el de 6 horas, pudiendo ser significativamente iguales en los experimentos con 12 y 6 horas de alternancia.

Y, cuando la concentración afluente fue de 450 mg/l, en la primera etapa, la DQO puede posiblemente ser significativamente mayor en el experimento con alternancia cada 6 horas que en el de 12 horas, pudiendo ser significativamente iguales en el resto. En el efluente, la DQO puede ser significativamente mayor en el experimento con alternancia cada 6 horas que en el 12 horas,

pudiendo posiblemente ser significativamente mayor que el de 24 horas.

En resumen, la eliminación de materia orgánica puede ser significativamente la misma en los tres primeros experimentos donde la concentración de substrato afluente fué de 150 mg/l, tanto en la primera etapa como en el efluente. En los tres siguientes experimentos donde la concentración de substrato afluente fué de 300 mg/l la eliminación de materia orgánica carbonácea puede ser significativamente mayor en el experimento con 24 horas de alternancia que en el los otros dos, pudiendo ser significativamente iguales entre sí, tanto en la primera etapa como en el efluente. En los tres últimos experimentos, en la primera etapa, la eliminación de materia orgánica carbonácea, tan solo en el experimento con 12 horas de alternancia puede ser significativamente mayor que el de 6 horas, pudiendo ser el resto significativamente iguales entre sí. En el efluente se ve que el experimento con 6 horas de alternancia puede eliminar significativamente menos materia orgánica carbonácea que el de 12 horas, posiblemente que el de 24 horas, pudiendo ser en el resto significativamente iguales entre sí.

TABLA 6-6. ANALISIS ESTADISTICO DE RESULTADOS (REALIZADO CON LA DISTRIBUCION t "STUDENT")												
PLANTA CON ALTERNANCIA EN EL SENTIDO DEL FLUJO DIFERENTES PERIODOS DE ALTERNANCIA												
TOC												
PERIODOS ALTERNANCIA	24-12 HORAS				12-6 HORAS				6-24 HORAS			
DQO AFLUENTE (mg/l)	ETAPA1		EFLNT.		ETAPA1		EFLNT.		ETAPA1		EFLNT.	
	B>A	B≠A	B>A	B≠A	B>A	B≠A	B>A	B≠A	B>A	B≠A	B>A	B≠A
150	NO	NO	NO	NO	NO	NO	SI	PS	NO	NO	NO	NO
300	SI	SI	SI	SI	NO	SI	NO	SI	NO	NO	PS	NO
450	NO	NO	SI	PS	NO	NO	NO	SI	NO	NO	NO	NO

B = Planta con el primer período de alternancia.

A = Planta con el segundo período de alternancia.

NO = NS > 0,05

SI = NS < 0,01

P.S. = 0,01 < NS < 0,05. Posiblemente SI.

NS = Nivel de significación.

En base al TOC, según la tabla 6-6, cuando la concentración afluyente es de 150 mg/l, en la primera etapa, puede ser significativamente igual en los tres tipos de alternancia. En el efluente, el experimento con alternancia de 12 horas puede

posiblemente ser significativamente mayor que el de 6 horas y pudiendo ser significativamente iguales en el resto.

Al ser la concentración afluente 300 mg/l, en la primera etapa, se observa que el TOC puede ser significativamente menor en el experimento con alternancia cada 12 horas que en los otros dos, pudiendo ser éstos significativamente iguales entre sí; en el efluente resulta de la misma forma pudiendo ser significativamente mayor en el de alternancia cada 6 horas que en el de cada 24 horas.

Cuando el afluente tiene una concentración de substrato de 450 mg/l, en la primera etapa, con los tres tipos de alternancia el TOC puede ser significativamente igual. En el efluente, el experimento con 12 horas de alternancia es significativamente menor que el de 6 horas, pudiendo posiblemente ser significativamente menor del de 24 horas y resultando significativamente iguales el de 6 y 24 horas.

En resumen en cuanto a la eliminación de carbono orgánico total, TOC, se observa que con la primera concentración afluente, 150 mg/l, la eliminación de TOC puede ser significativamente la misma en la primera etapa con los diferentes períodos de alternancia, siendo que en el efluente pudiera ser significativamente mayor en la alternancia de 6 horas que en la

de 12 horas pudiendo ser significativamente iguales en el resto.

Con la segunda concentración, 300 mg/l, en la primera etapa, la eliminación de TOC puede ser mayor significativamente en el experimento con alternancia cada 12 horas que en el resto, pudiendo ser éstos significativamente iguales entre sí. En el efluente resulta de la misma manera pudiendo posiblemente ser significativamente mayor en el de alternancia 24 horas que en el de 6 horas.

Con la última concentración, 450 mg/l, se tiene que en la primera etapa, la eliminación de TOC puede ser significativamente la misma en los tres tipos de alternancia. En el efluente, el experimento con 12 horas de alternancia puede significativamente eliminar más que el de 6 horas y pudiendo posiblemente eliminar significativamente más que el de 24 horas, pudiendo estos dos últimos ser significativamente iguales.

6.1.2.2.- ELIMINACION DEL NITROGENO.

TABLA 6-7. ANALISIS ESTADISTICO DE RESULTADOS (REALIZADO CON LA DISTRIBUCION t "STUDENT")												
PLANTA CON ALTERNANCIA EN EL SENTIDO DEL FLUJO DIFERENTES PERIODOS DE ALTERNANCIA												
N-NH ₄ ⁺												
PERIODOS ALTERNANCIA	24-12 HORAS				12-6 HORAS				6-24 HORAS			
DQO AFLUENTE (mg/l)	ETAPA1		EFLNT.		ETAPA1		EFLNT.		ETAPA1		EFLNT.	
	B>A	B≠A	B>A	B≠A	B>A	B≠A	B>A	B≠A	B>A	B≠A	B>A	B≠A
150	NO	NO	NO	SI	PS	NO	SI	SI	NO	NO	NO	NO
300	NO	SI	NO	SI	SI	SI	PS	PS	NO	NO	NO	NO
450	NO	NO	NO	NO	NO	NO	NO	NO	SI	SI	PS	PS

B = Planta Control.

A = Planta con Alternancia en el sentido del flujo.

NO = NS > 0,05

SI = NS < 0,01

P.S. = 0,01 < NS < 0,05. Posiblemente SI.

NS = Nivel de significación.

La eliminación de nitrógeno amoniacal se compara en la tabla 6-7. En ella se observa que con la menor de las concentraciones afluentes, 150 mg DQO/l, en la primera etapa, la eliminación

puede ser significativamente igual en todos los experimentos pudiendo posiblemente ser significativamente mayor en el de alternancia 6 horas que en el de 12 horas. En el efluente la eliminación puede significativamente ser menor en el experimento con alternancia cada 12 horas que en el de 24 horas y en el de 6 horas, pudiendo ser estos dos últimos significativamente iguales.

Con afluente de concentración 300 mg DQO/l, en la primera etapa, la eliminación de nitrógeno amoniacal puede ser significativamente menor en el experimento con alternancia cada 12 horas que los otros dos de alternancia cada 24 y cada 6 horas, pudiendo ser estos dos últimos significativamente iguales. En el efluente, el experimento con alternancia cada 12 horas puede ser significativamente menor que en el de 24 horas, pudiendo posiblemente ser significativamente menor que el de 6 horas, pudiendo estos dos últimos ser significativamente iguales.

Cuando el afluente tiene una concentración de 450 mg DQO/l, en la primera etapa, se encuentra que la eliminación puede ser significativamente mayor en el experimento con 6 horas de alternancia que en el de 24 horas pudiendo los otros dos experimentos ser significativamente iguales entre sí. En el efluente resulta que el experimento con 6 horas de alternancia puede posiblemente tener significativamente una mayor eliminación

que el de 24 horas, pudiendo ser el resto significativamente iguales entre sí.

En cuanto la presencia de nitritos y nitratos en el efluente, se observa en la tabla 6-8 que, en los tres primeros experimentos, es decir, con concentración de sustrato afluente de 150 mgDQO/l, la presencia de nitritos puede ser significativamente mayor en el experimento con 6 horas de alternancia que en los otros dos, pudiendo a su vez en el de 12 horas ser significativamente mayor que en el de 24 horas.

En los nitratos ocurre que puede haber significativamente una mayor presencia en el experimento con 6 horas de alternancia que en el de 24 horas y pudiendo posible y significativamente haberla que en el 12 horas, pudiendo estos últimos ser significativamente iguales entre sí.

Con concentración de sustrato afluente de 300 mgDQO/l, la presencia de nitritos puede ser significativamente mayor en el experimento con 24 horas de alternancia siendo menor en los otros dos, en donde a su vez el experimento con 12 horas de alternancia puede tener significativamente más que el de 6 horas.

En cuanto a los nitratos tenemos que, el experimento con 24 horas puede haber significativamente mayor presencia que en los

otros dos, pudiendo ser en estos últimos significativamente iguales entre sí.

TABLA 6-8. ANALISIS ESTADISTICO DE RESULTADOS (REALIZADO CON LA DISTRIBUCION t "STUDENT")												
PLANTA CON ALTERNANCIA EN EL SENTIDO DEL FLUJO DIFERENTES PERIODOS DE ALTERNANCIA												
N-NO ₂ ⁻ /N-NO ₃ ⁻												
PERIODOS ALTERNANCIA	24-12 HORAS				12-6 HORAS				6-24 HORAS			
DQO AFLUENTE (mg/l)	EFLNT. N-NO ₂ ⁻		EFLNT.N -NO ₃ ⁻		EFLNT. N-NO ₂ ⁻		EFLNT.N -NO ₃ ⁻		EFLNT. N-NO ₂ ⁻		EFLNT.NN -NO ₃ ⁻	
	B>A	B≠A	B>A	B≠A	B>A	B≠A	B>A	B≠A	B>A	B≠A	B>A	B≠A
150	NO	SI	NO	NO	NO	SI	NO	PS	SI	SI	SI	SI
300	SI	SI	SI	SI	SI	SI	NO	NO	NO	SI	NO	SI
450	NO	NO	NO	NO	NO	NO	PS	NO	NO	NO	NO	PS

B = Planta con el primer período de alternancia.

A = Planta con el segundo período de alternancia.

NO = NS > 0,05

SI = NS < 0,01

P.S. = 0,01 < NS < 0,05. Posiblemente SI.

NS = Nivel de significación.

En el grupo de experimentos con concentración de substrato 450 mgDQO/l en el afluente, los nitritos presentes en los tres

experimentos pueden resultar significativamente iguales en todos ellos.

Los nitratos pueden ser significativamente mayores en el experimento con alternancia cada 24 horas que en el de 6 horas y en éste a su vez puede posible y significativamente ser mayor que el de 12 horas.

6.1.2.3.- ESPESORES DE BIOPELICULA.

TABLA 6-9. ANALISIS ESTADISTICO DE RESULTADOS (REALIZADO CON LA DISTRIBUCION t "STUDENT")												
PLANTA CON ALTERNANCIA EN EL SENTIDO DEL FLUJO DIFERENTES PERIODOS DE ALTERNANCIA												
ESPESORES												
PERIODOS ALTERNANCIA	24-12 HORAS				12-6 HORAS				6-24 HORAS			
DQO AFLUENTE (mg/l)	ETAPA1		ETAPA2		ETAPA1		ETAPA2		ETAPA1		ETAPA2	
	B>A	B≠A	B>A	B≠A	B>A	B≠A	B>A	B≠A	B>A	B≠A	B>A	B≠A
150	NO	NO	NO	NO	NO	NO	NO	NO	NO	NO	NO	NO
300	NO	NO	NO	NO	NO	SI	NO	SI	NO	NO	PS	NO

B = Planta con el primer período de alternancia.

A = Planta con el segundo período de alternancia.

NO = NS > 0,05

SI = NS < 0,01

P.S. = 0,01 < NS < 0,05. Posiblemente SI.

NS = Nivel de significación.

El análisis comparativo del espesor de biopelícula con este

método, se realiza en los grupos de experimentos correspondientes a las concentraciones afluentes de 150 mgDQO/l y 300 mgDQO/l, no pudiendo realizarse en la concentración restante al no tener mas que un dato por experimento.

En el primer grupo de experimentos , encontramos que, el espesor entre los diferentes períodos de alternancia tanto en la primera etapa como en la segunda pueden ser significativamente iguales.

Con concentración afluente 300 mgDQO/l, en la primera etapa, vemos que la alternancia con 6 horas se puede alcanzar un espesor significativamente mayor que en el experimento con alternancia 12 horas, pudiendo ser los otros dos significativamente iguales entre sí. En la segunda etapa, asimismo resulta que en el experimento con alternancia cada 6 horas se puede alcanzar significativamente espesores mas altos que en el experimento con alternancia 12 horas y posible y significativamente menores que en el de 24 horas.

6.1.2.4.-OXIGENO DISUELTO.

TABLA 6-10. ANALISIS ESTADISTICO DE RESULTADOS (REALIZADO CON LA DISTRIBUCION t "STUDENT")												
PLANTA CON ALTERNANCIA EN EL SENTIDO DEL FLUJO DIFERENTES PERIODOS DE ALTERNANCIA												
O.D.												
PERIODOS ALTERNANCIA	24-12 HORAS				12-6 HORAS				6-24 HORAS			
DQO AFLUENTE (mg/l)	ETAPA1		EFLNT.		ETAPA1		EFLNT.		ETAPA1		EFLNT.	
	B>A	B≠A	B>A	B≠A	B>A	B≠A	B>A	B≠A	B>A	B≠A	B>A	B≠A
150	SI	SI	NO	NO	SI	SI	SI	SI	NO	SI	NO	SI
300	NO	NO	NO	SI	NO	PS	NO	NO	SI	SI	SI	SI
450	NO	NO	NO	NO	PS	PS	NO	PS	NO	SI	NO	NO

B = Planta con el primer período de alternancia.

A = Planta con el segundo período de alternancia.

NO = NS > 0,05

SI = NS < 0,01

P.S. = 0,01 < NS < 0,05. Posiblemente SI.

NS = Nivel de significación.

Con la concentración afluente mas baja, que corresponde a 150 mgDQO/l, según vemos en la tabla 6-10, observamos que con la alternancia 24 horas puede existir significativamente en la primera etapa, una mayor concentración de oxígeno disuelto que con la alternancia 12 horas y a su vez con ésta mayor que con

alternancia 6 horas. En el efluente resulta que el oxígeno disuelto puede ser significativamente menor en el experimento con alternancia 6 horas que en los otros dos de 12 y 24 horas, pudiendo ser en éstos significativamente iguales entre sí.

En el grupo de experimentos con concentración afluyente 300 mgDQO/l, se observa que, en la primera etapa el experimento con alternancia cada 6 horas puede tener significativamente más oxígeno disuelto que el de 24 horas pudiendo tener significativamente más que el de 12 horas y pudiendo éstos dos últimos ser significativamente iguales entre sí. En el efluente, resulta que el experimento con 24 horas puede tener significativamente menor oxígeno disuelto que los experimentos de 12 y 6 horas que tienen igual.

Cuando la concentración afluyente es de 450 mgDQO/l, en la primera etapa se observa que el experimento con alternancia cada 6 horas puede significativamente tener menor oxígeno disuelto que el de 24 horas pudiéndolo tener que el de 12 horas, resultando estos dos últimos significativamente iguales entre sí. En el efluente, se ve que el oxígeno disuelto puede ser significativamente el mismo en todos los experimentos pudiendo tan solo ser significativamente mayor el de alternancia cada 6 horas que el de 12 horas.

6.1.2.5.- pH

TABLA 6-11. ANALISIS ESTADISTICO DE RESULTADOS (REALIZADO CON LA DISTRIBUCION t "STUDENT")												
PLANTA CON ALTERNANCIA EN EL SENTIDO DEL FLUJO DIFERENTES PERIODOS DE ALTERNANCIA												
pH												
PERIODOS ALTERNANCIA	24-12 HORAS				12-6 HORAS				6-24 HORAS			
DQO AFLUENTE (mg/l)	ETAPA1		EFLNT.		ETAPA1		EFLNT.		ETAPA1		EFLNT.	
	B>A	B≠A	B>A	B≠A	B>A	B≠A	B>A	B≠A	B>A	B≠A	B>A	B≠A
150	NO	NO	NO	NO	NO	NO	SI	PS	NO	NO	NO	NO
300	NO	NO	SI	PS	SI	SI	SI	SI	NO	NO	NO	NO
450	PS	PS	SI	PS	NO	NO	NO	NO	NO	NO	NO	NO

B = Planta con el primer período de alternancia.

A = Planta con el segundo período de alternancia.

NO = NS > 0,05

SI = NS < 0,01

P.S. = 0,01 < NS < 0,05. Posiblemente SI.

NS = Nivel de significación.

Según se muestra en la tabla 6-11, en el primer grupo de

tres experimentos, en la primera etapa resulta que el pH puede ser significativamente el mismo en los tres. En el efluente, asimismo tenemos que el pH puede ser significativamente el mismo en los tres pudiendo ser significativamente mayor en el experimento con 12 horas de alternancia que en el de 6 horas de alternancia.

En el segundo grupo de tres experimentos, que corresponde a los que tienen una concentración afluente de 300 mgDQO/l, en la primera etapa, tenemos que el pH puede ser significativamente ser el mismo con los tres tipos de alternancia. En el efluente, puede resultar significativamente el mismo en los tres experimentos pudiendo posiblemente ser mayor en el experimento con alternancia de 24 horas que el de alternancia con 12 horas.

En el último grupo de tres experimentos, en la primera etapa, tenemos que el pH puede ser significativamente ser el mismo en todos los experimentos, pudiendo posiblemente ser mayor en el de 12 horas de alternancia, que el de 24 horas de alternancia. En el efluente, resulta en este caso exactamente igual que en la primera etapa.

6.1.3.-Comparación paramétrica entre las diferentes concentraciones afluentes, en la Planta con Alternancia en el sentido de flujo.

6.1.3.1.- RENDIMIENTO DE ELIMINACION DE MATERIA ORGANICA CARBONACEA.

TABLA 6-12. ANALISIS ESTADISTICO DE RESULTADOS (REALIZADO CON LA DISTRIBUCION t "STUDENT")												
PLANTA CON ALTERNANCIA EN EL SENTIDO DEL FLUJO												
RENDIMIENTO ELIMINACION DQO												
DQO AFLNT.	150-300 mg/l				300/450 mg/l				450/150 mg/l			
PERIODO	ETAPA1		EFLNT.		ETAPA1		EFLNT.		ETAPA1		EFLNT.	
ALTERNANCIA	B>A	B≠A	B>A	B≠A	B>A	B≠A	B>A	B≠A	B>A	B≠A	B>A	B≠A
24 HORAS	NO	NO	NO	NO	NO	NO	NO	PS	NO	NO	PS	NO
12 HORAS	NO	NO	NO	NO	NO	NO	NO	NO	NO	NO	NO	NO
6 HORAS	NO	NO	NO	NO	PS	NO	PS	NO	NO	NO	NO	NO

B = Planta con la primera concentración afluente.

A = Planta con la segunda concentración afluente.

NO = NS > 0,05

SI = NS < 0,01

P.S. = 0,01 < NS < 0,05. Posiblemente SI.

NS = Nivel de significación.

El rendimiento de eliminación de materia orgánica carbonácea analizado en DQO tenemos que, en los experimentos con alternancia cada 24 horas resultan que con los tres tipos de concentraciones

afluentes utilizadas pueden ser significativamente iguales entre sí en la primera etapa, según se muestra en la tabla 6-12. En el efluente, el rendimiento de eliminación de materia orgánica carbonácea puede posiblemente ser significativamente mayor con una concentración afluyente de 450 mgDQO/l que en los otros dos tipos en los que es el mismo entre sí.

En los experimentos con alternancia 12 horas, tanto en la primera etapa como en el efluente el rendimiento de eliminación puede ser significativamente igual en todos ellos.

Siendo la alternancia de 6 horas, tanto en la primera etapa como en el efluente, el experimento con concentración afluyente 300 mgDQO/l puede posiblemente ser significativamente mayor que el de 450 mgDQO/l, siendo ambos iguales al de 150 mgDQO/l.

Analizado este experimento en base al TOC, según vemos en la tabla 6-13, tenemos que en los experimentos con alternancia cada 24 horas el rendimiento puede ser significativamente el mismo en todos ellos en la primera etapa y en el efluente.

En los experimentos con alternancia cada 12 horas, el rendimiento de eliminación del TOC puede ser significativamente mayor con concentración afluyente 450 mgDQO/l, que con 150 mgDQO/l, pudiendo ser los otros significativamente iguales entre sí en la primera etapa. En el efluente con concentración afluyente

150 mgDQO/l el rendimiento de eliminación del TOC puede ser significativamente menor que en con las otras dos concentraciones, pudiendo ser en éstas significativamente iguales.

En los experimentos con alternancia cada 6 horas, en la primera etapa, cuando la concentración afluyente es 150 mgDQO/l el rendimiento de eliminación del TOC puede posiblemente ser significativamente menor que con las otras dos concentraciones afluentes, siendo con éstas el rendimiento igual en ambas.

TABLA 6-13. ANALISIS ESTADISTICO DE RESULTADOS (REALIZADO CON LA DISTRIBUCION t "STUDENT")												
PLANTA CON ALTERNANCIA EN EL SENTIDO DEL FLUJO												
RENDIMIENTO ELIMINACION TOC												
DQO AFLNT.	150-300 mg/l				300/450 mg/l				450/150 mg/l			
PERIODO	ETAPA1		EFLNT.		ETAPA1		EFLNT.		ETAPA1		EFLNT.	
ALTERNANCIA	B>A	B≠A	B>A	B≠A	B>A	B≠A	B>A	B≠A	B>A	B≠A	B>A	B≠A
24 HORAS	NO	NO	NO	NO	NO	NO	NO	NO	NO	NO	PS	NO
12 HORAS	NO	NO	NO	SI	NO	NO	NO	NO	SI	SI	SI	SI
6 HORAS	NO	PS	NO	NO	NO	NO	NO	PS	PS	NO	NO	NO

B = Planta con la primera concentración afluyente.

A = Planta con la segunda concentración afluyente.

NO = NS > 0,05

SI = NS < 0,01

P.S. = 0,01 < NS < 0,05. Posiblemente SI.

NS = Nivel de significación.

6.1.3.2.- RENDIMIENTO DE ELIMINACION DEL NITROGENO.

TABLA 6-14. ANALISIS ESTADISTICO DE RESULTADOS (REALIZADO CON LA DISTRIBUCION t "STUDENT")						
PLANTA CON ALTERNANCIA EN EL SENTIDO DEL FLUJO						
RENDIMIENTO ELIMINACION NtE						
DQO AFLNT.	150-300 mg/l		300-450 mg/l		450-150 mg/l	
PERIODO	EFLNT.		EFLNT.		EFLNT.	
ALTERNANCIA	B>A	B≠A	B>A	B≠A	B>A	B≠A
24 HORAS	SI	SI	NO	PS	NO	NO
12 HORAS	NO	NO	NO	PS	SI	SI
6 HORAS	NO	NO	NO	NO	NO	NO

B = Planta con la primera concentración afluente.

A = Planta con la segunda concentración afluente.

NO = NS > 0,05

SI = NS < 0,01

P.S. = 0,01 < NS < 0,05. Posiblemente SI.

NS = Nivel de significación.

Según se observa en la tabla 6-14, cuando la alternancia fue de 24 horas, resulta que el rendimiento de eliminación del nitrógeno puede ser significativamente mayor cuando la concentración afluente fué de 150 mgDQO/l que cuando fué de 300 mgDQO/l, siendo éste posiblemente menor que el rendimiento de eliminación de 450 mgDQO/l.

Con alternancia 12 horas, se ve que cuando la concentración afluente es 450 mgDQO/l el rendimiento de eliminación de nitrógeno puede ser significativamente mayor que cuando la concentración afluente es de 150 mgDQO/l y posiblemente sea mayor que cuando la concentración afluente es de 300 mgDQO/l.

En los experimentos con alternancia cada 6 horas, se observa que el rendimiento de eliminación del nitrógeno, puede ser significativamente el mismo con las tres concentraciones afluentes usadas.

6.1.4.- Análisis relación espesores-cargas orgánicas.

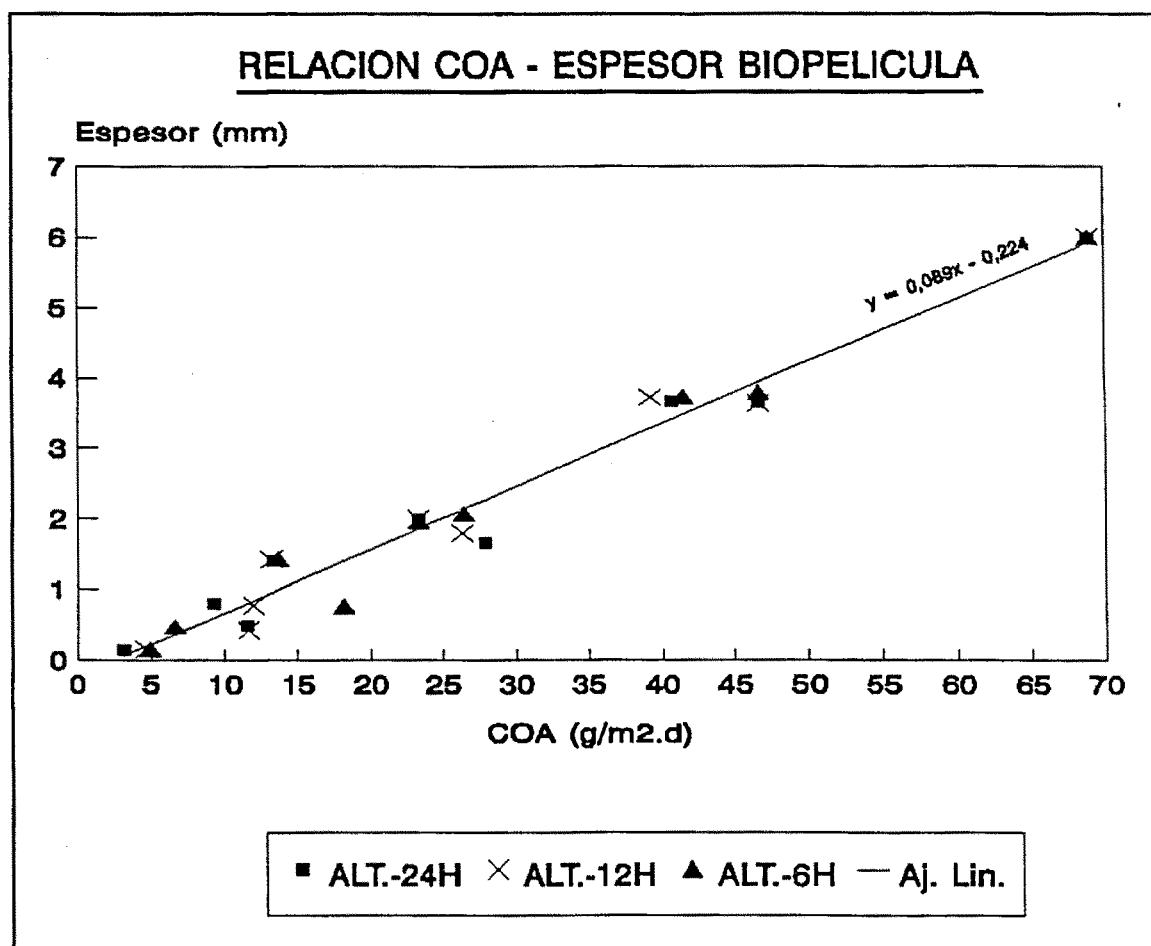


Figura 6-A.

Para ello relacionamos el espesor medio alcanzado en fase estable en cada punto de medida, es decir en las diferentes etapas, con las cargas orgánicas aplicadas durante la mencionada fase a dichos puntos o etapas. Al ser los espesores medios

alcanzados en las etapas de la planta de alternancia aproximadamente iguales y asimismo las cargas orgánicas medias aplicadas durante la mencionada fase de espesor estable a cada una de ellas, tomaremos los datos correspondientes a una de ellas al ser los de la otra similares.

El resultado se muestra en la figura 6-A en la que ajustados los puntos con una regresión lineal resulta la recta de ecuación

$$y = 0,089x - 0,224$$

siendo el coeficiente de correlación $r = 0,9862$.

Observando la figura 6-A vemos que los espesores máximos alcanzados en cada etapa, correspondientes a la fase estable, son proporcionales a las cargas orgánicas aplicadas a cada una de ellas durante dicha fase.

De igual forma analizamos la relación entre la carga orgánica eliminada y el espesor de la biopelícula. Para ello relacionamos en primer lugar el espesor medio alcanzado en fase estable en las distintas etapas y la carga orgánica eliminada correspondiente en cada caso en los nueve experimentos y en segundo lugar realizamos un ajuste exponencial de los datos obtenidos en cada una de las etapas consideradas. Resultando la figura 6-B, siendo las ecuaciones resultantes las siguientes:

Para la planta control en la primera etapa

$$y = 1,206.e^{0,028x}$$

siendo el coeficiente de correlación $r = 0,9825$.

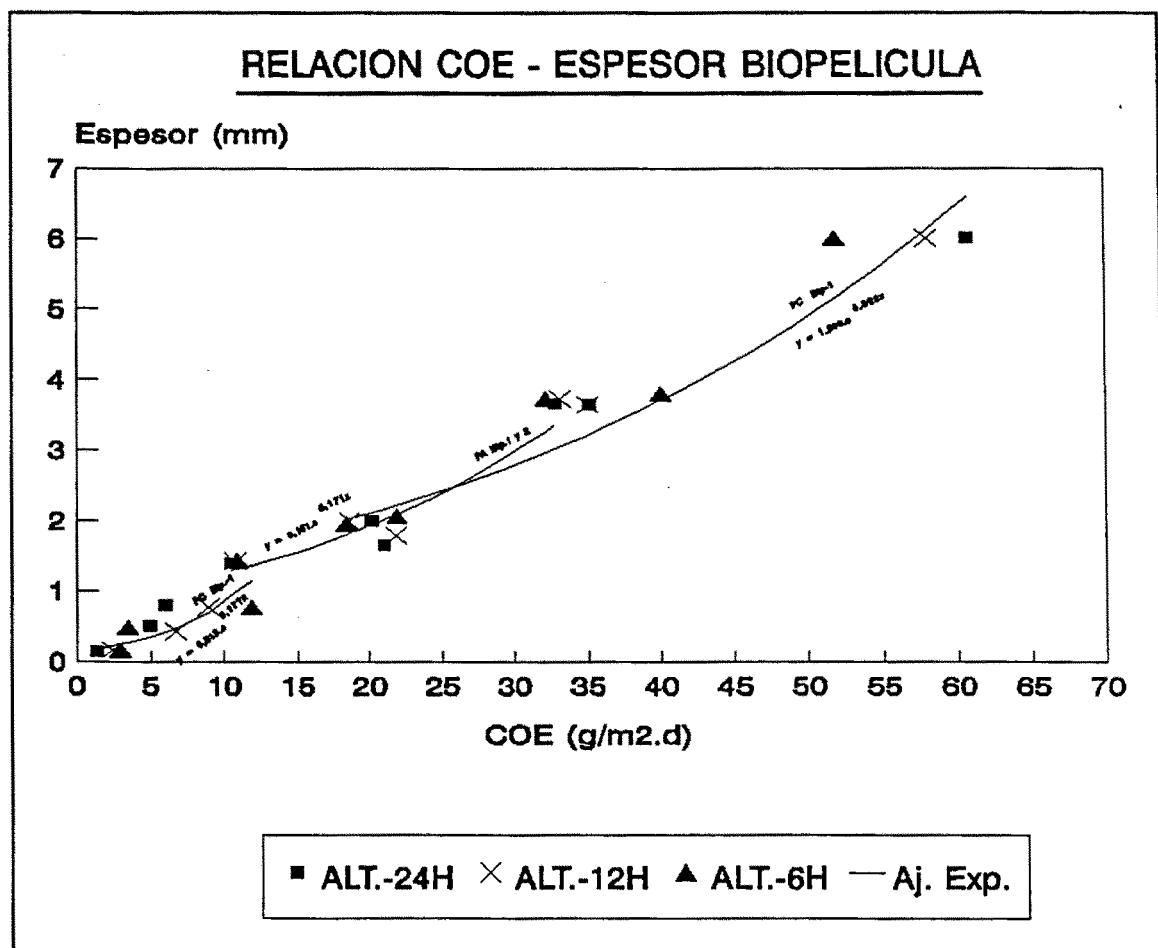


figura 6-B

Para la planta control en la segunda etapa

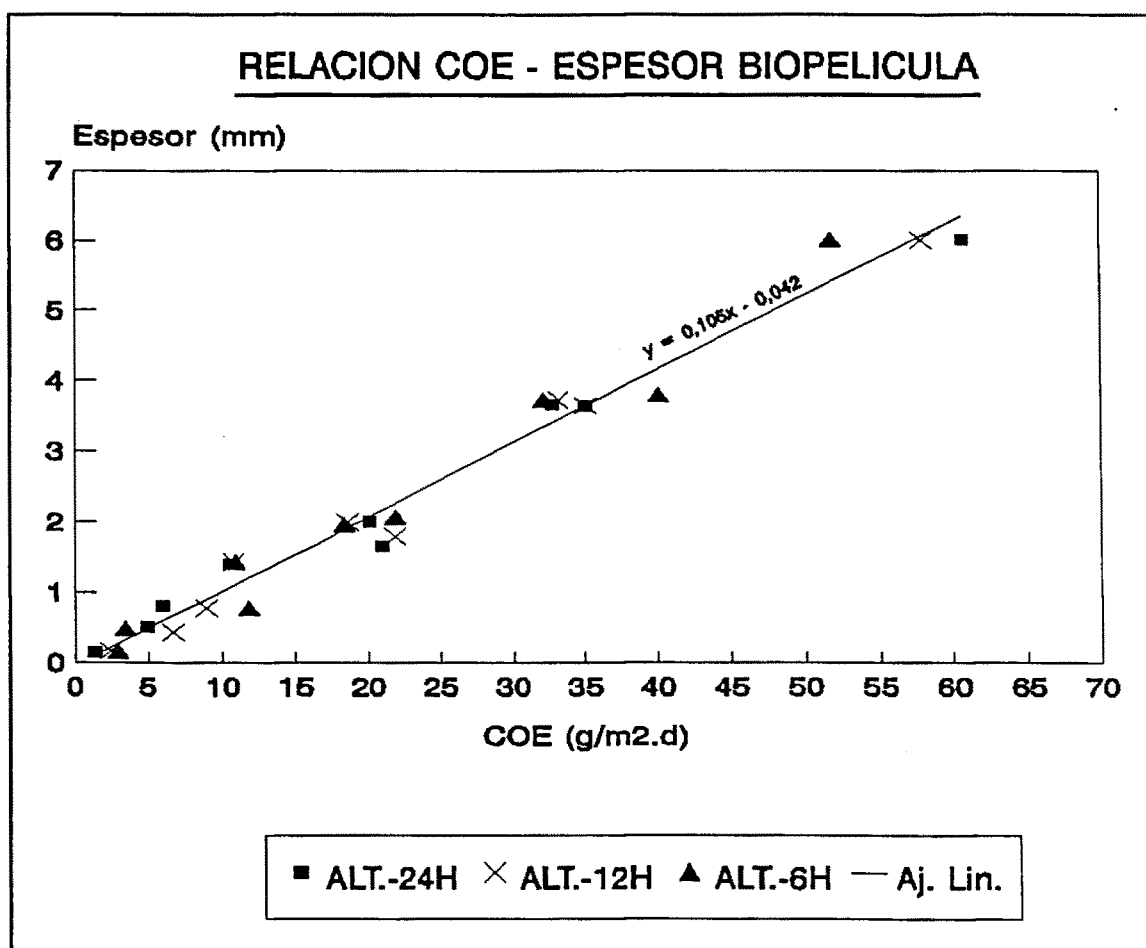
$$y = 0,818.e^{0,043x}$$

siendo el coeficiente de correlación $r = 0,9614$

Finalmente para la planta alterna etapas uno y dos

$$y = 0,151.e^{0,171x}$$

siendo el coeficiente de correlación $r = 0,8082$



Finalmente realizado un ajuste lineal entre todos los datos obtenidos en las diferentes etapas (Figura 6-C) resulta una recta

Figura 6-C

de ecuación

$$y = 0,105x - 0,042$$

siendo su coeficiente de correlación 0,9877.

Por ello podemos decir que la carga orgánica eliminada correspondiente a cada etapa es proporcional al espesor alcanzado en la misma siguiendo la recta antes mencionada.

6.2.- DISCUSION EXTERNA.

6.2.1.- Comparación entre la Planta Piloto y otros procesos biopelícula

6.2.1.1.- CON OTROS PROCESOS RBC.

6.2.1.1.a.-- Eliminación de la materia orgánica carbonácea.

-Relación % DQO eliminada-DQO afluente.

Según podemos observar en las figuras 6-1, 6-2 y 6-3, el porcentaje de eliminación en DQO de la planta piloto, tanto en el reactor control como en de alternancia es similar al de la planta experimental de Weng y Molof, (1982). Así, nosotros alcanzamos valores próximos al 92% en la planta control, que varían escasamente al elevarse la carga en los diferentes grupos de experimentos mientras que la planta con alternancia partiendo de valores similares, es decir aproximadamente el 92%, se eleva ligeramente al aumentar la carga. Esto puede ser debido a la utilización en ambos casos de aguas residuales sintéticas.

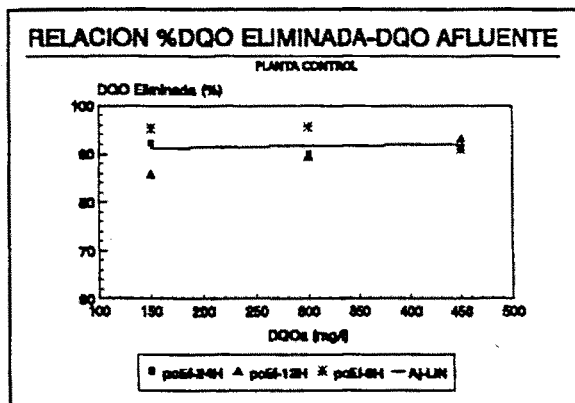


Figura 6-1.

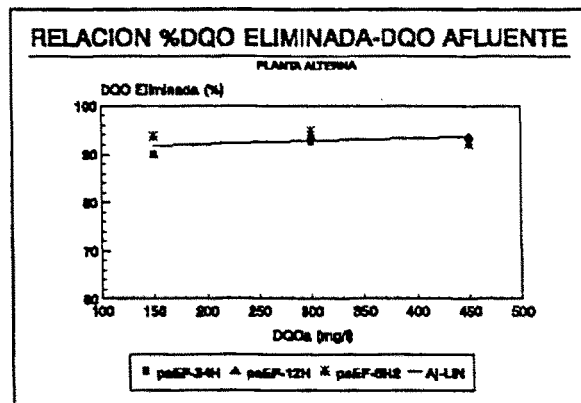


Figura 6-2.

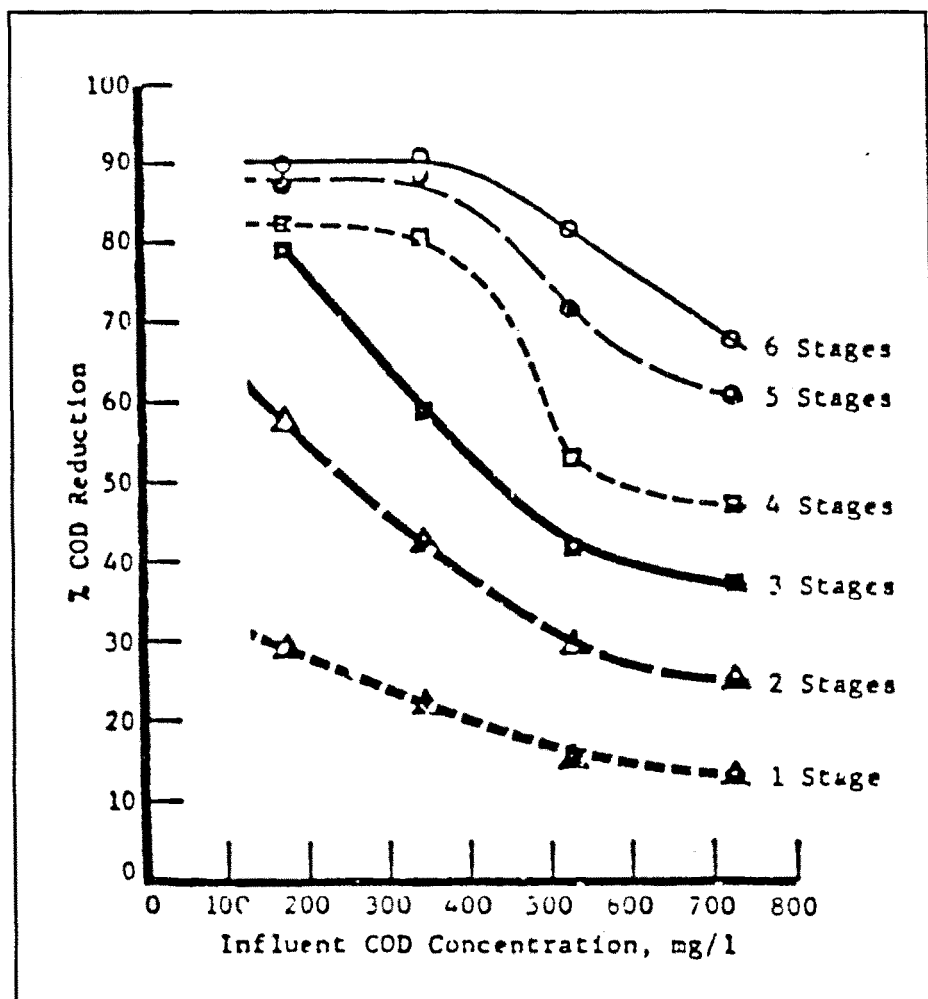


Figura 6-3. Fuente Weng y Molof, (1982).

- DQO efluente en cada etapa.

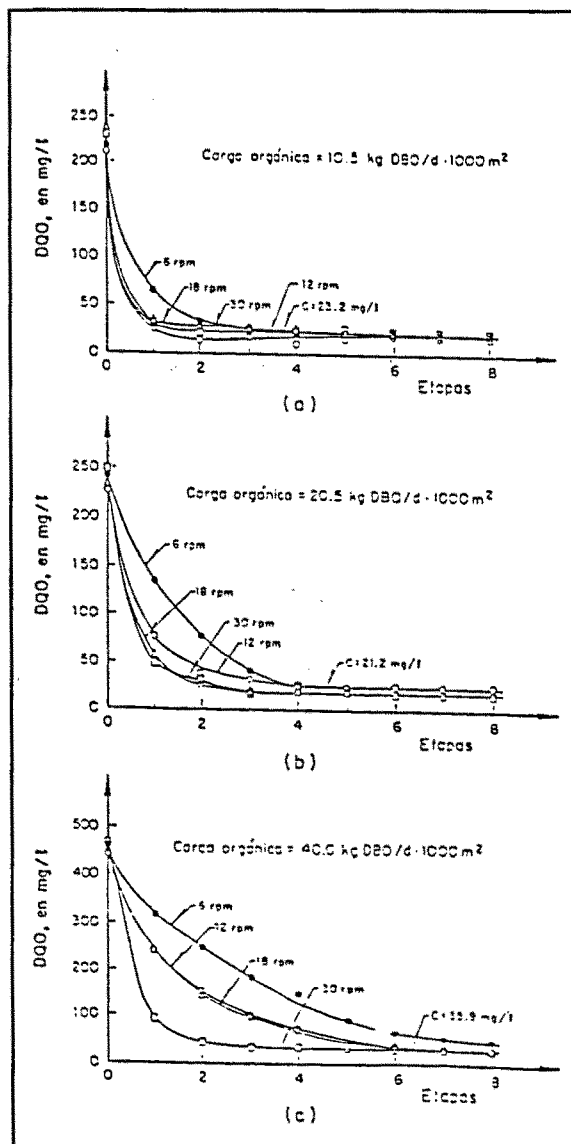


Figura 6-4. Fuente Bintaja et al (1975)

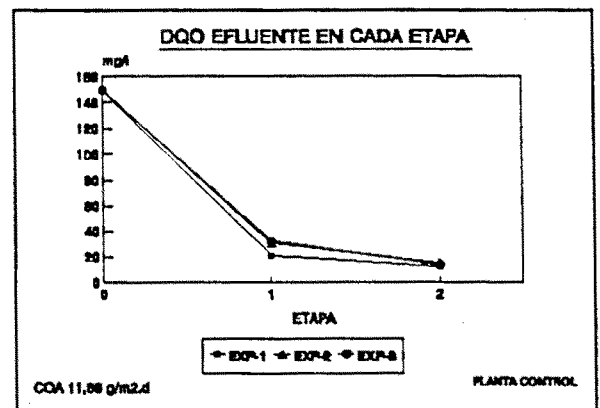


Figura 6-5.

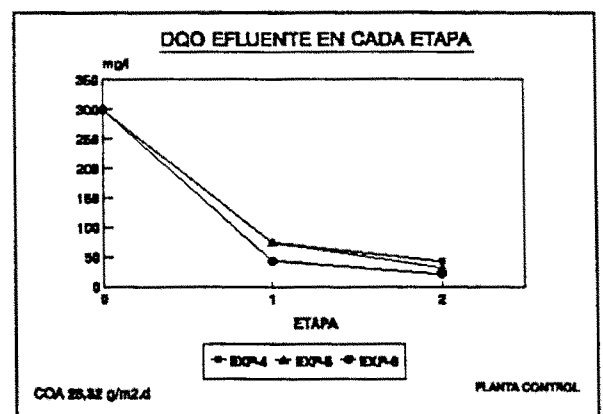


Figura 6-6.

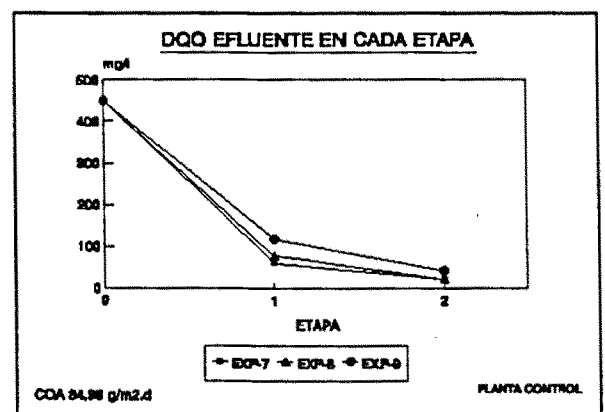


Figura 6-7.

Comparando las figuras 6-5, 6-6, 6-7, 6-8, 6-9 y 6-10 con

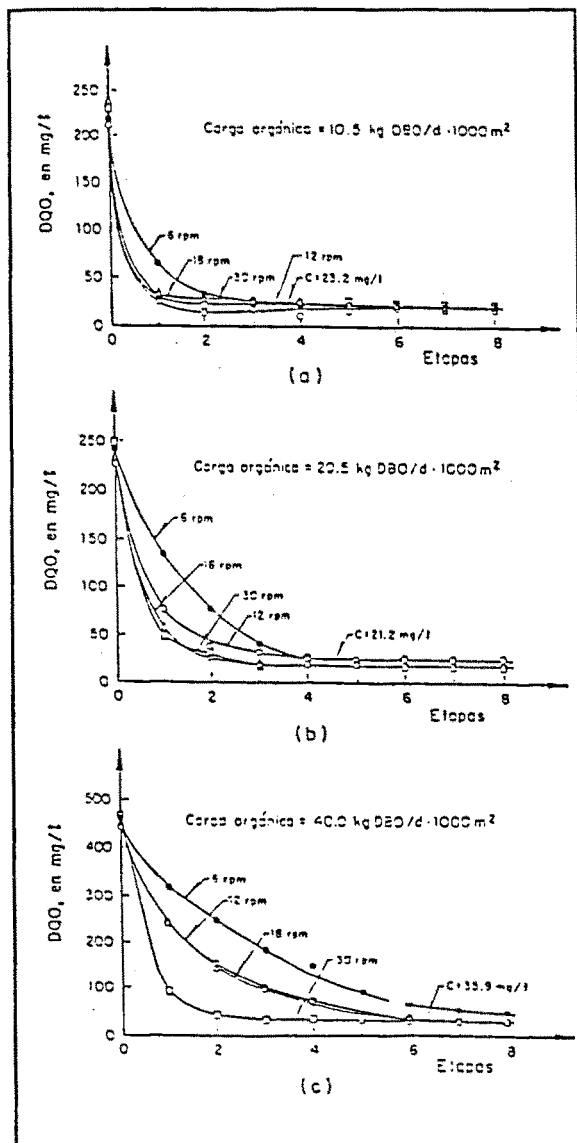


Figura 6-4. Fuente Bintaja et al (1975)

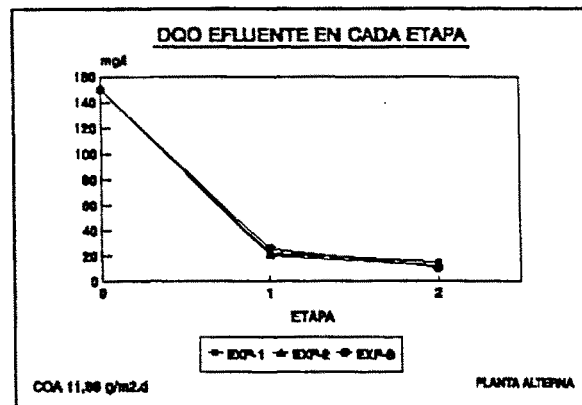


Figura 6-8.

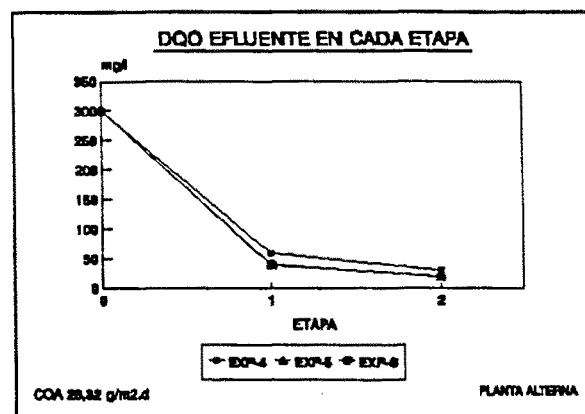


Figura 6-9.

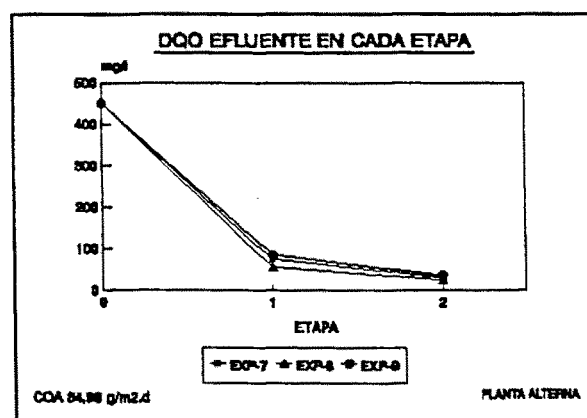


Figura 6-10.

la gráfica de carga similar contenida en la figura 6-4, vemos que

las plantas de nuestra experimentación evolucionan con valores similares a los de las evoluciones más eficaces de las obtenidas por Bintaja y otros en 1975. Esto puede ser debido a que en nuestros reactores el nivel de oxígeno disuelto siempre fué suficiente para alcanzar un alto grado de eliminación de substrato. Se debe hacer notar que los desprendimientos masivos de biopelícula producidos al colmatarse los discos de la primera etapa de la planta control fueron debidos a la no difusión de el oxígeno en la biopelícula por no ofrecer ésta suficiente superficie para su difusión.

- Relación carga hidráulica- DQO efluente.

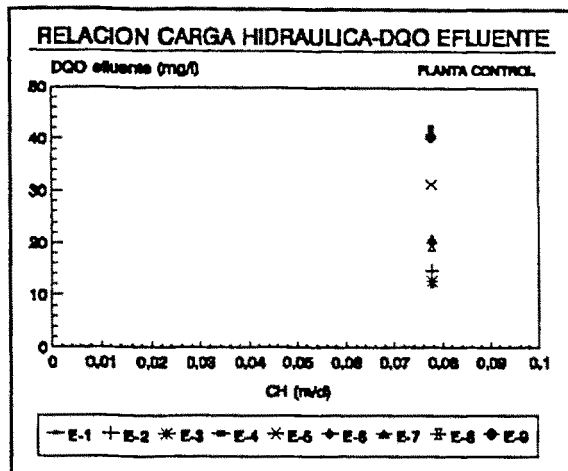


Figura 6-11.

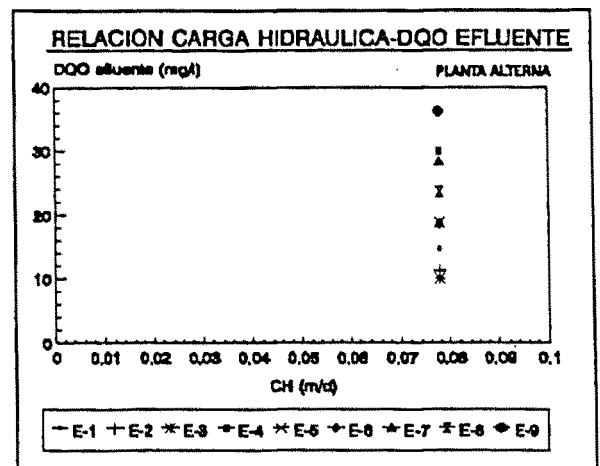


Figura 6-12.

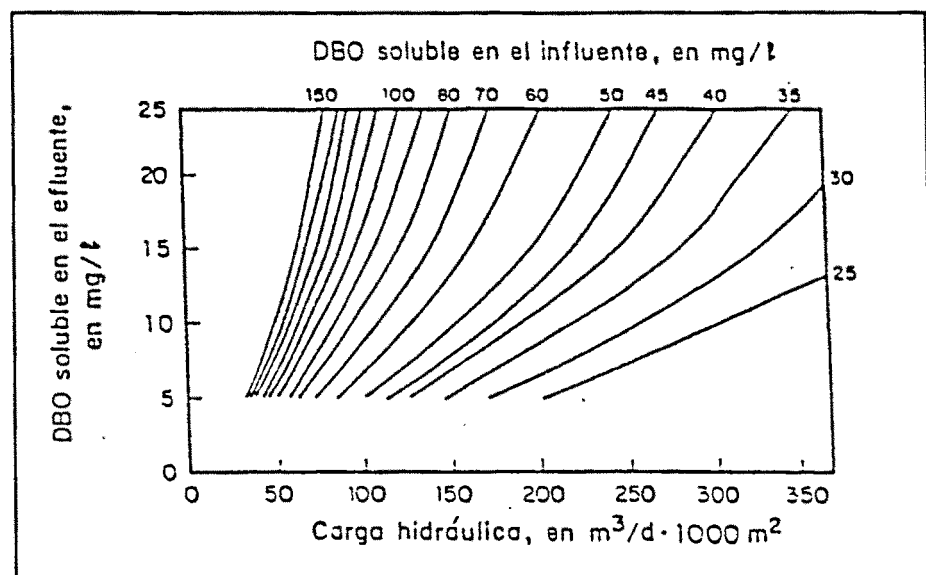


Figura 6-13. Fuente Autotrol (1978).

Observando las figuras 6-10, 6-11 y 6-12 puede verse que en los tres primeros experimentos se alcanzan concentraciones de sustrato ligeramente inferiores a los que indica Autotrol, (1978). El resto de experimentos esté fuera del rango del

diagrama de Autotrol, pero podemos estimar sus valores y a la vista de los resultados de nuestra planta observar una menor concentración en la misma que la de Autotrol. Ello puede ser debido a la mayor biodegradabilidad de la glucosa, fuente de carbono de nuestra agua residual, frente a la materia orgánica carbonácea de las aguas reales de Autotrol.

- Relación Carga Hidráulica- DQO Eliminada.

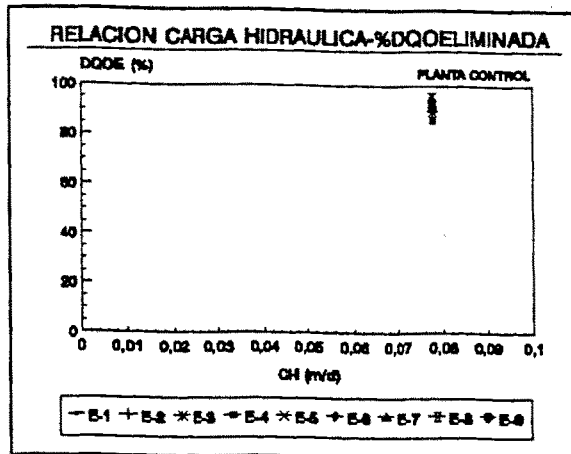


Figura 6-14.

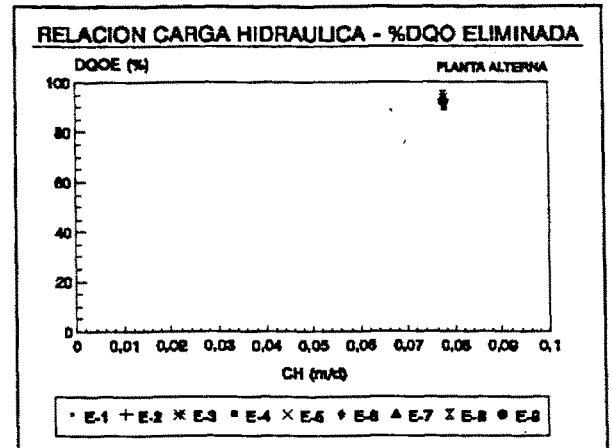


Figura 6-15.

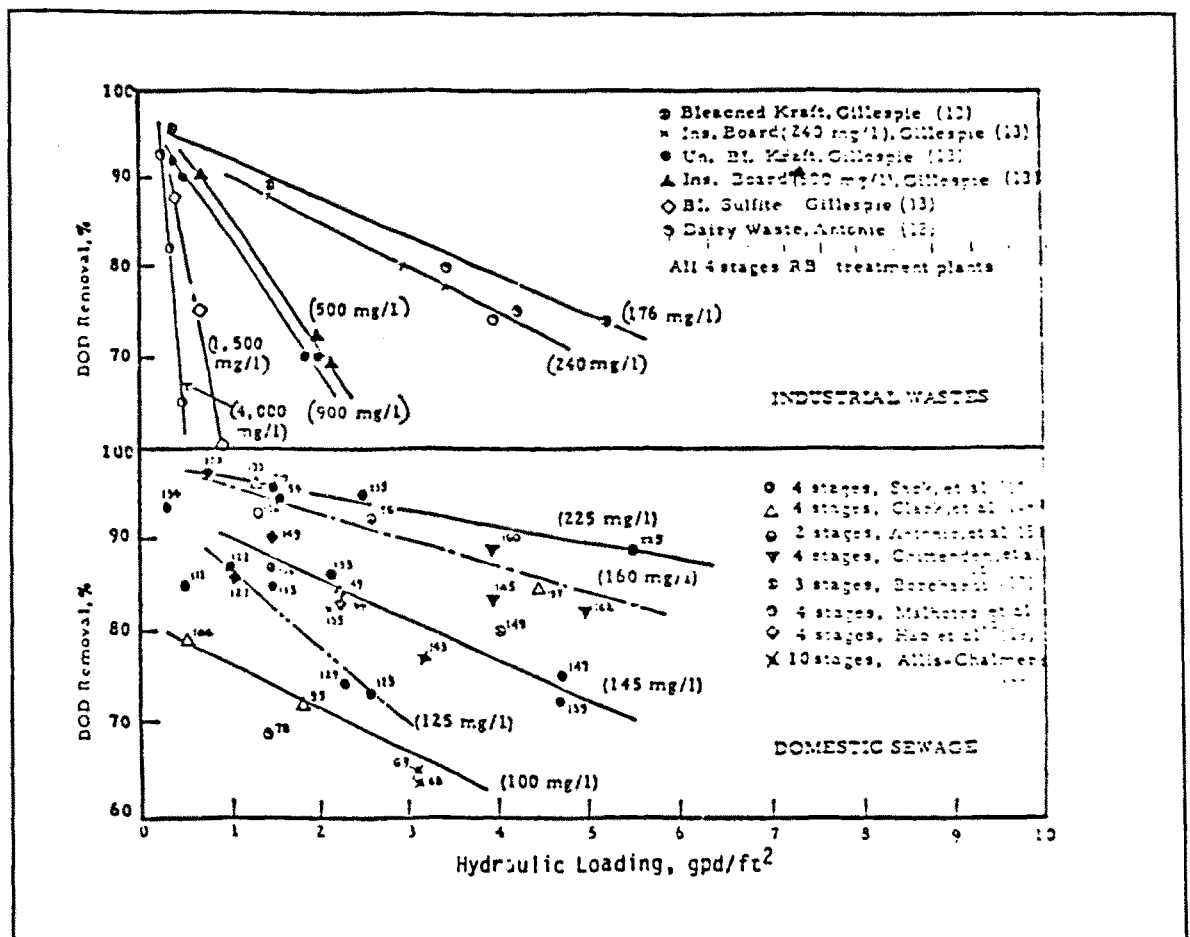


Figura 6-16. Fuente ASCE (1980)

Al analizar los diagramas de las figuras 6-14, 6-15 y 6-16 podemos observar que para la carga hidráulica utilizada los porcentajes de eliminación de DQO son similares al resto de plantas reales trabajando con aguas residuales domésticas ya que en la carga hidráulica elegida las plantas funcionan con un cierto desahogo que permite rangos tan elevados de eliminación.

- Relación Tiempo de retención hidráulico DQO Eliminada.

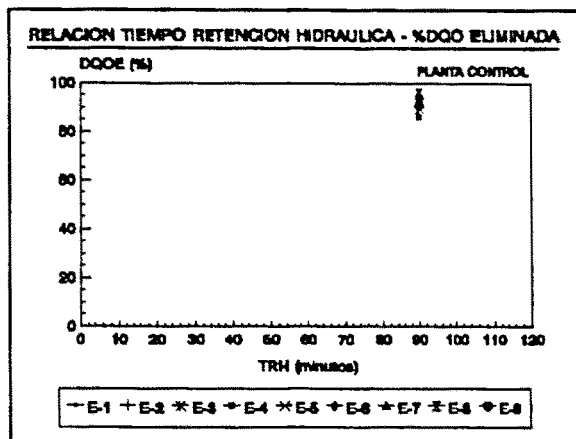


Figura 6-17.

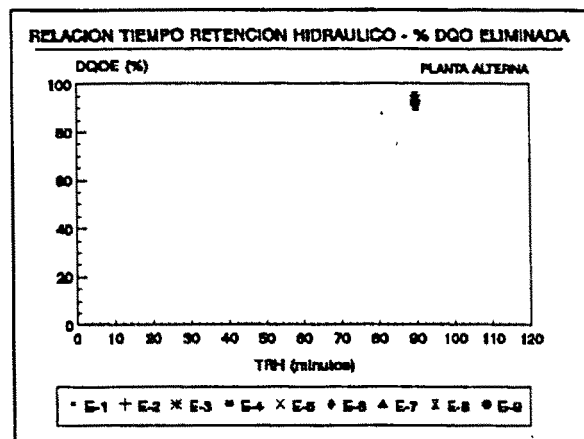


Figura 6-18.

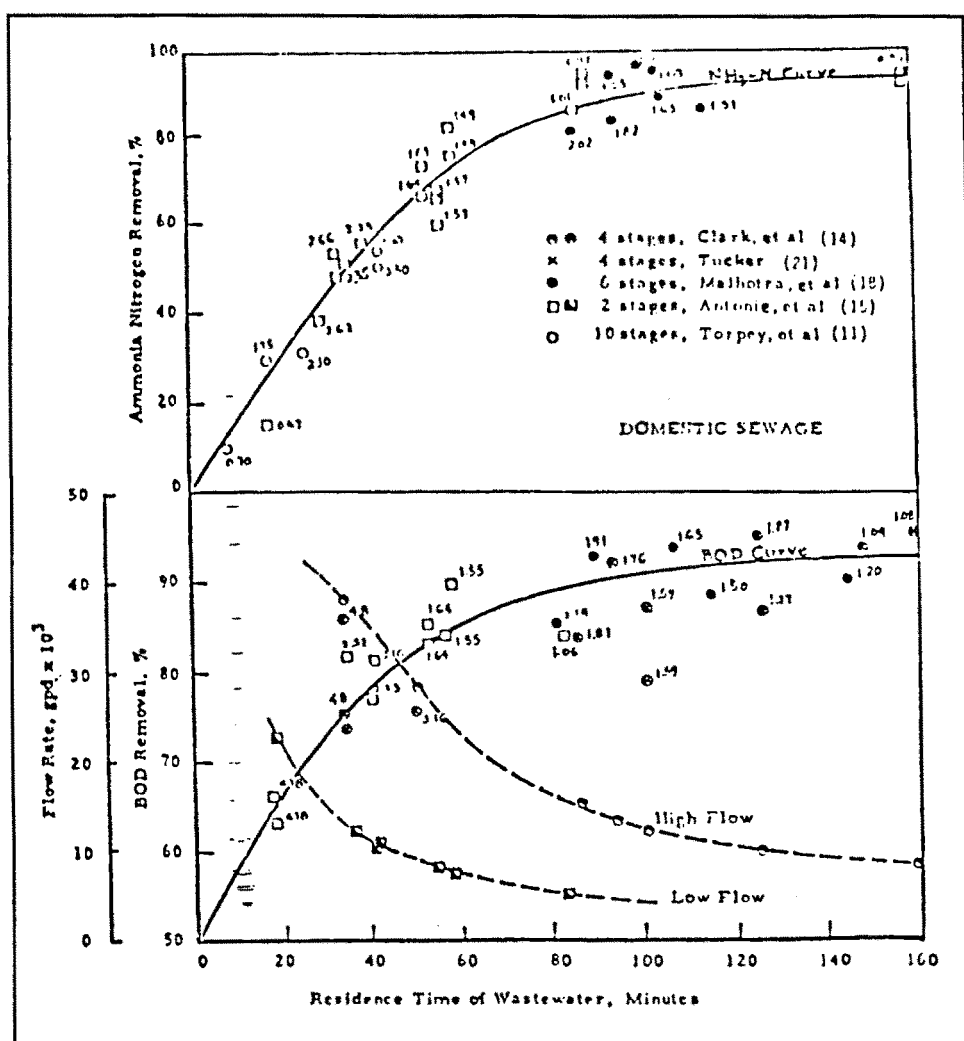


Figura 6-19. Fuente ASCE, (1980).

Como observamos en las figuras 6-17, 6-18 y 6-19 para el tiempo de retención hidráulico establecido, 90 minutos, el grado de eliminación de materia orgánica es similar al alcanzado en el grupo de plantas analizadas por ASCE, (1980).

6.2.1.1.b.- ELIMINACION DEL NITROGENO.

-Relación carga hidráulica-nitrógeno amoniacal afluente.

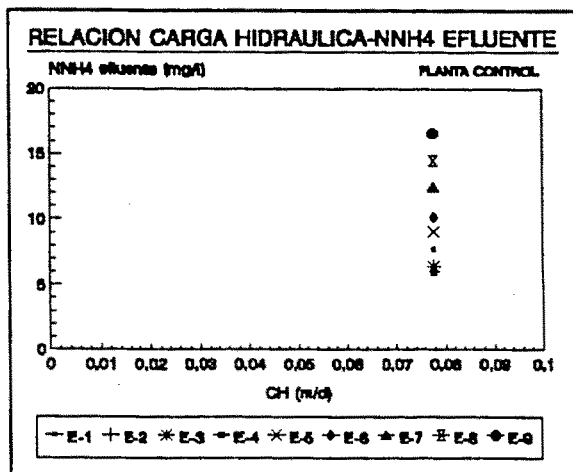


Figura 6-20

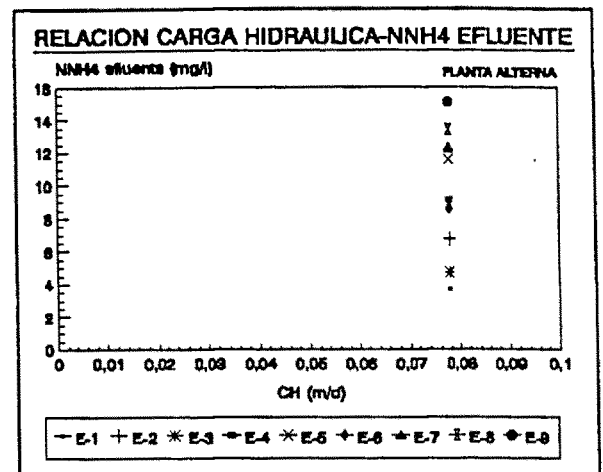


Figura 6-21.

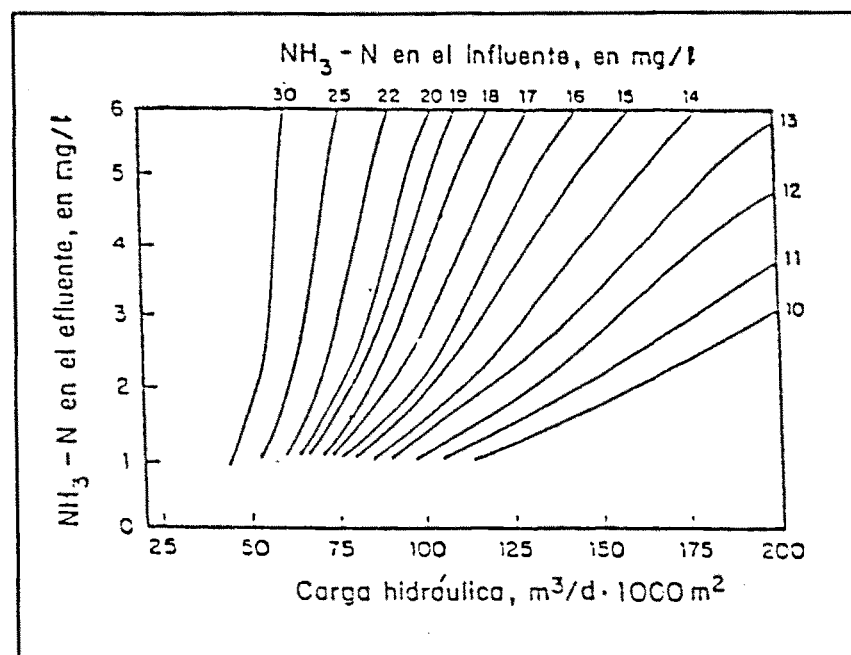


Figura 6-22. Fuente Autotrol, (1978)

Según se observa en las figuras 6-20, 6-21 y 6-22, el nitrógeno amoniacal efluente fué superior en nuestras plantas que el indicado por Autotrol en 1978. Esto puede ser debido a las mayores relaciones carbono-nitrógeno y mayores cargas orgánicas de nuestros experimentos.

- Relación carga hidráulica-Nitrógeno amoniacal eliminado

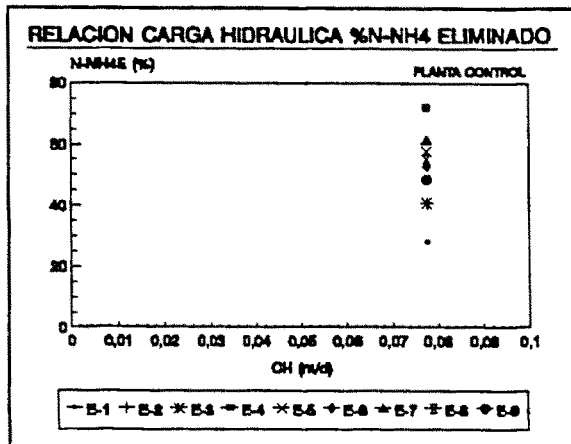


Figura 6-23.

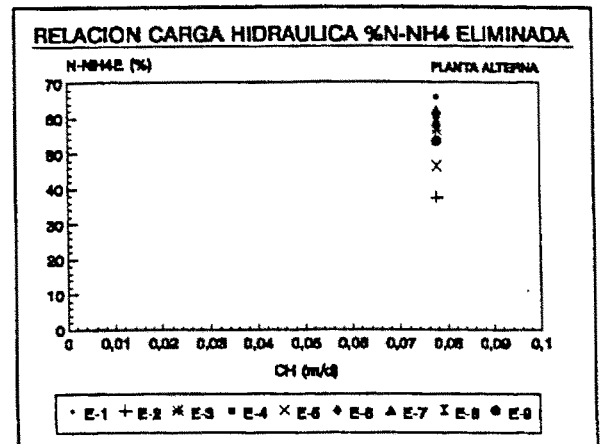


Figura 6-24.

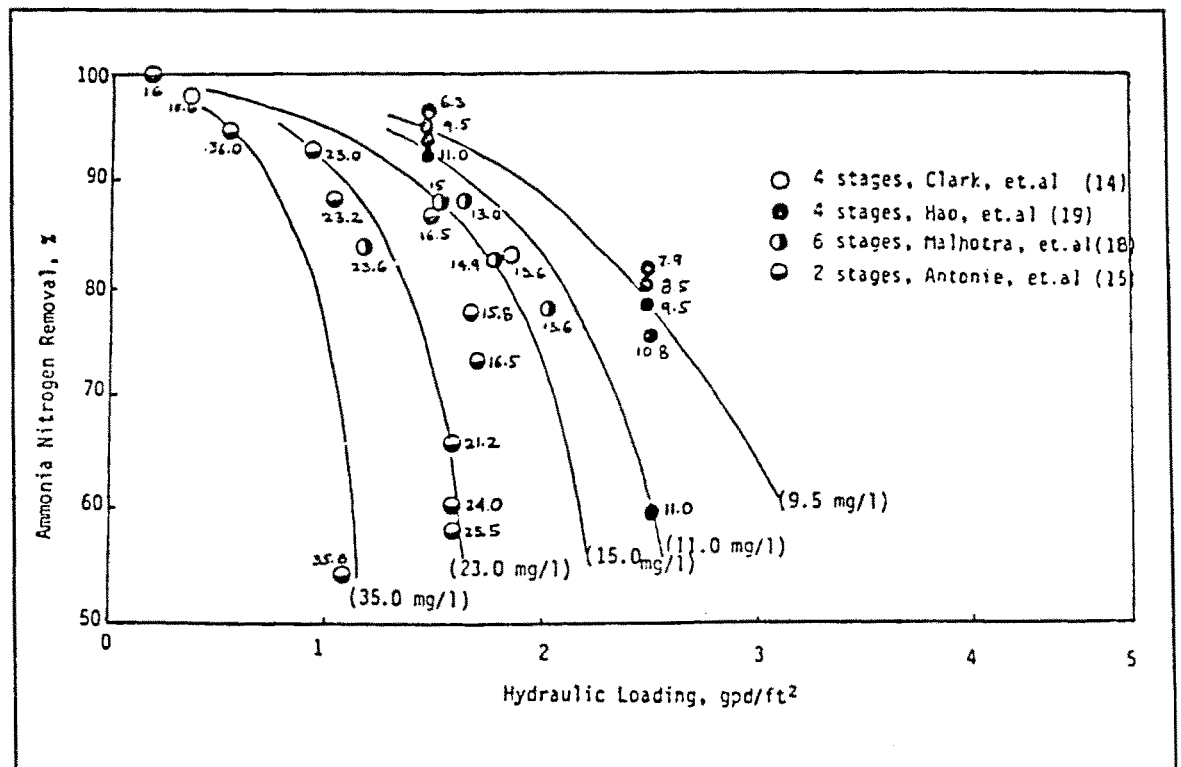


Figura 6-25. Fuente ASCE, 1980.

Observando las figuras 6-23, 6-24, 6-25, vemos que los porcentajes de eliminación alcanzados en nuestra planta son inferiores a los de las plantas analizadas por ASCE, 1980, ello puede ser debido, igual que en el caso anterior a las distintas relaciones carbono/nitrógeno y cargas orgánicas utilizadas y al efecto de la alternancia en su caso.

6.3.1.- Comparación entre la Planta con Alternancia en el sentido de flujo con otros procesos biopelícula con alternancia.

Comparando el funcionamiento de la Planta con Alternancia con la Planta de biodiscos con Alternancia utilizada por Bandy y Scholze (1983), se observa con cargas orgánicas (28 y 23,32 g/m².d) y tiempos de retención hidráulico (80 y 90 mins.) similares, e iguales períodos de alternancia (24h) , que corresponden al tercer experimento suyo y al cuarto nuestro, que la tendencia en la eliminación de materia orgánica carbonácea es la misma, es decir, una mejora en la eliminación de la Planta con Alternancia frente a la Planta Control respectiva. Sin embargo, el nivel de materia orgánica del efluente medida en mgDQO/l es en nuestra planta menos de la tercera parte del suyo, es decir, en nuestro caso un valor medio de 22,49 mg/l siendo en el suyo 70 mg/l aproximadamente. Ello puede ser debido a la utilización en su caso de agua residual real menos biodegradable que la nuestra.

Con períodos de alternancia mayores (48h), Bandy y Scholze encontraron mejora, en la eliminación de materia orgánica, únicamente aumentando el tiempo de retención hidráulico al doble (160 mins.), utilizando una carga orgánica de 11,1 g/m².d, similar a la utilizada por nosotros en los tres primeros experimentos. Con tiempos de retención hidráulico similares (80

y 90 mins) y cargas orgánicas próximas (19,9 g/m².d y 11,66 g/m².d) utilizando un período de alternancia de 48 horas no hallaron diferencias en la eliminación del carbono, que coincide con lo que nosotros hemos obtenido en los tres primeros experimentos realizados en similares condiciones aunque con períodos de alternancia menores (24, 12 y 6h). Resumiendo, a bajas cargas y similar tiempo de retención hidráulico no existió diferencia significativa en niveles de materia orgánica carbonácea entre la planta control y la planta con alternancia, tanto en el caso de Bandy y Scholze como en el nuestro. Unicamente se consigue una mejora a favor de la planta con alternancia al aumentar el tiempo de retención hidráulico al doble, habiendo sido experimentado por Bandy y Scholze (1983).

En cuanto a la eliminación del nitrógeno el análisis, llevado a cabo a baja carga (11,1 g/m².d) y alto tiempo de retención hidráulico (160 mins.) con concentración de nitrógeno amoniacal afluente de 11,9 mg/l por Bandy y Scholze, muestra unos resultados de eliminación ligeramente superiores a los nuestros. En la planta con alternancia ellos obtienen de 11,9 mg/l en el afluente a 5 mg/l en el efluente, nosotros de 10,8 mg/l a 5 mg/l, en la planta control ellos de 11,9 mg/l a 4,6 mg/l y nosotros de 10,8 mg/l a 6,7.

El nivel de nitratos en el efluente vemos que en nuestro

caso es prácticamente despreciable en general $<1\text{mg/l}$ siendo que ellos alcanzan niveles de $5,6\text{ mg/l}$ en la planta alterna y $6,7\text{ mg/l}$ en la planta control.

La oxigenación de la planta muestra en el efluente en todos los casos valores mas elevados en nuestro caso que en el suyo, alcanzando valores de $5,15\text{ mg/l}$ en la planta control y de $4,3\text{ mg/l}$ en la planta alterna, mientras en su planta los niveles fueron de $4,4$ en la planta control y $3,8$ en la planta alterna.

7.- RESUMEN Y CONCLUSIONES.

Bajo las condiciones experimentales planteadas y las hipótesis establecidas, se han obtenido las siguientes conclusiones relativas al funcionamiento de la planta de biodiscos con alternancia en el sentido del flujo:

1.- Utilizando cargas medias ($23,32 \text{ gDQO/m}^2.\text{d}$) y largos períodos de alternancia (24 y 12 horas), así como cargas altas ($34,98 \text{ gDQO/m}^2.\text{d}$) y cortos períodos de alternancia (6 horas) se alcanza significativamente una mayor eliminación de materia orgánica carbonácea en la planta de biodiscos con alternancia en el sentido del flujo que en la planta convencional. No encontrándose en el resto de casos diferencias significativas entre ambas. Esto coincide con el estudio llevado a cabo por Bandy y Scholze (1983) con las correspondientes similares concentraciones y períodos de alternancia.

2.- La duración del período de alternancia parece no influir significativamente sobre la eficacia del sistema en cargas bajas ($11,66 \text{ gDQO/m}^2.\text{d}$). Sin embargo, en cargas medias ($23,32 \text{ gDQO/m}^2.\text{d}$), el proceso se muestra significativamente más eficaz con períodos largos de alternancia (24 horas).

3.- El rendimiento de eliminación de materia orgánica carbonácea en la planta con alternancia en el sentido del flujo es significativamente el mismo en cada período de alternancia,

independientemente de la carga orgánica. Ello puede ser debido a que la planta ha trabajado en todos los experimentos con muy altos rendimientos, superiores al 90%, posiblemente debido a la gran degradabilidad de la glucosa y el tiempo de retención hidráulico utilizado, que hacen que la pérdida de rendimiento que ocurre en general en las plantas RBC al aumentar la carga afluyente (ASCE, 1980), aquí no se aprecie.

4.- La reducción de nitrógeno amoniacal en la planta con alternancia en el sentido del flujo, es significativamente mayor que la de la planta control, con cargas bajas ($0,839 \text{ gN/m}^2\cdot\text{d}$) y largos períodos de alternancia (24 horas), tanto en la primera etapa como en el efluente. Asimismo resulta que con cargas medias ($1,67 \text{ gN/m}^2\cdot\text{d}$) la reducción es significativamente menor (solo para el efluente) con largos períodos de alternancia (24 horas).

5.- En la planta con alternancia, la eliminación de nitrógeno amoniacal es significativamente menor con valores de períodos de alternancia medios (12 horas) y para cargas bajas ($0,839$ y $1,67 \text{ gN/m}^2\cdot\text{d}$), aunque las diferencias no son muy elevadas.

6.- El rendimiento de eliminación de nitrógeno no se ve significativamente influenciado, en general, por la concentración afluyente, excepto para casos con concentraciones altas ($2,51$

gN/m².d) y períodos medios (12 horas), y con concentraciones medias (1,67 gN/m².d) y períodos largos (24 horas).

7.- Los espesores de biopelícula observados en la primera etapa del proceso con alternancia fueron en todo momento menores que el correspondiente al proceso convencional. Debido a la alternancia la biomasa total se repartió en partes significativamente iguales entre las dos etapas.

8.- En general, el espesor de la biopelícula de la planta con alternancia en el sentido de flujo no se ve significativamente influenciado por la duración del período de alternancia, salvo para cargas medias (23,32 gDQO/m².d) al comparar períodos de alternancia bajos (6 y 12 horas).

9.- Realizando la alternancia el oxígeno disuelto en la primera etapa es significativamente mayor, por lo que en esta planta se pueden tratar cargas afluentes mayores sin alcanzar la sobrecarga del sistema.

10.- En la primera etapa de la planta con alternancia en el sentido de flujo, para cargas bajas se alcanzan niveles de oxígeno disuelto significativamente mayores a mayor período de alternancia. Para cargas medias no hay diferencia significativa excepto para el período más corto (6 horas) con el que se

obtendría mayor concentración. Y para carga altas no hay diferencias excepto para períodos de alternancia cortos (6 horas) con los que se obtendría menores concentraciones.

11.- En general, los niveles de pH en la primera etapa de la planta con alternancia en el sentido del flujo tienen valores significativamente superiores respecto a la planta control, pudiendo ser debido a la menor presencia de biomasa y por ello menor producción de anhídrido carbónico de respiración endógena.

12.- En general, la duración del período de alternancia no hace variar significativamente los valores del pH tanto en la primera etapa como en la segunda.

Con las mismas condiciones citadas, las conclusiones deducidas del funcionamiento de las plantas son

13.- A pesar de utilizar cargas orgánicas altas (34,98 gDQO/m².d), no se detectaron problemas de funcionamiento en la planta con alternancia en el sentido del flujo, mientras que sí los hubo en la planta control debidos a la sobrecarga de la primera etapa.

14.- El espesor de la biopelícula alcanzado en cada etapa es función lineal de la carga orgánica eliminada en la misma y

de la carga orgánica aplicada a cada etapa. De ello se deduce que la planta con alternancia en el sentido de flujo puede soportar una carga aplicada doble que la planta convencional.

8.- NOTACION Y SIMBOLOS.

8.- NOTACION Y SIMBOLOS

A = Superficie de discos (L^2)

CO = Carga orgánica ($gDQO/m^2.d$).

Ca = Carbono afluente (g/d).

CC = Carbono eliminado por oxidación carbonácea (g/d).

CDN = Carbono utilizado en desnitrificación (g/d).

Ce = Carbono efluente (g/d).

CE = Carbono eliminado (g/d).

CES = Carbono eliminado en los sólidos suspendidos en el efluente (g/d).

CH = Carga hidráulica afluente ($m^3/m^2.d$).

CN = Coeficiente de nitrificación.

CNA = Carga de nitrógeno afluente ($g/m^2.d$).

CNAa = Carga de nitrógeno amoniacal afluente ($m/m^2.d$).

CNe = Carga de nitrógeno efluente ($g/m^2.d$).

CNE = Carga de nitrógeno eliminado ($g/m^2.d$).

COA = Carga orgánica afluente ($gDQO/m^2.d$).

COE = Carga orgánica eliminada ($gDQO/m^2.d$).

CONDa = Conductividad afluente ($\mu S/cm$).

COND-1 = Conductividad etapa 1 ($\mu S/cm$).

CONDe = Conductividad efluente ($\mu S/cm$).

C/N = Expresado en DQO/N

D- NO_3 = Nitrógeno desnitrificado de nitratos (g/d).

DBO = Demanda biológica de oxígeno.
 DQO = Demanda química de oxígeno
 DQOa = Concentración de sustrato afluente (mgDQO/l).
 DQO1 = Concentración de sustrato en la etapa 1 (mgDQO/l).
 DQOe = Concentración de sustrato efluente (mgDQO/l).
 DQOE = Concentración de sustrato eliminado (mgDQO/l).
 e = Espesor de la biopelícula (mm).
 E = Eficacia (%)
 F/M = Relación Alimento/Microrganismos.
 FSSe = Sólidos suspendidos en el efluente (g/d).
 FSSVe = Sólidos suspendidos volátiles en el efluente (g/d).
 Ks = Coeficiente de semisaturación para el O₂ o para el sustrato.
 MSSVB = Sólidos suspendidos volátiles en la biopelícula (g).
 N-DESN = Nitrógeno desnitrificado (g/d).
 N-NH₄a = Concentración de nitrógeno amoniacal afluente (mg/l).
 N-NH₄-1 = Concentración de nitrógeno amoniacal en la etapa 1 (mg/l).
 N-NH₄e = Concentración de nitrógeno amoniacal efluente (mg/l).
 N-NH₄E = Concentración de nitrógeno amoniacal eliminada (mg/l).
 N-NO₂a = Concentración de nitrito afluente (mg/l).
 N-NO₂e = Concentración de nitrito efluente (mg/l).

$N-NO_2E$ = Concentración de nitrito eliminada (mg/l).
 $N-NO_3a$ = Concentración de nitrato afluente (mg/l).
 $N-NO_3e$ = Concentración de nitrato efluente (mg/l).
 $N-NO_3E$ = Concentración de nitrato eliminada (mg/l).
 $N-NH_4t$ = Nitrógeno amoniacal nitrificado teóricamente (g/d).
 $N-NH_4r$ = Nitrógeno amoniacal realmente nitrificado (g/d).
 $N-SSVe$ = Nitrógeno en los sólidos suspendidos volátiles del efluente (g/d).
 N = Concentración de nitrógeno efluente (mg/l).
 Na = Nitrógeno total afluente (g/d).
 Ne = Nitrógeno total efluente (g/d).
 NE = Concentración de nitrógeno eliminada (mg/l).
 NH_4a = Nitrógeno amoniacal afluente (mg/l).
 NH_4e = Nitrógeno amoniacal efluente (mg/l).
 NH_4E = Nitrógeno amoniacal eliminado (mg/l).
 No = Concentración de nitrógeno afluente (mg/l).
 NO_2a = Nitrito afluente (mg/l).
 NO_2e = Nitrito efluente (mg/l).
 NO_3a = Nitrato afluente (mg/l).
 NO_3e = Nitrato efluente (mg/l).
 NO_3E = Nitrato eliminado (mg/l).
 OD = Oxígeno disuelto (mg/l).
 $OD-1$ = Oxígeno disuelto en la etapa 1 (mg/l).

OD-2 = Oxígeno disuelto en la etapa 2 (mg/l).
 ODa = Oxígeno disuelto afluente (g/d).
 ODe = Oxígeno disuelto efluente (g/d).
 pHa = pH afluente.
 pH1 = pH etapa 1.
 pH2 = pH etapa 2
 pHe = pH efluente.
 PTB = Peso total de la biopelícula húmeda en la muestra (g).
 PVB = Peso de volátiles en la biopelícula en la muestra (g).
 Q = Caudal (l/d).
 RBC = Contactor biológico rotativo.
 RBSP = Reactor biopelícula con soporte permeable.
 RENDQO = Rendimiento de DQO.
 RENETN = Rendimiento eliminación total de nitrógeno.
 RENNITR = Rendimiento nitrificación.
 RENNO₃ = Rendimiento eliminación de nitratos.
 S = Concentración de sustrato (mgDQO/l).
 Sa = Sustrato en el afluente (gDQO/d).
 Se = Sustrato en el efluente (gDQO/d)
 So = Concentración de sustrato afluente (mgDQO/l).
 SS = Sólidos suspendidos (mg/l).
 SSa = Sólidos suspendidos en el afluente (mg/l).
 SSB = Sólidos suspendidos en la biopelícula (KgSS/m³).
 SSe = Sólidos suspendidos en el efluente (mg/l).
 SSVe = Sólidos suspendidos volátiles efluente (mg/l).

SSTe = Sólidos suspendidos totales efluente (mg/l).

T = Temperatura ($^{\circ}$ C).

t = tiempo (d).

Vp = Velocidad periférica de los discos.

ω = revoluciones por minuto de los discos.

9.- BIBLIOGRAFIA

9.-BIBLIOGRAFIA

Alleman, J. E., Veil, J. A. y Canaday, J. T., (1982). "Scanning electron microscope evaluation of rotating biological contactor biofilm". Water Research, Vol. 16, Gran Bretaña, 543-550.

Allen, G. A., (1980); "Methods Used to Provide Services to Outlying Mine Townsites", Water and Pollution Control 118 (2) 18-19.

Amieva, J. J., (1988). "Diseño de una planta piloto para depuración de aguas residuales por el sistema RBC". Tesina de Magister en Ciencias y Técnicas del Agua y del Medio Ambiente. Universidad de Cantabria.

Anonymous, (1980); "Innovative Nutrient Removal Process Attracts International Attention", Water and Pollution Control 118(10) 14-15.

Antoine, R. L., y Koehler, F. J., (1971). "Application of Rotating Disc Process to Municipal Wastewater Treatment". EPA Project No. 17050 DAM, Autotrol Corp., Milwaukee, WI, (1971).

Antoine, R. L., y Welch, F. M. (1969). "Preliminary Results of a Novel Biological Process for Treating Dairy Wastes". Proc. 24th

Purdue Industrial Waste Conf. 24: 115-126.

Antoine, R. L. y Hynek, R. I. (1978); "Operating Experience with Bio-Surf Process Treatment of Food-Processing Wastes", paper presented at the 28th Purdue Industrial Waste Conference.

Antoine, R. L., "Nitrification of Activated Sludge Effluent: Bio-Surf Process", Parts I and II, Water and Sewage Works, 121.

Antoine, R. L., Kluge, D. L. y Mielke, J. H., (1972), "Treatment of Winery Disk Wastes by Aerated Lagoon, Activated Sludge, and Rotating Biological Contactor", paper presented at the 27th Purdue Industrial Waste Conference.

Antoine, R. L., (1976). "Fixed Biological Surfaces - Wastewater Treatment", Chemical Rubber Company Press, Cleveland, OH.

Antonie, R. L. (1970); "Response of the Bio-Disc Process to Fluctuating Wastewater Flows", presented at the 25th Purdue Industrial Waste Conference.

Ardreadakis, A., y Cailas, M., (1984). "Evaluation of a simple model for organic carbon removal by a rotating biological contactor". Proc. 2nd. Inter. Conf. on Fixed-Film Biol. Proc., Arlington, VA. EUA.

Ouyang, C. F. (1984). "Effect of influent condition on nutrient remove in RBC system". Proc. 2nd. Inter. Conf. on Fixed-Film Biol. Proc., Arlington, VA. EUA.

ASCE, (1980). "Rotating biological contactor for secondary treatment". Proceedings International Conference on Fixed-Film Biological Processes (1st) Held at Kings Islands, Ohio on 20-23 April 1982. p 31-52.

Atasi, K. Z., y Borchardt, J. A. (1984). "Mathematical model for the RBC based on heterogeneous kinetics". Env. Eng. Proc. Conf. Los Angeles, Calif. USA.

Atasi, K. Z. y Borchardt, J. A., (1984). "Application of the diffusion kinetics theory to the RBC process". Proc. 2nd. Inter. Conf. on Fixed-Film Biol. Proc., Arlington, VA. EUA.

Atasi, K. Z, (1982). "Mathematical model defining organic carbon removal by the RBC process". Sci. & Eng. Tec. Vo. 43 No. 6.

Atasi, K. Z. y Borchardt, J. A. (1982). "Investigation of some parameters in RBC (Rotating Biological Contactor), Modeling.

Atkinson, B. y Fowler, H. W. (1974). "The Significance of Microbial Film in Fermenters", Adv. Biochem., Eng., eds. Ghose, T. K., Fiechter, A. y Blakebrough, N., Springer Verlag, Berlin 3, 221-227

Autotrol Corporation, (1978). "Autotrol wastewater treatment systems design manual". Autotrol Corporation, Milwaukee, WI.

Ball, R. O., (1983). "Effects of hydraulic variation on reactor performance". Pollut. Tec. Review n 104, 174-205.

Bandy, J. T. y Scholze, R. J., (1983). "Effects of periodically reversing the directions of flow through an RBC". J. Water Pollut. Control Fed., Vol. 55, No. 12, EUA, 1457-1460.

Banerjee, Sib S. (1982). "Criteria for Fatigue Design as Applicable to Rotating Biological Contactors". Proceedings International Conference on Fixed-Film Biological Processes (1st) Held at Kings Islands, Ohio on 20-23 April 1982. Volume III, AD-A126 378.

Bauer, D. H., Conrad, E. T. y D. G. Sherman., (1981); "Evaluation of On-site Wastewater Treatment and Disposal Options", SCS ENGINEERS, EPA-600/2-81-178.

Benjers, H. H., Jr. (1978). "Small Communities Wastewater Treatment Facilities-Biological Treatment Systems", in Design Seminar Handout Small Wastewater Treatment Facilities, USEPA, Technology Transfer, January.

Benjes, H. H. (1980). "Handbook of Biological Waste-Water Treatment", Garland STPM Press, N. York y Londres.

Bergs, Mary A. (1982). "Operator's Viewpoint of Wastewater Treatment Using Rotating Biological Contactors". Proceedings International Conference on Fixed-Film Biological Processes (1st) Held at Kings Islands, Ohio on 20-23 April 1982. Volume II, AD-A126 378.

Berkeley, R. C. W., Lynch, J. M., Melling, J., Rutter, P. R. y Vincent, B., (1981). Eds. "Microbial Adhesion to surfaces", Ellis Horwood, Chichester.

Besselievre, E. B., and M. Schwartz, (1976). "The Treatment of Industrial Wastes", 2nd Edition, McGraw-Hill, New York, NY.

Bintanja, H. H. J., Van Der Erve, J. J. V. M. y Boelhouwer, C., (1975). "Oxygen transfer in a rotating disc treatment plant". Water Research, Vol 9, Gran Bretaña, 1147-1153.

Bintanja, H. H. J., Brunsman, J. J. y Boelhouwer, C., (1976). "The use of oxygen in a rotating disc process". Water Research, Vol. 10, EUA, 561-565.

Birks, C. W., (1971). "Treatment of Cheese Processing Wastes by the Bio-Disc Process," Proceedings of the 26th Purdue Industrial Wastes Conference, 26:89-105, Purdue University, West Lafayette, IN.

Blanc, F. C., O'Shaughnessy, J. y Corr, S. H., (1981); "Treatment of Beef Slaughtering and Processing Wastewaters Using Rotating Biological Contactors", Abstracts of Papers of the American Chemical Society, Vol.181, p.74.

Blumenschein, C. D., Helwick, R., (1985). "Comparison of Activated Sludge to Rotating Biological Contactors for treatment of coke plant wastes". Iron and Steel Engineers V 62 N7 p 38-42.

Borghei, S. M., (1981). "Treatment of the effluent of a glucose production plant using a RBC". Process Biochemistry, Vol. 16, No. 2, Gran Bretaña, 29-34.

Brenner, R. C., Heidman, J. A., Opatken, E. J. y Petrasek, A., (1984). "Design information on rotating biological contactor". Informe EPA 600/2-84-100. Enviromental Protection Agency, EUA.

Bridle, T. R., (1980); "Fundamentals of Biological Processes for Nitrogen Conversion", presented at Env. Canada and Nutrient Control Technology Conference, Calgary, February 7-8. P7-A(42).

Bruce, A. M. (1969). "Percolating filters", Process Biochem. 4 (4) 19-23.

Bryan, E. H., (1955). "Molded Polystyrene Media for Tricking Filters." Proceedings of the 10th Purdue Industrial Waste Conference, Purdue University, Engineering Bulletin, 164-172.

Buswell, A. M., (1928) "The Chemistry of Water and Sewage Treatment", Chemical Catalog Company Inc., New York, NY

Capdeville, B., and Nguyen, K. M., (1990). "Kinetics and modelling of aerobic and anaerobic film growth". Tec. Adv. in Biofilm Reactors- Proceedings of the IAWPRC Conf., Nice, Fr.. Water Sc. and Tec. V. 22, n. 1-2, p 149-170.

Clark, J., Moseng, E. and Asano, T., (1978). "Performance of a RBC under varying wastewater flow". J. Water Pollut. Control Fed., Vol 50, No. 5, EPA, 896-911.

Corbett, J., (1903). "A Dozen Years of Sewage Purification Experiments on a Large Scale at Salford, England." Engineering

News-Record, 49, 191-192.

Coulter, R. G., (1984); "Application of RBC Package Plants for Treatment of Domestic Wastes from Isolated Resource Development Projects", Proceedings 2nd International Conference on Fixed-Film Biological Processes publicado por US Army Corps of Engineers, Washington, DC, USA p 2031-2051.

Chen, C. Y., Smith, E. D. y Wu, Y. C., (1983). "Temperature effects on RBC scale-up". J. Env. Eng. (ASCE proc.). V. 109, N. 2, p 132.

Chesler, P. G. y Eskelund, G. R., (1981); "Rotating Biological Contactors for Munitions Wastewater Treatment", Final Technical Report, Army Mobility Equipment Research and Development Command, Fort Belvoir, VA, MERADCOM-2319.

Chesner, W., Iannone, J. y McCarthy, J., (1982). "An assesment of dissolved oxygen limitations and interstage design in RBC systems". I International Conference on Fixed-Film Biological Processes, King Island, Ohio.

Cheung, P. S. y Krauth, K., (1980); "Effects of Nitrate Concentration and Retention Period on Biological Denitrification in the Rotating-Disc System", Water Pollution Control (Londres)

79(1) 99-105.

Cheung, P. S. y K. Krauth, (1980); "Investigation to Replace the Convetional Sedimentation Tauk by a Microstrainer in the Rotating Disk System", Water Res. 14(1) 67-75.

Chun, M. J., Young, R. H. F. y Griffith, G. T, (1984); "Rotating Biological Contactor Application to Hawaii, In Collected Reprints, Volumen V: 1978-1981" Water Resorces Reseach Center, University of Hawaii at Manoa.

Chung, T. y Borchardt, J. A., (1984). "Biological nitrification of a secondary waste effluent using rotating discs". II International Conference on Fixed-Film Biological Processes, Arlington, Virginia.

Daillaire, G., (1979). "Behind of Rapid Rise of the Rotating Biological Contactor." Civil Engineering-ASCE, 49, 70-73.

Dehkordi, F. G., (1980). "The Effect of Heavy Metal on the Performance of Rotating Biological Contactors (RBC)", Master's thesis, Oklahoma State University, OWRT-A-087-OKLA(3).

Del Borghi, M., Palazzi, F., Parisi, F. y Ferraiolo, G., (1985). "Influenze of process variables on the modeling and design

of a rotating biological surface". Water Reseach, Vol 19, No. 5, Gran Bretaña, 573-580.

Dibdin, W. J., (1913). "The Slate Bed Treatment of Sewage!" Jour. Soc. Chemical Industry, 32, 55-61.

Dickason, O. E. y Miller, R., (1982); "Evaluation of RBC Performance at Camp Lonely, Alaska", Proceedings, Annual Conference Canadian Society for Civil Engineering p 1431-1437.

Doman J., (1929). "Results of Operation of Rxxperimental Contact Filter with Partially Spmerged Rotating Plates". Sewage Works Journal, 1, 555-560.

Dupont, R. R. y McKinney, R. E., (1980). "Data evaluation of a municipal RBC installation, Kirksville, Missouri". I International Symposium and Workshop on RBC Technology, Champion, Pennsylvania.

Eckenfelder, W. W., y Vandevenne, L., (1980). "A Design Approach for Rotating Biological Contactors Treating Industrial Wastewaters". Proc. First National Symposium/Workshop on Rotating Biological Contactor Technology, Champion, PA, II: 1065-1075.

Eckenfelder, W. W., (1966). "Industrial Water Pollution Control",

McGraw-Hill.

Eguía López, E., (1991). "Desarrollo de la biopelícula en medio soporte permeable". Santander. Univ. Cantabria, Tesis Doctoral.

Ellis, K. V. y Binaga, S. E. I. (1976). "A study of rotating-disc treatment units operating at different temperatures". Internationale Dokumentation über das Scheibentauchkörperverfahren". Ed. Verlagsdruckerei JF Bonfinger KG, Tuttlingen, RFA.

Esen Ismail, I., y Puskas, Nadal, S., (1990). "Rotary biological contactor operation with water action". Adv. in Env. Technology and Managent, Vo. 2, 171 (12).

Forgie, D. J. L., (1984). "Rotating biological contactor treatment efficiency at low temperatures". Proc. 3rd. International Conf.-Cold Regions Eng., Alberta , Canada.

Forster, C. F., (1977). Bio-oxidation, Cap. 5 en "Treatment of Industrial Effluents", eds. Calley, A. G. Forster, C. F. y Stafford, D. A., Hodder and Stoughton, Londres, 65-87.

Friedman, J., Mueller, J. A., y Mulligan, T. (1976). "Kinetic Response of Rotating Biological Contactors". J. Water Pollut.

Control Fed., 50(4): 653-671.

Friedman, A, Robbins, L. y Woods, R., (1979). "Effects of disc rotational speed on biological contactor efficiency". J. Water Pollut. Control Fed., Vol. 51, No.11, EUA, 2678-2690.

Froese, R. J., Heuchert, K. R. (1984) Proceedings, 3rd International Specialty Conference Cold Regions Engineering, Northern Resource Development publicado por Canadian Soc. for Civil Engineering, Montrela, Que., Can. 675-691.

Fujie, K., Bravo, H. E. y Kubota, H., (1983). "Operational design and power economy of a rotating biological contactor". Water Research, Vol. 17, No. 9, Gran Bretaña, 1153-1162.

Garcia Cudinach, R., (1988). La tecnología de los RBC (Conectores Biológicos Rotativos). Tecnología del agua. Elsevier Prensa. n. 46, p58-65.

Given, P. W., (1980); "RBC Treatment of Dilute Wastewater", Annual Conf. of the Water Pollution Control Federation, 53rd, Proceedings of the Research Symposium, Las Vegas, Nevada, WPCF.

Gonzalez Martinez, S. y Elías Castro, J. G., (1987). Diseño de biodiscos. UNAM, Mexico.

Goog, Larry D. (1984). "Columbus RBC reseach project - experimental objectives, design, plant modifications and operation". Proceedings International Conference on Fixed-Film Biological Processes (2nd) Held at Arlington, VA, USA on 10-12 Jul. 1984. Volume I. Publ by US Army Corps of Engineers, Washington, DC, USA p 854-866.

Grady, Jr., Lesli, C. P., (1982). "Modeling of Biological Fixed Films - State of the Art Review". Clemson Univ., Sc. Dept. of Env. Syst. Eng.

Grieves, C. R., (1972). "Dynamic and Steady State Models for the Rotating Biological Disc Ractor". Ph. D. Dissertation Clemson University, Clemson, SC.

Griftith, G. T., Young, R. H. F. y Cun, M. J., (1978); "Rotating Disc Sewage Treatment System for Suburban Developments and High Density Resorts of Hawaii", Water Resources Research Center, University of Hawaii, Honolulu, Hawaii, Technical Memorandum Report #56.

Guarino, Carmen F.; Sullivan Richard A. (1982). "Energy savings in wastewater treatment employing the rotating biological contactor". ENVIREX.

Guarino, C. F., Nelson, M. D., y Wilson, T. E., (1980); "Upgrading Activated-Sludge Plants Using Rotary Biological Contactors", Water Pollution Control 79(2) 255.

Gujer, W. y Boller, M., (1990). "Mathematical model for rotating biological contactors". Tec. Adv. in Biofilm Reactors- Proceedings of the IAWPRC Conf., Nice, Fr.. Water Sc. and Tec. V.22, n.1-2, p 53-73.

Gutierrez, A., Bogart, I. L., Scheie, D. K., y Mulligan, T. J., (1980); "Upgrading Primary Tanks With Rotating Biological Contactors", Municipal Env. Research Lab. Cincinnati, Ohio, EPA-600/2-80-003.

Hao, O., y otros. (1975). "Rotating Biological Reactors Removal Nutrients - Part II". Water and Sewage Works, 122: 70-75.

Hao, O. y Hendricks, G. F., (1975); "Rotating Biological Reactors Remove Nutrients", Parts I and II, Water and Sewage Works, 122.

Harremoens, P., Bonomo, L. y Sekoulov, I. (1982). "Design of fixed nitrification units based on laboratory and pilot scale results.". Ing. Ambiental, Dep. Sanit. Eng. Tech. Univ. Denmark. Ingenieria Ambient. V.11, n.4, p225-266.

Harris, N. P. y Hansford, G. S. (1976). "A Study of substrate removal in a microbial film reactor, Waste Res. 10, 935-943.

Hartung, Jeffrey W. (1982). "RBC (Rotating Biological Contactor) Supplemental Air: Continuous or Intermittent. Youghiogheny Wastewater Treatment Plant North Huntingdon Township. Pennsylvania". Proceedings International Conference on Fixed-Film Biological Processes (1st) Held at Kings Islands, Ohio on 20-23 April 1982. Volume III, AD-A126 378.

Hazen, A., (1982) "(Abstrac) The Lawrence Experiments on the Purification of Sewage in 1890 and 1891". Engineering News-Record, 28, 559-560.

Heidman, J. A., Brenner, R. C. y Gilbert, W. G. (1984). "Summary of design information on rotating biological contactors". Env. Prot. Agen., Washington, D.C.

Hemming, M. L. (1979). "General biological aspects to waste-water treatment including the Deep-Shaft process", Water Polln. Control, 78, 312-325.

Hitdlebaugh, J. A. y Miller, R. D., (1981). "Operational problems with rotating biological contactors". J. Water Pollut. Control Fed., Vol. 53, No. 8, EUA, 1283-1293.

Hoag, G. E., (1980); "Rotating Biological Contactor Treatment of Aluminum Sulfate Coagulated Septage Supernatant", Master's thesis, University of Lowell.

Hosoi, Y., Murakasi, H., (1986). "Effect of the fluid velocity on the biofilm development". Water Forum'86: World Water Issues in Evol. Proc. of the Conf., Long Beach, CA, EUA.

Howland, W. E. (1958). "Flow over porous media as in a trickling filter, Proc. 12th Ann. Ind. Waste Conf. Purdue Univ., 94, 435-465.

Huang, Ju-Chang y Bates, V. T., (1980). "Comparative performance of rotating biological contactors using air and pure oxygen". J. Water Pollut. Control Fed., Vol. 52, No. 11, EUA, 2686-2703.

Hynek, R. J. y Sullivan, R. A., (1982); "In Depth Compliance and Performance Analysis of the RBC (Rotating Biological Contactor) Process at Municipal Sewage Treatment Plants in the United States", Proceedings International Conference on Fixed-Film Biological Processes (1st) celebrado en Kings Island, Ohio del 20 al 23 de Abril. Volumen II, AD-A126 377.

Imhoff, K. Müller, W. J. y Thistlethwayte, D. K' B., (1971). "Disposal of Sewage and Other Waterborne Wastes, 2a ed,

Butterwoths.

Jaffer, S. A., (1984). "Operation and maintenance (O&M) considerations in the design of Rotating Biological Contactor". Proceedings International Conference on Fixed-Film Biological Processes (2nd) Held at Arlington, VA, USA on 10-12 Jul. 1984. Volume II. Publ by US Army Corps of Engineers, Washington, DC, USA p 1871-1897.

Jenkins, S. H. (1970), Cap. 5, Pt 1 en Water Pollution Control Engineering, HMSO, 46-50.

Joost, R. H. (1969). "Systemation in Using the Rotating Biological Surface Waste Treatment Process". Proc. 24th Purdue Industrial Waste Conf., 24: 365-373.

Keihani, A., (1980); "Long Term Effects of Chromium and Copper on the Rotating Biological Contactor", Master's thesis, Oklahoma State University, OWRT-A-087-OKLA(2).

Kim, B. J. y Molof, A. H. (1982). "Scale-up and limitation of physical oxygen transfer on rotating biological contactors". Water Sci. and Tec. V.14, n 6/7, 569-579.

Kincannon, D. F., Stover, E. L., Emrie, D. y Jankovsky,

M., (1984). "Comparison of pilot scale and full RBC-Design and operation". II International Conference on Fixed-Film Biological Processes, Arlington, Virginia.

Kinnicut, I., P., Winslow, C. E. A., and Pratt, R. W., (1.919). "Seawage Disposal, John Wiley and Sons, Inc., London.

Kornegay, B. H., y Andrews, J. F., Grieves, C. G., y Carr, A. D. (1968). "Kinetics of Fixed-Film Biological Reactors". J. Water Pollut. Control Fed., 40(11): R460-R468.

Krofta, M., Wang, L. K., Aulenbach, D. B. y Van Dyke, J. P., (1989). "Treatment of RBC by dissolved air flotation". Proccidings of an Eng. Foundation Conference. Palm Coast, FL, EUA.

Krupinski, K. C. and Damon, P. H. (1982). "Development of a rotating-biological-contactor for the removal or ammonia from blast-furnace recycle-water blowdown".EPA.

Lagnese, J. F., (1978); "Evaluation of RBC Used to Upgrade Municipal Plant to Secondary Standards", trabajo presentado en la conferencia técnica de WPCA, Pennsylvania.

Lambert, Marvin E. (1984). "Columbus RBC research project utility manager's viewpoint". Proceedings International Conference on

Fixed-Film Biological Processes (2nd) Held at Arlington, VA, USA on 10-12 Jul. 1984. Volume I. Publ by US Army Corps of Engineers, Washington, DC, USA p 849-853.

LaMotta, E. J., (1981). "Intenational diffusion and reaction in biological films", Env. Sci. and Technol., 10 (8), 765-769.

Lehman, P. J., (1983). "Start-up operating characteristics of an RBC in a Cold Climate".J. W. P. C. F., ISSN: 0043-1303. P 1233-1238.

Lewis, D. A., Holbrook, Kenneth G. y Sturgeon, A. (1984). "Hydraulically Assisted Rotating Biological Contactors". Proceedings International Conference on Fixed-Film Biological Processes (2nd) Held at Arlington, VA, USA on 10-12 Jul. 1984. Volume II. Publ by US Army Corps of Engineers, Washington, DC, USA p 1039-1049.

Li, Chun-Teh; Whang, James S.; Chiang, T, N. (1982). "Treatment of Domestic Sewage by Aquatic Ribbon System".Proceedings International Conference on Fixed-Film Biological Processes (1st) Held at Kings Islands, Ohio on 20-23 April 1982. Volume II, AD-A126 377.

Libey, G. S. y Miller, G. E. (1985). "Comparison of three

biofilter types". Paper- American Society of Agricultural Engineers Publ ASAE, St. Joseph, MI, USA Pap 85-5012, 11p.

Lin, Shun Dar, (1987); "Rotating Biological Contactor for Carbonaceous Removal and Nitrification of Municipal Wastewater", ISBN: 0-8493-4509-x.

Lin, Shun Dar, (1984). "Profiles of water quality characteristics in an RBC system". Proceedings International Conference on Fixed-Film Biological Processes (2nd) Held at Arlington, VA, USA on 10-12 Jul. 1984. Volume II. Publ by US Army Corps of Engineers, Washington, DC, USA p 2057-2081.

Lin, SHundar, Evans, R. L. y Dawson, W., (1982), "RBC (Rotating Biological Contactor) for BOD and Ammonia Nitrogen Removals at Princeton Wastewater Treatment Plant", Proceedings International Conference on Fixed-Film Biological Processes (1st) celebrado en Kings Island, Ohio del 20 al 23 de Abril. Volumen I, AD-A126 376.

Lowcock, S. R., (1893). "Experiments on the Filtration of Seawage". Jour. Inst. Civil Engin., 115, 297.

Lue-Hing, C. et al., (1976); "Biological Nitrification of Sludge Supernatant by Rotating Disks", Journal of the Water Pollution Control Federation, 48.

Lytle, Paul E. (1984). "Treatment of Photofinishing effluents using Rotating Biological Contactors (RBCs)". J Imaging Technol v 10 n6 Dec. 1984 p. 221-226.

Margaritas, A., Watanabe, Y., Ishiguro, M., Nishidome, K. u Harremoes, P., (1981); "Nitrification Kinetics in a Rotating Biological Disk Reactor", Water Science and Technology 13(4-5) 1219-1225.

Marsh, D., Benefield, L., Bennett, E., Lindstedt, D. y Hartman, R., (1981); "Coupled Trickling Filter-Rotating Biological Contactor Nitrification Process", Journal Water Pollution Control Federation 53(10) 1469-1480.

Martin, A. J., (1927). "The Activated Sludge Process". McDonald and Evans, London.

Mayer, G. G., Gallagher, J. R., Shockey, R. E., Moe, T. A. y Wentz, C. A. (1986). "Comparison of the Activated Sludge and Rotating Biological Contactor Processes for Treatment of Great Plains Gasification Plant's Stripped Gas Liquor: Final Report for the Period Ending June 30, 1986". Departamento de Energía, Washington D.C., USA, Report No.: DOE/FE/60181-2165, 67p.

McKinney, R. E. (1962). "Microbiology for Sanitary Engineers",

McGraw-Hill.

Metcall, L. and Eddy, H. P., (1916). "American Sewage Practice. Vol. III- Disposal of Sewage". McGraw-Hill Book Company, Inc. New York.

Meyer, Michael J. (1984). "Columbus, Indiana RBC research project sampling, monitoring and laboratory support". Proceedings International Conference on Fixed-Film Biological Processes (2nd) Held at Arlington, VA, USA on 10-12 Jul. 1984. Volume I. Publ by US Army Corps of Engineers, Washington, DC, USA p 867-878.

Miller, R. D., Noss, C. I., Ostrofsky, A., y Ryzak, R. S. (1980). "Rotating Biological Contactor Process for Secondary Treatment and Nitrification Following a Trickling Filter". Proc. First National Symposium Treatment and Nitrification Following a Trickling Filter". Proc. First National Symposium on Rotating Biological Contactor Technology, Champion, PA, II: 1035-1063.

Mueller, J. A., Paquin, P. y Famularo, J., (1980); "Nitrification in Rotating Biological Contactor", Journal Water Pollution Control Federation 52(4) 688-710.

Mueller, J. A., Paquin, P. y J. Famularo, (1980); "Mass Transfer Impact on RBC and Trickling Filter Design", AIChE SYMPOSIUM

SERIES no. 197, VOL. 76, (1980).

Munch, R., Hwang, C. P. y T. H. Lackie, (1980); "Wastewater Fractions Add to Total Treatment Picture", Water and Sewage Works 127(12) 49-54.

Murphey, K. L. et al., (1975); "Nitrogen Control: Design Considerations for Supported Growth Systems", paper presented at the 48th Annual Conference, Water Pollution Control Federation, Miami Beach, FL.

Murphy, K. L., y Wilson, R. W., (1980); "Pilot Plant Studies of Rotating Biological Contactors Treating Municipal Wastewater", Env. Canada Env. Protection Service Report CAT-2.

Newbry, B. W.; Macaulay, M. N.; Musterman, J. L.; Davison, Jr. W. E. (1982). "Troubleshooting an Existing RBC (Rotating Biological Contactor) Facility". Proceedings International Conference on Fixed-Film Biological Processes (1st) Held at Kings Islands, Ohio on 20-23 April 1982. Volume II, AD-A126 378.

Nishiguchi, Takeshi, Takahashi, T. y Tomosho, T. (1987). "Experimental research on a new sewage dephosphorization method using a rotatign biological contactor system - operational of RBC by iron discs". J. of Irrigation Eng. and Rural Plannig.

No. 12, 14-24.

Norouzian, M. Y., (1983). "A performance evaluation and kinetics determination of an RBC system operating at the CU wastewater treatment plant". Informe interno (proyecto 3306), Instituto de Ingenieria, UNAM, Mexico.

Norouzian, M. Y., Deloya-Martinez, M. A. y Gonzalez-Martinez, S., (1985). "A modified RBC design performance evaluation". Procs. 1985 Speciality Conference Enviromental Engineering. J. C. O'Shaunessy Ed. ASCE, EUA.

Noss, C. I. y Miller, R. D., (1980); "Rotating Biological Contactor Process for Secondary Treatment and Recarbonation Following Low-Level Lime Addition for Phosphorus Removal", Final Report, Army Medical Bioengineering Rresearch an Development Labortory, Fort Deitrick, MD, USAMBRDL-TR-8007.

O'Shaughnessy, J., Blanc, F. C., Wei, I. W. y Patinskas, J., (1981); "Biological Treatment of Oil-Shale Retort Wastewater Using Rotating Biological Contacotors", Abstracts of Papers of the American Chemical Society Vol. 181, p. 76.

Odai, S., Fujie, K., y Kubota, H., (1981); "Effect of Rotation Speed on Reaction-Rate on a Rotating Biological Contactor,"

Journal of Fermentation Technology 59(3) 227-234.

Oedegaard, Hallvard (1982). "Combined Biological/Chemical Treatment in RBC (Rotating Biological Contactors) Plants". Proceedings International Conference on Fixed-Film Biological Processes (1st) Held at Kings Islands, Ohio on 20-23 April 1982. Volume II, AD-A126 377.

Olem, H. y Unz, R. F., (1980); "Rotating Disc Biological Treatment of Acid Mine Drainage", Final Report, Industrial Env. Research Lab. Cincinnati, Ohio, EPA-600/7-80.

Oliver, J. H. and Walker, J. F. (1961). "Brewers' Guild J., Feb., 81.

Opatken, E. J., (1982). "Rotating biological contactor second order kinetics". I International Conference on Fixed-Film Biological Processes, King Island, Ohio.

Pano, A. y Middlebrooks, E. J., (1983). "Kinetics of carbon and ammonia nitrogen removal in RBCs". J. Water Pollut. Control Fed. Vol. 55, No. 7, EUA, 956-965.

Pano, A., Middlebrooks, E. J. y Reynolds, J. H. (1981). "The Kinetics of Rotating Biological Contactors Treating Domestic

Wastewater". Water Quality Series, UWRL/Q81/04, Utah Water Research Laboratory, College of Engineering, Utah State University, Logan, UT.

Pano, Abraham, (1981); "The Kinetics of Rotating Biological Contactors Treating Domestic Wastewater", doctoral dissertation, Utah State University.

Peacock, B.D. (1977). Dairy Wastes, Cap.12 en "Treatment of Industrial Effluents", eds. Calley, A. C., Forster, C. F. y Ttafford, D. A., Hodder and Stoughton, Londres, 204-217.

Pearse, L., (1.938) "Modern Sewage Disposal" Lancaster Press Inc, Lancaster, PA (1938).

Pike, E. B., Carlton-Smith, C. H., Evans, R. H. y Harrington, D. W., (1982). "Performance of rotating biological contactor under field conditions". Water Pollut. Control. V.81, n.1, p 10-27.

Poon, C. P., Chao, Y. L. y Mikucki, W. J. (1979). "Factores Controlling Rotating Biological Contactor Performance". J. Water Pollut. Control Fed., 51(3): 601-611.

Poon, C. P., Chin, H. K., Smith, E. D., y Mikucki, W. J., (1981); "Upgrading With Rotating Biological Contactors for Ammonia

Nitrogen Removals". Journal Water Pollution Control Federation 53(7) 1158.

Poon, Calvin, P. C. y Smith, E. D., (1984); "Application of RBC's to small wastewater treatment systems", Journal of the New England Water Pollution Control Association v 18 n1 p 55-63.

Poon, C. P., Chin, H. K., Smith, E. D., y Mikucki, W. J., (1981); "Upgrading With Rotating Biological Contactors for BOD Removals". Journal Water Pollution Control Federation 53(4) 474-481.

Porter, K. E. y Smith, E. (1979). "plastic-media biological filters", Water Polln. Control, 78, 371-379.

Poujolat, G., (1916). "Apparatus for the Purification of Sewage". French Patent No. 478,669; 11 May 1915, Jour. Soc. Chemical Industry, 35, 1129.

Pretorius, W., (1971). "Some operational characteristics of a bacterial disc unit". Water Research, Vol. 5, Gran Bretaña, 1141-1146.

Pugh, Garry S.; Hotz, Kevin E. (1984). "Preliminary evaluation of microbiology of the Columbus RBC facility". Proceedings International Conference on Fixed-Film Biological Processes (2nd)

Held at Arlington, VA, USA on 10-12 Jul. 1984. Volume I. Publ by US Army Corps of Engineers, Washington, DC, USA p 879-905.

Regent Aleksander, (1980); "Small RBC's Logging Hours in Yugoslavia", Water and Sewage Works 127(8) 42.

Reh, C. W., et al. (1977); " An Approach to Design of RBCs for Treatment of Municipal Wastewater", paper presented at the ASCE National Enviromental Engineering Conference, Nashville, IN.

Richard, D., Haag, R., Sheth, D. y Kynek, R. J., (1978). "Pilot plant treatment of municipal and malting plant wastewaters". J. Water Pollut. Control Fed., Vol. 50, No. 5, EUA, 869-874.

Riddle, W. G., (1980); "Small City Requires Large WWTP", Water and Wastes Engineering 17(7) 42-44.

Rittman, B. E., Suozzo, R. y Romero, B. R., (1983). "Temperatura effects on oxygen transfer to rotating biological contactors". J. W. P. C. F., V. 55, N. 3, p 270-277.

Rushbrook, E. L. y D. A. Wilke, (1980); "Energy Conservation and Alternative Energy Sources in Wastewater Treatment", Journal Water Pollution Control Federation 52(10) 2477-2483.

Sack, W. A., Cutrigh, J. A., Neely, R. G., Soccorsi, P. M. y Carroll, T. A., (1986)". Journal Water Pollution Control Federation, Vol. 58, No. 11, p 1050-1056.

Sack, W. A., Williams, J. A., Cutright, J. C., Neely, R. G. y Soccorsi, P. M. (1987); "Air Drive Rotating Biological Contactors-Problems Encountered and Solutions Sought: Part I", Water Pollution Control Association of Pennsylvania Magazine, Vol. 20, No. 1 p 10-15.

Sack, W. A., y Phillips, S. A. (1973)."Evaluation of the Bio-Disc Treatment Process for Summer Camp Application". EPA-670/2-73-022, West Virginia University, Morgantown, WV.

Sack, W. A., Williams, J. A., y Cutrigh, J. C. (1987)."Air Drive Rotating Biological Contactors - Problems Encountered and Solutions Sought: Part II". Water Pollut. Control Assc. of Pennsylvania Magazine, Vol. 20, No. 2, p 12-16.

Sapinsky, C. P., (1980); "Energy Conservations is a Dire Necessity", Water and Wastes Engineering 17(8) 28-32.

Schroeder, E. D., (1976). "Water and Wastewater Treatment". McGraw Hill, New York, NY.

Shieh, W. K., (1982). "Mass transfer in rotating biological contactor". Water Research. Vol 16. No. 6. 1071-1074.

Shriver, L. E. y Bowers, D. M. (1975). "Operational practices to upgrade filter plant performance", J.W.P.C.Fed. 47(11) 2640-2651.

Singhal, A. K., (1980); "Phosphorus and Nitrogen Removal at Cadillac, Michigan", Journal Water Pollution Control Federation 52(11) 2761.

Smith, E. D., Poon, C. P., Mikucki, W. y Bandy, J. T., (1980); "Tertiary Treatment of Wastewater Using A Rotating Biological Contactor System", U. S. Army Construction Engineering Research Laboratory, Champaign, IL, CERL Tech. Report N-85.

Smith, E. D., Poon, C. P. C., Cullinane, John y Hawkins, G., (1982). "Evaluation of rotating biological contactor technology for civil works recreational areas". Construction Eng. Research Lab. (Army), Champaign, IL.

Spink, D., (1980); "Getting the Treatment", Env. Views 3(1)7.

Steel, E. W. y McGhee, T. J., (1979). "Water supply and sewerage". Ed. McGraw-Hill Kogakusha, 5a ed. Tokio.

Stoddart, F. W., (1911). "Nitrification and Absorption Theory". Jour. Soc. Chemical Industry, 30, 236-237.

Stolch, K. y Neden, D., (1983); "Rotating Biological Contactors at Grande Prairie, Alberta", 35th Annual Convention, Western Canada Water and Sewage Conference, Edmon, Alberta, Canada p 147-158.

Stover, E. L. y Kincannon, D. F., (1976); "Evaluating Rotating Biological Contactor Performance", Water and Sewage Working, 123.

Stover, E. L. y Kincannon, D. F., (1982). "Rotating biological contactor scale-up and design". I International Conference on Fixed-Film Biological Processes, King Island, Ohio.

Stratta, J. M., (1981); "Nitrification Enhancement Through PH Control With Rotating Biological Contactors", doctoral dissertation, Pennsylvania State University.

Strom, P. F. y Chung, J., (1985); "Rotating Biological Contactor for Wastewater Treatment", Adv. Biotechnol. Processes v 5. Publ. por Alan R. Liss Inc., New York, NY, USA, p 193-225.

Sullivan, R. A. et al. (1978); "Upgrading Existing Waste Treatment Facilities Utilizing the BIO-SURF Process". trabajo

presentado a Autotrol Corporation.

Sullivan, R. A., (1984). "Energy Savings in wastewater treatment employing the rotating biological contactor". Proceedings International Conference on Fixed-Film Biological Processes (2nd) Held at Arlington, VA, USA on 10-12 Jul. 1984. Volume II. Publ by US Army Corps of Engineers, Washington, DC, USA p 2082-2101.

Surampalli, Rao Y.; Tekippe, Rudy.; Bauman, E. R. (1984). "Value of supplemental air an improving RBC performance". Proceedings International Conference on Fixed-Film Biological Processes (2nd) Held at Arlington, VA, USA on 10-12 Jul. 1984. Volume I. Publ by US Army Corps of Engineers, Washington, DC, USA p 944-964.

Surampalli, R. Y. y Bauman, E. R., (1985). "Role of air in improving first-state RBC performance". Enviromental Engineering, Proceedings of the 1965 Sepeciality Conference. Publ by ASCE, New York, NY, USA p 228-237.

Tait, S. J. y A. A. Friedman, (1980); "Anaerobic Rotating Biological Contactor for Carbonaceus Wastewaters", Journal Water Pollution Control Federation 52(8) 2257-2269.

Tatham, G. T. P., (1916). "Some Theorical Considetations Bearing

on the Performance of Biological Sewage Purification Plant".
Jour. Soc. Chemical Industry, 35, 711-715.

Tomlison, T. G. and Snaddon, D. H. M. (1966). "Biological oxidation of sewage by films of micro-organisms", Int. J. Air and Water Polln. 10, 865-881.

Torpey, W., Heukelekian, A., Kplovsky, J. y Epstein, R., (1971). "Rotating disks with biological growths prepare wastewater for disposal or reuse". J. Water Pollut. Control Fed., Vol. 43, No. 11, EUA, 2181-2188.

Torpey, W. N., Heukelekian, A. J., Kaplovsky, A. J. y Epstein, R., (1971); "Rotating Disk with Biological Growths Prepared Wastewater for Disposal or Reuse", Journal of the Water Pollution Contro Federation, 43.

Trinh, D. T., (1981); "Exploration Camp Wastewater Characterization and Treatment Plant Assessment", Technol Dev. Rep. EPS No. 4.

Vaidya, R. N., y Pangarkar, V. G. "Predicting Mass Transfer Rates in RBC for Non-Newtonian Fluids". Dep. Chem. Tec., Bombay Univ. India. Water Res. V.23, N.11, pp1461-1164.

Vavilin, V. A., y Kuz'min, S. S., (1984). "Mathematical Model of the process on pollutant removal in rotating disk biofilters". Water Resources. V. 11, N. 2, p 163-168.

Vidart, Toubeau, T., (1992). "Biopelícula en medio soporte permeable con aportación de aire". Santander. Univ. Cantabria. Tesis Doctoral.

Waggener, J. E., Fitshugh, M. L. y Flann, C. E., (1980); "Innovative Approach to the Treatment of Dairy Wastewater with Rotating Biological Contactors", 53rd Annual Conference of the Water Pollution Control Federation, Proceedings of the Industrial Wastes Symposium, Las Vegas, Nevada, Sep 28-Oct 3, 1980, Published by WPCF.

Ward, R. C. y Goble, J. F., (1982), "Upgrading Activated Sludge Process with Rotating Biological Contactors", Proceedings International Conference on Fixed-Film Biological Processes (1st) celebrado en Kings Island, Ohio del 20 al 23 de Abril. Volumen II, AD-A126 377.

Watanabe, Y., Joergensen, S. E. y Gromiec, M. J., (1985). "Mathematical modelling of nitrification and denitrification in rotating biological contactors". Dep. Civil Eng. Miyazaki Univ. Mathematical models in biological waste water treatment pp. 419-

472.

Watanabe, Y., Ishiguro, M. y Nishidome, K., (1980); "Nitrifications Kinetics in a Rotating Biological Disk Ractor," Tenth Int. Conference International Association for Water Pollution Research, Toronto, Ontario, June 23-27, Prog. Water Tech. 12(6).

Weigand, Ph., (1900). "Varfahren zur Biologischen Reinigung von Abwassern". German Patent No. 135755.

Welch, F. M., (1968); "Preliminary Results of a New Approach in the Aerobic Biological Treatment of Highly Concentrated Waste", Proceedings, 23rd Purdue Industrial Waste Conference.

Welch, F. M., (1969). "New approch to aerobic treatment of wates", Water and Wastes Engineering, Vol. 6, EUA, D12-D15.

Weng, C. N. y Molog, A. H., (1974); "Nitrification in the Biological Fixed-Film Rotating Disk System", Journal of the Water Pollution Control Federation, 46.

Wilson, R. W., Murphy, K. L., y J. P. Stephenson, (1980); "Scale Up In Rotating Biological Contactor Design", Journal Water Pollution Control Federation 52(3) 610-621.

Willianson, K. y McCarty, P., (1976). "Verification studies of the biofilm model for bacterial substrate utilization". J. Water Pollut. Control Fed., Vol. 48, No.2, EUA, 281-296.

Wu, Y. C., Smith, E. D. y Gratz, J., (1981); "Prediction of RBC Performance for Nitrification", Journal Enviromental Engineering Division, ASCE 107(4) 635-652.

Wu, Y. C., y Smith, E. D., (1982). "Rotating Biological Contactor System Design". J. Environ. Eng. Div. (ASCE), 108(EE3): 578-588.

Wu, Y. C., Smith, E. D., Chen Chiu, Y. y Miller, R., (1982). "Evaluation of RBC (Rotating Biological Contactor) Scale- up". Pittsburg Univ., PA. Dept. of Civil Eng.

Wu, Y. C., Smith, E. D., y Hung, Y. T. (1980). "Modeling of Rotating Biological Contactor Systems", Biotech. Bioeng., 22: 2055-2064.

Yamamoto, M. T., Joergensen, S. E. y Gromiec, M. J., (1985). "Mathematical models for the oxygen transfer processes in a rotating biological contactor". Dep. Urban Eng. Univ. Tokyo, 7-3-1. Mathematical models in biological waste water treatment pp. 357-418.

Yu, T. S., Jiang, M. L. y Penny, R., (1984). "Evaluation of nitrification performance by rotating biological contactors". II International Conference on Fixed-Film Biological Processes, Arlington, Virginia.

Zogorski, John S. (1984). "Comparison of RBC treatment performance between the conventional (hydraulic) and an alternative (organic) flow configuration". Proceedings International Conference on Fixed-Film Biological Processes (2nd) Held at Arlington, VA, USA on 10-12 Jul. 1984. Volume I. Publ by US Army Corps of Engineers, Washington, DC, USA p 906-927.