

61 291



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

REMOCION DEL CARBONO ORGANICO Y DEL NITROGENO POR VIA ANAEROBIA - AEROBIA DE UN AGUA RESIDUAL DOMESTICA



EXAMENES PROFESIONALES
FAC. DE QUIMICA

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:

INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A:

ADRIAN LEMUS RIVERA

MEXICO, D. F.

1990

FALLA EN EL EXAMEN



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

REMOCION DEL CARBONO

ORGANICO Y DEL NITROGENO

POR VIA ANAEROBIA-AEROBIA

DE UN AGUA RESIDUAL DOMESTICA.

INDICE

	Pág.
LISTA DE TABLAS	I
LISTA DE FIGURAS	IV
NOMENCLATURA	VI
RESUMEN	1
1. INTRODUCCION	3
2. PROCESOS BIOLÓGICOS PARA LA ELIMINACION DEL CARBONO ORGANICO Y DEL NITROGENO EN AGUAS RESIDUALES	6
2.1 <i>Principales fuentes de compuestos carbonados que contaminan el agua</i>	9
2.1.1 Excreta	9
2.1.2 Desperdicios caseros	10
2.1.3 Aguas de lavado de las calles y corrientes pluviales	10
2.1.4 Infiltraciones hacia aguas subterráneas	10
2.1.5 Desechos industriales	10
2.2 <i>Principales sistemas biológicos para la remoción de carbono orgánico</i>	11

	Pág.
2.2.1 Fundamentos del proceso de lodos activados	12
2.2.2 Fundamentos del proceso anaerobio	13
2.3 Comparación entre los tratamientos anaerobios y aerobios	23
2.4 Problemas provocados por los compuestos de nitrógeno.	26
2.4.1 Sales de amonio	26
2.4.2 Compuestos del nitrógeno oxidado	27
2.5 Principales fuentes de compuestos nitrogenados	28
2.6 Principales sistemas de remoción del nitrógeno	28
2.6.1 Proceso de nitrificación	29
2.6.2 Remoción de nitrógeno por desnitrificación	31
2.6.3 Remoción de nitrógeno por desorción de amoníaco con aire (stripping).	34
2.7 Principales sistemas biológicos para la remoción del nitrógeno.	35
3. METODOLOGIA EXPERIMENTAL	40
3.1 Descripción del proceso	40
3.2 Detalle del equipo e instalación	42
3.2.1 Reactor anaerobio	42
3.2.2 Reactor nitrificador	45
3.2.3 Reactor desnitrificador	47

	Pág.
3.2.4 Detalles de la alimentación del sistema	48
3.3 Inoculación	48
3.3.1 Reactor anaerobio y desnitrificador	48
3.3.2 Reactor nitrificador	50
3.4 Condiciones experimentales	53
3.5 Métodos analíticos empleados	53
4. RESULTADOS Y DISCUSION	57
4.1 Reactor anerobio	57
4.1.1 Resultados	57
4.1.2 Comportamiento del reactor	59
4.1.3 Eficiencias obtenidas	66
4.1.4 Producción de gas y composición	68
4.1.5 Comparación con otros estudios	76
4.2 Reactor nitrificador	76
4.2.1 Resultados	76
4.2.2 Diseño del reactor nitrificador	84
4.2.3 Problemas de operación	86
4.2.4 Eficiencias obtenidas	90
4.2.5 Comparación con otros estudios	91
4.3 Reactor desnitrificador	95
4.3.1 Resultados	95

	Pág.
4.3.2 Análisis de resultados	95
4.3.3 Eficiencias obtenidas	100
4.3.4 Comparación con otros estudios	103
4.4 Sistema global	105
4.4.1 Resultados	105
4.4.2 Eficiencias obtenidas	105
4.4.3 Comparación con otros estudios	108
5. CONCLUSIONES	112
BIBLIOGRAFIA	115
APENDICE I. TABLA DE RESULTADOS DEL REACTOR ANAEROBIO	123
APENDICE II. TABLA DE RESULTADOS DEL REACTOR NITRIFICADOR	131
APENDICE III. TABLA DE RESULTADOS DEL REACTOR DESNITRIFICADOR	139
APENDICE IV. METODO PARA LA DETERMINACION DE CARBONO ORGANICO	147
A.4.1 Descripción del equipo	147
A.4.2 Principio de operación del canal para carbono total	148

A. 4.3	Principio de operación del canal para carbono orgánico	149
A. 4.4	Elaboración de las curvas de calibración del aparato	149
A. 4.5	Operación del aparato	151

LISTA DE TABLAS

No. Tabla		Pág.
2.1	Comparación entre los procesos aerobio y anaerobio.	24
3.1	Caracterización física y química del influente.	41
3.2	Principales propiedades del lodo de inóculo de los reactores anaerobio y anóxico.	51
3.3	Condiciones de operación estudiadas para el tren de tratamiento.	52
3.4	Parámetros empleados para un seguimiento de los reactores.	54
4.1	Reactor UASB: Valores promedio de los parámetros en las diferentes etapas de experimentación.	58
4.2	Principales eficiencias promedio de remoción del reactor UASB.	67
4.3	Remoción de materia orgánica y producción de gas en el reactor anaerobio.	69
4.4	Valores promedio de la composición de CH ₄ en la fase gas y líquida utilizando la Ley de Henry.	70
4.5	Resultados promedio de producción de gas y fracción disuelta, obtenidos por Noyola et al. (1988).	71

No. Tabla		Pág.
4.6	Comparación entre algunos estudios de tratamiento de aguas domésticas con el reactor UASB a nivel semi-piloto.	77
4.7	Reactor nitrificador: Valores promedio de los parámetros en las diferentes etapas de experimentación.	78
4.8	Resultados de las pruebas cinéticas.	90
4.9	Principales eficiencias promedio de remoción del reactor nitrificador.	92
4.10	Comparación entre algunos estudios de tratamiento de aguas domésticas en sistemas de nitrificación.	93
4.11	Comparación de eficiencias entre algunos estudios de nitrificación.	94
4.12	Reactor desnitrificador: Valores promedio de los parámetros en las diferentes etapas de experimentación.	101
4.13	Principales eficiencias promedio de remoción del reactor desnitrificador.	102
4.14	Comparación entre algunos estudios de desnitrificación.	104
4.15	Comparación de eficiencias entre algunos estudios de desnitrificación.	104
4.16	Sistema global: Valores promedio de los parámetros en las diferentes etapas.	106
4.17	Principales eficiencias de los parámetros promedio del sistema global.	107

No. Tabla

4.18	Comparación entre algunos estudios de tratamiento de aguas residuales con sistemas: Anaerobio-Nitrificación-Desnitrificación.	109
A.1	Tabla de resultados del reactor anaerobio:	
	1a. Etapa	123
	2a. Etapa	125
	3a. Etapa	129
A.2	Tabla de resultados del reactor nitrificador:	
	1a. Etapa	131
	2a. Etapa	133
	3a. Etapa	137
A.3	Tabla de resultados del reactor desnitrificador:	
	1a. Etapa	139
	2a. Etapa	141
	3a. Etapa	145

LISTA DE FIGURAS

No. Figura		Pág.
2.1	Curva típica de crecimiento bacteriano.	8
2.2	Etapas esenciales del proceso de lodos activados.	12
2.3	Etapas de la fermentación metanogénica en un digester anaerobio.	14
2.4	Reactores anaerobios de 1a. generación.	18
2.5	Reactores anaerobios de 2a. generación.	18
2.6	Esquema del digester anaerobio tipo UASB.	21
2.7	Comparación de costos para el sistema de tratamiento aeróbico y anaeróbico + aeróbico.	25
2.8	Esquema de un proceso acoplado de strip/absorción.	34
2.9.a. a	2.9.j. Principales procesos biológicos de nitrificación-desnitrificación.	35
2.10	Sistema utilizado en el trabajo experimental.	39
3.1	Modelo experimental anaerobio-aerobio-anóxico.	42
3.2	Esquema del reactor anaerobio.	43
3.3	Reactor anaerobio de lecho de lodos (UASB).	44
3.4	Esquema del reactor nitrificador.	46
3.5	Esquema del reactor desnitrificador.	47

No. Figura

4.1.a. a 4.1.i.	Gráficas seleccionadas de los principales parámetros que reflejan el comportamiento del reactor anaerobio.	61
4.1.	Fracción de la producción total de metano disuelta en el efluente en función de la concentración de materia orgánica alimentada para un reactor anaerobio con 6 h de TRH, de acuerdo con la Ley de Henry @ 20 °C.	74
4.2.a. a 4.2.j.	Gráficas seleccionadas de los principales parámetros que reflejan el comportamiento del reactor nitrificador.	79
4.3.a. a 4.3.e.	Gráficas seleccionadas del comportamiento del reactor nitrificador en las pruebas de cinética.	88
4.4.a. a 4.4.h.	Gráficas seleccionadas de los principales parámetros que reflejan el comportamiento del reactor desnitrificador.	96

NOMENCLATURA

Alc.	Alcalinidad
α	Constante de la Ley de Henry (dependencia gas-temperatura)
$^{\circ}\text{C}$	Grado centigrado
cc	centimetro cúbico
C_{eq}	Concentración de gas disuelto en equilibrio (ml/l)
CI	Carbono inorgánico
cm	centimetro
$\langle \text{CNH}_4^+ \rangle_0$	Concentración inicial de amonio
$\langle \text{CNH}_4^+ \rangle_{t2}$	Concentración de amonio al tiempo $t2$
COS	Carbono orgánico soluble
COT	Carbono orgánico total
$\langle \text{COT} \rangle_{ent}$	Carbono orgánico total de entrada
$\langle \text{COT} \rangle_{t0}$	Carbono orgánico total al tiempo $t0$
CT	Carbono total
d	día
DBO	Demanda bioquímica de oxígeno
DBOS	DBO soluble
DBOT	DBO total
DQO	Demanda química de oxígeno

DQOS	DQO soluble
DQOT	DQO total
EFL.	Efluente
FIG.	Figura
INF.	Influente
IVL.	Indice volumétrico de lodos
K_{COT}	Constante de eliminación de COT
K_{Ox}	Constante de oxidación del amonio
$N-NH_4^+$	Nitrógeno expresado como ión amonio
$N-NO_2^-$	Nitrógeno expresado como nitrito
$N-NO_3^-$	Nitrógeno expresado como nitrato
$N-NO_x^-$	Nitrógeno expresado como compuestos oxidados del nitrógeno ($NO_2^- + NO_3^-$)
N-NTK	Nitrógeno expresado como nitrógeno total Kjeldahl
% NITRIF.	Por ciento de nitrificación
O.D.	Oxígeno disuelto
p	Presión parcial del gas (atm)
PTCU	Planta de tratamiento de Ciudad Universitaria
% PROD.	Por ciento de producción
% REM.	Por ciento de remoción
SCFH.	Pie cúbico estándar por hora
SST	Sólidos suspendidos totales
SSV	Sólidos suspendidos volátiles

<i>ST</i>	Sólidos totales
<i>STV</i>	Sólidos totales volátiles
<i>Temp.</i>	Temperatura
<i>TOCA</i>	Analizador de carbono orgánico total
<i>TPN</i>	Temperatura y presión normales (273 °C y 1 atm)
<i>TRH</i>	Tiempo de retención hidráulico
<i>t_o</i>	Tiempo de reacción para la biodegradación heterófa del <i>COT</i>
<i>t₂</i>	Tiempo de oxidación del NH_4^+ alimentado
<i>θ</i>	Tiempo de retención hidráulico
<i>UASB</i>	Reactor anaerobio de lecho de lodos con flujo ascendente
<i>UTN</i>	Unidad técnica nefelométrica
<i>V</i>	Volumen de reactor
<i>VAC</i>	Volt de corriente alterna
<i>Vol</i>	Volumen de libro o revista
<i>VPN</i>	Valor presente neto
<i>V_{sed}</i>	Velocidad de sedimentación de los lodos
<i>Y</i>	Tasa de conversión de materia orgánica en material celular

RESUMEN

Se presenta un estudio realizado para nitrificar-desnitrificar un efluente anaerobio dentro de un proceso no convencional para el tratamiento de aguas residuales . El sistema está compuesto por tres reactores. El primero, un reactor anaerobio tipo lecho de lodos (UASB), que remueve la materia orgánica del agua residual, el segundo un reactor nitrificador de película fija que oxida la materia orgánica y el nitrógeno amoniacal y el tercero, un reactor desnitrificador tipo lecho de lodos que remueve los compuestos oxidados del nitrógeno y retiene los sólidos suspendidos. El proceso se desarrolló en forma continua para tratar el agua residual doméstica que llega a la Planta de Tratamiento de Ciudad Universitaria (PTCU). Durante el periodo de operación se distinguieron tres etapas, en función principalmente de la carga orgánica alimentada así como de la temperatura. El reactor anaerobio se comportó mejor en condiciones de carga orgánica mayor y temperatura de 37 °C, obteniéndose eficiencias de remoción de *DQOS* de 74.1% y de *COS* de 77.8% así como una remoción de *SSV* del 90.4%. El reactor nitrificador fue el más delicado en inoculación, debido a la

lenta adherencia de los microorganismos al empaque, y tuvo su mejor comportamiento durante la tercera etapa de operación, cuando el reactor anaerobio ya se había estabilizado, obteniéndose eficiencias en remoción de materia orgánica del 66.7% en COS y del 96.7% en NH_4^+ . Por otro lado, el proceso de desnitrificación no se logró concluir, ya que este reactor dependía del funcionamiento de los reactores anteriores. Sin embargo el efluente tratado se puede considerar de excelente calidad para reuso (DQO de 48 mg O_2/l , SST de 9 mg/l y $N-NH_4^+$ de 0.8 mg N/l). En el tren de reactores estudiado, el reactor nitrificador requerirá de los mayores cuidados durante la etapa de arranque.

INTRODUCCION

1. INTRODUCCION

En México, los principales procesos aplicados para el tratamiento del agua residual son del tipo aerobio. De las 223 plantas existentes en 1989 en México, el 54 % son lagunas de estabilización, 13 % son tratamientos primarios y el 33 % son tratamientos aerobios (33 plantas de lodos activados, 5 plantas de aireación extendida, 7 de filtros rociadores, 10 zanjas de oxidación y 17 lagunas aireadas) (SEDUE, 1989). Sin embargo, necesidad actual de ahorrar y/o recuperar energía juega un papel preponderante en la selección de un proyecto, ya que este aspecto incide fuertemente en los costos de operación. Por ello, resulta relevante iniciar la aplicación de los sistemas anaerobios que se caracterizan por tener un requerimiento energético menor, una tasa baja de producción de lodos y, además, de producir metano. Desafortunadamente, los efluentes anaerobios, también se caracterizan por presentar un mayor contenido de materia orgánica y de nitrógeno en el efluente.

Particularmente, en lo que respecta al nitrógeno, algunos problemas ambientales que ocasiona son: toxicidad para organismos acuáticos (amoníaco), demanda de oxígeno (amonio), metahemoglobinemia en lactantes (nitritos), eutroficación acelerada (nitratos) y aumento de las dosis requeridas de cloro para desinfectar el agua.

Por otra parte, se ha encontrado que para un agua contaminada, la combinación de un sistema biológico de pretratamiento anaerobio con otro aerobio de pulimento, reduce los costos y aumenta la calidad del efluente.

Así, debido a la importancia que tiene el estudio de los sistemas anaerobios-aerobios en la remoción de los compuestos carbonados y nitrogenados de los efluentes, el presente trabajo tiene los siguientes objetivos:

Determinar la factibilidad técnica de un tren de tratamiento de aguas residuales domésticas que comprenda las siguientes etapas:

- Remoción, mediante un proceso anaerobio, de la materia orgánica en suspensión y disuelta.
- Oxidación del ión amonio en el efluente anaerobio a nitritos y nitratos mediante un proceso aerobio de nitrificación.

- Reducción de los compuestos oxidados del nitrógeno del efluente aerobio removiéndolos como nitrógeno gaseoso (forma inocua) a la atmósfera, en un proceso anóxico de desnitrificación.

- Finalmente, establecer condiciones de arranque y operación de cada elemento del sistema de tratamiento.

PROCESOS BIOLÓGICOS
PARA LA ELIMINACIÓN
DEL CARBONO ORGÁNICO
Y DEL NITRÓGENO
EN AGUAS RESIDUALES.

2. PROCESOS BIOLÓGICOS PARA LA ELIMINACIÓN DEL CARBONO ORGÁNICO Y DEL NITRÓGENO EN AGUAS RESIDUALES.

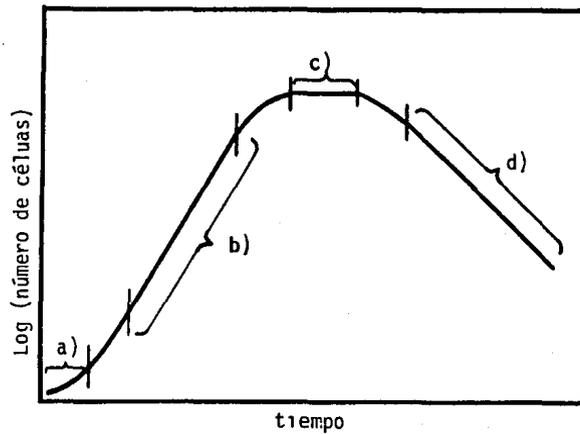
El objetivo del tratamiento del agua residual es remover los contaminantes del agua. Generalmente, los principales contaminantes de las aguas residuales de tipo doméstico son sustancias orgánicas solubles e insolubles, compuestos de nitrógeno y fósforo y materiales inertes en suspensión. En la mayoría de los casos, las sustancias orgánicas (solubles e insolubles) contienen nitrógeno que puede ser removido a través de acción biológica. Asimismo, parte del fósforo puede ser eliminado por su incorporación en la nueva biomasa, pero normalmente el porcentaje de remoción es menor que el del nitrógeno y el material orgánico.

Crecimiento bacteriológico

El tratamiento del agua residual doméstica por sistemas biológicos, está basado en la comprensión de los principios básicos que gobiernan el crecimiento de microorganismos. Generalmente, las bacterias se reproducen por fisión binaria, lo cual es por división; la célula original llega a ser dos organismos nuevos. El tiempo requerido por cada fisión, el cual es llamado tiempo de generación, puede variar desde días, hasta menos de 20 min. El modelo general de crecimiento de las bacterias es mostrado en la FIG 2-1.

Inicialmente, un pequeño número de organismos son inoculados en un medio de cultivo, y el número de organismos viables es registrado como una función del tiempo. El modelo de crecimiento, basado en el número de células tiene cuatro fases principalmente:

- a) Fase Lag. Representa el tiempo que requieren los microorganismos para aclimatarse a su nuevo ambiente. (Medio de cultivo).
- b) Fase Log de crecimiento. Durante este periodo las células se dividen a una velocidad determinada por el bajo tiempo de generación y por su habilidad para procesar su alimento.



- a) Fase Lag
- b) Fase log de crecimiento
- c) Fase estacionaria
- d) Fase log de muerte

FIG 2.1. Curva típica de crecimiento bacteriano

- c) **Fase estacionaria.** La población permanece estacionaria debido a que existe el agotamiento de nutrientes y una alta concentración de metabolitos tóxicos.
- d) **Fase Log de muerte.** Predomina el metabolismo endógeno, una alta tasa de muerte y la lisis celular. (Fase endógena).

Cabe mencionar que el ciclo descrito es el resultado de la interacción de las bacterias con un sistema cerrado. En un sistema abierto (proceso de flujo continuo) es posible mantener las células en la fase exponencial o de crecimiento durante largo tiempo.

2.1 Principales fuentes de compuestos carbonados que contaminan el agua

Los componentes orgánicos del agua residual municipal están compuestos de una mezcla de diferentes materiales carbonados. A continuación se mencionan los principales.

2.1.1 Excreta

Proviene de seres humanos y de animales. Puede contener organismos patógenos perjudiciales al hombre por lo que un tratamiento seguro y eficaz constituye el principal objetivo de acondicionamiento del agua para su disposición.

2.1.2 Desperdicios caseros

Proceden de las manipulaciones domésticas de lavado de ropa, baño, desperdicios de cocina y lavado de vajillas. Casi todos estos desechos contienen detergentes sintéticos, que, como en el caso de México no son biodegradables.

2.1.3 Aguas de lavado de las calles y corrientes pluviales

Las lluvias depositan cantidades variables de agua en la tierra, que lava la superficie o se escurre arrastrando polvo, arena, hojas, basuras y ciertos contaminantes del aire.

2.1.4 Infiltraciones hacia aguas subterráneas

En muchas ocasiones, el alcantarillado, queda por debajo del nivel freático, especialmente, cuando éste está muy alto como consecuencia de una excesiva precipitación. Por ello y debido a que las juntas entre las secciones de tubería no ajustan perfectamente, existe la posibilidad de que se infiltre agua residual en los acuíferos.

2.1.5 Desechos industriales

Los desechos líquidos de los procesos fabriles son parte importante de las aguas negras de una población y se deben tomar

las precauciones necesarias para su eliminación. Dependiendo de sus características, puede ser importante contar con sistemas separados para su colección y disposición; muchos de estos residuos contienen agentes tensoactivos o espumantes, u otras sustancias químicas que interfieren, o que dañan las alcantarillas y otras estructuras.

La remoción de la materia orgánica del agua residual se puede efectuar por métodos físico-químicos o biológicos, siendo los métodos biológicos generalmente los más económicos.

2.2 Principales sistemas biológicos para la remoción de carbono orgánico

Se distinguen tres clases de sistemas para eliminar el carbono orgánico desde el punto de vista del aceptor final de electrones:

- Aerobios
- Anaerobios y
- Anóxicos.

El ejemplo más representativo de los sistemas aerobios es el proceso de "lodos activados".

2.2.1 Fundamentos del proceso de lodos activados

El proceso de lodos activados es el más común en el tratamiento del agua residual. Su funcionamiento se basa en poner el agua en contacto con una población microbiana mixta en suspensión dentro de un sistema aireado y agitado. Generalmente, es un proceso continuo.

Las etapas esenciales del proceso de lodos activados son: aeración, separación, recirculación y purga (FIG 2.2).

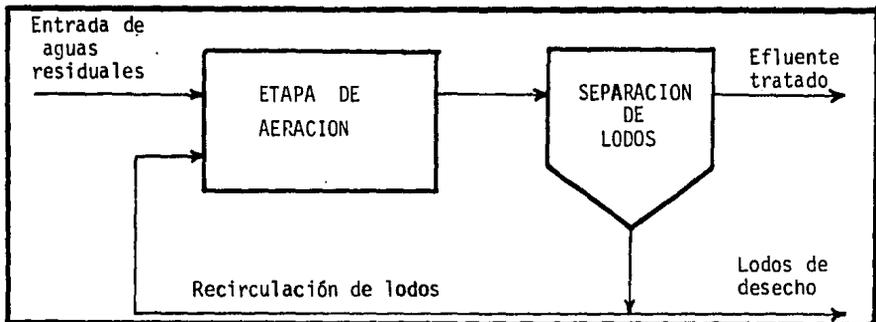


FIG 2.2 Etapas esenciales del proceso de lodos activados.

Durante la estabilización, parte del material nutriente o sustrato se transforma por oxidación, en sustancias simples como anhídrido carbónico y agua (mineralización), y parte se convierte en nueva materia celular microbiana, (asimilación). Por otra

parte, una porción de la masa microbiana se descompone mediante el proceso llamado respiración endógena.

Una vez que se alcanza el grado de tratamiento que se desea, la masa microbiana conocida como licor mezclado, es separada del agua residual por sedimentación, en un tanque separado. A este se le conoce como clarificador o sedimentador secundario. El sobrenadante constituye el agua residual tratada y, en principio, debe contener pocos sólidos en suspensión (< 20 mg/l).

Parte del lodo sedimentado se regresa a la etapa de aeración para mantener la concentración de microorganismos (recirculación) para un tratamiento efectivo. Parte de los lodos se extrae para su descarga (purga).

2.2-2 Fundamentos del proceso anaerobio

En la digestión anaerobia, la materia orgánica se descompone en ausencia de oxígeno por la acción de los microorganismos, produciendo metano y anhídrido carbónico. Se realiza en cuatro etapas: Primero, los compuestos de alto peso molecular, como las proteínas y los polisacáridos, son descompuestos en sustancias solubles de bajo peso molecular, como aminoácidos y azúcares (hidrólisis). En segundo lugar, estos compuestos orgánicos son convertidos en ácidos grasos inferiores o ácidos grasos volátiles (fermentación ácida), lo que puede disminuir el pH del sistema.

Posteriormente, los ácidos volátiles con excepción del acético, son degradados a ácido acético e hidrógeno (acetogénesis), que son los sustratos directos de las bacterias metanogénicas. Finalmente, en la etapa metanogénica, el ácido acético y el hidrógeno son convertidos en metano y anhídrido carbónico. De acuerdo con McCarty (1981) es posible cuantificar este proceso (FIG 2-3).

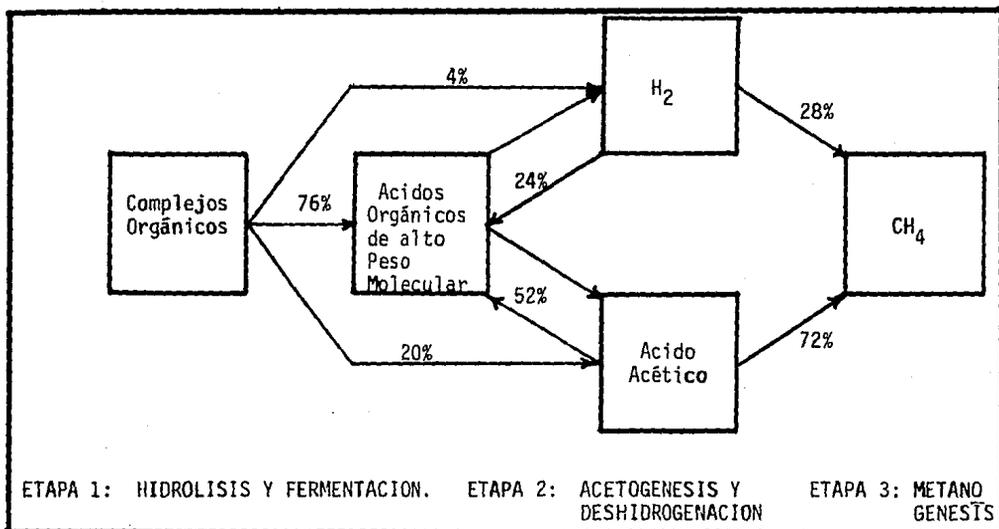


FIG 2-3 Etapas de la fermentación metanogénica en un digestor anaerobio.

2.2.2.1 Evolución de los procesos anaerobios

- Reactores anaerobios de 1a. generación

Son reactores donde el crecimiento celular se da en suspensión. Tienen periodos de retención grandes (de 4 a 30 días) lo que repercute directamente en el tamaño de los tanques.

Dentro de esta generación de reactores se encuentran los siguientes ejemplos:

Fosa séptica. Se considera como un digestor convencional de tamaño reducido, en el cual existen zonas anóxicas. Su función primordial es la hidrólisis de la materia orgánica en suspensión. Para lograr una buena eficiencia es necesario descargar la fosa en un sistema de zanjas de absorción, en la cual, el suelo, se encarga de realizar la estabilización de la materia orgánica disuelta.

Tanque Imhoff. Es un sistema con dos compartimientos distintos -el de decantación y el de digestión-, para impedir que los productos de la hidrólisis sean evacuados con el efluente. Lo anterior se traduce en mejores eficiencias de tratamiento.

Lagunas anaerobias. Son estanques profundos (hasta 10 m) en donde prevalecen las condiciones anaerobias. Los malos olores

asociados con estos sistemas son un punto particularmente problemático. Los tiempos de retención varían desde 1.2 hasta 160 días, siendo 5 el valor recomendado.

Digestor convencional. Este sistema se ha aplicado principalmente para la estabilización de los lodos de purga de las plantas de tratamiento. Consta de un tanque cerrado sin agitación ni calentamiento, en el cual el desecho por tratar se estratifica en zonas definidas. La parte en donde se lleva a cabo la mayor actividad microbiana representa aproximadamente el 30% del reactor. Tiene bajas eficiencias, y su volumen es considerable.

Digestor anaerobio completamente mezclado. Es una variante del digestor convencional, en la cual se adiciona un mezclado vigoroso del medio de reacción así como un sistema de calentamiento. Así, se logra mayor eficiencia en la remoción de materia orgánica. Sin embargo, debido a la agitación, el efluente presenta un alto contenido de sólidos suspendidos, por lo que generalmente va seguido de un digestor convencional en donde se realiza la decantación de sólidos.

Digestión de dos etapas. En la primera etapa se lleva a cabo la acidogénesis ($\text{pH} < 6.6$); el tiempo de retención de este reactor es menor a 14 horas. La segunda fase corresponde a la metanización (pH entre 6.8 y 7.2) con un tiempo de permanencia

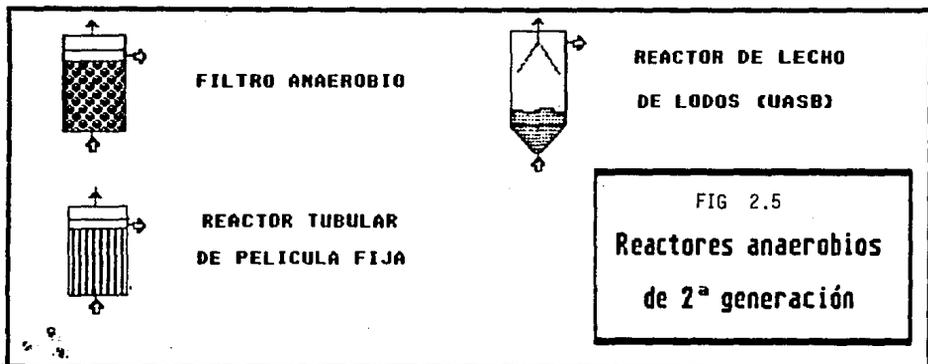
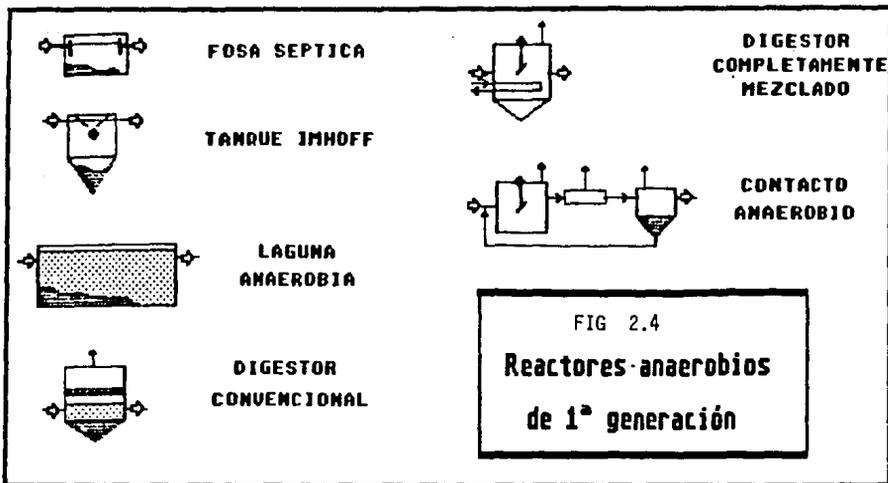
mayor de 10 días.

Reactor de contacto anaerobio. Consiste de un reactor completamente mezclado acoplado a un sedimentador que separa la biomasa para recircularla al reactor; ello, se traduce en menores volúmenes y mayor estabilidad de proceso. El tiempo de retención hidráulico es del orden de 5 días y el tiempo de retención celular varía entre 15 y 30. Se considera el equivalente anaerobio de los lodos activados.

2.2.2.2 Reactores anaerobios de 2a. generación

El progreso logrado con este tipo de reactores se manifiesta en tiempos de retención hidráulica sustancialmente menores (de 0.5 a 3 días), lo que implica una importante reducción de los volúmenes de reactor, y una mayor estabilidad y facilidad en la operación. Esto se logra al retener la biomasa mediante la fijación de una película de microorganismos sobre medios de soporte, o bien, por medio de la sedimentación de flóculos microbianos con características muy buenas de decantación. Así, la limitación provocada por la reducida tasa de crecimiento de las bacterias anaerobias es prácticamente eliminada.

En la Fig 2.4 se muestran los principales reactores anaerobios de la generación 1 y en la Fig 2.5 los principales de la 2a generación.



Filtro anaerobio. Fue introducido por Young y McCarty (1969). Consiste en un reactor empacado con soportes de plástico o piedra (3 a 5 cm de diámetro). Inicialmente se recomendó para sustratos solubles y medianamente concentrados, pero se ha aplicado a una amplia gama de sustratos y concentraciones. Este reactor puede soportar cargas hasta de $10 \text{ kg DQO/m}^3 \cdot \text{d}$. Como la distribución del soporte es desordenada, la relación que existe entre la superficie de contacto y el volumen puede ser en algunos casos menor a $100 \text{ m}^2/\text{m}^3$.

Reactor tubular de película fija. Van der Berg y Lentz (1979) desarrollaron un reactor tubular con flujo ascendente o descendente. El soporte utilizado es de tubos o placas dispuestos de tal forma que se crean canales verticales. Con el ordenamiento del material de soporte se logran superficies de contacto importantes; y por lo tanto, la relación área/volumen es buena ($> 150 \text{ m}^2/\text{m}^3$). Las cargas orgánicas pueden alcanzar hasta $30 \text{ kg DQO/m}^3 \cdot \text{d}$.

Reactor anaerobio de lecho de lodos con flujo ascendente (UASB). Lettinga (1980) presenta un reactor de película biológica pero sin medio de soporte en el cual la biomasa se aglomera para formar granos o "pellets" de hasta 5 mm de diámetro. Su principio de funcionamiento se basa en la buena sedimentabilidad de los granos formados dentro del reactor que además cuentan con una alta actividad metanogénica, lo que explica los buenos

resultados del proceso. El reactor, como su nombre lo indica, es de flujo ascendente y en la parte superior está provisto de un sistema de separación sólido-líquido-gas que evita el arrastre de los sólidos suspendidos en el efluente y favorece la evacuación del gas. Un punto muy importante para el diseño es la distribución de las entradas de agua residual, ya que una mala repartición puede provocar que ciertas zonas de la cama de lodos no sean alimentadas desperdiciando así su actividad.

Su principal ventaja es el no requerir material de empaque, lo que se traduce en un costo menor, además, puede soportar cargas hasta de $40 \text{ kg DQO/m}^3 \cdot \text{d.}$

Por otra parte, el punto débil del proceso es la lentitud con que se forman los granos, elementos indispensables del sistema. Esto puede ser solucionado mediante la inoculación adecuada.

En la FIG 2-6 se aprecia un reactor anaerobio tipo UASB. Los reactores anaerobio y desnitrificador utilizados en éste trabajo son de este tipo (UASB).

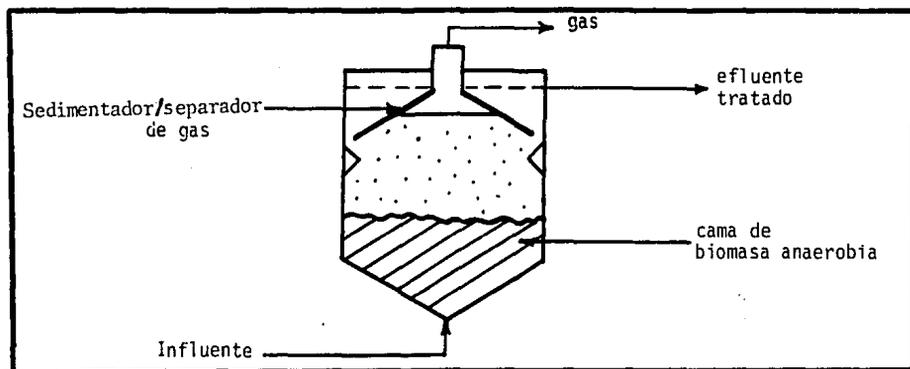


FIG 2.6 Esquema del digester anaerobio tipo UASB.

2.2.2.3 Reactores anaerobios de 3a. generación

Estos reactores se encuentran aún en nivel piloto o semi-industrial. Son reactores de biomasa fija, pero el soporte utilizado es lo suficientemente pequeño y ligero para que pueda ser fluidificado a altas velocidades de flujo. Presentan tiempos de retención de biomasa elevados y no tienen problemas de taponamiento. Sus desventajas son el elevado consumo de energía para la fluidificación del medio y su operación compleja. Su funcionamiento ha sido muy prometedor en laboratorio pero no así en escala piloto, por lo menos en el caso de agua residual doméstica (Jewell et al 1981, Swtzenbaum et al 1984, Citados por Noyola, 1989).

Lecho fluidificado. Este reactor, desarrollado por Jeris (1982), aprovecha el flujo ascendente para fluidificar un lecho de arena, incrementando el volumen en más del 50%. La superficie de soporte disponible es mayor a $200 \text{ m}^2/\text{m}^3$ y acepta cargas superiores a $40 \text{ kg DQO}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$.

Lecho expandido. Jewell en 1982 citado por Speece (1983) desarrolló un reactor de lecho expandido, el cual usa un flujo ascendente inferior al requerido por el lecho fluidificado, ya que el soporte aumenta el volumen ocupado en sólo un 20%. En general cuenta con las mismas características que el reactor anterior.

En el estado actual del tratamiento de agua, los reactores anaerobios de segunda generación ofrecen la alternativa más atractiva de tratamiento, en comparación con las otras dos generaciones ya que, los de la primera, ocupan una gran cantidad de espacio y no tienen una eficiencia aceptable y, los de la tercera se encuentran todavía en desarrollo.

Dentro de los reactores de segunda generación el UASB parece ser el más prometedor ya que puede soportar cargas orgánicas altas. Adicionalmente, requiere menor inversión por no necesitar material de soporte para la fijación de la biopelícula.

2.3 Comparación entre los tratamientos anaerobios y aerobios

La diferencia fundamental entre los dos tipos de procesos resulta del aceptor terminal de electrones usado por los microorganismos. En el proceso aerobio, el oxígeno es el aceptor; el proceso de crecimiento es más eficiente y por tanto resulta una mayor producción de lodos con los problemas asociados a su tratamiento. El proceso anaerobio, por su parte, es más sensible a las condiciones ambientales, (pH, temperatura, problemas de inhibición) y requiere tiempos mayores de arranque.

Una limitación del proceso anaerobio es que no puede alcanzar los niveles de tratamiento de los aerobios (efluentes con *DBO* de 20 mg/l ó remoción del 95% de *DBO*) como es frecuentemente requerido por la legislación mexicana.

En la Tabla 2-1 se muestran más detalles sobre la comparación entre los tratamientos aerobio y anaerobio.

Es necesario hacer notar que desde el punto de vista económico muchas veces resulta más efectivo acoplar ambos reactores siendo el reactor anaerobio de pretratamiento y, el sistema aerobio, para pulimento del agua.

TABLA 2-1 COMPARACION ENTRE LOS PROCESOS AEROBIO Y ANAEROBIO

PARAMETRO	ANAEROBIO	AEROBIO
Requerimientos energéticos Calidad agua tratada Producción de lodo	Bajos Moderado Baja	Altos Alto Alta
Grado de sensibilidad (a compuestos tóxicos y cambios de carga)	Bajo a Moderado	Moderado a Alto
Tiempo de arranque	2 a 4 meses	2 a 4 semanas
Requerimientos de nutrientes (N y P)	Bajo	Alto
Olor	Problemas po- tenciales de olor	Menos problemas de olores
Requerimientos de alcalinidad	Altos para ciertos desechos indus- triales	Bajos
Control de temperatura	Recomendado	No
Producción de energía (biogás)	Si	No
Soporta periodos sin alimentación	Si	No

En la FIG 2.7 se compara el costo total de acuerdo con Eckenfelder W.W., (1989), expresado como el valor presente neto relativo (VPN), para el tratamiento de un agua residual altamente concentrada, por un sistema totalmente aerobio y por un pretratamiento anaerobio seguido del pulido aerobio.

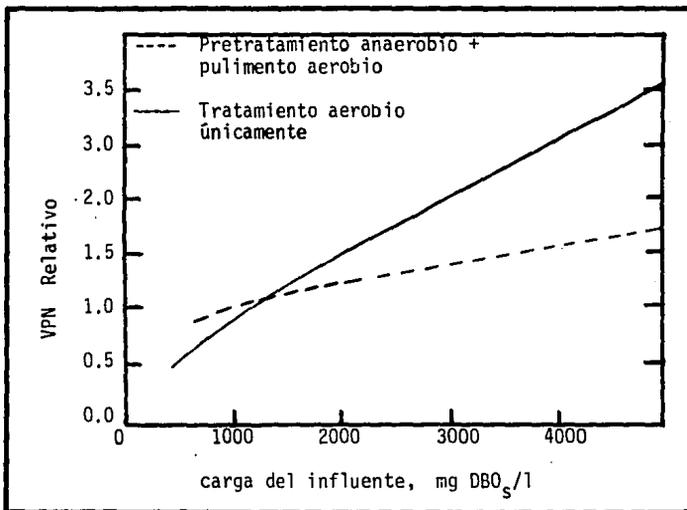


FIG 2.7 Comparación de costos para el sistema de tratamiento aeróbico y anaeróbico + aeróbico.

La figura muestra claramente los beneficios económicos obtenidos por la combinación Anaerobio/Aerobio en función de la carga del agua residual alimentada.

2.4 Problemas provocados por los compuestos de nitrógeno

2.4.1 Sales de amonio

El amoniaco como ión amonio es el contaminante nitrogenado que se encuentra con mayor frecuencia en el agua ya que además de ser un producto natural de descomposición es un producto industrial clave.

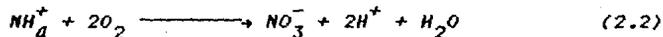
El amoniaco y el ión amonio existen en solución en equilibrio el cual es descrito por



$$\begin{aligned} \text{pKa} &= 9.40 \\ &(\text{a } 20^\circ\text{C}) \end{aligned}$$

Los principales problemas que ocasionan estos compuestos son los siguientes:

- a) Ejerce una demanda estequiométrica de oxígeno equivalente a 4.57 veces su peso de acuerdo con:



- b) Es tóxico para la fauna acuática cuando se encuentra en forma de amoniaco en concentraciones de unas cuantas partes por millón.
- c) Reduce la efectividad de la cloración, operación que se usa comúnmente como una etapa final del tratamiento del agua, con fines de desinfección.

2.4.2 Compuestos del nitrógeno oxidado

Los problemas que ocasionan estos compuestos son:

- a) Contaminación de cuerpos de agua por un fuerte crecimiento orgánico conocido como eutroficación acelerada. Los compuestos directamente relacionados con este fenómeno son los nitratos.
- b) Asfixia de infantes. El agua que contiene altas concentraciones de nitratos (>10 mg/l) usada en la alimentación de infantes de aproximadamente 6 meses puede provocar metahemoglobinemia.
- c) Cáncer. Cuando se utiliza agua que contenga nitritos para preparar alimentos, se corre el riesgo de formar sustancias carcinogénicas llamadas nitrosaminas.

2.5 Principales fuentes de compuestos nitrogenados

Los compuestos inorgánicos del nitrógeno tienen efectos contaminantes especiales en función de su estado de oxidación (3^- , 3^+ y 5^+). Los compuestos orgánicos de nitrógeno están presentes en desechos domésticos y agrícolas, mientras que los compuestos inorgánicos del nitrógeno se encuentran en aguas de desechos industriales y fertilizantes.

2.6 Principales sistemas de remoción del nitrógeno

Para afinar la calidad de un efluente se debe remover el nitrógeno, por medio de uno de los siguientes procesos:

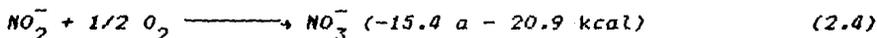
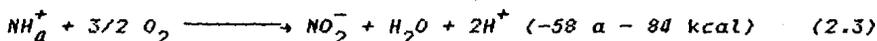
- a) Nitrificación/desnitrificación
- b) Desorción de amoníaco con aire (stripping)
- c) Intercambio iónico
- d) Cloración hasta el punto de ruptura (break-point)
- e) Osmosis inversa.

Sin embargo, la dos técnicas de mayor aplicación considerando los factores económicos, prácticos y ambientales son: La Nitrificación/desnitrificación biológica y la desorción de amoníaco con aire o con vapor (stripping). Siendo la primera opción la más rentable de acuerdo con Christensen, et al (1978) y con Donker, R.A. y Zoetemeyer, R.J. (1983).

El proceso se lleva a cabo en dos etapas: La primera es la de nitrificación donde se oxida el amoniaco a nitritos y nitratos, mientras que la segunda -desnitrificación- consiste en la reducción de los compuestos oxidados a N_2 , forma que se caracteriza por ser inocua al medio ambiente.

2.6.1 Proceso de nitrificación

La nitrificación es la oxidación biológica del amoniaco secuencialmente en nitritos y nitratos. Es realizado por bacterias aerobias autotróficas, del género: *Nitrosomonas* y *Nitrobacter* de acuerdo con



La total oxidación del amoniaco, requiere de 4.57 mg O_2 /mg N . La nitrificación es un proceso biológico acidificante (ec 2.3) y por ello para mantener el pH del agua se requieren 7.08 mg de alcalinidad por mg de N oxidado.

De acuerdo con Anthonissen, A. et al (1976) se pueden presentar principalmente tres problemas con la nitrificación de efluentes pretratados anaerobiamente:

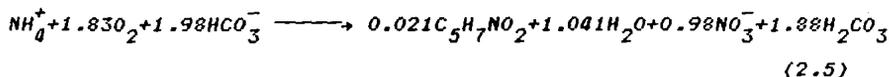
- Inhibición causada por altas concentraciones de amonio
- Inhibición por el bajo pH resultante del consumo de la alcalinidad
- Inhibición causada por el sulfuro de hidrógeno.

2.6.1.1 Inhibición por amoniaco libre

Con concentraciones elevadas de NH_3 libre (del orden de 10 a 130 mg/l NH_3) el crecimiento de Nitrosomonas puede ser inhibido, (Painter, H. 1970 y Sharma, B. y Ahlert, R. 1977). Como consecuencia de que las Nitrobacter son más sensibles al NH_3 o HNO_2 libres, en muchos casos existe el riesgo de que el segundo paso de la reacción de nitrificación no se lleve a cabo resultando como producto final el NO_2^- .

2.6.1.2 Inhibición por pH

En algunas ocasiones el efluente anaerobio contiene cantidades de amoniaco tan altas que el pH baja como resultado del consumo de la alcalinidad. Esto se puede evitar añadiendo alcalinidad al agua. Se requieren 7.08 g de $CaCO_3$ /g $N-NH_4^+$ oxidado, de acuerdo con la reacción:



$$\frac{1.98 * 61 \text{ g HCO}_3^-}{14 \text{ g N-NH}_4^+ \text{ oxidado}} * \frac{1 \text{ Eq}}{61 \text{ g HCO}_3^-} * \frac{50 \text{ g CaCO}_3}{1 \text{ Eq}} = \frac{7.08 \text{ g CaCO}_3}{\text{g N-NH}_4^+ \text{ oxidado}}$$

2.6.1.3 Inhibición por sulfuro de hidrógeno

Los sulfatos y otros compuestos oxidados del azufre son fácilmente reducidos a sulfuro en los digestores anaerobios. La metionina, cisteína y el azufre contenidos en los aminoácidos de las proteínas pueden ser también degradados a sulfuro. Richardson (1985), encontró que de 1 a 5 mg/l de H_2S causan 28% a 67% de inhibición de la nitrificación en un lodo activado, mientras que en cultivos puros la inhibición fue de 100% con 3 mg/l de H_2S .

En estos casos, se deberá oxidar los sulfuros a sulfatos antes de la nitrificación. Ambas reacciones pueden llevarse a cabo en el mismo reactor, para ello hay que suministrar el oxígeno requerido por ambas reacciones bioquímicas.

2.6.2 Remoción de nitrógeno por desnitrificación

Gayon y Dupetit en 1882 (Martín (1979)) demostraron que la desnitrificación puede ser realizada por medios biológicos. Este fenómeno consiste en la reducción de los compuestos oxidados del

nitrógeno (nitritos y nitratos) en N_2 . La desnitrificación es el resultado de la actividad metabólica de determinadas especies de bacterias heterótrofas y aerobias facultativas, las cuales emplean el carbono orgánico como fuente de energía y utilizan en lugar del oxígeno los iones nitritos y nitratos como aceptores finales de electrones.

Principales factores que influyen en la desnitrificación.

2.6.2.1 Fuente de energía

Para efectuar la desnitrificación es necesaria la presencia de un donador de electrones como fuente de energía la cual puede estar constituida por compuestos orgánicos biodegradables. Estos pueden provenir del agua residual misma o es necesario añadirlos artificialmente.

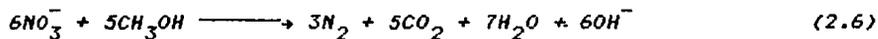
2.6.2.2 Oxígeno disuelto

Durante la transferencia de electrones en la desnitrificación, el nitrógeno oxidado reemplaza al oxígeno como aceptor final de electrones. Para ello, no debe existir oxígeno disuelto. Esto se debe a que las bacterias obtienen una cantidad menor de energía cuando emplean nitritos y nitratos por lo que, en presencia de oxígeno disuelto, los electrones son preferencialmente transferidos a este elemento. En consecuencia,

para que la desnitrificación se realice es necesario que prevalezcan condiciones anóxicas (ausencia de oxígeno molecular disuelto en el medio).

2.6.2.3 Alcalinidad y pH

El pH óptimo para la desnitrificación es entre 6.5 y 7.5. Por otra parte, la reacción de desnitrificación provoca el aumento de la alcalinidad como se muestra en la ec 2.6, cuando se utiliza metanol como fuente de energía.



2.6.2.4 Concentración en nitrato

De acuerdo con Moore y Schroeder (1971), para concentraciones superiores a 0.5 mg $\text{N-NO}_3^-/\text{l}$ se considera que la reacción es de orden cero en relación con el sustrato principal.

2.6.2.5 Temperatura

La dependencia de la velocidad de reacción en función de la temperatura es similar a la relacionada en los procesos biológicos. La reacción ocurre entre 0 y 50°C con velocidades óptimas en el intervalo de 35 a 50°C. La velocidad de reacción se incrementa por un factor de 1.5 a 2 por cada 10°C entre 5°C y

15°C, de acuerdo con Dawson y Murphy (1973).

2.6.3 Remoción de nitrógeno por desorción de amoníaco con aire. (Stripping)

En el proceso de "stripping", el amoníaco es transferido desde la fase acuosa a la fase gaseosa de la cual es removido. El proceso de "stripping" puede ser realizado en columnas provistas con platos o material empacado en las cuales el agua que contiene NH_3 y CO_2 es puesta en contacto a contracorriente con una fase gaseosa.

En la FIG 2-8 se presenta un esquema de flujo de un proceso integrado de "strip/absorción".

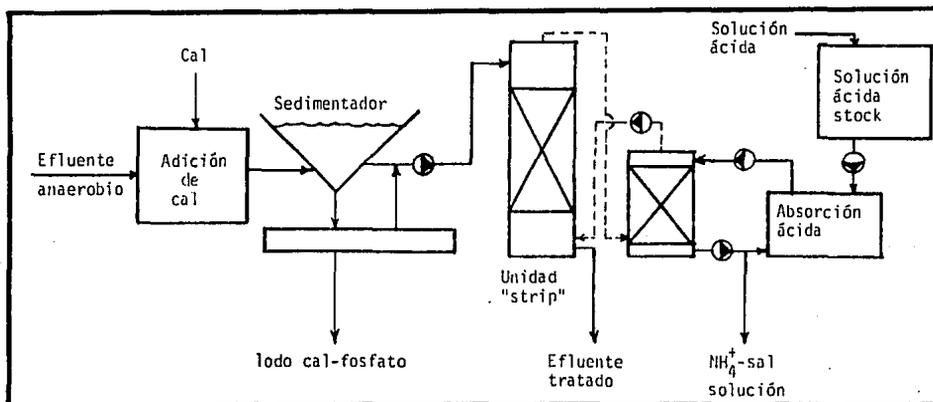


FIG 2-8. Esquema de un proceso acoplado de strip/absorción

FUENTE: Schoemaker et al. (1986).

2.7 Principales sistemas biológicos para remoción del nitrógeno

La combinación de procesos biológicos para la nitrificación, desnitrificación y remoción de los nutrientes carbonados se puede llevar a cabo de varias maneras. En la FIG 2.9 se representan las principales.

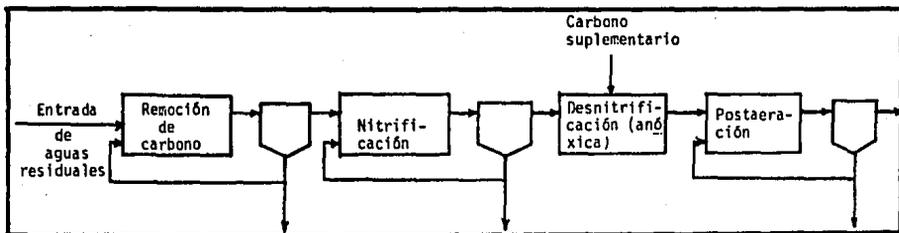


FIG 2.9a. Sistema con tres etapas y tres tipos de biomasa separados y con adición de nutrientes carbonados para la desnitrificación

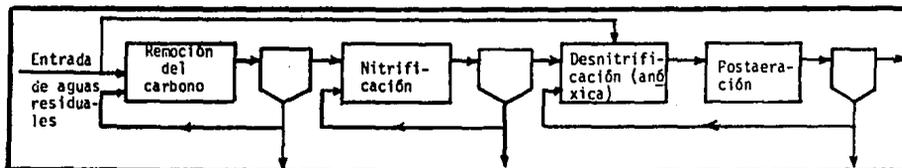


FIG 2.9b. Sistema de tres etapas y tres biomazas diferentes con el empleo de una fuente interna de carbono, suministrado por una corriente lateral de aguas residuales crudas.

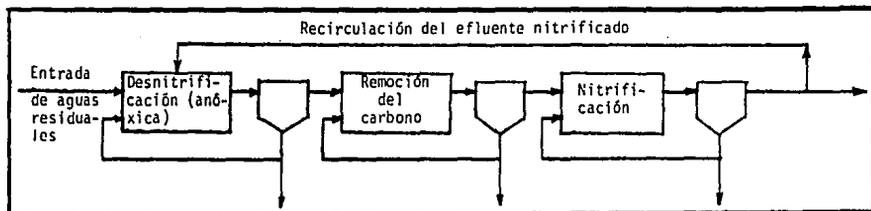


FIG 2-9c. Sistema de tres etapas y tres biomasas diferentes donde las aguas residuales crudas suministran el sustrato oxidable para la desnitrificación de un efluente tratado, recirculado y nitrificado.

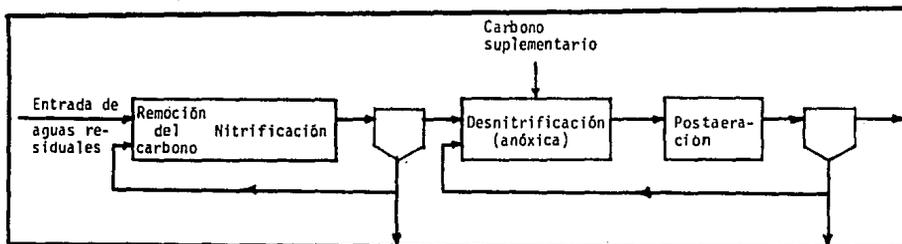


FIG 2-9d. Sistema de dos etapas y dos tipos de biomasa con adición de nutrientes carbonados suplementarios para proporcionar el sustrato oxidable para la desnitrificación de un efluente de una etapa combinada de nitrificación y remoción de carbono.

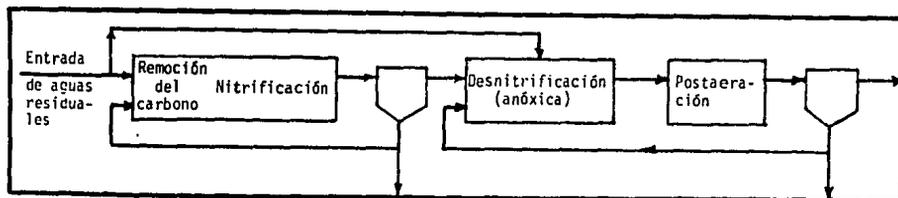


FIG 2-9e Sistema de dos etapas y dos tipos de biomasa con el sustrato para la desnitrificación suministrados por una corriente lateral de aguas residuales crudas.

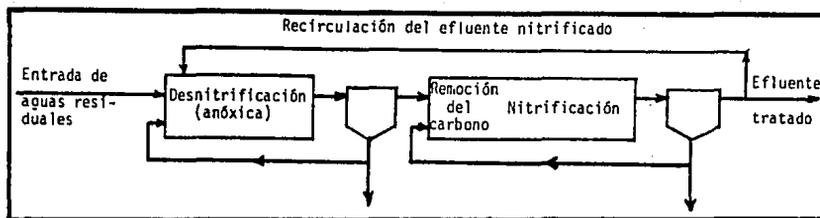


FIG 2.9f Sistema de dos etapas y dos tipos de biomasa donde las aguas residuales crudas proporcionan el sustrato oxidable para desnitrificación del efluente nitrificado recirculado.

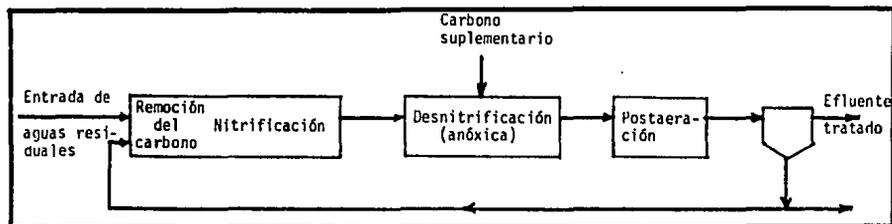


FIG 2.9g. Sistema de dos etapas y un solo tipo de biomasa con adición de sustrato oxidable suplementario para la desnitrificación.

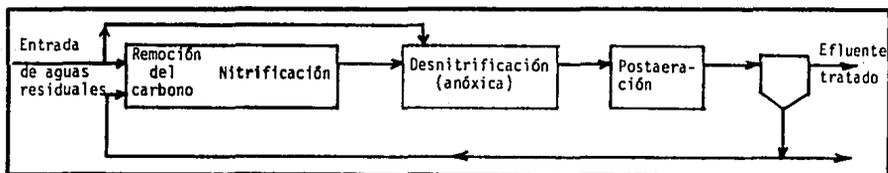


FIG 2.9h. Sistema de dos etapas y un solo tipo de biomasa con el sustrato para la desnitrificación suministrado por una corriente lateral de aguas residuales crudas.

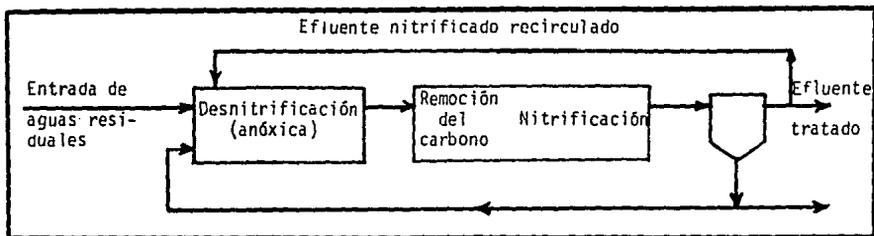


FIG 2-9i. Sistema de dos etapas y un solo tipo de biomasa con las aguas residuales crudas entrantes suministrando el sustrato oxidable para la desnitrificación de un efluente tratado, recirculado y nitrificado.

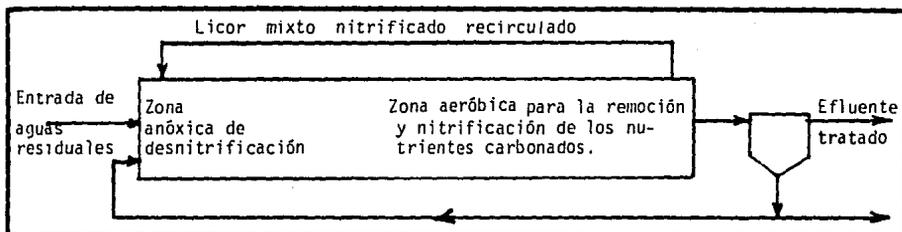


FIG 2-9j. Sistema de una sola etapa y un solo tipo de biomasa con las aguas residuales crudas entrantes suministrando el sustrato oxidable para la desnitrificación de un lícor mixto nitrificado y recirculado.

En la FIG 2-10 se muestra el esquema del sistema utilizado en este trabajo, el cual consta de tres etapas y tres tipos de biomasa separados, con este sistema se pretende eliminar en lo posible las recirculaciones.

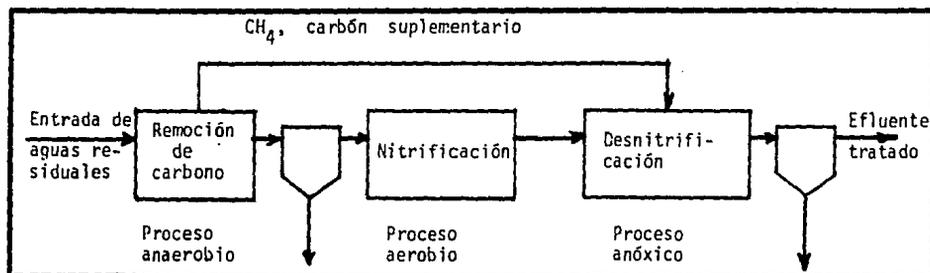


FIG 2-10. Sistema utilizado en el trabajo experimental.

Durante la degradación anaerobia de compuestos orgánicos que contienen nitrógeno, tales como uréa, aminoácidos, proteínas, etc., el nitrógeno es convertido en amoníaco. De ser descargado en el efluente, esta forma de nitrógeno causaría los problemas mencionados en el inciso 2.4. Por ello, el amoníaco tiene que ser convertido en nitrato a fin de reducir la demanda total de oxígeno y posteriormente en N_2 para evitar los problemas de eutroficación.

METODOLOGIA

EXPERIMENTAL

3. METODOLOGIA EXPERIMENTAL

El experimento se llevó a cabo en la planta de tratamiento de Aguas Residuales de la UNAM, que trata las aguas residuales de la Ciudad Universitaria y de la Colonia Copilco El Alto. La alimentación para los reactores se tomó directamente del desarenador. De acuerdo con las características físicas y químicas del agua (Tabla 3.1) se puede considerar que ésta es de tipo doméstica altamente diluída (Metcalf y Eddy, 1979), aunque, probablemente contenga pequeñas concentraciones de sustancias químicas provenientes de los laboratorios de las diversas facultades.

3.1 Descripción del proceso

El modelo físico empleado representa un sistema formado por un reactor anaerobio tipo UASB, un reactor aerobio con empaque tubular y, por último, un reactor anóxico también del tipo UASB.

(FIG 3.1).

TABLA 3.1 CARACTERIZACION FISICA Y QUIMICA DEL INFLUENTE

	INFLUENTE
PH	8.2
Alcalinidad (mg CaCO_3 /l)	180
SST (mg/l)	65
SSV (mg/l)	40
DQOS (mg O_2 /l)	90
DQOT (mg O_2 /l)	130
DBOS (mg O_2 /l)	25
DBOT (mg O_2 /l)	60
NTK (mg N-NTK/l)	28
T ($^{\circ}\text{C}$)	20

FUENTE: PTCU, datos promedio para 1988.

Se alimentó el agua residual al reactor anaerobio, con el objeto de remover la materia orgánica soluble y en suspensión que ésta contiene. El efluente anaerobio se introdujo por la parte superior del reactor aerobio-nitrificador, cuya función es la de oxidar las sales amoniacales (NH_4^+) provenientes del primer reactor. Finalmente, se condujo el efluente nitrificado, al reactor anóxico-desnitrificador.

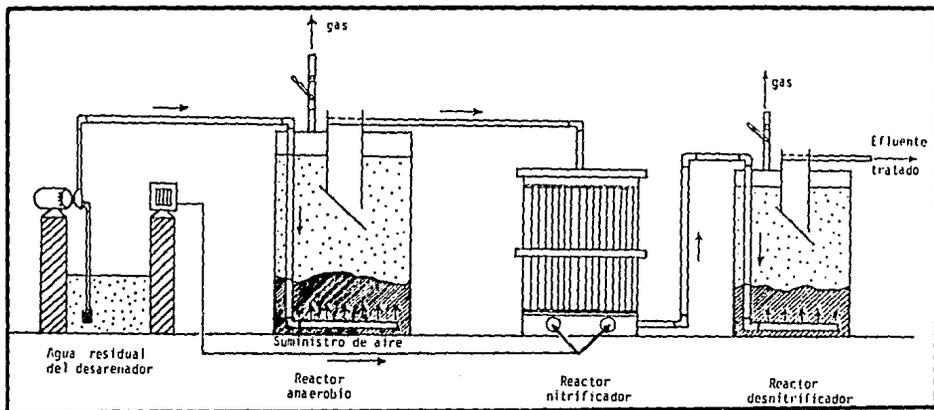


FIG 3.1. Modelo experimental anaerobio-aerobio-anóxico

El primer y tercer reactor son de flujo ascendente; el segundo es de flujo descendente.

3.2 Detalle del equipo e instalación

3.2.1 Reactor anaerobio

Estuvo formado por un recipiente de polietileno de alta densidad de 120 l. En la parte superior contaba con un sistema de separación sólido-líquido-gas, el cual evitaba el arrastre de los sólidos

suspendidos por el efluente y favorecía la evacuación de biogás. La alimentación se realizó por un tubo de PVC de 1/2 pulg. hasta el fondo del reactor en donde se distribuía homogéneamente bajo la cama de lodos. El agua tratada ascendía y era evacuada por la parte superior atravesando el sistema de separación. Dicho sistema permitía separar el biogás por desalojo cuando la presión interna del reactor era mayor que la presión externa a la que se encontraba sometida la línea de evacuación del gas (FIG.3.2 y3.3).

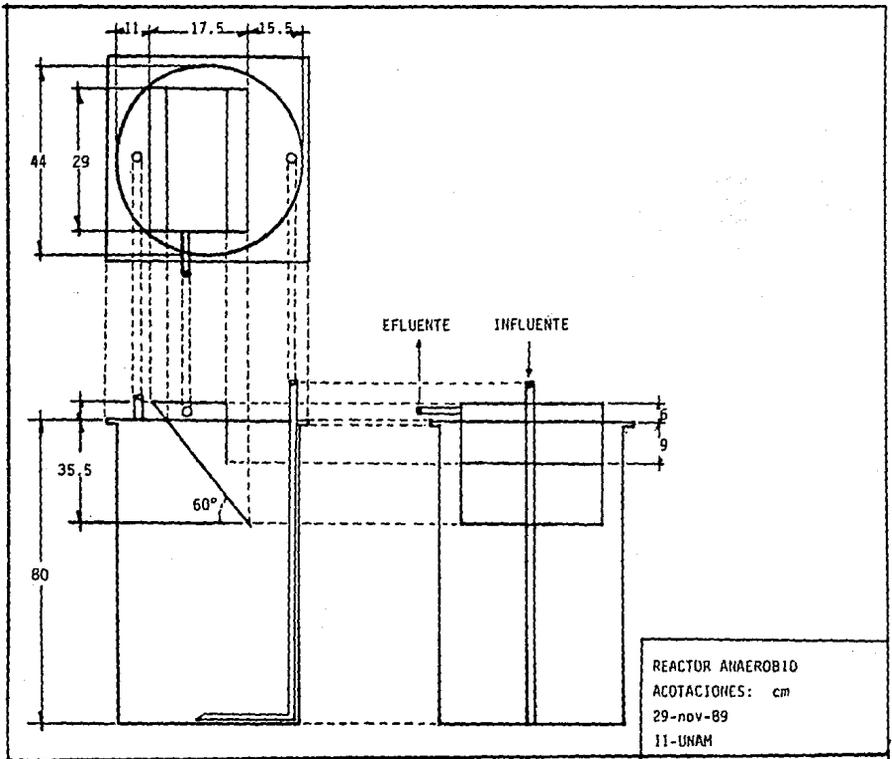
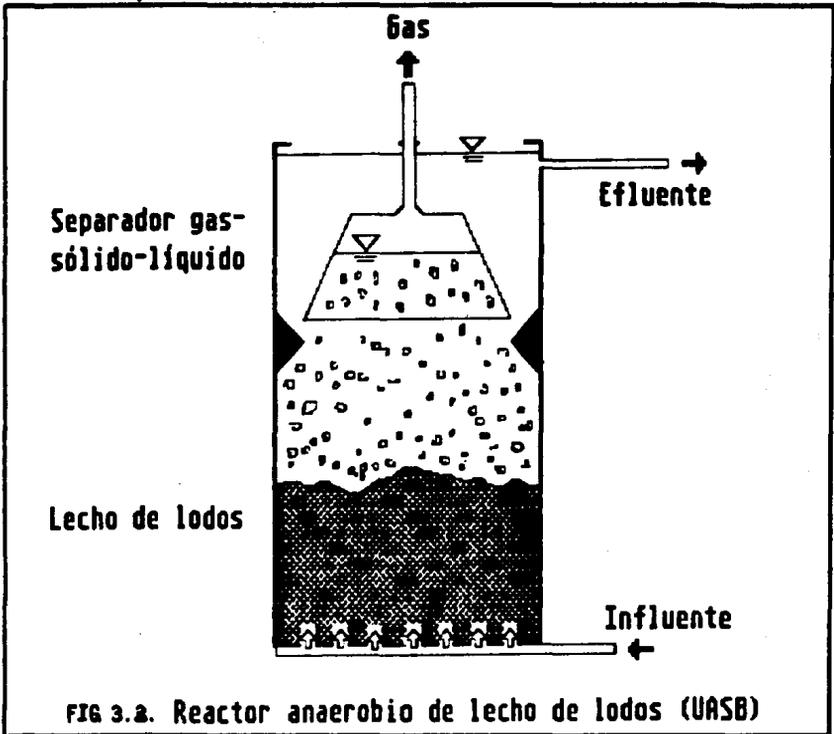


FIG 3.2

Esquema del reactor anaerobio



3.2.2 Reactor nitrificador

Este reactor tuvo como objetivo el oxidar la materia orgánica remanente así como las sales amoniacales provenientes del efluente anaerobio. Era un reactor de biomasa fija, con flujo descendente (FIG 3.4). Estuvo constituido por un recipiente de acrílico de sección cuadrada con volumen de 120 l. Se alimentó por la parte superior y se obtuvo el efluente nitrificado por la parte inferior. Se encontraba empacado con 146 tubos de plástico de polietileno de alta densidad, los cuales ocupaban un volumen de 65 l., por lo que el volumen del líquido era de 55 l (reactor sin biomasa). El cálculo de la superficie específica para el empaque resultó de $60 \text{ m}^2/\text{m}^3$. En la parte inferior del reactor se colocaron dos piedras porosas como sistema de aeración, cada una de 30 cm de longitud. La compresora suministró aire a razón de 40 SCFH ($1.1 \text{ m}^3/\text{h}$), gasto medido con un rotámetro. El aire permitía tanto mantener una concentración de oxígeno disuelto de 4 a 6 ppm como agitar el reactor.

Si se considera que la eficiencia de la reacción de oxidación de N-NH_4^+ es del 100%, para una alcalinidad del efluente anaerobio de 200 mg CaCO_3/l , y 30 mg $\text{N-NH}_4^+/\text{l}$, el valor máximo de alcalinidad requerida sería:

$$30 \text{ mg N-NH}_4^+ * \frac{7 \text{ mg CaCO}_3/\text{l}}{\text{mg N-NH}_4^+ \text{ oxidado}} = 210 \text{ mg CaCO}_3/\text{l}$$

En ocasiones la alcalinidad del reactor anaerobio era superior a 200 mg CaCO_3/l y la concentración de N-NH_4^+ inferior a 30 mg/l; por tanto no fue necesario agregar alcalinidad adicional al reactor nitrificador.

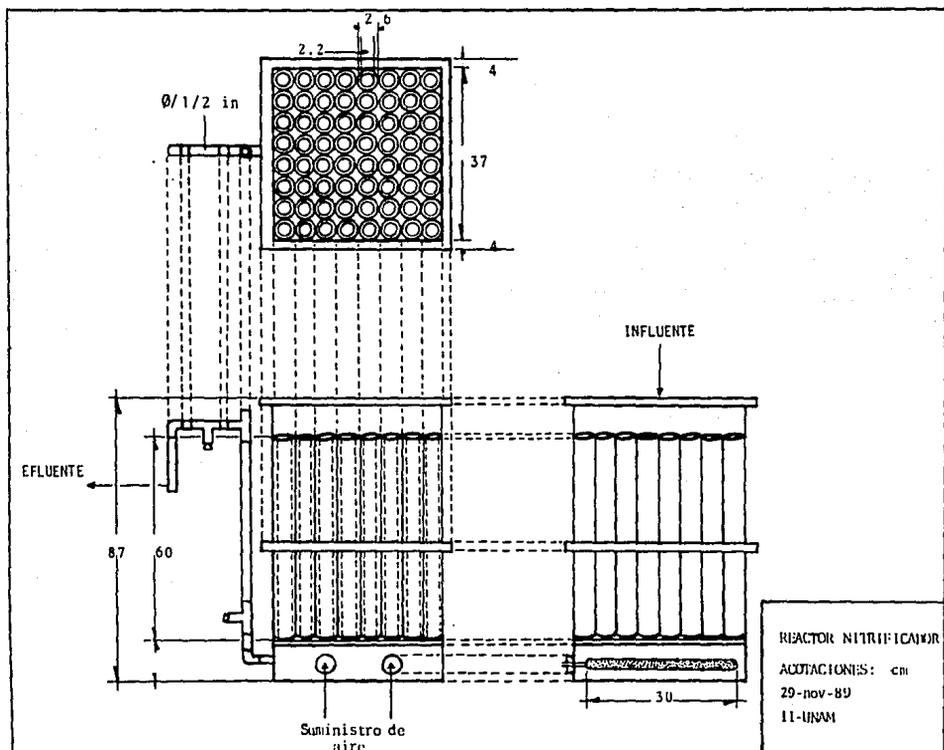


Fig. 3.4 Esquema del reactor nitrificador

3.2.3 Reactor desnitrificador

En este reactor se pretendía transformar los nitritos y nitratos provenientes del reactor aerobio en nitrógeno gaseoso. Al igual que el reactor anaerobio era del tipo UASB. Constaba de un recipiente de polietileno de alta densidad de 80 l. También tenía un sistema de separación sólido-liquido-gas y se alimentó por la parte superior con tubo de 1/2 pulg. El agua tratada ascendía desde la parte inferior del reactor y era desalojada por la parte superior (FIG 3.5)

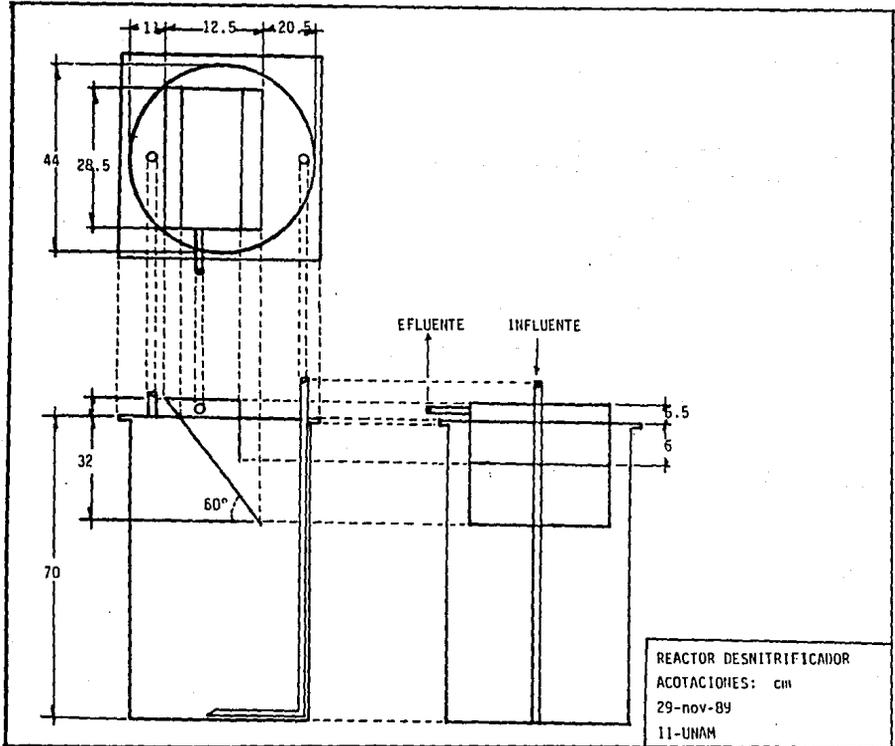


FIG 3.5 Esquema del reactor desnitrificador

3.2.4 Detalles de la alimentación del sistema

- Para alimentar el agua residual al sistema se utilizaron dos bombas Masterflex, Cole-Parmer Instrument Co., las cuales constaban de un motor magnético permanente de corriente directa. Eran de tipo peristáltico y de flujo controlable.

El motor podía girar con velocidades de 1 a 100 rpm. El cabezal de la bomba utilizaba manguera de Tygon (R-3603) No. 18.

- Para las conexiones entre los reactores se emplearon mangueras de latex de 1.5 cm de diámetro interno.
- Para la aeración requerida se utilizó una compresora Cole Parmer modelo 07061-40 de uso continuo, con reguladores de presión y vacío.

3.3 Inoculación

3.3.1 Reactor anaerobio y desnitrificador

Las bacterias anaerobias presentan una síntesis celular muy baja que se refleja en tasas de crecimiento reducidas. El crecimiento lento de los microorganismos anaerobios afecta directamente el arranque del reactor, ya que de no contar con un buen inóculo, el

periodo que tarde la biomasa en alcanzar la cantidad necesaria para el correcto funcionamiento de un digester anaerobio puede ser hasta de 6 meses.

En especial, el reactor UASB requiere un lodo con buena sedimentabilidad, alta actividad metanogénica y forma granular. El material idóneo para su inoculación son los lodos provenientes de otro reactor del tipo lecho de lodos que trate aguas de desecho similares.

Para este estudio, se tomaron lodos de purga del proceso de lodos activados de la planta de C.U. Los lodos aerobios se dejaron sedimentar en un recipiente de plástico durante un mes a condiciones de intemperie en la Ciudad de México con temperaturas que oscilaron entre 18 y 20°C. Este proceso torna los lodos aerobios (caracterizados por un color café y olor a limo); en lodos anaerobios (de color negro, de aspecto granular floculante y con tenue olor a H_2S).

Los lodos en aclimatación se drenaron diariamente y se les añadió agua residual de la planta, misma que posteriormente trataría el reactor. El medio se mantuvo por sí solo a un pH alrededor de 7 y con alcalinidad de 200 mg $CaCO_3$ /l. El reactor anaerobio fue inoculado con 40 l de este lodo, mientras que en el desnitrificador se colocaron 30 l.

En la Tabla 3.2 se resumen las principales propiedades determinadas para el lodo de inóculo de ambos reactores.

3.3.2 Reactor nitrificador

El lodo de inóculo de este reactor se tomó de la caja partidora de la línea de recirculación de lodos activados de la PTCU. La biomasa se colocó en un recipiente con aeración continua y se mantuvo en condiciones semejantes a las que posteriormente sería sometido, es decir se agregó una solución de cloruro de amonio y NaHCO_3 para mantener una concentración de $30 \text{ mg } \text{N-NH}_4^+/\text{l}$ y una alcalinidad de $240 \text{ mg } \text{CaCO}_3/\text{l}$.

En tres días se observó una respuesta positiva de las bacterias las cuales cada 24 hr disminuyeron el pH de 8.5 a 6.8, consumieron la alcalinidad de $210 \text{ mg } \text{CaCO}_3/\text{l}$ a $160 \text{ mg } \text{CaCO}_3/\text{l}$ y disminuyeron la concentración de N-NH_4^+ de 22 a $10 \text{ mg}/\text{l}$.

Después de dos semanas de acondicionamiento de la biomasa nitrificadora, se decidió inocular el reactor nitrificador. La biomasa se continuó alimentando dos semanas más en batch para lograr que parte de la población bacteriana se adhiriera al empaque y a las paredes del reactor. Al notar el crecimiento de microalgas en el reactor, se forró con plástico opaco para evitar esta interferencia (producción de O_2).

TABLA 3.2. PRINCIPALES PROPIEDADES DEL LODO DE INOCULO DE LOS REACTORES ANAEROBIO Y ANOXICO.

pH	7.61	
Alcalinidad	1588 mg CaCO_3 /l	
DQOT	12590 mg O_2 /l	
DQOS	600 mg O_2 /l	
ST	12.2 g/l	
STV	7.6 g/l	
SST	11 g/l	
SSV	7.1 g/l	
	Dilución de lodos*	
	1:3	1:5
IVL (ml/g)	85	80
$V_{sed.}$ (cm/min)	2.3	4.7

La dilución de lodos se realizó con el agua residual que llega a la PTCU.

TABLA 3.3. CONDICIONES DE OPERACION ESTUDIADAS PARA EL TREN DE TRATAMIENTO

		1a. ETAPA	2a. ETAPA	3a. ETAPA
REACTOR ANAEROBIO	Temperatura (°C) Tiempo de retención hidráulico (h) Gasto alimentado (l/h) Características de alimentación* Periodo de operación	18+2 6.8 17.70 SIMPLE 27/I/89-20/IV/89	37+2 6.8 17.7 COMPUESTA 21/IV/89-30/VI/89	20+2 6.8 17.6 COMPUESTA 17/VII/89-11/VIII/89
REACTOR NITRIFICADOR	Temperatura (°C) Tiempo de retención hidráulico (h) Gasto alimentado (l/h) Características de alimentación* Periodo de operación	18+2 3.8 14.4 EFLUENTE ANAEROBIO 27/I/89-20/IV/89	30+2 3.8 14.4 EFLUENTE ANAEROBIO 21/IV/89-30/VI/89	20+2 9.5 5.8 EFLUENTE ANAEROBIO 17/VII/89-11/VIII/89
REACTOR DESNITRIFICADOR	Temperatura (°C) Tiempo de retención hidráulico (h) Gasto alimentado (l/h) Características de alimentación* Periodo de operación	18+2 5.5 14.4 EFLUENTE NITRIFICADO 27/I/89-20/IV/89	25+2 5.5 14.4 EFLUENTE NITRIFICADO 21/IV/89-30/VI/89	20+2 13.8 5.8 EFLUENTE NITRIFICADO 17/VI/89-11/VIII/89

3.4 Condiciones experimentales

En la Tabla 3.3 se pueden observar las diferentes condiciones de operación de cada uno de los reactores. Se tuvo, en general, tres etapas de operación debido a que el agua residual de la PTCU es particularmente diluída y ello al igual que la temperatura influyó en el arranque de los reactores.

La alimentación SIMPLE al reactor anaerobio, significa que se introdujo solo agua residual, mientras que la COMPUESTA, corresponde, a la mezcla de agua residual con almidón, consomé de pollo en polvo y leche entera de vaca en polvo (2 g/l, 1.2 g/l y 1.2 g/l), alimentada con un gasto de 1.5 l/h y mezclada con 16.2 l/h del agua residual SIMPLE.

3.5 Métodos analíticos empleados

En la Tabla 3.4 se muestran los principales parámetros determinados para cada uno de los efluentes de los reactores. Los análisis citados se realizaron de acuerdo con los Standard Methods (1980) empleando las siguientes opciones:

TABLA 3.4. PARAMETROS EMPLEADOS PARA UN SEGUIMIENTO DE LOS REACTORES

	ANAEROBIO	AEROBIO	ANOXICO
	INF. EFL.	INF. EFL.	INF. EFL.
pH	✓	✓	✓
Alc. (mg CaCO_3 /l)	✓	✓	✓
DQOT (mg O_2 /l)	✓	✓	✓
DQOS (mg O_2 /l)	✓	✓	✓
COT (mg C/l)	✓	✓	✓
COS (mg C/l)	✓	✓	✓
SST (mg/l)	✓	✓	✓
SSV (mg/l)	✓	✓	✓
N-NH_4^+ (mg N/l)	✓	✓	✓
N-NO_2^- (mg N/l)	✓	✓	✓
N-NO_3^- (mg N/l)	✓	✓	✓
N-NTK (mg N/l)	✓	✓	✓
Temp ($^{\circ}\text{C}$)	✓	✓	✓
O.D. (ppm)	✓	✓	✓
Turbidez (UTN)	✓	✓	✓
Prod. gas (l/día)	X		
% CH_4	X		

INF. = Influyente
 ✓ = Prueba realizada

EFL. = Efluente
 X = Prueba realizada sobre el biogás del reactor anaerobio.

- **pH.** Electrométricamente, usando, un potenciómetro de campo EXTECH (Oyster) el cual tiene un electrodo combinado y sensor de temperatura.
- **Alcalinidad.** Mediante titulación potenciométrica con H_2SO_4 0.02 N. El punto de referencia se situó en un intervalo de pH de 4.5.
- **DQO.** Se realizó por el método de reflujo con dicromato de potasio.
- **CO.** Se utilizó un aparato TOC (Total Organic Carbon Analyzer) Beckman Industrial, Modelo 915-B, el cual funciona bajo el método de combustión-infrarrojo.
- **SST y SSV.** Se empleó el método gravimétrico con papel filtro Whatman GF/A.
- **$N-NH_4^+$.** Se usó el método colorimétrico de Nesslerización efectuando las lecturas con un espectrofotómetro PERKIN ELMER λ 3B.
- **$N-NO_2^-$.** Método colorimétrico empleando el reactivo de NED (*N-(1-naphthyl)-ethylenediamine dihydrochloride*).
- **$N-NO_3^-$.** Se determinó por medio de la reducción cuantitativa

a nitrito (NO_2^-) en una columna de cadmio (Cd). Los NO_2^- resultantes se cuantifican colorimétricamente con el reactivo de NED.

- *N-NTK*. Por digestión en una unidad de destilación rápida LABCONCO y haciendo lecturas colorimétricas del NH_4^+ resultante.
- *Temperatura*. En un termómetro de vidrio graduado de 0 a 250 °C.
- *Oxígeno Disuelto (O.D.)* Se empleó un método electrométrico con un aparato YSI modelo 54A.
- *Turbidez*. Usando un turbidímetro HF INSTRUMENTS modelo DRT 15B.
- *Medición de gas*. Empleando un medidor de gas tipo doméstico.
- *Composición de gas*. Se utilizó un cromatógrafo de gases FISHER Modelo 1200 con detector de conductividad térmica.

RESULTADOS

Y

DISCUSION

4. RESULTADOS Y DISCUSION

Se describen a continuación los resultados obtenidos en cada reactor.

4.1 Reactor anaerobio

4.1.1 Resultados

Las condiciones de operación de cada una de las etapas de los reactores se indican en la sección 3.4. La Tabla 4.1 muestra los valores promedio de los parámetros obtenidos en las diferentes etapas de experimentación y la Tabla 4.2 muestra las eficiencias promedio de remoción de algunos de los parámetros determinados.

TABLA 4.1. REACTOR UASB: VALORES PROMEDIO DE LOS PARAMETROS EN LAS DIFERENTES ETAPAS DE EXPERIMENTACION.

PARAMETRO	ETAPA 1		ETAPA 2		ETAPA 3	
	INFLUENTE-EFLUENTE	INFLUENTE-EFLUENTE	INFLUENTE-EFLUENTE	INFLUENTE-EFLUENTE	INFLUENTE-EFLUENTE	INFLUENTE-EFLUENTE
pH	7.69	7.41	7.14	6.95	7.69	7.05
Alc. (mgCaCO_3/l)	185	200	161	193	151	191
DQOT (mgO_2/l)	204	128	999	121	521	116
DQOS (mgO_2/l)	107	74	290	75	190	82
COT (mgC/l)	49	29	258	31	130	30
COS (mgC/l)	26	18	72	16	47	21
SST (mg/l)	-	-	462	37	98	17
SSV (mg/l)	-	-	167	16	77	13
N-NH_4^+ (mgN/l)	22	23	24	28	16	24
N-NO_2^- (mgN/l)	0.16	0.13	0.25	0.04	0.16	0.05
N-NO_3^- (mgN/l)	6.1	3.6	2.9	1.7	2.6	0.4
N-NTK (mgN/l)	29	30	31	37	21	31
Temp. ($^\circ\text{C}$)	18	19	39	34	19	20
O.D. (ppm)	0.5	0.5	0.4	0.4	0.7	0.5
Turbidez (UTN)	-	-	79	22	53	39

* En el APENDICE I, se muestran los resultados completos de este reactor, así como algunos valores estadísticos.

4.1.2 Comportamiento del reactor

4.1.2.1 1a. Etapa

Como se señaló en la sección 3-3.1, el lodo de inóculo del UASB se aclimató en las condiciones de la intemperie (15 a 20°C), durante los meses de noviembre y diciembre, iniciándose el arranque del reactor anaerobio en el mes de enero y la operación durante la 1a etapa continuó hasta mediados del mes de abril. El reactor anaerobio presentó bajas eficiencias de remoción de materia orgánica (30 al 40%). No se apreció producción de gas en el dispositivo separador de fases y no tuvo el olor de H_2S de un proceso anaerobio durante su fase de arranque. (Buswell A.M., 1957).

Aparentemente, el lodo de inóculo presentó una actividad metanogénica muy limitada, apenas suficiente para incrementar en promedio 15 mg/l de alcalinidad en la salida (8%) y alcanzar eficiencias de remoción en la DQO_5 y el COS de 31%. El limitado sustrato removido condujo a la formación de una limitada cantidad de biogás. Un cálculo de la producción esperada bajo estas condiciones resulta en aproximadamente 3.2 l de biogás por día, volumen que el sistema medidor no registró.

Indudablemente que las condiciones climatológicas, así como las características del agua particularmente diluida (DQO_7 de 130 mg

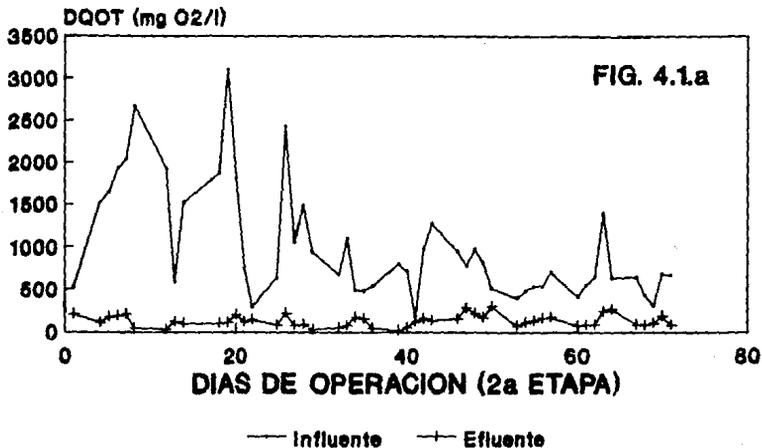
O_2 /l y $DQOS$ de 90 mg O_2 /l según datos de la *PTCU*, en ese periodo) no favorecieron una adaptación rápida del inóculo al agua residual alimentada.

4.1.2.2 2a. Etapa

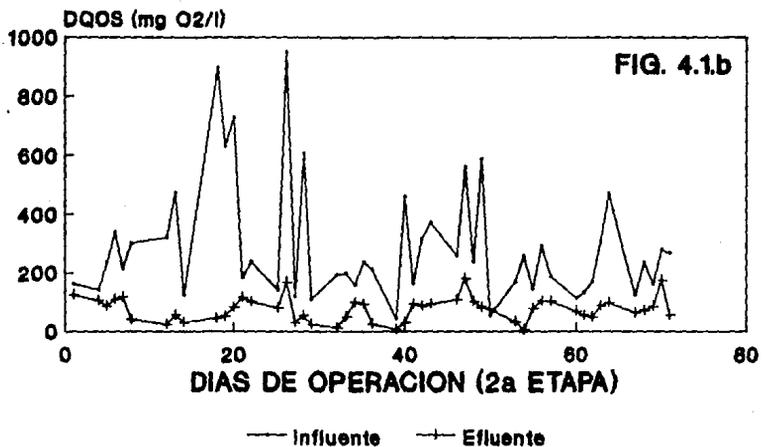
Con el objeto de estimular la actividad de las bacterias mesofílicas metanogénicas, se decidió agregar 25 l de nuevos lodos anaerobios aclimatados a 35°C y además adaptar un sistema de calefacción que mantuviera la temperatura del influente constante (37°C ± 2). También se decidió adicionar al influente una solución concentrada, para incrementar la carga orgánica. Esta estaba constituida por almidón, consomé de pollo, y leche entera de vaca en polvo (2 g/l, 1.2 g/l y 1.2 g/l respectivamente) y se alimentó al reactor conjuntamente con el agua residual original en una relación de 1.5 l/h de agua sintética y 16.2 l/h de agua original. Con ello los valores de $DQOT$ y $DQOS$ aumentaron en promedio a 999 y 290 mg/l ± 50 respectivamente. Después de una semana de operación bajo estas condiciones, el reactor anaerobio comenzó a producir biogás y las eficiencias de remoción más altas; de hecho se obtuvieron los máximos valores de este experimento (remoción de $DQOT$ de 87.9% y remoción de $DQOS$ de 74.1%).

De la figura 4.1.a a la 4.1.i se presentan los comportamientos seleccionados de los principales parámetros para el reactor UASB durante esta etapa.

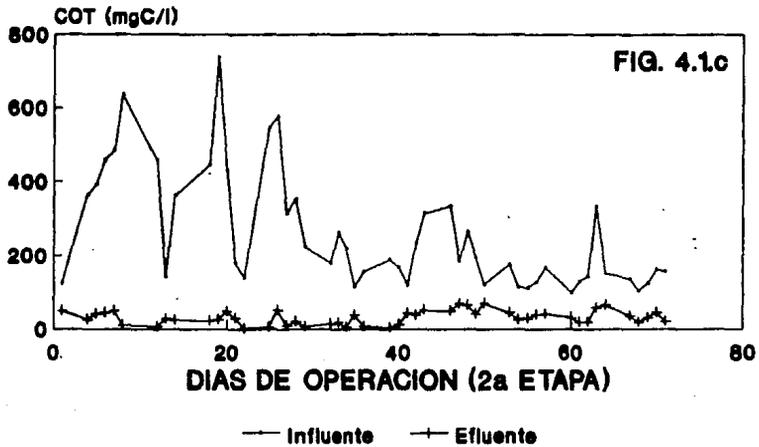
VARIACION DE DQOT REACTOR ANAEROBIO



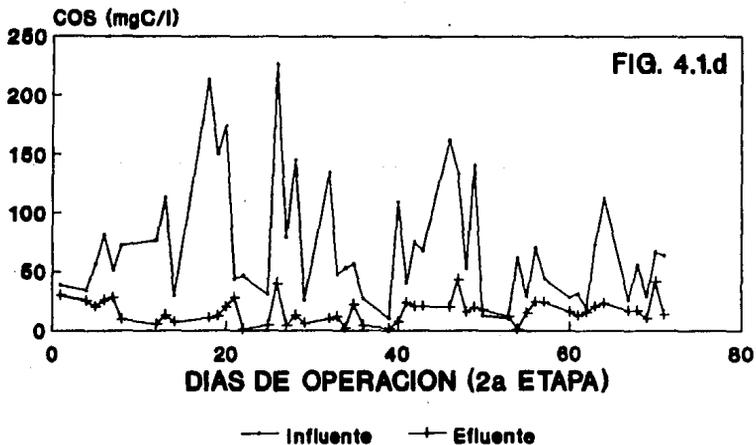
VARIACION DE DQOS REACTOR ANAEROBIO



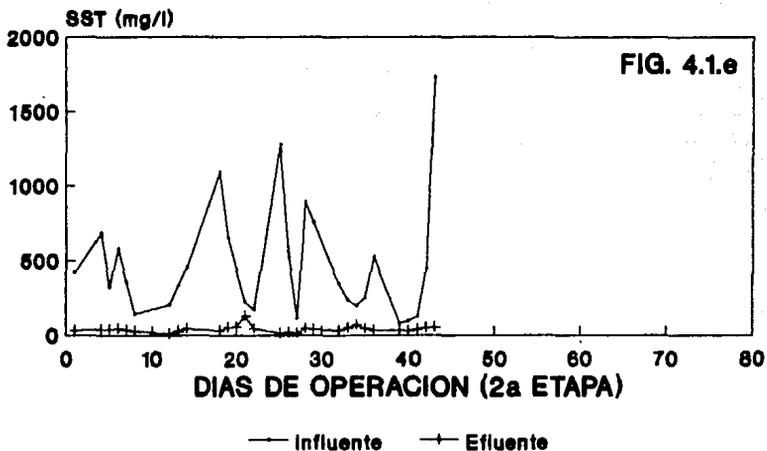
VARIACION DE COT REACTOR ANAEROBIO



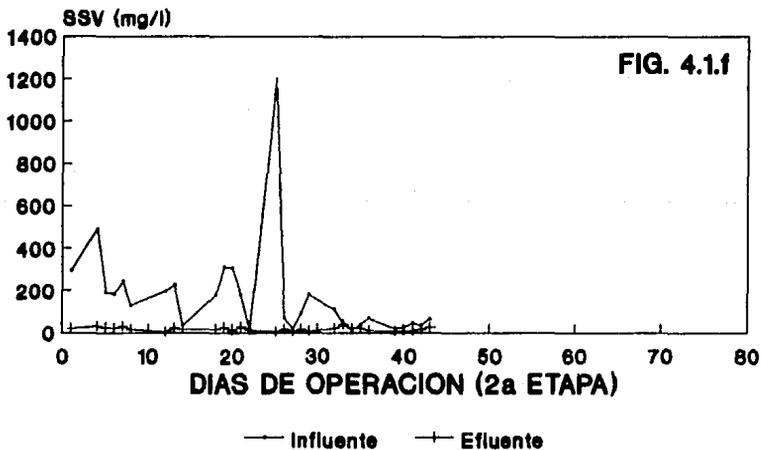
VARIACION DE COS REACTOR ANAEROBIO



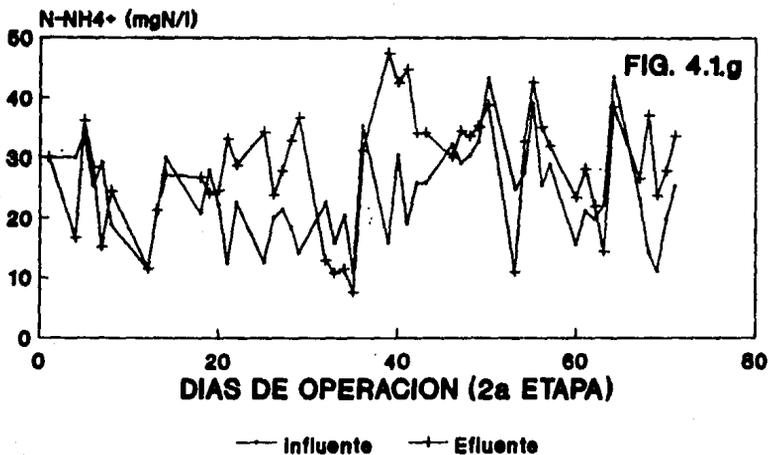
VARIACION DE SST REACTOR ANAEROBIO



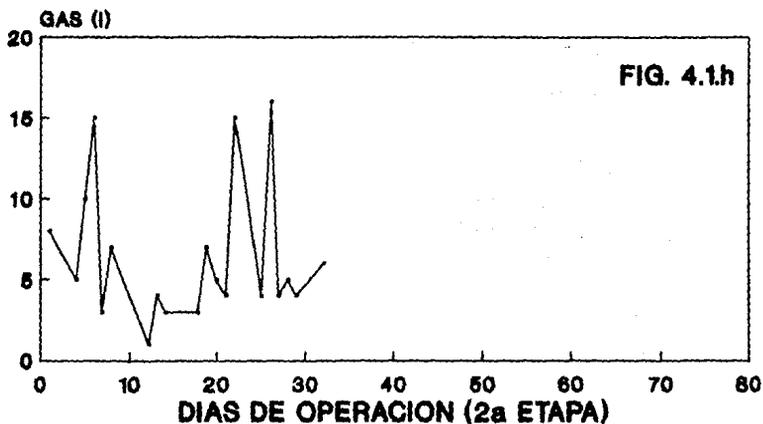
VARIACION DE SSV REACTOR ANAEROBIO



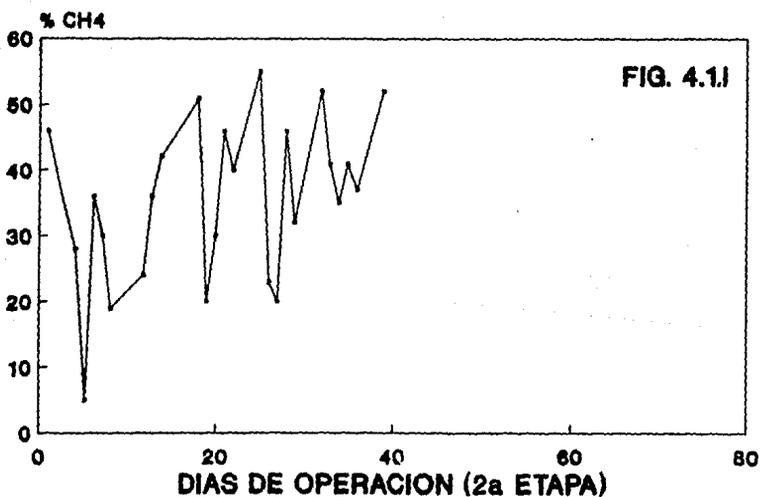
VARIACION DE N-NH₄⁺ REACTOR ANAEROBIO



VARIACION DE PRODUCCION DE GAS REACTOR ANAEROBIO



VARIACION DE % DE METANO REACTOR ANAEROBIO



4.1.2.3 3a. Etapa

En esta etapa se estudió la operación del reactor manteniendo la alimentación del agua residual compuesta como se describió para la etapa 2, pero se trabajó a $20^{\circ}\text{C} \pm 2$. La eficiencia de remoción de *DQOT* se mantuvo alta, del orden de 77.7%, mientras que la *DQOS* fue del 56.2%, es decir una diferencia del 20% en remoción de materia orgánica soluble con respecto a la 2a. Etapa. Así, a pesar de operar a una temperatura menor, el reactor anaerobio operó en forma satisfactoria y siguió produciendo gas.

4.1.3 Eficiencias obtenidas

De la observación de los valores presentados en la Tabla 4.2 se tiene que las mejores eficiencias de remoción de materia orgánica se obtuvieron durante la etapa 2 (% remoción de *DQOT* y *COT* del 87.9% y una remoción de *DQOS* del 74.1%, así como un 77.8% de remoción de *COS*), ya que como se mencionó en la sección 4.1.2, durante esta etapa se operó el reactor a 35°C y con un agua sintética. De acuerdo con Noyola (1986), en el caso del agua residual doméstica, la eficiencia de remoción de materia orgánica aumenta conforme la carga orgánica alimentada es mayor, ya que el reactor anaerobio siempre llega a una *DQO* mínima en el efluente (alrededor de 80 mg/l), y es este valor tope el que realmente limita su eficiencia de remoción. En este sentido, mientras que la *DQOT* y *DQOS* alimentadas durante la etapa 2 fueron de 999 y 290

mg O_2 /l, respectivamente, las alimentadas para la 1 fueron 204 y 107 mg O_2 /l y para la 3 fueron 521 y 190 mg O_2 /l, la DQOS en la salida presentó valores muy similares, entre 74 y 82 mg/l. Estos valores confirman lo observado por Noyola (1986). Las eficiencias de remoción de carbono orgánico presentan el mismo comportamiento que los valores de DQO. Se aprecia una gran eficiencia de remoción de SST y SSV durante la etapa 2 con valores de 92 y 90.4%. La etapa durante la que se produjo la mayor cantidad de $N-NH_4^+$ fue la 3 con un 50% de producción.

TABLA 4.2. PRINCIPALES EFICIENCIAS PROMEDIO DE REMOCION DEL REACTOR UASB.

REMOCION	ETAPA 1	ETAPA 2	ETAPA 3
DQOT (%)	37.3	87.9	77.7
DQOS (%)	30.8	74.1	56.8
COT (%)	40.8	87.9	76.9
COS (%)	30.8	77.8	55.3
SST (%)	-	92.0	82.6
SSV (%)	-	90.4	83.1
$N-NH_4^+$ (%)	- 4.5	- 16.7	- 50

* (signo negativo indica producción)

NOTA: El cálculo de la eficiencia de remoción es el siguiente:

$$\text{Eficiencia de remoción} = \frac{\text{Parámetro entrada} - \text{Parámetro salida}}{\text{Parámetro de entrada}} * 100$$

4.1.4 Producción de gas y composición

La Tabla 4.3, muestra los valores obtenidos de la remoción de materia orgánica, composición y producción de gas en el reactor anaerobio UASB.

El volumen reducido de biogás producido por masa de materia orgánica removida limita la utilización del gas. Por lo tanto, debe tratarse un volumen de agua considerable para justificar el equipo requerido y obtener ventajas del producto. La relación de conversión teórica de metano ($0.35 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 \text{ (TPN)}/\text{kg DQO removido}$; Mc.Carty, 1964) o el valor experimental ($0.33 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 \text{ (TPN)}/\text{kg DQO removido}$; Kennedy y van den Berg, 1982), son considerablemente mayores a la relación de biogás ($\text{CH}_4 + \text{CO}_2 + \text{N}_2$) obtenida por Lettinga et al. (1983) (valor promedio $0.21 \text{ m}^3 \text{ gas}/\text{kg DQO removido}$), por Kobayashi et al. (1983) ($0.16 \text{ m}^3 \text{ gas}/\text{kg DQO removido}$), por Noyola et al. (1988) ($0.10 - 0.11 \text{ m}^3 \text{ gas (TPN)}/\text{kg DQO removido}$) o la obtenida aquí (en promedio de $0.026 \text{ m}^3 \text{ gas (TPN)}/\text{kg DQO removido}$) durante la 2a etapa de operación. Tomando en cuenta la fracción de productos gaseosos disueltos en el efluente, debe realizarse un balance de masa para explicar la desviación de los factores aceptados de conversión de metano. Considerando que el sistema líquido-gas sigue la Ley de Henry:

TABLA 4.3. REMOCION DE MATERIA ORGANICA Y PRODUCCION DE GAS EN EL REACTOR ANAEROBIO.

2a E T A P A				
$\frac{g \text{ DQOT}}{l} \text{ rem} \times 10^3$	$\frac{g \text{ DQOT}}{d} \text{ rem}$	$\frac{l \text{ gas}}{d} \text{ (TPND)}$	% CH ₄	$\frac{m^3 \text{ gas (TPND)}}{kg \text{ DQOT rem}}$
781	330.4	-	46	-
63	26.6	-	5	-
792	335.0	5.7	24	0.017
561	237.3	2.9	42	0.012
370	156.5	2.9	55	0.018
557	235.6	11.5	46	0.049
206	87.1	3.6	52	0.041
584	247.0	4.3	52	0.018
3a E T A P A				
108	45.7	2.1	47	0.046
466	197.1	1.4	36	0.007
409	173.0	0.7	55	0.004
152	64.3	0.7	35	0.011
1143	483.5	0.4	42	0.001
432	182.7	0.7	17	0.004

* (TPND) .- Temperatura y presión normales. (T=273°C y P=760 mmHg).

$$C_{eq} = \alpha p$$

donde:

- C_{eq} = concentración de gas disuelto en equilibrio (ml/l)
 α = constante de la Ley de Henry (dependencia gas-temperatura) (ml/l atm)
 p = presión parcial del gas (atm).

y usando la constante de la Ley de Henry @ 20 y 37°C para el metano de $\alpha = 33.58$ y 23.12 ml/atm l, respectivamente, el CH_4 total producido (en ambas fases líquida y gaseosa) puede ser calculado. En la Tabla 4.4 se observa que en condiciones de equilibrio, el volumen de metano disuelto en el efluente fue significativo, ya que ello representó más del 50% del volumen total producido.

TABLA 4.4. VALORES PROMEDIO DE LA COMPOSICION DE CH_4 EN LA FASE GAS Y LIQUIDA UTILIZANDO LA LEY DE HENRY.

ETAPA	GASTO (l/d)	% CH_4 en gas	l/d (TPN) Prod. gas	l CH_4 /d gas (TPN)	l CH_4 /d dis. (TPN)	% CH_4 dis.
2	423	45	5.2	2.34	3.4	60
3	423	39	1	0.39	4.3	91

dis. = disuelto.

La carga orgánica baja al alimentada al reactor anaerobio, produjo pequeños volúmenes de CH_4 , y la mayor parte permanece en la fase

líquida como puede apreciarse en la Tabla 4.4. Para la etapa 3, sólo el 9% del CH_4 producido por el reactor pudo ser cuantificado como gas y el resto es lavado continuamente por un gasto elevado de 423 l/d. En la Tabla 4.5 se muestran los resultados promedio obtenidos por Noyola et al. (1988), en un experimento en el que se trató agua residual doméstica con un reactor anaerobio de película fija rotatoria-estacionaria.

TABLA 4.5. RESULTADOS PROMEDIO DE PRODUCCION DE GAS Y FRACCION DISUELTA, OBTENIDOS POR NOYOLA et al. (1988).

DATO	Gasto (l/d)	% CH_4 en gas	l/d (TPND) biogás	l CH_4 /d gas (TPND)	% CH_4 disuelto
1	23.5	84	2.38	0.99	56
2	31.4	66	2.43	1.02	57
3	46.8	81	3.43	1.86	57
4	70.8	66	6.18	2.12	62
5	93.6	64	8.37	3.67	46
6	138.2	65	11.59	5.59	45
9	23.8	73	2.80	1.29	49
10	15.8	77	1.94	0.97	45
11	7.7	75	0.96	0.42	50
12	47	49	3.70	1.15	72
13	23.8	70	2.32	1.08	56
14	16.1	70	1.53	0.70	58
15	7.9	52	0.76	0.23	64

En esta tabla podemos observar que el % de CH_4 disuelto en el efluente anaerobio, presenta un valor similar (alrededor del 55%) al obtenido en la segunda etapa de este trabajo.

El cálculo de la relación de conversión a metano considerando tanto el metano disuelto como el gaseoso, obtenido en este trabajo resulta en un valor promedio de $0.028 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 \text{ (TPN)}/\text{kg DQO rem.}$, el cual es muy bajo comparado con la conversión teórica de metano de $0.35 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 \text{ (TPN)}/\text{kg DQO rem.}$ Para explicar este resultado se exponen las siguientes razones:

- Los valores de *DQO* de entrada y salida fueron considerados en forma puntual y probablemente no correspondan a un valor representativo del día. En efecto, las variaciones en la concentración de *DQO* en el agua de entrada a la planta de CU son muy marcadas, registrándose concentraciones muy bajas en las primeras horas del día. Esto significa que posiblemente entró menos *DQO*, por día y por lo tanto se removió una menor cantidad de *DQO*, lo que lleva a subestimar la tasa de conversión de metano.
- La concentración de metano disuelto en el efluente puede ser mayor que la calculada por medio de la Ley de Henry. En efecto, el cálculo encuentra una concentración en equilibrio, pero considerando que el metano es generado en la fase líquida, es de esperarse un gradiente de concentraciones y por lo tanto condiciones no de equilibrio, sino de sobresaturación en fase líquida.
- Otra posible explicación, de carácter especulativo, es que el metabolismo anaerobio metanogénico no logre la misma tasa de conversión a metano en condiciones de baja concentración de

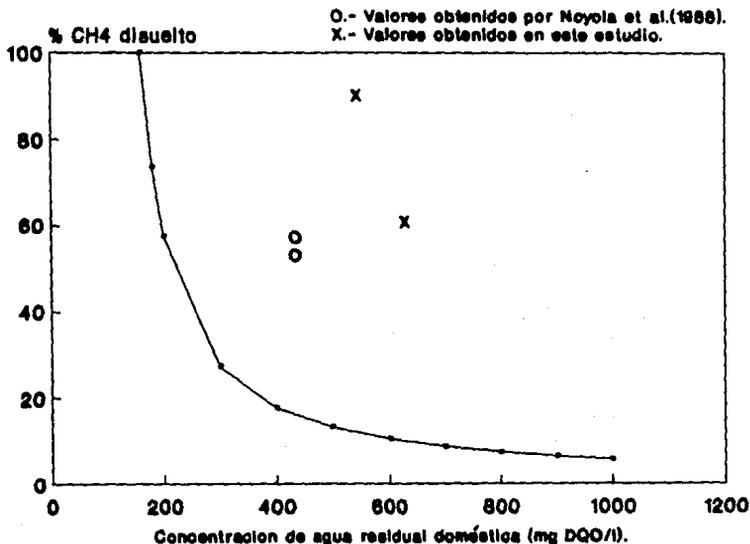
sustrato. De esta forma, la tasa de $0.35 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 / \text{kg DQO}$ removida sería aplicable en casos con alta disponibilidad de sustratos. Esta hipótesis se basa en que la célula anaerobia requerirá una mayor cantidad de energía para sus funciones vitales en un medio en donde el sustrato es escaso, resultando en una menor producción de CH_4 por masa de sustrato consumido. Obviamente, los datos obtenidos en este trabajo no pueden aportar elementos importantes para probar esta hipótesis. Un trabajo experimental debe ser llevado a cabo para aclarar este punto.

- Las posibles fallas analíticas en la cuantificación de la producción del biogás no deben desecharse.

A pesar de éstas reservas, la figura 4.I. representa la fracción disuelta de metano en el efluente en función de la concentración de materia orgánica alimentada para un reactor anaerobio con 6 h de TRH.

Para generar esta curva se consideró el valor promedio de la composición del biogás del 70 % de metano, una temperatura de 20°C , el valor de α de 33.58 ml/l atm, la conversión teórica de $0.35 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 / \text{kg DQO rem.}$ y una DQO de salida de 110 mg/l.

FIG. 4.1. Fracción de la producción total de metano disuelta en el efluente en función de la concentración de materia orgánica alimentada para un reactor anaerobio con 6 h de TRM, de acuerdo con la Ley de Henry a 20°C.



Efectivamente, el análisis de esta curva teórica, indica que existe una relación inversa entre la carga orgánica alimentada y el % de metano disuelto, ya que a menor concentración del agua residual doméstica, mayor es el porcentaje de metano que se disuelve en el efluente.

Lo anterior confirma que el tratamiento anaerobio de aguas residuales domésticas no puede ser considerado como un proceso productor de energía, salvo en los casos de tratamiento de grandes volúmenes de agua.

Es interesante notar que los puntos experimentales caen por arriba de la curva teórica de la FIG. 4.1. Esto se debe a que los datos experimentales de conversión de biogás son muy inferiores

al teórico, como ya se ha visto. Así, indirectamente la FIG. 4.I. apoya las suposiciones de sobresaturación de metano disuelto y de la tasa de conversión inferior, presentadas anteriormente para el tratamiento anaerobio de aguas residuales muy diluidas. En efecto, el hecho de que datos obtenidos en otro trabajo (Noyola et al., 1988) se sitúen por arriba de la curva teórica, induce a pensar que no fueron errores analíticos ni la variación en la DQO de entrada las principales causas de la discrepancia entre la teoría y la práctica.

4.1.5 Comparación con otros estudios

El reactor UASB se ha aplicado con éxito para el tratamiento de aguas residuales de la industria alimentaria, a nivel laboratorio, piloto e industrial. Efluentes de cervecerías, destilerías, fábricas de almidón de maíz y papa, papel, azúcar a partir de remolacha, son algunos ejemplos de la aplicación en escala industrial (Hulshoff y Lettinga, 1986). Respecto a las aguas residuales domésticas, cuyas cantidades de materia orgánica, son considerablemente menores, a priori no son adecuadas para ser tratadas por vía anaerobia. Sin embargo, el reactor UASB se ha aplicado en varias ocasiones con buenos resultados para el tratamiento de las aguas residuales domésticas (Lettinga et al., 1983; Vieira y Souza, 1986; Arias y Noyola, 1987, Briones et al., 1988). Algunos de ellos son resumidos en la Tabla 4.6. De esta forma, la tecnología UASB puede aplicarse al tratamiento de aguas residuales domésticas con buenos resultados.

4.2 Reactor nitrificador

4.2.1 Resultados

La Tabla 4.7 muestra los valores promedio de los parámetros obtenidos en las diferentes etapas de experimentación que fueron descritas en la sección 3.4. En la Tabla 4.9 se aprecian

TABLA 4.6. COMPARACION ENTRE ALGUNOS ESTUDIOS DE TRATAMIENTO DE AGUAS DOMESTICAS CON EL REACTOR UASB A NIVEL SEMI-PILOTO.

Volumen reactor (l)	Temp. (°C)	TRH (h)	ENTRADA		SALIDA		EFICIENCIA		Ref. *
			DQO mg/l	SST mg/l	DQO mg/l	SST mg/l	DQO %	SST %	
120	12-16	24	688	-	150	-	78	-	1
120	7-20	12	493	-	164	-	67	-	1
106	35	4	341	88	119	34	65	61	2
106	20	4	424	188	169	58	60	69	2
110	20	18	250	-	112	-	55	-	3
110	12-18	18	465	153	161	41	65	73	4
120	35-37	6.8	999	462	121	37	88	92	5-2
120	18-20	6.8	521	98	116	17	78	83	5-3

- * Referencias: 1.- Lettinga et al., (1983);
 2.- Vieira y Souza, (1986);
 3.- Arias y Noyola, (1987);
 4.- Briones et al, (1988);
 5-2.- Este estudio (2a. etapa) y
 5-3.- Este estudio (3a. etapa).

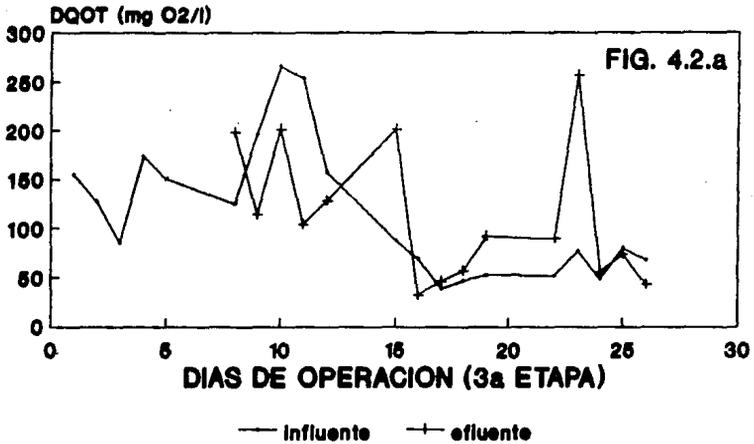
las principales eficiencias de remoción y de producción y en las figuras 4.2.a. a 4.2.j. se presentan las gráficas seleccionadas que muestran el comportamiento de los principales parámetros para el reactor nitrificador.

TABLA 4.7. REACTOR NITRIFICADOR: VALORES PROMEDIO DE LOS PARAMETROS EN LAS DIFERENTES ETAPAS DE EXPERIMENTACION.

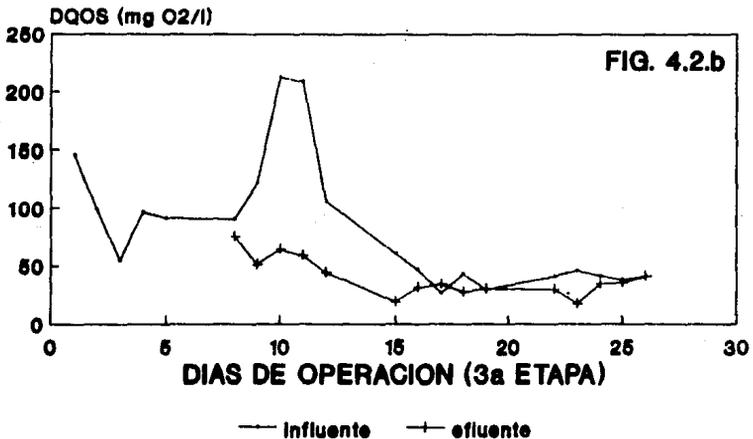
PARAMETRO	ETAPA 1		ETAPA 2		ETAPA 3	
	INFLUENTE-EFLUENTE	INFLUENTE-EFLUENTE	INFLUENTE-EFLUENTE	INFLUENTE-EFLUENTE	INFLUENTE-EFLUENTE	INFLUENTE-EFLUENTE
pH	7.41	7.52	6.95	7.50	7.05	7.89
Alc. (mgCaCO ₃ /l)	200	210	193	210	191	122
DQOT (mgO ₂ /l)	128	170	121	76	116	113
DQOS (mgO ₂ /l)	74	75	75	47	82	40
COT (mgC/l)	29	40	31	17	30	32
COS (mgC/l)	18	18	16	10	21	7
SST (mg/l)	-	-	37	29	17	68
SSV (mg/l)	-	-	16	15	13	43
N-NH ₄ ⁺ (mgN/l)	23	25	28	26	24	0.8
N-NO ₂ ⁻ (mgN/l)	0.13	0.10	0.04	0.04	0.05	0.12
N-NO ₃ ⁻ (mgN/l)	3.6	4.6	1.7	1.6	0.4	36
N-NTK (mgN/l)	30	33	37	34	31	1
Temp. (°C)	19	19	34	27	20	19
O.D. (ppm)	0.5	1.5	0.4	2	0.5	5.7
Turbidez (UTN)	-	-	22	11	39	22

* En el APENDICE II; se muestran los resultados completos de este reactor, así como algunos valores estadísticos.

VARIACION DE DQOT REACTOR NITRIFICADOR

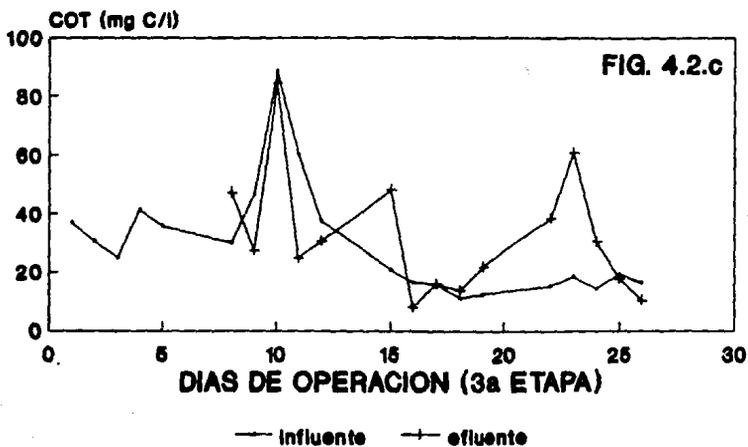


VARIACION DE DQOS REACTOR NITRIFICADOR

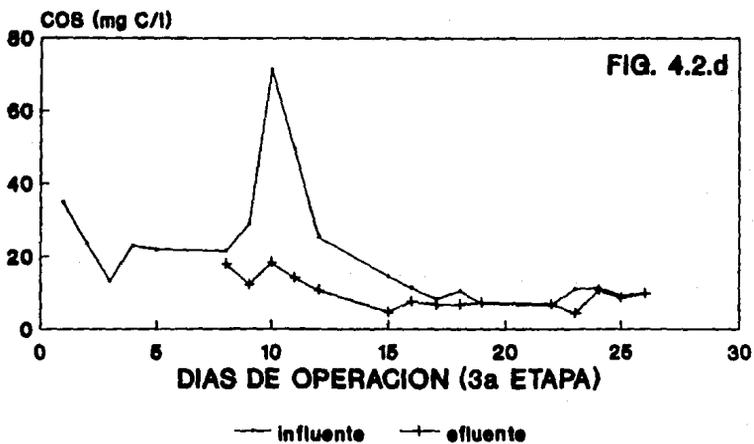


ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA

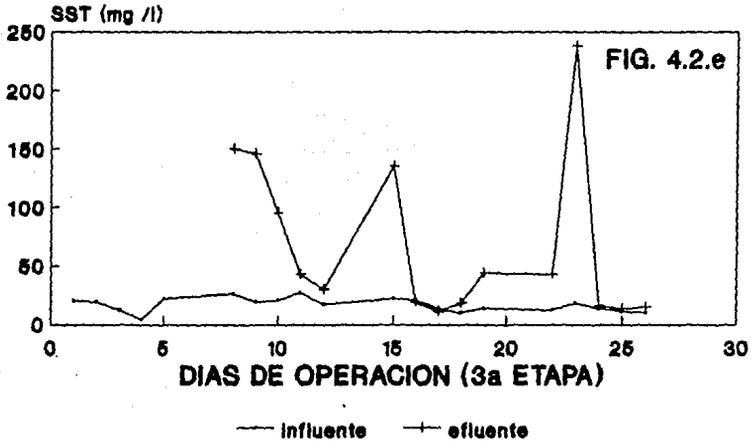
VARIACION DE COT REACTOR NITRIFICADOR



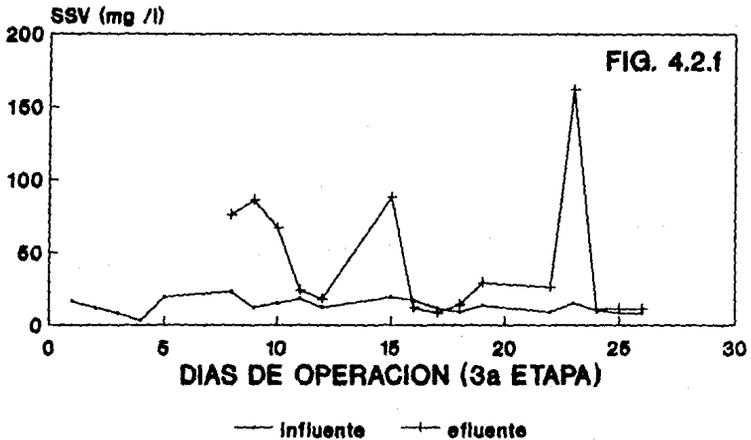
VARIACION DE COS REACTOR NITRIFICADOR



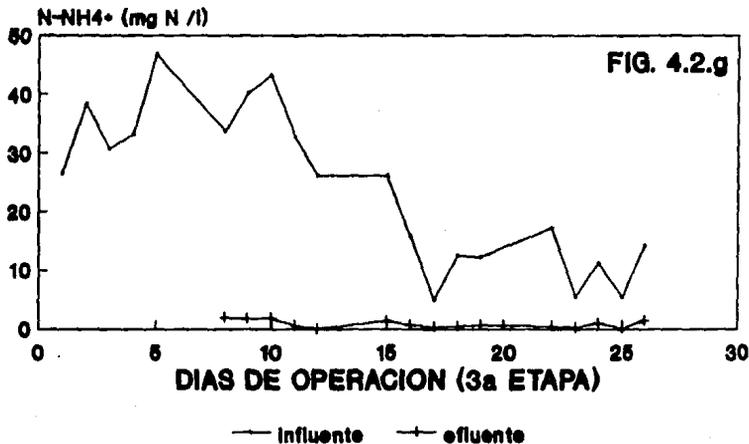
VARIACION DE SST REACTOR NITRIFICADOR



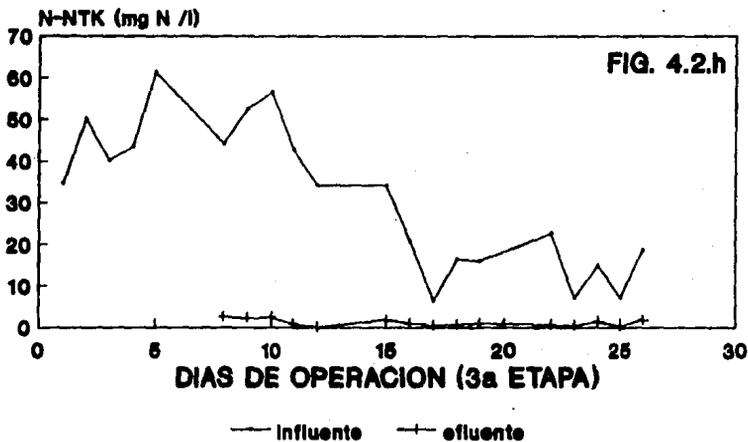
VARIACION DE SSV REACTOR NITRIFICADOR



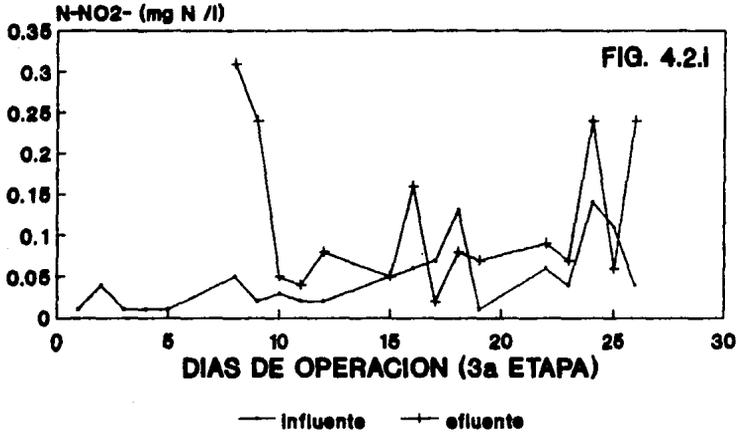
VARIACION DE N-NH₄⁺ REACTOR NITRIFICADOR



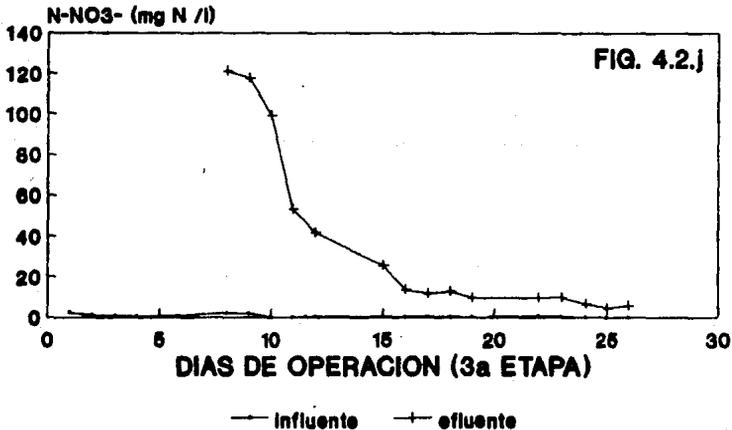
VARIACION DE N-NTK REACTOR NITRIFICADOR



VARIACION DE N-NO₂- REACTOR NITRIFICADOR



VARIACION DE N-NO₃- REACTOR NITRIFICADOR



4-2-2 Diseño del reactor nitrificador.

Para el diseño del reactor nitrificador se consideró la cantidad probable de nitrógeno por oxidar.

Se supuso que la DQO de salida del reactor UASB de digestión anaerobia sería del orden de 90 mg O_2/l (PTCU y Briones et al, 1988) y que para que hubiera nitrificación en el reactor aerobio ésta se debería reducir a un valor de 20 mg O_2/l (Jiménez B., 1985). Por este concepto, dentro del reactor se tendría una remoción en nitrógeno de 1.7 mg $N-NH_4^+/l$ por asimilación (considerando que 90% de la biomasa corresponde a la fracción orgánica, el 12% de ella es nitrógeno y una Y de 0.4 mg SSV/mg DQO, de acuerdo con Metcalf & Eddy, 1979). De tal manera que si se alimentara 60 mg $N-NH_4^+/l$, la cantidad máxima de $N-NH_4^+$ por oxidar en el reactor aerobio sería de: $60 - 1.7 = 58.3$ mg $N-NH_4^+/l$. Para calcular el tiempo necesario para eliminar esta cantidad se empleó el modelo desarrollado para un filtro sumergido por Jiménez (1985). Este modelo considera que el proceso se lleva a cabo en dos etapas: una de asimilación, que se produce durante el consumo de la materia orgánica por las bacterias heterótrofas y otra de oxidación. La expresión que representa la degradación de la materia orgánica como COT es de primer orden y es:

$$(COT)_{to} = (COT)_{ent} e^{-k_{COT} * t_o} \quad (4.1)$$

donde t_0 significa tiempo de reacción para la biodegradación heterótrofa del COT y k_{COT} es la constante de eliminación del COT.

Considerando que se alimentaría alrededor de 45 mg COT/l ($(COT)_{ent}$) y que se biodegradaría hasta 15 mg COT/l ($(COT)_{to}$), para una constante de eliminación de $k_{COT} = 1.10 \text{ h}^{-1}$, (Jiménez, 1985) se obtiene un tiempo de retención en fase líquida de 0.96 h.

En lo que respecta al tiempo de oxidación del NH_4^+ alimentado, (t_2) la ecuación por emplear es:

$$(CNH_4^+)_{t_2} = (CNH_4^+)_{t_0} e^{-k_{Ox} * t_2} \quad (4.2)$$

donde t_2 significa tiempo de oxidación del NH_4^+ alimentado y k_{Ox} es la constante de oxidación del NH_4^+ , a partir de la cual se obtiene un valor para el tiempo de oxidación de 0.88 h. (k_{ox} de 5.22 h^{-1} , Jiménez, 1985). Por ello para el diseño del reactor se debe considerar un tiempo de $0.96 + 0.88 \approx 2 \text{ h}$, que al aplicar un factor de seguridad de 1.5 resulta un tiempo de diseño de 3 h, o bien, en un volumen de reactor de 45 l para el gasto de diseño de 360 l/d. En la práctica, el reactor del que se dispuso tuvo un volumen de líquido equivalente a 55 l, por cuestiones de construcción.

4.2.3 Problemas de operación

4.2.3.1 Primera Etapa

El primer sistema de distribución de aire consistió de una manguera perforada, instalada en el fondo del reactor. Con el tiempo, se tapó con biomasa y sólidos de gran tamaño, que sedimentaban en el fondo del reactor. Así, al término de la primera etapa de operación -que duró tres meses (febrero a abril de 1989)- se observó que los lodos tenían apariencia de anaerobios (color negro y mal olor). y no se observaba nitrificación. Lo anterior hizo que se sustituyera el sistema de aireación por dos piedras porosas. Se reinoculó entonces el reactor con lodos provenientes de la línea de recirculación del sistema de lodos activados de la PTCU y se dejó aclimatar las bacterias en batch durante una semana, a temperatura ambiente y en las mismas condiciones mencionadas en la sección 3.3.2, para la inoculación de este reactor.

4.2.3.2 Segunda Etapa

La segunda semana de mayo después de haber sido inoculado el reactor por segunda vez, se observó que el pH disminuía de 8.3 a 7.3 y la concentración de NH_4^+ de 56 a 32 mg $N-NH_4^+/l$ en un lapso de 12 h. Sin embargo, durante el mes de junio, no se obtuvieron los resultados esperados, ya que se observó un consumo no mayor a

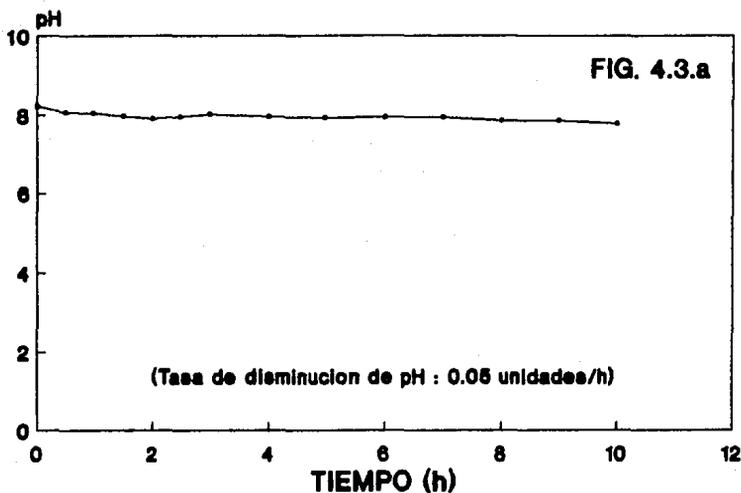
1 ó 2 mg de $N-NH_4^+$ acompañado de una escasa producción de $N-NO_x^-$ (< 2 mg/l). Al analizar el problema se encontró que debido a la diferente superficie específica del empaque empleado (60 m²/m³ del reactor vs. 200 m²/m³ empleada para desarrollar el modelo de Jiménez, 1985) muy probablemente no se disponía de la misma cantidad de biomasa. Por ello se decidió realizar un estudio de cinética para obtener las constantes del reactor.

4.2.3.3 Tercera Etapa

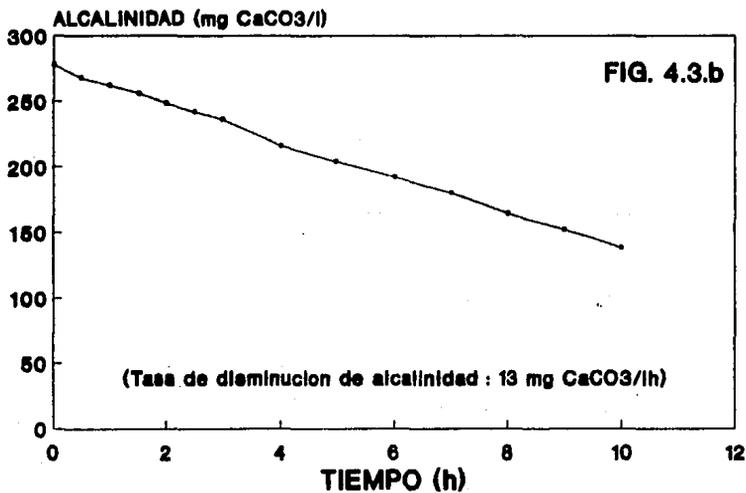
Pruebas de cinética

Los ensayos se realizaron en batch con una concentración inicial promedio de $N-NH_4^+$ de 49 mg/l obtenida mediante la adición de una solución de NH_4Cl . Para mantener una alcalinidad inicial promedio de 230 mg $CaCO_3$ /l y un pH de 8.3 se agregó al reactor nitrificador una solución de $NaHCO_3$. Se tomó la primera muestra después de dos minutos de agitación. Posteriormente, el muestreo se realizó cada media hora durante las primeras tres horas y después cada hora. A las muestras obtenidas se les determinó: pH, alcalinidad, $N-NH_4^+$, $N-NO_2^-$ y $N-NO_3^-$. La duración total de los ensayos fue de 12 h. La tendencia observada se muestra en las gráficas 4.3.a a 4.3.e., a partir de las cuales se obtuvieron los resultados promedio mostrados en la Tabla 4.8.

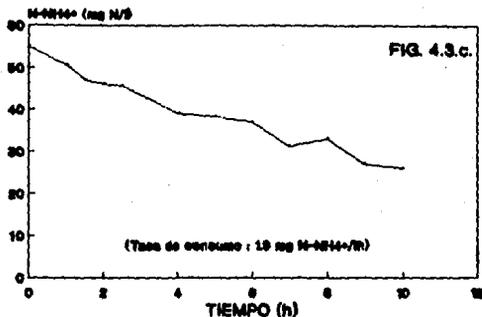
pH EN FUNCION DEL TIEMPO REACTOR NITRIFICADOR



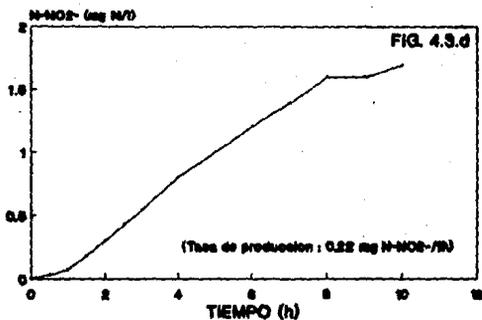
ALCALINIDAD EN FUNCION DEL TIEMPO REACTOR NITRIFICADOR



N-NH₄⁺ EN FUNCION DEL TIEMPO REACTOR NITRIFICADOR



N-NO₂⁻ EN FUNCION DEL TIEMPO REACTOR NITRIFICADOR



N-NO₃⁻ EN FUNCION DEL TIEMPO REACTOR NITRIFICADOR

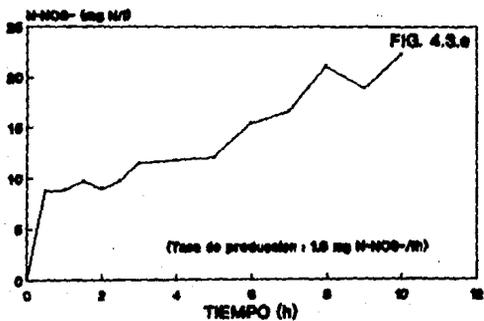


TABLA 4.8 RESULTADOS DE LAS PRUEBAS CINÉTICAS

Tasa de disminución de pH = 0.05 unidades/h
Tasa de consumo de alcalinidad = 13 mg CaCO_3 /l·h
Tasa de consumo de N-NH_4^+ = 1.9 mg/l·h
Tasa de producción de N-NO_2^- = 0.22 mg/l·h
Tasa de producción de N-NO_3^- = 1.6 mg/l·h

Así, la tasa promedio que se alimentaba al reactor nitrificador, (considerando una concentración promedio de 30 mg N-NH_4^+ y un tiempo de retención de diseño de 3.8 h), fue de 7.9 mg N-NH_4^+ /l·h, valor que resultó cuatro veces mayor que la tasa de consumo promedio de N-NH_4^+ obtenida en el estudio de cinética de 1.9 mg N-NH_4^+ /l·h. Esta tasa resulta muy pequeña y puede atribuirse a que en el reactor no había los microorganismos suficientes que pudieran consumir el N-NH_4^+ alimentado originalmente, por lo que se decidió aumentar el tiempo de retención a 9.5 h, lo que disminuyó la carga aplicada a 3.2 mg N-NH_4^+ /l·h. Bajo esta nueva condición se tuvo un consumo de entre 20 y 25 mg de N-NH_4^+ /l con una eficiencia del 96.7% y una transformación total en N-NO_x^- durante la tercera etapa.

4.2.4 Eficiencias obtenidas

Como se observa en la Tabla 4.9, los mejores resultados de

remoción de $DQOS$, COS , $N-NH_4^+$, $N-NTK$ y producción de $N-NO_2^-$ y $N-NO_3^-$ se obtuvieron durante la etapa 3, de hecho fue en la única que se observó nitrificación. Sin embargo, el mejor porcentaje de remoción de $DQOT$ y COT se observó en la etapa 2, ya que en la etapa 3 parte de la biomasa escapaba del reactor (SS del efluente mayores a los del influente, Tabla 4.7), debido a que el reactor había sido recientemente inoculado.

Por otro lado, se obtuvo una alta eficiencia de remoción de NH_4^+ y NTK (96.7%) durante la tercera etapa. Es importante hacer notar que durante el inicio de esta etapa, la concentración de $N-NO_x^-$ a la salida fue mayor que la concentración de $N-NH_4^+$ a la entrada debido a una acumulación del nitrógeno en el reactor durante su operación en "batch" (Fig 4.2.j.).

4.2.5 Comparación con otros estudios

Los sistemas de nitrificación-desnitrificación han sido aplicados con buenos resultados en el tratamiento del agua residual doméstica para remover los compuestos contaminantes de nitrógeno. (Saintpierre O, 1988 y Jiménez B, 1985). Algunos de los resultados obtenidos por estos autores son resumidos en las Tablas 4.10 y 4.11 y comparados con el presente estudio.

TABLA 4.9. PRINCIPALES EFICIENCIAS PROMEDIO DE REMOCION DEL REACTOR NITRIFICADOR.

REMOCION	ETAPA 1	ETAPA 2	ETAPA 3
DQOT (%)	- 32.8	37.2	2.6
DQOS (%)	1.35	2.1	51.2
COT (%)	- 37.9	45.2	- 6.7
COS (%)	0	37.5	66.7
SST (%)	-	21.6	- 300
SSV (%)	-	6.3	- 231
$N-NH_4^+$ (%)	- 8.7	7.1	96.7
$N-NITR$ (%)	- 10	8.1	96.8
$N-NO_x^-$ (%)	26	- 5.7	- 7927
% Nitrificación	- 48.5	- 5	154

* (signo negativo indica producción)

Se define el % de nitrificación como:

$$\% \text{ NITRIF.} = \frac{NO_x^- \text{ salida} - NO_x^- \text{ entrada}}{NH_4^+ \text{ entrada} - NH_4^+ \text{ salida}}$$

TABLA 4.10. COMPARACION ENTRE ALGUNOS ESTUDIOS DE TRATAMIENTO DE AGUAS DOMESTICAS EN SISTEMAS DE NITRIFICACION.

P A R A M E T R O	ENTRADA-SALIDA		ENTRADA-SALIDA		ENTRADA-SALIDA	
Ref.*	1		2		3	
θ (h)	0.6		4.7		9.5	
V (l)	300		18.7		55	
DQOT (mg O_2 /l)	66.5	47.9	95	20	116	113
DQOS (mg O_2 /l)	55.5	47.9	--		82	40
$N-NH_4^+$ (mg N/l)	26.7	7.1	10.4	0.52	24	0.8
$N-NTK$ (mg N/l)	27.3	7.8	30	0.7	31	1
$N-NO_3^-$ (mg N/l)	0.3	20.3	0.01	4	0.4	36
Alcalinidad (mg $CaCO_3$ /l)	276	149	--		191	122
pH	7.5	7.4	--		7.05	7.89
$N-NO_x^-$ (mg N/l)	---		0.3	6	0.45	36.12

- * Referencias: 1.- Saintpierre O, (1988);
 2.- Jiménez B, (1985); y
 3.- Este estudio.

TABLA 4.11. COMPARACION DE EFICIENCIAS ENTRE ALGUNOS ESTUDIOS DE NITRIFICACION.

PARAMETRO	REMOCION	REMOCION	REMOCION
Ref.*	1	2	3
DQOT (%)	28	79	3
DQOS (%)	32	-	51
$N-NH_4^+$ (%)	73	95	97
$N-NTK$ (%)	71	98	97
$N-NO_3^-$ (%)	- 98	- 99.7	- 98.9
$N-NO_x^-$ (%)	-	95	- 98.7

* (El signo negativo, significa producción)

Referencias: 1.- Saintpierre O, (1988);
2.- Jiménez B, (1985); y
3.- Este estudio.

Como se puede apreciar en la operación de el reactor nitrificador, los resultados obtenidos durante la tercera etapa, son muy similares a los reportados en la literatura.

* En la Tabla 4.11, se observan valores de % de producción de $N-NO_3^-$ y $N-NO_x^-$ en este estudio, elevados debido a una acumulación de nitrógeno en el reactor por su operación en batch (Fig 4.2.j.).

4.3 Reactor desnitrificador

4.3.1 Resultados

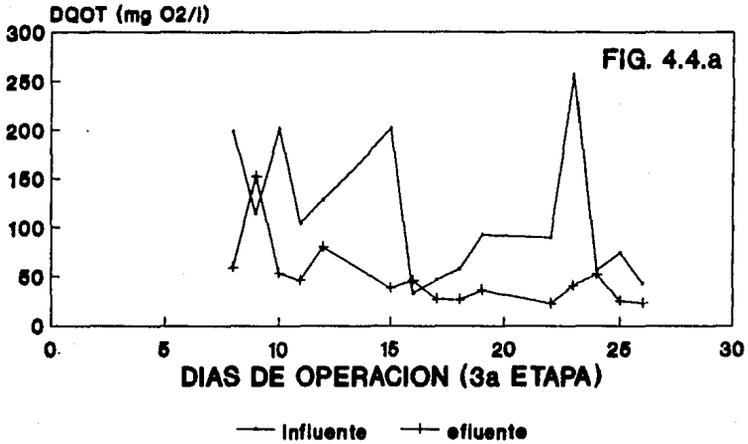
La Tabla 4.12 muestra los valores promedio de los parámetros obtenidos en las diferentes etapas de experimentación. En la Tabla 4.13 se aprecian las principales eficiencias de remoción y en las figuras 4.4.a. a 4.4.h. se presentan las gráficas seleccionadas que muestran el comportamiento de los principales parámetros para el reactor desnitrificador.

4.3.2 Análisis de resultados

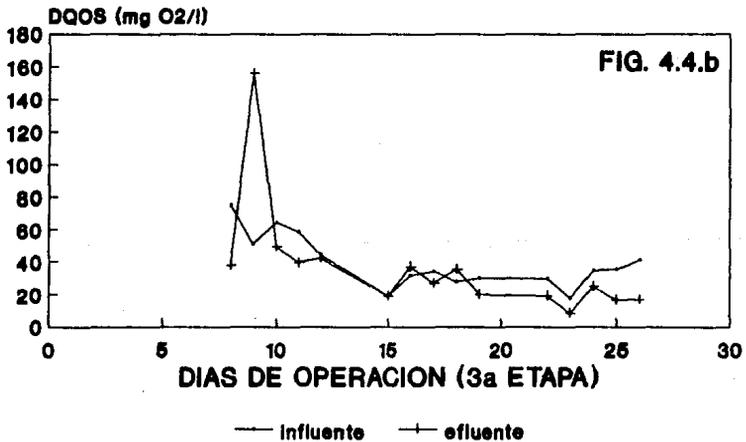
El reactor desnitrificador funcionó más como un filtro, que como un reactor de desnitrificación durante las tres etapas de operación. En efecto, el efluente se caracterizó por tener un bajo contenido de sólidos suspendidos (en promedio 9 mg SST/l y 6 mg SSV/l), y de materia orgánica (DQOT de 48 mg O_2 /l y COT de 13 mg C/l).

De hecho, nunca se logró que el reactor operara en condiciones óptimas debido a las dificultades presentadas con el arranque y operación de los reactores anteriores (anerobio y nitrificador). Solamente durante la tercera etapa, periodo en que los dos reactores anteriores funcionaron adecuadamente, se alimentó al reactor bajo las condiciones de diseño. Sin embargo, la duración

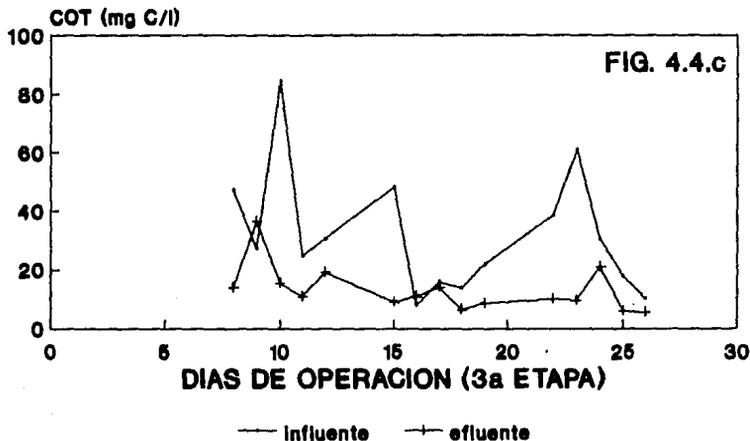
VARIACION DE DQOT REACTOR DESNITRIFICADOR



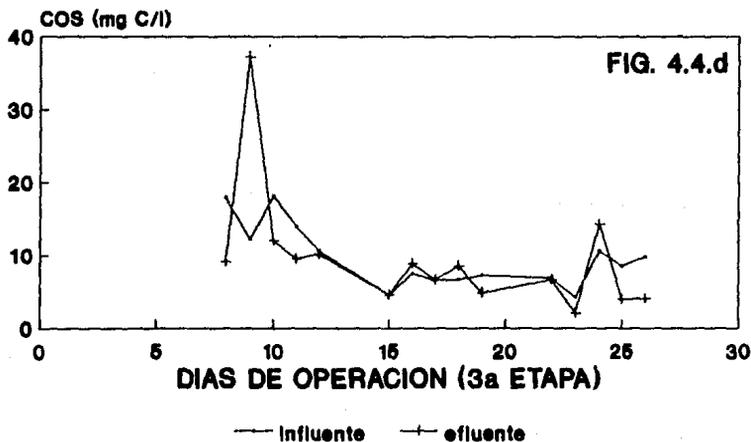
VARIACION DE DQOS REACTOR DESNITRIFICADOR



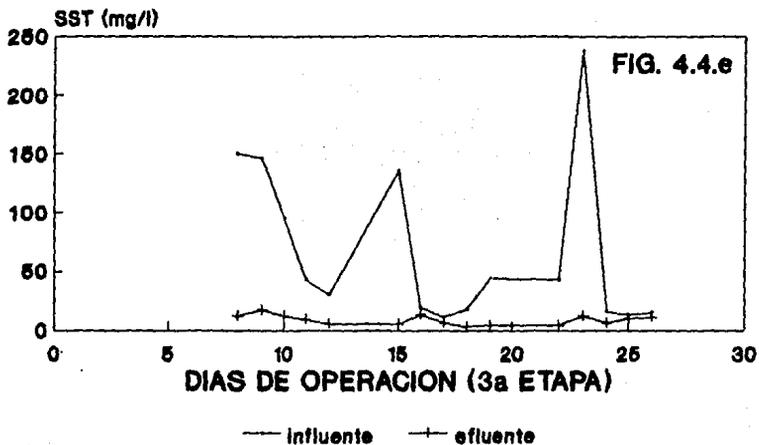
VARIACION DE COT REACTOR DESNITRIFICADOR



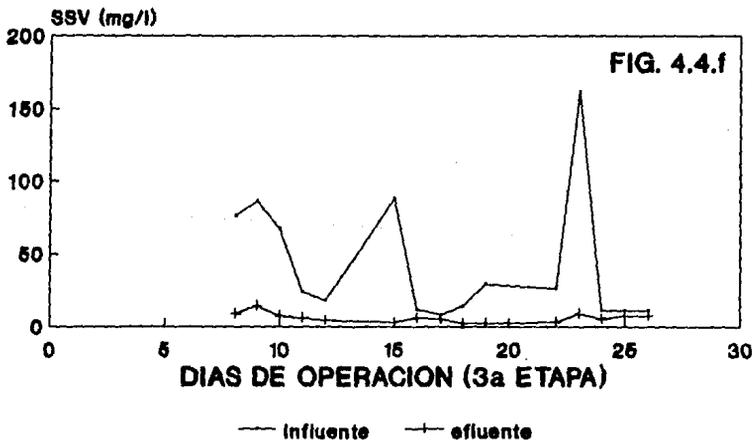
VARIACION DE COS REACTOR DESNITRIFICADOR



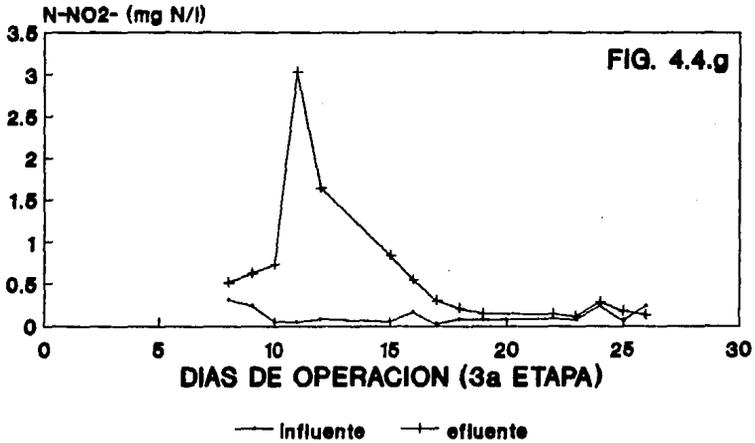
VARIACION DE SST REACTOR DESNITRIFICADOR



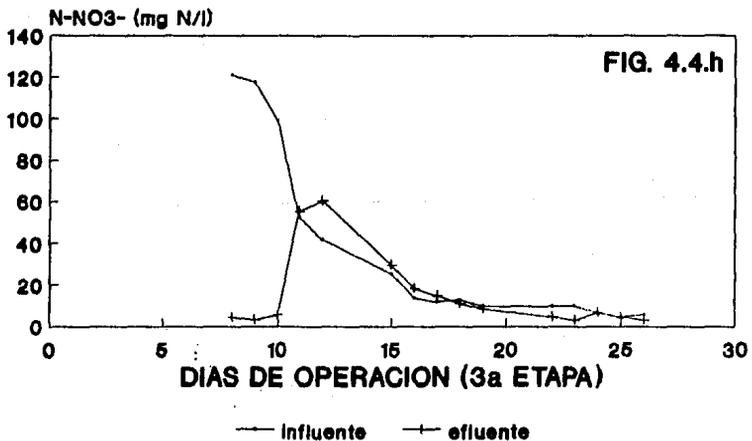
VARIACION DE SSV REACTOR DESNITRIFICADOR



VARIACION DE N-NO₂- REACTOR DESNITRIFICADOR



VARIACION DE N-NO₃- REACTOR DESNITRIFICADOR



de la tercera etapa no permitió la correcta estabilización del reactor.

4.3.3 Eficiencias obtenidas

Como se observa en la Tabla 4.13 los mejores resultados de remoción de materia orgánica se presentaron durante la tercera etapa. Los valores de % de remoción de *DQOT* y *COT* son buenos (57.5 y 59.4%), sin embargo los parámetros de remoción de *DQOS* y *COS* son muy bajos. Lo anterior indica que el reactor funcionó como un filtro, reteniendo *SSV*. Dadas las condiciones, durante las dos primeras etapas, era imposible que el reactor desnitrificara, ya que la concentración promedio de nitrógeno oxidado en la entrada era muy baja y en la tercera etapa, a pesar del elevado contenido de oxígeno disuelto en el influente (5.7 mg O_2/l), se tuvo una eliminación de nitrógeno oxidado de 56.7%.

Como se mencionó, la remoción de *SST* y *SSV* en estos reactores fue bastante buena (del orden del 86%). Este punto puede explicar el porqué el $N-NH_4^+$ aumentó a la salida, ya que bajo las condiciones de la cama de lodos del reactor (anóxico-anaerobio), los *SSV* se digieren, liberando $N-NH_4^+$.

TABLA 4.12 REACTOR DESNITRIFICADOR: VALORES PROMEDIO DE LOS PARAMETROS EN LAS DIFERENTES ETAPAS DE EXPERIMENTACION.

P A R A M E T R O	ETAPA 1		ETAPA 2		ETAPA 3	
	INFLUENTE-EFLUENTE	INFLUENTE-EFLUENTE	INFLUENTE-EFLUENTE	INFLUENTE-EFLUENTE	INFLUENTE-EFLUENTE	INFLUENTE-EFLUENTE
pH	7.52	7.51	7.50	7.52	7.89	7.68
Alc. (mg $CaCO_3/l$)	210	217	210	218	122	157
DQOT (mg O_2/l)	170	93	76	71	113	48
DQOS (mg O_2/l)	75	64	47	47	40	37
COT (mg C/l)	40	22	17	17	32	13
COS (mg C/l)	18	15	10	12	7	9
SST (mg/l)	-	-	29	15	68	9
SSV (mg/l)	-	-	15	9	43	6
$N-NH_4^+$ (mg N/l)	22	25	26	30	0.8	10
$N-NO_2^-$ (mg N/l)	0.10	0.10	0.04	0.02	0.12	0.63
$N-NO_3^-$ (mg N/l)	4.6	3.1	1.6	1.3	36	15
$N-NTK$ (mg N/l)	33	33	34	39	1	14
Temp. ($^{\circ}C$)	18	18	27	24	19	19
O.D. (ppm)	1.5	2.4	2	0.7	5.7	0.6
Turbidez (UTN)	-	-	11	6	22	2

En el APENDICE III, se muestran los resultados completos, así como algunos valores estadísticos.

TABLA 4.13 PRINCIPALES EFICIENCIAS PROMEDIO DE REMOCION DEL REACTOR DESNITRIFICADOR.

REMOCION	ETAPA 1	ETAPA 2	ETAPA 3
DQOT (%)	45.3	6.7	57.5
DQOS (%)	14.7	0	7.5
COT (%)	45	0	59.4
COS (%)	16.7	-20	-28.6
SST (%)	-	48.3	86.8
SSV (%)	-	40	86.0
$N-NO_x^-$ (%)*	31.9	19.5	56.7

$$* N-NO_x^- = N-NO_2^- + N-NO_3^-$$

(Signo negativo indica producción)

4.3.4 Comparación con otros estudios

En la Tabla 4.14, se reportan los resultados obtenidos por Narkis et al. (1979), en un sistema de desnitrificación-nitrificación, en el tratamiento de aguas residuales y se comparan con la etapa de desnitrificación de este estudio. Narkis utilizó dos reactores idénticos de 5 l con tanques sedimentadores secundarios y una recirculación del efluente clarificado del reactor nitrificador dirigida al reactor desnitrificador. El reactor desnitrificador estaba agitado mecánicamente y se alimentaba con 1 l/h de un agua residual previamente tratada con floculantes químicos y clarificada. El reactor nitrificador se alimentó con flujo descendente y se mantuvo lo suficientemente aerado como para mantener un O.D. de 2 a 6 ppm.

La Tabla 4.15, muestra las eficiencias de ambos estudios.

Los resultados del reactor desnitrificador en este estudio son sólo sobresalientes en la remoción de sólidos suspendidos, no así en los valores de remoción de los compuestos oxidados del nitrógeno. Las razones han sido presentadas en incisos anteriores.

TABLA 4.14. COMPARACION ENTRE ALGUNOS ESTUDIOS DE DESNITRIFICACION.

P A R A M E T R O	ENTRADA-SALIDA		ENTRADA-SALIDA	
	Narkis N.		Este estudio	
Ref.				
θ (h)	1.5		9.5	
V (l)	5		55	
DGO (mg O ₂ /l)	550	30	113	48
SST (mg/l)	-	5 a 20	68	9
N-NH ₄ ⁺ (mg N/l)	-	0.013	0.8	10
N-NO ₂ ⁻ (mg N/l)	-	0.09	0.12	0.63
N-NO ₃ ⁻ (mg N/l)	-	5.5	36	15

TABLA 4.15. COMPARACION DE EFICIENCIAS ENTRE ALGUNOS ESTUDIOS DE DESNITRIFICACION.

P A R A M E T R O	EFICIENCIAS	
	Narks N.	Este estudio
Referencias		
% REM. DGO	94.5	57.5
% REM. SST	--	86.8
% REM. N _{TOTAL}	86.9	56.7

4.4 Sistema global

En este inciso se presentan los resultados desde un punto de vista global, considerando los tres reactores como una caja negra.

4.4.1 Resultados

La Tabla 4.16 muestra los valores promedio de los parámetros obtenidos en cada etapa y la Tabla 4.17 muestra las eficiencias de remoción de los parámetros promedio.

4.4.2 Eficiencias obtenidas

Las eficiencias presentadas en la Tabla 4.17 refuerzan los resultados discutidos para el comportamiento de cada reactor. Las bajas eficiencias de remoción obtenidas durante la etapa 1 muestran la fase inicial del arranque de los reactores. En la etapa 2 se obtuvieron altas eficiencias de remoción de materia orgánica (de 85 a 95%) lo cual es evidencia del buen funcionamiento del reactor anaerobio en condiciones favorables de operación, sin embargo también puede apreciarse el mal funcionamiento del reactor nitrificador, que no removió NH_4^+ , el cual a su vez no era convertido en NO_2^- y NO_3^- . En la etapa 3 se puede apreciar un comportamiento más estable de los reactores, los cuales en condiciones de operación @ T ambiente mantuvieron en general una alta eficiencia de remoción de materia orgánica (de

TABLA 4.16-SISTEMA GLOBAL: VALORES PROMEDIO DE LOS PARAMETROS EN LAS DIFERENTES ETAPAS.

P A R A M E T R O	ETAPA 1		ETAPA 2		ETAPA 3	
	INFLUENTE-EFLUENTE	INFLUENTE-EFLUENTE	INFLUENTE-EFLUENTE	INFLUENTE-EFLUENTE	INFLUENTE-EFLUENTE	INFLUENTE-EFLUENTE
pH	7.69	7.51	7.14	7.52	7.69	7.68
Alc. (mg $CaCO_3$ /l)	185	217	161	218	151	157
DQOT (mg O_2 /l)	204	93	999	71	521	48
DQOS (mg O_2 /l)	107	64	290	47	190	37
COT (mg C/l)	49	22	258	17	130	13
COS (mg C/l)	26	15	72	12	47	9
SST (mg/l)	-	-	462	15	98	9
SSV (mg/l)	-	-	167	9	77	6
$N-NH_4^+$ (mg N/l)	22	25	24	30	16	10
$N-NO_2^-$ (mg N/l)	0.16	0.10	0.25	0.02	0.16	0.63
$N-NO_3^-$ (mg N/l)	6.1	3.1	2.9	1.3	2.6	15
$N-NTK$ (mg N/l)	29	33	31	39	21	14
Temp. ($^{\circ}C$)	18	18	39	24	19	19
O.D. (ppm)	0.5	2.4	0.4	0.7	0.7	0.6
Turbidez (UTN)	-	-	79	6	53	2

TABLA 4.17 PRINCIPALES EFICIENCIAS DE LOS PARAMETROS PROMEDIO DEL SISTEMA GLOBAL.

REMOCIÓN	ETAPA 1	ETAPA 2	ETAPA 3
DQOT (%)	54.4	92.9	90.8
DQOS (%)	40.2	83.8	80.5
COT (%)	55	93.4	90
COS (%)	42.3	83.3	80.8
SST (%)	-	96.7	90.8
SSV (%)	-	94.6	92.2
$N-NH_4^+$ (%)	- 13.6	- 25	37.5
$N-NO_2^-$ (%)	37.5	92	-294
$N-NO_3^-$ (%)	49.2	55.2	-477
$N-NTK$ (%)	- 13.8	- 25.8	33.8
TURBIDEZ (%)	-	92.4	96.2

* (signo negativo indica producción)

80 a 95%). En esta etapa de operación se obtuvo una remoción global de NH_4^+ del 37.5% y una producción de NO_3^- efectiva, la cual no pudo ser reducida a N_2 gaseoso por el reactor desnitrificador.

4.4.3 Comparación con otros estudios

Muy pocos trabajos acerca del tratamiento de agua residual con sistemas anaerobio-nitrificación-desnitrificación, han sido reportados en la literatura (Collivignarelli et al., 1989 y Kwan y Kwok, 1989). Algunos de los resultados comparados con los obtenidos en este estudio se resumen a continuación en la Tabla 4-18.

Como se observa, en general la comparación de los resultados obtenidos en este estudio con los de las referencias citadas presenta semejanzas en las eficiencias obtenidas, con excepción de la remoción de NO_3^- en el reactor de desnitrificación. La razón expuesta es que este reactor no logró alcanzar un estado permanente de funcionamiento.

TABLA 4.18. COMPARACION ENTRE ALGUNOS ESTUDIOS DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES CON SISTEMAS: ANAEROBIO-NITRIFICACION-DES-NITRIFICACION. Se muestran resultados promedio.

REACTOR ANAEROBIO

PARAMETRO	INF.-EFL.	INF.-EFL.	INF.-EFL.	INF.-EFL.
Referencia*	1	2	3-2	3-3
Tiempo de retención (h)	16.8	100.8	6.8	6.8
DQOT (mg O ₂ /l)	324 207	2000 226	999 121	521 116
DQOS (mg O ₂ /l)	86 112	-	290 75	190 82
SST (mg/l)	-	-	462 37	98 17
SSV (mg/l)	-	-	167 16	77 13
Temperatura (°C)	23	20	37	20
Tipo de agua residual	doméstica	de procesamiento de papa	doméstica compuesta	doméstica compuesta
	Remoción	Remoción	Remoción	Remoción
DQOT (%)	36	86.4 a 91	87.9	77.7
DQOS (%)	--	--	74.1	56.8
SST (%)	--	40.2 a 90.7	92	82.6
SSV (%)	55	57.6 a 88.6	90.4	83.1

REACTOR NITRIFICADOR

PARAMETRO	INF. - EFL.	INF. - EFL.	INF. - EFL.
Referencia*	1	2	3-3
Tiempo de retención (h)	1.2	48	9.5
DQOT (mg O ₂ /l)	210 76	230 114	116 113
DQOS (mg O ₂ /l)	116 38	--	82 40
SST (mg/l)	-	- 167	17 68
SSV (mg/l)	-	--	13 43
N-NH ₄ ⁺ (mgN/l)	25 22	75 4	24 0.8
N-NO ₂ ⁻ (mgN/l)	--	0.01 0.2	0.05 0.12
N-NO ₃ ⁻ (mgN/l)	--	2.0 60	0.4 36
N-NTK (mgN/l)	--	70 12	31 1
Temperatura (°C)	20	20	20
	Remoción	Remoción	Remoción
DQOT (%)	64	40 a 59.4	2.6
DQOS (%)	67	--	51.2
SSV (%)	-	--	-
SSV (%)	-	--	-
N-NH ₄ ⁺ (%)	12	97.5 a 99	96.7
N-NO ₂ ⁻ (%)	-	95	58.3
N-NO ₃ ⁻ (%)	-	96.6	98.9
N-NTK (%)	-	84.6 a 96.5	96.8

REACTOR DESNITRIFICADOR

PARAMETRO	INF. - EFL.	INF. - EFL.	INF. - EFL.
Referencia*	1	2	3-3
Tiempo de retención (h)	0.8	48	13.8
DQOT (mg O ₂ /l)	185 104	--	113 48
DQOS (mg O ₂ /l)	77 43	--	40 37
SST (mg/l)	--	--	68 9
SSV (mg/l)	--	19 100	43 6
N-NO ₃ ⁻ (mg N/l)	10 0.5	60 4	36 15
Temperatura (°C)	15	20	20
	Remoción	Remoción	Remoción
DQOT (%)	44	--	57.5
DQOS (%)	44	--	7.5
SST (%)	--	--	86.8
SSV (%)	--	--	86
N-NO ₃ ⁻ (%)	95	93.3	56.7

- * Referencias: 1.- Collivignarelli, et al, (1989);
 2.- Kwan & Kwok, (1989);
 3-2.- Este estudio (2a. Etapa); y
 3-3.- Este estudio (3a. Etapa).

CONCLUSIONES

CONCLUSIONES

Basados en los resultados de la experimentación, las siguientes conclusiones pueden ser desarrolladas:

- El reactor UASB puede ser considerado como una tecnología de diseño y operación simples, que con sus cualidades de remover sustancias orgánicas (de 70 a 80 % de remoción en el caso de aguas residuales domésticas), sus bajos requerimientos energéticos, la baja producción de lodo ya estabilizado y la producción, aunque limitada, de energía en forma de biogás, lo hacen aplicable en países de bajos recursos económicos.
- Se comprobó que el reactor anaerobio inoculado con lodos provenientes de la línea de recirculación del sistema de lodos activados de la PTCU, aclimatados a condiciones anaerobias @ temperatura de 18 ± 2 °C, retardó su arranque (eficiencias de remoción de *DQOS* y *COS* del 31 %). Sin embargo con lodos aclimatados @ temperatura de 35 ± 2 °C y manteniendo dicha temperatura en el reactor se logró el arranque sin mayores dificultades (eficiencias de remoción de *DQOS* y *COS* de 74.1 % y 77.8 % respectivamente). Es por ello que contando con lodo de inóculo adecuado (con buenas propiedades de

sedimentabilidad y presencia de actividad metanogénica), el arranque de reactores anaerobios tipo UASB no debe representar mayor problema.

- Se puede concluir que de los tres reactores del proceso, el reactor nitrificador presentó la etapa de inoculación más delicada, debido a la limitada adherencia de los microorganismos al empaque, efecto de su baja tasa de crecimiento celular.

- El reactor nitrificador de biomasa fija debe ser mejorado para garantizar una operación estable. Con base en la experiencia obtenida podría sugerirse lo siguiente:
 - a) Aumentar la superficie específica del empaque (el valor calculado para este reactor fue de $60 \text{ m}^2/\text{m}^3$, mientras que la literatura reporta valores de 100 a $200 \text{ m}^2/\text{m}^3$).

 - b) Utilizar un empaque lo suficientemente rugoso para lograr una más rápida adherencia de microorganismos.

 - c) Distribuir uniformemente el agua residual para evitar posibles canalizaciones.

- Se considera que la remoción de materia orgánica y NH_4^+ fueron

satisfactorias durante la tercera etapa de operación (60 y 95 % respectivamente). La baja tasa de oxidación del NH_4^+ observada (1.9 mg N-NH_4^+ /lh) puede ser resultado de una posible inhibición del crecimiento de las *Nitrosomonas* por la presencia de sulfuro de hidrógeno en el efluente anaerobio, así como del comportamiento hidrodinámico del reactor.

- No se logró concluir la etapa de desnitrificación , ya que este reactor dependía del funcionamiento de los reactores anteriores. Sin embargo, la calidad del efluente final se puede considerar superior a la de los tratamientos convencionales (DQO de 48 mg O_2 /l, SST de 9 mg/l, N-NH_4^+ de 0.8 mg N/l).
- Los nuevos procesos anaerobios-aerobios-anóxicos, pueden ser de gran importancia para los países en vías de desarrollo. Estos procesos contribuyen a la protección del ambiente con costos razonables ya que aparte de sus bajos costos de operación y mantenimiento, la producción de energía, en forma de biogás, aunque limitada, puede repercutir favorablemente en la economía del tratamiento.

- APHA-AWNA-WPCF. (1980). Standard Methods for the examination of water and wastewater. 15th. Edition.
- Anthonissen, A. et al. (1976). "Inhibition of nitrification by ammonia and nitrous acid". Journ. Wat. Poll. Contr. Fed. 48, pp. 569-577.
- Arias A. y Noyola A. (1987). "Tratamiento de un agua residual urbana mediante el reactor anaerobio de lecho de lodos (UASB)". Avances de investigación en Ingeniería Química 1987, en prensa.
- Barnes D. and Bliss P. (1983). "Biological control of nitrogen in wastewater treatment". E. & F. N. Spon. pp. 146.
- Beckman Industrial Corp. (1987). "Instruction sheet". Process Instruments Division.
- Beccari M., Marani D. and Ramadori R. (1979). "A critical analysis of nitrification alternatives". Water Research. Vol. 13, pp. 185-192.
- Becerril E. (1989). "Estudio comparativo de diferentes empaques para la desnitrificación biológica de un agua residual en un lecho fluidificado". Tesis de licenciatura en Ingeniería Química.

- Briones R., Rodríguez D. y Noyola A. (1988). "Tratamiento de un agua residual de tipo doméstico con reactores anaerobios avanzados y lirio acuático". Memorias del I Simposio Nacional sobre Ingeniería Ambiental, Instituto de Ingeniería, UNAM.

- Buswell A. (1957). "Fundamentals of anaerobic treatment of organic wastes". Anaerobic Treatment, Vol. 29, No. 6. pp. 717-721.

- Christensen, et al. (1978). "Nitrification and denitrification in wastewater treatment". Water Poll. Microbiol. Vol 2. J. Wiley & Sons, New York.

- Collivignarelli C., Urbini G., Farneti A., Bassetti A., Barbaresi U. (1989). "Anaerobic-aerobic treatment of municipal wastewaters with full scale UASB and attached biofilm reactors". Milano-Giornate di studio G.S.I. su Acque reflue e fanhi. pp.479-487.

- Dawson J. y Murphy K. (1971). "Kinetics of biological fluidized bed wastewater denitrification". Progr. Wat. Tech. 12 (6), pp. 159-171.

- Donker R. y Zoetemeyer R. (1983). "Biological removal of nitrogenous compounds after anaerobic treatment". Poster Europ. Symp.: Anaerobic Wastew. Treatm. Noordwijkerhout 23-25 Nov.

- Eckenfelder W., Argaman Y. and Miller E. (1989). "Process selection criteria for the biological treatment of industrial wastewaters". Environmental Progress, Vol 8, No. 1, pp. 40-45.
- Falcon C. (1964). "Manual de tratamiento de Aguas Negras", E. Limusa-Wiley, S.A., México, pp. 15-40.
- Hall E. and Hobson P. (1988). "Anaerobic digestion 1988". Pergamon Press, pp. 517.
- Hulshoff and Lettinga (1986). "New technologies for anaerobic wastewater treatment" en Anaerobic treatment in tropical countries, post-conference international seminar, IAWPRC Sao Paulo. pp.30-46.
- Jeris J. (1982). "Industrial wastewater treatment using anaerobic fluidized bed reactors". Water Science & Technology. Vol. 15 pp. 169-176.
- Jiménez B. (1987). "Influencia del oxígeno disuelto y del carbono orgánico sobre la desnitrificación biológica de las aguas residuales urbanas". Instituto de Ingeniería-UNAM.
- Jiménez B. (1985). "Nitrification-denitrification par couplage de deux filtres immergés". L'institut national des sciences appliquées de Toulouse. These pour l'obtention du Doctorat.
- Kaspar H. and Wuhrmann K. (1978). "Kinetic parameters and

relatives turnovers of some important catabolic reactions in digestion sludge". Applied and Environmental Microbiology. pp. 1-7.

- Kennedy K. & van der Berg L. (1982). "Stability and performance of anaerobic fixed film reactors during hydraulic overloading at 10-35 °C". Wat. Res.16, 1391-1398.
- Kobayashi H. et al. (1983). "Treatment of low strength domestic wastewaters using the anaerobic filter". Wat. Res. 17, 903-909.
- Klapwijk A., Smith H., and Moore A. (1976). "Denitrification of domestic wastewater in an upflow sludge-blanket reactor without carrier material for the biomass". Denitrification of domestic wastewater cap. 12, pp. 205-216.
- Kwan-Chow L. and Kwok-Wai R. (1988). "Nitrogen removal in an intermittently aerated completely mixed-reactor". Environmental Technology Letters, Vol. 10, pp. 1-8.
- Larry D., Benefield & Clifford W. (1980). "Biological process design for wastewater treatment". Prentice Hall, U.S.A., pp. 24-44.
- Lawrence A. (1970). "Application of process kinetics to design of anaerobic processes". Anaerobic biological

treatment processes. pp. 163-189.

- Lettinga G. et al (1980). "Use of upflow sludge blanket (UASB) reactor concept for biological wastewater treatment". Biotechnology and Bioengineering. Vol. XXII, pp. 699-734, John Wiley & Sons, Inc.
- Lettinga G. et al (1983). "Anaerobic Treatment of raw domestic sewage at ambient temperatures using a granular bed UASB reactor". Biotechnol. Bioeng., Vol. 25, 1701-1723.
- Lettinga G. et al. (1983). "Design operation and economy of anaerobic treatment". Water Science & Technology. Vol. 15, pp. 177-195.
- McCarty P. (1964). "Anaerobic waste treatment fundamentals". Pub. Works 95: No. 9, 107-112; No. 10, 123-126; No. 11, 91-94; No. 12, 95-99.
- McCarty P. (1981). "History of overview of anaerobic digestion, "Second Int'l. Symposium on As. Dig., Travemünde, Germany.
- Meardo J., et al. (1989). "Evaluation of alternative processes for final treatment of hazardous waste effluents". Environmental progress. Vol. 8, No. 1, pp. 62-71.
- Metcalf and Eddy (1979). "Wastewater engineering : treatment disposal, reuse". Mc Graw Hill, Vol. I y II.

- Narkis N. et al. (1979). "Denitrification of various carbon to nitrogen ratios". Water research. Vol. 13, pp. 93-98.
- Noyola A. (1986). "La digestión anaerobia aplicada al tratamiento de aguas residuales a nivel individual y semicolectivo". Memorias del V Congreso Nacional de Ingeniería Sanitaria y Ambiental, 15 a 18 de Octubre, Puebla Pue., pp. 131-135.
- Noyola et al. (1988). "Anaerobic treatment of domestic sewage with a rotating-stationary fixed-film reactor". Wat. Res. Vol.22, No.12, pp. 1585-1592.
- Noyola A. (1988). "Los procesos anaerobios en el tratamiento de aguas residuales". Instituto de Ingeniería-UNAM.
- Noyola A. (1989). "Ingeniería básica de la planta anaerobia de tratamiento de aguas residuales "La Libertad" S.L.P. Instituto de Ingeniería- UNAM.
- Payne W. and Balderston W. (1978). "Denitrification". American Society for Microbiology Washington, D.C. pp. 339-342.
- Perry L. (1967). "Biological denitrification of wastewaters by addition of organic materials". Journal Water Pollution Control Federation. 39, R70-R81.

- PTCU (1988). Información proporcionada por la Planta de Tratamiento de CU.
- Richardson, M. (1985). "Nitrification inhibition in the treatment of sewage". Publ. The Royal Soc. of Chemistry, London, UK, 103 p.
- Saintpierre O. (1988). "Lit bacterien immerge de nitrification tertiaire sur materiau plastique". Environmental Technology Letters. Vol. 9, pp. 1059-1072.
- Schoemaker et al. (1986). "Removal and recovery of NH₃ from anaerobic effluents by air stripping. Proc. NVA/EWPCA-Conf.: Anaerobic treatment - A grown - up technology. Amsterdam 15-19 Sept. pp.782-784.
- SEDUE (1989). "Programa Nacional de Rehabilitación de Plantas de tratamiento de Aguas Residuales Municipales". Dirección General de Prevención y Control de la Contaminación Ambiental.
- Speece R. (1983). "Anaerobic biotechnology for industrial wastewater treatment". Environmental Scientific Technology. Vol. 17, pp. 416A-427A.
- Vieira S. (1988). "Anaerobic treatment of domestic sewage in Brazil research, results and full - scale experience". Anaerobic Digestion, International Association on Water pollution research and control.

- Vieira S. y Souza M. (1986). "Development of technology for the use of the UASB reactor in domestic sewage treatment" in Anaerobic treatment in tropical countries, post-conference international seminar, IAWPRC Sao Paulo, pp. 106-119.

- Winkler M. (1986). "Tratamiento biológico de aguas de desecho". Ed. Limusa. pp. 338.

- Young J. and McCarty P. (1969). "The anaerobic filter for waste treatment ". J. Water Pollut. Control Fed., 41 pp. 160-173.

APENDICES

APENDICE I.

TABLA

DE RESULTADOS

DEL REACTOR

ANAEROBIO.

1a. ETAPA

REACTOR ANALISIS:

ETAPA I

ALIMENTACION: AGUA RESIDUAL DOMESTICA SIMPLE

TEMPERATURA: 10-20 C

GASTO: 425 l/dia (17.7 l/h)

I N F L U E N T E

No.	FECHA	pH	ALCALINI (mgCaCO ₃ /l)	DMOT (mgO ₂ /l)	DOOS (mgO ₂ /l)	COT (mgC/l)	COS (mgC/l)	N-NH ₃ (mgN/l)	N-NO ₂ (mgN/l)	N-NO ₃ (mgN/l)	MJELDAHL (mgN/l)	TEMP. (C)	O.D. (ppm)
1	27/11/89	7.42	148	99.1	44.5	23.6	10.6	16.2	0.1	3.4	21.2	18	0.4
4	30/11/89	7.35	292	163.4	106.7	38.9	25.4	15.5	0.1	4.9	20.3	18	0.3
5	31/11/89	7.53	154	239.0	154.6	56.9	36.8	16.1	0.2	4.5	21.1	18	0.2
6	1/11/89	7.86	146	207.1	122.6	49.3	29.2	17.0	0.2	6.9	22.3	18	1.1
7	2/11/89	7.54	142	328.9	231.3	76.3	56.5	15.7	0.1	10.8	20.6	18	1
8	3/11/89	8.00	204	275.9	163.4	65.7	38.9	36.9	0.0	8.2	46.2	18	0.8
11	6/11/89	8.10	210	189.8	110.5	45.2	26.3	30.8	0.0	8.1	40.3	18	0.9
12	7/11/89	8.70	208	162.5	91.1	36.7	19.3	23.6	0.3	7.2	31.2	18	0.7
13	8/11/89	8.50	200	122.2	52.1	29.1	12.4	43.4	0.1	6.8	57.1	19	0.7
14	9/11/89	8.44	198	184.0	113.6	43.6	26.8	42.5	0.2	6.4	55.7	18	0.5
15	10/11/89	8.35	189	165.9	82.7	39.5	19.7	35.8	0.1	7.6	46.9	18	0.3
18	13/11/89	7.52	150	234.8	125.6	55.9	29.9	38.3	0.2	6.9	50.2	18	0.3
19	14/11/89	8.00	170	204.1	114.7	48.4	27.3	30.2	0.2	6.7	39.6	18	0.4
20	15/11/89	7.30	132	155.0	88.6	36.9	21.1	32.5	0.2	5.9	42.6	18	0.4
21	16/11/89	7.26	144	213.4	135.2	50.6	32.2	28.7	0.1	6.3	37.6	18	0.4
22	17/11/89	7.36	152	308.7	167.6	73.5	39.9	25.9	0.2	5.3	33.9	18	0.3
25	20/11/89	8.20	172	365.0	234.4	86.9	55.8	22.4	0.2	4.8	29.3	18	0.3
26	21/11/89	7.40	150	183.0	53.3	38.8	12.7	17.3	0.1	4.3	22.7	19	0.3
27	22/11/89	7.47	149	198.7	78.5	47.2	18.7	32.9	0.1	8.4	43.1	18	0.9
28	23/11/89	7.44	158	138.2	44.1	32.9	10.5	25.4	0.1	5.1	33.3	18	0.6
29	24/11/89	7.35	146	99.5	41.2	23.7	9.8	23.5	0.1	8.5	30.8	18	0.8
31	27/11/89	7.28	150	333.9	149.9	79.5	35.7	22.4	0.1	6.2	29.6	18	0.8
32	28/11/89	7.26	163	249.1	76.4	59.3	18.2	24.1	0.1	5.8	31.6	18	0.5
33	1/11/89	7.30	185	275.9	119.7	65.7	28.5	23.5	0.1	6.1	30.8	18	0.4
34	2/11/89	7.35	160	235.6	81.1	54.1	19.3	20.1	0.5	7.3	26.3	18	0.4
35	3/11/89	7.40	167	308.7	53.8	73.5	12.8	19.2	0.4	6.8	25.3	18	0.2
38	6/11/89	7.32	177	439.3	19.3	104.6	4.4	21.4	0.3	6.4	28.0	18	0.3
39	7/11/89	7.29	175	375.9	207.5	89.5	49.4	23.6	0.3	6.5	31.2	19	0.4
40	8/11/89	7.30	184	392.7	246.5	93.6	70.6	24.7	0.2	6.6	32.4	18	0.8

E F L U E N T E

No.	FECHA	pH	ALCALINI (mgCaCO ₃ /l)	DMOT (mgO ₂ /l)	DOOS (mgO ₂ /l)	COT (mgC/l)	COS (mgC/l)	N-NH ₃ (mgN/l)	N-NO ₂ (mgN/l)	N-NO ₃ (mgN/l)	MJELDAHL (mgN/l)	TEMP. (C)	O.D. (ppm)
1	27/11/89	7.46	244	126.4	63.8	30.1	15.2	21.9	0.1	2.1	28.7	18	0.3
4	30/11/89	7.05	196	121.4	61.7	28.9	14.7	24.5	0.0	6.3	32.1	18	0.4
5	31/11/89	7.45	216	142.0	79.4	33.8	18.9	28.6	0.1	2.7	37.5	18	0.5
6	1/11/89	7.55	194	97.9	45.8	23.3	10.9	32.8	0.4	1.6	43.0	18	0.4
7	2/11/89	7.47	214	115.0	83.6	26.9	19.9	23.9	0.0	9.4	31.3	18	0.7
8	3/11/89	8.57	200	150.4	98.3	35.8	23.4	17.9	0.4	6.8	23.4	18	0.5
11	6/11/89	7.50	200	181.4	121.4	43.2	28.9	35.3	0.1	7.3	44.2	18	0.4
12	7/11/89	7.46	200	97.0	84.4	23.1	20.1	48.8	0.0	5.5	63.9	18	0.3
13	8/11/89	7.46	200	74.8	52.5	17.8	12.5	37.4	0.4	6.5	49.0	19	0.3
14	9/11/89	7.43	173	93.7	84.0	22.3	20	36.4	0.3	6.0	47.6	18	0.5
15	10/11/89	7.41	176	121.4	98.7	28.9	23.5	40.3	0.3	4.3	52.8	18	0.7
18	13/11/89	7.36	172	92.6	78.5	22.1	18.7	36.4	0.3	3.8	47.7	18	0.9
19	14/11/89	7.48	187	135.7	42.4	32.3	10.1	35.8	0.2	3.4	46.9	18	0.7
20	15/11/89	7.22	208	87.8	71.4	20.9	17	28.5	0.1	4.4	37.3	18	0.5
21	16/11/89	7.25	190	77.3	55.4	18.4	13.2	30.5	0.1	3.2	40.0	18	0.6
22	17/11/89	7.36	214	89.5	62.2	21.3	14.8	29.8	0.1	4.1	39.0	18	0.4
25	20/11/89	8.20	173	103.3	44.5	24.6	10.6	28.5	0.1	5.6	37.3	18	0.7
26	21/11/89	7.40	150	94.9	44.1	22.6	10.5	23.4	0.1	5.7	30.7	19	0.7
27	22/11/89	7.36	204	111.3	100.4	26.5	23.9	21.4	0.0	1.4	28.0	18	0.8
28	23/11/89	7.32	202	158.8	98.3	37.8	23.4	20.1	0.1	2.1	26.3	18	0.5
29	24/11/89	7.35	204	153.3	121.4	36.5	28.9	26.9	0.0	3.1	35.2	18	0.4
31	27/11/89	7.28	150	107.9	80.2	25.7	19.1	20.3	0.1	2.7	26.6	18	0.3
32	28/11/89	7.26	163	249.1	76.4	59.3	18.2	24.1	0.1	2.3	29.2	18	0.3
33	1/11/89	7.30	185	275.9	119.7	65.7	28.5	23.5	0.1	6.1	30.8	18	0.2
34	2/11/89	7.35	160	235.6	81.1	54.1	19.3	20.1	0.5	7.3	26.3	18	0.4
35	3/11/89	7.40	167	308.7	53.8	73.5	12.8	19.2	0.4	6.8	25.3	18	0.2
38	6/11/89	7.32	177	439.3	19.3	104.6	4.4	21.4	0.3	6.4	28.0	18	0.3
39	7/11/89	7.29	175	375.9	207.5	89.5	49.4	23.6	0.3	6.5	31.2	19	0.4
40	8/11/89	7.30	184	392.7	246.5	93.6	70.6	24.7	0.2	6.6	32.4	18	0.8

41	9/11/1989	7-20	173	336-3	380-9	127-7	90-7	27-0	0-3	6-9	35-4	19	0-6	7-38	187	239-8	208-3	57-1	49-6	27-4	0-3	3-7	35-9	19	0-4
42	10/11/1989	7-25	164	247-0	91-9	58-0	23-1	20-4	0-1	7-9	26-7	19	9-6	7-46	164	163-4	82-7	38-9	19-7	23-0	0-2	5-0	30-1	19	0-5
43	13/11/1989	7-27	134	209-6	78-5	49-9	18-7	13-4	0-1	5-6	17-6	19	0-7	7-07	144	117-2	83-2	27-9	19-8	5-2	0-2	3-8	6-8	19	0-7
44	14/11/1989	7-00	190	165-6	94-5	58-9	22-5	25-8	0-2	6-3	33-8	19	0-5	7-35	208	140-7	112-6	33-5	26-8	28-3	0-1	3-5	37-1	19	0-8
47	15/11/1989	8-05	270	122-2	43-7	29-1	10-4	44-9	0-2	4-5	61-4	19	0-6	7-40	250	117-2	80-6	27-9	19-2	29-8	0-0	3-4	39-0	19	0-5
48	16/11/1989	7-90	189	174-8	115-1	42-1	27-4	24-3	0-2	7-4	31-8	19	0-7	7-37	224	101-6	51-2	24-2	12-2	28-5	0-1	3-7	37-3	19	0-4
49	17/11/1989	0-01	194	135-5	52-9	32-5	12-6	28-8	0-2	8-7	27-2	19	0-3	7-44	232	138-6	75-2	33	17-9	27-9	0-0	3-4	36-5	19	0-4
52	20/11/1989	0-17	234	90-3	21-0	21-5	5-2	15-3	0-2	5-8	20-0	19	0-4	7-43	176	202-0	89-5	48-1	21-3	20-3	0-0	1-7	27-4	19	0-3
53	21/11/1989	0-03	200	138-6	95-8	33-9	22-8	22-4	0-1	4-2	29-3	19	0-5	7-35	184	124-7	64-8	29-7	15-9	18-9	0-0	1-6	24-8	19	0-5
54	22/11/1989	7-95	232	103-7	101-2	24-7	24-1	22-7	0-1	3-7	29-7	20	0-6	7-16	214	135-7	102-5	32-3	24-4	23-7	0-0	1-0	31-0	20	0-6
55	23/11/1989	7-94	240	174-4	78-1	42-0	18-6	19-6	0-1	3-4	25-7	18	0-7	7-30	212	124-7	86-1	29-7	20-5	20-0	0-0	1-0	26-2	18	0-5
56	24/11/1989	7-81	184	114-2	21-8	27-2	5-2	14-4	0-1	5-1	18-9	19	0-6	7-10	164	146-6	100-0	34-9	23-8	20-5	0-0	1-1	28-9	19	0-5
59	27/11/1989	8-26	348	174-8	149-5	42-1	35-6	14-4	0-1	1-7	18-9	19	0-7	7-57	348	209-2	44-5	49-8	10-4	16-0	0-0	0-7	21-0	19	0-7
60	28/11/1989	8-00	336	168-0	127-7	40-0	30-4	34-0	0-2	3-3	44-5	19	0-4	7-76	340	108-8	49-6	25-9	11-8	14-9	0-1	1-3	19-5	19	0-9
61	29/11/1989	7-76	328	158-3	65-3	37-7	15-6	7-7	0-2	4-7	10-1	19	0-3	7-56	332	89-9	23-1	21-4	5-5	0-5	0-0	2-4	0-7	19	1
62	30/11/1989	7-76	360	148-3	94-5	35-3	22-5	9-5	0-2	4-4	12-4	19	0-3	7-65	376	148-3	59-6	35-3	14-2	11-2	0-0	2-0	14-6	19	0-2
63	31/11/1989	8-15	270	141-5	146-6	33-7	34-9	18-5	0-1	5-3	24-2	19	0-4	7-62	223	206-2	100-4	49-1	23-9	12-9	0-0	2-3	16-9	19	0-5
66	3/1/1989	7-41	165	186-9	164-6	44-5	39-2	15-0	0-2	8-3	19-7	20	0-4	7-33	172	157-1	92-4	37-4	22	17-4	0-5	5-3	22-8	20	0-7
67	4/1/1989	7-27	178	238-6	189-0	56-8	45-0	15-2	0-2	7-4	19-9	18	0-5	7-24	164	107-9	104-2	25-7	24-8	9-4	0-2	6-1	12-3	18	0-4
68	5/1/1989	7-31	132	217-6	202-4	51-8	48-2	15-3	0-1	9-4	20-0	20	0-4	7-56	152	147-4	132-3	35-1	31-5	22-4	0-5	4-4	29-3	20	0-4
69	6/1/1989	7-23	136	123-9	56-7	29-5	13-5	11-5	0-1	6-5	15-1	20	0-3	7-53	156	47-5	31-9	11-3	7-6	23-0	0-5	4-6	30-1	20	0-6
70	7/1/1989	7-65	172	537-2	245-2	127-9	57-9	32-4	0-2	6-4	42-4	20	0-3	7-46	174	76-0	48-3	18-1	11-5	11-9	0-0	3-5	15-6	20	0-3
73	10/1/1989	7-35	158	44-0	32-6	13-2	10-0	7-9	0-2	6-5	10-3	20	0-5	7-42	173	26-9	15-0	6-4	4-6	6-9	0-3	5-2	9-0	20	0-7
74	11/1/1989	7-65	146	43-6	34-0	13-3	10-5	14-4	0-1	4-3	18-9	20	0-9	7-28	144	100-0	33-6	23-8	8-0	14-5	0-2	6-3	19-0	20	0-7
75	12/1/1989	7-95	146	62-2	52-0	19-0	16-1	12-1	0-2	5-9	15-9	20	1-1	7-67	140	112-1	32-8	26-7	7-8	18-5	0-1	4-3	24-2	20	0-5
76	13/1/1989	7-70	134	50-4	37-8	12-0	9-0	10-0	0-1	6-5	13-1	20	0-6	7-55	180	37-8	35-7	9-0	8-5	20-5	0-0	1-6	26-9	20	0-4
81	17/1/1989	7-56	156	144-5	26-5	46-0	8-1	15-7	0-2	5-8	20-6	19	0-7	7-51	164	14-1	13-1	4-3	4-0	6-4	0-2	3-9	8-4	19	0-3
82	18/1/1989	8-00	164	230-6	47-5	54-9	11-3	20-2	0-2	5-3	26-5	19	0-9	7-77	176	44-9	32-8	10-7	7-8	12-8	0-1	2-8	16-8	19	0-3
83	19/1/1989	8-01	176	222-6	88-2	67-9	26-9	35-9	0-2	4-1	47-0	20	0-8	7-93	180	40-9	31-8	12-5	9-7	25-0	0-0	1-2	37-8	20	0-3
84	20/1/1989	7-72	146	117-2	50-8	27-9	12-1	7-3	0-2	5-2	9-6	18	0-5	7-66	184	61-3	42-4	14-6	10-1	16-6	0-1	2-6	21-7	18	0-5

Numero de datos:	59	59	59	59	59	59	59	59	59	59.0	59	59	59	59	59	59	59	59	59	59	59	59	59.0	59	59
Valor minimo:	7-2	132	43-6	19-32	12	4-6	7-3	0	1-7	9-6	18	0-2	7-03	140	14-1	3-36	4-3	0-8	0-5	0	0-32	0-7	18	0-2	1
Valor maximo:	8-7	360	537-18	380-94	127-9	90-7	46-9	0-48	10-8	61-4	20	1-1	7-93	376	239-82	208-32	57-1	49-6	48-8	0-53	9-4	63-9	20	1	1
Valor promedio:	7-49	185-44	204-35	107-55	49-24	25-88	22-38	0-16	6-08	29-3	18-66	0-35	7-41	200-97	121-40	74-53	28-97	17-81	22-78	0-13	3-59	29-8	18-66	0-49	1
Desv. estandar:	0-37	53-15	105-63	71-46	24-97	16-85	9-18	0-08	1-63	12-0	0-75	0-23	0-18	46-26	50-54	40-20	11-93	9-49	8-92	0-14	1-98	-11-7	0-75	0-18	1

2a. ETAPA

REACTOR ANAEROBIO:

ETAPA 2

ALIMENTACION: AGUA RESIDUAL DOMESTICA MEZCLADA CON AGUA SIMETICA

TEMPERATURA: 37 C

GASTO: 425 l/día (17.7 l/h)

I N F L U E N T E

E F L U E N T E

No.	FECHA	pH	ALCALI N ^o mgCaCO ₃ /l	PHOS (mgO ₂ /l)	DDOS (mgO ₂ /l)	COT (mgC/l)	COS (mgC/l)	SST (mg/l)	No.	FECHA	pH	ALCALI N ^o mgCaCO ₃ /l	PHOS (mgO ₂ /l)	DDOS (mgO ₂ /l)	COT (mgC/l)	COS (mgC/l)	SST (mg/l)
1	21/IV/89	7.70	190	325.0	162.5	125.0	38.7	420	1	21/IV/89	6.83	193	209.6	124.7	49.9	29.7	29
4	24/IV/89	7.29	164	1523.8	142.4	362.8	33.9	680	4	24/IV/89	7.10	180	106.7	105.4	25.4	25.1	37
5	25/IV/89	7.10	203	1639.7	233.5	390.4	55.6	370	5	25/IV/89	7.05	176	170.1	84.4	40.5	20.1	39
6	26/IV/89	7.30	189	1920.7	338.1	457.3	80.5	576	6	26/IV/89	7.10	180	187.7	107.9	44.7	25.7	40
7	27/IV/89	8.15	194	2032.8	213.8	484.0	50.9	356	7	27/IV/89	7.41	170	207.9	117.2	49.5	27.9	32
8	28/IV/89	7.20	190	2667.0	300.7	635.0	71.6	140	8	28/IV/89	7.36	191	43.7	39.9	10.4	9.5	25
12	2/IV/89	7.31	122	1923.6	320.5	458.0	76.3	200	12	2/IV/89	6.80	148	26.9	22.3	6.4	5.3	8
13	3/IV/89	7.75	184	595.6	472.5	141.8	112.5	328	13	3/IV/89	7.36	182	114.7	54.2	27.3	12.9	25
14	4/IV/89	6.90	179	1515.8	123.5	360.9	29.4	456	14	4/IV/89	7.10	165	93.3	28.6	22.7	6.8	43
18	8/IV/89	6.50	142	1870.7	896.3	445.4	213.4	1088	18	8/IV/89	6.48	189	93.7	44.1	22.3	10.5	27
19	9/IV/89	6.80	136	3099.6	630.0	738.0	150.0	850	19	9/IV/89	6.53	194	106.7	50.8	25.4	12.1	50
20	10/IV/89	6.86	175	1803.2	728.3	429.8	173.4	435	20	10/IV/89	6.13	186	198.2	81.9	47.2	19.5	53
21	11/IV/89	7.16	146	756.0	182.7	180.0	43.5	224	21	11/IV/89	6.66	200	116.3	116.3	27.7	27.7	126
22	12/IV/89	7.03	140	287.6	236.6	140.5	46.3	172	22	12/IV/89	6.55	216	140.1	100.1	1.4	1.0	43
25	15/IV/89	5.54	138	635.2	142.4	545.5	30.6	1276	25	15/IV/89	6.92	204	81.7	78.0	5.1	4.2	10
26	16/IV/89	7.25	166	2420.5	949.6	576.3	226.1	520	26	16/IV/89	6.66	188	212.9	166.3	50.7	39.6	15
27	17/IV/89	5.93	160	1056.1	117.9	312.9	79.2	116	27	17/IV/89	6.75	200	71.2	29.5	8.1	4.1	12
28	18/IV/89	7.25	170	1480.1	606.9	352.4	144.5	888	28	18/IV/89	6.63	214	83.6	52.9	19.9	12.6	40
29	19/IV/89	7.90	126	938.3	108.8	223.4	25.9	752	29	19/IV/89	6.55	208	29.0	23.5	6.9	5.6	36
32	22/IV/89	8.02	165	674.3	190.0	180.1	134.1	345	32	22/IV/89	7.10	200	51.5	12.3	13.4	9.7	27
33	23/IV/89	8.03	176	1099.1	198.2	261.7	47.2	236	33	23/IV/89	7.05	202	72.7	48.7	17.3	11.6	46
34	24/IV/89	7.90	175	485.8	157.9	218.6	52.7	196	34	24/IV/89	7.23	210	170.0	97.2	4.5	2.1	66
35	25/IV/89	7.74	208	479.2	235.2	114.1	56.0	247	35	25/IV/89	7.22	242	154.1	92.8	36.7	22.1	43
36	26/IV/89	7.73	184	534.2	211.2	156.2	27.3	524	36	26/IV/89	7.55	180	39.8	23.9	6.9	3.9	27

39	29/VI/89	7.90	169	795.1	42.4	189.3	10.1	76
40	30/VI/89	7.40	160	710.2	457.4	169.1	108.9	92
41	31/VI/89	7.20	182	177.8	162.0	120.1	40.1	124
42	1/VI/89	6.85	192	979.4	315.7	233.2	74.7	444
43	2/VI/89	5.85	192	1270.1	370.9	312.5	67.4	1728
46	5/VI/89	6.87	188	945.7	257.5	334.6	162	
47	6/VI/89	7.1	192	779.5	559.9	185.6	133.3	
48	7/VI/89	6.95	175	970.0	236.0	265.3	52.8	
49	8/VI/89	6.9	162	822.8	588.0	195.9	140	
50	9/VI/89	7.05	126	512.4	52.9	122	12.6	
53	12/VI/89	7.41	144	395.2	167.6	176.9	10.6	
54	13/VI/89	7.42	152	483.4	255.8	115.1	60.9	
55	14/VI/89	7.05	162	535.6	144.0	113.9	28.9	
56	15/VI/89	6.37	106	537.2	292.7	127.9	69.7	
57	16/VI/89	7.07	122	706.0	185.6	168.1	44.2	
60	19/VI/89	7.06	130	413.3	110.2	99.2	27.6	
61	20/VI/89	7.1	128	546.8	129.8	130.2	30.9	
62	21/VI/89	7.23	146	648.2	169.2	144.7	18.9	
63	22/VI/89	6.98	126	1402.4	303.7	333.9	72.3	
64	23/VI/89	7.05	182	641.3	469.6	152.7	111.8	
67	26/VI/89	7.05	144	642.2	124.5	137	25.7	
68	27/VI/89	6.8	150	437.6	233.1	104.2	55.5	
69	28/VI/89	7.1	140	308.7	160.5	124.7	29.1	
70	29/VI/89	6.78	154	686.3	277.2	163.4	66	255
71	30/VI/89	6.96	148	664.9	265.9	158.3	63.3	

Numero de datos:	49	49	49	49	49	49	30
Valor minimo:	5.54	106	177.8	42.42	99.2	10.1	76
Valor maximo:	8.15	208	3099.6	949.62	738	226.1	1728
Valor promedio:	7.14	161.10	999.55	290.40	258.53	71.77	462.13
Desv. estandar:	0.53	24.77	654.12	202.13	155.29	51.55	371.29

39	29/VI/89	7.35	182	14.3	6.3	3.4	1.5	28
40	30/VI/89	7.38	222	48.7	29.8	11.6	7.1	24
41	31/VI/89	7.18	155	114.6	90.9	42.7	23.7	36
42	1/VI/89	6.84	112	154.1	84.8	36.7	20.2	46
43	2/VI/89	6.90	122	133.1	92.7	51.3	20.3	49
46	5/VI/89	6.7	210	153.5	107.8	48.8	19.8	
47	6/VI/89	6.95	195	283.9	179.3	67.6	42.7	
48	7/VI/89	6.85	200	215.0	101.0	64.4	15.3	
49	8/VI/89	6.73	220	169.3	81.5	40.3	19.4	
50	9/VI/89	6.75	238	295.7	74.8	70.4	17.8	
53	12/VI/89	7.05	202	75.1	31.6	43.2	11.4	
54	13/VI/89	7.46	182	107.1	3.9	25.5	0.92	
55	14/VI/89	6.75	196	136.0	76.0	28.1	14.7	
56	15/VI/89	6.9	226	161.7	103.3	36.5	24.6	
57	16/VI/89	6.93	218	168.0	100.4	40	23.9	
60	19/VI/89	6.76	212	74.8	66.9	30.1	15.4	
61	20/VI/89	6.83	210	77.7	52.9	18.5	12.6	
62	21/VI/89	7.12	190	86.6	47.3	18.7	15.5	
63	22/VI/89	7	146	244.9	84.8	58.3	20.2	
64	23/VI/89	6.87	214	270.9	96.6	64.5	23	
67	26/VI/89	7.03	148	85.6	62.3	34.7	16.5	
68	27/VI/89	7.15	200	76.4	70.1	18.2	16.7	
69	28/VI/89	6.95	204	102.9	82.3	29.5	10.1	
70	29/VI/89	7	216	181.9	172.6	43.3	41.1	22
71	30/VI/89	7.03	204	80.6	54.6	19.2	13	

Numero de datos:	49	49	49	49	49	49	30
Valor minimo:	6.13	112	14.28	3.864	1.4	0.92	8
Valor maximo:	7.55	242	295.68	179.34	70.4	42.7	126
Valor promedio:	6.95	192.69	128.50	74.65	30.98	16.26	36.80
Desv. estandar:	0.28	26.25	88.16	40.16	18.39	9.95	21.18

SSV (ng/l)	N-NH3 (ngN/l)	N-NO2 (ngN/l)	N-NO3 (ngN/l)	NKJELDAHL (ngN/l)	TEMP. (C)	O.D. (ppm)	TURBIDEZ (NTU)	PROD.GAS (l)	XCH4	SSV (ng/l)	N-NH3 (ngN/l)	N-NO2 (ngN/l)	N-NO3 (ngN/l)	NKJELDAHL (ngN/l)	TEMP. (C)	O.D. (ppm)	TURBIDEZ (NTU)
294	29.9	0.01	2.2	39.2	40	0.2				21	30	0.01	1.1	39.3	37	0.2	
490	30	0.01	1.6	39.3	39	0.5				29	16.7	0.01	1.1	21.9	37	0.2	
192	33.9	0.02	2.4	44.4	41	0.3				24	36.2	0.01	1.4	47.4	36	0.3	
184	25.3	0.51	2.8	33.1	40	0.3				21	28.4	0.02	1.2	37.2	37	0.2	
242	29.1	0.74	3.6	38.1	40	0.3				28	15.2	0.26	1.6	19.9	37	0.1	
129	18.8	0.43	2.5	24.6	41	0.4				15	24.4	0.09	1.3	32.0	38	0.3	
196	11.4	0.16	3.6	14.9	41	0.4				2	11.5	0.27	1.6	15.1	37	0.2	
226	20.7	0.21	3.1	27.1	42	0.15				20	21.3	0.09	1.4	27.9	36	0.15	
31	29.9	0.4	2.9	39.2	41	0.4				13	27.1	0.01	1.3	35.5	36	0.3	
176	20.8	0.21	3.4	27.2	41	0.4				15	26.7	0.05	1.8	35.0	36	0.3	
310	23.8	0.15	3	36.4	40	0.2				23	24	0.04	2.9	31.4	35	0.2	
304	22.3	0.17	3.2	29.2	39	0.2				9	24.5	0.01	3.1	32.1	36	0.3	
176	12.4	0.32	3.3	16.2	41	0.7				25	33	0.03	1.3	43.2	35	0.2	
16	22.5	0.43	3.6	29.5	40	1.2				10	28.7	0.03	1.1	37.6	35	0.2	
1196	12.6	0.23	4.3	16.5	40	1.3				2	34.2	0.01	1.5	44.8	36	0.8	
69	19.9	0.47	1.6	26.1	40	0.2				14	23.8	0.02	1.1	31.2	37	0.2	
16	21.3	0.39	1.8	27.9	41	0.3				3	27.8	0.01	1.9	36.4	36	0.2	
88	18.5	0.45	2.6	24.2	41	0.1				13	32.8	0.02	2.5	43.0	37	0.3	
180	14.1	0.34	3.1	18.5	41	0.2				5	36.6	0.02	2	47.9	37	0.3	
110	22.5	0.09	3.2	29.5	40	0.2				19	12.9	0.02	2.5	16.9	37	0.2	
45	15.8	0.07	3.1	20.7	40	0.2				39	10.7	0.01	2.1	14.0	36	0.1	
12	20.3	0.1	3.1	26.6	41	0.3				21	11.4	0.01	2.1	14.9	36	0.2	
38	10.8	0.28	2.8	14.1	40	0.5				20	7.5	0.05	1	9.8	35	0.4	
68	35.2	0.66	2.8	46.1	40	0.5				10	31.1	0.02	1.5	40.7	37	0.4	

16	15.8	0.01	2.5	20.7	40	0.2			38	5	47.4	0.02	1.5	62.1	37	0.4	
24	30.2	0.37	2.3	39.6	41	0.3			5	9	42.4	0.02	1.7	55.5	37	0.2	
44	18.9	0.07		24.8	41	0.5			36	8	44.7	0.01	2.8	58.4	38	0.3	
32	25.7	0.09	1.5	33.7	41	0.4		100	30	13	34	0.01		44.5	37	0.3	10
64	25.7	0.05		33.7	41	0.3		120	19	25	34	0.01		44.5	38	0.2	15
	32.1	0.06		42.1	35	0.5		110	8		30	0.01		39.3	31	0.3	22
	29.1	0.05		38.1	37	0.3		95	5		24	0.01		44.9	30	0.4	31
	30.3	0.09		39.7	37	0.4		90	10		36	0.01		43.9	30	0.4	20
	32.5	0.06		42.6	36	0.4		92	15		42	0.03		46.0	29	0.4	18
	43.2	0.07		56.6	37	0.5		96	3		51	0.02		50.8	28	0.5	41
	24.7	0.98		32.4	36	0.3		110	7		20	0.04		14.3	30	0.4	15
	27.4	0.53		35.9	35	0.4		100	1		30	0.43		42.7	30	0.6	17
	39	0.02		51.1	37	0.3		105	4		46	0.01		55.7	31	0.8	25
	25.4	0.9		33.3	35	0.2		80	3		40	0.05		45.9	31	0.7	32
	28.7	0.25		37.4	35	0.3		57	3		55	0.01		41.8	30	0.5	16
	15.5	0.32		20.3	37	0.4		60	7		23	0.14		30.5	31	0.4	22
	21.1	0.07		27.6	35	0.2		70	5		20	0.01		34.8	30	0.6	8
	19.8	0.4		25.9	37	0.8		84	4		46	0.01		28.7	31	0.4	7.4
	22.2	0.06		29.1	31	0.5		91	15		32	0.01		18.7	30	0.7	17
	43.5	0.39		57.0	37	0.3		116	4		52	0.11		50.3	31	0.5	32
	23.2	0.26		30.4	37	0.2		84	16		41	0.02		34.7	30	0.4	7
	14.1	0.2		18.5	37	0.5		50	4		35	0.01		48.3	29	0.3	36
	11.1	0.03		14.5	38	0.7		36	5		41	0.01		31.0	30	0.8	21
55	19.7	0.026		25.8	37	0.6		92	4		37	0.01		36.4	32	0.9	42
	25.2	0.26		33.0	39	0.7		58	6		52	0.02		43.9	31	0.4	26
30	49	49	27	49.0	49	49	24	20	25	30	49	49	27	49.0	49	49	22
12	10.8	0.01	1.4	14.1	31	0.1		0	1	2	7.5	0.01	1	9.8	28	0.1	7
1194	43.5	0.98	4.3	57.0	42	1.3	120	16	55	39	47.4	0.27	3.1	62.1	38	0.9	42
167.37	23.88	0.25	2.89	31.3	38.76	0.40	78.58	6.45	35.48	15.57	28.12	0.04	1.72	34.8	33.96	0.37	21.84
222.09	7.82	0.23	0.63	10.2	2.38	0.24	31.65	4.21	12.20	8.94	9.46	0.05	0.59	12.4	3.20	0.19	10.10

3a. ETAPA

REACTOR AEROBIOLO:

ET A P A 3

ALIMENTACION: AGUA RESIDUAL DOMESTICA MEZCLADA CON AGUA SINTETICA

TEMPERATURA: 20 C

GASTO1425 1/61a (17-7 1/h)

I N F L U E N T E

No.	FECHA	pH	ALCALINI- mgCaCO3/l	DOOT (mgO2/l)	DOOS (mgO2/l)	COT (mgC/l)	COS (mgC/l)	SST (mg/l)
1	17/VIII/89	8.1	166	656.0	247.4	156.2	58.9	87
2	18/VIII/89	8.21	152	374.6	198.7	89.2	47.3	110
3	19/VIII/89	8.16	198	719.8	322.9	180.8	85.5	78
4	20/VIII/89	7.52	168	281.8	225.9	67.1	53.3	99
5	21/VIII/89	7.25	152	305.7	179.3	72.3	42.7	162
6	24/VIII/89	6.98	150	333.2	141.1	79.3	33.6	123
7	25/VIII/89	7	156	663.2	384.3	157.9	91.5	150
10	26/VIII/89	6.5	120	475.3	205.3	172	70.2	110
11	27/VIII/89	7.65	142	1314.2	310.8	312.9	74	86
12	28/VIII/89	8.5	174	566.6	436.4	134.9	103.9	73
15	31/VIII/89	7.5	138	437.0	91.2	104	21.7	119
16	1/VIII/89	7.36	150	221.3	38.2	52.7	9.1	59
17	2/VIII/89	7.72	140	191.6	61.3	63.8	16.5	68
18	3/VIII/89	7.26	148	1189.0	71.8	283.1	17.1	320
19	4/VIII/89	7.6	160	454.0	100.4	108.1	23.9	65
22	7/VIII/89	8.35	160	258.3	183.5	90.6	53.4	60
23	8/VIII/89	8.53	170	509.5	239.8	121.3	57.1	69
24	9/VIII/89	7.47	118	262.2	41.9	57	14	23
25	10/VIII/89	8.39	138	667.0	188.2	158.8	44.8	55
26	11/VIII/89	7.78	116	546.8	134.8	130.2	32.1	45
Numero de datos:	20	20	20	20	20	20	20	20
Valor minimo:	6.5	116	191.4	38.22	52.7	9.1	23	4
Valor maximo:	8.53	198	1314.18	436.38	312.9	103.9	320	27
Valor promedio:	7.69	150.80	521.25	190.06	129.61	47.53	98.05	71.3
Desv. estandar:	0.55	19.53	290.40	108.82	68.39	26.68	61.16	5.73

E F L U E N T E

No.	FECHA	pH	ALCALINI- mgCaCO3/l	DOOT (mgO2/l)	DOOS (mgO2/l)	COT (mgC/l)	COS (mgC/l)	SST (mg/l)
1	17/VIII/89	7.45	188	155.0	145.7	34.9	34.7	20
2	18/VIII/89	7.1	208	178.1	99.1	30.5	23.6	19
3	19/VIII/89	7.16	210	85.6	54.5	24.9	13.2	12
4	20/VIII/89	7.1	220	173.7	96.5	41.3	22.9	4
5	21/VIII/89	6.82	212	150.4	91.6	35.8	21.8	22
8	24/VIII/89	7.1	210	125.4	90.2	29.8	21.5	26
9	25/VIII/89	7.06	220	196.1	121.4	46.7	26.9	19
10	26/VIII/89	6.57	222	266.2	212.9	88.6	71.3	20
11	27/VIII/89	6.69	224	253.3	209.2	60.3	49.8	27
12	28/VIII/89	6.73	210	157.5	105.8	37.5	25.2	17
15	31/VIII/89	7.3	192	87.4	60.8	20.8	14.5	22
16	1/VIII/89	7.24	180	69.7	47.5	16.6	11.3	21
17	2/VIII/89	5.53	154	38.3	26.8	15.9	8.2	13
18	3/VIII/89	6.87	144	46.6	43.7	11.1	10.4	10
19	4/VIII/89	7.45	173	52.5	29.4	12.5	7	14
22	7/VIII/89	7.26	194	52.4	41.2	15.3	6.4	12
23	8/VIII/89	7.15	186	77.3	46.2	18.4	11	18
24	9/VIII/89	7.43	156	48.9	41.9	14.4	11.3	14
25	10/VIII/89	7.56	144	80.6	38.2	19.2	9.1	11
26	11/VIII/89	7.37	164	68.5	41.2	16.3	9.8	10
Numero de datos:	20	20	20	20	20	20	20	20
Valor minimo:	5.53	144	38.3	26.8	11.1	6.4	4	4
Valor maximo:	7.56	224	266.2	212.9	88.6	71.3	27	27
Valor promedio:	7.05	190.65	115.67	82.19	29.64	20.60	16.55	11.3
Desv. estandar:	0.44	26.26	66.38	53.84	18.63	15.78	5.73	5.73

SSV (ug/l)	H-MHS (ug/l)	H-MO2 (ug/l)	H-MOS (ug/l)	MJELDAHL (ug/l)	TEMP. (C)	O-D. (ppm)	TURBIDIZ (NTU)	PROD-GAS (l)	SCHA
61	23.4	0.31	1.2	30.7	19	0.8	92	4	48
56	25.2	0.12	2.3	33.0	20	0.7	75	2	45
57	21.6	0.29	1	28.3	20	0.4	80	3	34
79	16.7	0.32	11.6	21.9	20	0.3	74	3	25
124	21.3	0.14	4.2	27.9	19	0.5	52	3	39
103	27.2	0.19	2.5	35.6	19	0.7	66	5	35
132	29.3	0.11	2.3	38.4	20	1.1	34	2	29
98	27	0.09	1.3	35.4	20	0.9	122	3	36
70	14	0.27	1.2	18.3	19	0.5	40	2	13
49	24.9	0.22	1.3	32.6	19	0.4	40	1	36
94	14.1	0.1	2.7	19.5	20	0.6	35	3	55
51	6	0.11	2.4	7.9	19	0.4	30	1	26
61	10.8	0.12	1.4	14.1	19	0.5	50	1	19
270	16.3	0.07	3.2	21.4	20	0.7	136	0.5	35
62	13.5	0.11	3.2	17.7	20	1.1	30	0.5	20
36	12.9	0.23	3.5	16.9	18	1	26	3	42
44	2.5	0.15	2.6	3.3	19	0.9	24	1	9
21	7.6	0.07	2	10.0	19	0.6	16	1	12
40	6.5	0.12	0.75	8.5	18	0.8	22	0	17
32	1.2	0.07	1.2	1.6	19	1	16	1	10
20	20	20	20	20.0	20	20	20	20	20
21	1.2	0.07	0.75	1.6	18	0.3	16	0	9
270	29.3	0.32	11.6	38.4	20	1.1	136	5	55
77-00	16.10	0.16	2.60	21.1	19.30	0.70	53.00	2.00	29.35
53-05	8.41	0.08	2.26	11.0	0.64	0.24	33.43	1.29	13.12

SSV (ug/l)	H-MHS (ug/l)	H-MO2 (ug/l)	H-MOS (ug/l)	MJELDAHL (ug/l)	TEMP. (C)	O-D. (ppm)	TURBIDIZ (NTU)
14	26.5	0.01	2.3	34.7	20	0.3	32
12	38.3	0.04	0.9	50.2	20	0.5	74
8	30.7	0.01	0.38	40.2	19	0.4	24
3	33.2	0.01	0.18	43.5	20	0.6	38
19	46.8	0.01	0.23	61.3	20	0.9	31
23	33.7	0.05	2	46.1	20	0.9	38
12	40	0.02	1.8	52.4	19	0.5	38
15	43.2	0.03	0.01	56.6	20	0.4	30
18	32.7	0.02	0.01	42.8	19	0.5	60
12	26.1	0.02	0.02	34.2	20	0.6	63
19	26.1	0.05	0.17	34.2	20	0.3	38
17	15.9	0.06	0.06	20.8	19	0.5	45
11	4.9	0.07	0.07	6.4	19	0.4	34
9	12.5	0.13	0.13	16.4	20	0.3	37
13	12.2	0.01	0.01	16.0	20	0.4	26
9	17.2	0.06	0.48	22.5	19	0.7	43
15	5.4	0.04	0.11	7.1	19	0.4	32
10	11.3	0.14	0.001	14.8	19	0.6	32
8	5.4	0.11	0.001	7.1	20	0.5	34
8	14.2	0.04	0.001	18.6	19	0.3	33
20	20	20	20	20.0	20	20	20
3	4.9	0.01	0.001	6.4	19	0.3	24
23	41.8	0.14	2.3	61.3	20	0.9	74
12.65	23.82	0.05	0.44	31.2	19.55	0.50	39.10
4.76	12.96	0.04	0.70	17.0	0.50	0.17	12.40

APENDICE II.

TABLA

DE RESULTADOS

DEL REACTOR

NITRIFICADOR.

1a. ETAPA

REACTOR NITRIFICADOR:

ETAPA I

ALIMENTACION: EFLENTE AMERODIO

TEMPERATURA: 10-20 C

GASTO: 346 l/dia (14.4 l/h)

I N F L U E N T E

No.	FECHA	pH	ALCALINIDAD (mgCaCO3/l)	DMOT (mgO2/l)	DOOS (mgO2/l)	COT (mgC/l)	COS (mgC/l)	N-NH3 (mgN/l)	N-NO2 (mgN/l)	N-NO3 (mgN/l)	NH4JELDAHL (mgN/l)	TEMP. (C)	O-D. (ppm)
1	27/1/89	7.46	264	126.4	63.8	36-1	15-2	21.9	0.1	2-1	28-7	18	0.3
4	30/1/89	7.05	196	121.4	61.7	28.9	14.7	24.5	0.0	0.3	32.1	18	0.4
5	31/1/89	7.45	216	142.0	79.4	33.8	18.9	28.6	0.1	2.7	37.5	18	0.5
6	1/11/89	7.55	194	97.9	45.8	23.3	10.9	32.8	0.4	7.6	43.0	18	0.4
7	2/11/89	7.47	214	115.0	85.6	26.9	19.9	23.9	0.0	9.4	31.3	18	0.7
8	3/11/89	7.57	200	150.4	98.3	35.8	23.4	17.9	0.4	8.8	23.4	18	0.5
11	6/11/89	7.50	200	181.4	121.4	43.2	28.9	35.3	0.1	7.3	46.2	18	0.4
12	7/11/89	7.46	200	97.0	84.4	23.3	20.1	48.8	0.0	5.5	63.9	18	0.3
13	8/11/89	7.46	200	74.8	52.5	17.8	12.5	37.4	0.4	6.5	49.0	19	0.3
14	9/11/89	7.43	173	93.7	84.0	22.3	2.0	36.3	0.3	6.0	47.6	18	0.3
15	10/11/89	7.41	176	121.4	98.7	28.9	23.5	40.3	0.3	4.3	52.8	18	0.7
18	13/11/89	7.36	172	92.8	78.5	22.1	18.7	36.4	0.3	3.8	47.7	18	0.9
19	14/11/89	7.48	187	135.7	42.4	32.3	10.1	35.8	0.2	3.4	46.9	18	0.7
20	15/11/89	7.22	208	87.8	71.4	20.9	17	28.5	0.1	4.4	37.3	18	0.5
21	16/11/89	7.25	190	77.3	55.4	18.4	13.2	30.5	0.1	3.2	40.0	18	0.6
22	17/11/89	7.36	214	89.5	62.2	21.3	14.8	29.8	0.1	4.1	39.0	18	0.4
25	20/11/89	7.03	164	103.3	46.5	24.6	10.6	28.5	0.1	5.6	37.3	18	0.7
26	21/11/89	7.25	196	94.9	46.1	22.6	10.5	23.4	0.1	5.7	30.7	19	0.7
27	22/11/89	7.36	204	111.3	100.4	26.5	23.9	21.4	0.0	1.4	28.0	18	0.8
28	23/11/89	7.32	202	158.8	98.3	37.8	23.4	20.1	0.1	2.1	26.3	18	0.5
29	24/11/89	7.27	204	153.3	121.4	36.5	28.9	26.9	0.0	3.1	35.2	18	0.4
31	27/11/89	7.30	200	107.9	80.2	29.7	19.1	20.3	0.1	2.7	26.6	18	0.3
32	28/11/89	7.31	207	98.3	78.5	23.4	18.7	23.3	0.1	2.3	29.2	18	0.3
33	1/11/89	7.33	203	144.9	126.7	34.5	29.7	21.8	0.1	2.1	28.6	18	0.2
34	2/11/89	7.15	176	68.9	60.9	18.4	14.5	22.0	0.0	2.1	28.8	18	0.4
35	3/11/89	7.25	185	149.5	33.2	35.6	7.9	21.8	0.1	2.0	28.4	18	0.5
38	6/11/89	7.32	199	229.3	3.4	54.6	0.8	22.6	0.1	3.0	29.6	18	0.4
39	7/11/89	7.30	200	171.2	170.5	51.7	40.6	25.4	0.1	3.4	33.3	18	0.3
40	8/11/89	7.35	195	234.4	191.5	55.8	45.6	23.8	0.2	3.5	31.2	18	0.3
41	9/11/89	7.38	187	239.8	208.3	57.1	49.6	27.4	0.3	3.7	35.9	19	0.4

E F L U E N T E

pH	ALCALINIDAD (mgCaCO3/l)	DMOT (mgO2/l)	DOOS (mgO2/l)	COT (mgC/l)	COS (mgC/l)	N-NH3 (mgN/l)	N-NO2 (mgN/l)	N-NO3 (mgN/l)	NH4JELDAHL (mgN/l)	TEMP. (C)	O-D. (ppm)
7.51	248	237.7	43.3	56.6	10.3	20.8	0.6	8.9	27.2	18	0.6
7.57	114	411.6	51.2	98	12.2	18.1	0.3	5.2	23.7	18	1.4
7.42	102	191.1	41.6	45.5	9.9	9.9	0.6	16.3	13.0	18	2
7.60	224	58.4	42.0	13.9	10	35.7	0.1	14.0	46.8	18	4
7.43	238	331.4	98.3	78.9	23.4	37.7	0.1	16	49.4	18	3.1
7.51	180	113.0	51.7	26.9	12.3	22.4	0.5	17.8	29.3	18	2
7.52	185	284.8	82.7	67.8	19.7	25.4	0.3	15.8	33.3	18	1.9
7.35	180	136.1	71.0	32.4	16.9	31.3	0.2	13.4	41.0	18	0.9
7.40	195	112.1	98.3	26.7	23.4	35.5	0.2	12.5	46.5	19	1
7.42	190	83.2	57.1	19.8	13.6	37.8	0.1	10.9	49.5	18	0.5
7.33	182	146.2	66.8	34.8	15.9	35.8	0.2	10.2	46.9	18	1
7.42	178	191.1	86.9	45.5	20.7	30.3	0.3	8.4	39.7	18	3
7.43	170	331.4	81.1	78.9	19.3	33.4	0.1	7.5	43.8	18	3.1
7.32	234	238.6	145.3	56.8	34.6	30.2	0.1	6.5	39.6	18	3
7.46	214	108.8	56.3	25.9	13.4	31.8	0.1	6.3	41.7	18	2.1
7.44	236	95.8	47.0	22.8	11.2	32.3	0.1	4.8	42.3	18	3.1
7.25	176	73.9	44.5	17.6	10.6	30.3	0.1	4.0	39.7	18	0.5
7.37	210	246.1	39.5	59.6	9.4	21.9	0.0	4.9	28.7	19	1.7
7.43	222	320.0	77.7	76.2	18.5	24.6	0.0	3.8	32.2	18	2
7.36	220	282.7	105.8	67.3	25.2	29.2	0.1	1.4	38.3	18	1.8
7.32	218	238.6	60.5	56.8	14.4	29.0	0.1	1.6	38.0	18	1.5
7.35	220	413.7	134.4	98.5	3	28.4	0.1	1.6	37.2	18	0.4
7.34	221	243.2	112.6	57.9	26.8	27.2	0.1	1.0	35.6	18	2.1
7.41	210	398.3	87.8	73.4	20.9	26.3	0.0	1.7	34.5	18	2
7.32	168	478.0	60.9	115.8	14.5	26.4	0.0	1.6	34.6	18	3.1
7.40	205	283.2	52.1	67.9	12.4	26.7	0.0	1.8	35.0	18	3
7.37	213	151.2	19.7	36.0	4.7	27.5	0.0	1.5	36.0	18	1.6
7.35	183	485.5	136.1	115.6	32.4	24.3	0.1	1.2	31.8	18	1.9
7.28	210	349.4	126.0	83.2	3.0	26.4	0.1	1.8	34.6	18	1.8
7.40	223	225.1	105.0	53.6	25.0	23.1	0.0	1.7	30.3	19	1.5

42	10/11/89	7.44	164	163.4	82.7	38.9	19.7	23.0	0.2	5.0	30.1	19	0.5	7.52	192	275.5	77.7	65.6	18.5	22.9	0.1	2.4	30.0	19	1.1
43	13/11/89	7.07	144	117.2	83.2	27.9	19.8	5.2	0.2	3.8	6.8	19	0.7	7.14	164	104.6	70.1	24.9	16.7	5.8	0.0	2.7	7.4	19	0.9
44	14/11/89	7.35	206	140.7	112.4	35.5	26.8	28.3	0.1	3.5	37.1	19	0.8	7.40	200	131.5	102.1	31.3	24.3	30.7	0.0	2.4	49.2	19	0.7
47	15/11/89	7.40	250	117.2	80.6	27.9	19.2	29.8	0.0	3.4	39.0	19	0.5	7.65	242	113.0	53.6	26.9	12.8	28.8	0.0	2.5	37.7	19	1.2
48	16/11/89	7.37	224	101.6	51.2	24.2	12.2	28.5	0.1	3.7	37.3	19	0.4	7.70	231	137.3	130.6	32.7	31.1	29.4	0.0	2.4	34.5	19	0.6
49	17/11/89	7.44	232	139.6	73.2	33	17.9	27.9	0.0	3.4	36.5	19	0.4	7.61	260	83.4	60.9	19.9	14.5	37.8	0.1	2.5	49.5	19	0.5
52	20/11/89	7.43	176	202.0	89.5	48.1	21.3	20.9	0.0	1.7	27.4	19	0.3	7.56	192	30.7	50.7	7.3	7.3	25.3	0.0	2.4	35.1	19	0.7
53	21/11/89	7.35	184	124.7	66.8	29.7	15.9	18.9	0.0	1.6	24.8	19	0.5	7.70	186	124.7	124.7	29.7	29.7	25.7	0.0	1.8	33.1	19	0.8
54	22/11/89	7.14	214	135.7	102.5	32.3	24.4	23.7	0.0	1.0	31.0	20	0.6	7.35	200	163.8	96.6	39.0	23.0	23.0	0.0	1.4	30.1	19	1.2
55	23/11/89	7.30	212	124.7	86.1	29.7	20.5	20.0	0.0	1.0	26.2	18	0.5	7.57	186	114.2	86.6	27.2	20.2	23.0	0.0	1.1	30.1	19	0.8
56	24/11/89	7.10	164	146.8	100.0	34.9	23.8	20.5	0.0	1.1	26.9	19	0.5	7.46	172	155.4	150.4	37.0	35.8	23.4	0.0	0.9	30.7	19	0.8
59	27/11/89	7.57	348	209.2	44.5	49.8	10.6	16.0	0.0	0.7	21.0	19	0.7	7.72	324	84.4	55.0	18.8	13.1	14.3	0.0	0.7	18.7	19	0.8
60	28/11/89	7.78	340	106.8	49.6	25.9	11.8	14.9	0.1	1.3	19.5	19	0.9	7.75	360	57.5	55.0	13.7	13.1	11.3	0.1	0.6	14.9	19	0.9
61	29/11/89	7.56	332	89.9	23.1	21.4	5.5	0.5	0.0	2.4	0.7	19	1	7.63	360	76.9	43.3	18.3	10.3	3.6	0.0	1.9	4.7	19	1.1
62	30/11/89	7.63	376	140.3	59.4	35.3	14.2	11.2	0.0	2.0	14.6	19	0.2	7.54	396	107.1	94.5	25.5	22.5	24.4	0.0	1.4	32.0	19	1.2
63	31/11/89	7.62	223	206.7	100.4	49.1	23.9	12.9	0.0	2.3	16.9	19	0.5	7.64	230	133.1	133.1	31.7	31.7	20.7	0.0	1.9	27.1	19	1
66	3/12/89	7.33	172	151.1	92.4	32.4	22	17.4	0.5	5.3	22.8	20	0.7	7.51	210	139.9	130.6	33.3	31.1	22.5	0.2	3.6	29.5	20	0.8
67	4/12/89	7.24	164	101.9	104.2	25.7	24.8	9.4	0.2	6.1	12.3	18	0.4	7.41	218	167.2	153.7	39.8	36.6	21.5	0.1	4.7	28.2	18	0.7
68	5/12/89	7.54	152	147.4	132.3	35.1	31.5	22.4	0.5	4.4	29.3	20	0.4	7.73	176	153.7	152.0	36.6	36.2	28.4	0.2	2.5	37.2	20	1.1
69	6/12/89	7.53	156	47.5	31.9	11.3	7.4	23.0	0.5	4.6	30.6	20	0.6	7.77	194	68.0	19.7	16.2	4.7	38.9	0.1	2.1	51.0	20	1
70	7/12/89	7.46	174	76.0	48.3	18.1	11.1	11.9	0.0	3.5	15.1	20	0.3	7.65	202	63.0	49.6	15.0	11.8	10.9	0.0	4.2	14.3	20	0.8
73	10/12/89	7.42	173	26.9	15.0	6.4	4.6	6.9	0.3	5.2	9.0	20	0.7	7.50	204	26.9	22.7	6.4	5.4	7.7	0.1	4.1	10.1	20	0.9
74	11/12/89	7.28	144	100.0	33.6	23.8	8.0	14.5	0.2	6.3	19.0	20	0.7	7.52	184	18.1	17.6	4.3	4.2	25.9	0.0	3.4	33.9	20	0.7
75	12/12/89	7.67	140	112.1	32.8	26.7	7.8	18.5	0.1	4.3	24.2	20	0.5	7.75	180	182.3	84.4	43.4	20.1	31.3	0.0	2.2	41.0	20	1.2
76	13/12/89	7.55	180	37.0	35.7	9.0	8.5	20.5	0.0	1.6	26.9	20	0.4	8.11	194	46.2	42.0	11.0	10.0	10.0	0.1	1.1	42.1	20	1.1
81	17/12/89	7.51	164	14.1	13.1	4.3	4.0	6.4	0.2	3.9	8.4	19	0.3	7.54	186	32.8	31.5	7.8	7.5	16.9	0.1	3.2	22.1	19	1
82	18/12/89	7.77	176	49.4	32.8	10.7	7.8	12.8	0.1	2.8	16.8	19	0.3	8.05	190	22.0	16.8	5.3	4.0	21.1	0.1	2.4	27.9	19	0.9
83	19/12/89	7.93	180	40.9	31.8	12.5	9.7	25.0	0.0	1.2	32.8	20	0.3	7.86	194	29.4	29.4	7.0	7.0	27.0	0.1	0.9	35.4	20	2
84	20/12/89	7.66	184	61.3	42.4	14.6	10.1	16.6	0.1	2.6	21.7	18	0.5	7.91	188	26.9	25.2	6.4	6	24.9	0.1	1.9	32.6	18	1.7

Numero de datos:	59	59	59	59	59	59	59	59	59	59	59	59	59	59	59	59	59	59	59	59	59	59	59	59	59
Valor minimo:	7.03	140	14.1	5.36	4.3	0.8	0.5	0	0.32	0.66	18	0.2	7.16	102	18.96	16.8	4.3	4	3.4	0	0.72	4.72	18	0.4	18
Valor maximo:	7.93	376	235.82	208.32	57.1	49.4	48.8	0.53	9.4	63.93	20	1	8.11	396	485.52	153.72	115.4	36.6	38.9	0.6	17.6	50.96	20	4	20
Valor promedio:	7.41	200.97	121.40	74.53	28.97	17.81	22.78	0.13	3.59	29.84	18.66	0.49	7.52	209.90	169.89	74.95	40.45	17.84	25.41	0.16	4.59	33.29	18.64	1.44	18.64
Dev. estandar:	0.18	46.26	50.54	40.20	11.93	9.49	8.92	0.14	1.98	11.68	0.75	0.18	0.19	49.24	116.97	38.69	27.85	9.21	7.83	0.13	4.52	10.26	0.75	0.83	0.83

2a. ETAPA

REACTOR NITRIFICADOR:

E T A P A 2

ALIMENTACION: EFLENTE ANAEROBIO

TEMPERATURA: 30 C

GASTO: 346 l/dia (14.4 l/h)

I N F L U E N T E

E F L U E N T E

No.	FECHA	pH	ALCALINI- mgCaCO3/l	DOOT (mgO2/l)	DOOS (mgO2/l)	COT (mgC/l)	COS (mgC/l)	No.	FECHA	pH	ALCALINI- mgCaCO3/l	DOOT (mgO2/l)	DOOS (mgO2/l)	COT (mgC/l)	COS (mgC/l)
1	21/IV/89	6.83	193	209.6	124.7	49.9	29.7	1	21/IV/89	7.44	215	121.8	113.4	29	27
4	24/IV/89	7.10	180	106.7	105.4	25.4	25.1	4	24/IV/89	7.28	184	34.0	30.7	8.1	7.3
5	25/IV/89	7.05	176	170.1	84.4	40.5	20.1	5	25/IV/89	7.56	207	72.7	50.8	17.3	12.1
6	26/IV/89	7.10	180	187.7	107.9	44.7	25.7	6	26/IV/89	7.41	193	103.3	57.1	24.6	13.6
7	27/IV/89	7.41	170	207.9	117.2	49.5	27.9	7	27/IV/89	7.85	164	263.8	64.3	62.8	15.3
8	28/IV/89	7.36	191	43.7	39.9	10.4	9.5	8	28/IV/89	7.35	198	44.9	33.2	10.7	7.9
12	2/IV/89	6.80	148	26.9	22.3	6.4	5.3	12	2/IV/89	6.96	168	45.4	33.2	10.8	7.9
13	3/IV/89	7.36	182	114.7	54.2	27.3	12.9	13	3/IV/89	7.46	190	33.2	29.0	7.9	6.9
14	4/IV/89	7.10	165	95.3	28.6	22.7	6.8	14	4/IV/89	7.28	176	74.8	53.8	17.8	12.8
18	8/IV/89	6.48	189	93.7	44.1	22.3	10.5	18	8/IV/89	7.45	200	106.3	56.3	25.3	13.4
19	9/IV/89	6.53	194	106.7	50.8	25.4	12.1	19	9/IV/89	7.6	208	106.3	56.3	25.3	13.4
20	10/IV/89	6.13	186	198.2	81.9	47.2	19.5	20	10/IV/89	7.7	198	76.4	59.2	18.2	14.1
21	11/IV/89	6.66	200	116.3	116.3	27.7	27.7	21	11/IV/89	7.76	190	62.6	50.0	14.9	11.9
22	12/IV/89	6.55	216	140.1	100.1	1.4	1.0	22	12/IV/89	7.62	220	121.9	81.9	21.8	19.1
25	15/IV/89	6.92	204	81.7	78.0	5.1	4.2	25	15/IV/89	7.96	198	98.0	63.5	21.8	14.1
26	16/IV/89	6.66	188	212.9	166.3	50.7	39.6	26	16/IV/89	7.97	188	76.9	50.0	18.3	11.9
27	17/IV/89	6.75	200	71.2	29.5	8.1	4.1	27	17/IV/89	7.1	234	34.4	16.0	9.3	5.8
28	18/IV/89	6.63	214	83.6	52.9	19.9	12.6	28	18/IV/89	7.68	294	61.3	29.8	14.6	7.1
29	19/IV/89	6.55	208	29.0	23.5	6.9	5.6	29	19/IV/89	7.6	204	34.0	27.7	8.1	6.6
32	22/IV/89	7.10	200	51.5	12.3	13.4	9.7	32	22/IV/89	7.2	189	39.2	14.7	8.6	2.7
33	23/IV/89	7.05	202	72.7	48.7	17.3	11.6	33	23/IV/89	6.88	190	65.5	15.1	15.6	3.6
34	24/IV/89	7.23	210	170.0	97.2	4.5	2.1	34	24/IV/89	7.14	194	113.3	85.0	8.6	2.7
35	25/IV/89	7.22	242	154.1	92.8	36.7	22.1	35	25/IV/89	8.06	250	65.5	15.1	15.6	3.6
36	26/IV/89	7.55	180	39.8	23.9	6.9	3.9	36	26/IV/89	7.95	194	11.9	4.1	3.6	1

39 29/VI/89	7.35	182	14.3	6.3	3.4	1.5	39 29/VI/89	7.4	200	35.3	15.1	8.4	3.6
40 30/VI/89	7.38	222	48.7	29.8	11.6	7.1	40 30/VI/89	7.69	230	28.6	16.0	6.8	3.8
41 31/VI/89	7.18	155	114.6	90.9	42.7	23.1	41 31/VI/89	7.35	229	102.7	82.9	29.2	14.8
42 1/VI/89	6.84	112	154.1	84.8	36.7	20.2	42 1/VI/89	7.46	288	64.3	62.2	15.3	14.8
43 2/VI/89	6.90	122	133.1	92.7	51.3	20.3	43 2/VI/89	7.43	288	96.8	92.7	12.9	11.9
44 3/VI/89	6.7	210	153.5	107.8	48.8	19.8	44 3/VI/89	6.96	168	45.4	33.2	10.8	7.9
45 4/VI/89	6.95	195	283.9	179.3	67.6	42.7	45 4/VI/89	7.46	190	33.2	29.0	7.9	6.9
46 7/VI/89	6.85	200	215.0	101.0	44.4	15.3	46 7/VI/89	7.28	176	74.8	53.8	17.8	12.8
49 8/VI/89	6.73	220	169.3	81.5	40.3	19.4	49 8/VI/89	7.45	200	106.3	56.3	25.3	13.4
30 9/VI/89	6.75	238	295.7	74.8	70.4	17.8	50 9/VI/89	7.6	208	106.3	56.3	25.3	13.4
53 12/VI/89	7.05	202	75.1	31.6	43.2	11.4	53 12/VI/89	7.7	198	76.4	59.2	18.2	14.1
54 13/VI/89	7.46	182	107.1	3.9	25.5	0.92	54 13/VI/89	7.76	190	62.6	50.0	14.9	11.9
55 14/VI/89	6.75	196	136.0	76.0	28.1	14.7	55 14/VI/89	7.62	220	121.9	81.9	21.8	19.1
56 15/VI/89	6.9	226	161.7	103.3	38.5	24.6	56 15/VI/89	7.66	162	88.6	43.7	21.1	10.4
57 16/VI/89	6.93	218	168.0	100.4	40	23.9	57 16/VI/89	7.32	166	114.7	60.5	27.3	14.4
60 19/VI/89	6.74	212	74.8	66.9	30.1	13.4	60 19/VI/89	7.4	234	82.6	74.8	12.6	24.6
61 20/VI/89	6.83	210	77.7	52.9	18.5	12.6	61 20/VI/89	7.51	210	50.4	31.9	12.7	7.6
62 21/VI/89	7.12	190	86.6	47.3	16.7	15.5	62 21/VI/89	7.53	198	55.1	19.7	19	12.5
63 22/VI/89	7	146	244.9	84.8	58.3	20.2	63 22/VI/89	7.64	164	75.6	29.4	18	7
64 23/VI/89	6.87	214	270.9	96.6	64.5	23	64 23/VI/89	7.7	164	121.0	63.0	28.8	15
67 26/VI/89	7.03	148	85.6	62.3	34.7	16.5	67 26/VI/89	7.5	136	58.4	30.6	15	11.6
68 27/VI/89	7.15	200	76.4	70.1	18.2	16.7	68 27/VI/89	7.74	210	11.8	54.2	2.8	12.9
69 28/VI/89	6.95	204	102.9	82.3	29.5	10.1	69 28/VI/89	7.65	214	78.3	49.4	36.6	13.8
70 29/VI/89	7	216	181.9	172.6	43.3	41.1	70 29/VI/89	7.76	222	61.7	59.2	14.7	14.1
71 30/VI/89	7.03	204	80.6	54.6	19.2	13	71 30/VI/89	7.72	198	43.3	37.4	10.3	8.9

Numero de datos:	49	49	49	49	49	49	Numero de datos:	49	49	49	49	49	49
Valor minimo:	6.13	112	14.28	3.864	1.4	0.92	Valor minimo:	6.86	136	11.76	4.1	2.8	1
Valor maximo:	7.55	242	295.68	179.34	70.4	42.7	Valor maximo:	8.06	294	263.74	113.4	62.8	27
Valor promedio:	6.93	192.69	128.50	74.65	30.98	16.26	Valor promedio:	7.50	209.69	75.69	46.86	16.94	10.02
Desv. estandar:	0.28	26.25	68.16	40.16	18.39	9.95	Desv. estandar:	0.26	31.19	40.79	23.09	9.88	5.28

SSV (ng/l)	SSV (ng/l)	N-NHS (ngN/l)	N-NO2 (ngN/l)	N-NO3 (ngN/l)	NKJELDAHL (ngN/l)	TEMP. (C)	O.D. (ppm)	TURBIDIZ (MTU)	SSV (ng/l)	SSV (ng/l)	N-NHS (ngN/l)	N-NO2 (ngN/l)	N-NO3 (ngN/l)	NKJELDAHL (ngN/l)	TEMP. (C)	O.D. (ppm)	TURBIDIZ (MTU)
29	21	30	0.01	1.1	39.3	37	0.2		45	40	25.4	0.02	1.1	33.3	26	0.6	
37	29	16.7	0.01	1.1	21.9	37	0.2		38	31	11.9	0.03	0.96	15.6	26	2.4	
39	24	36.2	0.01	1.4	47.4	36	0.3		36	25	31.1	0.01	1.2	40.7	27	2.8	
40	21	28.4	0.02	1.2	37.2	37	0.2		34	16	20.5	0.1	1.1	26.9	28	4	
32	28	15.2	0.26	1.6	19.9	37	0.1		29	18	11.1	0.11	2.3	14.5	26	4.6	
25	15	24.4	0.09	1.3	32.0	38	0.3		22	16	25.6	0.1	2	33.5	26	2	
8	2	11.5	0.27	1.6	15.1	37	0.2		32	26	13.7	0.02	3.2	17.9	28	1.9	
25	20	21.3	0.09	1.4	27.9	36	0.15		36	29	23.8	0.01	2.9	31.2	27	0.9	
43	13	27.1	0.01	1.3	35.5	36	0.3		41	8	28.5	0.02	2.8	37.3	27	1.5	
27	15	26.7	0.05	1.8	35.0	36	0.3		14	10	23.4	0.04	1.3	30.7	26	0.25	
50	23	24	0.04	2.9	31.4	35	0.2		57	48	28.1	0.05	1.2	36.8	28	1.3	
53	9	24.5	0.01	3.1	32.1	36	0.3		90	53	29.9	0.06	0.93	39.2	27	3.3	
126	25	33	0.03	1.3	43.2	35	0.2		24	17	20.9	0.02	0.88	27.4	27	3.1	
43	10	28.7	0.03	1.1	37.6	35	0.2		16	6	25.4	0.01	1.5	33.3	28	3	
10	2	34.2	0.01	1.5	44.8	36	0.8		32	8	29.4	0.01	1.3	38.5	27	2.1	
15	14	23.8	0.02	1.1	31.2	37	0.2		15	11	30.5	0.06	1.7	40.0	26	2.6	
12	3	27.8	0.01	1.9	36.4	36	0.2		11	2	38.6	0.01	1.6	50.6	27	0.5	
40	13	32.8	0.02	2.5	43.0	37	0.3		27	8	38.2	0.03	1.9	50.0	27	1.7	
36	5	36.6	0.02	2	47.9	37	0.3		26	4	40.3	0.07	1.8	52.8	28	2.5	
27	19	12.9	0.02	2.5	16.9	37	0.2		32	19	10.3	0.03	2.1	13.5	26	1.7	
46	39	10.7	0.01	2.1	14.0	36	0.1		29	16	4.5	0.02	2.1	5.9	27	1.4	
66	21	11.4	0.01	2.1	14.9	36	0.2		27	11	12.3	0.03	0.72	16.1	28	0.3	
43	20	7.5	0.05	1	9.8	35	0.4		22	9	1.2	0.04	1.1	1.6	27	3.7	
27	10	31.1	0.02	1.5	40.7	37	0.4		17	12	35.7	0.03	0.66	46.8	27	3.2	

28	5	47.4	0.02	1.5	42.1	37	0.4		30	8	39.4	0.07	1.4	51.6	27	3.8	
24	9	42.4	0.02	1.7	55.5	37	0.2		4	2	34.9	0.03	1.6	45.7	26	2	
36	8	44.7	0.01	2.8	58.6	38	0.3		20	4	42.7	0.01	1	53.9	26	1.9	
46	13	34	0.01		44.5	37	0.3	10	19	3	37.1	0.02		48.6	26	1.3	
49	25	34	0.01		44.5	38	0.2	15	13	2	37.1	0.11		48.6	26	1	
		30	0.01		39.3	31	0.3	22	32	26	13.7	0.02	3.2	17.9	28	1.9	
		34.3	0.01		44.9	30	0.4	31	36	29	23.8	0.01	2.9	31.2	27	0.9	
		33.5	0.03		43.9	30	0.4	20	41	8	28.5	0.02	2.8	37.3	27	1.5	
		35.1	0.02		44.0	29	0.4	18	14	10	23.4	0.04	1.3	30.7	24	0.25	
		38.8	0.01		50.8	28	0.5	41	57	48	28.1	0.05	1.2	36.8	28	1.3	
		10.9	0.04		14.3	30	0.4	15	90	53	29.9	0.06	0.93	39.2	27	3.3	
		32.6	0.03		42.7	30	0.6	17	24	17	20.9	0.02	0.88	27.4	27	3.1	
		42.5	0.01		55.7	31	0.8	25	16	6	25.4	0.01	1.5	33.3	28	3	
		35	0.05		45.9	31	0.7	32			19.8	2.3		25.9	28	5.3	15
		31.9	0.01		41.8	30	0.5	16			23	2.1		30.1	27	6.7	3
		23.3	0.14		30.5	31	0.4	22			25.2	0.25		33.0	27	3.4	74
		28.1	0.01		36.8	30	0.6	8			29.3	0.49		38.4	28	4.5	15
		21.9	0.01		28.7	31	0.4	7.4			20.3	0.3		26.6	28	3.9	3
		14.3	0.01		18.7	30	0.7	17			19.1	0.1		25.0	28	5.1	10
		38.4	0.11		50.3	31	0.5	32			40	0.26		52.4	28	4.9	2.2
		26.5	0.02		34.7	30	0.4	7			31.4	0.28		41.1	28	2.2	4
		36.9	0.01		48.3	29	0.3	36			31	0.1		40.6	28	3.8	3.2
		23.7	0.01		31.0	30	0.8	21			27.5	0.11		36.0	26	1.6	3.6
	22	27.8	0.01		36.4	32	0.9	42			30	0.51		39.3	28	4.9	0.96
		33.5	0.02		43.9	31	0.4	26			15.8	1.1		28.7	27	3.1	0.94
<hr/>																	
30	30	49	49	27	49.0	49	49	22	38	38	49	49	35	49	49	49	12
8	2	7.5	0.01	1	9.8	28	0.1	7	4	2	1.2	0.01	0.66	1.572	26	0.25	0.94
126	39	47.4	0.27	3.1	62.1	38	0.9	42	90	53	42.7	2.3	3.2	55.937	28	6.7	74
36.80	15.57	28.12	0.04	1.72	36.8	33.96	0.37	21.84	28.90	15.93	25.91	0.04	1.57	33.90	26.83	2.12	11.24
21.18	8.94	9.46	0.05	0.59	12.4	3.20	0.19	10.10	18.20	14.60	9.42	0.45	0.73	12.34	0.78	1.47	19.52

3a. ETAPA

REACTOR NITRIFICADOR:

E T A P A 3

ALIMENTACION: EFLENTE AMARONTO

TEMPERATURA: 20 C

GASTO: DEL 24/VII/89 AL 4/VIII/89-140 l/día y DEL 7 AL 10/VIII/89-346 l/día

I N F L U E N T E

No.	FECHA	pH	ALCALINI. mgCaCO3/l	DMOT (mgO2/l)	DMOS (mgO2/l)	COT (mgC/l)	COS (mgC/l)
1	17/VII/89	7.45	100	155.0	145.7	36.9	34.7
2	18/VII/89	7.1	200	128.1	99.1	30.5	23.6
3	19/VII/89	7.16	210	95.6	56.5	24.9	13.2
4	20/VII/89	7.1	220	173.7	96.5	41.3	22.9
5	21/VII/89	6.82	212	150.4	91.6	35.8	21.8
6	24/VII/89	7.1	210	125.4	90.2	29.8	21.5
9	25/VII/89	7.06	220	194.1	121.4	46.7	28.9
10	26/VII/89	6.57	222	266.2	212.9	88.6	71.3
11	27/VII/89	6.69	224	253.3	209.2	60.3	49.8
12	28/VII/89	6.73	210	157.5	105.8	37.5	25.2
15	31/VII/89	7.3	192	87.4	60.8	20.8	14.5
16	1/VIII/89	7.24	180	69.7	47.5	16.6	11.3
17	2/VIII/89	5.53	194	38.3	26.8	15.9	8.2
18	3/VIII/89	6.87	144	46.6	43.7	11.1	10.4
19	4/VIII/89	7.45	173	52.5	29.4	12.5	7
22	7/VIII/89	7.26	196	52.4	41.2	15.3	6.4
23	8/VIII/89	7.15	186	77.3	46.2	18.4	11
24	9/VIII/89	7.43	156	48.9	41.9	14.4	11.3
25	10/VIII/89	7.56	144	80.6	38.2	19.2	9.1
26	11/VIII/89	7.37	164	68.3	41.2	16.3	9.8
Numero de datos:	20	20	20	20	20	20	20
Valor minimo:	5.53	144	38.3	26.8	11.1	6.4	
Valor maximo:	7.56	224	266.2	212.9	88.6	71.3	
Valor promedio:	7.05	190.65	115.67	82.19	29.64	20.60	
Desv. estandar:	0.44	26.26	66.38	53.84	18.63	15.78	

E F L U E N T E

No.	FECHA	pH	ALCALINI. mgCaCO3/l	DMOT (mgO2/l)	DMOS (mgO2/l)	COT (mgC/l)	COS (mgC/l)
SE REALIZARON 3 PRUEBAS DE CINETICA DE REACCION DEL REACTOR NITRIFICADOR Y SE ACLIMATO EL REACTOR TRABAJANDO EN BATCH. COMENZO A OPERAR EN CONTINUO CON UN GASTO DE 140 l/día, EL 24/VII/89, AL OBSERVARSE RESULTADOS FAVORABLES, SE AUMENTO EL GASTO A 346 l/día, EL 7/VIII/89							
8	24/VII/89	8.3	135	190.3	75.1	47.2	17.9
9	25/VII/89	8.2	140	114.2	51.2	27.2	12.2
10	26/VII/89	8.06	162	201.5	64.6	84.5	18.2
11	27/VII/89	7.9	140	104.2	50.8	24.8	14
12	28/VII/89	7.95	124	128.5	44.5	30.6	10.6
15	31/VII/89	7.8	82	201.4	19.0	47.9	4.5
16	1/VIII/89	7.76	94	32.8	31.5	7.8	7.5
17	2/VIII/89	8.05	116	46.0	34.5	15.8	6.6
18	3/VIII/89	7.46	110	57.5	27.7	13.7	6.6
19	4/VIII/89	7.94	112	92.0	30.2	21.9	7.2
22	7/VIII/89	7.35	110	89.8	29.9	38.6	6.9
23	8/VIII/89	7.88	110	256.2	17.6	61	4.2
24	9/VIII/89	7.88	116	55.9	34.9	30.6	10.6
25	10/VIII/89	8.2	142	74.3	35.7	17.7	8.5
26	11/VIII/89	7.59	134	42.8	41.2	10.2	9.8
Numero de datos:	15	15	15	15	15	15	15
Valor minimo:	7.35	82	32.76	17.64	7.8	4.2	
Valor maximo:	8.3	162	256.2	75.1	84.5	18.2	
Valor promedio:	7.89	121.80	113.03	39.77	31.97	9.69	
Desv. estandar:	0.26	19.92	67.53	15.86	20.28	4.19	

SST (°C)	SSV (µg/l)	N-NH3 (µgN/l)	N-NO2 (µgN/l)	N-NO3 (µgN/l)	MKJELBAHL (µgN/l)	TEMP. (°C)	O.D. (ppm)	TURBIDITEZ (NTU)
20	16	26.5	0.01	2.3	34.7	20	0.3	32
19	12	30.3	0.04	0.9	50.2	20	0.5	74
12	0	30.7	0.01	0.38	40.2	19	0.4	24
4	3	33.2	0.01	0.10	43.5	20	0.6	38
22	19	46.8	0.01	0.23	61.3	20	0.9	31
24	23	33.7	0.05	2	44.1	20	0.9	38
19	12	40	0.02	1.8	52.4	19	0.5	38
20	15	43.2	0.03	0.01	56.6	20	0.4	30
27	18	32.7	0.02	0.01	42.8	19	0.5	60
17	12	26.1	0.02	0.02	34.2	20	0.6	63
22	19	26.1	0.05	0.17	34.2	20	0.3	38
21	17	15.9	0.06	0.06	20.8	19	0.5	45
13	11	4.9	0.07	0.07	6.4	19	0.4	34
10	9	12.5	0.13	0.13	16.4	20	0.3	37
14	13	12.2	0.01	0.01	16.0	20	0.4	26
12	9	17.2	0.06	0.48	22.5	19	0.7	43
18	15	5.4	0.04	0.11	7.1	19	0.4	32
14	10	11.3	0.14	0.091	14.8	19	0.6	32
11	8	5.4	0.11	0.001	7.1	20	0.5	34
10	8	14.2	0.04	0.001	18.6	19	0.3	33
20	20	20	20	20	20.0	20	20	20
4	3	4.9	0.01	0.001	6.4	19	0.3	24
27	23	46.8	0.14	2.3	61.3	20	0.9	74
16.55	12.85	23.82	0.05	0.44	31.2	19.55	0.50	39.10
5.73	4.76	12.96	0.04	0.70	17.0	0.50	0.17	12.40

SST (°C)	SSV (µg/l)	N-NH3 (µgN/l)	N-NO2 (µgN/l)	N-NO3 (µgN/l)	MKJELBAHL (µgN/l)	TEMP. (°C)	O.D. (ppm)	TURBIDITEZ (NTU)
150	76	1.9	0.31	121.2	2.5	20	6.5	38
146	86	1.7	0.28	117.7	2.2	20	4.9	44
95	67	1.74	0.05	99.1	2.3	20	5.2	54
43	24	0.5	0.04	52.9	0.7	19	6	14
30	18	0.001	0.08	41.8	0.0	19	5.9	20
135	88	1.3	0.05	25.5	1.7	20	4.0	6
19	12	0.64	0.16	13.7	0.8	20	5.4	5.2
11	8	0.29	0.02	11.5	0.4	20	5.1	0.92
18	14	0.38	0.08	12.9	0.5	20	4.7	4.6
44	29	0.63	0.07	9.6	0.8	19	6.5	12
43	26	0.43	0.09	9.5	0.6	19	6.7	2.6
238	162	0.17	0.07	9.8	0.2	19	5.9	46
16	11	0.97	0.24	6.5	1.3	19	6.1	6.6
13	11	0.02	0.06	4.3	0.0	18	5.8	16
15	11	1.3	0.24	5.5	1.7	19	6	58
15	15	15	15	15	15.0	15	15	15
11	0	0.001	0.02	4.3	0.0	18	4.7	0.92
238	162	1.9	0.31	121.2	2.5	20	6.7	58
67.73	42.87	0.80	0.12	36.10	1.0	19.40	5.70	21.86
66.77	42.64	0.62	0.09	40.72	0.8	0.61	0.63	19.56

APENDICE III.

TABLA

DE RESULTADOS

DEL REACTOR

DESNITRIFICADOR.

1a. ETAPA

REACTOR DESNITRIFICADOR:

ETAPA 1

ALIMENTACION: EFLUENTE DEL NITRIFICADOR

TEMPERATURA: 18-20 C

GASTO: 346 l/dia (14.4 l/h)

I N F L U E N T E

No.	FECHA	pH	ALCALINIDAD mgCaCO3/l	DOOT (mgO2/l/h)	DOOS (mgO2/l)	COT (mgC/l)	COS (mgC/l)	N-NH3 (mgN/l)	N-NO2 (mgN/l)	N-NO3 (mgN/l)	NKJELDAHL (mgN/l)	TEMP. (C)	O.D. (ppm)
1	27/11/89	7.51	249	237.7	43.3	56.6	10.3	20.8	0.4	8.9	27.2	18	0.6
4	30/11/89	7.57	114	411.4	51.2	98	12.2	18.1	0.3	5.2	23.7	18	1.6
5	31/11/89	7.42	102	191.1	41.4	45.5	9.9	9.9	0.6	16.3	13.0	18	2
6	1/11/89	7.40	224	59.4	42.0	13.9	10	35.7	0.1	14.0	46.8	18	4
7	2/11/89	7.43	239	331.4	99.3	18.9	23.4	37.7	0.1	16	49.4	18	3.1
8	3/11/89	7.51	180	113.0	51.7	26.9	12.3	22.4	0.5	17.8	29.3	18	2
11	4/11/89	7.52	195	294.8	82.7	67.0	19.7	25.4	0.3	15.8	33.3	18	1.9
12	7/11/89	7.35	160	136.1	71.0	32.4	16.9	31.3	0.2	13.4	41.0	18	0.9
13	8/11/89	7.40	195	112.1	98.3	26.7	23.4	35.5	0.2	12.5	46.5	19	1
14	9/11/89	7.42	190	83.2	57.1	19.8	13.6	37.8	0.1	10.9	49.5	18	0.5
15	10/11/89	7.33	182	146.2	66.0	34.8	15.9	35.8	0.2	10.2	46.9	18	1
18	13/11/89	7.42	178	191.1	86.9	45.5	20.7	30.3	0.3	8.4	39.7	18	3
19	14/11/89	7.43	170	331.4	81.1	78.9	19.3	33.4	0.1	7.5	43.8	18	3.1
20	15/11/89	7.32	234	238.6	145.3	56.0	34.6	30.2	0.1	6.5	39.6	18	3
21	16/11/89	7.46	214	108.8	56.3	25.9	13.4	31.8	0.1	6.3	41.7	18	2.1
22	17/11/89	7.44	236	95.8	47.0	22.8	11.2	32.3	0.1	4.8	42.3	18	3.1
25	20/11/89	7.29	176	73.9	44.5	17.6	10.6	30.3	0.1	6.0	39.7	18	0.5
26	21/11/89	7.37	219	246.1	39.5	58.6	9.4	21.9	0.0	4.9	28.7	19	1.7
27	22/11/89	7.43	222	320.0	77.7	76.2	18.5	24.6	0.0	3.8	32.2	18	2
28	23/11/89	7.34	220	282.7	105.8	67.3	23.2	29.2	0.1	1.4	38.3	18	1.8
29	24/11/89	7.32	218	238.4	60.5	56.8	14.4	29.0	0.1	1.6	38.0	18	1.5
31	27/11/89	7.35	220	413.7	134.4	98.5	32	28.4	0.1	1.6	37.2	18	0.4
32	28/11/89	7.34	221	243.2	112.4	57.9	26.8	27.2	0.1	1.8	35.6	19	2.1
33	11/11/89	7.41	210	308.3	87.4	73.4	20.9	26.3	0.0	1.7	34.5	18	2
34	2/11/89	7.32	168	418.0	60.9	113.8	14.5	26.4	0.0	1.4	34.6	18	3.1
35	5/11/89	7.40	205	285.2	52.1	67.9	12.4	26.7	0.0	1.8	35.0	18	3

E F L U E N T E

pH	ALCALINIDAD mgCaCO3/l	DOOT (mgO2/l/h)	DOOS (mgO2/l)	COT (mgC/l)	COS (mgC/l)	N-NH3 (mgN/l)	N-NO2 (mgN/l)	N-NO3 (mgN/l)	NKJELDAHL (mgN/l)	TEMP. (C)	O.D. (ppm)
7.65	320	97.9	50.8	23.3	12.1	17.3	0.6	5.5	22.7	18	2.7
7.40	138	75.2	50.8	17.9	12.1	25.5	0.6	6.9	33.4	18	2.9
7.25	116	98.7	45.8	23.5	10.9	10.0	0.8	11.2	13.1	18	2.8
7.62	216	40.5	58.8	14.4	16	40.6	1.0	7.2	53.2	18	3
7.55	230	64.8	35.9	15.9	13.3	30.6	0.0	8.8	40.1	18	3.5
7.58	222	44.9	44.9	10.7	10.7	22.8	0.4	7.8	29.9	18	3.5
7.58	170	62.6	59.2	14.9	14.1	20.3	0.4	6.8	42.1	18	3.4
7.54	172	116.8	79.8	27.8	19	32.1	0.1	5.8	44.5	19	3
7.50	180	136.1	110.0	32.4	26.2	33.8	0.1	5.1	51.2	18	3.1
7.56	188	37.4	37.4	8.9	8.9	39.1	0.0	5.5	51.2	18	3.1
7.48	171	74.3	51.7	17.2	12.3	35.7	0.0	3.3	44.1	18	3.2
7.47	168	92.8	89.0	22.1	21.2	35.8	0.1	3.1	46.9	18	3
7.50	183	181.9	88.6	43.3	21.1	30.5	0.1	2.8	40.0	18	3.7
7.55	234	52.9	50.4	12.6	12	28.0	0.0	3.4	37.2	18	3.7
7.52	234	58.4	46.6	13.9	11.1	24.4	0.1	2.9	32.0	18	4
7.46	236	47.9	33.6	11.4	8.7	30.5	0.1	3.2	40.0	18	2.8
7.33	192	35.7	33.6	8.5	8	32.1	0.1	5.2	42.1	18	2.5
7.37	212	68.9	67.2	16.4	16.0	21.3	0.1	3.0	27.9	19	2.6
7.40	224	89.9	60.5	21.4	14.4	24.7	0.0	1.5	35.0	18	2.4
7.41	232	135.2	63.4	32.2	15.1	26.4	0.0	1.3	34.6	18	2.9
7.33	224	90.3	85.3	21.3	20.3	19.2	0.0	1.7	25.2	18	3
7.32	228	83.6	52.1	19.9	12.4	27.3	0.0	2.7	35.8	18	3.1
7.30	200	98.3	70.6	23.4	16.8	27.3	0.0	3.4	35.0	18	3.2
7.29	189	88.6	85.3	21.1	15.4	25.4	0.0	2.5	33.3	18	3
7.25	202	84.4	61.3	20.1	14.6	28.9	0.0	2.1	37.9	18	3.7
7.26	192	111.7	45.8	26.6	10.9	36.4	0.0	2.3	47.7	18	3.6

30	6/11/1989	7.37	213	151.2	19.7	36.0	4.7	27.5	0.0	1.5	36.0	18	1.4	7.29	189	185.7	29.4	34.7	7.0	24.7	0.0	2.0	32.4	10	2.1
31	7/11/1989	7.35	183	495.5	134.1	115.4	32.4	24.3	0.1	1.2	31.8	18	1.9	7.32	190	174.7	106.8	41.6	25.9	20.2	0.1	2.3	26.5	10	2.2
40	8/11/1989	7.28	210	349.4	126.0	85.2	30	26.4	0.1	1.8	34.6	18	1.8	7.30	200	131.9	78.1	31.3	18.4	22.0	0.1	2.5	23.9	10	2.3
41	9/11/1989	7.40	223	225.1	105.0	53.4	25.0	23.1	0.0	1.7	30.3	19	1.5	7.21	215	107.1	64.5	25.5	15.4	10.1	0.1	2.0	23.7	19	2
42	10/11/1989	7.52	192	225.5	77.7	45.4	18.5	22.5	0.1	2.4	30.0	19	1.1	7.41	218	155.2	83.6	32.2	19.9	33.5	0.0	1.0	43.6	19	2.1
43	13/11/1989	7.16	164	186.6	70.1	24.9	16.7	5.8	0.0	2.7	7.4	19	0.9	7.12	176	120.5	101.2	28.7	24.1	15.3	0.0	2.3	20.0	19	2.1
44	14/11/1989	7.40	200	131.5	102.1	31.3	24.3	30.7	0.0	2.4	40.2	19	0.7	7.51	199	134.9	83.2	32.4	19.8	29.5	0.0	2.3	38.4	19	2.2
47	15/11/1989	7.45	242	115.0	53.8	26.9	12.8	28.4	0.0	2.5	37.7	19	1.2	7.75	240	130.6	86.1	31.1	20.5	31.9	0.0	2.7	41.8	19	2.3
48	16/11/1989	7.70	231	137.3	130.4	32.7	31.1	29.4	0.0	2.6	38.5	19	0.6	7.81	264	145.7	80.2	34.7	19.1	32.0	0.0	2.4	43.0	19	3
49	17/11/1989	7.61	260	83.6	60.9	19.9	14.5	37.8	0.1	2.5	49.5	19	0.5	7.45	270	121.0	80.6	28.0	21.1	35.7	0.0	2.4	46.8	19	2.1
50	20/11/1989	7.56	192	30.7	30.7	7.3	7.3	25.3	0.0	2.4	33.1	19	0.7	7.52	212	115.1	109.6	27.4	26.1	35.3	0.1	1.2	33.1	19	2.1
53	21/11/1989	7.70	186	124.7	124.7	29.7	29.7	25.7	0.0	1.0	33.7	19	0.8	7.56	190	120.5	104.6	28.7	24.9	25.7	0.0	0.4	33.7	19	2.3
54	22/11/1989	7.35	290	116.2	84.6	39.0	23.0	23.0	0.0	1.4	30.1	20	1	7.36	210	147.4	93.7	35.1	22.3	23.0	0.0	0.8	30.1	20	2
55	23/11/1989	7.57	186	116.2	84.6	27.2	20.2	23.0	0.0	1.1	30.1	19	1.2	7.40	202	109.4	83.2	26.1	19.0	23.0	0.0	0.8	30.1	10	1.8
56	24/11/1989	7.44	172	195.4	150.4	37.0	35.8	23.4	0.0	0.9	30.7	19	0.6	7.25	186	176.8	150.4	42.1	35.8	23.4	0.0	0.6	30.7	19	1.9
59	27/11/1989	7.72	324	64.4	35.0	15.8	13.1	14.3	0.0	0.7	16.7	19	0.8	7.87	344	59.2	55.9	14.1	13.3	14.3	0.0	0.6	16.7	19	1.9
60	28/11/1989	7.75	340	57.5	35.0	13.7	13.1	11.3	0.1	0.8	14.9	19	0.9	7.73	349	79.4	46.2	18.9	11.0	17.2	0.1	2.1	22.5	19	1.8
61	29/11/1989	7.53	340	76.9	43.3	18.3	10.3	3.4	0.0	1.9	4.9	19	1.1	7.43	346	20.4	20.4	4.9	4.9	2.9	0.0	4.5	3.9	19	1.7
62	30/11/1989	7.56	396	107.1	94.5	25.5	22.5	24.4	0.0	1.4	32.0	19	1.2	7.62	380	73.8	72.7	17.6	17.5	24.6	0.0	1.4	32.3	19	1.8
63	31/11/1989	7.64	230	133.1	133.1	31.7	31.7	20.7	0.0	1.9	27.1	19	1	7.70	243	94.2	94.1	22.9	22.4	16.5	0.0	1.3	21.6	19	1.5
64	3/1/1989	7.51	210	139.9	130.6	33.3	31.1	22.5	0.2	3.6	29.5	20	0.8	7.40	222	134.1	90.7	32.4	23.5	28.0	0.1	3.4	36.7	20	1.8
47	4/1/1989	7.41	218	167.2	153.7	39.8	34.6	21.5	0.1	4.7	28.2	18	0.7	7.41	230	212.9	206.2	50.7	49.1	26.4	0.0	4.7	34.8	18	1.8
68	5/1/1989	7.73	176	153.7	152.0	36.6	36.2	28.4	0.2	2.5	37.2	20	1.1	7.84	214	100.0	49.6	23.8	11.0	30.7	0.0	2.5	40.2	20	1.7
69	6/1/1989	7.77	194	68.0	19.7	16.2	4.7	38.9	0.1	2.1	51.0	20	1	7.81	214	90.7	33.6	21.4	8.0	34.3	0.0	2.1	44.9	20	1.7
70	7/1/1989	7.45	202	63.0	49.6	15.0	11.8	10.9	0.0	4.2	14.3	20	0.8	7.77	226	81.5	24.8	19.4	5.9	21.7	0.0	4.2	28.4	20	1.8
73	10/1/1989	7.50	204	26.9	22.7	6.4	5.4	7.7	0.1	4.1	10.1	20	0.9	7.66	220	39.9	29.8	9.5	7.1	10.0	0.0	4.1	13.0	20	1.4
74	11/1/1989	7.52	184	18.1	17.6	4.3	4.2	25.9	0.0	3.4	33.9	20	0.7	7.56	186	23.5	21.0	5.6	5.0	30.1	0.0	3.4	39.4	20	1.5
75	12/1/1989	7.75	180	182.3	84.4	43.4	20.1	31.3	0.0	2.2	41.0	20	1.2	7.76	176	81.1	19.3	19.3	4.6	12.0	0.0	2.2	16.4	20	1.4
76	13/1/1989	8.11	194	46.2	42.0	11.0	10.0	32.1	0.1	1.1	42.1	20	1.1	7.81	204	50.4	37.8	12.0	9.0	7.5	0.0	1.1	9.8	20	1.2
81	17/1/1989	7.56	184	32.8	31.5	7.8	7.5	16.9	0.1	3.2	22.1	19	1	7.65	196	43.7	3.8	10.4	9.0	23.2	0.1	1.8	30.4	19	1
82	18/1/1989	8.05	190	22.3	16.8	5.3	4.0	21.3	0.1	2.4	27.9	19	0.9	7.94	200	25.2	4.2	6.0	1.0	25.2	0.1	1.2	33.0	19	0.9
83	19/1/1989	7.84	194	29.9	29.4	7.0	7.0	27.0	0.1	0.9	35.4	20	2	7.80	190	40.7	38.2	9.7	9.1	28.9	0.0	0.7	37.9	20	0.9
84	20/1/1989	7.91	188	28.9	25.2	6.4	6	24.9	0.1	1.9	32.4	18	1.7	7.63	206	42.0	37.0	10	9	26.7	0.1	1.0	35.0	18	0.9

Numero de datos	59	59	59	59	59	59	59	59	59	59	59	59	59	59	59	59	59	59	59	59	59	59	59	59	59
Valor minimo	7.16	102	18.06	16.8	4.3	4	3.4	0	0.72	4.72	18	0.4	7.12	118	20.58	3.78	4.9	0.9	2.94	0	0.42	3.85	18	0.9	
Valor maximo	8.11	396	485.52	153.72	115.6	36.6	38.9	0.6	1.78	50.96	20	4	7.94	380	212.94	206.22	50.7	49.1	40.6	1.03	11.2	53.19	20	4	
Valor promedio	7.52	209.90	169.89	74.95	40.45	17.84	25.41	0.10	4.57	33.29	18.66	1.46	7.51	217.47	93.34	64.42	22.22	15.34	23.28	0.0	3.11	33.19	18.66	2.40	
Desv. estandar	0.19	49.24	116.97	38.65	27.85	9.21	7.83	0.13	4.52	10.26	0.75	0.83	0.19	49.92	42.71	34.37	10.17	8.18	7.74	0.19	2.21	10.14	0.75	0.80	

2a. ETAPA

REACTOR DESNITRIFICADOR:

ETAPA 2

ALIMENTACION: EFLENTE DEL NITRIFICADOR

TEMPERATURA: 25 C

GASTO: 346 l/día (14.4 l/h)

I N F L U E N T E

No.	FECHA	pH	ALCALINÍ- mgCaCO ₃ /l	DO ₂ (mgO ₂ /l)	DO ₅ (mgO ₂ /l)	COT (mgC/l)	COS (mgC/l)
1	21/IV/89	7.44	215	121.8	113.4	29	27
4	24/IV/89	7.28	184	34.0	30.7	8.1	7.3
5	25/IV/89	7.56	207	72.7	50.8	17.3	12.1
6	26/IV/89	7.41	193	103.3	57.1	24.6	13.6
7	27/IV/89	7.85	164	263.8	64.3	62.8	15.3
8	28/IV/89	7.35	198	44.9	33.2	10.7	7.9
12	2/V/89	6.96	168	45.4	33.2	10.8	7.9
13	3/V/89	7.46	190	33.2	29.0	7.9	6.9
14	4/V/89	7.28	176	74.8	53.8	17.8	12.8
18	8/V/89	7.45	200	106.3	56.3	25.3	13.4
19	9/V/89	7.6	208	106.3	56.3	25.3	13.4
20	10/V/89	7.7	198	76.4	59.2	18.2	14.1
21	11/V/89	7.76	190	62.6	50.0	14.9	11.9
22	12/V/89	7.62	220	121.9	81.9	21.8	19.1
25	15/V/89	7.96	198	98.0	63.5	21.8	14.1
26	16/V/89	7.97	188	76.9	50.0	18.3	11.9
27	17/V/89	7.1	234	34.4	16.0	9.3	5.8
28	18/V/89	7.68	294	61.3	29.8	14.6	7.1
29	19/V/89	7.6	204	34.0	27.7	8.1	6.6
32	22/V/89	7.2	189	39.2	14.7	8.4	2.7
33	23/V/89	6.86	190	65.5	15.1	15.6	3.6
34	24/V/89	7.14	194	113.3	83.0	8.6	2.7
35	25/V/89	8.06	250	65.5	15.1	15.6	3.6
36	26/V/89	7.95	194	11.9	4.1	3.6	1

E F L U E N T E

No.	FECHA	pH	ALCALINÍ- mgCaCO ₃ /l	DO ₂ (mgO ₂ /l)	DO ₅ (mgO ₂ /l)	COT (mgC/l)	COS (mgC/l)
1	21/IV/89	7.45	227	116.3	75.6	27.7	18
4	24/IV/89	7.39	200	54.2	53.8	12.9	12.8
5	25/IV/89	7.4	225	84.0	54.6	20	13
6	26/IV/89	7.5	210	109.2	80.2	26	19.1
7	27/IV/89	7.84	170	81.1	71.0	19.3	16.9
8	28/IV/89	7.5	218	51.2	37.4	12.2	8.9
12	2/V/89	6.95	184	93.7	73.1	22.3	17.4
13	3/V/89	7.51	204	90.3	55.0	21.5	13.1
14	4/V/89	7.48	201	73.9	24.4	17.6	5.8
18	8/V/89	7.5	210	52.5	27.7	12.5	6.6
19	9/V/89	7.35	224	115.5	86.5	27.5	20.6
20	10/V/89	7.36	226	60.1	55.9	14.3	13.3
21	11/V/89	7.65	198	86.5	27.7	20.6	6.6
22	12/V/89	7.46	230	161.9	18.2	30.1	27.6
25	15/V/89	7.63	214	98.0	63.5	25.5	24.3
26	16/V/89	7.56	216	100.4	76.0	23.9	18.1
27	17/V/89	7.33	230	25.8	24.6	9.9	9.3
28	18/V/89	7.54	244	36.1	26.5	8.6	6.3
29	19/V/89	7.46	224	44.5	6.7	10.6	1.6
32	22/V/89	7.5	210	29.4	22.1	12.3	8.3
33	23/V/89	7.45	220	32.8	26.5	7.8	6.3
34	24/V/89	7.5	211	50.5	48.6	12.3	8.3
35	25/V/89	7.67	238	32.8	26.5	7.8	6.3
36	26/V/89	7.96	206	8.0	3.9	4.4	1.9

39	29/IV/89	7.4	200	35.3	15.1	8.4	3.6	39	29/IV/89	7.57	220	18.5	8.0	4.4	1.9
40	30/IV/89	7.69	230	28.6	16.0	6.8	3.8	40	30/IV/89	7.75	235	43.7	16.0	10.4	3.8
41	31/IV/89	7.35	229	102.7	82.9	29.2	14.8	41	31/IV/89	7.55	236	114.6	82.9	34.7	24
42	1/VI/89	7.46	288	64.3	62.2	15.3	14.8	42	1/VI/89	7.62	248	90.3	86.1	21.5	20.5
43	2/VI/89	7.43	289	96.8	92.7	12.9	11.9	43	2/VI/89	7.52	248	108.9	100.8	20.6	9.6
44	5/VI/89	6.96	168	45.4	33.2	10.8	7.9	44	5/VI/89	6.95	184	93.7	73.1	22.3	17.4
47	6/VI/89	7.46	190	33.2	29.0	7.9	6.9	47	6/VI/89	7.51	204	90.3	55.0	21.5	13.1
48	7/VI/89	7.28	176	74.8	53.8	17.8	12.8	48	7/VI/89	7.48	201	73.9	24.4	17.6	5.8
49	8/VI/89	7.45	200	106.3	56.3	25.3	13.4	49	8/VI/89	7.5	210	52.5	27.7	12.5	6.6
50	9/VI/89	7.6	208	106.3	56.3	25.3	13.4	50	9/VI/89	7.35	224	115.5	86.5	27.5	20.6
53	12/VI/89	7.7	198	76.4	59.2	18.2	14.1	53	12/VI/89	7.36	226	60.1	55.9	14.3	13.3
54	13/VI/89	7.76	190	62.6	50.0	14.9	11.9	54	13/VI/89	7.65	198	86.5	27.7	20.6	6.6
55	14/VI/89	7.62	220	121.9	81.9	21.8	19.1	55	14/VI/89	7.46	230	161.9	18.2	30.1	27.6
56	15/VI/89	7.66	162	88.6	43.7	21.1	10.4	56	15/VI/89	7.76	176	60.5	29.4	14.4	7
57	16/VI/89	7.32	166	114.7	60.5	27.3	14.4	57	16/VI/89	7.58	182	66.8	43.7	15.9	10.4
60	19/VI/89	7.4	234	82.6	74.8	12.6	24.6	60	19/VI/89	7.5	240	70.8	47.2	15.1	10.1
61	20/VI/89	7.51	210	50.4	31.9	12	7.6	61	20/VI/89	7.65	236	44.9	16.8	10.7	4
62	21/VI/89	7.53	198	55.1	19.7	19	12.5	62	21/VI/89	7.54	200	51.2	39.4	17.5	8.8
63	22/VI/89	7.64	164	75.6	29.4	18	7	63	22/VI/89	7.84	184	41.2	33.2	9.8	7.9
64	23/VI/89	7.7	164	121.0	63.0	28.8	15	64	23/VI/89	7.73	166	69.0	46.2	16.2	11
67	26/VI/89	7.5	134	58.4	50.6	15	11.6	67	26/VI/89	7.61	152	54.5	42.8	12.8	13.1
68	27/VI/89	7.74	210	11.8	54.2	2.8	12.9	68	27/VI/89	7.73	206	46.2	34.9	11	8.3
69	28/VI/89	7.45	214	78.3	49.4	34.6	13.8	69	28/VI/89	7.7	232	65.8	57.6	19	15.9
70	29/VI/89	7.76	222	61.7	59.2	14.7	14.1	70	29/VI/89	7.7	230	60.5	58.0	14.4	13.8
71	30/VI/89	7.72	198	43.3	37.4	10.3	8.9	71	30/VI/89	7.71	216	46.6	37.8	11.1	9
Numero de datos:		49	49	49	49	49	49	Numero de datos:		49	49	49	49	49	49
Valor minimo:		6.86	136	11.76	4.1	2.8	1	Valor minimo:		6.95	152	9	3.9	4.4	1.6
Valor maximo:		8.06	294	263.76	113.4	62.8	27	Valor maximo:		7.96	248	161.9	100.8	34.7	27.6
Valor promedio:		7.50	209.69	75.69	46.86	16.94	10.02	Valor promedio:		7.52	218.17	71.19	46.88	17.21	12.04
Desv. estandar:		0.26	31.19	40.79	23.09	9.88	5.28	Desv. estandar:		0.18	21.72	33.10	24.17	7.00	6.36

SST (mg/l)	SSV (mg/l)	N-NH3 (mgN/l)	N-NO2 (mgN/l)	N-NO3 (mgN/l)	KKJELDAHL (mgN/l)	TEMP. (C)	D.O. (ppm)	TURBIDIZ (NTU)
45	40	25.4	0.02	1.1	33.3	26	0.6	
38	31	11.9	0.03	0.96	15.6	26	2.6	
36	25	31.1	0.01	1.2	40.7	27	2.8	
34	16	20.5	0.1	1.1	26.9	28	4	
29	18	11.1	0.11	2.3	14.5	26	4.6	
22	16	25.6	0.1	2	33.5	26	2	
32	26	13.7	0.02	3.2	17.9	28	1.9	
36	29	23.8	0.01	2.9	31.2	27	0.9	
41	8	28.5	0.02	2.8	37.3	27	1.5	
14	10	23.4	0.04	1.3	30.7	26	0.25	
57	48	28.1	0.05	1.2	36.8	28	1.3	
90	53	29.9	0.06	0.93	39.2	27	3.3	
24	17	20.9	0.02	0.88	27.4	27	3.1	
16	6	25.4	0.01	1.5	33.3	28	3	
32	8	29.4	0.01	1.3	38.5	27	2.1	
15	11	30.5	0.06	1.7	40.0	26	2.6	
11	2	38.6	0.01	1.6	50.6	27	0.5	
27	8	38.2	0.03	1.9	50.0	27	1.7	
26	4	40.3	0.07	1.8	52.8	28	2.5	
32	19	10.3	0.03	2.1	13.5	26	1.7	
29	16	4.5	0.02	2.1	5.9	27	1.4	
27	11	12.3	0.03	0.72	16.1	28	0.3	
22	9	1.2	0.04	1.1	1.6	27	3.7	
17	12	35.7	0.03	0.66	46.8	27	3.2	

SST (mg/l)	SSV (mg/l)	N-NH3 (mgN/l)	N-NO2 (mgN/l)	N-NO3 (mgN/l)	KKJELDAHL (mgN/l)	TEMP. (C)	D.O. (ppm)	TURBIDIZ (NTU)
18	12	20.3	0.02	1.3	26.6	23	0.7	
17	11	21.4	0.01	1.6	28.3	23	0.2	
16	10	31.8	0.04	1.2	41.7	23	0.2	
15	11	24.1	0.03	1.4	31.6	24	0.3	
19	12	18.6	0.00	1.6	24.4	24	3.4	
23	14	25.2	0.09	1.3	33.0	25	0.5	
26	14	16.8	0.01	1.4	22.0	24	0.4	
23	14	24.6	0.02	1.3	32.2	23	0.6	
20	14	26.3	0.01	1.2	34.5	24	0.3	
8	6	29.2	0.02	1.5	38.3	24	0.2	
12	4	28.4	0.01	1	37.2	24	0.2	
16	3	30.9	0.01	0.94	40.5	24	0.4	
15	10	31.6	0.01	0.99	41.4	25	1.9	
13	7	29.3	0.03	1.3	38.4	24	0.2	
15	10	38.5	0.01	1	50.4	25	2	
16	3	36.1	0.02	1.4	47.3	24	0.6	
26	20	29.3	0.01	1.6	38.4	25	1.2	
19	10	36.9	0.02	1.7	48.3	24	0.7	
9	2	43.2	0.03	1.6	56.6	24	1.7	
12	7	29.4	0.01	1.9	38.5	24	0.5	
16	11	35.2	0.01	2.7	46.1	25	0.25	
16	6	28.4	0.02	0.77	37.2	24	0.3	
13	10	2.6	0.02	0.7	3.4	24	0.5	
7	1	38.8	0.02	0.81	50.8	25	2.4	

30	9	39.4	0.07	1.4	51.6	27	3.8	
4	2	34.9	0.03	1.6	45.7	26	2	
20	4	42.7	0.01	1	55.9	26	1.9	
19	3	37.1	0.02	26	48.6	26	1.3	
13	2	37.1	0.11	26	48.6	26	1	
32	26	13.7	0.02	3.2	17.9	28	1.9	
36	29	23.8	0.01	2.9	31.2	27	0.9	
41	8	28.5	0.02	2.8	37.3	27	1.5	
14	10	23.4	0.04	1.3	30.7	26	0.25	
57	48	28.1	0.05	1.2	36.8	28	1.3	
90	53	29.9	0.06	0.93	39.2	27	3.3	
24	17	20.9	0.02	0.88	27.4	27	3.1	
16	6	25.4	0.01	1.5	33.3	28	3	
19.8	2.3	19.8	2.3	28	25.9	28	5.3	15
23	2.1	23	2.1	27	30.1	27	6.7	3
25.2	0.25	25.2	0.25	27	33.0	27	3.4	74
29.3	0.49	29.3	0.49	28	38.4	28	4.5	15
20.3	0.3	20.3	0.3	28	26.6	28	3.9	3
19.1	0.1	19.1	0.1	28	25.0	28	5.1	10
40	0.26	40	0.26	28	52.4	28	4.9	2.2
31.4	0.28	31.4	0.28	28	41.1	28	2.2	4
31	0.1	31	0.1	28	40.6	28	3.8	3.2
27.5	0.11	27.5	0.11	26	36.0	26	1.6	3.6
16	2	30	0.51	28	39.3	28	4.9	0.96
15.8	1.1	15.8	1.1	27	20.7	27	3.1	0.94
49	49	49	49	49	49	49	49	12
4	0.1	1.2	0.01	0.66	1.572	26	0.25	0.94
90	53	42.7	2.3	28	55.937	28	6.7	74
28.90	15.93	25.91	0.04	1.57	33.90	26.83	2.12	11.24
16.47	14.63	9.42	0.45	11.65	12.34	0.78	1.47	19.52

4	1	37.9	0.01	1.3	49.6	24	0.5	
4	1	33.4	0.01	1.2	44.0	24	0.4	
14	3	40.9	0.01	0.88	53.6	24	0.3	
13	11	40.6	0.01		53.2	24	0.5	
22	14	40.6	0.11		53.2	25	0.7	
26	14	16.0	0.01	1.4	22.0	24	0.4	
23	14	24.6	0.02	1.3	32.2	23	0.6	
20	14	24.3	0.01	1.2	34.5	24	0.3	
6	4	29.2	0.02	1.5	38.3	24	0.2	
12	4	28.4	0.01	1	37.2	24	0.2	
16	3	30.9	0.01	0.94	40.5	24	0.6	
15	10	31.6	0.01	0.99	41.4	25	1.9	
13	7	29.3	0.03	1.3	38.4	24	0.2	
		23.1	2.5		30.3	24	0.4	10
		26.1	2.2		34.2	24	0.5	8
		25.2	0.03		33.0	25	0.5	19
		33.4	0.14		43.8	24	0.7	5.4
		22.8	0.09		29.9	25	0.6	2.2
		20.2	0.02		26.5	24	0.8	6
		38	0.04		49.8	25	0.7	1.4
		41.1	0.05		53.8	24	0.5	5
		35.7	0.1		46.8	24	0.4	2
		27.3	0.19		35.8	24	0.6	5.2
13	5	27.5	0.35		36.0	24	0.3	3.6
		36.4	0.12		47.7	25	0.7	8.8
38	38	49	49	35	49	49	49	12
4	1	2.6	0.01	0.7	3.406	23	0.2	1.4
26	20	43.2	2.5	2.7	56.592	25	3.4	19
15.45	8.69	30.02	0.02	1.32	39.30	24.10	0.77	6.38
5.46	4.72	7.72	0.46	0.37	10.11	0.57	0.64	4.60

3a. ETAPA

REACTOR DESNITRIFICADOR:

E T A P A 3

ALIMENTACION: EFLUENTE DEL NITRIFICADOR

TEMPERATURA: 20 C

GASTO: DEL 24/VI/89 AL 4/VIII/89-140 l/día y DEL 7 AL 10/VIII/89-346 l/día

I N F L U E N T E

E F L U E N T E

No.	FECHA	pH	ALCALINIDAD (mgCaCO3/l)	DSOT (mgO2/l)	DSOS (mgO2/l)	COT (mgC/l)	COS (mgC/l)	No.	FECHA	pH	ALCALINIDAD (mgCaCO3/l)	DSOT (mgO2/l)	DSOS (mgO2/l)	COT (mgC/l)	COS (mgC/l)
SE REALIZARON 3 PRUEBAS DE CINÉTICA EN EL REACTOR NITRIFICADOR Y SE ACLINATÓ EL REACTOR TRABAJANDO EN BATCH. COMENZÓ A OPERAR EN CONTINUO CON UN GASTO DE 140 l/día, EL 24/VI/89, AL OBSERVARSE RESULTADOS FAVORABLES, SE AUMENTO EL GASTO A 346 l/día, EL 7/VIII/89															
8	24/VI/89	8.3	135	198.3	75.1	47.2	17.9	8	24/VI/89	7.6	210	58.9	38.2	14	9.1
9	25/VI/89	8.2	140	114.2	51.2	27.2	12.2	9	25/VI/89	7.55	225	152.46	156.24	36.3	37.2
10	26/VI/89	8.06	162	201.5	64.6	84.5	18.2	10	26/VI/89	7.66	270	53.2	49.4	15.4	12
11	27/VI/89	7.9	140	104.2	58.8	24.8	14	11	27/VI/89	7.62	194	46.2	39.9	11	9.5
12	28/VI/89	7.95	124	128.5	44.5	30.6	10.6	12	28/VI/89	7.5	186	79.8	42.42	19	10.1
15	31/VI/89	7.8	82	201.4	19.0	47.9	4.5	15	31/VI/89	7.95	146	38	19	9	4.5
16	1/VIII/89	7.76	94	32.8	31.5	7.8	7.5	16	1/VIII/89	7.82	110	45.78	36.96	10.9	8.8
17	2/VIII/89	8.05	116	46.0	34.5	15.8	6.6	17	2/VIII/89	7.8	116	26.8	26.8	14	6.6
18	3/VIII/89	7.46	110	57.5	27.7	13.7	6.6	18	3/VIII/89	7.34	116	26.46	35.7	6.3	8.5
19	4/VIII/89	7.94	112	92.0	30.2	21.9	7.2	19	4/VIII/89	7.81	125	35.7	20.16	8.5	6.8
22	7/VIII/89	7.35	110	89.8	29.9	38.6	6.9	22	7/VIII/89	7.42	130	22.5	18.7	10	6.6
23	8/VIII/89	7.88	110	256.2	17.6	61	4.2	23	8/VIII/89	7.57	132	40.74	8.4	9.7	2
24	9/VIII/89	7.88	116	55.9	34.9	30.6	10.6	24	9/VIII/89	7.73	126	52.4	24.5	21.1	14.3
25	10/VIII/89	8.2	142	74.3	35.7	17.7	8.5	25	10/VIII/89	8.11	124	25.2	16.38	6	3.9
26	11/VIII/89	7.59	134	42.8	41.2	10.2	9.8	26	11/VIII/89	7.78	142	22.68	16.8	5.4	4
Número de datos:		15	15	15	15	15	15	Número de datos:		15	15	15	15	15	15
Valor mínimo:		7.35	82	32.76	17.64	7.8	4.2	Valor mínimo:		7.34	110	22.5	8.4	5.4	2
Valor máximo:		8.3	162	256.2	75.1	84.5	18.2	Valor máximo:		8.11	270	152.46	156.24	36.3	37.2
Valor promedio:		7.89	121.80	113.03	39.77	31.97	9.69	Valor promedio:		7.69	156.80	48.45	36.64	13.11	9.46
Desv. estandar:		0.26	19.92	67.53	15.86	20.28	4.19	Desv. estandar:		0.20	46.73	31.75	33.93	7.61	8.08

SST ($\mu\text{g/L}$)	SSV ($\mu\text{g/L}$)	N-NH3 ($\mu\text{gN/L}$)	N-NO2 ($\mu\text{gN/L}$)	N-NO3 ($\mu\text{gN/L}$)	MKJELDAHL ($\mu\text{gN/L}$)	TEMP. (C)	O.D. (ppm)	TURBIDEZ (NTU)
150	76	1.9	0.31	121.2	2.5	20	6.5	39
146	86	1.7	0.24	117.7	2.2	20	4.9	44
95	67	1.74	0.05	99.1	2.3	20	5.2	54
43	24	0.5	0.04	52.9	0.7	19	6	14
30	18	0.001	0.08	41.8	0.0	19	5.9	20
135	88	1.3	0.05	25.5	1.7	20	4.8	6
19	12	0.64	0.16	13.7	0.8	20	5.4	5.2
11	8	0.29	0.02	11.5	0.4	20	5.1	0.92
18	14	0.38	0.08	12.9	0.5	20	4.7	4.6
44	29	0.63	0.07	9.6	0.8	19	6.5	12
43	26	0.43	0.09	9.5	0.6	19	6.7	2.6
238	162	0.17	0.07	9.8	0.2	19	5.9	46
16	11	0.97	0.24	6.5	1.3	19	6.1	6.6
13	11	0.02	0.06	4.3	0.0	18	5.8	16
15	11	1.3	0.24	5.5	1.7	19	6	58
15	15	15	15	15	15.0	15	15	15
11	8	0.001	0.02	4.3	0.0	18	4.7	0.92
238	162	1.9	0.31	121.2	2.5	20	6.7	58
67.73	42.87	0.80	0.12	34.10	1.0	19.40	5.70	21.86
66.77	42.64	0.62	0.09	40.72	0.8	0.61	0.63	19.56

SST ($\mu\text{g/L}$)	SSV ($\mu\text{g/L}$)	N-NH3 ($\mu\text{gN/L}$)	N-NO2 ($\mu\text{gN/L}$)	N-NO3 ($\mu\text{gN/L}$)	MKJELDAHL ($\mu\text{gN/L}$)	TEMP. (C)	O.D. (ppm)	TURBIDEZ (NTU)
12	9	41	0.52	4.3	53.7	19	0.5	5.4
17	14	39.2	0.63	3.2	51.4	20	0.3	4.2
12	7	36.7	0.74	5.5	49.1	20	0.4	2.8
9	6	12.9	3.03	55.3	16.9	19	0.3	2.6
5	4	6.5	1.64	60.6	8.5	20	0.3	3.2
5	3	6	0.84	29.7	7.9	20	0.4	2.4
13	6	3.1	0.55	18.4	4.1	20	0.6	1.6
6	5	0.49	0.3	14.7	0.6	19	0.5	0.5
3	2	1.5	0.21	10.9	2.0	20	0.4	1.2
4	2	0.92	0.15	8.2	1.2	20	0.7	1.2
4	3	1.9	0.14	4.3	2.5	20	0.9	1.2
12	9	0.44	0.11	3	0.6	19	0.8	1.8
6	5	3.3	0.28	6.6	4.3	19	1	2.6
10	7	0.99	0.18	4.4	1.3	18	1.1	5.5
11	7	2.1	0.13	3	2.8	19	1	1.8
15	15	15	15	15	15.0	15	15	15
3	2	0.44	0.11	3	0.6	18	0.3	0.5
17	14	41	3.03	60.6	53.7	20	1.1	5.6
8.60	5.93	10.47	0.63	15.47	13.7	19.47	0.61	2.53
4.05	3.07	14.60	0.75	18.11	19.1	0.62	0.27	1.47

APENDICE IV.

METODO PARA

LA DETERMINACION

DE CARBONO ORGANICO

APENDICE 4. METODO PARA LA DETERMINACION DE CARBONO ORGANICO

A.4.1 Descripción del equipo

El aparato empleado es un TOCA, Total Organic Carbon Analyzer, Beckman Industrial Modelo 915B que consta de :

a) Canal para carbono total. Es un canal de análisis para la determinación del carbono total (CT), el cual está integrado por:

- medidor de flujo
- válvula para ajustar el flujo del gas vector
- horno de alta temperatura (950 °C)
- tubo de combustión con puerto de inyección
- condensador de aire enfriado
- trampa para condensador.

- condensador de aire enfriado
- trampa para condensador.

- b) Canal para carbono inorgánico. Se emplea para la determinación del carbono inorgánico (CI). Esencialmente tiene los mismos componentes que el canal para carbono total, excepto que el horno opera a baja temperatura (150 °C).
- c) Válvula de solenoide. Permite cambiar el flujo del gas portador de un canal a otro.
- d) Analizador de CO_2 por luz infrarroja.

A.4.2 Principio de operación para el canal de carbono total

El material orgánico carbonado, junto con el carbón inorgánico, son completamente convertidos en dióxido de carbono (CO_2) @ 950 °C con un catalizador de óxido de cobalto (CoO) cubierto con pómez inerte. Este gas forma una nube con un gas vector y pasa a través del analizador infrarrojo que provee la lectura en el panel de medición o en una impresora. La altura de los picos obtenidos puede correlacionarse directamente con la concentración de carbono total de la muestra analizada.

A.4.3 Principio de operación del canal para carbono orgánico

Para determinar el carbono orgánico total, debe sustraerse del valor del carbono total, el valor del carbono inorgánico. Este carbono inorgánico se determina inyectando por segunda vez la muestra en el canal del *CI*. La temperatura de reacción es de 155 °C. Lentejas de cuarzo cubiertas con ácido fosfórico, están contenidas en una cámara de reacción de cuarzo. Los compuestos inorgánicos, tales como bicarbonatos y/o carbonatos, reaccionan con el ácido para liberar CO_2 .

A.4.4 Elaboración de las curvas de calibración del aparato

Es necesario preparar las siguientes soluciones:

- Solución stock de carbono orgánico.

Se prepara disolviendo 0.425 g de biftalato de potasio previamente secado en un litro de agua destilada. Esta solución contiene 200 ppm de carbono orgánico.

- Solución stock de carbono inorgánico.

Disolver 0.8802 g de Na_2CO_3 en 500 ml de agua destilada,

añadir 0.7000 g de NaHCO_3 y aforar a un litro con agua destilada. Esta solución contiene 200 ppm de carbono inorgánico.

Se pueden preparar soluciones stock de otras concentraciones de acuerdo con el uso de las siguientes fórmulas:

$$g \text{ KHC}_8\text{H}_4\text{O}_4 = \frac{\text{Concentración de carbono deseada (ppm)} * 2.125}{1000} \quad (\text{A.4.1})$$

$$g \text{ de } (\text{Na}_2\text{CO}_3 + \text{NaHCO}_3)_{\text{total}} = \frac{\text{Carbono inorgánico deseado (ppm)} * 7.901}{1000} \quad (\text{A.4.2})$$

$$g \text{ de } \text{Na}_2\text{CO}_3 = 0.557 * g (\text{Na}_2\text{CO}_3 + \text{NaHCO}_3)_{\text{total}}, \text{ calculados de ec.} \quad (\text{A.2})$$

$$(\text{A.4.3})$$

$$g \text{ de } \text{NaHCO}_3 = g \text{ totales de ec. (A.4.2)} - g \text{ Na}_2\text{CO}_3 \text{ de ec. (A.4.3)} \quad (\text{A.4.4})$$

Las curvas de calibración se realizaron de acuerdo al intervalo de concentración de carbono que se esperaba en la muestra (0 a 200 mg C/l).

A.4.5 Operación del aparato

A.4.5.1 Flujo del gas vector

- a) Revisar que los "tapones" de los puertos de inyección, estén siempre colocados en su lugar para evitar pérdidas de gas vector.
- b) Ajustar la presión de entrada del gas vector (aire puro) @ 5 psig con el regulador "CARRIER GAS".
- c) Ajustar las válvulas del medidor de flujo del gas vector del panel frontal a un flujo de 300 cc/min.

A.4.5.2 Encendido eléctrico

- a) Conectar el aparato a la fuente apropiada (120 ± 15 VAC, ó 240 ± 15 VAC, 50/60 Hz, 1800 watt). Normalmente se debe dejar encendido el analizador infrarrojo durante los días de trabajo, y desconectarlo cuando haya periodos de inactividad.
- b) Encender el horno TC presionando "TC POWER". Esperar una temperatura de 950°C (en 30 minutos aproximadamente). Corroborar ésta, presionando momentáneamente: "TC FURNACE TEMP".

- c) Encender el horno IC, presionando "IC POWER" y verificar la temperatura de 155 °C presionando "IC FURNACE TEMP".
- d) Seleccionar el canal de análisis deseado con el interruptor "TC/IC CHANNEL".

A.4.5.3 Verificación de la respuesta del analizador

- a) Seleccionar el volumen de muestra por manejar (20 a 50 microlitros).
- b) Utilizando la técnica descrita en la sección A.4.5.4, inyectar volúmenes idénticos de las soluciones preparadas para la curva de calibración (200 ppm).
- c) Después de cada inyección, ajustar la lectura con el control SPAN, hasta aproximadamente el 90% de la escala completa. Continuar el ajuste hasta que las inyecciones coincidan con el mismo valor de la lectura.

A.4.5.4 Técnica de inyección

- a) Seleccionar mediante el botón indicado, el canal apropiado, cuidando que el flujo del gas vector sea de 300 cc/min.

- b) Fijar el volumen de muestra deseado (normalmente, 20 microlitros).
- c) Introducir la aguja de la jeringa en agua destilada, enjuagar y secar suavemente.
- d) Introducir la aguja en la muestra y aspirar varias veces, desechando las primeras inyecciones. Mover el émbolo varias veces (estando la aguja dentro de la muestra) para expeler las burbujas de aire.
- e) Limpiar el excedente de la solución en la aguja, evitando tocar la punta.
- f) Remover "el tapón" del puerto de inyección apropiado. Colocar la jeringa firmemente contra la base y presionar ligeramente, rotarla 1/4 de vuelta para asegurar el sello. Inyectar la muestra.
- g) Después de la inyección, mantener la jeringa en este lugar alrededor de cinco segundos; después quitarla, e inmediatamente, colocar el tapón.
- h) Antes de inyectar la siguiente muestra, esperar a que la "plumilla" regrese a la línea base (2 min. aprox.).