

00361
P
Zeje.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE CIENCIAS
DIVISION DE ESTUDIOS DE POSTGRADO

**TRATAMIENTO ANAEROBIO DE EFLUENTES DE LA INDUSTRIA
DE CELULOSA KRAFT Y EVALUACION DE SU TOXICIDAD
ANTES Y DESPUES DE LA APLICACION DEL TRATAMIENTO
MEDIANTE BIOENSAYOS CON *Daphnia magna*
(Crustacea; cladocera)**

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL GRADO ACADEMICO DE
MAESTRO EN CIENCIAS
(BIOLOGIA)

P R E S E N T A

RAFAEL HERNANDEZ VERA

DIRECTOR DE TESIS: M. EN ING. AMB. HECTOR MARIO POGGI VARALDO

MEXICO, D. F.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

1994



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

**EL PRESENTE TRABAJO FUE DESARROLLADO EN
EL DEPARTAMENTO DE BIOTECNOLOGIA Y
BIOINGENIERIA DEL CENTRO DE
INVESTIGACION Y DE ESTUDIOS
AVANZADOS DEL I.P.N.,**

**BAJO LA DIRECCION DEL
M. en Ing. Amb. HECTOR M. POGGI VARALDO.**

A MIS PADRES:

HECTOR HERNANDEZ Y MARGARITA VERA

A MIS HERMANOS:

HILDA, TERE, HECTOR Y ARTURO

A MIS SOBRINOS:

DAMARIS, SHAIRA, MISARAI, ARAEL E ISRAIM

POR LO QUE PARA MI SIGNIFICAN

¡ G R A C I A S !

QUIERO EXPRESAR MI SINCERO AGRADECIMIENTO AL
PROFESOR HECTOR MARIO POGGI VARALDO
POR SU VALIOSA DIRECCION Y APOYO QUE HICIERON POSIBLE
LA REALIZACION DE ESTE TRABAJO.

VA MI AGRADECIMIENTO A LA SUBDIRECCION DE ESTUDIOS ESPECIALES
DEPTO DE DIAGNOSTICOS REGIONALES S E D E S O L
HIDROBIOL. GUILLERMO MUÑOZ M, BIOL. ISABEL ROMERO T,
BIOL. SARA RAMIREZ V. POR EL APOYO Y ASESORIA RECIBIDA DURANTE
LAS PRUEBAS DE BIOENSAYOS.

AL DR. FERNANDO ESPARZA GARCIA JEFE DEL DEPTO DE BIOTECNOLOGIA Y
BIOINGENIERIA, A LA PROFESORA ELVIRA RIOS POR LOS ANALISIS CROMA-
TOGRAFICOS Y A MIS COMPAÑEROS DEL LABORATORIO 10 Y 16 POR SU GRAN
CALIDAD HUMANA.

NUESTRO QUEHACER EN LA VIDA NO CONSISTE EN SUPE-
RAR A OTROS SINO SUPERARNOS A NOSOTROS MISMOS;
ROMPER NUESTROS PROPIOS RECORDS, SOBREPASAR
NUESTRO PASADO CON NUESTRO PRESENTE.

Stewart B. Johnon.

INDICE

RESUMEN

1 INTRODUCCION

1-1	Perspectivas de los recursos hídricos en la República Mexicana	1
1-2	Uso del agua en la industria de la celulosa y papel origen y destino de sus efluentes	5
1-3	Industria de la celulosa y el papel Proceso Kraft	12
1-4	Alternativas de control	22
1-5	Tratamiento de aguas residuales por vía biológica	23
1-6	Digestión anaerobia	29
	Primera etapa: Hidrólisis y fermentación Segunda etapa: Acetogénesis Tercera etapa: Metanogénesis	
1-7	Desarrollo de los procesos anaerobios	38
	Reactores anaerobios de primera generación Reactores anaerobios de segunda generación Aplicación de los sistemas anaerobios en México	
2	OBJETIVOS	46

3 MATERIALES Y METODOS

3-1	Reactores de laboratorio para el tratamiento anaerobio	48
	Consideraciones de diseño y operación	
	Etapas de diseño	
	Selección de medios de soporte utilizados	
	Arranque	58
	Aclimatación	61
3-2	Tratamiento combinado anaerobio/aerobio sistema de laboratorio para el tratamiento aerobio	64
	Consideraciones de diseño y operación	
	Arranque	67
	Aclimatación	68
3-3	Pruebas de toxicidad	70
	Calidad del agua y bioensayos	
	Distribución, ciclo de vida, ubicación taxonómica y método de cultivo de <i>D. magna</i>	
	Establecimiento del cultivo de <i>Daphnia magna</i> .	
	Bioensayos de toxicidad aguda	
	Metodología seguida para las pruebas de bioensayos	
3-4	Diseño experimental	82
	Experimentos con efluente de blanqueo	
	Experimentos con licor diluido I	
	Experimentos con licor diluido II	
	Experimentos tratamiento combinado anaerobio/aerobio:	
	Prueba de tratabilidad aerobia	
	Respiración unitaria de biomasa	

4 DISCUSION.

4-1 Experimentos con efluente de blanqueo	88
4-2 Experimentos con licor diluido I (licor negro+condensado)	94
4-3 Experimentos con licor diluido II (Licor negro+agua)	97
4-4 Experimentos tratamiento combinado anaerobio/aerobio	98
Tren de tratamiento fiban/reactor de biodiscos	
Prueba de tratabilidad aerobia.	
Respiración unitaria de biomasa	

RESULTADOS

Resultados efluente de blanqueo	
Aclimatación	108
Estados Estables	109
Resultados de Bioensayos blanqueo	113
Resultados Licor Diluido I	
Aclimatación	114
Estados Estables	115
Resultados Licor Diluido II	
Aclimatación	116
Estados Estables	117
Resultados del tratamiento combinado anaerobio/aerobio	118

Resultados de Prueba de Tratabilidad Aerobia por lotes	120
Experimento original	
Experimento réplica	
Resultados de Respiración Unitaria de Biomasa	122
Resultados de Bioensayos (CL_{50}) y UT	125

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

BIBLIOGRAFIA

Indice de Tablas

TABLA 1.	CLASIFICACIÓN PRIMARIA DE LOS VERTIDOS AL AIRE Y AL AGUA DE LAS FÁBRICAS DE PASTA Y PAPEL	9
TABLA 2.	PROCEDIMIENTO PARA LA OBTENCION DE PULPA Y DESCARGA DE LOS EFLUENTES EN RIOS Y LAGOS	13
TABLA 3.	ETAPAS DE LA DIGESTIÓN ANAEROBIA	32
TABLA 4.	CARACTERÍSTICAS DE LOS REACTORES	49
TABLA 5.	CARACTERÍSTICAS DE LOS MEDIOS DE SOPORTE	50
TABLA 6.	DISPOSICIÓN DE MEDIOS DE SOPORTE EN REACTORES	51
TABLA 7.	FORMULACIÓN Y PREPARACIÓN DEL INÓCULO	59
TABLA 8.	FORMULACION AGUA RESIDUAL SINTÉTICA (SISTEMA ANAEROBIO)	60
TABLA 9.	ETAPAS DE ACLIMATACIÓN REACTORES ANAEROBIOS	62
TABLA 10.	FORMULACIÓN AGUA RESIDUAL SINTÉTICA (SISTEMA AEROBIO)	68
TABLA 11.	ETAPAS DE ACLIMATACIÓN REACTOR DE BIODISCOS	69
TABLA 12.	SINOPSIS BIOLÓGICA DE <i>DAPHNIA MAGNA</i>	73
TABLA 13.	FORMULACIÓN Y PREPARACIÓN DE MEDIO BOLD	76
TABLA 14.	FORMULACIÓN Y PREPARACIÓN DE AGUA RECONSTITUIDA	77
TABLA 15.	MÉTODO PELTIER PARA LAVADO DE MATERIAL DE BIOENSAYOS	79
TABLA 16.	METODOLOGÍA SEGUIDA PARA LAS PRUEBAS DE BIOENSAYOS	81
TABLA 17.	EXPERIMENTOS CON EFLUENTE DE BLANQUEO	83
TABLA 18.	EXPERIMENTOS CON LICOR DILUÍDO I	84
TABLA 19.	EXPERIMENTOS CON LICOR DILUÍDO II	85

TABLA 20.	EXPERIMENTOS TRATAMIENTO COMBINADO ANAEROBIO/AEROBIO	86
TABLA 21.	PRUEBA AEROBIA Y RESPIRACIÓN UNITARIA DE BIOMASA	87
TABLA 22.	ACLIMATACIÓN A BLANQUEO	89
TABLA 23.	SUPLEMENTACIÓN A BLANQUEO	90
TABLA 24.	ESTADOS ESTABLES A BLANQUEO	91
TABLA 25.	CARACTERIZACIÓN DE EFLUENTE DE BLANQUEO	92
TABLA 26.	CARACTERIZACIÓN LICOR DILUIDO I	95
TABLA 27.	ACLIMATACIÓN A LICOR DILUIDO I	96
TABLA 28.	ESTADOS ESTABLES A LICOR DILUIDO I	96
TABLA 29.	ESTADOS ESTABLES A LICOR DILUIDO II	97
TABLA 30.	METODOLOGÍA SEGUIDA PARA EL TRATAMIENTO COMBINADO ANAEROBIO/AEROBIO	99
TABLA 31.	MATRIZ EXPERIMENTAL PRUEBA AEROBIA	100
TABLA 32.	RESUMEN DE DATOS EXPERIMENTALES OBTENIDOS PROMEDIO DE CADA TRH PARA EL RANLEF (BLANQUEO)	111
TABLA 33.	RESUMEN DE DATOS EXPERIMENTALES OBTENIDOS PROMEDIO DE CADA TRH PARA EL FIBAN (BLANQUEO)	112
TABLA 34.	RESULTADOS DE LAS PRUEBAS DE BIOENSAYO APLICADAS ANTES Y DESPUES DEL TRATAMIENTO A DIFERENTES TRH (BLANQUEO)	113
TABLA 35.	RESULTADOS DE PRUEBA AEROBIA POR LOTES FORMA MATRICIAL EXPERIMENTO ORIGINAL	120
TABLA 36.	RESULTADOS DE PRUEBA AEROBIA POR LOTES FORMA MATRICIAL EXPERIMENTO REPLICA	121
TABLA 37.	RESULTADOS DE RESPIRACIÓN UNITARIA DE BIOMASA (LICOR DE CELDA)	123

TABLA 38.	RESULTADOS DE RESPIRACIÓN UNITARIA DE BIOMASA (BIOPELÍCULA)	124
TABLA 39.	RESULTADOS DE BIOENSAYOS CL₅₀ Y UNIDADES DE TOXICIDAD	125

Indice de Figuras

FIGURA 1.	LOCALIZACION DE INDUSTRIAS PRODUCTORAS DE CELULOSA Y PAPEL	7
FIGURA 2.	COMPARACION COSTOS DE INVERSION TRATAMIENTO AEROBIO Y TRATAMIENTO ANAEROBIO	27
FIGURA 3.	COMPARACION DE COSTOS OPERACION Y MANTENIMIENTO	27
FIGURA 4.	COMPARACION DE COSTOS TOTALES COMO VALOR PRESENTE NETO	27
FIGURA 5.	DIMENSIONES DE LOS MODELOS DE LABORATORIO PARA EL TRATAMIENTO ANAEROBIO	132
FIGURA 6.	DISPOSICION DE MEDIOS DE SOPORTE EN FIBAN	133
FIGURA 7.	ARREGLO DE LA PLANTA DE REACTORES	134
FIGURA 8.	DIMENSIONES Y CARACTERISTICAS DEL REACTOR DE BIODISCOS	135
FIGURA 9.	pH RANLEF/FIBAN ACLIMATACION A BLANQUEO	136
FIGURA 10.	DQO RANLEF/FIBAN ACLIMATACION A BLANQUEO	136
FIGURA 11.	PORCENTAJE DE REMOCION DQO ACLIMATACION A BLANQUEO	136
FIGURA 12.	PORCENTAJE DE REMOCION DBO ACLIMATACION A BLANQUEO	136
FIGURA 13.	PORCENTAJE DE REMOCION DQO ESTADOS ESTABLES BLANQUEO	137
FIGURA 14.	PORCENTAJE DE REMOCION DBO ESTADOS ESTABLES BLANQUEO	137
FIGURA 15.	SOLIDOS AFLUENTE ESTADOS ESTABLES BLANQUEO	138
FIGURA 16.	SOLIDOS RANLEF ESTADOS ESTABLES BLANQUEO	138
FIGURA 17.	SOLIDOS FIBAN ESTADOS ESTABLES BLANQUEO	138

FIGURA 18.	AOV RANLEF/FIBAN ESTADOS ESTABLES BLANQUEO	138
FIGURA 19.	PRODUCCION DE BIOGAS RF/FB ESTADOS ESTABLES BLANQUEO	139
FIGURA 20.	COMPOSICION DE BIOGAS ESTADOS ESTABLES BLANQUEO RANLEF	139
FIGURA 21.	COMPOSICION DE BIOGAS ESTADOS ESTABLES BLANQUEO FIBAN	139
FIGURA 22.	PRUEBAS DE TOXICIDAD ESTADOS ESTABLES BLANQUEO	140
FIGURA 23.	pH RANLEF/FIBAN ACLIMATACION A LICOR DILUIDO I	141
FIGURA 24.	PORCENTAJE DE REMOCION DQO ACLIMATACION A LICOR DILUIDO I	141
FIGURA 25.	PORCENTAJE DE REMOCION DQO ESTADOS ESTABLES LICOR DILUIDO I	141
FIGURA 26.	PORCENTAJE DE REMOCION DBO ESTADOS ESTABLES LICOR DILUIDO I	141
FIGURA 27.	AOV RANLEF/FIBAN ESTADOS ESTABLES LICOR DILUIDO I	142
FIGURA 28.	VALORES DE ALFA LICOR DILUIDO I	142
FIGURA 29.	SOLIDOS AFLUENTE ESTADOS ESTABLES LICOR DILUIDO I	143
FIGURA 30.	SOLIDOS RANLEF ESTADOS ESTABLES LICOR DILUIDO I	143
FIGURA 31.	SOLIDOS FIBAN ESTADOS ESTABLES LICOR DILUIDO I	143
FIGURA 32.	PRODUCCION DE BIOGAS RF/FB ESTADOS ESTABLES LICOR DILUIDO I	144
FIGURA 33.	COMPOSICION DE BIOGAS ESTADOS ESTABLES LICOR DILUIDO I RANLEF	144
FIGURA 34.	COMPOSICION DE BIOGAS ESTADOS ESTABLES LICOR DILUIDO I FIBAN	144

FIGURA 35.	PRUEBAS DE TOXICIDAD ESTADOS ESTABLES LICOR DILUIDO I	145
FIGURA 36.	pH FIBAN ACLIMATACION A LICOR DILUIDO II	146
FIGURA 37.	pH FIBAN LICOR DILUIDO II PRIMER ESTADO ESTABLE	146
FIGURA 38.	DQO FIBAN ACLIMATACION A LICOR DILUIDO II	146
FIGURA 39.	PORCENTAJE DE REMOCION DQO ACLIMATACION A LICOR DILUIDO II FIBAN	146
FIGURA 40.	PORCENTAJE DE REMOCION DQO FIBAN PRIMER ESTADO ESTABLE LICOR DILUIDO II	147
FIGURA 41.	PORCENTAJE DE REMOCION DBO FIBAN PRIMER ESTADO ESTABLE LICOR DILUIDO II	147
FIGURA 42.	AOV PRIMER ESTADO ESTABLE LICOR DILUIDO II FIBAN	147
FIGURA 43.	PRODUCCION DE BIOGAS PRIMER ESTADO ESTABLE LICOR DILUIDO II FIBAN	147
FIGURA 44.	pH FIBAN SEGUNDO ESTADO ESTABLE LICOR DILUIDO II	148
FIGURA 45.	PORCENTAJE DE REMOCION DQO FIBAN SEGUNDO ESTADO ESTABLE LICOR DILUIDO II	148
FIGURA 46.	AOV FIBAN SEGUNDO ESTADO ESTABLE LICOR DILUIDO II	148
FIGURA 47.	SOLIDOS PRIMER ESTADO ESTABLE LICOR DILUIDO II AFLUENTE	149
FIGURA 48.	SOLIDOS PRIMER ESTADO ESTABLE LICOR DILUIDO II FIBAN	149
FIGURA 49.	SOLIDOS FIBAN SEGUNDO ESTADO ESTABLE LICOR DILUIDO II	149
FIGURA 50.	PRODUCCION BIOGAS FIBAN SEGUNDO ESTADO ESTABLE LICOR DILUIDO I	150

FIGURA 51.	COMPOSICION BIOGAS FIBAN SEGUNDO ESTADO ESTABLE LICOR DILUIDO II	150
FIGURA 52.	pH REACTOR DE BIODISCOS PRUEBA ANAEROBIA/AEROBIA	151
FIGURA 53.	DQO REACTOR DE BIODISCOS ESTADO ESTABLE	151
FIGURA 54.	PERFIL DQO RB POR CELDAS ESTADO ESTABLE	151
FIGURA 55.	SOLIDOS RB ESTADO ESTABLE CELDA 3	152
FIGURA 56.	TEMPERATURA RB ESTADO ESTABLE	152
FIGURA 57.	PRUEBA AEROBIA POR LOTES pH 6.8	153
FIGURA 58.	PRUEBA AEROBIA POR LOTES pH 7.4	153
FIGURA 59.	PRUEBA AEROBIA POR LOTES pH 8.0	153
FIGURA 60.	RESPIRACION UNITARIA DE BIOMASA ESTADO ESTABLE RB	154
FIGURA 61.	BIOENSAYO LICOR DILUIDO II. TRATAMIENTO ANAEROBIO	155
FIGURA 62.	BIOENSAYO LICOR DILUIDO II TRATAMIENTO ANAEROBIO/AEROBIO	156

RESUMEN

En el presente estudio se evalúa la factibilidad de aplicar un tratamiento anaerobio a tres tipos de efluentes generados por la Industria papelera pretendiéndose demostrar las ventajas del tratamiento anaerobio que promueva y generalice su aplicación a efluentes industriales con su consecuente disminución del vertido de contaminantes.

Se operaron dos modelos de laboratorio, un reactor anaerobio de lecho fluidizado y un filtro biológico anaerobio donde los contaminantes orgánicos son eliminados por una población bacteriana heterogénea vía conversión a metano y dióxido de carbono. Los tres efluentes a experimentar fueron proporcionados por una empresa mexicana de celulosa y papel que produce celulosa por el proceso Kraft (efluente de blanqueo, condensado y pasta).

Se experimentaron tiempos de residencia hidráulico (TRH) de: 5 a 1 día para el efluente de blanqueo; 0.75, 0.5 y 0.25 día para el efluente mezcla condensado+pasta (Licor diluido I) y de 4 a 1 día para el efluente mezcla pasta+agua (Licor diluido II).

La respuesta al tratamiento fue medida a través de la conversión de contaminante y producción de metano, la temperatura se mantuvo constante a 37°C en el rango mesofílico; las determinaciones analíticas se basaron en los análisis convencionales: DQO, Ph, SSV, Acidos Orgánicos Volátiles, Alcalinidad, Composición de Biogas. Las pruebas de toxicidad fueron evaluadas por medio de bioensayos utilizando *Daphnia magna*.

Durante la etapa final del estudio se aplicó un tren de tratamiento combinado anaerobio/aerobio al efluente mezcla pasta+agua (Licor Diluido II) utilizando solo el filtro biológico anaerobio trabajando en serie a un reactor de biodiscos a escala de laboratorio ambos operando a un TRH de 1 día, se aplicaron pruebas de degradabilidad aerobia del efluente anaerobio en lotes para conocer el grado de recalcitrancia de este efluente a un postratamiento aerobio, se determinó la respiración unitaria de biomasa a la

biopelícula adherida a la superficie de los discos y al licor de celda del reactor de biodiscos.

Los reactores anaerobios mostraron gran capacidad amortiguadora para mantenerse en un Ph dentro del rango para la actividad metanogénica. La producción de biogas no rebasó los 0.4 L/L.d debido a la baja concentración de materia orgánica contenida en el tipo de efluentes utilizados. La composición del biogas generado fue pobre en metano aún habiéndose presentado flamabilidad positiva durante la prueba. La cantidad de SSV se mantuvo constante durante el tratamiento sin ocasionar problemas por generación elevada de lodos.

El tiempo de residencia hidráulico (TRH), denotó la influencia sobre el funcionamiento de los reactores donde se observó que a TRH más cortos las eficiencias disminuyeron de un 40 a un 20%.

El parámetro alfa considerado como un indicador del buen régimen metanogénico del tratamiento se mantuvo en valores menores a 0.5 en la mayor parte del estudio, hecho considerado como ventaja para el proceso. De las pruebas de toxicidad aplicadas se concluye que, de los efluentes estudiados el efluente de blanqueo es el de toxicidad más elevada seguido por el Licor diluido I (mezcla condensado+pasta) y Licor Diluido II (mezcla pasta+agua) respectivamente.

Y si bien el tratamiento anaerobio reduce la carga orgánica durante el proceso no es así para la detoxificación la cual se reduce en un grado mínimo.

Las pruebas de degradabilidad aerobia por lotes y las determinaciones de respiración unitaria de biomasa aplicadas durante el tren de tratamiento combinado anaerobio/aerobio comprobaron que gran parte del efluente anaerobio presenta ligninas solubles, considerado como material recalcitrante.

INTRODUCCION

1-1 **Perspectivas de los recursos hídricos en la República Mexicana**

México se asienta sobre uno de los territorios de mayor diversidad y riqueza biótica, en el que a través del tiempo se ha constituido una cultura igualmente vasta y plural. Profundas contradicciones sociales, económicas y políticas se han ido gestando a lo largo de los siglos, lo cual origina equilibrios y rupturas en sucesión, estructuras y funciones ecológicas muy complejas entrelazadas con procesos históricos.

Nuestra sociedad está iniciando en los 90's una nueva era donde el ambiente representa un papel cada vez más importante, hoy ya es común en todos los sectores de la sociedad hablar de la protección al ambiente como una parte significativa de nuestra vida. En México particularmente estamos enfrentando problemas muy importantes de degradación ambiental; anualmente perdemos 500,000 hectáreas de bosques, lo cual pone en peligro la estabilidad climática y la posibilidad de producción de alimentos, se han destruido gran número de comunidades étnicas y extinguido especies animales y vegetales y otras están en peligro de perderse para siempre, ha aumentado el número de aglomeraciones urbanas lo cual origina problemas de contaminación de la atmósfera, suelo y agua (Brañes, 1987).

La República Mexicana presenta una notable desigualdad ya que el 80% del agua se encuentra a menos de 500 m de altura sobre el nivel del mar mientras que sólo el 5% del agua está arriba de la cota 2000 encontrándose en las planicies altas cerca de un tercio de la población y dos tercios de la producción industrial manufacturera. Esta mala distribución de centros urbanos e industrias ha traído como consecuencia la alteración de prácticamente todas las cuencas hidrológicas que sirven a los centros urbanos. Existen estimaciones con respecto al balance hidráulico del país y por regiones del Plan Nacional Hidráulico una disponibilidad potencial

de agua superficial de 410,021 millones de metros cúbicos, en 1970 se aprovechaban 115,000 millones; para 1980 el consumo ascendía a 200,000. Con base en las tendencias observadas, se estima que los usos del agua en 1990 requerirán de 250,000 millones de m³/año y para 2010, el consumo rebasará los 350,000 millones de m³/año (SRH,1975).

En algunas regiones el balance de agua es muy desfavorable; el caso más grave mencionado en el Plan Nacional Hidráulico es el de la región que comprende el Distrito Federal y parte de los estados de México, Hidalgo y Tlaxcala. En esta región, en 1970, el déficit de agua rebasaba al 100% y se estima que para el año 2000, de seguir las tendencias actuales el déficit ascendería a 450%. También presentan déficits graves las regiones que corresponden a la Península de Baja California y otras que incluyen gran parte de los estados del norte y del centro de la República Mexicana (SRH,1981).

El agua subterránea es una fuente de trascendental importancia en algunas zonas del país a la que deben recurrir primordialmente para el abastecimiento municipal y para el desarrollo industrial y agrícola.

En el Distrito Federal, el abastecimiento de agua potable se efectúa con agua subterránea proveniente de los acuíferos del Valle de México y de la cuenca del río Lerma y se capta mediante 1366 pozos y algunos manantiales. Entre los pozos que opera el Departamento de Distrito Federal y los de la Gerencia de aguas del Valle y México se obtiene un caudal de 35m³/seg que equivale a un total de 1,103 millones de metros cúbicos al año, este volumen corresponde actualmente al 85% del total que recibe la Capital de la República (Athié,1987).

Como en el caso del Distrito Federal, existen muchas zonas en las que los mantos acuíferos han sido explotados sin conocer los valores de la recarga lo que pone en riesgo los balances hidrológicos locales y regionales. Desde 1976 se han tomado medidas para controlar la explotación de los mantos acuíferos en diversas zonas de la República Mexicana bajo autoridades como son las Comisiones Regionales, Distritos de Riego y Aprovechamientos Hidráulicos.

Entre las zonas de control más importantes destacan la cuenca del río Colorado; prácticamente toda la Península de Baja California; la costa de Sonora y una amplia zona que cubre Hermosillo y municipios aledaños; los municipios del centro del estado de Chihuahua, incluyendo la capital; la zona que comprende las ciudades de Saltillo y Monterrey y sus inmediaciones; la Comarca Lagunera; parte de la costa de Sinaloa; las zonas que rodean e incluyen las capitales de Zacatecas, Aguascalientes, San Luis Potosí y Tamaulipas; partes de los estados del centro de la República como; Guanajuato, Querétaro, Tlaxcala y Puebla; parte de los estados de Michoacán y Guerrero; el sur de la Península de Yucatán; los valles de Toluca, Cuernavaca y México; la zona del río Jamapa y del puerto de Alvarado en Veracruz; el valle de Oaxaca y la zona de veda del río Grijalva (SRH,1975).

Dado que existe poca consideración con respecto a las restricciones y de no modificarse la tendencia de sobreexplotación que se sigue practicando en extensas zonas de la República Mexicana pueden afectar seriamente los acuíferos tanto en la cantidad de agua disponible como en su calidad ya que cuando la explotación de los mantos freáticos es excesiva, el agua de recarga empieza a ser reemplazada por aguas fósiles con altos contenidos de minerales y aguas salobres debidas al levantamiento de la cuña salina en las zonas costeras (Brañes,1987).

De acuerdo a lo anterior puede concluirse que la disponibilidad del agua se ha ido reduciendo paulatinamente en muchas regiones del país, debido a una diversidad de obras y acciones que alteran el ciclo hidrológico original. Se ha modificado sensiblemente la presencia del agua en la atmósfera de muchas zonas, al afectarse el microclima debido a la tala inmoderada y a la reducción del volumen de los cuerpos de agua o su desecación, este tipo de prácticas produce además, erosión, azolvamiento de cuerpos de agua y desertificación. Por otro lado, la precipitación tiene una distribución muy heterogénea en el país mientras que en algunas regiones es totalmente nula en tiempo de secas como en la Península de Baja California o en la Meseta del Norte, en otras llueve torrencialmente hasta alcanzar una media anual de 3000 a 5000 milímetros, como es el caso de Chiapas y Tabasco (SRH,1975; 1981).

Las corrientes superficiales, al estar íntimamente ligadas a la precipitación, presentan un patrón similar al de aquella. La distribución inequitativa del escurrimiento superficial hace que en algunas ciudades y en comarcas completas la demanda de agua rebasa su disponibilidad situación que origina conflictos por el aprovechamiento de este recurso. De continuar las tendencias actuales de explotación para el año 2000 se estará utilizando el 87% del agua superficial potencialmente disponible del país (Athié, 1987).

Actualmente los cuerpos de agua lénticos más grandes de la República son los embalses artificiales construidos con propósitos de riego o para la generación de energía hidroeléctrica; sin embargo para su realización fue necesario recurrir a la pérdida de grandes extensiones de bosques y a la relocalización de comunidades, con un alto costo económico y social.

Ante estas modificaciones del ciclo hidrológico se hace cada vez más urgente la búsqueda de opciones inteligentes y efectivas para lograr que se pueda satisfacer la demanda de agua sin seguir afectando el ambiente natural como hasta ahora. Por esta razón es necesario buscar fuentes alternativas de abastecimiento y la aplicación de prácticas de ahorro y reuso del agua además de hacerse indispensable llevar a cabo acciones para un manejo adecuado de las cuencas, preservación de los cuerpos de agua con una alta calidad estética o natural y un control de las descargas de aguas residuales (SRH, 1981; Brañes, 1987).

1-2 Uso del agua en la industria de la celulosa y papel origen y destino de sus efluentes

El agua representa el elemento decisivo en el proceso de desarrollo urbano e industrial, por lo que el dinamismo de las ciudades debe acercarse a los sitios donde exista en mayor abundancia y no permitir que en zonas críticas y con déficit de agua se localicen industrias que usen intensivamente el recurso. Es preciso propiciar la práctica del reuso del agua en actividades productivas que no requieran el agua con calidad potable con el fin de contrarrestar el efecto de escasez de agua de primer uso.

En la mayoría de las regiones del país de la demanda de agua en la industria un 60% no requiere calidad potable, por lo que es factible el reuso de agua residual tratada, permitiendo disponer de más agua para el abastecimiento público.

En nuestro país como en otros tantos en vías de desarrollo existen cuatro ramas industriales que desde el punto de vista ambiental representan una problemática seria por la cantidad y calidad de sus aguas residuales; éstas son la rama azucarera, la de la celulosa y el papel, la petroquímica y la minerometalúrgica. En el caso de la industria de la pasta y del papel su presencia es muy importante en la sociedad ya que se emplean para numerosos usos; en casa, en el comercio, la industria, la enseñanza y las comunicaciones.

Las materias primas están principalmente formadas de fibras vegetales vírgenes. En 1980 la producción mundial de papel y cartón era de 130 millones de toneladas alrededor del 75% del papel era producido en América del Norte y en Europa, no obstante el índice de crecimiento de esta industria en Asia, Australia, América Latina y Africa es elevado y su parte relativa susceptible de incrementarse (PNUMA, 1976)

Dentro de la industria de la transformación en México la que procesa celulosa y papel es una de las más contaminantes hacia los

cuerpos acuíferos. En la Figura 1, se esquematiza la localización de industrias de celulosa y papel.

Como se puede observar en nuestro país la importancia económica de esta industria es muy grande y para su producción se requiere del manejo de grandes volúmenes de agua que se destinan al transporte de fibra de un proceso a otro, lavado y remoción de impurezas que se generan al transformar la madera a fibra, dilución de la fibra en la producción mediante la trituration de papel de desperdicio y alimentación a calderas de recuperación de licor y calderas de generación de vapor, este hecho aunado a que el requerimiento de calidad de agua en los distintos procesos tiene cierta flexibilidad resulta en la posibilidad de reciclaje de agua de un proceso a otro o aún dentro del mismo proceso, sin detrimento de la calidad del producto terminado, disminuyéndose de esta manera el volumen total demandado ya que este sector requiere cantidades de agua tan considerables como las de una población de casi tres millones de habitantes y de continuar con el consumo actual, para el año 2000 llegaría a consumir el equivalente a 110 millones de habitantes (SRH,1976;PNUMA,1976).

Estos datos solamente reflejan las necesidades de agua y de la problemática, no solamente para suministrarla sino para disponer de las aguas residuales generadas ya que sus volúmenes son muy elevados y algunos de sus componentes en disolución son recalci-trantes y/o tóxicos.

Las materias primas utilizadas en la fabricación de la pasta y del papel se emplean generalmente de una manera eficaz y se reciclan de nuevo al proceso de fabricación, no obstante una parte de estas materias y de sus productos de reacción no se pueden utilizar completamente y se arrojan en forma de mezcla compleja al ambiente; gases, cenizas y sales se arrojan al aire y las materias en solución bajo forma compacta se vierten al agua.

LOCALIZACION DE INDUSTRIAS PRODUCTORAS DE CELULOSA Y PAPEL

FIGURA 1



(Camara Nacional de las Industrias de la Celulosa y del Papel)

(Memoria Estadística 1993).

Los contaminantes disueltos en el agua se pueden clasificar en productos de fácil o lenta biodegradación, los cuales pueden ser: compuestos coloreados, productos tóxicos y sales inorgánicas. Los productos fácilmente biodegradables son los componentes de la madera como las hemicelulosas de bajo peso molecular, metanol ácidos acético y fórmico los que se disuelven en las operaciones de cocción y de blanqueo.

Los productos lentamente biodegradables en los efluentes de la fábrica están formados principalmente por productos de alto peso molecular que provienen de la lignina y de los hidratos de carbono: Estos compuestos son normalmente coloreados y por consiguiente reducen la penetración de la luz y la actividad biológica desarrollada en el agua. Los componentes tóxicos de los productos presentes en los efluentes de las fábricas de celulosa y papel se han estudiado de forma intensiva en los últimos años, se ha demostrado que las lejías residuales y los condensados de la evaporación de estas lejías contienen los componentes más tóxicos para los peces.

Los efluentes de las fases de cloración y de neutralización en el proceso de blanqueo son igualmente los más tóxicos. Las sales inorgánicas disueltas contenidas en los efluentes provienen principalmente del proceso de cocción y blanqueo, normalmente no son nocivas para el medio ambiente, las sales que contienen agua y fósforo actúan como fertilizantes en las aguas receptoras y pueden producir un crecimiento excesivo de la vegetación acuática. El contenido sólido de los vertidos en el agua contiene fibras enteras o fragmentadas, partículas de madera y corteza, sales sólidas inorgánicas y cargas minerales.

Las partículas más grandes se decantan rápidamente cerca del punto de vertido en tanto que las partículas finas son arrastradas muy lejos y enturbian el agua, la capa de fibras que se precipita en el fondo del medio receptor puede destruir los huevos depositados por los peces u otros organismos acuáticos. Durante la degradación biológica de estos productos en el medio receptor, el oxígeno disuelto se consume originando efectos letales para la vida acuática (PNUMA, 1976) Tabla 1.

TABLA 1
CLASIFICACION PRIMARIA DE LOS VERTIDOS AL AIRE Y AL AGUA
DE LAS FÁBRICAS DE CELULOSA Y PAPEL.

DESTINO	TIPO DE VERTIDO	MATERIAS VERTIDAS
AIRE	GASES	Dióxido de azufre, compuestos de azufre, reductores, óxido de nitrógeno, compuestos clorados.
	SOLIDOS	Materias residuales orgánicas sales inorgánicas
AGUA	DISUELTOS	Productos de reacción de la madera, productos químicos de las lejías de cocción blanqueo y productos químicos auxiliares
	SOLIDOS	Fibras, cortezas y partículas de madera, compuestos sólidos inorgánicos

(PNUMA, 1976)

La lucha por la reducción de la contaminación en la industria de la celulosa y el papel se ha centrado en la eliminación de los riesgos tan espectaculares producidos en un corto plazo.

Este tipo de consecuencias de la contaminación es causado por cierto número de sustancias que se encuentran en la mayoría de las fábricas de celulosa y de papel como por ejemplo:

- Sustancias con toxicidad aguda
- Sustancias que absorben la luz
- Sustancias que producen reacciones de emigración
- Sustancias que cambian el pH
- Sustancias solubles, que consumen oxígeno
- Sustancias que estimulan el desarrollo heterotrófico

En este sentido una acción para la reducción de la contaminación basada sobre los principios ecológicos debe por consiguiente, dar prioridad a la reducción o a la eliminación de las sustancias que producen este tipo de consecuencias. Estos principios se están aplicando muy a menudo en las tecnologías de reducción de la contaminación. Entre las sustancias susceptibles de producir contaminación de larga duración se puede citar:

- Las fibras y otras sustancias sedimentables.
- Las sustancias que tienen tendencia a acumularse en los peces y en otros animales acuáticos.
- Las sustancias que, por su acumulación, pueden producir una toxicidad crónica o interferir en la reproducción de las especies.
- Las sustancias que dan sabor u olor desagradables a peces y mariscos.
- Las sustancias que estimulan el crecimiento de las algas y provocan un proceso de eutroficación.
- Las sustancias persistentes que tienen propiedades genotóxicas o crónicamente tóxicas y que, por consiguiente, presentan peligro para consumidores de agua potable.

La mayor parte de las investigaciones sobre los efectos producidos en los vegetales y animales por los vertidos de los residuos de las industrias de celulosa y papel, se han llevado a cabo en Canadá y en los Estados Unidos así como en los países escandinavos. Por consiguiente, no se conocen muy bien las consecuencias de la contaminación en los medios receptores de los demás países del mundo.

La utilización de métodos concebidos para la economía de materias primas y la reutilización de productos químicos, el tratamiento apropiado de los residuos y la elección de zonas propicias a la implantación de papeleras, constituyen métodos eficaces para reducir los problemas de contaminación.

1-3 Industria de la celulosa y el papel.

La celulosa es la materia prima por excelencia para la obtención del papel y se extrae de las diversas variedades de maderas. El proceso más utilizado para la manufactura de las astillas de madera hasta la obtención de la pulpa es el proceso denominado Kraft.

La ventaja de utilizar este proceso se debe a que se puede utilizar cualquier tipo de madera ya sea suave o dura.

PROCESO KRAFT.

En el proceso Kraft para la obtención de pulpa, se originan dos corrientes principales de efluentes denominados "condensados de licor negro" y "licores de blanqueo" respectivamente Tabla 2.

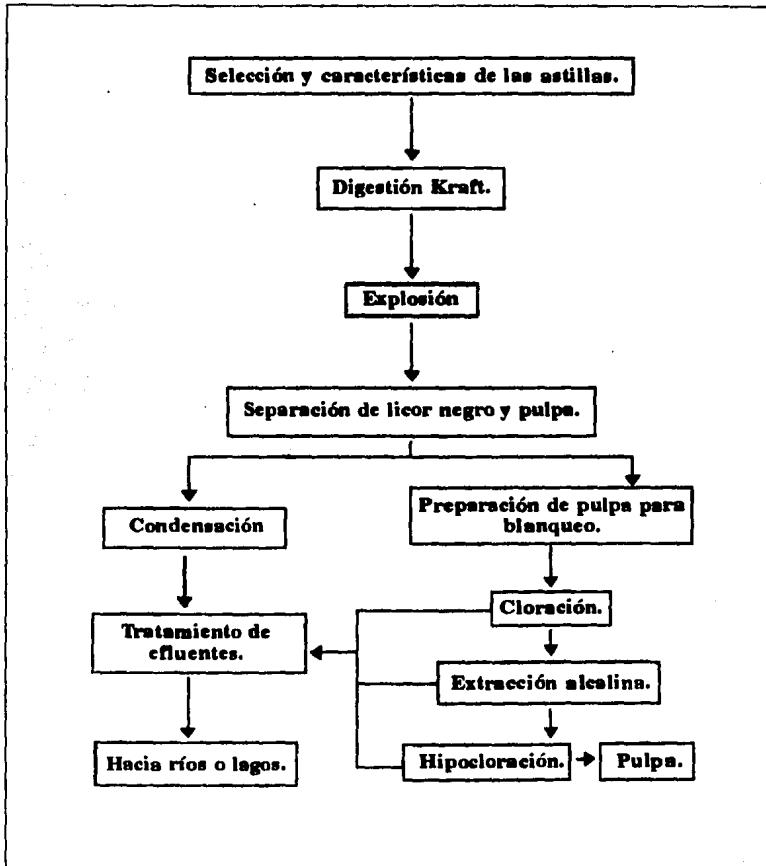
Ambos efluentes deben ser sometidos a un tratamiento de reducción de DBO, por su poder contaminante.

Equipo utilizado durante el proceso Kraft.

- Digestor.
- Tanques agitadoras.
- Torres de destilación.
- Bombas.
- Tubería de acero.
- Tanques de almacenamiento de hierro negro.
- Centrífugas.

TABLA 2

**PROCEDIMIENTO PARA LA OBTENCION DE PULPA Y
DESCARGA DE LOS EFLUENTES EN RIOS Y LAGOS.**



Selección y Características de las Astillas.

Consiste en astillas previamente descortezadas provenientes de madera de pino de la clase Tenofolia u Ocarpa. El tamaño promedio de las astillas es de 22 mm normalmente. Es necesario seleccionar las muestras que presenten las características más adecuadas para el proceso de digestión. Una vez seleccionadas las muestras que se procesarán, se identifican con una simbología apropiada permitiendo diferenciarlas entre sí durante los diferentes pasos involucrados en su tratamiento y facilitando su referencia a un peso y humedad específica que las caracterizan.

Digestión Kraft y explosión.

Aquí ocurre la reacción principal para obtener un buen papel, el cual consiste en una hidrólisis de ligninas (polímeros de la madera), alcoholes y ácidos.

El proceso de digestión Kraft se basa en el efecto de reactivos químicos, presiones y temperaturas, que permiten separar la celulosa, eliminando gran parte de materiales no celulósicos y obteniendo pulpa de papel a partir de astillas de madera.

Este proceso se realiza en el interior de un digestor.

Las astillas, las soluciones de NaOH y Na_2S y el agua añadida se introducen en la parte superior del digestor, el cual cuenta con una tapadera metálica que puede acoplarse al cuerpo del digestor. Se inicia la rotación del tanque y simultáneamente el proceso de digestión.

La presión y velocidad del digestor son de 350 psi y 5 rpm. El producto final consiste en la pulpa ya digerida y en el licor negro de cocción, de apariencia obscura que le da su nombre característico.

Separación de licor negro y pulpa.

La separación se realiza por centrifugación que es un proceso eficiente, requiere menos tiempo esfuerzo y control humano. La duración del proceso oscila entre 40 y 60 minutos a una velocidad de 2000 rpm.

Condensación.

Es factible recuperar licor negro resultante de la digestión Kraft, una masa de alto contenido de sólidos con capacidad combustible. Este material posee una concentración promedio de 65% de sólidos y se obtiene de la destilación de licor negro junto con un efluente que se desecha (condensado), el cual es almacenado en espera de un tratamiento por su alto valor contaminante.

Preparación de la pulpa para blanqueo.

La pulpa extraída por digestión Kraft mantiene cierta cantidad de licor negro que no se puede eliminar mediante el proceso de separación por centrifugación, este licor remanente se debe remover en su totalidad para el posterior blanqueo de la pulpa, adaptándose para ello a un proceso de lavado. Después de lavada, la pulpa se desmenuza en un tanque con agitación, centrifugación y se identifica.

Cloración.

La pulpa lavada y centrifugada se pone en contacto con cloro gaseoso. El punto final de este proceso se determina basándose en

el color que adquiere la superficie de la pulpa por lo que la duración de la cloración no se puede predeterminar por cálculos. La consistencia del material procesado es del 30%.

Extracción Alcalina.

Esta fase requiere del control de la cantidad de hidróxido de sodio de la temperatura 50°C y del tiempo (120 min) de calentamiento.

Hipocloración.

Los parámetros que caracterizan al proceso de hipocloración empleada son los siguientes:

-	Hipoclorito	1%
-	Consistencia	6%
-	Tiempo de proceso	2 hrs
-	Temperatura	35°C
-	pH mayor de	9.5

Los efluentes de cloración, hipocloración y extracción alcalina se descargan en una sola corriente, obteniéndose la siguiente relación porcentual:

Cloración	52%
Extracción Alcalina	26%
Hipocloración	22%

Este licor es almacenado para su posterior tratamiento por su potencial contaminante.

Pulpa.

Terminado el proceso la pulpa ya blanqueada está lista para la elaboración del papel, esta pulpa puede empacarse en pacas de 500 libras cada una.

Procedimientos para la obtención de celulosa ó pasta.

Existen dos procedimientos para su obtención que son: El Tratamiento Mecánico y el tratamiento Químico.

a) Tratamiento mecánico.

Da lugar a lo que se llama "pasta mecánica" y consiste en comprimir los troncos de madera contra una muela para producir la desfibración de la misma; un rociado de agua asegura el control de la temperatura y sirve de vehículo de transporte de la pasta resultante o pulpa. La pulpa resultante va a la fosa del molino y de ahí hacia los depuradores gruesos o de astillas en donde se separan pedazos de madera relativamente grandes y astillas, luego la suspensión diluida se bombea a los depuradores finos y la pulpa aceptada a los espesadores o prensa pastas donde se prepara para su uso en la fábrica de papel o para su embarque en forma de hojas o paquetes húmedos.

La pasta mecánica es una mezcla de haces fibrosos, fibras individuales, fibras rotas y harina fina de madera. El papel hecho a partir de la pasta mecánica es suave, voluminoso, absorbente y opaco. El mayor tonelaje de pasta mecánica va destinado a la fabricación de papel para periódicos, pero hay pastas mecánicas de gran pureza y fineza muy apropiadas para libros y papeles especiales.

b) Tratamiento químico.

Fundamentalmente se trata de la obtención de celulosa de la madera a partir de tratamientos con reactivos químicos; de este modo se habla de procedimientos al sulfato Kraft y al sulfito, según que el tratamiento sea por medio de sulfuro de sodio (procedimiento al sulfato) ó con sulfitos ácidos (procedimiento al sulfito). Casi cualquier especie de madera puede convertirse en pulpa por el proceso al sulfato, el cual puede considerarse prácticamente un proceso universal de obtención de pulpas. En síntesis tanto el procedimiento al sulfato y al sulfito prescindiendo del reactivo utilizado cumplen con las siguientes fases:

- Los troncos de madera se introducen en descortezadores y se fraccionan en astilladores de varias cuchillas.
- Estas astillas se llevan por medio de transportadores desde silos de almacenamientos a los digestores en los cuales se alimentan la cantidad máxima de ellas por la parte superior del equipo; al mismo tiempo se agrega el licor de cocción (reactivo). La relación de astillas y licor se controla cuidadosamente así como la concentración de licor, el contenido de humedad y otras variables.
- Las astillas de madera se cuecen durante el tiempo prescrito bajo las condiciones apropiadas de presión y temperatura; al cocerse la madera destila el aguarrás y otros componentes volátiles los cuales se condensan y recuperan.
- Al final de la cocción, la pulpa y el licor se soplan dentro del tanque de descarga; el vapor a presión actúa como propulsor de la descarga y hace que el digestor quede limpio y listo para otra cocción. El vapor de la descarga se utiliza para calentamiento de agua.

- En el tanque de descarga quedan la pulpa y el licor negro que contiene los reactivos de cocción gastados así como la lignina y otros sólidos extraídos de la madera, la pulpa y el licor negro se diluyen con licor negro diluido y se bombean pasando por los separadores de nudos a los lavadores de pulpa sucia, en donde el licor que contiene el residuo soluble de la cocción se separa de la pulpa por lavado.
- La pulpa lavada se depura y se envía a la planta de blanqueo; si se quiere obtener pasta blanqueada o a la fábrica de papel si se quiere utilizar como pasta cruda.

Las pastas blanqueadas se utilizan en los papeles de impresión, soportes para estucados y en general para papeles de calidad.

Durante la cocción al sulfato o a la sosa las materias orgánicas de la madera se disuelven por la acción del licor de cocción. Si no se regenera el licor negro, es una importante fuente de contaminación.

Si la fábrica cuenta con un sistema de recuperación, este licor negro se evapora y quema, entonces el único vertido es el licor negro residual que acompaña a la pasta en las fases de lavado.

Parte de la materia orgánica volátil que se evapora durante la desgasificación del cocinador o durante la evaporación se mezcla con los condensados y los contamina. Los gases incondensables liberados por los cocinadores contienen compuestos que dan origen al olor característico de las fábricas al sulfato. Los condensados combinados de la cocción y de la evaporación contienen de 10 a 15 kg/t de DBO (plantas anuales y resinosas) y hasta 20 kg/t (frondosas). La mayor cantidad de DBO se encuentra normalmente en los condensados de evaporación (SRH,1976).

El método más eficaz para reducir la DBO de los condensados es una combinación de reciclaje, reutilización y tratamiento por volatilización u otros métodos el principio es utilizar los condensados limpios en el lavado de la pasta oscura. Los condensados medianamente contaminados se envían al sistema de caustificación y a los condensados muy contaminados se les depura para eliminar la DBO. Con este método la DBO total de los condensados se puede reducir hasta el 70-80% aunque esto requiere de inversión en tuberías, depósitos y las bombas para reciclar los condensados.

Además de los compuestos volátiles, el licor negro puede contaminar los condensados por formación de espumas y arrastre. Para impedir esto la capacidad de las cámaras de expansión debe ser lo suficientemente grande y los separadores deben estar equipados con ciclones, estas precauciones son particularmente importantes en el último efecto de la evaporación donde los arrastres pueden ser dos veces mayores a los de los otros efectos.

Las descargas de licores residuales, de condensados de blanqueo y accidentales representan las principales fuentes de materia orgánica disueltas, en los efluentes de la línea de pasta proceden vertidos de sólidos en suspensión bajo la forma de fibras, a partir de las secciones de lavado y de depuración, la sección de recuperación arroja compuestos inorgánicos (sales en forma sólida) (PNUMA, 1976; Sture, 1987).

Las encuestas han mostrado que más del 70% de las descargas totales a ríos se deben a accidentes, esto es válido no solo para la fábrica de pasta al sulfato sino para todos los otros tipos de fábricas de pasta y papel. Como su nombre lo indica los derrames accidentales se deben a deficiencias en el proceso, por ejemplo; equipo defectuoso, control de fabricación incorrecto o falsas maniobras, algunos derrames accidentales se caracterizan por un alto valor de DBO (por ejemplo las pérdidas de licor negro en el sistema de recuperación, mientras que otros poseen un alto contenido en fibras, reboses de tinajas, telas de espesador defectuosas).

La mayor parte de las investigaciones sobre los efectos producidos en los vegetales y animales por los efluentes de las industrias de celulosa y de papel se han llevado a cabo en países altamente desarrollados con buenos resultados, sin embargo la problemática continua en países en vías de desarrollo en donde es preciso aplicar las investigaciones de la contaminación generada por esta industria (Gillespie,1984).

La aplicación de un sistema de tratamiento cuya eficiencia fuera tal que removiera al máximo la materia orgánica e inorgánica contaminante de las aguas residuales generadas por este sector llevaría a un caso extremo económicamente incosteable pero existe o debe existir un punto óptimo de equilibrio para la aplicación del tratamiento de las aguas residuales en el cual la erogación efectuada en el sistema origine beneficios en dos sentidos, tanto para la industria que es la entidad sobre la cual recae la obligación de descargar agua de buena calidad, como para los diversos usuarios del agua de los cuerpos receptores que fincan su economía y salud en la calidad del agua que demandan (Athié, 1987; Emil,1976).

Los beneficios que representa para la industria el incremento de la eficiencia de sus sistemas internos de manejo de agua pueden resumirse como sigue:

- Recuperación de subproductos, particularmente fibra, en su sistema de reciclaje de agua interno.
- Disminución en los costos de captación, conducción y tratamiento de las aguas de primer uso.
- Reducción de los costos de tratamiento y disposición de sus aguas de desecho para un destino final.

I-4 Alternativas de control

Actualmente el tratamiento biológico más que el fisicoquímico se usa preferentemente en la purificación de efluentes de la industria de la celulosa y el papel. Se puede suponer que este proceso seguirá vigente durante la próxima década ya que la combinación de los diferentes sistemas biológicos presenta grandes ventajas desde el punto de vista técnico (Möbius, 1986).

La situación en materia de infraestructura para la prevención y control de la contaminación del agua en México es preocupante tanto por el limitado número de plantas de tratamiento existentes como por las eficiencias que alcanzan. A esta situación hay que añadir que prácticamente no existe tratamiento de lodos de desecho (la planta de estabilización de lodos requiere montos de inversión cercanos a los de la planta de tratamiento de aguas) y que en materia de depuración de las aguas de desecho industriales el panorama es aún más grave (CNA, 1989).

Lo anterior hace evidente que los procesos convencionales de tratamiento no han representado una respuesta adecuada a las necesidades de saneamiento de los cuerpos de agua del país, las razones son diversas, pero la que se manifiesta con más frecuencia es la falta de operación y abandono en que se encuentran las plantas.

Son muchos los casos en el que el municipio no puede solventar los consumos de energía de los procesos aerobios, pues si bien los créditos para su construcción son manejables no se consideran los recursos para operación y mantenimiento al momento de seleccionar el proceso. Ante tal situación y frente a la demanda creciente de plantas de tratamiento resultado a su vez de una política más estricta por parte del gobierno, es necesario reconsiderar las opciones tecnológicas disponibles y no limitarse sistemáticamente a los procesos convencionales. En este contexto aparece la tecnología de sistemas anaerobios como particularmente adecuada.

1-5 Tratamiento de aguas residuales por vía biológica.

La aplicación de procesos biológicos en el tratamiento de desechos orgánicos se remonta al siglo pasado, cuando sistemas rústicos como la fosa séptica comenzaron a ser utilizados para el control de la contaminación y de los riesgos sanitarios asociados. Posteriormente se desarrollaron nuevos procesos sobre bases puramente empíricas como el sistema conocido como lodos activados. Sin embargo, no es hasta mediados del presente siglo que las bases teóricas comenzaron a ser planteadas al utilizarse los resultados de investigaciones sobre crecimiento bacteriano y fermentaciones.

En la actualidad el avance en el conocimiento de los fundamentos y en la aplicación de los procesos biotecnológicos para el tratamiento de residuos orgánicos es considerable, a ello ha contribuido el auge de la biotecnología en general y la necesidad de ejercer cada vez un control más estricto sobre los efluentes contaminantes ya sean municipales o industriales (UNAM, 1990).

Para realizar el tratamiento de aguas residuales existen dos grupos de procesos: Los fisicoquímicos y los biológicos, por razones técnicas y económicas los primeros se aplican en aguas con contaminantes inorgánicos o con materia orgánica no biodegradable mientras que los segundos se utilizan cuando los principales componentes contaminantes son biodegradables. De esta manera y salvo muy contadas excepciones los desechos líquidos de la industria alimentaria, la agroindustria, algún tipo de petroquímica y farmacéutica así como las aguas negras municipales se tratan por vía biológica.

Se puede considerar que las reacciones bioquímicas que se llevan a cabo en estos procesos son las mismas que se realizan en el medio natural (ríos, lagos, suelos) sólo que en forma controlada y a velocidades de reacción mayores es por esta razón que técnica y económicamente resulta el sistema de tratamiento más adecuado para este tipo de desechos.

En los procesos biológicos, la materia orgánica contaminante se utiliza como alimento por los microorganismos presentes en tanques o reactores; de esta forma pueden obtener la energía necesaria para reproducirse y llevar a cabo sus funciones vitales. Los compuestos contaminantes se transforman en nuevas células y otros productos que se pueden separar más fácilmente del agua.

La principal división entre los diversos procesos biológicos existentes para el tratamiento de aguas residuales se hace en relación a la forma en que los microorganismos utilizan el oxígeno. Los procesos aerobios (requieren oxígeno) y los anaerobios (requieren la ausencia de oxígeno).

Esto se traduce en sistemas muy diferentes entre sí tanto en su microbiología, como en sus aplicaciones, su diseño y su control. Dado que los microorganismos son los responsables de llevar a cabo un proceso biológico, sus características metabólicas determinarán el tipo de aplicación las ventajas y desventajas del proceso en cuestión.

La energía contenida en la materia orgánica contaminante utilizada por los microorganismos, medida como Demanda Química de Oxígeno (DQO) o Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO) se transforma en diversos productos dependiendo del metabolismo aerobio o anaerobio de la célula. Es así que una bacteria anaerobia utilizará el 10% de la energía contenida en su alimento o sustrato para funciones de reproducción dando origen a nuevas células, el 90% restante lo dirigirá a gas metano (UAM,1990).

Por su parte la bacteria aerobia empleará en presencia de oxígeno un 60 a 65% de la energía del sustrato en la síntesis de nuevas células, mientras la fracción restante se utiliza para llevar a cabo esa y otras funciones metabólicas y la disipa en forma de calor (UNAM,1990).

Las implicaciones de diseño de ingeniería son muy importantes, por un lado la vía anaerobia produce pocos lodos mientras que la aerobia genera una cantidad aproximadamente cinco veces mayor con los consecuentes problemas de tratamiento y disposición de lodos de purga; la energía contenida en el metano se puede utilizar como

energía calorífica directamente o transformar a mecánica o eléctrica según las necesidades en el sitio.

Otro punto es que el proceso aerobio requiere el suministro de oxígeno, lo que representa un costo energético importante, es así que mientras el proceso anaerobio es un productor neto de energía, el proceso aerobio la consume, esta tendencia se acentúa en los casos en que los lodos de purga, de la planta aerobia se digieren aeróbicamente, lo que implica un nuevo costo energético, en cuanto a los lodos producidos en el proceso anaerobio. Además se producen en menor cantidad, éstos ya están lo suficientemente estabilizados como para poder evacuarse directamente sin tratamiento previo. Por lo tanto, se puede considerar la vía anaerobia como altamente eficiente en la conservación de energía, mientras que en la aerobia integral (agua y lodos) el dispendio energético es considerable.

Las características anteriores se manifiestan en forma más marcada cuando se aplican ambos tipos de procesos biológicos al tratamiento de aguas residuales concentradas en materia orgánica como es el caso de la mayoría de los desechos de la industria alimentaria.

Las cargas orgánicas que pueden recibir los reactores anaerobios fluctúan entre 10 y 20 kgDQO/m³d mientras que en los aerobios son alrededor de 10 veces menores esto significa que para un agua residual con elevada DQO (superior a 5 g/L) el volumen del reactor anaerobio será menor que el del reactor aerobio en esa misma proporción además en estas condiciones la cantidad de energía necesaria para transferir el oxígeno requerido por los microorganismos es muy grande y en contraste el volumen de metano producido por el reactor anaerobio es considerable (0.2 a 0.3 m³CH₄ a TPN por Kg de DQO eliminado; poder calorífico del metano 8850 Kcal/m³ ó 35135 BTU/m³). Sin duda un análisis de costos de energía da elementos suficientes para seleccionar el proceso anaerobio en aguas residuales industriales biodegradables (UNAM,1990).

Cabe mencionar las desventajas de los procesos anaerobios en relación con los aerobios. Los efluentes tratados por vía anaerobia pueden requerir un postratamiento ya que conservan aun cierto contenido de materia orgánica y no tiene oxígeno disuelto.

La necesidad de realizar el postratamiento estará determinada por las condiciones particulares de descarga que le hayan sido fijadas a la empresa; en la mayoría de los casos el postratamiento será aerobio dando por resultado un proceso combinado altamente eficiente en la remoción de los contaminantes, autosuficiente energéticamente y a costos de inversión, operación y mantenimiento sensiblemente menores que los de un proceso totalmente aerobio (UAM, 1992).

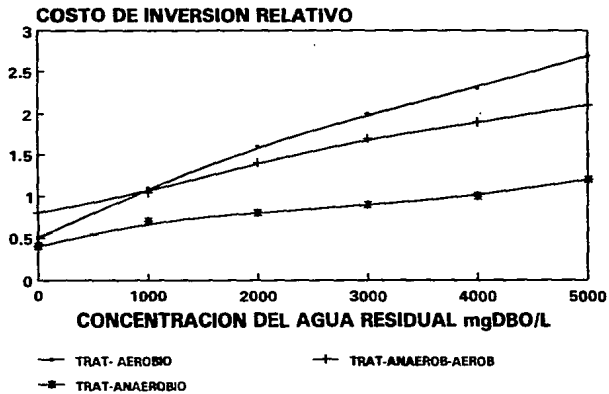
Una estimación comparativa de costos de inversión de operación y mantenimiento para tres tipos de sistemas (totalmente aerobio, anaerobio-aerobio y totalmente anaerobio) en función de la concentración de materia orgánica en el influente se presenta en las (figuras 2,3 y 4) (Eckenfelder, 1988).

En ellas se reportan los valores relativos al tomar como la unidad (valor relativo de 1.0) el punto donde los costos de las opciones aerobia y anaerobia-aerobia, son los mismos.

Es necesario destacar que las estimaciones de costos se relacionan con procesos que logran la misma calidad de agua tratada en el caso del aerobio y la unión anaerobio-aerobio; el proceso totalmente anaerobio alcanza una calidad de agua inferior a las anteriores. (La figura 2) muestra que el costo de inversión relativo se incrementa prácticamente en forma lineal con la concentración en el influente a diferencia de la opción anaerobia que es poco sensible a esta variable.

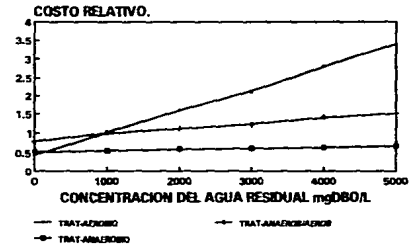
En la (figura 3) los costos relativos de operación y mantenimiento se elevan rápidamente con la concentración para el caso del proceso aerobio, mientras que el anaerobio permanece prácticamente constante, en este sentido es de esperarse que para concentraciones de materia orgánica mayores a las de la (figura 3) el valor económico de la elevada producción de biogas pueda cubrir los costos de operación y mantenimiento obteniéndose así un beneficio neto.

FIG 2. COMPARACION COSTOS DE INVERSION



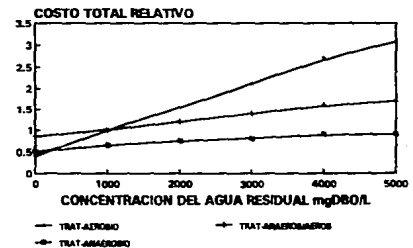
Eckenfelder et al.(1988)

FIG 3.COMPARACION DE COSTOS OPERACION Y MANTENIMIENTO



Eckenfelder et al.(1988)

FIG 4. COMPARACION DE COSTOS TOTALES. COMO VALOR PRESENTE NETO



Eckenfelder et al.(1988)

Finalmente, en la (figura 4) se resumen los costos totales, expresados como valor presente neto relativo para los tres sistemas; lógicamente se pueden observar las mismas tendencias.

De la información anterior, se desprende que el proceso anaerobio (o inclusive el anaerobio-aerobio) puede generar ingresos netos mediante la recuperación del biogas producido cuando el agua residual tiene una alta concentración en materia orgánica. Sin duda este es el único proceso que puede eventualmente convertir el tratamiento de las aguas residuales no en una carga sino en una fuente de ahorro para la industria (UNAM, 1990; UAM, 1992).

Indudablemente, de las dos vías metabólicas, la aerobia ha sido hasta la fecha la más utilizada y consecuentemente la tecnología de los tratamientos aerobios está ya bien establecida; por su parte la digestión anaerobia estuvo considerada por mucho tiempo como una vía promisorio pero sólo aplicable a contados casos. Esto aunado a un conocimiento muy limitado de los fundamentos y aplicaciones del proceso, se tradujo en una mala imagen (dificultad en el arranque, inestabilidad, sensibilidad) así como en una falta de interés por parte del cuerpo técnico responsable de diseñar y construir los sistemas de tratamiento provocando así un retraso considerable en los procesos anaerobios.

En la actualidad esta situación ha cambiado gracias a los esfuerzos de investigación realizados en todos los niveles desde el fundamental hasta el desarrollo tecnológico, esto ha dado como resultado el surgimiento de la digestión anaerobia como una alternativa de tratamiento seria, confiable y eficiente, en muchos casos superior a los procesos aerobios, lo cual no significa que ambos procesos se excluyan entre sí. Por el contrario, como se ha visto en muchas ocasiones, la unión anaerobia-aerobia es la mejor solución técnica y económica fundamentalmente cuando se tienen efluentes mediana y altamente concentrados en materia orgánica, así como condiciones de descarga estrictas (Lettinga, 1980; Callander, 1983).

1-6 Digestión anaerobia.

La digestión anaerobia es el proceso por el cual la materia orgánica se transforma en una mezcla gaseosa denominada Biogas con un contenido aproximado de metano de 60 a 70%, dióxido de carbono 40 a 30% pequeñas cantidades de hidrógeno y ácido sulfídrico y en un residuo estabilizado de lodos. Esta transformación se lleva a cabo en ausencia de oxígeno por un conjunto de microorganismos principalmente bacterias íntimamente relacionadas.

La digestión anaerobia de la materia orgánica no es un fenómeno limitado a los digestores anaerobios, ya que desde tiempos pasados se ha utilizado la capacidad de la naturaleza aplicándola a la depuración de aguas residuales, estabilización de desechos sólidos y producción de metano; por lo tanto más que digestión anaerobia se debe entender como un proceso de metanogénesis porque se trata de la transformación de la materia orgánica en metano.

La metanogénesis ocurre en ecosistemas muy diversos tales como pantanos, sedimentos marinos o lacustres, en medios ambientales extremos como en lugares hipertermofílicos, en los tractos de animales por ejemplo el rumen de los rumiantes el cual se puede comparar a un verdadero reactor anaerobio metanogénico, sin embargo, cada uno de estos ecosistemas tiene características propias lo que hace que puedan cambiar un poco los mecanismos de metanogénesis; a pesar de estas particularidades fundamentales son casi los mismos.

Las primeras aplicaciones de la digestión anaerobia (1895) fue realizada en tanques sencillos llamados tanques sépticos por Donald Cameron en Inglaterra y parece ser que es aquí donde se dio aplicación al metano generado usado como medio de calentamiento, las primeras descripciones científicas del proceso de producción de gas biológico combustible (mezcla de metano y CO₂, básicamente) data de finales del siglo XVII e inicios del siglo XIX en trabajos de Volta y Dalton.

A fines del siglo XIX se determinó la asociación de la metanogénesis con un proceso microbiológico el cual se efectúa espontáneamente en la naturaleza cuando una concentración elevada de microorganismos se mantiene en ausencia de oxígeno (Mc.Inerney, 1980).

A partir de 1970 se hicieron investigaciones para mejorar este proceso con base en el aumento de la concentración de biomasa e intensificando su actividad; se han probado diversos tipos de digestores, sin embargo, el más usado por sus ventajas de operación y construcción sigue siendo el digestor convencional. En el cual para lograr una metanogénesis adecuada se requiere de las siguientes tres condiciones básicas:

- Anaerobiosis estricta (ausencia de oxígeno)
- Condiciones reductoras rigurosas ($< -330\text{mV}$) potencial de óxido reducción.
- Ausencia de aceptores minerales finales que favorezcan otras vías en competencia con la metanogénesis.

Una vez reunidas estas condiciones habrá que respetar las exigencias específicas de cada grupo de bacterias involucradas como ausencia de inhibidores, condiciones de temperatura y de pH, presencia de oligoelementos. Cabe señalar que por lo general la metanogénesis ocurre entre un pH de 6.7-7.8 y que a pH bajo los ácidos grasos volátiles pueden provocar una inhibición del fenómeno.

Por otra parte la metanogénesis puede ocurrir a ámbitos de temperatura mesofílicos o termofílicos. Así un digestor anaerobio no podrá funcionar correctamente si por lo menos no se respetan las tres primeras condiciones mencionadas dado que la gran mayoría son anaerobias estrictas, por lo general, estas condiciones se autoestablecen en los reactores anaerobios y no hay necesidad de reducir previamente el influente siempre que se operen adecuadamente.

El conocimiento actual de la microbiología de estos sistemas, ha mostrado que la degradación anaerobia involucra básicamente los siguientes grupos de bacterias:

- Bacterias hidrolíticas y fermentativas
- Bacterias acetogénicas
- Bacterias metanogénicas hidrogenofílicas
- Bacterias metanogénicas acetoclásticas.

De acuerdo a (Mc Inerney y Bryant, 1981) el fenómeno de digestión anaerobia se desarrolla siguiendo las etapas que se esquematizan en la Tabla 3, las cuales son:

- a) Una primera etapa de hidrólisis y fermentación.
- b) Una segunda etapa de acetogénesis.
- c) Una tercera etapa de metanogénesis.

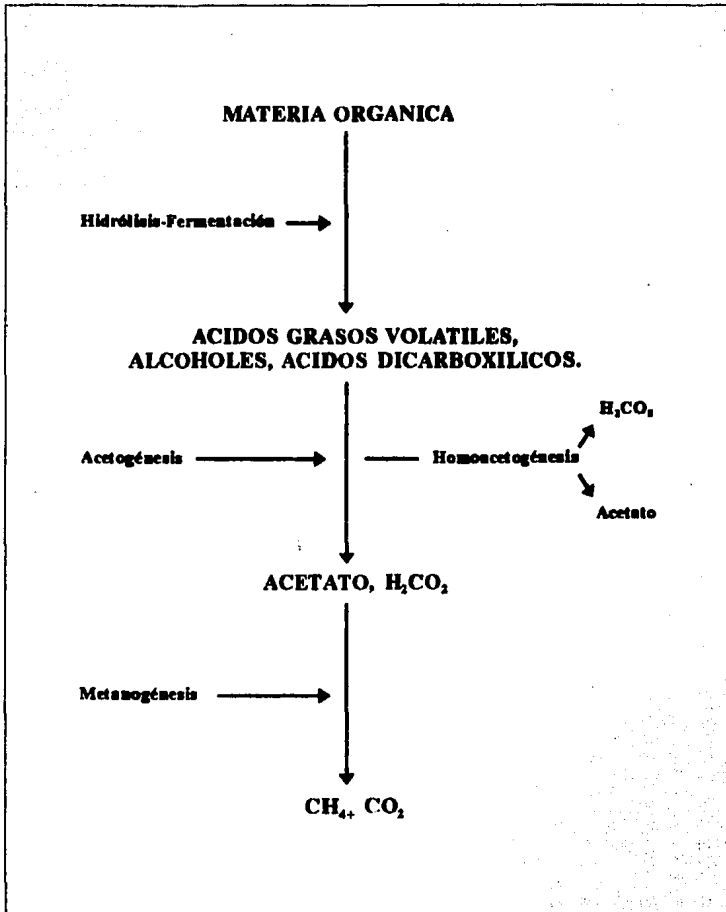
PRIMERA ETAPA: HIDROLISIS Y FERMENTACION.

En esta etapa se inicia el fenómeno de digestión anaerobia, los polímeros naturales tales como la celulosa, la pectina, las proteínas o los compuestos de más bajo peso molecular (aminoácidos, sacáridos, lípidos, compuestos aromáticos, etc.)

Son transformados por hidrólisis y fermentación en ácidos carboxílicos, alcoholes, hidrógeno y dióxido de carbono. Los ácidos carboxílicos producidos son principalmente ácidos grasos volátiles: acetato, propionato, butirato.

Las bacterias responsables de esta etapa pertenecen a diferentes grupos y pueden ser anaerobias facultativas o estrictas. Entre ellas, las bacterias anaeróbicas celulolíticas han despertado un gran interés por su capacidad de hidrolizar la celulosa y esta última década se han descubierto nuevas bacterias celulolíticas como *Acetovibrio cellulolyticus*, *Clostridium thermocellum*, *C. populetti*, *C. cellulolyticum*.

TABLA 3
ETAPAS DE LA DIGESTION ANAEROBIA.



Actualmente se tiene gran interés por las bacterias capaces de fermentar los compuestos aromáticos tal como los procedentes de la lignina, los que se encuentran en los efluentes de la industria química (fenoles, ácido benzocarboxílico, ácido fenilacético, etc.) y se ha estudiado cada gran grupo capaz de llevar a cabo una reacción de interés para los problemas de contaminación dando origen a una ciencia muy compleja que no se pretende describir en el presente trabajo.

En esta etapa se debe controlar bien el reactor para evitar una desestabilización del proceso completo dado que en caso de una sobrecarga la hidrólisis de la materia orgánica provocaría una sobreproducción de ácidos que acidifican exageradamente el medio hasta niveles inhibitorios, además de producirse un exceso de hidrógeno que inhibe la metanogénesis.

SEGUNDA ETAPA: ACETOGÉNESIS.

Gracias al descubrimiento de las bacterias OHPA (bacterias acetogénicas productoras obligadas de hidrógeno) responsables de estas reacciones, se pudo resolver el proceso de digestión anaerobia en tres etapas. Anteriormente se pensaba que había solamente dos, la hidrólisis fermentación y la de la metanogénesis.

Durante la acetogénesis, los productos de fermentación producidos se convierten en acetato, hidrógeno y dióxido de carbono la particularidad de estas bacterias es que se inhiben por el hidrógeno que producen y es necesario que éste no se acumule en el medio; por eso las bacterias OHPA tienen una estrecha relación con bacterias que remueven el hidrógeno (bacterias hidrogenofílicas). Por lo general estas bacterias hidrogenofílicas son bacterias metanogénicas pero si el medio contiene sulfatos, las bacterias sulfato-reductoras (BSR) substituyen a las metanogénicas.

No obstante, cabe señalar que cuando el medio no tiene sulfatos ciertos grupos de BSR son capaces de establecer una relación sintrófica con las metanogénicas hidrogenofílicas de la

misma manera que las bacterias OHPA. Esta relación sintrófica que se establece entre bacterias productoras de hidrógeno y bacterias hidrogenofílicas y que procura una ventaja para los donadores de hidrógeno recibe el nombre de transferencia interespecie de hidrógeno (Bélaich et-al,1989).

Las bacterias OHPA y ciertas BSR en ausencia de sulfatos realizan una reacción de acetogénesis a partir de los compuestos de la primera etapa con producción obligatoria de hidrógeno permitiendo al final un balance energético favorable.

Este fenómeno de transferencia interespecie tiene también su importancia al nivel de la primera etapa de la digestión anaerobia, numerosas bacterias fermentativas son capaces de transferir electrones, vía el hidrógeno, a bacterias hidrogenofílicas lo que resulta por parte de estas bacterias fermentativas en un incremento en acetato y por consecuencia en una ganancia energética.

Sin esta transferencia de hidrógeno o en caso de una acumulación de hidrógeno estas bacterias fermentativas producirían mayores cantidades de compuestos tales como etanol, lactato, propionato y butirato, lo que no favorece al sistema porque lo que se pretende es lograr una producción máxima de acetato, principal precursor del metano en los reactores anaerobios.

Actualmente se han aislado muy pocas bacterias OHPA y es interesante observar que una etapa tan importante sea completada bajo la dependencia de un número reducido de géneros bacterianos. Es muy probable que existan más tipos pero no se conocen aún.

Se descubrieron cuatro bacterias OHPA capaces de llevar a cabo la degradación de los ácidos grasos y una capaz de oxidar el benzoato.

- *Syntrophomonas wolfei* (McInerney et-al., 1981) que oxida los ácidos monocarboxílicos saturados de C4 a C8 en acetato e hidrógeno para los ácidos a número impar de carbono.
- *Syntrophobacter wolíni* (Boone et Bryant., 1980) que oxida al propionato en acetato, dióxido de carbono e hidrógeno.

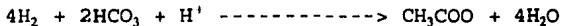
- *Syntrophomonas sapovorans* (Roy et-al., 1986) que oxida los ácidos grasos saturados de C4 a C18 y unos ácidos grasos insaturados.
- *Syntrophospora bryantii* (Stieb et Schink., 1985, Zhao et-al., 1990) que oxida los ácidos grasos de C4 a C11.
- *Syntrophus buswellii* (Mountfort., 1984) es una bacteria OHPA capaz de oxidar el benzoato.

Las bacterias OHPA tienen tiempos de generación muy largos por ejemplo: *Syntrophobacter wolinii*, en sintrofia con una metanogénica (*Methanospirillum hungatei*) tiene un tiempo de generación de 161 horas. Lo que vuelve el aislamiento de estas bacterias muy difícil y el hecho que se deban aislar en co-cultivo con una bacteria hidrogenofílica limita actualmente su estudio fisiológico.

Bacterias homoacetogénicas.

Este grupo es capaz de transformar una mezcla hidrógeno-dióxido de carbono y algunos sacáridos, tal como la glucosa y fructosa en acetato únicamente.

La reacción de homoacetogénesis se efectúa así:



Bacterias Sulfatoredutoras.

Estas bacterias se caracterizan por su capacidad de reducir los sulfatos en sulfuros de hidrógeno la importancia de este grupo en los digestores depende principalmente de la presencia de sulfato en el efluente a tratar y también de la capacidad de unas BSR de

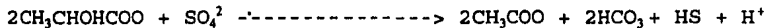
establecer en ausencia de sulfato una transferencia interespecie de hidrógeno con bacterias metanogénicas.

Básicamente las BSR pueden se pueden dividir en dos grupos principales (Pfennig et-al., 1981).

Las BSR del grupo I, son capaces de oxidar parcialmente el lactato en acetato y dióxido de carbono. La mayoría pueden también utilizar el etanol; las más representativas son *Desulfovibrio vulgaris* y *D. desulfuricans*. Estas dos bacterias pueden establecer una transferencia interespecie de hidrógeno con una metanogénica en ausencia de sulfatos.

Las BSR del grupo II realizan en presencia de sulfatos la oxidación de los ácidos grasos volátiles y de unos compuestos aromáticos. En ausencia de sulfatos no pueden realizar una transferencia interespecie de hidrógeno, lo que deja a las OHPA la exclusividad de la degradación de los ácidos grasos volátiles cuando el efluente no tiene sulfatos.

Como ejemplo de sulfato-reducción se tiene la siguiente ecuación del lactato:



$$\text{GO} = -38.2\text{Kcal/reacción}$$

La sulfatorreducción en los digestores tiene un aspecto negativo dado que los sulfuros producidos cuando se acumulan pueden inhibir la metanogénesis.

En la literatura (Guyot et-al., 1985) los niveles de inhibición reportados son muy variables de 50 a 1000 mg/L; esto se puede explicar por la variedad que existe en el diseño de los reactores y la cantidad de metales del efluente, actualmente la investigación al respecto del problema causado por la producción de sulfuros a partir de los sulfatos recibe un gran interés.

TERCERA ETAPA: METANOGÉNESIS.

Esta etapa es la última en el proceso de la degradación anaerobia de la materia orgánica y se lleva a cabo por el grupo de las bacterias metanogénicas. Estas son anaeróbicas estrictas y requieren de potenciales de oxidoreducción inferiores a -330 mv para que pueda iniciarse la metanogénesis, ambas características hace que estas bacterias se manipulen en condiciones de anaerobiosis estrictas.

Existen especies mesófilas y especies termófilas. las particularidades bioquímicas de las bacterias metanogénicas tal como la composición particular de su pared, unas secuencias nucleotídicas, sus coenzimas y metabolismo, hicieron que se clasificaran en un nuevo reino, diferente de las eubacterias; el de las Archaeobacterias (Balch et-al.,1979).A este mismo reino pertenecen también las bacterias extremadamente termófilas y extremadamente halófilas.

Las bacterias metanogénicas tienen en común la presencia de coenzimas que no se encuentran en otros géneros de bacterias. De acuerdo a (Rouviere and Wolfe., 1988).

La coenzima M o HS-COM que sirve para la transportación del grupo metil bajo la forma de metil-coenzima (CH₃-S-COM) este grupo metil esta reducido en metano y se regenera la coenzima M.

El cofactor F420 que es un 5-Deazaflavin análogo a la flavina mononucleótido (FMN). El F420 es un transportador de electrones de bajo potencial y en los medios anaerobios se encuentra únicamente en las bacterias metanogénicas.

El F420-2 es predominante en las metanogénicas hidrogenofílicas y las formas F420-3 a 5 predominan en las metanogénicas metilotróficas. El F420 presenta una fuerte fluorescencia a 420 nm en el estado oxidado, dando a las metanogénicas observadas en microscopia de epifluorescencia un color azul-verde, lo que permite detectarlas en los lodos de los digestores.

Basándose en lo anterior es importante considerar que el funcionamiento correcto de un digestor anaerobio depende del equilibrio complejo que se establece entre los diversos grupos microbianos en relación con los parámetros de operación de los reactores. Como parámetro de control del proceso; el hidrógeno aparece como un factor importante, porque su acción se ubica al nivel de las tres etapas de la digestión anaerobia.

Cabe señalar que el formato podría jugar un papel que no se puede descuidar dada su posible acción negativa sobre la reacción acetoclástica al respecto faltan todavía más investigaciones.

También los sulfatos por medio de la producción de sulfuros y los metales que se pueden encontrar en algunos efluentes, pueden inhibir el proceso. A pesar de que la digestión anaerobia es un proceso ampliamente atractivo para el tratamiento de aguas residuales, no se puede olvidar que como cualquier tratamiento biológico, se debe tomar en cuenta las exigencias y limitaciones de las bacterias responsables del proceso.

1-7 Desarrollo de los procesos anaerobios

Hasta antes de la crisis energética de 1973 el proceso de digestión anaerobia sólo se aplicaba para digerir lodos producidos en procesos anaerobios y en estiércoles para obtener biogas y abonos, pero no se consideraba como una alternativa de tratamiento de aguas residuales frente a los sistemas aerobios, se suponía que la digestión era un proceso inherentemente inestable, con bajas tasas de crecimiento de bacterias e incapaz de soportar cargas orgánicas substanciales.

Los trabajos de Young y Mc Carty , (1969) inician el desarrollo de nuevos sistemas de reactores para el tratamiento anaerobio de aguas residuales, ellos establecieron el sistema de filtro anaerobio con el que podían aplicar cargas superiores a 3 kg/DQO/M³/día.

Con eficiencias de remoción del 87% con ácidos grasos volátiles como sustrato, la tendencia era desarrollar sistemas de reactores que permitieran controlar la biomasa activa en el reactor y desacoplar la retención celular de la retención hidráulica, ya que la capacidad de tratamiento de reactores anaerobios está dada por la cantidad de biomasa activa que puede retener el sistema y por el eficiente contacto que puede establecerse entre el lodo y el agua residual.

De esta manera surgieron sistemas de tratamiento como los reactores de película fija sumergida, reactores de lecho expandido y fluidizado y el reactor anaerobio completamente mezclado, basados en la propiedad de los microorganismos de adherirse a una amplia variedad de materiales acarreadores y soportes.

De acuerdo a Fitzpatrick et-al (1989) en los procesos de tratamiento anaerobio de alta tasa, la adhesión bacteriana es el mejor mecanismo para llevar a cabo una gran retención del lodo por medio de la fijación de las bacterias a medios de soporte inertes y dentro de las ventajas de la agregación bacteriana menciona las siguientes:

La tasa de reacción es más rápida cuando los organismos se encuentran a menor distancia uno del otro.

La agregación de bacterias permite un orden heterogéneo de poblaciones de microorganismos sintróficos, en forma de asociaciones multicelulares bajo condiciones fisiológicas favorables.

Simbiosis, en donde la interacción e intercambio genético entre organismos adyacentes se facilita.

El crecimiento dentro de un grano a diferencia del crecimiento en forma dispersa puede incrementar la toma de nutrimentos.

La granulación protege a las bacterias de los depredadores ejem: ciliados anaerobios.

La distancia de difusión para la fermentación de intermedarios es mínima en los gránulos; ésta es una forma eficiente de

conservar cada fracción de la energía disponible en un sistema de degradación complejo.

En condiciones donde la composición del medio es desfavorable para el crecimiento (valores extremos de pH), se puede crear un microambiente más favorable para la actividad metabólica de los microorganismos presentes en los agregados.

La evolución del conocimiento del proceso de la digestión anaerobia ha dado lugar a tres generaciones de reactores, la primera comprende aquellos procesos en donde la biomasa se encuentra en suspensión, en los de segunda generación, los microorganismos son retenidos en el reactor, ya sea al suministrarles un soporte para que se adhieran en forma de biopelícula, o bien por medio de su sedimentación; Los reactores de tercera generación tienen también los microorganismos en forma de biopelícula pero el soporte se expande o fluidifica con altas velocidades de flujo.

Reactores anaerobios de primera generación:

Los reactores anaerobios más primitivos son, por un lado la fosa séptica y los digestores de lodos del tipo rural con alimentación semi-continua de los que se tienen referencias desde el siglo pasado. Estos digestores se utilizan para la producción de biogas a partir de desechos agrícolas y ganaderos.

Reactores anaerobios de segunda 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 en los volúmenes del reactor y en una mayor estabilidad y facilidad en su operación. Esto se logra al retener biomasa anaerobia dentro del reactor

mediante la formación de una película de microorganismos fijos sobre soportes o bien por medio de la sedimentación de flóculos microbianos con muy buenas características de decantación.

Con esto la limitación provocada por la reducida tasa de crecimiento de las bacterias anaerobias es prácticamente eliminada. Otras ventajas obtenidas son un cierto grado de resistencia a productos tóxicos (Parkin y Speece, 1983).

Una adaptación rápida a cambios en la alimentación y un arranque rápido después de periodos prolongados sin alimentación (Lettinga et-al., 1982; Van den Berg et-al., 1980; Sánchez et-al., 1985; Noyola 1986; Poggi y Medina 1986). Estos reactores se encuentran básicamente aún en nivel piloto o semi-industrial, aunque ya existen algunas plantas a escala real basadas en esta modalidad. Son reactores de película fija, pero el soporte utilizado es lo suficientemente pequeño y ligero para que se pueda fluidificar con una recirculación del efluente.

(Switzenbaum y Jewell, 1980; Jewell et-al., 1981). Reportan resultados de laboratorio donde se comprueba que Los dos tipos de reactores, el reactor de lecho expandido y el reactor de lecho fluidificado, son semejantes entre sí diferenciándose en el grado de fluidificación del soporte (20% para el lecho expandido y superior al 50% para el lecho fluidificado). Su avance consiste en tiempos de retención aún menores inferiores a 12 horas, ya que la superficie de soporte disponible es muy elevada (superior a 200 m²/m³) y la agitación en el lecho es vigorosa, eliminando los problemas de transferencia de sustrato.

Otra ventaja es que no presentan problemas de taponamiento, sin embargo requieren energía para la recirculación y la fluidificación del lecho; además su arranque y operación son en extremo delicados, las cargas aplicadas pueden sobrepasar los 40 kg DQO m³/día.

Las ventajas que presentan los sistemas de lecho fluidizado son:

- Alta concentración de biomasa adherida a un soporte que puede ser retenido dentro del reactor.
- Muy alta disponibilidad de área de soporte (alta área específica).
- Ventajas debido a la recirculación ; dilución, neutralización, reducción de choques tóxicos.
- Elevada tasa de transferencia de masa.
- No hay taponamientos, canalizaciones o acumulación de gas.
- Se puede controlar el espesor de la biopelícula.
- El soporte puede adecuarse a aplicaciones específicas para incrementar las eficiencias.

Por lo general se ha utilizado como soporte arena y antracita y más recientemente materiales más ligeros como resinas intercambiables, arcillas, carbón activado, poliuretano, etc. Las partículas de soporte deben tener una distribución de tamaños muy limitados ya que si no es así las partículas pequeñas pueden ser elutriadas.

APLICACION DE LOS PROCESOS ANAEROBIOS EN MEXICO.

Si se hace un inventario de los procesos anaerobios a nivel industrial existentes en el extranjero, se encuentra que la gran mayoría de los sistemas pertenecen a la primera generación (digestores de lodos) ya que la segunda generación inició su etapa industrial sólo a fines de los años setenta.

En 1983 se reportan alrededor de 70 plantas industriales para el tratamiento anaerobio de aguas residuales, sin tomar en cuenta los digestores de lodos o los desechos agrícolas o ganaderos (Spaace, 1983). Actualmente, el número se ha cuadruplicado siendo el UASB el proceso más aplicado. Los principales tipos de industrias beneficiadas son la azucarera, cervecera, lechera, conservas, bebidas alcohólicas y papelera.

En el caso de México, como se presentó anteriormente los pocos sistemas de tratamiento de aguas son del tipo aerobio y los procesos anaerobios prácticamente no existen (tal vez sólo algunos digestores rurales de desechos agrícolas y ganaderos). Sin embargo, los avances presentados anteriormente colocan a la digestión anaerobia en un lugar comparable y en muchos casos superior a los procesos aerobios, pudiéndose resumir las características más atractivas de los reactores de segunda generación, en relación al contexto del país y que justifican su adopción:

La limitada producción de lodos de desecho que ya están aceptablemente estabilizados (ahorro considerable en el sistema de tratamiento de lodos) con respecto al aprovechamiento de nutrientes presentes en los lodos digeridos y efluentes tratados los procesos anaerobios no reducen prácticamente el contenido de nitrógeno, fósforo y potasio de un agua residual para el caso que se quiera dar reuso agrícola a los efluentes tratados cuyos tipos pueden constituirse en una fuente alternativa barata de fertilizantes y mejoradores de suelo.

El balance positivo de energía que consiste en el bajo consumo energético y producción de biogas. Con respecto al aprovechamiento energético el empleo de metano producido potencialmente por el conjunto de efluentes de las industrias mencionadas anteriormente podría llegar a suplir las necesidades de combustible de las mismas y además producir energía eléctrica para poblados cercanos con un equivalente termoeléctrico a 740MW de generación de energía eléctrica o sea el 7% de la potencia instalada en 1980 de plantas de combustibles fósiles convencionales.

Requerimientos limitados de equipo.
(sistemas relativamente simples)

Operación y mantenimiento sin mayores complicaciones.
(procesos estables)

Resistencia a períodos sin alimentación.
(adecuado a las industrias de temporada)

No se requiere de grandes extensiones de terreno para su
instalación.

Por otro lado, los inconvenientes son la necesidad en algunos casos de realizar un postratamiento (caso de descarga en un cuerpo receptor sensible), los problemas en la fase inicial de desarrollo del proceso (falta de inóculos adecuados en el país) y sobre todo la mala imagen tradicional de la digestión anaerobia en nuestro país (obstáculo a su aplicación a nivel industrial).

Por esta razón el fundamento esencial de este trabajo se basa en desarrollar una tecnología que permita reducir la contaminación basada en un proceso anaerobio intensificado con su funcionamiento asentado en principios simples de la mecánica de fluidos que genera un subproducto energético (metano) como resultado de la bioconversión de los contaminantes y de menor costo de inversión y de operación en comparación con los tratamientos existentes.

Con lo anterior se establecería un desarrollo tecnológico descontaminante de bajo costo con el cual se reduciría la importante contaminación que producen ciertos efluentes que actualmente no reciben tratamiento (o que, si lo reciben es en grado y proporción insignificante) obteniéndose a la vez una fuente de energía.

En este sentido se puede concluir que los sistemas de tratamiento de aguas residuales son por esencia la herramienta fundamental utilizada dentro de las acciones para controlar la contaminación del agua, a través de ellos se mejora la calidad de las aguas residuales propiciando la posibilidad de su reuso y se protegen los cuerpos de agua receptores y la salud pública, tal solución representa, por una parte, cuantiosas inversiones y por otra la necesidad de recursos humanos altamente calificados mediante los cuales se asegure la eficiente operación de los sistemas de tratamiento y se logre proteger las grandes inversiones que demandan.

2 OBJETIVO

Estudiar la factibilidad técnica de tratamiento anaerobio de aguas residuales de la industria de celulosa y papel en términos de la reducción de parámetros fisicoquímicos y evaluación de su toxicidad antes y después de la aplicación del tratamiento mediante bioensayos con *Daphnia magna*.

OBJETIVOS PARTICULARES

Caracterización química de las descargas líquidas de una planta de producción de celulosa por el proceso kraft.

Puesta en marcha de dos reactores anaerobios a escala de laboratorio del tipo: "Lecho fluidizado" y "Filtro biológico" y aclimatación de los sistemas al efluente problema.

Comparación del funcionamiento de los dos reactores buscando reducir los tiempos de residencia hidráulico.

Evaluación de la toxicidad antes y después del tratamiento anaerobio aplicando pruebas de bioensayos utilizando *Daphnia magna*.

Determinar el grado de postratamiento alcanzable del efluente anaerobio en un sistema combinado anaerobio/aerobio empleando un reactor de biodiscos a escala de laboratorio.

Arranque, aclimatación y operación del reactor de biodiscos.

Evaluación de la toxicidad antes y después del postratamiento aerobio aplicando pruebas de bioensayos utilizando *Daphnia magna*.

Determinar la degradabilidad del efluente anaerobio aplicando pruebas de tratabilidad aerobia.

Determinar la respiración unitaria de biomasa al licor de celda y biopelícula para conocer la actividad de la biomasa presente en el reactor de biodiscos.

3 MATERIALES Y METODOS

3-1 Reactores de laboratorio para el tratamiento anaerobio.

Se utilizaron dos columnas de vidrio esbeltas; una de ellas con cámara de expansión superior (correspondiente al reactor anaerobio de lecho fluidizado). Las características físicas de cada columna y otros detalles constructivos se muestran en las (Figuras 5,6,7) y Tablas 4, 5 y 6.

En sistemas de este tipo los contaminantes orgánicos se eliminan por una población bacteriana heterogénea vía conversión a metano y dióxido de carbono. Las bacterias crecen y se concentran sobre un medio de soporte cuyas partículas están en íntimo contacto con el efluente a descontaminar a través del arrastre viscoso del propio flujo del líquido, el soporte ofrece una gran superficie por unidad de volumen sobre la cual se pueden adherir y crecer los microorganismos, el establecimiento de la población microbiana se logra por el control de la regulación del pH, además estableciendo un régimen de carga (alimentación) y tiempos de retención adecuados, dependiendo del volumen y tipo de reactor utilizado.

TABLA 4
CARACTERISTICAS DE LOS REACTORES

CARACTERISTICAS	RANLEF	FIBAN
Material columna	Vidrio	Vidrio
Diámetro interno (mm)	39	38
Area transversal interna (cm ²)	11.86	11.26
Altura (mm)	1540	1390
Cámara tranquilización (LxD, mmxmm)	80x100	-----
Salidas laterales	7	7
Volumen total (L) (1)	3.000	2.200
Volumen útil (L) (2)	2.800	2.050

(1) Volumen geométrico medido desde la base hasta la salida de recirculación, reactor vacío.

(2) Volumen anterior menos el volumen propio del medio soporte de cada reactor.

TABLA 5
CARACTERISTICAS DE LOS MEDIOS SOPORTE

Característica	Tezontle	Mármol	CA	PVC
Densidad aparente (g/ml)	0.58	1.34	0.41	----
Densidad real (g/ml)	2.72	3.15	2.14	----
Oquedad (%)	78.7	57.5	80.0	96
Diámetro elipsoidal (mm)*	18.7	15.9	0.470	----
Diámetro geométrico (mm)**	21.7	18.1	0.500	----
Area especí.f.mínima (m ² /m ³)***	43	67	4840	223
Area especí.f.mínima (m ² /m ³)****	54	87	5430	----

(Poggi, 1987)

- * Diámetro = $3 \text{ ax}(b)^2$, a = menor dimensión lineal b = mayor
- ** Diámetro = axb, a y b igual que en *
- *** Calculada sobre la base del diámetro promedio elipsoidal desprecia el área de espacios vacíos y poros.
- **** Calculada sobre la base del diámetro promedio geométrico desprecia el área de espacios vacíos y poros.

TABLA 6
DISPOSICION DE MEDIOS SOPORTE EN REACTORES

Tipo	RANLEF	FIBAN		
	Carbón activado	PVC corrug	Tezontle	Mármol
Cantidad	0.41 kg base seca	-----	-----	-----
Altura (mm) (1)	837	750	400	60
Volumen (L) (2)	1	0.845	0.450	0.06
Area mínima (m ²) (3)	4.8	0.1884	0.0236	0.0048
Area mínima total (m ²)	4.8	-----	0.2168	-----

- (1) Altura de la sección de reactor ocupada por el medio de soporte
- (2) Volumen geométrico de la sección de reactor ocupada por el medio de soporte.
- (3) No incluye el área de recovecos y poros del medio de soporte, ni el área lateral interna del propio reactor.

CONSIDERACIONES DE DISEÑO Y OPERACIÓN.

La presencia de sólidos suspendidos (SS) en el agua afluente no causa problemas a baja expansión del lecho, los (SS) se retienen y degradan en cierta fracción o se destruyen por abrasión o acción metabólica; con alta expansión los (SS) pasan a través del lecho sin cambios importantes.

El hecho de recircular el efluente a altas tasas permite un control más confiable del pH y reduce los requerimientos de alcalinidad.

Una opción interesante del lecho fluidizado es la posibilidad de introducir un soporte con propiedades adsorbentes con objeto de reducir la toxicidad de compuestos potencialmente presentes en el agua, tal es el caso del carbón activado y arcillas que pueden adsorber el compuesto de la fase líquida y que eventualmente puede ser degradado por los microorganismos que forman la película o adsorbido a tasas menores de manera de no causar ya toxicidad. Las partículas de soporte deben tener una distribución de tamaños muy limitada ya que si no es así, las partículas pequeñas pueden ser evacuadas, las partículas con diferentes espesores de biopelícula tienen diferentes propiedades físicas (tamaño, densidad, forma, rugosidad y volumen) y diferentes propiedades de fluidificación (velocidad terminal, mínima velocidad de fluidificación, coeficiente de arrastre etc.).

Tal situación provoca una estratificación del lecho cambiando sustancialmente el perfil de sólidos volátiles en el reactor que puede tener importancia para el proceso, la estratificación hará que las partículas densas con o sin biopelícula delgada se sitúen en el fondo, mientras que las partículas con biopelícula espesa o granos sin soporte se encuentren en la parte alta. El resultado puede ser: escaso control de la evacuación de (SS) o compactación o segregación de ciertas zonas del lecho.

Por su principio, los lechos fluidificados requieren de ser expandidos las 24 Hrs/día inclusive durante el tiempo en que no se alimentan, estos reactores soportan en mucho menor medida los períodos sin alimentación que otros tipos de reactores anaerobios. Los lechos fluidificados alcanzan las más altas cargas orgánicas

volumétricas, sus excelentes capacidades de transferencia de materia los hace adecuados para tratar efluentes muy diluidos o muy concentrados, las cargas de diseño a escala real entre 30 y 60 KgDQO/m³/día son comunes para efectuar cálculos como carga volumétrica, tiempos de retención hidráulicos (TRH) etc.

En general se debe utilizar la totalidad del volumen del reactor y no sólo la parte empacada (Poggi, V.H.1984).

ETAPAS DE DISEÑO

Las etapas recomendadas son:

- Selección del soporte (material y tamaño)
- Selección del grado de expansión de la cama y cálculo de la velocidad de flujo.
- Dimensionamiento de la cama
- Evaluación de los efectos provocados por la biopelícula (sistema no estacionario de dos fases).
- Evaluación del efecto del gas (sistema no estacionario de tres fases).

Previo a lo anterior pruebas a escala piloto o al menos en laboratorio se deberán realizar para obtener los parámetros cinéticos hidráulicos necesarios.

SELECCIÓN DEL SOPORTE

Características físicas:

a) Tamaño.

El tamaño de partícula tiene influencia sobre el área disponible para la biopelícula y las características de la fluidificación, con objeto de reducir costos de operación la velocidad de fluidificación deberá ser lo más baja posible, lo que lleva a la selección de partículas pequeñas que a su vez proporcionan altas áreas específicas. Los tamaños recomendados son de 0.1 a 0.7 mm.

b) Forma.

Las ecuaciones de fluidificación se desarrollaron para partículas esféricas. Para corregir partículas más reales se utiliza el factor de esfericidad que es la relación entre la superficie de la esfera del mismo volumen entre la superficie de la partícula no esférica, este valor se ve afectado por la biopelícula formada así como la porosidad del soporte, en general es un factor difícil de determinar por lo que comúnmente se toma 0.75.

c) Densidad.

Afecta fuertemente la hidrodinámica del sistema y tiene un impacto claro en los requerimientos de energía lo que tiende a favorecer a las partículas menos densas.

Sin embargo, mientras más cercana sea la densidad del soporte a la densidad del líquido se tendrán más dificultades para controlar la expansión de la cama, por otro lado la transferencia de masa se ve favorecida mientras la diferencia entre densidades de partícula y líquido sea mayor.

d) Dureza.

Las partículas en un lecho fluidificado están sujetas a la abrasión tanto entre ellas como en la pared del reactor si el material es frágil puede romperse formando partículas más pequeñas con diferentes características de fluidificación que provocará problemas de control del lecho.

e) Porosidad

La porosidad de la partícula además de incrementar el área específica favorece la adhesión de la biopelícula sobre todo en el arranque. En partículas lisas la abrasión de la biopelícula provocada por el choque entre ellas es un fenómeno más importante que en partículas porosas donde la biopelícula esta parcialmente protegida.

Propiedades químicas:

El material debe de ser químicamente inerte a los compuestos que puede contener el agua residual o que se formen debido a las reacciones bioquímicas.

MEDIOS DE SOPORTE UTILIZADOS

Reactor anaerobio de lecho fluidizado (RANLEF)

Para este reactor se eligió carbón activado de granulación fina (aproximadamente 500 micrones de diámetro) como medio soporte tomando en cuenta ciertas características favorables, como su baja densidad lo cual minimiza la tasa de recirculación, su capacidad adsorbente que puede proteger a los microorganismos de la acción de compuestos inhibitorios o tóxicos (Wang et al. 1987).

El probable efecto benéfico de bioregeneración (Chudyk y Snoeyink, 1984) y la obtención de tasas de regeneración del carbón activado recubierto de biopelícula en el orden de 100 a 105% (anulando los costos por reposición de medio) (Dinget et al. 1987).

El carbón activado granular de fabricación nacional se molió y se cribó en tren de mallas, utilizándose la fracción que pasó por la malla 30 y quedó retenida en la malla 40. Esta porción se lavó con agua destilada caliente tantas veces como fue necesario para remover impurezas, se secó y se vació al reactor por una entrada lateral superior oblicua.

Filtro biológico anaerobio (FIBAN)

El PVC corrugado en este reactor se seleccionó por su alta oquedad y área específica (Poggi et al, 1987) se colocaron pequeños trozos de mármol en poca cantidad para ayudar a cierto control de pH y alcalinidad en la acidogénesis del arranque, así como pequeños trozos de tezontle el cual por su textura porosa-rugosa facilita la colonización del reactor (González, 1987). Tanto el mármol como el tezontle son fuente de oligoelementos necesarios para el crecimiento de la biopelícula.

La planta de laboratorio fue instalada en un cuarto con temperatura controlada mantenida a 35°C. (intervalo mesofílico).

Cada reactor fue alimentado mediante una bomba peristáltica la cual se accionó manualmente para proporcionar una alimentación intermitente hasta completar el volumen correspondiente al tiempo de residencia hidráulico que se estuviera trabajando en ese momento.

La recirculación fue continua utilizando una bomba peristáltica común, las tasas de recirculación no resultaron necesariamente iguales ya que el reactor de lecho fluidificado necesita recirculación en forma obligada, por lo que es deseable minimizarla para abatir altos costos de bombeo a escala completa (Poggi, 1984). En el caso del filtro biológico también se recirculó el efluente pues esto ayuda a diluir y mezclar la carga orgánica y sustancias inhibitorias, mejorando la distribución hidráulica en los reactores minimizando la posibilidad de que se presenten zonas ácidas y uniformiza la alcalinidad y la deposición del inóculo sobre el medio soporte. Estas condiciones son deseables durante el arranque e incluso durante la operación en estado estable (Kennedy y Van Den Berg, 1986; De Zeeuw, 1984).

El lecho fluidificado estuvo provisto de un tanque de recirculación destinado a dar una carga de efluente a la bomba de recirculación y facilitar el desprendimiento de biogas, en el caso del filtro biológico la recirculación fue directa sin tanque de recirculación.

La descarga de efluente se desplaza a través de una manguera que parte de la tubería de recirculación y cuyo extremo final queda sumergido permanentemente en una porción del efluente dentro de un colector final para evitar la entrada del aire al sistema. La colección de gas se llevó a cabo en un tanque con capacidad de 3 L conteniendo solución salina saturada (salmuera). Este recipiente recibe el gas generado en la columna, el cual se acumula en el tope de cada reactor y en su tanque de recirculación de ahí se conduce a una trampa de gas donde se le separa de posibles arrastres de licor del reactor que falsearían su medición.

El biogas acumulado en esta trampa se desplaza hacia el tanque colector de gas, donde el cambio de presiones desplaza un cierto volumen de salmuera a otro recipiente donde el volumen de gas generado es medido en forma indirecta como volumen de salmuera desplazado.

ARRANQUE.

El procedimiento de arranque fue análogo para los dos reactores siendo más complicado el arranque del lecho fluidizado ya que en este se tuvo que evitar el empaque o compactación del medio de soporte en la tubería de tygon lo cual ocasionaría problemas en la recirculación. En el caso del filtro biológico no existió ningún problema.

Para iniciar la operación de los reactores fue necesario contar con dos factores importantes los cuales son determinantes para el logro de los objetivos. Uno de ellos fue el de establecer condiciones anaerobias dentro del reactor, lo cual se logró mediante un barrido con un gas inerte (mezcla CO_2/N_2). Otro fue el de proveer de microorganismos al sistema para su establecimiento y adaptación a esas condiciones de trabajo, lográndose mediante la formulación de un inóculo siguiendo la formulación descrita en la Tabla 7.

Hasta ahora dada la complejidad del ecosistema sólo se utilizan inóculos obtenidos de ambientes anaerobios y no se ha logrado componer un inóculo por medio de cultivos puros de microorganismos de los distintos grupos tróficos participantes del proceso para uso industrial. Es así que se utilizan inóculos naturales como el rumen de diferentes animales y lodos anaerobios de lagunas así como lodo de digestores rurales, de otros digestores anaerobios o de lagunas donde se vierten efluentes industriales. Es obvio la importancia de disponer de un inóculo adecuado desde el

punto de vista de la composición microbiana en cantidades suficientes como para iniciar un digestor de tamaño industrial, es imprescindible que los grupos tróficos participantes en el proceso existan en el inóculo y que persistan en las condiciones de operación.

También es necesario tomar en cuenta que, durante la adaptación del inóculo al efluente a digerir, se darán modificaciones en las cantidades relativas de los distintos grupos fisiológicos en función de los sustratos existentes ya que estos pueden determinar un efecto inhibitorio de distintos tóxicos sobre las poblaciones involucradas en la digestión anaerobia, así como seguir la adaptación del inóculo a medida que transcurre el tiempo de exposición.

TABLA 7
FORMULACION Y PREPARACION DEL INOCULO

Suelo profundo	30 g/L
Excreta vacuna	300 g/L
Excreta porcina	150 g/l
Na ₂ CO ₃ comercial	1.5 g/L
Azúcar	5 g/L
Agua de la llave	1000 mL

(Poggi, 1984)

Se mezclan los componentes con agitación manual o mecánica y se criba la suspensión.

La mezcla ya cribada es la que se utiliza como inóculo sin que se corra el riesgo de taponamientos de mangueras por residuos gruesos. Se debe preparar en el momento previo al arranque y es recomendable mantenerlo tapado durante los minutos en que no se usa, preferentemente bajo atmósfera inerte (exenta de O₂).

Los microorganismos presentes en el inóculo deben contar con los nutrimentos necesarios para su metabolismo, lo cual favorecerá la aclimatación y establecimiento de estos en el sistema, para este fin se utilizó un agua residual sintética (ARS) Tabla 8.

TABLA 8
FORMULACION DEL AGUA RESIDUAL SINTETICA

Azúcar comestible	4.0 g/L
Acido acético glacial	0.5 g/L
Na HCO ₃ comercial	1.0 g/L
Na ₂ CO ₃	1.0 g/L
K ₂ HPO ₄	0.2 g/L
NH ₄ CL	1.0 g/L
Agua de la llave	1000 mL

(Poggi, 1984)

Una vez reunidos estos dos factores se procedió de la siguiente manera para la inoculación y puesta en marcha de los sistemas.

- 1.- Llenado del reactor hasta la mitad de su volumen con agua residual sintética.
- 2.- Suministro de gas inerte (mezcla CO_2/N_2) por la base del reactor (mantenerlo hasta la fase 4 inclusive).
- 3.- Introducción del medio soporte por una entrada lateral superior oblicua (en el caso del lecho fluidizado)
- 4.- Inyección de 750 ml de inóculo por medio de una bomba peristáltica alterna.
- 5.- Carga de más agua residual sintética hasta completar el volumen total del sistema, cortar suministro de gas inerte.
- 6.- Encender bomba de recirculación inmediatamente para evitar compactación del medio de soporte.

ACLIMATACION.

Siguiendo esta estrategia global de arranque se procedió a una etapa de aclimatación para consolidar el establecimiento de microorganismos anaerobios consistente en el establecimiento de un régimen de alimentación que propiciara la aclimatación de la flora microbiana al tipo de efluente a tratar.

Dicho régimen de alimentación consistió en una combinación de ARS más un porcentaje del efluente a tratar disminuyéndose gradualmente la proporción de ARS hasta llegar a alimentar 100% del efluente problema. Esta fase de aclimatación se llevó a cabo en 10 etapas con duración de 7 días cada una trabajando a un tiempo de

residencia hidráulico (TRH) de 5 días. Las condiciones de operación, reinoculación y alimentación durante esta fase se resumen en la Tabla 9.

TABLA 9
PROCEDIMIENTO DE ACLIMATACION
SISTEMAS ANAEROBIOS

ETAPAS	DURACION	TRH	INOCULO	% ARS	% ARI
1-10	7 días	5 días	Por etapa	95-5%	5-95%

TRH= Tiempo de residencia hidráulico

ARS= Agua residual sintética

ARI= Agua residual industrial

Durante el arranque, aclimatación y estados estables se debe controlar la inestabilidad e ineficiencia que el sistema puede presentar por lo que es importante monitorear los parámetros indicadores del buen funcionamiento del proceso.

Los análisis fisicoquímicos que se efectuaron se realizaron siguiendo el Standard methods (Greenberg, A.E et al, 1981).

- pH
- Demanda química de oxígeno (DQO)
- Demanda bioquímica de oxígeno (DBO)
- Alcalinidad
- Acidos orgánicos volátiles (AOV)
- Sólidos en todas sus formas

- Producción de biogas

Las alcalinidades, los AOV y el factor alfa se determinaron por el método propuesto por Ripley, L.E. et al, 1986.

La producción de biogas se midió por el método de desplazamiento de solución salina corregido a la temperatura y presión correspondientes.

La composición del gas se analizó usando cromatografía de gases y un mini-orsat método de la jeringa para la determinación rutinaria de dióxido de carbono (Poggi, V.H. 1984).

3.2 Tratamiento combinado anaerobio/aerobio sistema de laboratorio para el tratamiento aerobio

Uno de los sistemas más recientes de tratamiento biológico es el contactor biológico rotatorio (CBR) comúnmente conocido como "reactor de biodiscos" o "discos biológicos rotatorios". Es un sistema aerobio de película fija el cual se utiliza para la remoción de materia orgánica soluble y de nitrógeno amoniacal o para la denitrificación de efluentes nitrificados.

Este sistema se caracteriza por su alta efectividad en el tratamiento de aguas residuales, fácil operación, poco mantenimiento, supervisión mínima y bajo consumo de energía. No obstante su uso en nuestro país no se ha generalizado debido a la carencia de tecnología propia, lo cual lo coloca como un sistema que requiere gran inversión inicial; sin embargo ya se están realizando investigaciones enfocadas a la creación de esta tecnología propia tendientes a disminuir los costos y mejorar el proceso.

CONSIDERACIONES DE DISEÑO Y OPERACION

El principio de este proceso de tratamiento secundario es muy similar a los filtros rociadores y consiste de una serie de discos de material plástico de alta densidad, soportados en una flecha horizontal e instalados en un tanque. La flecha y medio plástico (tambor) se hacen girar por medio de un mecanismo motriz acoplado a la flecha, entre 1 y 2 rpm, manteniendo aproximadamente el 40% del área superficial del tambor sumergido en el agua residual. Los microorganismos presentes en el agua residual comienzan a fijarse y a crecer en la superficie de los discos que se cubre con una película biológica de 2 a 4 mm de espesor. Durante la rotación el tambor acarrea una película de agua residual, la cual al ponerse en contacto con el aire, absorbe el oxígeno requerido por los

microorganismos de la película biológica fijada a los discos, los cuales consumen la materia orgánica soluble.

La acción de giro de los biodiscos ocasiona una fuerza de fricción sobre la biopelícula, lo que provoca que el exceso de biomasa se desprenda de los discos manteniendo en esta forma una película de espesor constante y manteniendo la biomasa desprendida en suspensión hasta que el flujo de agua la lleve fuera del reactor para su posterior separación por sedimentación.

Esta forma de operar el sistema permite que se cumpla con los siguientes requisitos básicos:

- a) Proporcionar el área necesaria para el desarrollo de los microorganismos.
- b) Proporcionar contacto vigoroso entre la población microbiana y el agua residual.
- c) Mantener el sistema en condiciones aerobias, exponiendo continuamente al aire la biopelícula.
- d) Permitir una distribución uniforme del oxígeno del aire con el sustrato soluble en la biomasa.
- e) Provocar un desprendimiento continuo de la biomasa en exceso, manteniendo en esta forma el espesor de la biopelícula casi constante.
- f) Mantener completamente mezclado el contenido del tanque, para mantener los sólidos en suspensión.

El sistema de discos biológicos normalmente se divide en diferentes etapas; cada etapa se separa por un baffle removible y opera con un mezclado completo en la cual se encuentran en equilibrio dinámico la tasa de crecimiento biológico y la tasa de desprendimiento de biomasa. El flujo del agua residual generalmente es paralelo a la flecha, pero puede fluir en forma perpendicular dependiendo del número de etapas o del flujo de etapa a etapa. Cada baffle lleva un orificio en la parte superior lo que permite el

flujo de una etapa a otra. Esta separación es utilizada para optimizar la efectividad del área superficial del medio. Los organismos de la primera etapa quedan expuestos a mayores niveles de carga orgánica (DBO) y la tasa de remoción de DBO es mayor, disminuyendo a medida que se avanza en etapas.

Como todo proceso biológico, el reactor de biodiscos debe contemplar un pretratamiento o remoción primaria de sólidos suspendidos, consistente de rejillas para gruesos, desarenadores y sedimentación primaria. El no remover estos materiales puede ocasionar sedimentación de arena y otros materiales orgánicos en el fondo del tanque de los biodiscos reduciendo por un lado el volumen de estos y por otro ocasionando condiciones sépticas y arrastre de la bipelícula y posible atascamiento de la unidad.

Por otro lado, debido a que todos los procesos biológicos se ven afectados por la presencia de sustancias tóxicas, las restricciones aplicadas a otros procesos biológicos en cuanto a calidad del influente se deben de aplicar a los sistemas de discos biológicos.

ARRANQUE.

Para la fase del postratamiento aerobio se utilizó un reactor de biodiscos a escala de laboratorio operando a temperatura ambiente construido en material resistente a la corrosión.

El reactor se compone de 13 cámaras o celdas con dos discos de 30 cm de diámetro. El área para una cara del disco corresponde a 707 cm², lo cual da un área total de 1414 cm² por disco; las separaciones de una celda a otra corresponde a 5.5 cm con una profundidad de 18 cm, medido desde el centro. El área resultante corresponde a 2828 cm² con un volumen de 2.0 litros por celda y un volumen total de 26 litros, figura 8. (Durán de Bazúa, comunicación personal, 1988).

Como en todos los procesos biológicos, es de vital importancia conseguir un ambiente y control adecuado del proceso para que un agua residual se pueda tratar. Para lograr lo anterior es indispensable conocer la forma, estructura y actividades bioquímicas de los microorganismos.

Reportes de estudios realizados sobre el efecto de la superficie en la actividad microbiana, indican que las bacterias producen un polímero extracelular que les permite adherirse a las superficies y que ésta adhesión puede ser permanente o temporal. Por otra parte, se ha encontrado que la densidad y morfología de la película biológica, manifestada por las diferentes especies de microorganismos presentes, depende de las concentraciones de nutrimentos en el influente.

A bajas concentraciones predominan los organismos filamentosos, mientras que a medida que aumenta la relación alimento-microorganismos los no filamentosos (población heterogénea de microorganismos) son los que predominan. En este tipo de procesos la relación alimento/microorganismos disminuye de la primera a la última etapa, es decir en la primera etapa es donde se tendrá una mayor concentración de alimento y por lo tanto mayor crecimiento de biomasa.

ACLIMATACION

Para el arranque y aclimatación del sistema se inocularon 6 celdas con 1.7 litros de lodos procedentes de una planta de tratamiento de lodos activados (fase de recuperación de lodos) y se puso en marcha a una velocidad de 5 rpm.

Durante la etapa de formación de biopelícula y aclimatación al efluente a tratar se siguió la metodología análoga a los sistemas anaerobios, sólo que para este caso se utilizó otro tipo de agua residual sintética cuya formulación se presenta en la Tabla 10.

TABLA 10
FORMULACION AGUA RESIDUAL SINTETICA
PARA EL SISTEMA AEROBIO

Urea	108 mg/L
Peptona de gelatina	5724 mg/L
Extracto de carne	3996 mg/L

(OECD, 1976)

Esta formulación concentrada presenta una DQO de 13500 mg aproximadamente lo cual permitió hacer diluciones a una carga aproximada de 500 mgDQO/L.

Después del establecimiento de la biopelícula se procedió a purgar el exceso de lodos de cada celda y a alimentar agua residual sintética combinada con un porcentaje de efluente proveniente del tratamiento anaerobio, hasta completar las etapas de aclimatación y llegar a alimentar 100% de efluente anaerobio hasta alcanzar el estado estable Tabla 11.

TABLA 11
PROCEDIMIENTO DE ACLIMATACION
SISTEMA AEROBIO

ETAPAS	DURACION	TRH	INOCULO	%ARS	%EFLUENTE FB
1-8	7 días	1 día	inicial	80-20	20-80%

Durante las etapas de aclimatación como en los estados estables se monitorearon las condiciones de operación del sistema y se hicieron registros de pH, temperatura ambiente y temperatura por cada celda, así como determinaciones fisicoquímicas como DQO, alcalinidad y sólidos en todas sus formas.

3-3 Pruebas de toxicidad.

Calidad del agua y bioensayos

La necesidad de aplicar sistemas de bajo costo para evaluar la calidad de las aguas de desecho ya sean domésticas, industriales o municipales ha conducido al desarrollo de procedimientos simples que permitan esta evaluación en los ecosistemas acuáticos.

En la evaluación de la calidad del agua juega un papel muy importante el uso de organismos vivos para medir los efectos de los desechos tóxicos en diferentes cuerpos de agua, estas mediciones se realizan utilizando sistemas especiales llamados bioensayos que consisten en la determinación de las respuestas de los organismos vivos tomando como base la velocidad de aumento o disminución de una población, la respuesta fisiológica, el comportamiento y la sobrevivencia o muerte de los individuos.

Los bioensayos por lo tanto permiten determinar los niveles permisibles de compuestos tóxicos en el ambiente cuyas concentraciones no producen efectos adversos sobre los organismos (Horning and Weber, 1985). Por tal razón las pruebas de bioensayo es necesario aplicarlas en estudios de la contaminación del agua debido a que las pruebas químicas y físicas no son suficientes para determinar efectos potenciales sobre la biota acuática ya que la interacción de factores químicos dan origen a diversos efectos tóxicos originando respuestas que no se pueden determinar.

Los diferentes organismos acuáticos a través de su ciclo de vida, no son igualmente susceptibles además de que una exposición permanente a esos tóxicos pueden alterar dicha susceptibilidad con respecto a otros. Así mismo los bioensayos se pueden utilizar para determinaciones en particular cuando un proceso de tratamiento de desechos es eficiente para reducir la toxicidad de un efluente, o para determinar por qué las mezclas de compuestos químicos actúan en forma diferente con respecto a su comportamiento individual.

ciertas concentraciones de un compuesto químico (o mezcla de químicos) por ciertos períodos de tiempo (EEC,1984).

Durante 10 años las pulgas de agua (*Daphnia magna*) se han utilizado como indicadores biológicos en estudios de toxicología acuática y se reconocen prevaleciendo como norma nacional e internacional para estudios de nuevos compuestos químicos (EPA.,1973; OECD.,1981; ISO.,1982; BS.,1983; NF.,1983; EEC.,1984; DEV.,1990). El uso de estos organismos ofrece ventajas ya que los dáfnidos son pequeños presentando una talla máxima de 5 mm a 20°C, con un relativo corto tiempo de vida (aproximadamente 8 semanas) llegando a la madurez entre 6 a 8 días después de su eclosión.

Lo anterior representa una economía en espacio y mantenimiento de los cultivos comparado con el cultivo de peces.

Por otro lado estas especies presentan una gran sensibilidad a varios compuestos tóxicos (F.M.Gersich et-al., 1986).

Distribución, ciclo de vida, ubicación taxonómica y método de cultivo de *Daphnia magna*.

Daphnia magna es principalmente lacustre restringida al norte y oeste de América del Norte en aguas de dureza mayor a los 150 mg/CaCO₃ (Pennak 1978). Presenta una longevidad promedio de 40 días a 25°C y alrededor de 56 días a 20°C. En su ciclo de vida se pueden reconocer cuatro períodos distintivos (1) huevo (2) juvenil (3) adolescente y (4) adulto.

En forma típica 6 a 10 huevos se liberan a la cámara de cría los huevos se desarrollan dentro de la cámara y los juveniles, que ya son similares a los adultos, se liberan en aproximadamente dos días cuando la hembra muda.

El tiempo requerido para alcanzar la madurez (producir la primera descendencia) varía entre 6 a 10 días y también parece depender del tamaño corporal. La velocidad de crecimiento del organismo es máximo durante sus estadios juveniles y el tamaño corporal puede aumentar al doble durante cada uno de estos estadios. Cada estadio termina con una muda e inmediatamente después ocurre el crecimiento cuando el nuevo exoesqueleto aún es elástico Tabla 12.

El número de crías por nidada es altamente variable dependiendo principalmente de la disponibilidad de alimento y condiciones ambientales. *D. magna* puede producir hasta 30 crías durante cada estadio adulto pero la cantidad más común es entre 6 y 10. El mayor número de crías producidas por *D. magna* ocurre en el quinto estadio después del cual disminuye (Anderson and Jenkins 1942). Para efectos de su identificación se tiene como referencia su talla entre 5 y 6 mm de largo y comúnmente puede determinarse con certeza examinando el tamaño y número de espinas en las garras postabdominales. Las poblaciones generalmente son de baja densidad en invierno y principios de primavera pero al subir la temperatura del agua entre 6 y 12°C aumentan en abundancia para alcanzar densidades poblacionales del orden de los 200 a 500 individuos/L, (Pennak, R.W, 1978).

Durante la mayor parte del año las poblaciones están compuestas casi exclusivamente de hembras mientras que los machos son abundantes sólo en primavera u otoño; estos se distinguen por su reducido tamaño, anténulas más largas, modificación postabdominal y las patas anteriores que presentan un fuerte gancho usado en la cópula. La producción de machos parece ser inducido principalmente por la alta densidad poblacional y las correspondientes acumulaciones de productos de excreción y/o una disminución en la disponibilidad de alimento.

Estas condiciones pueden inducir la aparición de huevos sexuales en envoltorios o efiplas, que se liberan durante la siguiente muda. Parece ser que el cambio hacia macho y la producción de huevos sexuales está relacionado a la actividad metabólica parental; cualquier factor que tienda a reducir el metabolismo además de las anteriormente mencionadas puede ser el inductor responsable. Como regla general, no se observaran machos o efiplas en cultivos de laboratorio a no ser que estos cultivos mixtos no sean controlados y experimenten algún tipo de tensión ambiental.

TABLA 12
SINOPSIS BIOLOGICA DE *Daphnia magna*

TALLA	ADULTO 5-6 mm (HEMRAS) NEONATO 0.8 - 1.0 mm
LONGEVIDAD PROMEDIO	56 DIAS A 20°C (120 DIAS MAXIMO)
CICLO DE VIDA	4-6 ESTADIOS JUVENILES 6-22 ESTADIOS ADULTOS
PRIMERA REPRODUCCION	10 DIAS A 20°C 6 DIAS A 25°C
TIEMPO INTERCAMADAS	3-4 DIAS A 20°C 2-3 DIAS A 25°C
FECUNDIDAD PROMEDIO	6 A 10 NEONATOS (MAXIMO 30)
REPRODUCCION	POR PARTENOGENESIS (Condiciones adecuadas) SEXUAL (Condiciones desfavorables)
ALIMENTACION	POR FILTRACION (En cultivo acepta alimentos naturales y preparados)

(Peltier and Weber., 1985)

Establecimiento del cultivo de *Daphnia magna*

En la literatura aparecen varios factores, que contribuyen a la variabilidad y tasas de sobrevivencia y reproducción de *Daphnia magna*.

En el laboratorio, los factores que se han investigado incluyen intensidad luminosa, fotoperíodo, temperatura, alimento y régimen alimenticio. Basándose en lo anterior para la aclimatación y el establecimiento del cultivo de los organismos se inició a partir de un cultivo "stock" de *Daphnia magna* donado por la Secretaria de Desarrollo Urbano y Ecología; Laboratorio de diagnósticos regionales (SEDUE, 1991). Consistente en poblaciones mixtas de todas las edades que se mantienen como una fuente confiable de dáfnidos.

A través del periodo de establecimiento, aclimatación y mantenimiento del cultivo a las nuevas condiciones de nuestro laboratorio los organismos se distribuyeron en frascos de fondo plano, boca ancha con capacidad de 1000 mL (20 organismos por frasco de cultivo).

Los frascos de cultivo se dispusieron en compartimentos de acrílico blanco con iluminación por la parte inferior proporcionada por lámparas fluorescentes de espectro amplio de 40 Wats colocadas a una distancia de 30 cm de los cultivos, la iluminación fue secuenciada a un régimen de luz/obscuridad de 16:8 hrs.

Esta iluminación permitió mantener uniforme la intensidad de luz en el fondo de los frascos de cultivo favoreciendo que los organismos permanecieran en el fondo, aprovechando el fototactismo positivo que presentan (Dewey & Parker, 1964). Ya que los cambios en la intensidad de luz pueden provocar que naden hacia la película superficial y queden atrapadas ocasionando su muerte por falta de alimento.

Los dáfidos se alimentaron 3 veces por semana con un cultivo de *Chlorella vulgaris* cultivada en un medio mineral cuya formulación se presenta en la Tabla 13.

El cultivo de algas alimentado fue de 3 a 4 días cuando el frasco de cultivo presentó un color verde intenso. En la práctica se puede inferir que el cultivo tiene de 100,000 a 200,000 cel/mL a este tiempo de crecimiento lo cual se pudo verificar por conteo en un hemocitómetro.

El volumen de alimento suministrado a cada frasco correspondió a 3 mL por cada organismo adulto (60 mL X frasco de cultivo). Con el objeto de mantener los frascos de cultivo limpios, así como el agua de cultivo con una buena disponibilidad de oxígeno disuelto, los organismos se transfirieron una vez por semana a un agua reconstituida ver composición en la Tabla 14.

Para evitar hacinamientos en cada frasco el exceso de neonatos y juveniles se separaron en forma regular y se utilizaron para abrir nuevos frascos de cultivo o reposición por muerte. El resto se confinaron a una pecera de 40 litros cultivo "stock", el cual permitió asegurar la disponibilidad de dáfidos para todas las pruebas así como minimizar los requerimientos de espacio y tiempo.

La edad de cada cultivo se registró para conocer el porcentaje de muerte y el número aproximado de neonatos disponibles para las pruebas de bioensayos.

TABLA 13
FORMULACION Y PREPARACION DE MEDIO BOLD

(A)

NaNO ₃	10 g/400 mL
CaCl ₂ .2H ₂ O	1.0 g/400 mL
MgSO ₄ .7H ₂ O	3.0 g/400 mL
K ₂ HPO ₄	3.0 g/400 mL
KH ₂ PO ₄	7.0 g/400 mL
NaCl	1.0 g/400 mL

Adicionar 10 mL de cada solución para preparar 1000 mL de medio empleando agua bidestilada.
(10 mL de cada solución a 940 mL de agua bidestilada).

(B)

- 1.- 50 g de EDTA y 31 g de KOH disueltos en 1000 mL de agua destilada.
- 2.- 4.98 g de FeSO₄.7H₂O disueltos en 1000 mL de agua acidificada con 1 mL de H₂SO₄.
- 3.- 11.42 g de H₃BO₃ disuelto en 1000 mL de agua destilada.
- 4.- ZnSO₄.7H₂O..... 8.82 g/L
MnCl₂.4H₂O..... 1.44 g/L
MO₃ 0.71 g/L
CuSO₄.5H₂O 1.57 g/L
Co(NO₃)₂.6H₂O 0.49 g/L

Adicionar 1 mL de cada una de las soluciones (B) al litro de medio preparado en (A).

Esterilizar a 15 libras durante 15 minutos.

(Bischoff and Bold., 1963)

TABLA 14
FORMULACION Y PREPARACION DE
AGUA RECONSTITUIDA

NaHCO ₃	96 g/L
CaSO ₄ ·2H ₂ O	120 g/L
MgSO ₄	120 g/L
KCL	8 g/L

Los compuestos de disuelven en agua destilada o desionizada y se aerea vigorosamente durante varias horas antes de ser usados.

El pH de los medios es aproximadamente de 8.0.

Para preparar medio cuando se requiere generalmente una vez por semana, para cada set de 5 cultivos stock preparar soluciones stock de KCL, MGSO₄ y NaHCO₃ como sigue: (Estas soluciones promueven una cantidad suficiente para 6-12 meses).

Solución Stock de KCl.

Colocar 8 gramos de cristales de KCl en matraz aforado y aforar a 1000 mL con agua destilada almacenar en botella de polietileno de 1000 mL y mantener en refrigeración.

Solución Stock de MgSO₄.

Colocar 120 gramos de MgSO₄ anhidro en polvo en matraz aforado y aforar a 1000 mL con agua destilada almacenar en botella de polietileno de 1000 mL y mantener en refrigeración.

Solución Stock de NaHCO₃.

Colocar 96 gramos de NaHCO₃ en polvo en matraz aforado y aforar a 1000 mL con agua destilada almacenar en botella de polietileno de 1000 mL y mantener en refrigeración.

(Pennak, R.W. 1978)

PREPARACION DEL AGUA RECONSTITUIDA.

- a) Colocar 18.2 Lts de agua destilada o agua desionizada en un contenedor de 20 Lts.
- b) Disolver 2.4 gramos de $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ a un litro de agua destilada o desionizada hasta completa disolución y agregar esta solución al contenedor del paso anterior y mezclar.
- c) Agregar 20 mL de cada una de las soluciones Stock al contenedor de 20 litros y mezclar bien después de cada adición.
- d) Aerear vigorosamente el medio contenedor durante 2 horas ó más hasta completa saturación de oxígeno.
- e) Comprobar viabilidad del agua reconstituida 24 horas antes de cada recambio o prueba de bioensayo. En vaso de precipitado de 250 mL se agregan 150 mL de agua reconstituida y se colocan 5 organismos neonatos de *D.magna*.

Si no existe muerte de organismos a las 24 horas el agua es considerada confiable.

Cada mes por término medio se hicieron observaciones al microscopio lo cual aseguró la ausencia de otros organismos viviendo dentro o fuera del exoesqueleto de los individuos. Por otra parte para evitar problemas de contaminación todo el material de vidrio utilizado se lavo antes de su uso siguiendo el método descrito en la Tabla 15. Y tanto el material como redes, escobillas y pipetas se sometieron a esterilización.

Para evitar posibles factores de tolerancia se aplicaron regularmente pruebas de sensibilidad de los organismos siguiendo la metodología propuesta por el Standard Methods (Greenberg, A.E, et al 1981).

TABLA 15
LAVADO DE MATERIAL PARA PRUEBA DE BIOENSAYOS.

- 1) Lavar con agua y jabón común y corriente
- 2) Lavado con ácido nítrico al 20 o 30%
- 3) Enjuagar con agua de la llave
- 4) Lavado con acetona al 100%
- 5) Enjuagar perfectamente con agua destilada y dejar secar por 24 horas.
- 6) Enjuagar el material con agua de cultivo o agua reconstituida antes de cada bioensayo.

Nota: Si el material se va a utilizar inmediatamente se puede eliminar el paso 4 y pasar directamente al 5.

Todo material nuevo debe ser tratado con precaución.

(Peltier and Weber, 1985)

Bioensayos de toxicidad aguda

Metodología seguida para las pruebas de bioensayos.

Las hembras multíparas se aislaron 24 horas antes de las pruebas y los neonatos producidos se utilizaron.

Las pruebas de bioensayos se realizaron por triplicado en vasos de precipitado de 100 mL conteniendo 50 mL de cada dilución de prueba más 10 organismos neonatos. Los vasos se cubrieron para reducir la evaporación de las diluciones de prueba y evitar que se depositaran polvo u otros materiales contaminantes durante la misma.

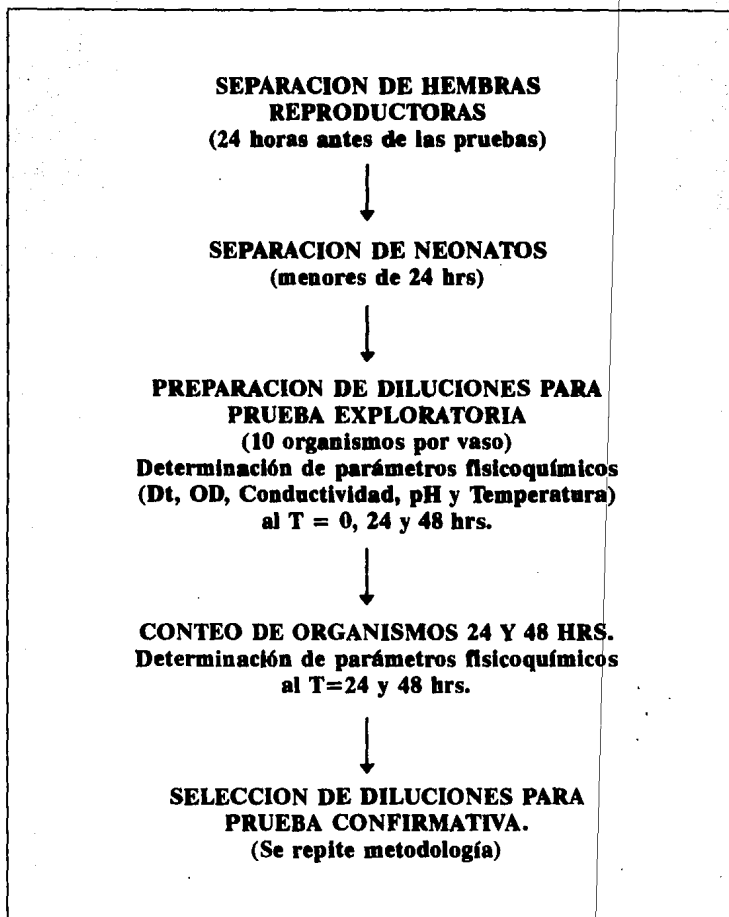
Se hizo conteo de organismos a 24 y 48 horas observándose inmovilización, deficiencia o disminución de su actividad o sus movimientos coordinados. La muerte se interpreto por ausencia de movimiento. Asimismo se determinaron mediciones de control durante la prueba como pH, oxígeno disuelto, conductividad y dureza total.

Durante las pruebas exploratorias así como en las confirmativas la temperatura fue 20 - 25°C. El agua de dilución utilizada para todas las pruebas fue la misma que se utilizó para aclimatar y mantener el cultivo.

La metodología seguida estuvo basada en la propuesta por: APHA et-al., 1981; Horning and Weber., 1983; Peltier and Weber., 1985 y U.S EPA., 1985. Aunque se hicieron modificaciones sugeridas por los recientes trabajos de Dutka, B.J. A fin de incrementar la significancia estadística de los resultados y por lo tanto aumentar su reproductibilidad.

Para todos los efluentes se aplicó la metodología para las pruebas de bioensayos indicada en la Tabla 16.

TABLA 16
METODOLOGIA SEGUIDA PARA LAS
PRUEBAS DE BIOENSAYOS.



En las pruebas confirmativas se ensayaron al menos 5 diluciones del efluente a fin de tener un número adecuado de puntos para estimar la Concentración Letal Media (CL_{50}), mediante métodos gráficos o analíticos. Debe mencionarse que este valor representa la concentración del efluente que produce 50% de mortalidad en los organismos de prueba en un tiempo determinado que en el presente caso fue de 48 hrs.

Una vez obtenidas las tablas de mortalidad, se construyeron las correspondientes curvas dosis-mortalidad en dos tipos de escalas: Probit y Semilogarítmica. Estas gráficas permitieron hacer una primera determinación de la CL_{50} , escogiendo de ambos métodos aquel en que se obtenía un mejor ajuste de los puntos observados.

3-5 Diseño Experimental.

En las Tablas 17,18,19,20 y 21 se esquematiza la secuencia seguida para cada uno los experimentos.

TABLA 17.

EXPERIMENTOS CON EFLUENTE DE BLANQUEO.

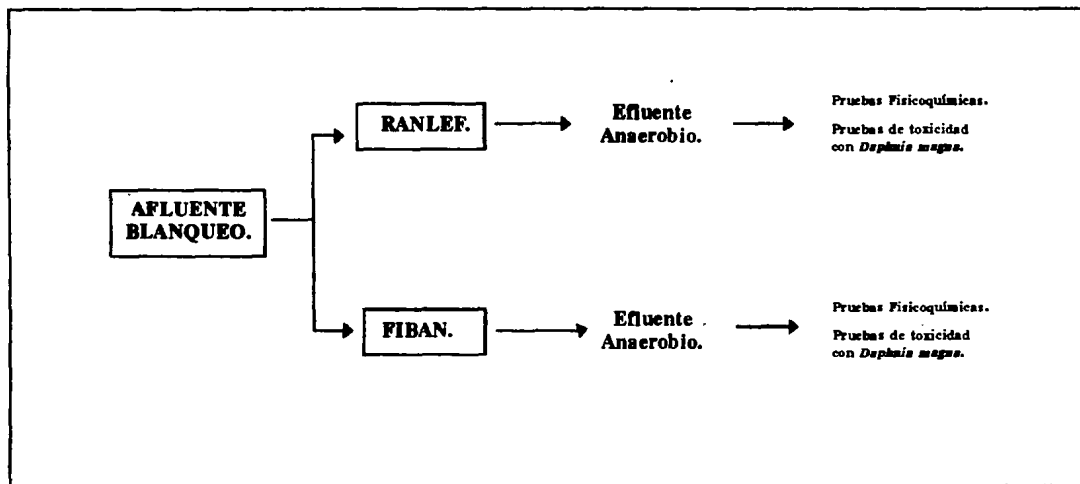


TABLA 18.

EXPERIMENTOS CON LICOR DILUIDO I.

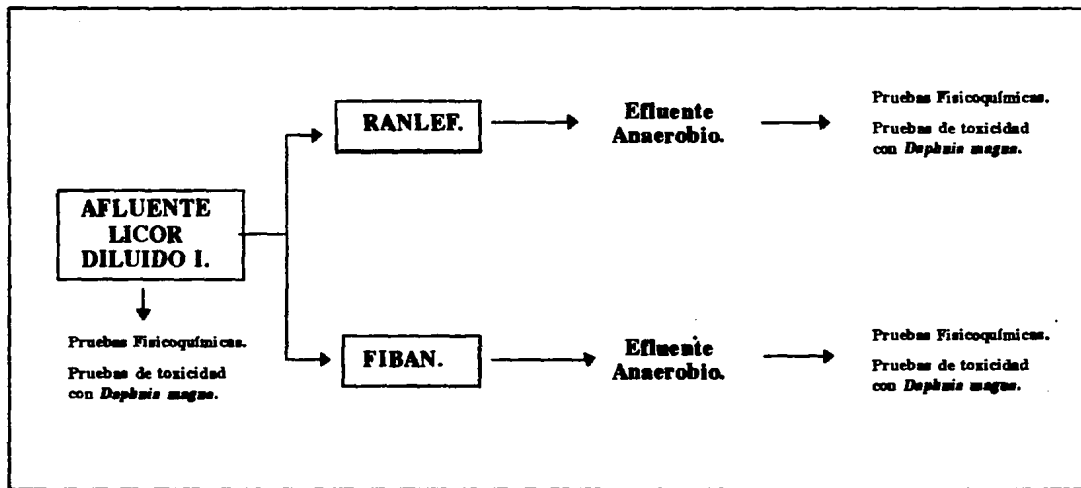


TABLA 19.

EXPERIMENTOS CON LICOR DILUIDO II.

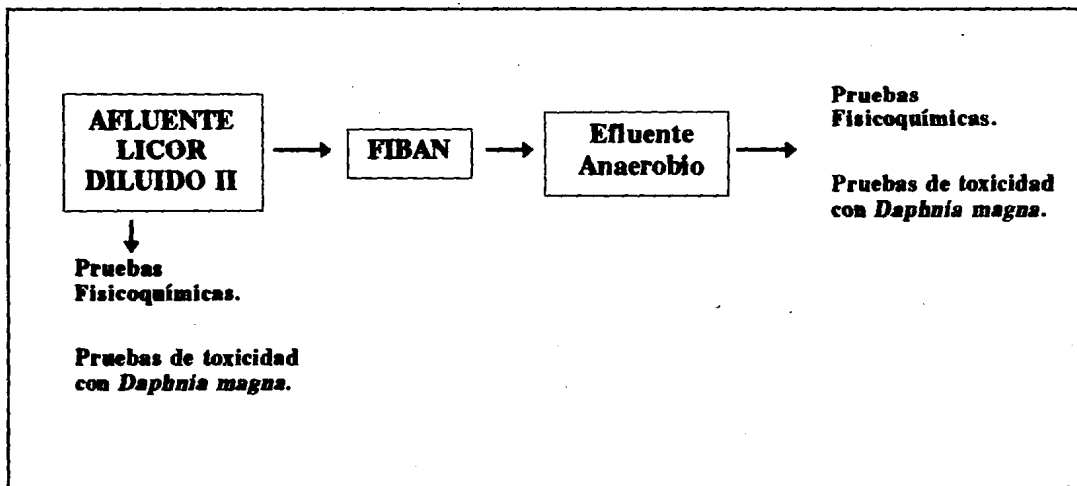


TABLA 20.

**EXPERIMENTOS TRATAMIENTO COMBINADO
ANAEROBIO/AEROBIO.**

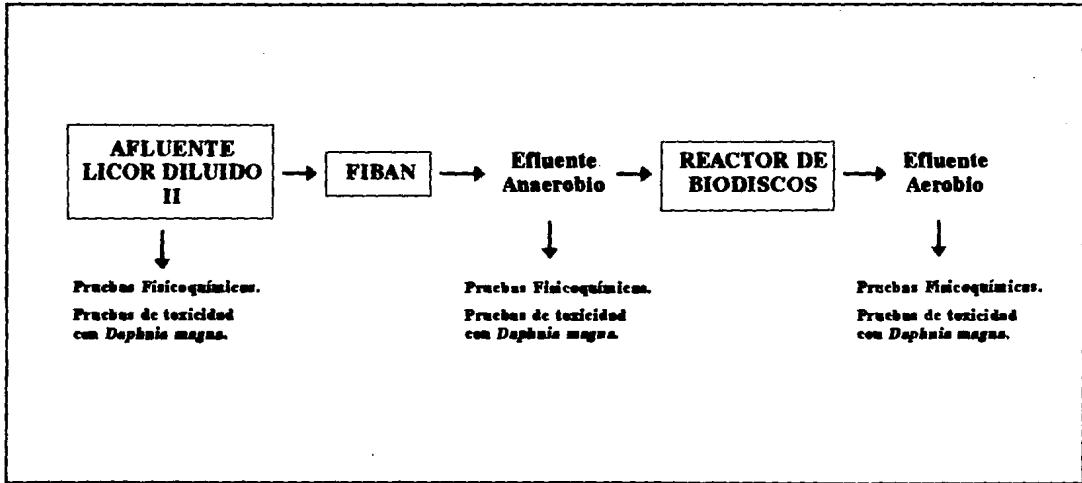
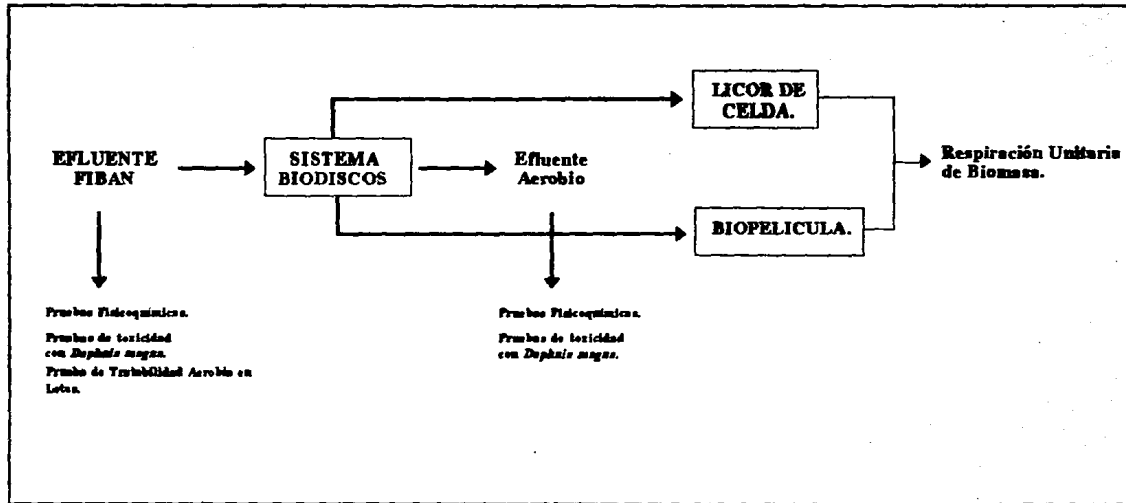


TABLA 21.

**PRUEBA DE TRATABILIDAD AEROBIA Y RESPIRACION
UNITARIA DE BIOMASA.**



4 DISCUSION

Una empresa mexicana de celulosa y papel que produce celulosa por proceso Kraft proporcionó los efluentes para el estudio de su tratabilidad cada uno de estos efluentes se analizaron para su caracterización en cada fase experimental.

4-1 Experimentos con efluente de Blanqueo.

Reactor anaerobio de lecho fluidizado (RANLEF).
Filtro biológico anaerobio (FIBAN).

Durante esta etapa se experimentaron tiempos de retención hidráulica (TRH) de 5, 4, 3 y 2 días. Los gastos de alimentación para cada reactor fueron calculados sobre la base del (TRH) y el volumen neto útil de cada uno de ellos:

$$Q \text{ (L/d)} = \frac{\text{Volumen neto de trabajo del reactor (L)}}{\text{Tiempo de retención hidráulica (día)}}$$

Donde:

Volumen neto útil RANLEF = 2.8 L

Volumen neto útil FIBAN = 2.05 L

La estrategia global de arranque de los sistemas consistió en una inoculación e inicio de operación de los reactores con una alimentación de ARS que hiciera posible la consolidación de condiciones anaerobias y después aclimatarlos al efluente problema con un aumento gradual de la proporción de este en la alimentación.

La aclimatación se realizó en 20 etapas de 5% en efluente de blanqueo más ARS ver Tabla 22.

TABLA 22
ACLIMATAACION A BLANQUEO

No DE ETAPAS	TRH (días)	INOCULACION	%EFLUENTE BLANQUEO	%ARS
0-19	5	En cada etapa	0-95	95-0

GASTOS :

RANLEF= 0.560 L/día

FIBAN = 0.410 L/día

El efluente de blanqueo se suplementó de manera que la relación DQO:N:P fue de 100:5:1 usando fosfato de triamonio industrial.

También se añadieron sales de metales pesados como suplementación sólo durante las etapas de aclimatación en las proporciones especificadas en la Tabla 23.

TABLA 23
SUPLEMENTACION AL EFLUENTE DE BLANQUEO

K_2HPO_4	0.05 g/L
NH_4Cl	0.20 g/L
$ZnSO_4 \cdot 7H_2O$	0.1 mg/L
$MnCl_2 \cdot 4H_2O$	0.03 mg/L
H_3BO_3	0.3 mg/L
$CoCl_2 \cdot 6H_2O$	0.02 mg/L
$CuCl_2 \cdot 2H_2O$	0.01 mg/L
$NiCl_2 \cdot 6H_2O$	0.02 mg/L
$Na_2MnO_4 \cdot 2H_2O$	0.03 mg/L
$FeCl_3$	3.0 mg/L
Fosfato de Triamonio.....	150 mg/L

(Norman, 1984)

Esta suplementación fue eliminada al iniciar con los estados estables donde sólo se alimento efluente de blanqueo al 100% previamente neutralizado a pH 7.0 con carbonato de sodio industrial.

Las condiciones de los estados estables se resumen en la Tabla 24.

TABLA 24
ESTADOS ESTABLES BLANQUEO

PERIODO (semanas)	REACTOR	TRH (días)	GASTO (L/día)	ESTADO ESTABLE
5	RANLEF	5	0.560	1EE
5	FIBAN	5	0.410	1EE
5	RANLEF	4	0.700	2EE
5	FIBAN	4	0.513	2EE
5	RANLEF	3	0.933	3EE
5	FIBAN	3	0.683	3EE
5	RANLEF	2	1.4	4EE
5	FIBAN	2	1.025	4EE
5	RANLEF	1	2.8	5EE
5	FIBAN	1	2.05	5EE

Los análisis y monitoreo durante las fases de aclimatación y estados estables para todos los experimentos fueron los siguientes:

- Gasto de alimentación
- Gasto de recirculación
- Temperatura
- Altura del lecho fluidizado
- Altura y tipo de manto de lodos.

En afluente y efluente se midió pH, alcalinidades, DQO total y soluble, DBO₅, AOV y todos los tipos de sólidos, compuestos organoclorados totales y clorofenoles. En biogas se midió el volumen generado diariamente y se corrigió por presión y temperatura. Se determinó CO₂ por el método de la jeringa y se tomaron muestras de biogas que se analizaron por cromatografía.

Asimismo se determinaron las pruebas de bioensayo con *D.magna*.

TABLA 25
CARACTERIZACION DE AFLUENTE DE BLANQUEO

pH	2.4
DQOt	2429 mg/L
DQOs	2208 "
DBOt	494 "
DBOs	364 "
ST	5189 "
STV	1487 "
SST	270 "
SSV	229 "
SEDIMENTABLES	0 "
FOSFATOS COMO PO ₄	3.5 "
SO ₄ COMO S ₄	35.8 "
CLORUROS*	2400 ppm

* Por titulación potenciométrica con AgNO₃, electrodos de Ag/AgCl y de referencia de calomel normalizado.

Como se puede observar en los resultados de caracterización presentados en la Tabla 25, el efluente de blanqueo posee un pH muy ácido por lo que no se descartó la necesidad de regular el pH durante el tratamiento (capacidad amortiguadora baja). Presenta una concentración baja moderada de materia orgánica la cual es muy poco biodegradable.

La concentración de fosfatos es baja pero probablemente fue suficiente para cumplir con la proporción deseada DQO/P en tratamientos anaerobios, pues el carbono medido como DBO también fue bajo.

Las características de este efluente de blanqueo no se asemejan a las reportadas por otros investigadores como es el caso del grupo de Salkinoja-Salonen.,1983, especialmente porque este efluente fue más diluido en materia orgánica. Una causa probable de esta condición se manifestó posteriormente por la empresa; puede radicar en que su proceso de blanqueo posee una etapa en que utilizan peróxido de hidrógeno. Por lo que respecta a la toxicidad no se anticipan problemas por sulfuros debido seguramente a la pequeña concentración de sulfatos y a la ausencia de sulfuro.

4-2 Experimentos con licor diluido I (licor negro + condensado)

El objetivo principal de estos experimentos fue demostrar la factibilidad de intensificar los procesos anaerobios a tiempos de retención hidráulica menores que los obtenidos en estudios previos (Poggi, Rinderknecht y Calzada 1989).

El efluente a experimentar consistió en una mezcla de condensado más licor negro en proporciones adecuadas que reportaran una DQO de 1500 mg/L aproximadamente, los resultados de su caracterización se presentan en la Tabla 26.

Para el arranque y aclimatación de los sistemas se procedió al igual que en los experimentos con efluente de blanqueo sólo que en este caso el período de aclimatación se intensificó a 10 etapas Tabla 27. Las condiciones de los estados estables se muestran en la Tabla 28.

TABLA 26
CARACTERIZACION LICOR DILUIDO I
(condensado + licor negro)

pH	7.9
AP	71 mg/L CaCO ₃
AI	61 " "
AT	133 " "
AOV	56 mg/L
DQOt	1554 mg/L
DQOs	1200 mg/L
DBO	1905 mg/L
ST	992 mg/L
STV	439 "
STF	553 "
SST	80 "
SSF	28 "
SSV	52 "
SDT	871 "
SDV	376 "
SDF	495 "

TABLA 27
ACLIMATACION A LICOR DILUIDO I

No ETAPAS	TRH (días)	INOCULACION	%LICOR DILUIDO I	%ARS
1-10	5	sólo en etapas 1 y 2	10-90	90-10

TABLA 28
ESTADOS ESTABLES LICOR DILUIDO I

PERIODO (semanas)	REACTOR	TRH (días)	GASTO (L/d)	ESTADO ESTABLE
6	RANLEF	0.75	3.7	1EE
6	FIBAN	0.75	2.7	1EE
8	RANLEF	0.50	5.6	2EE
8	FIBAN	0.50	4.1	2EE
8	RANLEF	0.25	11.2	3EE
8	FIBAN	0.25	8.2	3EE

Durante las etapas de aclimatación y estados estables. Para cada reactor se determinaron y monitorearon los parámetros ya mencionados así como sus respectivas pruebas de bioensayo antes y después del tratamiento.

4-3 Experimentos con licor diluido II (licor negro + agua)

En esta fase de trabajo se tuvo como objetivo principal el comprobar la estabilidad de los sistemas trabajando a tiempos de residencia hidráulico de 4 y 1 día.

El efluente a experimentar consistió en una mezcla de licor negro más agua de la llave con lo cual se simuló un efluente típico de las fábricas de celulosa sin el proceso de blanqueo en proporciones que reportaran una DQO de 1500 mg/L aproximadamente.

El arranque y aclimatación de los sistemas se llevó a cabo en 10 etapas intensivas de la misma manera que los experimentos con Licor Diluido I.

Las condiciones de los estados estables se resumen en la tabla 29.

TABLA 29
ESTADOS ESTABLES LICOR DILUIDO II

PERIODO (semanas)	REACTOR	TRH (días)	GASTO (L/d)	ESTADO ESTABLE
10	RANLEF	4	0.700	1EE
10	FIBAN	4	0.512	1EE
16	RANLEF	1	2.8	2EE
16	FIBAN	1	2.05	2EE

Durante las etapas de aclimatación y estados estables se monitorearon y determinaron los mismos parámetros que en los experimentos anteriores así como sus respectivas pruebas de bioensayo antes y después del tratamiento.

4-4 Experimentos tratamiento combinado anaerobio/aerobio.

En esta última fase del trabajo se tuvo como objetivo comprobar si el postratamiento aerobio cumpliría la función de dar un pulimento al efluente anaerobio determinando con esto el grado de tratamiento alcanzable en un sistema combinado anaerobio/aerobio.

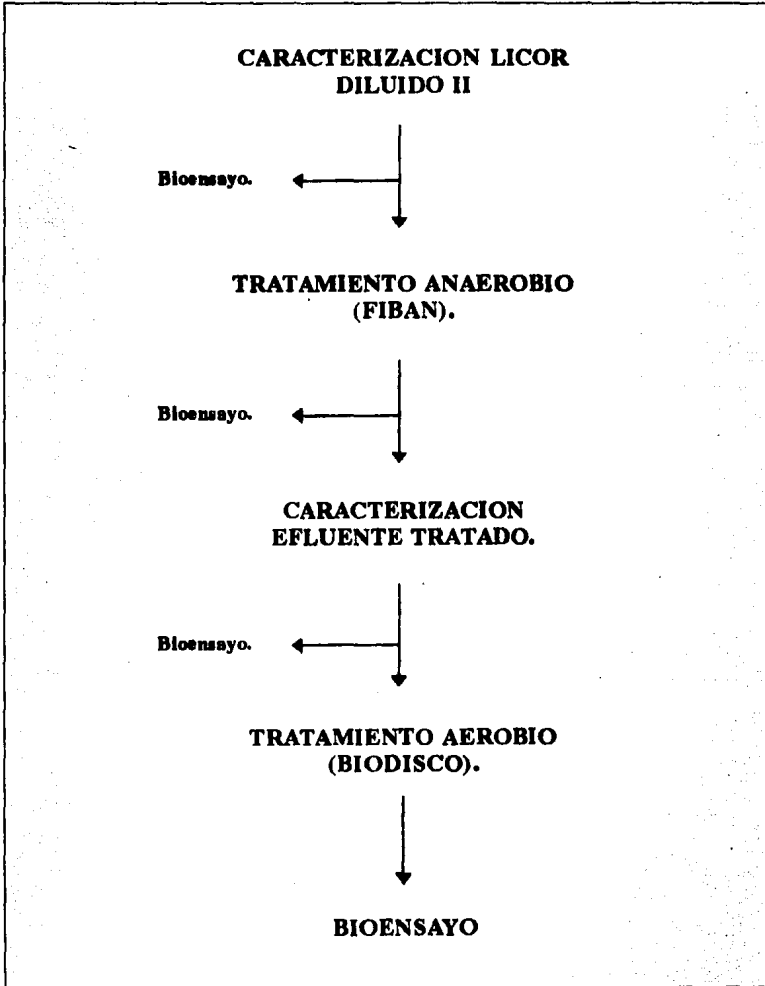
El efluente a experimentar fue el mismo del tratamiento de licor diluido II.

Para el tratamiento anaerobio sólo se utilizó el filtro biológico anaerobio (FIBAN) el cual se mantuvo a las mismas condiciones de la fase anterior y operando a un TRH de 1 día. El efluente resultante del tratamiento anaerobio se alimentó al sistema aerobio Reactor de Biodiscos (RB) el cual al alcanzar su estado estable también operó a un TRH de 1 día.

El esquema general de esta fase de trabajo se resume en la Tabla 30.

TABLA 30

**METODOLOGIA SEGUIDA PARA EL TRATAMIENTO
COMBINADO ANAEROBIO/AEROBIO.**



Durante esta última etapa en los dos sistemas se determinaron y monitorearon los mismos parámetros que en los experimentos anteriores así como sus respectivas pruebas de bioensayo antes y después del tren del tratamiento combinado. Los resultados del tren de tratamiento anaerobio/aerobio específicamente en el sistema de biodiscos, no fueron satisfactorios por lo que se aplicaron las dos pruebas que se describen a continuación para evaluar la actividad de la biomasa presente en el sistema.

PRUEBA DE TRATABILIDAD AEROBIA

El objetivo de esta prueba consistió en determinar si la baja remoción de materia orgánica encontrada en la eficiencia del Reactor de biodiscos (RB) se debió a que el efluente del FIBAN del cual es alimentado el RB esta compuesto principalmente por material recalcitrante ó al factor pH ó a la falta de nutrientes; esta prueba aerobia realizada en matraces sirvió para determinar rápidamente el grado de degradabilidad del efluente Fiban en un proceso aerobio. Para el desarrollo de la prueba se manejaron dos variables pH y adición de nutrientes conforme a la matriz experimental de la Tabla 31.

TABLA 31
MATRIZ EXPERIMENTAL PRUEBA AEROBIA

pH	(0)*	(1)*	(2)*
6.8	I	II	III
7.4	IV	V	VI
8.0	VII	VIII	** IX

* mL Solución Stock de nutrientes

** Número de matraz

La solución stock de nutrientes para esta prueba consistió en: 1.9 g de NH_4Cl + 0.57 g de K_2HPO_4 en 100 mL de agua destilada.

El inóculo utilizado partió de un inóculo previamente aclimatado mediante alimentación progresiva de efluente FIBAN más solución stock de nutrientes hasta llegar al 100% de efluente FIBAN y eliminación de nutrientes. Todo esto se sometió a aereación continua para propiciar condiciones aerobias.

TECNICA

En un matraz Erlenmeyer de 500 ml se agregaron 50 ml de inóculo aclimatado más 250 mL del efluente anaerobio tratado en el Fiban más la dosis de solución stock de nutrientes especificada para cada matraz en la matriz descrita.

Se incubaron en agitación continua durante el tiempo que transcurrió la prueba (144 hrs).

Se tomaron 20 mL de muestra de cada matraz a los tiempos (0, 24, 72 y 144 hrs), se filtraron y se les determinó la Demanda Química de Oxígeno Soluble (DQO), siguiendo la técnica convencional.

Con la finalidad de conocer la actividad del inóculo, se determinó en paralelo un control, sólo que en este caso el matraz contenía 250 mL de ARS con una DQO de 500 mg DQO/L aproximadamente (la composición se describe en la metodología seguida durante la aclimatación del RB). Más 50 mL de inóculo sin ningún ajuste en el pH.

RESPIRACION UNITARIA DE BIOMASA

(Specific Oxygen Uptake Rate: S.O.U.R.)

También conocida como "Valor Específico de Captación de Oxígeno", este parámetro indica la actividad de la biomasa presente en un medio determinado; esta actividad es una función del nivel de consumo de materia orgánica biodegradable presente en dicho medio por parte de los microorganismos que componen la biomasa del mismo.

La parte experimental de esta determinación consistió en el desarrollo de los cálculos matemáticos que permitieran obtener una ecuación general sintetizada para determinar el consumo de oxígeno por parte de la biomasa a analizar en unidades procesables apoyada en referencias de bibliografía existente; todo esto considerando el empleo del sistema HACH-BOD.

Se realizaron una serie de pruebas para determinar la relación inóculo aclimatado/muestra a analizar para conocer el volumen de muestra real suficiente para obtener respuesta del aparato.

El sistema Hach fue modificado en su escala de lectura con la finalidad de obtener resultados en unidades de longitud (mm) y no en (mg/L) que son las unidades que normalmente aplica el aparato.

Es evidente que la biomasa adherida a la superficie de los discos (biopelícula) es importante en la degradación de sustancias orgánicas pero algunos autores reportan que los organismos suspendidos en el líquido (licor de celda) también lo son en la degradación del sustrato, (Habeck-Tropfke 1980), por tal razón se mencionan dos grupos de biomasa; el adherido a la superficie del disco y los sólidos suspendidos presentes como flóculos y bacterias libres suspendidas en el líquido.

TECNICA.

La biomasa del biodisco se trato por separado: Muestras de biopelícula y licor de celda tomadas de las primeras 3 celdas del reactor de biodiscos.

La biopelícula de los discos se desprendió con espátula y se hizo una suspensión en agua destilada para evitar su desecación, se disperso con agitación magnética para obtener el volumen de muestra requerido para la prueba. El contenido total de biopelícula adherida a una cara del disco suspendida en 45 mL de agua destilada fue suficiente para determinar una prueba con su respectiva réplica.

Para la toma de muestra del licor de celda se suministró aire durante 60 segundos y se tomaron 120 mL de muestra de cada celda.

La solución stock de nutrientes utilizada para esta prueba consistió en: 150 mg de Glucosa + 150 mg de Acido Glutámico por litro de agua destilada esta relación de nutrientes reporta una DBO de 200 +- 37 mg/L de DBO (Manual 6: Bottle Manometric Apparatus Model 2173B Hach System).

Se preparó el instrumento Hach-BOD siguiendo las instrucciones del manual de operación.

Se agregó a cada botella 60 mL de la solución stock + 40 mL de la muestra.

En el cuello de cada botella se aplicó grasa de la que recomienda el instructivo y se colocó un agitador magnético y la capucha de goma la cual se inserta a la botella habiendo colocado en ella una cápsula con hidróxido de litio que acompaña al aparato y se conectó la botella al manómetro del aparato cuidando que ajustara perfectamente a la botella.

Se sustituyó la escala de lectura por una escala milimétrica teniendo cuidado que al encenderlo el nivel del mercurio del manómetro marcara cero dentro de la escala establecida; se verificó

que todas las botellas estuvieran en agitación para proceder a tomar la lectura transcurridos los 60 minutos.

CALCULOS.

Se calcularon los mg de oxígeno sustituyendo en la ecuación:

$$O_2 = 0.687 h$$

donde:

h = Altura de la columna de Hg en mm

Se obtuvieron los valores de sólidos suspendidos volátiles (SSV) siguiendo el procedimiento convencional.

Se sustituyeron los resultados tanto de g de oxígeno como de los SSV obtenidos en los pasos anteriores, en la ecuación general de respiración unitaria de biomasa (S.O.U.R).

$$r_{O_2} = \frac{\text{mg Oxígeno}}{(\text{SSV}) / t}$$

$$r_{O_2} = \frac{\text{mg Oxígeno}}{\text{SSV}} \quad (t)$$

$$r_{O_2} = \frac{\text{mg Oxígeno}}{\text{mg SSV}} \quad (t)$$

(t) = minutos

CALCULOS MATEMATICOS.

DE LA LEY DE LOS GASES IDEALES

$$PV = nRT \quad . \quad .$$

$$n = PV/RT \quad . \quad n = P (V/RT) \text{-----} (1)$$

DE LA ECUACION (1):

LLAMAMOS $K = (V/RT) \quad . \quad .$

$$n = KP \quad . \quad dn = Kdp \text{-----} (2)$$

DONDE: $d =$ DELTA O INCREMENTO

SABIENDO QUE UN INCREMENTO DE PRESION dp EN LA COLUMNA DE Hg VIENE DADO POR :

$$dp = (\hat{U} \text{ Hg}) * (g) * (h \text{ Hg}) \text{-----} (3)$$

SUSTITUIMOS (3) EN (2)

$$dn = K (\hat{U} \text{ Hg} * g * h \text{ Hg}) \text{-----} (4)$$

RELACION DE CONVERSION DE dn A UNIDADES DE MASA :

$$n = m/PM \quad . \quad .$$

$$m = PM * n \quad . \quad .$$

$$dm = PM * dn \quad . \quad .$$

$$dn = (dm /PM) \text{-----} (5)$$

DONDE : dn , dm y PM SE REFIEREN A DATOS DEL OXIGENO.

sustituyendo (5) en (4)

$$(dm / PM) = K (\bar{U} \text{ Hg} * g * h \text{ Hg}) \text{-----} (6)$$

DESPEJANDO dm DE LA ECUACION (6)

$$dm = PM * k (\bar{U} \text{ Hg} * g * h \text{ Hg}) \text{-----} (7)$$

ESTA ULTIMA ECUACION, ES LA ECUACION GENERAL NO SINTETIZADA, PARA EL CALCULO DEL CONSUMO DE OXIGENO DE LA BIOMASA A ANALIZAR, Y MEDIANTE SU EMPLEO ES POSIBLE OBTENER UNA CANTIDAD EN PESO DE OXIGENO CONSUMIDO POR LA BIOMASA.

ANALISIS DE UNIDADES

$$dm = (\text{MOL}) (\text{GRS} / \text{MOL}) = \text{GRS}$$

$$K = (\text{L}) / ((\text{ATM-L} / \text{MOL-}^\circ\text{K}) (^\circ\text{K})) = \text{MOL/ATM}$$

$$(\bar{U} \text{ Hg} * g * h \text{ Hg}) = (\text{Kg/m}^3) * (\text{m/s}^2) * (\text{m}) = \text{Nw/m}^2 = \text{Pa}$$

$$PM = \text{GRS} / \text{MOL}$$

CALCULOS DE LAS CONSTANTES NUMERICAS

$$PM = 32 \text{ GRS/MOL}$$

V = 0.4 L ; ESTA CANTIDAD SE REFIERE AL VOLUMEN QUE OCUPA EL GAS DENTRO DE LA BOTELLA.

$$R = 0.08205 \text{ ATM-L} / \text{MOL-}^\circ\text{K}$$

$$g = 9.8 \text{ m/s}^2$$

$$h = ? \text{ m}$$

$$(\bar{U} \text{ Hg}) = 13,533.6 \text{ Kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} (\bar{U} \text{ Hg}) * g * h \text{ Hg} &= (13,533.6) (9.8) (h) = (132.629.28 \text{ Pa}) (h) \\ &= (1.309 \text{ ATM}) (h) \text{-----} (A) \end{aligned}$$

$$K = (0.4) / ((0.08205) * (298)) ; \text{CALCULADO PARA } 25 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$= 0.0164 \text{ MOL/ATM} \text{-----} (B)$$

SUSTITUYENDO DATOS Y RESULTADOS ANTERIORES SE OBTIENE :

$$dm = (32) * (0.0164) * ((1.309) * (h)) = 0.687 (h) \text{----- (C)}$$

DONDE "h" ESTA EXPRESADA EN METROS; Y ADEMAS "dm" EN GRS.

POR LO ANTERIOR HACIENDO LAS CONVERSIONES PARA OBTENER EL CONSUMO DE OXIGENO "dm" EN mg Y PUESTO QUE LA RESPUESTA DEL SISTEMA HACH ES MAS FACTIBLE OBTENERLA DIRECTAMENTE EN mm, LA ECUACION FINAL QUEDA EXPRESADA COMO:

$$dm (O_2) = (0.687) (h) \text{ E.G.S; DONDE: } h = \text{mm} \quad dm = \text{mgO}_2$$

E.G.S = ECUACION GENERAL SINTETIZADA

RESULTADOS EFLUENTE DE BLANQUEO.

ACLIMATACION.

La (Figura 9) muestra el comportamiento del pH durante las etapas de aclimatación y durante los estados estables al efluente de blanqueo, el cual se mantuvo en condiciones neutras para los dos reactores. Lo anterior permitió asegurar condiciones propicias para el control de su buen funcionamiento.

La (Figura 10) muestra la DQO del efluente durante el periodo de aclimatación cual disminuye un 56% al reducir la proporción de ARS lo cual indica el aporte de materia orgánica importante para los microorganismos activos. Lo anterior se ve reflejado en la (Figura 11) en donde los mayores porcentajes de remoción de materia orgánica 70 a 60% se presentan durante las 8 primeras etapas de aclimatación para después disminuir a un 40% de remoción con una leve recuperación y declive hacia las últimas etapas.

El comportamiento de los dos reactores durante el proceso de aclimatación fue muy similar mostrando el RANLEF una leve pero mejor eficiencia sobre el FIBAN. Con lo que respecta a la DBO esta muestra la misma tendencia a la DQO pero en este caso los dos reactores presentan una muy buena eficiencia para remover DBO aún en las últimas etapas con el mínimo porcentaje de ARS (Figura 12).

ESTADOS ESTABLES.

En las Tablas 32 y 33 se muestra la evolución del funcionamiento de los dos reactores durante los estados estables estudiados donde se observa que a menor gasto a tratar existe una mejor eficiencia, asimismo al aumentar el gasto de alimentación implica mayor trabajo en menor tiempo para los sistemas, lo anterior se describe en la (Figura 13) donde ambos reactores reducen su eficiencia de 40% a 20% hacia TRH menores.

La remoción en DBO presenta la misma tendencia que la DQO mostrando el RANLEF mayor eficiencia en cuanto a remoción de este parámetro (Figura 14), es notable la tendencia mostrada por los sistemas a reducir su eficiencia a cada cambio de TRH lo cual manifiesta mayor dificultad de trabajo mostrándose posteriormente una leve recuperación. El parámetro alfa de los efluentes de los reactores relacionándolo con los valores de pH neutro, intervalos de alcalinidad bajos y valores de alfa menores a 0.5 son altamente correlacionados con un buen régimen metanogénico del tratamiento anaerobio a este respecto el FIBAN muestra los valores de alfa menores a 0.5.

El contenido de sólidos totales (ST) se mantuvo proporcional en todas sus formas tanto antes como después del tratamiento en los dos reactores con un contenido mínimo de SSV (Figuras 15, 16 y 17). La (Figura 18). muestra la tendencia de remoción de AOV al TRH de 5 días para su acumulación de estos hacia TRH menores lo cual manifiesta la baja actividad metanogénica en estos TRH. hecho que confirma la baja productividad de biogas en los dos procesos debido al bajo contenido de materia orgánica del efluente (Figura 19). La prueba de flamabilidad resultó positiva para el RANLEF el cual presenta mayor porcentaje de metano durante los estados estables (Figura 20). Para el FIBAN la prueba de flamabilidad resultó positiva pero no mantuvo la flama.

El contenido de metano para el RANLEF fue entre 20 y 30% con dióxido de carbono menor que 10, el contenido de nitrógeno fue de 50 a 80% como esto no es común que se presente, es probable que la

combinación de efectos leves de alcalinidad y pH en el licor del reactor disolvió nitrógeno y propició la nitrificación microaerofílica seguida por denitrificación en las partes bajas del reactor (Figura 21).

En términos de la reducción en la toxicidad observada (Figura 22) se puede concluir que el tratamiento anaerobio produce cierto grado de detoxificación. El RANLEF muestra una mayor detoxificación respecto al FIBAN hacia TRH menores, cuando los resultados del régimen metanogénico en el reactor no es óptimo sugieren que la detoxificación en los reactores fue hecha por microorganismos anaerobios no metanogénicos o facultativos.

Como se muestra en la gráfica el efluente de blanqueo presenta una toxicidad relativamente elevada hecho que reafirma que este efluente proveniente del proceso de blanqueo es uno de los efluentes más tóxicos de la industria del papel debido al alto contenido de compuestos clorados que presenta, por lo que es recomendable aplicarle algún tratamiento que permita reducir sus efectos antes de descargar a los cuerpos receptores.

TABLA 32
PROMEDIO DE RESULTADOS EXPERIMENTALES OBTENIDOS
PARA CADA TRH BLANQUEO (RANLEP)

PARAMETROS	TRH	TRH	TRH	TRH	TRH
	(dias)	(dias)	(dias)	(dias)	(dias)
	5	4	3	2	1
GASTO L/d	0.560	0.700	0.933	1.4	2.5
pH	7.24	7.07	6.9	6.89	6.89
DQO _A (mg/L)	2593	2654	2535	3048	3444
DQO _E (mg/L)	2114	2103	2062	2523	2518
%REMOCION (DQO)	18.4	24.14	20.8	23.4	26.3
DBO _A (mg/L)	764	762	923	801	1325
DBO _E (mg/L)	328	295	264	184	210.6
%REMOCION (DBO)	52.3	52	66.75	73.8	84.3
GAS CORR. (ml/dfa)	126.7	206.1	217	199	174.8
I _g (L/Lr.d)	0.0624	0.071	0.0776	0.074	0.0776
Y _g (L/gDQOremov)	0.2308	0.5483	0.4837	0.264	0.4837
SST _A (mg/L)	304.7	895	414	418	494.8
SST _E (mg/L)	179	263	245	327	361.6
RECIRCULACION mL/min	113	82	100	96	104
ALFA	0.25	0.35	0.42	0.38	0.133

TABLA 33
PROMEDIO DE RESULTADOS EXPERIMENTALES OBTENIDOS PARA
CADA TRH BLANQUEO (FIBAN)

PARAMETROS	TRH (días)	TRH (días)	TRH (días)	TRH (días)	TRH (días)
	5	4	3	2	1
GASTO (L/d)	0.410	0.513	0.683	1.025	1.8
pH	7.28	7.15	7.0	6.94	6.94
DQO _A (mg/L)	2593	2654	2535	3048	3444
DQO _B (mg/L)	2115	2282	2259	2339	2004
%REMOCION (DQO)	20	14.6	20.5	22.8	33.2
DBO _A (mg/L)	764	762	923	801	1325
DBO _B (mh/L)	329	289.5	274	215.7	273.8
%REMOCION (DBO)	51.8	56.7	64.5	71.25	79.25
GAS CORREGIDO (mL/min)	159.5	133.2	154.9	168.4	126.4
Ig (L/Lr.d)	0.061	0.082	0.076	0.065	0.0778
Yg (L/gDQO)	0.1734	0.443	0.682	0.349	0.1898
SST _A (mg/L)	304.7	895	414	418	494.8
SST _B (mg/L)	176.5	700	286.8	356	374.0
RECIRCULACION (mL/min)	155	153	145	84	80
ALFA	0.24	0.38	0.42	0.38	0.2

RESULTADOS DE BIOENSAYOS BLANQUEO.

Empleando el método gráfico en escala probit se obtuvieron los valores de CL_{50} mostrados en la Tabla 34.

TABLA 34.
RESULTADOS DE LAS PRUEBAS DE BIOENSAYO APLICADAS ANTES Y DESPUES DEL TRATAMIENTO A DIFERENTES TRH (BLANQUEO).

REACTOR	TRH	CL_{50}
AFLUENTE BLANQUEO		61%
RANLEF	5	65%
FIBAN	5	71%
RANLEF	4	57%
FIBAN	4	82%
RANLEF	2	89%
FIBAN	2	73%
RANLEF	1	86%
FIBAN	1	68

De los sistemas de tratamiento aplicados a este efluente de blanqueo en términos de reducción en la toxicidad observada en la respuesta de los organismos de prueba, se puede concluir que los dos reactores estudiados resultan efectivos para la detoxificación del efluente original pudiéndose observar que ésta se llevó a cabo de mejor manera en el TRH de 2 días

RESULTADOS LICOR DILUIDO I

En la caracterización de este efluente se observa que de la mezcla condensado más licor negro se obtuvo un efluente con pH alcalino por lo que no fue necesario regularlo. El contenido en sólidos totales que presenta es bajo al igual que el valor de los STV por lo que es considerado como un efluente pobre en materia orgánica Tabla 26.

ACLIMATACION

La (Figura 23) muestra el comportamiento de pH durante las etapas de aclimatación a licor diluido y durante los estados estables, el cual se mantuvo en condiciones neutras para los dos reactores permitiendo establecer las condiciones propicias en cuanto a este parámetro para la actividad metanogénica. El FIBAN presentó los porcentajes más altos en cuanto a remoción de DQO donde en la etapa de 50% alcanzó un porcentaje de remoción de 80% para después mantenerse en 70% aún en las últimas etapas donde el porcentaje de ARS es mínimo. El RANLEF mostró una lenta aclimatación hacia la etapa 5 donde se mantuvo a 60% de remoción. El FIBAN presentó remociones que se mantuvieron en 70% desde la etapa del 3 por lo que se puede concluir que el FIBAN presentó una aclimatación más rápida y estable a este efluente (Figura 24).

ESTADOS ESTABLES

La (Figura 25) reafirma la estabilidad del FIBAN operando al 100% de Condensado más licor negro ya que este reactor mostró las mejores eficiencias 50 a 80% en tiempos de residencia hidráulico tan cortos como 0.25 día, seguido por el RANLEF con valores de 50 a 60% . Se puede observar que a cada cambio de TRH se presentaron variaciones en los porcentajes de remoción. Lo anterior se puede atribuir a los gastos de alimentación tan altos administrados a los sistemas y a la falta de tiempo suficiente para alcanzar su estabilización. En porcentajes de remoción de DBO el FIBAN presentó los valores más altos 60 a 90% para los tres TRH estudiados, mientras que el RANLEF presentó valores de 30 a 80% (Figura 26).

En el TRH de 0.75 día se observó una acumulación de AOV lo cual explica la inestabilidad de los sistemas a este TRH asimismo la mayor eficiencia del FIBAN en cuanto a remoción de DQO es confirmada por la (Figura 27). Donde la reducción de AOV del efluente indica la utilización de estos por los microorganismos activos en el proceso tanto a TRH de 0.5 día como de 0.25 día. Con respecto al valor de alfa los dos reactores muestran valores mayores a 0.5 durante el primer estado estable TRH de 0.75 día para después mantenerse en valores menores a 0.5 hacia TRH menores lo anterior permite reafirmar al valor alfa como un indicador del buen régimen metanogénico ya que valores de alfa mayores a 0.5 indican inestabilidad del proceso como la manifestada en el primer estado estable TRH 0.75 día para posteriormente recuperarse hacia TRH menores con valores de alfa de 0.5 (Figura 28).

Los sólidos totales del afluente disminuyeron a cada TRH al igual que los sólidos de los efluentes del RANLEF/FIBAN (Figuras 29,30 y 31).

La producción de biogas rebasó los 0.4 L/L·d para los dos reactores durante los tres estados estables estudiados. La prueba de flamabilidad resultó positiva para los dos reactores con flama permanente. Los resultados de la composición del biogas indican la presencia de metano con porcentajes de 30 a 40% en los dos primeros

estados estables para disminuir de 15 a 20% en el tercer estado estable en RANLEF y FIBAN respectivamente (Figuras 32,33 y 34).

La (Figura 35) muestra las pruebas de toxicidad con respecto al porcentaje de mortalidad encontrado durante las pruebas de bioensayo en donde se observa una reducción de la toxicidad del afluente a un 40% después del tratamiento para los dos reactores. Cabe la observación que el afluente aún diluido al 50% ocasionó un alto porcentaje de mortalidad durante la prueba por lo que se infiere que presenta una toxicidad elevada. En cuanto a los resultados de detoxificación en los dos sistemas estudiados se puede ver que son eficientes para reducir toxicidad además que no presentan ventajas uno sobre otro para reducir toxicidad

RESULTADOS LICOR DILUIDO II

ACLIMATACION

Las (Figuras 36 y 37) presentan la estabilidad del pH durante las etapas de aclimatación y durante el primer estado estable mismo que se mantuvo en condiciones neutras favorables al proceso sin necesidad de regular el pH.

La (Figura 38) muestra la DQO del afluente y efluente FIBAN y se observa la reducción de la DQO durante el tratamiento.

La (Figura 39) presenta los porcentajes de remoción durante la aclimatación del sistema con remociones que van del 60 al 40% durante las etapas intermedias para mantenerse en 30% en las últimas etapas.

ESTADOS ESTABLES

Durante el primer estado estable el porcentaje de remoción mostró una tendencia a la baja del 30 al 10% (Figura 40). La remoción de DBO tuvo la misma tendencia (Figura 41). A partir de la 4a. semana se observó un consumo de AOV lo que indica que si bien las eficiencias no fueron altas si existe una actividad microbiana en el sistema (Figura 42).

Los valores de alfa fueron menores a 0.5 lo que confirma el buen régimen metanogénico del sistema, la producción de biogas fue baja e inestable no rebasando los 0.250 L biogas/L·día (Figura 43). Los valores de pH durante el segundo estado estable se mantuvieron en pH ligeramente alcalino durante los 4 meses que se tuvo en operación (Figura 44).

Los porcentajes de remoción no mejoraron con respecto al primer estado estable con remociones que van del 10 al 30% , (Figura 45). El consumo de AOV fue mayor hacia el tercer mes de operación para su acumulación en el cuarto mes (Figura 46). La cantidad de sólidos totales no se modificaron y permanecieron en el rango de 2000 mg/L Tanto en el afluente como en el efluente durante el primer y segundo estado estable (Figuras 47,48 y 49).

La producción de biogas fue baja e inestable no rebasando en promedio 0.200 L biogas/L·día (Figura 50). La composición del biogas resultó pobre en metano y rica en nitrógeno lo que indica que probablemente el tiempo de almacenaje para efectuar la determinación de la composición del biogas por cromatografía interfirió con la técnica (Figura 51), la prueba de flamabilidad resultó negativa.

RESULTADOS DEL TRATAMIENTO COMBINADO ANAEROBIO/AEROBIO

Los resultados para el filtro biológico anaerobio se resumieron anteriormente, donde se describe el segundo estado estable a un TRH de 1 día. En el reactor de biodiscos el pH del influente entró al sistema en promedio con valores de 7.9 para luego incrementarse hasta pH 9 en dirección al flujo (Figura 52). En las (Figuras 53 y 54) se observa el incremento de la DQO en dirección al flujo y en cuanto al tiempo del tratamiento con valores promedio que van de 1300 mgDQO/L a 3000 mgDQO/L.

La (Figura 55) muestra los valores de sólidos totales los cuales presentan valores muy altos durante el primer mes de operación para disminuir hacia el segundo mes. La temperatura ambiente durante el periodo de experimentación en el RB estuvo en promedio a 20°C mientras que la temperatura del licor de celda a 15°C (Figura 56). No se ajustó el pH ni se tuvo control sobre la temperatura con el fin de conocer la resistencia o eficiencia del sistema para trabajar a condiciones sin control de estos parámetros; después de dos meses de operación se comprobó que no existió una mejora en las eficiencias del RB por lo que se procedió a los experimentos en matraz de la prueba aerobia.

Las (Figuras 57, 58 y 59) muestran el comportamiento de la DQO conforme pasa el tiempo de experimentación. Las remociones muestran la misma tendencia a los tres pH estudiados al igual que a las diferentes dosis de nutrientes adicionadas.

Los resultados de la prueba aerobia por lotes de forma matricial Tablas 35 y 36 indican que los porcentajes de remoción fueron muy bajos en todas las condiciones estudiadas por lo que se puede inferir que el material orgánico del efluente tratado en el FIBAN es recalcitrante debido a la escasa degradabilidad que presenta durante la prueba.

Los valores de DQO mayores respecto al tiempo se deben probablemente a la interferencia provocada por la lisis de los

microorganismos que formaban parte de la biomasa activa del sistema aunado a una evaporación que las concentra cada vez más. Es muy probable que los componentes del efluente tratado en el FIBAN consista de ligninas solubles dado su origen en la industria papelera considerado como material orgánico difícil de degradar.

La posibilidad de una baja actividad del inóculo utilizado en la prueba quedó descartada por el buen resultado obtenido en la prueba de actividad del inóculo cuyo porcentaje de remoción fue del 70% el cual ratifica la buena actividad de los microorganismos presentes en el inóculo utilizado.

**RESULTADOS DE PRUEBA DE TRATABILIDAD
AEROBIA POR LOTES.
FORMA MATRICIAL.**

**TABLA 35
RESULTADOS DE PRUEBA DE TRATABILIDAD AEROBIA POR LOTES,
FORMA MATRICIAL EXPERIMENTO ORIGINAL**

pH	DQO ₅ (0)	%REM	DQO ₅ (1)	%REM	DQO ₅ (2) *	%REM	TIEMPO (hrs)
6.8	1316	24%	1376	25%	1376	15%	0
	1170		1230		1230		24
	1210		1230		1260		72
	990		1030		1170		144
	X=1171		1194		1259		
	s=118 n=4		122.4 4		75 4		
7.4	1376	25%	1316	18%	1356	13%	0
	1110		1150		1010		24
	1280		1190		1280		72
	1030		1070		1170		144
	X=1199		1182		1204		
	s=136 n=4		88.86 4		130 4		
8.0	1396	26%	1396	25%	1356	13%	0
	1160		1160		1190		24
	1280		1220		1210		72
	1030		1050		1170		144
	X=1216		1206		1231		
	s=136 n=4		125 4		73.25 4		

X= Media

s= Desviación estándar

n= Número de datos

*= Dosis solución de nutrientes en mL

TABLA 36
RESULTADOS DE PRUEBA DE TRATABILIDAD AEROBIA POR LOTES,
FORMA MATRICIAL EXPERIMENTO REPLICA.

pH	DQO _s (0)	%REM	DQO _s (1)	%REM	DQO _s (2)*	%REM	TIEMPO (hrs)
6.8	1260	8%	1120	5%	1260	14%	0
	1160		1120		1340		24
	1180		1060		1120		72
	1260		1160		1080		144
	X=1215 s=45.5 n=4		1115 35.7 4		1200 104.8 4		
7.4	1340	13%	1240	8%	1460	19%	0
	1180		1180		1140		24
	1120		1100		1160		72
	1160		1140		1180		144
	X=1200 s=83.6 n=4		1165 51.7 4		1235 130.6 4		
8.0	1260	12%	1280	12%	1240	9%	0
	1140		1080		1160		24
	1060		1080		1060		72
	1100		1120		1120		144
	X=1140 s=74.8 n=4		1140 82.4 4		1145 65.3 4		

X= Media

s= Desviación estándar

n= Número de datos

*= Dosis solución de nutrientes en mL

RESULTADOS DE RESPIRACION UNITARIA DE BIOMASA

En las Tablas 37 y 38 se concentran los resultados de las pruebas de respiración unitaria de biomasa realizadas al licor de celda y biopelícula del reactor de biodiscos. En el experimento original del licor de celdas se puede apreciar como el oxígeno disuelto se incrementa de una celda a otra en dirección del flujo al igual que los valores de pH y DQO.

Los valores de SSV más altos los presentan las dos primeras celdas. Con respecto a los valores de respiración de las muestras de licor de celda este parámetro es igual para las celdas 1 y 3, mientras que los valores de respiración de las muestras de biopelícula se incrementan conforme al flujo (Figura 60).

Contrariamente a lo que se podría esperar que a mayor cantidad de sólidos mayor respiración, la celda 2 no obstante de haber presentado valores altos en SSV presenta valores de respiración bajos, tanto en muestras de licor de celda como en muestras de biopelícula. Las primeras celdas presentan valores altos de SSV debido a que en ellas se tiene mayor disponibilidad de materia orgánica para los microorganismos; sin embargo, los resultados de respiración presentan una baja actividad según resultados de la celda 2, por lo que se puede deducir que no todos los microorganismos cuantificados como SSV en las primeras celdas son activos.

TABLA 37
MUESTRA: LICOR DE CELDA
TEMP : 24 °C
TIEMPO : 60 min

CELDA	OXIGENO DISUELTO	DQO ₅ mg/L	SSV* mg	h mm	dm mgO ₂	r dm/ SSV.t
ORIGINAL						
1	3.1	1988	116.3	8.0	5.49	2.837
2	2.9	2851	131.0	4.25	2.92	1.336
3	3.6	3170	48.9	3.25	2.33	2.917
REPLICA 1						
1	4.5	4360	24.8	1.5	1.03	2.498
2	3.7	3300	149.0	1.0	0.68	0.272
3	3.2	1980	77.5	0.5	0.34	0.266
REPLICA 2						
1	2.8	1900	14.0	0	0	0
2	0.5	3440	110.6	1.0	0.69	0.373
3	1.8	1500	61.5	0.5	0.34	0.335

* La determinación de SSV fue de la muestra de licor de celda agregada a la botella del sistema Hach

mgSSV= mg/L SSV X Volumen de muestra en (L)

TABLA 38
MUESTRA: BIOPELICULA
TEMP : 25 °C
TIEMPO : 60 min

CELDA	SSV* mg	h mm	dm mg/L	r dm/SSV.t
ORIGINAL				
1	569.3	4.25	2.92	0.389
2	249.5	4.0	2.75	0.659
3	282.1	6.0	4.12	0.889
REPLICA 1				
1	231.8	3.5	2.40	0.622
2	243.8	4.0	2.75	0.677
3	248.8	3.25	2.32	0.539
REPLICA 2				
1	160.8	6.0	4.12	1.539
2	155.0	4.75	3.26	1.263
3	180.0	3.5	2.40	0.805

* La determinación de SSV fue de la muestra de biopelícula agregada a la botella del sistema Hach.

mgSSV= mg/L SSV X Volumen muestra en (L)

RESULTADOS DE BIOENSAYOS (CL₅₀) Y UT.

TABLA 39
RESULTADOS DE BIOENSAYOS CL₅₀ Y UT

FECHA	LD CL ₅₀	UT	RF CL ₅₀	UT	FD	FB CL ₅₀	UT	FD	RB CL ₅₀	FD
AGO/92	52.5	1.9	37.9	2.6	0.7	152	0.7	2.9	----	----
SEP/92	48.8	2.0	83.9	1.2	1.7	41.6	2.4	0.85	----	----
ABR/93	88.5	1.1	----	---	---	95.0	1.1	1.07	92.4	0.97
JUN/93	50.0	2.0	----	---	---	46.1	2.2	0.92	53.4	1.2
JUN/93	53.7	1.9	----	---	---	46.0	2.2	0.85	50.2	1.09
X=	58.7	1.8	60.9	1.9	1.2	76.3	1.7	1.3	65.3	1.08

LD = AFLUENTE LICOR DILUIDO II

UT = UNIDADES DE TOXICIDAD $UT = 1/CL_{50} \times 100$

FD = FACTOR DE DILUCION $FD = CL_{50} \text{ Efluente} / CL_{50} \text{ Afluente}$

RF = RANLEF

FB = FIBAN

RB = REACTOR DE BIODISCOS

X = PROMEDIO

- * El conjunto de datos obtenidos para el cálculo de la CL₅₀ en estos datos es cuestionable porque aún no se ha demostrado la interrelación concentración-efecto en porcentajes de mortalidad en intervalos <37 a >63.

La Tabla 39 muestra los resultados de CL_{50} obtenidos durante los bioensayos en las últimas etapas del estudio. En la (Figura 61) se representan los promedios de CL_{50} obtenidos en cada muestra. Para el licor diluido la CL_{50} rebasa el 50% lo cual indica que presenta baja toxicidad. Este hecho se confirma con las concentraciones que se utilizaron durante la prueba (concentraciones que van del 50 al 100%); asimismo en la detoxificación esperada después del tratamiento anaerobio sólo se observa un mejor resultado en el filtro biológico anaerobio (FIBAN).

Basándose en los resultados anteriores durante el tren de tratamiento anaerobio/aerobio en el cual sólo se trabajó con el FIBAN. Se puede observar que el efluente presenta las mismas características de baja toxicidad, confirmado por los intervalos de concentración utilizados durante la prueba (20 al 100%).

El tratamiento anaerobio ejerce una detoxificación, mientras que durante el tratamiento aerobio en el reactor de biodiscos parece incrementarla, probablemente por los efectos de concentración originados por la evaporación en el sistema así como a la baja actividad microbiana durante este tratamiento (Figura 62).

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.

Observando los parámetros de control durante las etapas de aclimatación a cada efluente en cuestión se manifiesta la adaptación del inóculo al efluente a digerir, con una reducción en sus porcentajes de remoción debido seguramente a las modificaciones en las cantidades relativas de los distintos grupos microbianos en función de los sustratos existentes.

Lo anterior puede llevar al conocimiento profundo de las actividades de los diferentes grupos tróficos en los inóculos y a su vez ayudar a definir las condiciones de arranque así como a establecer las capacidades máximas de carga de los reactores.

En cuanto al funcionamiento de los dos modelos estudiados los resultados muestran que tanto el lecho fluidizado como el filtro biológico presentan una alta capacidad amortiguadora misma que permitió su funcionamiento dentro de los intervalos de pH que exige el proceso.

El tiempo de residencia hidráulico sigue siendo determinante para el buen funcionamiento de los reactores ya que a menores TRH existió una baja eficiencia en dichos sistemas lo cual sugiere esperar mayor tiempo para conocer si es posible alcanzar el estado estacionario.

Los porcentajes de remoción encontrados para los tres tipos de efluentes estudiados demuestran la actividad metanogénica lograda lo cual quedo confirmado con los valores de alfa que se mantuvieron en valores menores a 0.5 durante el estudio permitiendo interpretar estos resultados como un buen régimen metanogénico.

Sin embargo mediante un régimen más cauteloso y menos acelerado, es decir dando un tiempo para recuperar el estado estacionario es probable que se podrían haber obtenido mejores eficiencias.

En lo que respecta a la producción de lodos, no se encontraron problemas seguramente por el bajo contenido de sólidos que presentaron los efluentes estudiados.

Debido al bajo contenido de materia orgánica la producción de biogas fue pobre y los resultados de su composición por cromatografía reportaron un bajo porcentaje de metano en las muestras analizadas. La prueba de flamabilidad resultó positiva.

Los porcentajes de metano entre 20 y 30% con dióxido de carbono menor que 10 con un contenido de nitrógeno de 50 a 80% revelan la posibilidad de que la combinación de efectos leves de alcalinidad en el licor del reactor disolvió N_2 y propició la nitrificación microaerofílica seguida por desnitrificación en la parte inferior al reactor cabe señalar que es necesario evitar interferencias en la determinación de la composición del biogas ya que un almacenaje podría ocasionar entrada de aire a los depósitos de muestreo y falsear los resultados.

De la comparación entre los dos modelos estudiados se puede concluir que tanto el lecho fluidizado como el filtro biológico presentaron un régimen de trabajo y eficiencia muy similares por lo que se puede pensar que la diferencia en cuanto a medios de soporte utilizados no existe ventaja alguna para retener o seleccionar mayor o menor cantidad de película microbiana.

En lo que respecta a la velocidad de recirculación requerida por el lecho fluidizado este reactor consume mayor energía que el filtro biológico debido a las características del medio de soporte que es granular, y que a bajas velocidades de recirculación tiende a crear problemas de taponamiento de tuberías en el sistema hidráulico. Lo anterior hace más aplicable un filtro biológico anaerobio a una escala a nivel piloto.

Es de hacer notar que los parámetros anteriores están interrelacionados. Normalmente no puede variarse uno de ellos sin modificar los otros, a menos de que se modifique la estructura o modo de operación del reactor; esas interrelaciones forman la base del área de diseño de reactores anaerobios.

En lo que respecta a las pruebas de toxicidad realizadas antes y después del tratamiento se puede concluir que el efluente de blanqueo es el de mayor toxicidad seguido por el licor diluido I (mezcla condensado/pasta) debido a que este es una mezcla de dos efluentes de la industria de la celulosa que en su conjunto bien pueden ser tratados para reducir su DQO pero no para reducir la toxicidad que presentan al mezclarse.

Se hace necesario dejar en claro que los factores que interfieren en una prueba de bioensayos pueden contribuir a dar una mala interpretación a los resultados generados; en caso específico, el oxígeno disuelto de las muestras del efluente anaerobio es muy bajo para cumplir con los límites de oxígeno disuelto que requiere la técnica. Por tal razón este factor queda como limitante ya que si bien la muestra es sometida a la saturación de oxígeno se tiene el riesgo de perder algunos compuestos tóxicos volátiles durante la aereación.

Debe hacerse énfasis en que la tecnología de digestión anaerobia no debe considerarse como un elemento aislado; en cada caso debe asociarse a un proceso integral que mejore sus resultados como el de las pruebas de tratamiento combinado anaerobio/aerobio aquí expuesto; asimismo tratar de conocer los factores que afectan la parte biológica del sistema y sus interrelaciones con los parámetros hidráulicos, físicos y químicos permitirá en cada caso mejorar el funcionamiento del o los sistemas de tratamiento.

La selección de uno o de otro dependerá de la naturaleza de los efluentes de que se trate o cuando los requerimientos de descontaminación de un efluente en especial sea requerido con alta calidad se hace necesario colocar dos sistemas en serie.

La investigación realizada en este trabajo comparada con otras investigaciones. (Takeshita et al., 1981, Brune et al., 1982, Rintala et al., 1991, Yamaguchi et al., 1990, Rintala and Lepistö., 1992) cumplió con los objetivos propuestos de llevar a la práctica estudios de tratamiento de aguas residuales con el fin de conocer la respuesta del desecho a uno o varios procesos de tratamiento, con miras a obtener porcentajes de remoción que permitan garantizar la efectividad del sistema probado. Y a la vez permitir un estudio

de laboratorio que conlleve a un estudio piloto que propicie acondicionar las aguas residuales de la industria de pulpa y papel a los valores de carga orgánica contaminante permisibles para su vertimiento a cuerpos de agua receptores.

- Los parámetros de control indican que hay que redefinir los valores óptimos de funcionamiento para disminuir el tiempo de residencia (de ser posible a un tiempo de residencia de horas) con la finalidad de bajar los requerimientos en cuanto a el volumen útil del reactor. Con esto también disminuirían sensiblemente los costos.
- Las bajas remociones reportadas por los sistemas están sujetas a comprobación debido a que no todo el material presente en los efluentes estudiados es biodegradable por presentar ligninas solubles consideradas como material recalcitrante.
- Las cantidades de producción de biogas generada a partir de los efluentes estudiados no son suficientes como para satisfacer las necesidades básicas de energía para la misma industria.
- No existen limitaciones sobre el tipo de material utilizado como medio de soporte para la fijación de biopelícula siempre y cuando el tipo de material sea durable e inerte. Al respecto el filtro biológico anaerobio puede resultar más económico por no requerir altas tasas de recirculación durante su operación.
- Se reafirma la aplicación de bioensayos para evaluar la calidad de las aguas de desecho como una alternativa confiable y de bajo costo, que complementa los parámetros físico-químicos de contaminación.
- Las pruebas de degradabilidad aerobia resultaron ser una herramienta básica para conocer la susceptibilidad de un efluente a ser degradado bajo ciertas condiciones, además de conocer si existe algún factor que beneficie o altere el proceso. Para este fin es necesario contar con un control con el

inóculo, el medio y un sustrato testigo de fácil biodegradación bajo condiciones aerobias para determinar el grado de actividad del inóculo.

- Las pruebas de respiración unitaria de biomasa aportaron resultados interesantes en cuanto a la importancia que tienen los microorganismos adheridos formando biopelícula así como los suspendidos presentes como flóculos en el sistema de biodiscos.
- Las bases de este trabajo pueden servir como una especificación guía para un estudio de impacto ambiental ya que su objetivo de base fue determinar una posible solución técnica y económica para cumplir con las normas ambientales establecidas.
- Finalmente resulta difícil hacer un evaluación del impacto sobre el ambiente causado por la combinación de los vertidos de las fábricas. Ante todo es muy importante recordar que ningún contaminante actúa por si solo. Actúa y se manifiesta en combinación con otros agentes. El resultado final de la interacción de un contaminante sobre el ambiente resultante de la interacción es muy compleja y todavía no ha sido bien estudiada. El método para llegar a una mejor comprensión de estos fenómenos es obteniendo un conocimiento más profundo de la estructura y del funcionamiento de los sistemas.

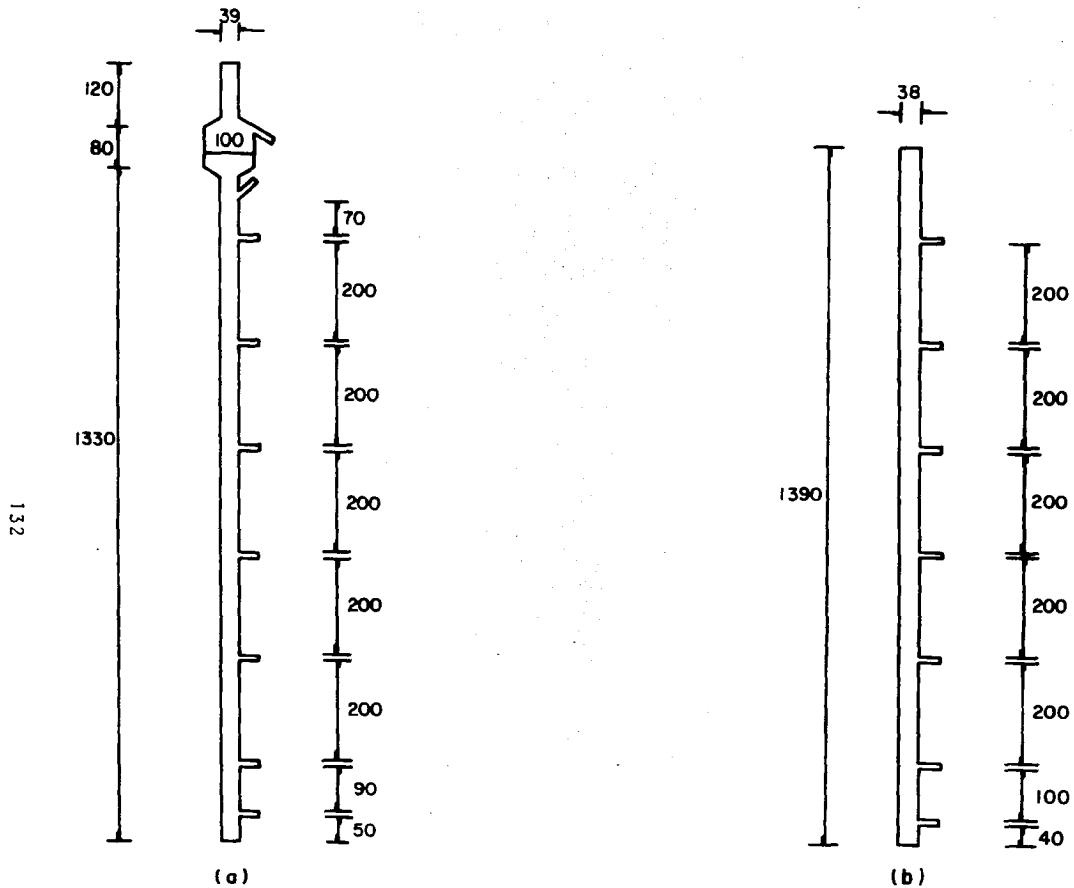


Fig. 5 Dimensiones de las columnas. (a) RANLEF
1 mm = 1 cm cotas expresadas en mm.

(b) FIBAN.

1 mm = 1 cm

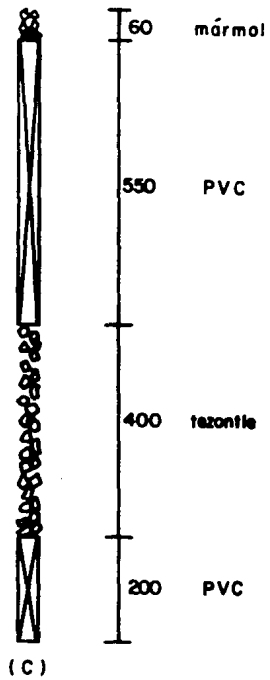
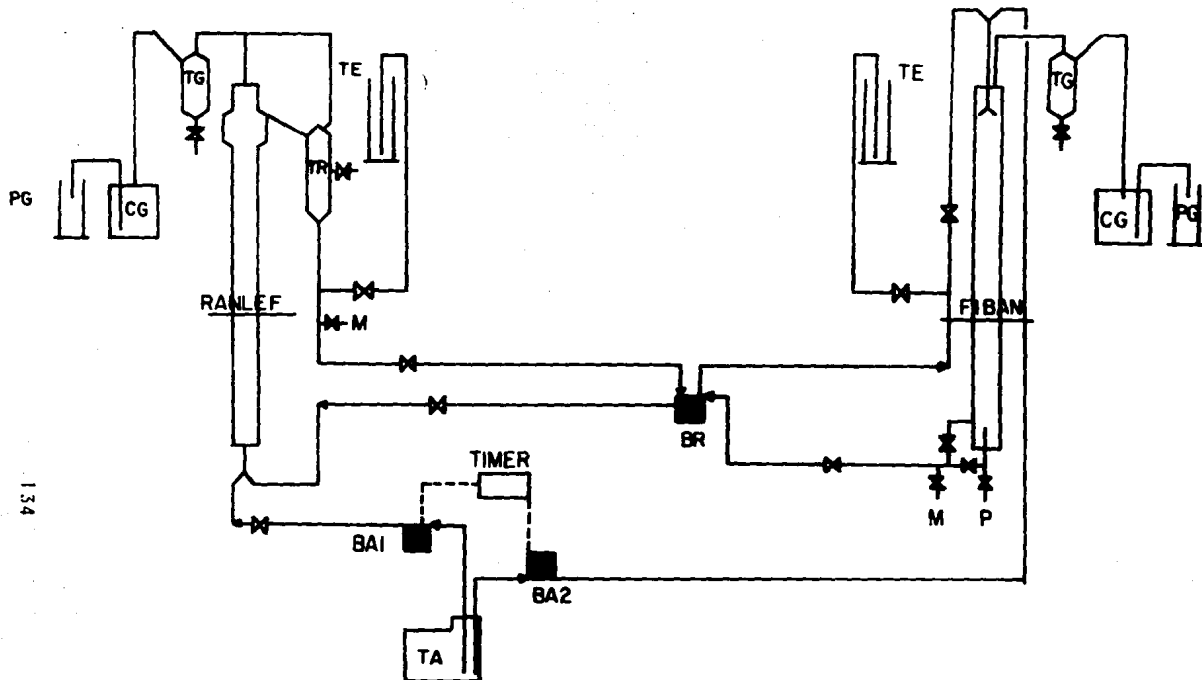


Fig. 6 (c) Disposicion de medios Soporte en FIBAN.

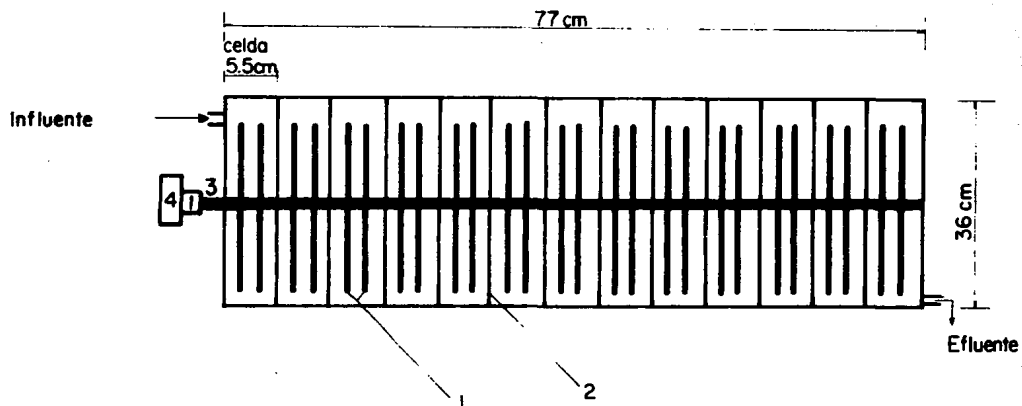


134

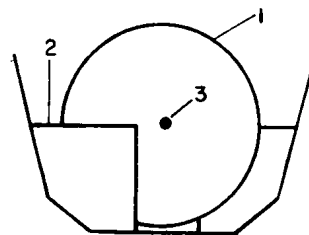
BA1 Bomba de Alimentación del RANLEF
BA2 Bomba de Alimentación del FIBAN
BR Bomba de Recirculación
CG Tanque Colector de Gas
FIBAN Filtro Biológico Anaerobio, Flujo descendente
M Muestreo
P Purga

PG Probeta para medir gas, con salmuera
RANLEF Reactor Anaerobio Lecho Fluidizado
TA Tanque de Alimentación
TE Tanque Colector de Efluente
TG Trampa Gas/Líquido
TR Tanque de Recirculación

Fig. 7 Arreglo de la Planta de Reactores



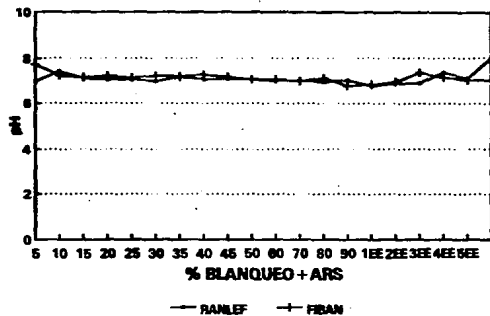
- 1 Discos
- 2 Pared de separación
- 3 Eje
- 4 Motor



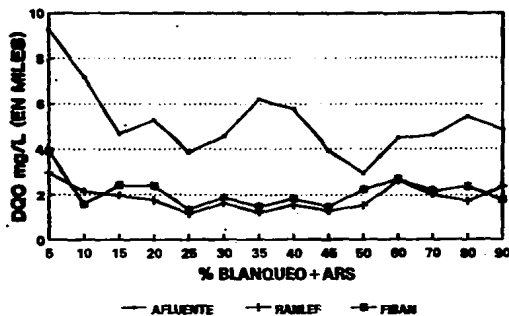
Ø Disco = 30 cm.

FIG.- 8 DIMENSIONES Y CARACTERISTICAS DEL SISTEMA DE BIODISCO ROTATORIO.

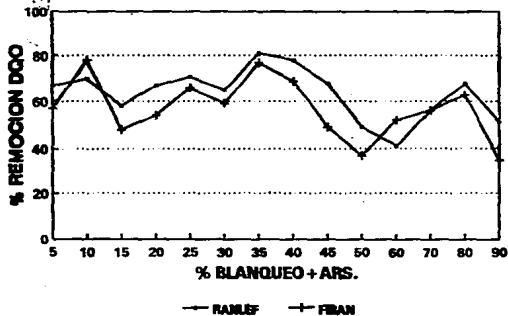
**FIG 9. pH RANLEF/FIBAN
ACLIMATACION A BLANQUEO**



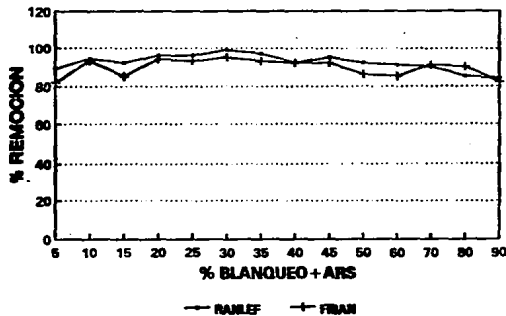
**FIG 10. DQO RANLEF/FIBAN
ACLIMATACION A BLANQUEO.**



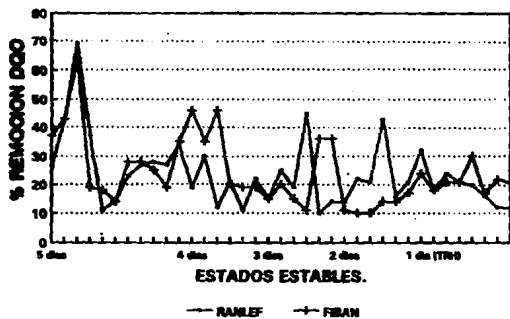
**FIG 11. % REMOCION DQO
ACLIMATACION A BLANQUEO**



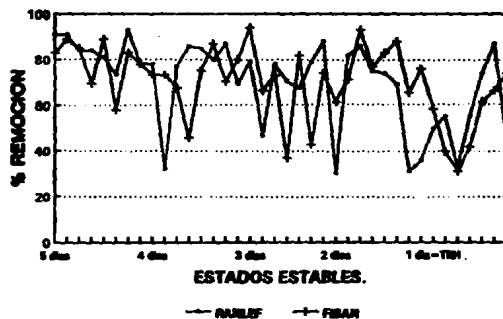
**FIG 12. % REMOCION DBO
ACLIMATACION A BLANQUEO**



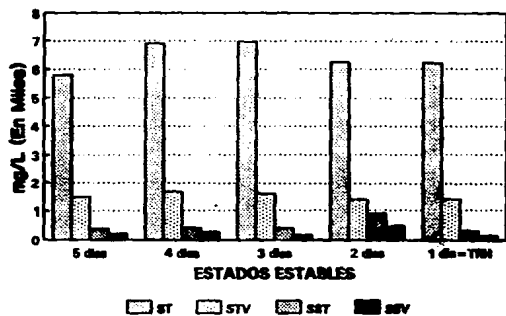
**FIG 13. % REMOCION DBO
ESTADOS ESTABLES BLANQUEO**



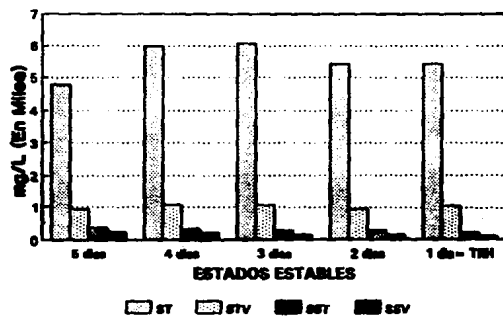
**FIG 14. % REMOCION DBO
ESTADOS ESTABLES BLANQUEO**



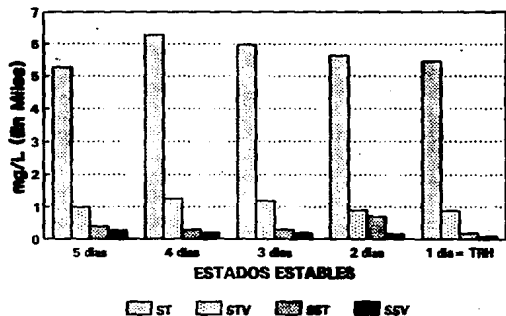
**FIG 15 SOLIDOS AFLUENTE.
ESTADOS ESTABLES BLANQUEO.**



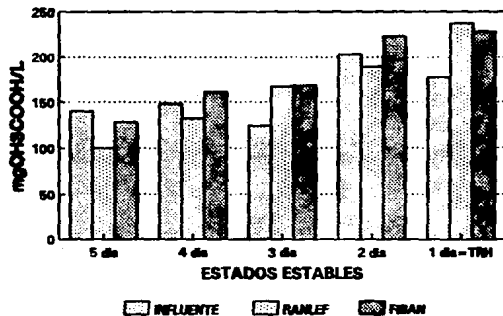
**FIG 16. SOLIDOS RANLEF
ESTADOS ESTABLES BLANQUEO**



**FIG 17 SOLIDOS FIBAN
ESTADOS ESTABLES BLANQUEO**

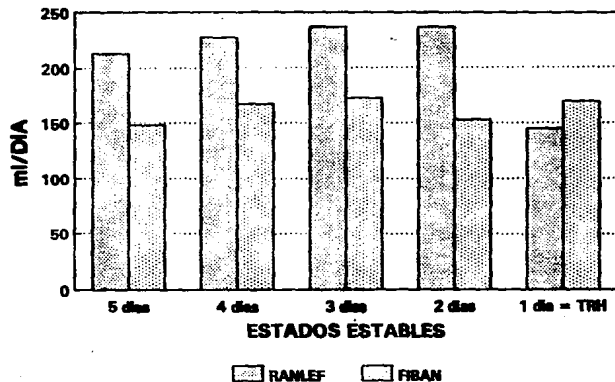


**FIG 18. AOV RANLEF/FIBAN
ESTADOS ESTABLES BLANQUEO**



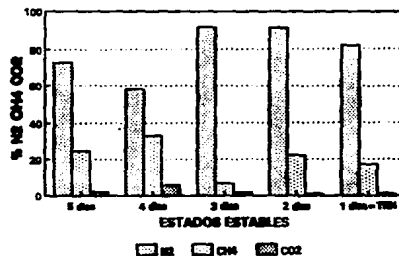
AOV - ACIDOS ORGANICOS VOLATILES.

**FIG 19. PRODUCCION DE BIOGAS RF/FB
ESTADOS ESTABLES BLANQUEO**

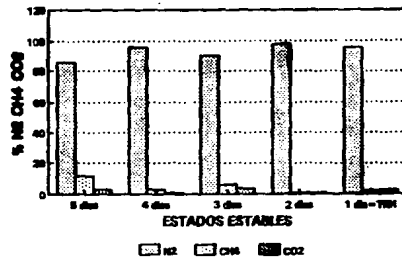


RF = RAMLEF / FB = FIBAN

**FIG 20. COMPOSICION DE BIOGAS
ESTADOS ESTABLES BLANQUEO RAMLEF**



**FIG 21. COMPOSICION DE BIOGAS
ESTADOS ESTABLES BLANQUEO FIBAN**



AGUIRRE CRESBATO/2004/03

**FIG 22. PRUEBAS DE TOXICIDAD
ESTADOS ESTABLES BLANQUEO**

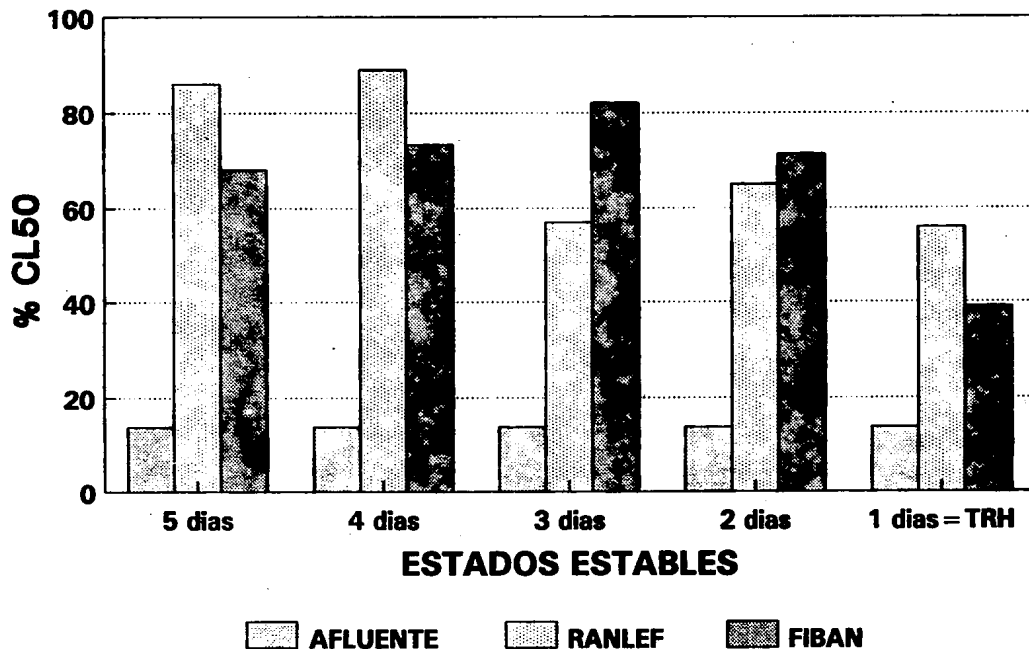


FIG 23. pH RANLEF/FIBAN
ACLIMATACION A LICOR DILUIDO I

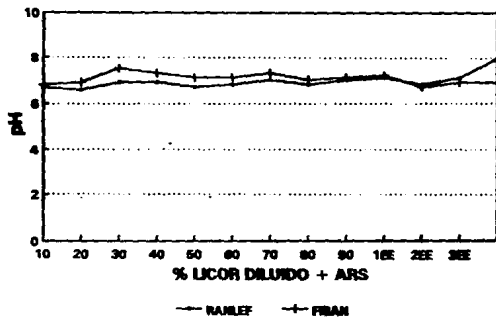


FIG 24. % REMOCION DQO
ACLIMATACION A LICOR DILUIDO I

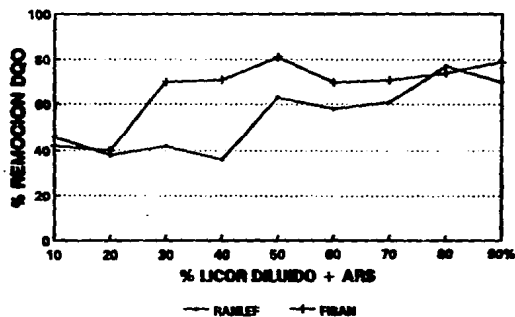


FIG 25. % REMOCION DQO
ESTADOS ESTABLES LICOR DILUIDO I

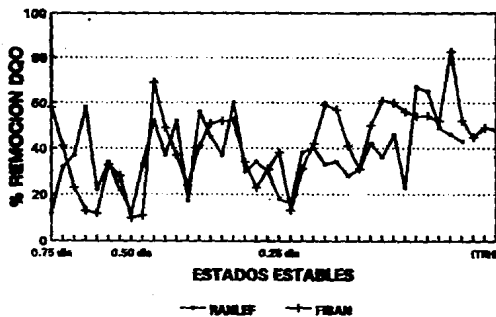
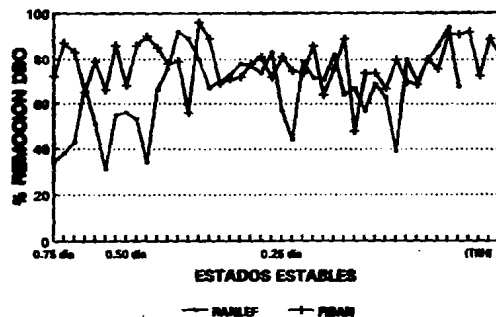
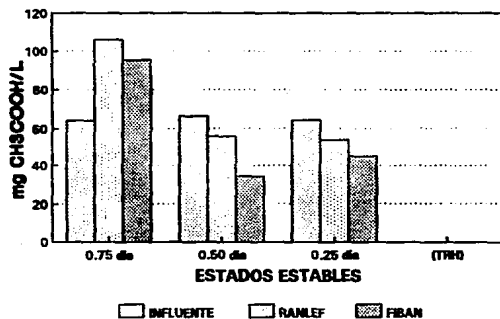


FIG 26. % REMOCION DBO
ESTADOS ESTABLES LICOR DILUIDO I

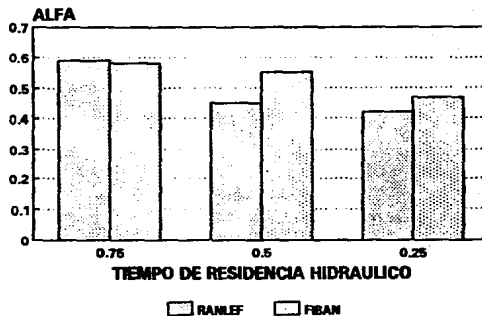


**FIG 27. AOV RANLEF/FIBAN
ESTADOS ESTABLES LICOR DILUIDO I**

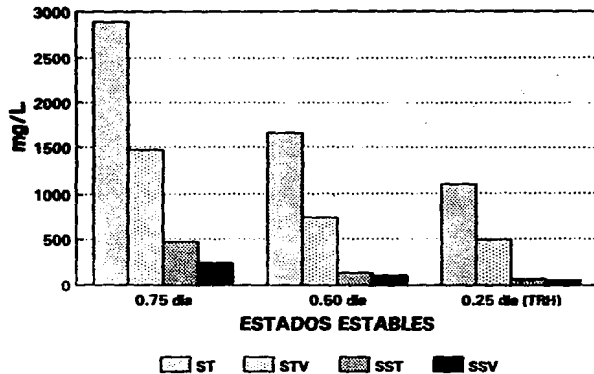


AOV - ACIDOS ORGANICOS VOLATILES

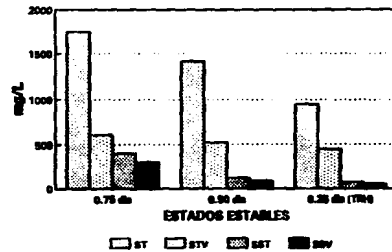
**FIG 28. VALORES DE ALFA
LICOR DILUIDO I**



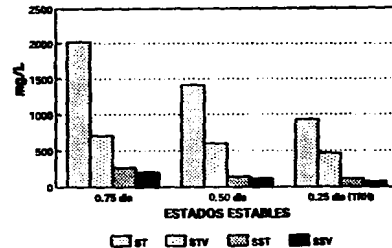
**FIG 29. SOLIDOS AFLUENTE
ESTADOS ESTABLES LICOR DILUIDO I**



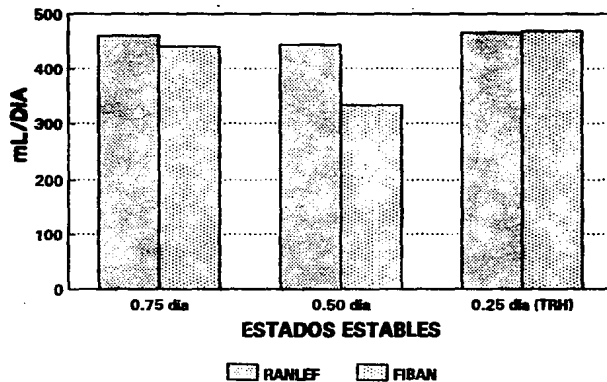
**FIG 30. SOLIDOS RAMIF
ESTADOS ESTABLES LICOR DILUIDO I**



**FIG 31. SOLIDOS FIBAN
ESTADOS ESTABLES LICOR DILUIDO I**

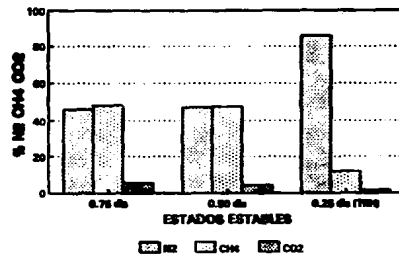


**FIG 32. PRODUCCION DE BIOGAS RF/FB
ESTADOS ESTABLES LICOR DILUIDO I**

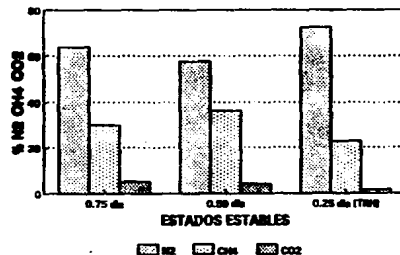


RF - RANLEF/FB - FIBAN

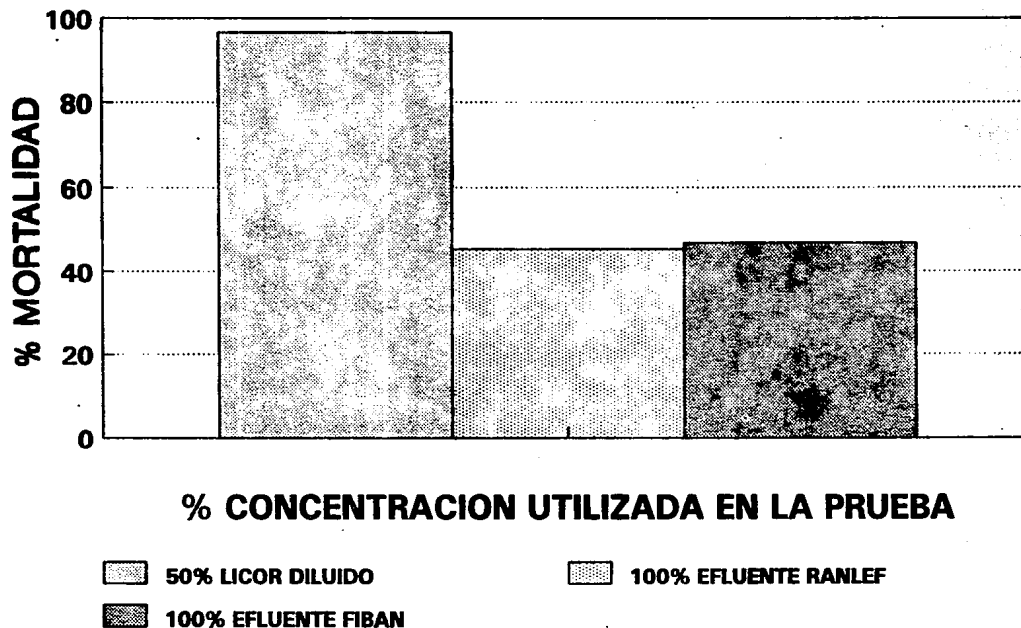
**FIG 33. COMPOSICION DE BIOGAS
ESTADOS ESTABLES LICOR DILUIDO I RANLEF**



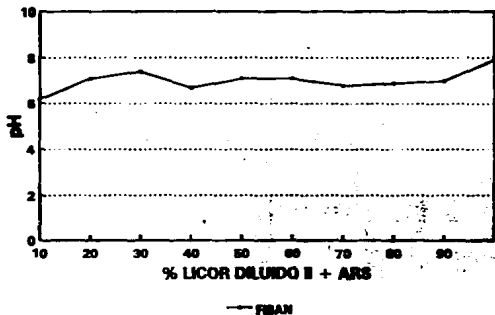
**FIG 34. COMPOSICION DE BIOGAS
ESTADOS ESTABLES LICOR DILUIDO I FIBAN**



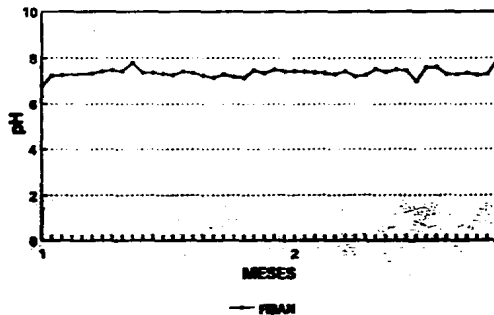
**FIG 35. PRUEBAS DE TOXICIDAD
ESTADOS ESTABLES LICOR DILUIDO I**



**FIG 36. pH FIBAN
ACLIMATACION LICOR DILUIDO II**

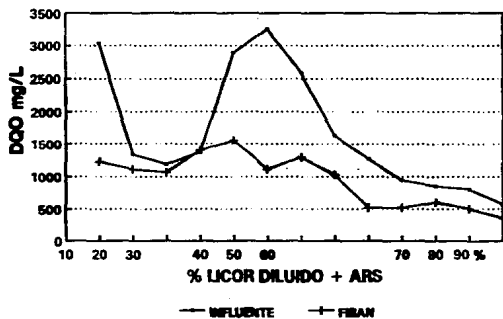


**FIG 37. pH FIBAN LICOR DILUIDO II
PRIMER ESTADO ESTABLE**

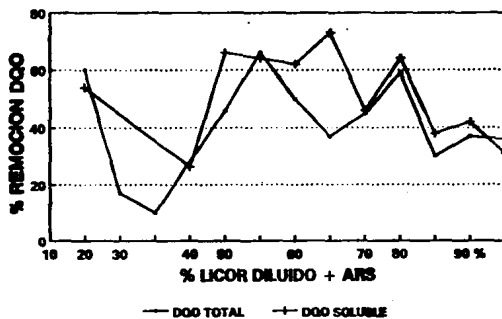


(TRH - 4 DÍAS)

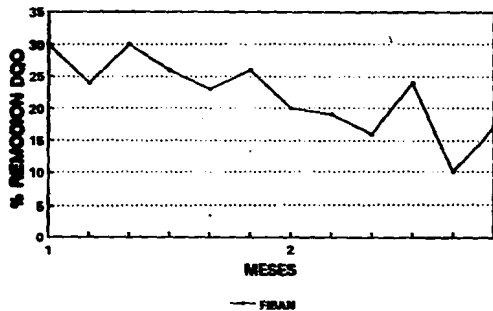
**FIG 38. DQO FIBAN
ACLIMATACION LICOR DILUIDO II**



**FIG 39. % REMOCION DQO
ACLIMATACION A LICOR DILUIDO II FIBAN**

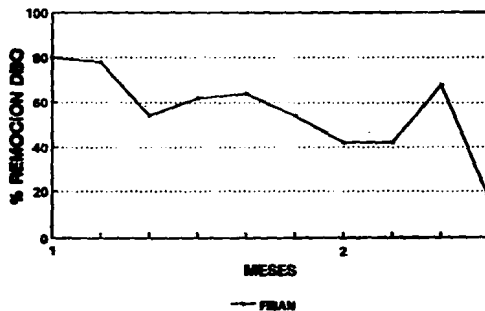


**FIG 40. % REMOCION DQO FIBAN
PRIMER ESTADO ESTABLE LICOR DILUIDO II**



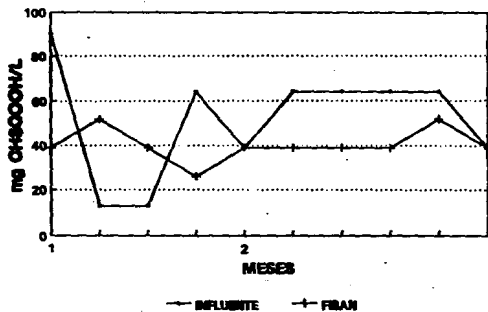
(TIEMPO = 4 DIAS)

**FIG 41. % REMOCION DBO FIBAN
PRIMER ESTADO ESTABLE LICOR DILUIDO II**



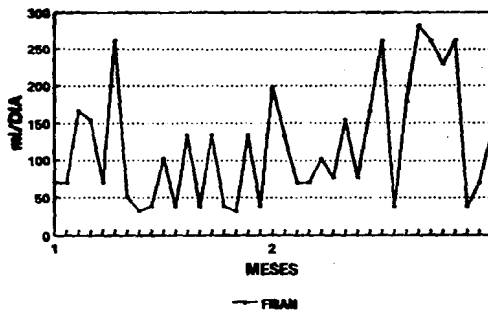
(TIEMPO = 4 DIAS)

**FIG 42. AOV PRIMER ESTADO ESTABLE
LICOR DILUIDO II FIBAN**

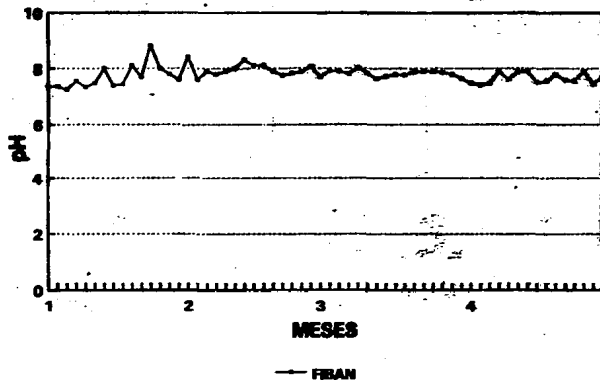


ACIDOS ORGANICOS VOLATILES

**FIG 43. PRODUCCION DE BIOGAS
PRIMER ESTADO ESTABLE LICOR DILUIDO II**

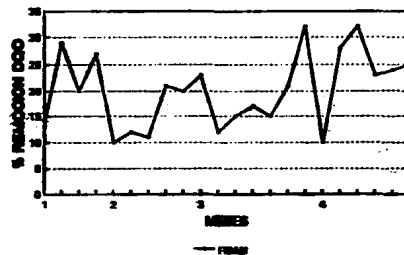


**FIG. 44. pH FIBAN
SEGUNDO ESTADO ESTABLE LICOR DILUIDO II**



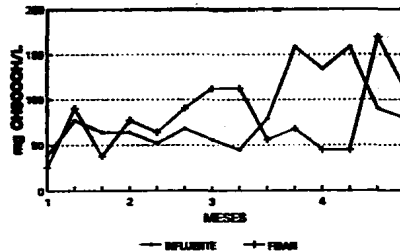
(TRR) = 1 DIA

**FIG. 45. % REMOCION DQO FIBAN
SEGUNDO ESTADO ESTABLE LICOR DILUIDO II**



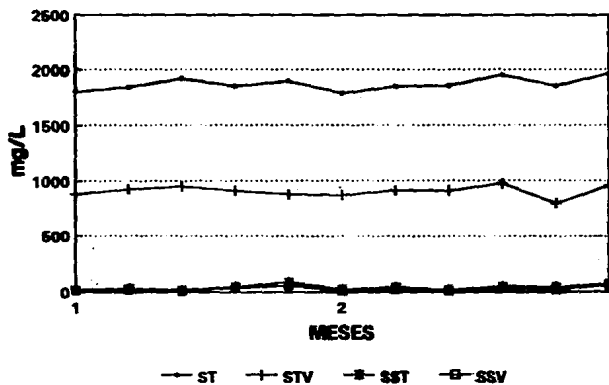
(TRR) = 1 DIA

**FIG. 46. AOV FIBAN
SEGUNDO ESTADO ESTABLE LICOR DILUIDO II**



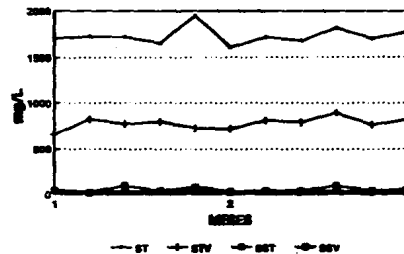
ACCION ORGANICOS VOLATILES

**FIG 47. SOLIDOS PRIMER ESTADO ESTABLE
LICOR DILUIDO II AFLUENTE**



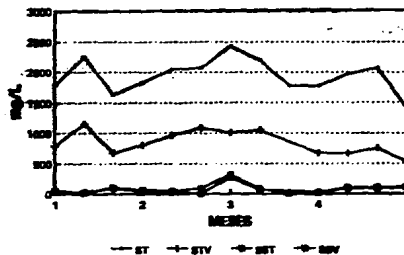
(TRM) - 4 DIAS

**FIG 48. SOLIDOS PRIMER ESTADO ESTABLE
LICOR DILUIDO II FIBRA**



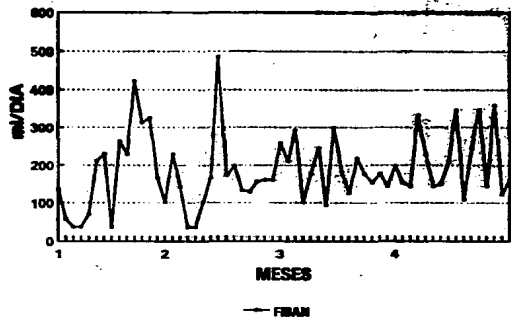
(TRM) - 4 DIAS

**FIG 49. SOLIDOS PRIMER ESTADO ESTABLE
SEGUNDO ESTADO ESTABLE LICOR DILUIDO II**



(TRM) - 1 DIA

**FIG 50. PRODUCCION BIOGAS FIBAN
SEGUNDO ESTADO ESTABLE LICOR DELUIDO II**



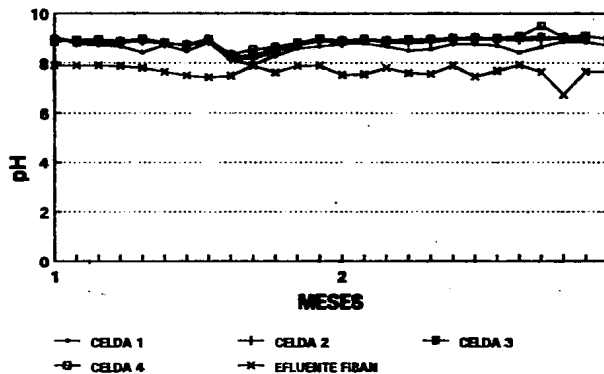
(TIB) - 1 DIA

**FIG 51. COMPOSICION BIOGAS FIBAN
SEGUNDO ESTADO ESTABLE LICOR DELUIDO II**

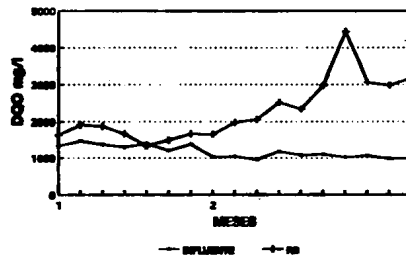


(TIB) - 1 DIA

**FIG 52. pH REACTOR DE BIODISCOS
PRUEBA: ANAEROBIO/AEROBIO**

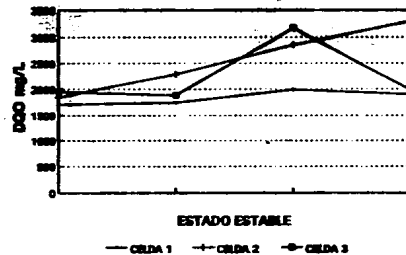


**FIG 53. DBO RB CELDA 3.
ESTADO ESTABLE.**



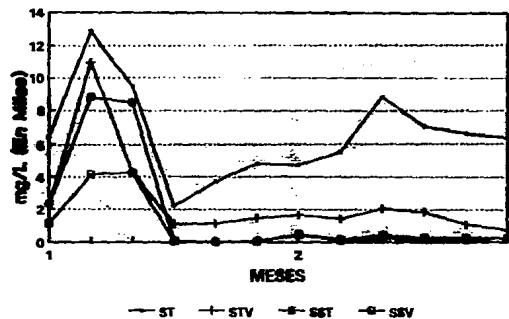
RB REACTOR DE BIODISCOS

**FIG 54. PERFIL DBO RB POR CELDAS.
ESTADO ESTABLE.**



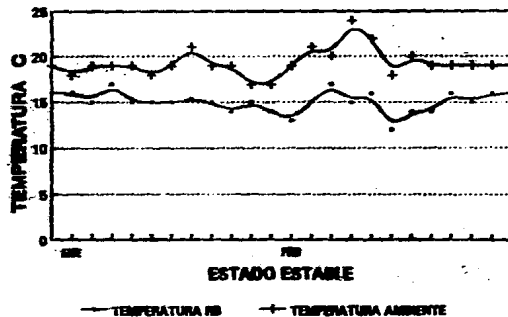
RB REACTOR DE BIODISCOS

FIG 55. SOLIDOS REACTOR DE BIODISCOS
ESTADO ESTABLE



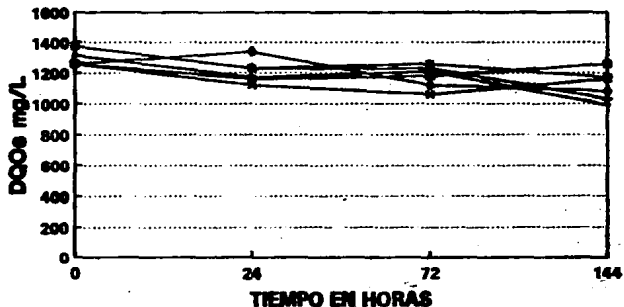
REACTOR DE BIODISCOS CELDA 3

FIG 56. TEMPERATURA REACTOR DE BIODISCOS
ESTADO ESTABLE



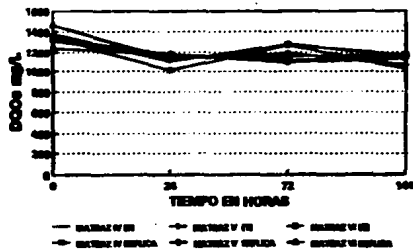
TEMPERATURA PROMEDIO POR CELDAS

FIG 57. PRUEBA AEROBIA POR LOTES.
pH 6.8



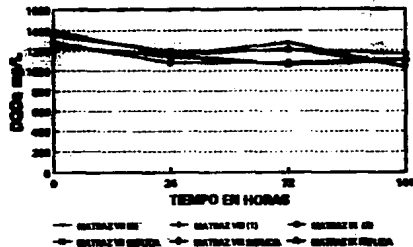
(0) SIN NUTRIENTE, (1,2) CON NUTRIENTE

FIG 58. PRUEBA AEROBIA POR LOTES.
pH 7.4



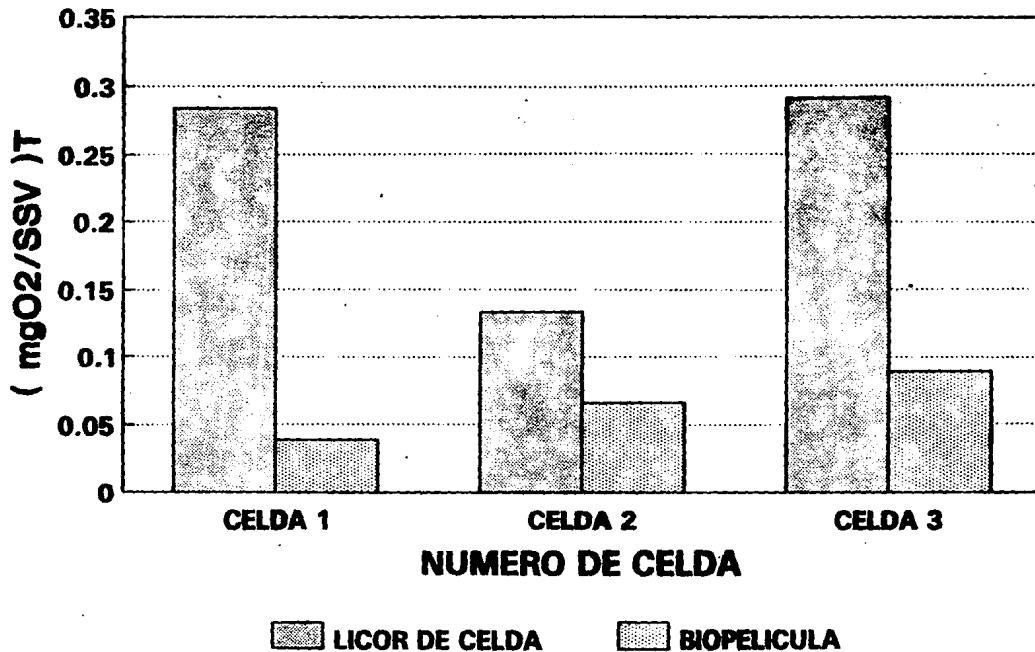
(0) SIN NUTRIENTE, (1,2) CON NUTRIENTE

FIG 59. PRUEBA AEROBIA POR LOTES.
pH 8.0

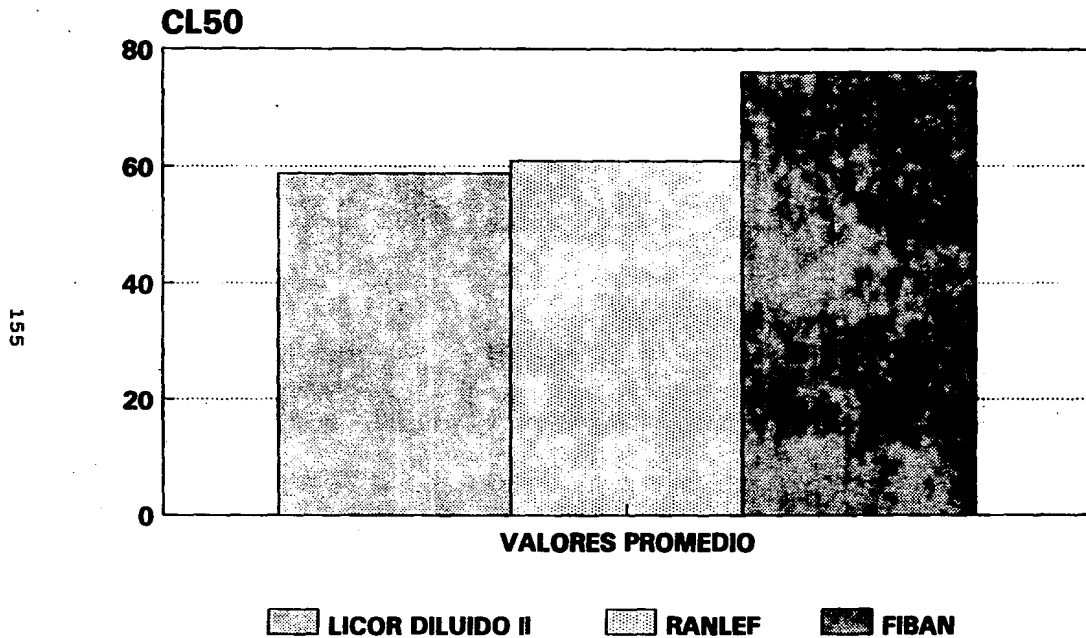


(0) SIN NUTRIENTE, (1,2) CON NUTRIENTE

**FIG 60. RESPIRACION UNITARIA DE BIOMASA
ESTADO ESTABLE REACTOR DE BIODISCOS**



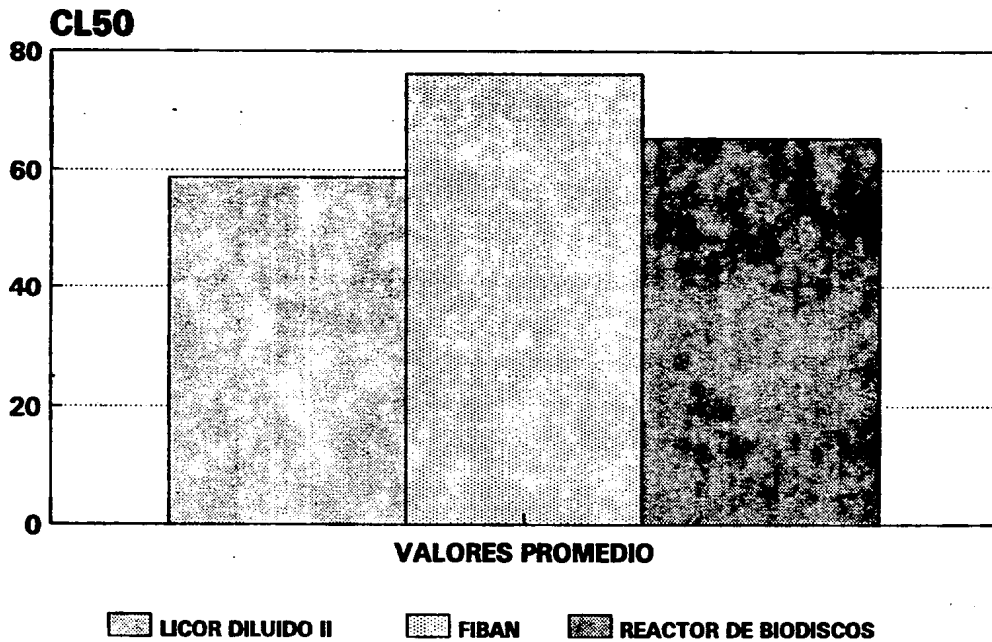
**FIG 61. BIOENSAYO LD II
TRATAMIENTO ANAEROBIO**



BIOENSAYO CON *Daphnia magna*

**FIG 62. BIOENSAYO LD II
TRATAMIENTO ANAEROBIO/AEROBIO**

156



BIOENSAYO CON *Daphnia magna*

BIBLIOGRAFIA

- A.E. Girling and B.M. Garforth, (1989). Influence of Variations in Culture Medium on The Survival and Reproduction of *Daphnia magna*. Bull Environ contam toxicol 42:119-125 Springer-Verlag. New York Inc.
- Athié Lambarri, M. (1987). Calidad y Cantidad del Agua en México. pp.150 Ed. Universo Veintiuno México.
- B.G. Anderson, (1942). Sewage Works Journal, 14, 1156-1165.
- Balch W.E., Fox G.E., Magrum L.J., and Wolfe R.S. (1979). Methanogens: Reevaluation of a Unique Biological group. Microbiol. Rev. 43: 260-296.
- Boshou Pan and L. Hartmann, (1992). Activity of Biomass in RBC System Treating Pulp Industrial Wastewater. Journal of Environmental Engineering. 118 (5) Sept/Oct.
- Brañes R. (1987). Derecho Ambiental Mexicano. pp. 535 Ed. Universo Veintiuno. México.
- C.J. Van Leeuwen, and G. Niebeek, (1987). Effects of Chemical Stress on the Population Dynamics of *Daphnia magna* a Comparison of two Test Procedures. Ecotoxicology and Environmental Safety 14, 1-11.
- Callander, I.J. and Barford, J.P. (1983). Recent Advances in Anaerobic Digestion. Technology-Process Biochemistry U.S.A 11:24-30.

- D.D.F, (1981). Sistema Hidráulico del Distrito Federal-
.Secretaria de Obras y Servicios; Direc-
ción General de Construcción y Operación
Hidráulica.México, D.F.
- D.M.M.Adema,
(1978). *Daphnia magna* as a Test Animal in Acute
and Chronic Toxicity Tests.
Hydrobiology.Vol 59, 125-134.
- Donald, R.Buhler
and David E Wi-
lliams, (1988). The Role of Biotransformation in the To-
xicity of Chemicals.
Aquatic Toxicology 11.
- Eckenfelder W.W
Patoczka J.B. and
Pulliam G.W,
(1988). Anaerobic versus aerobic treatment in the
U.S.A., en Anaerobic digestion., Hall
E.R. and Hobson P.N., edit, Pergamon Press
105-114.
- EEC, (1984). Methods for the determination of ecoto-
xicity : C2 Acute toxicity for
Daphnia.
Council directive 79/831/EEC Annex r
Part C. Official Journal of the European
Communities N, L251/3: 155-159.
- Elaine Watts and
Stephen Young,
(1980). Components of *Daphnia* Feeding Behaviour.
Journal of Plankton Research. 2 (3).
- Emil.T,
Chanlett, (1976). La Protección del Medio Ambiente
Madrid.
- EPA,
Dic, (1985). Short-Term Methods for Estimating the
Chronic Toxicity of Effluents and Recei-
ving Waters to Freshwater Organisms.
Environmental Protection Agency. Cincin-
nati OH 45268.

- EPA. Technical Support Document for Water Quality-based Toxics Control. United States. Environmental Protection Agency. Washington DC 20460.
Sept, (1985).
- Espino de la Bi-National Symposium and Reuse. México-USA., S.M.I.S.A., Ciudad de México.
O.E, (1982).
- F.M.Gersich.F.A, The Precision of Daphnid (*Daphnia magna*
Blanchards.S.L, Straus,1820) Static Acute Toxicity Tests.
Applegath and C.N- Arch, Environ Contam, Toxicol, 15, 741-749.
.Park, (1986).
- Gillespie.W.J, Pulp and Paper Effluent Management. J.Water
(1984). Pollut. Control Fed.,
56(6), p.643.
- Gorris L.G.M., de Relationship between Methanogenic cofactor
Kok T.M., Kroon content and maximum specific methanogenic
B.M., (1988). activity of anaerobic sludges.
Appl.Environ.Microbiol. 54: 1126-1130.
- Greenberg, A.E, Standard Methods for the Examination of
et-al, (1981). Water an Wastewater.
American Public Health Association, AWWA,
WPCF, U.S.A 15, Ed.
- Guyot J.P., Noyola Evolution of microbial activities and
A., and Monroy populations in granular sludge from an
O, (1990). UASB reactor.
Biotechnol. Lett. 12: 155-160.
- Guyot J.P., Traore Methane Production from Propionate by
I., and Garcia methanogenic mixed culture.
J.L, (1985). FEMS microbiol.Lett. 26:329-332.
- H.G.Müller, Experiences with Test Systems Using *Daphn-*
(1980). *ia magna*.
Ecotoxicology and Environmental Safety. 4,
21-25.

- Hakulinen, R,M
Salkinoja-Salonen
(1981). Purification of Kraft Bleach Effluents by an Anaerobic Fluidized Bed Reactor and Aerobic Trickling Filter at Semitechnical Scale (Enso-Fenox). TAPPI. Environmental Conference Proceed., - p.197.
- Hakulinen, R,M
Salkinoja-Salonen
(1981). An Anaerobic Fluidized bed Reactor for the Treatment of Industrial Wastewater Containing Clorophenol. In Biological Fluidized bed Treatment of Water and Wastewater. 1, Ed, Ellis Horwood, Halsted Press.England. pp 372-374.
- Hall, E.R., AND
Cornacchio, L.A,
(1987). Anaerobic Treatability of Canaian Pulp and Paper Mill wastewaters. TAPPI Environmental Conference Proceed.,p.93.
- Horning, W.B., 11
and Weber, C.I.,
(1985). "Short-Term Methods for Estimating the Chronic Toxicity of Effluents and Receiving Waters to Freshwater Organisms". EPA/600/4-85/14 Environmental monitoring and Support Laboratory-Cincinnati , U.S. Environmental Protection Agency. Cincinnati, OH.
- ISO, (1982). Water Quality-Determination of the inhibition of the mortality of *Daphnia magna* Straus (Cladocera:crustacea). Technical Report 6241. International Standards Organization.
- J.Rintala and R.L-
episto, (1993). Thermophilic anaerobic/aerobic and aerobic treatment of kraft bleaching effluents. Wat.Sci.Tech 28(2):11-16 Great Britain.

- J.W.Deneer, T.L. - Sinnige W., Seinen and J.L.M Hermans, (1988). The Joint Acute Toxicity to *Daphnia magna* of Industrial Organic Chemicals at low Concentrations. Aquatic Toxicology 12, 33-38.
- Jwell W.J., Switzenbaum M.S. and Morris J.W, (1981). Municipal wastewater treatment with the anaerobic attached microbial film expanded bed process. J. Wat. Pollut. Control Fed., 53:482-490.
- Klass, L.D, (1984). Metano from Anaerobic Fermentation Science 223:1021-1023.
- Lansing, M.Prescott, (1990). Microbiology. Wm. C. Brown Publishers. U.S.A.
- Le Blanc, G.A, (1984). Interspecies Relationships in Acute Toxicity of Chemicals to Aquatic Organisms Environ. Toxicol.Chem 3: 47 54.
- Leslie, Grady and Lim, (1980). Biological Wastewater Treatment Pollution Engineering and Technology U.S.A.
- Lettinga G., de Zeew W.J., Hulshoff Pol L.H., Hobma S.W., Grin P.C., Wiegant W.M., van Velsen A.F.M. and Koster I.W, (1990). Anaerobic Wastewater Treatment using the UASB treatment process. Memorias del Simposio Internacional "Avances en Digestión Anaerobia" 11 Curso Regional de la OEA, UAM-I, ICAITI, México D.F.
- Lettinga, G. Van Velsen, F.M, Hobma, S.W, Zeevw, W.Y Klapwyk, A, (1980). Use of Upflow Sludge Blanker (UASB) Reactor Concept for Biological Wastewater Treatment especially for Anaerobic Treatment. Biotechnology and Bioengineering. U.S.A 22:699-734.

- M.A Lewis and A.W Naki, (1981). Effects of Water Hardness and Diet on Productivity of *Daphnia magna* Straus in Laboratory Culture. Hydrobiology 85 175-179.
- M.S. Salkinoja-Salonen, R. Hakulinen, (1983). Biodegradation of Recalcitrant Organochlorine in Fixed Film Reactors. Helsinki, Finland. pp.309-319.
- Mark M, Benjamin, Sandra L., et al, (1984). Anaerobic Toxicity and Biodegradability of Pulp Mill Waste Constituents. Water Resource 18 (5):601-607.
- Mc Inerney, M, J, Bryant M.P and Stafford D.A, (1980). Metabolic Stages Energit of Microbial Anaerobic Digestion in Anaerobic Digestion applied 100 publishers. LTD London.
- Mc Inerney M.J., and Bryant M.P, (1981). Basic principles of Bioconversions in anaerobic digestion and methanogenesis pp. 277-296 In S.S. Sofer and O.R. Zabrosky (ed.) Biomass conversion process for energy and fuels. Plenum Publishing Corporation.
- Mc Inerney M.J., Bryant M.P., Hespell R.B., and Costerton J.W, (1981). Syntrophomonas wolfei gen. nov., an anaerobic syntrophic, fatty acid-oxidizing bacterium. Appl. Environ microbiol 1029-1039.
- Metcalf and Eddy, (1991). Treatment, Disposal and Reuse. Wastewater Engineering. Mc Graw-Hill Publishing Company U.S.A.
- Mosse, F.S, (1983). New Developments in the Anaerobic Treatment of Industrial Waste, Effluent and Water Treatment. 2323:85-93.
- Norrman, J., Narvuhold, R and Nystrom L, (1984). Anaerobic Treatability of Wastewaters from Pulp and Paper Industries. Water Sci. Technol. 13, p.349.

- Norrman, J., and Narbuvoold, R, (1984). Anaerobic treatability of Wastewaters from Pulp and Paper Industries. *Biotechnol. Adv.* 2 (2):329.
- Norrman, J, (1982). Anaerobic Treatment of a Black Liquor Evaporator Condensate from a Kraft Mill in Three Types of Fixed-Film Reactors. *IAWPR Especialized Semin. Anaer Treatm. Waste waters in Fixed-Film Reactors, Copenhagen, Denmark.* June 16-18.
- Norrman, J., and Hakansson, H, (1978). Anaerobic-Aerobic Treatment of Specific Pulp and Paper Wastewaters. *IAWPR 9th Int. Conf. Water Pollut. Control Pulp and Paper Industr., Stockholm, Sweden.*
- 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, Puebla Pue., 131-135.*
- OECD, (1981). *Daphnia* sp 14 Day Reproduction Test (including an Acute Immobilisation Test). (Guidelines for the Testing of Chemicals N_o. 202). OECD Paris.
- Olthof, M. and Oleszkiewicz, J, (1982). Anaerobic Treatment of Industrial Wastewaters. *Chem. Eng* 89 (23), p.121 Nov.15.
- P. Leeuwangh, (1978). Toxicity Tests with Daphnids; its Application in the Management of Water quality. *Hidrobiology.* 59 (2):145-148.
- Parkin G. F. and Speece R. E, (1983). Attached versus suspended growth anaerobic reactors: Response to toxic substances. *Wat. Sci. Tech.*, 15: 261-28.

- Pauss A., André G., Perier M., and Guiot S.R., (1990).
Liquid-togas mass Transfer in anaerobic processes: inevitable transfer limitations of methane and hydrogen in the biomethanation process.
Appl. Environ. Microbiol. 56:1636-1644.
- Peltier W., and O.I. Weber, (1985).
Methods for measuring the acute toxicity of effluents to freshwater and marine organisms.
Third edition. Environmental monitoring and Support Laboratory, U.S. Environmental Protection Agency, Cincinnati, Ohio. EPA 600/4-85-013 pp.230.
- Pennak R.W., (1978).
Freshwater invertebrates of the United States.
Second edition. Ronald Press, New York pp.7-69.
- Pfennig N., Widdel F., and Truper H.G., (1981).
The Dissimilatory sulfate-reducing bacteria. The Prokaryotes. chap. 74 pp. 926-940. Starr M.P., Stolp H., Truper H.G., Balows A., and Schlegel H.G (eds). Springer-Verlag, Berlin, Heidelberg, New-York.
- PNUMA, (1976).
Gestión del Medio Ambiente en la Industria de la Pasta y Papel.
Manual de PNUMA Colección Industria y Medio Ambiente. Programa de las Naciones Unidas para el Medio Ambiente.
- Poggi V.H., (1984).
Desarrollo de un Reactor Anaerobio de Lecho Fluidizado para el Tratamiento de Lodos y otros Efluentes Contaminantes.
CINVESTAV IPN. México.

- Poggi, V.H., (1988). The Anaerobic Fluidized Bed Process for Wastewater Treatment. Ist Bi-national Symp. on Biotechnol., Japan-Mexico, August 1988, CINVESTAV México City.
- Ripley, L.E., Boyle, W.C. and Converse, J.C., (1986). Improved Alkalimetric Monitoring for Anaerobic Digestion of High Strength Wastes. J. Water Pollut. Control Fed., 58, p.406.
- Rouviere P.E., and Wolfe R.S., (1988). Novel Biochemistry of Methanogenesis. J. Biol. Chem. 263: 7913-7916.
- S.L. Leonhard, (1980). Effects on Survival Growth and Reproduction of *Daphnia magna*. Publication of Fisheries and Aquatic Sciences N, 44 pp 91-103.
- S.R.H., (1976). Uso del Agua y Manejo del Agua Residual en la Industria. I. Celulosa y Papel. Subsecretaria de Planeación Dir Gral. de Usos del Agua y Prevención de la Contaminación. México D.F.
- Salkinoja-Salonen, M., Valo, R., and Aapajalhti, J., (1983). Treatment of Pulp and Paper Industry Wastewaters in an Anaerobic Reactor: From Bench Size Units to Full Scale Operation. Proceed. 3rd Int. Symp. Anaer. Dig., p. 107, Boston, Mass.
- Salkinoja-Salonen, M. S., Nyns, E.J., Sutton, P.M., Vander Berg, L., and Wheatley, A.D., (1983). Starting-Up of an Anaerobic Fixed-Film Reactor. Proceed. 3rd Int. Symp. Anaerobic. Dig., closure Boston, MA.

- Sánchez Riera F. Córdoba P y Siñe-
ríz F, (1985). Use of the UASB reactor for the anaerobic
treatment of stillage from sugar cane,
mollasses.
Biotech. Bioeng., 27:1710-1716.
- SEDUE, (1981). Bioensayos en Organismos Acuaticos.
Manual del curso preparado y publicado por
la Dirección General de Protección y Orde-
nación Ecológica. SEDUE.
- SEDUE, (1985). Operación y Mantenimiento de Discos Bioló-
gicos.
Manual del Programa de Capacitación para
Operadores de Plantas de Tratamiento.
Dirección General de Prevención y Control
de la Contaminación del Agua.
- Smith P.H., and Mah R.A, (1966). Kinetics of acetate metabolism during
sludge digestion.
Appl.Microbiol. 14:368-371.
- Speece R.E, (1983). Anaerobic Biotechnology for Industrial
wastewater treatment.
Environ. Sci. Technol., 17,416A-427A.
- SRH, (1975). Atlas del Agua de la República Mexicana.
México D.F., 253 p.Wilson, E.M. Engineering
Hidrology 2nd ed.Mac millan. London, (1969)
Reprinted.
- SRH, (1981). Plan Nacional Hidráulico (Anexo Z, Dispo-
nibilidad de Agua y Suelo) Comisión del
Plan Nacional Hidráulico.
- Sture.Hansson, (1987). Efectos de Efluentes de la Industria de la
Pulpa y Papel.
AMBIO.Vol XVI N^o 6.
- Switzenbaum M.S and Jewell W.J, (1980). Anaerobic attached-film expanded-bed reac-
tor treatment.
J.Wat.Pollut.Control Fed., 52:1953-1965.
- Thomas, D.Brock, (1984). Biology of Microorganisms.
New Jersey U.S.A.

- U.M. Cowgill. D.M Williams and J.B-enjamin E, (1984). Effects of Maternal Nutrition on Fat Content and Longevity of Neonates of *Daphnia magna*.
Journal of Crustacean Biology. 4(2): 173-190.
- U.M. Cowgill. H.W Emmel. D.L Hopkins, (1986). The Influence of Water on Reproductive Success and Chemical Composition of Laboratory Reared Populations of *Daphnia magna*.
Wat, Res 20 (3): 317-323.
- UAM, (1992). Bioprocesos Anaérobios para el Tratamiento de Efluentes Industriales. Memorias del curso celebrado en la Universidad Metropolitana plantel Iztapalapa. México., 6 y 7 de Mayo.
- UNAM, (1990). Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales en América Latina. Memorias del Taller Regional y Conferencias celebrado en Ciudad Universitaria; Instituto de Ingeniería. México, D.F.
- UNESCO, (1986). La Naturaleza y sus Recursos. UNESCO Vol XXII (3) Julio-Septiembre.
- Van der Berg L., Lentz C.P. and Armstrong D.W, (1980). Anaerobic waste Treatment efficiency comparisons between fixed film reactors, contact digesters and fully mixed, continuously fed digesters, en Proc. 35th Purdue Ind. Waste Conf., 788-793.
- Westlake, G.F., D.W. Rowe, J.B. Sprage, T.A. Hemming and I.T. Brown, (1978). *Daphnia* for superior sublethal Testing p. 21-30 In J.C. Davis et-al. (ed) Proceedings of the fourth annual aquatic toxicity workshop, November 8-10, 1977, Vancouver, British Columbia. Can. Fish. Mar. Serv. Tech. Rep. 818.

- Widdel F, (1986). Growth of Methanogenic bacteria in pure culture with 2-propanol and other alcohols as hydrogen donors.
Appl. Environ. Microbiol. 51:1056-1062
- Young J.C. and McCarty P.L, (1969). The Anaerobic filter for waste treatment.
J. Wat. Pollut. Control Fed., 41: 160-173.
- Zehnder A.J.B., Huser B.A., Brock T.D., and Wuhrman K, (1980). Characterization of an acetate-decarboxylating, non-hydrogenoxidizing methane bacterium.
Arch. Microbiol. 124:1-11

FE DE ERRATAS.

En la página 2 del RESUMEN, párrafo 5,

DEBE DECIR:

El tratamiento anaerobio reduce la carga orgánica durante el proceso, la detoxificación para el efluente de blanqueo fue buena, no siendo así para los otros dos efluentes estudiados, cuya toxicidad se reduce en un grado mínimo.