



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

Facultad de Estudios Superiores "Zaragoza"

6
2ej
1

**"TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES
DERIVADAS DEL ENSILADO Y PRENSADO DEL
CEMPASÚCHIL (*Tagetes erecta*) EN UN REACTOR
ANAEROBIO DE LECHO DE LODOS DE FLUJO
ASCENDENTE (RALLFA O UASB-reactor)"**

TESIS PROFESIONAL

**QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE
INGENIERO QUÍMICO**

P R E S E N T A N :

**MARIO CASARRUBIAS GARCÍA
Y**

J. GUADALUPE HERNÁNDEZ HDEZ.



MÉXICO, D.F.

1996

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



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 esta 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.



UNIVERSIDAD NACIONAL
AVENIDA DE
MEXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS
SUPERIORES *ZARAGOZA*

JEFATURA DE LA CARRERA
DE INGENIERIA QUIMICA

OF/IQ/JU/082/051/95

CASARRUBIAS GARCIA MARIO Y
HERNANDEZ HERNANDEZ JOSE GUADALUPE,
P R E S E N T E.

En respuesta a su solicitud de asignación de jurado para el Examen Profesional, les comunico que la Jefatura a mi cargo ha propuesto la siguiente designación:

PRESIDENTE: ING. SALVADOR GALLEGOS RAMALES
VOCAL: DRA. CARMEN DURAN DE BAZUA
SECRETARIO: ING. MIGUEL ANGEL VARELA CEDILLO
SUPLENTE: ING. GONZALO RAFAEL COELLO GARCIA
SUPLENTE: ING. ARTURO ENRIQUE MENDEZ GUTIERREZ

A T E N T A M E N T E
"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"

México, D.F., 26 de Octubre de 1995


ING. JOSE BENJAMIN RANGEL GRANADOS
JEFE DE LA CARRERA

Irm

AGRADECIMIENTOS

Se agradece el apoyo financiero otorgado por el Programa Universitario del Medio Ambiente al proyecto intitulado "DEGRADACIÓN ANAEROBIA/AEROBIA DE AGUAS DERIVADAS DEL ENSILADO Y PRENSADO DEL CEMPASÚCHIL" (JUNIO 1993-1995).

Con especial agradecimiento a la asesora titular de la tesis Dra. Carmen Durán de Bazúa Coordinadora Global del Programa de Ingeniería Química Ambiental y Química Ambiental por el apoyo y las facilidades otorgadas para la realización de este trabajo.

Asimismo, se agradece a la empresa Bioquimex y, especialmente, al M. en C. Fernando García Hernández, por el apoyo logístico (visitas a la planta deshidratadora de cempasúchil, por el suministro de agua residual, de flor fresca y de harina).

Finalmente, se agradece a la Facultad de Química de la UNAM y, en particular, al Programa de Ingeniería Química Ambiental y Química Ambiental por el apoyo técnico y de infraestructura para realizar este proyecto de investigación.

Un reconocimiento muy especial a nuestro asesor técnico: Ing. Roberto Sotero Briones Méndez por el apoyo brindado, así como a todas las personas que laboran en el Programa de Ingeniería Química Ambiental y Química Ambiental (PIQyQA).

A Dios: Por la vida, por todo lo que me ha dado
y por permitirme estar aquí.

A mis padres: *Ubaldo Casarrubias Bravo*
María Cleofas García de Casarrubias
Por su apoyo, cariño, comprensión y por estar
conmigo en todos los momentos de mi vida, y con su
ejemplo guiarme por el camino de la honradez, la
generosidad y la superación, lo que constituye el
legado más valioso que pudiera recibir. En especial y
con mucho cariño dedico a ustedes este trabajo ya que
también es un logro suyo.

A mis hermanos: Por brindarme su apoyo y comprensión, y por todos
los momentos que hemos compartido juntos.

A Lilia Alicia. Por su comprensión, su apoyo, por estar siempre a mi
lado brindándome una palabra de aliento para seguir
adelante, y por el cariño que nos une, que
compartimos y que cada día crece más.

A mis familiares, Por brindarme su apoyo, sus enseñanzas y consejos,
profesores y para poder superarme y así lograr mis metas.
amigos:

y a todos los que de alguna forma han contribuido y
siguen contribuyendo en mi formación personal y
profesional

GRACIAS



Mario

A mis padres

Donato Hernández Ramírez

Ma. de Fidela Hernández Altamirano

Por haberme apoyado en todo momento, porque gracias a sus consejos, cariño y comprensión he llegado a realizar una de mis más grandes metas, la cual constituye una de las herencias más valiosas que pudiera recibir, con admiración dedico a ustedes este trabajo.

A mis hermanos

Por su gran apoyo, cariño y comprensión, por creer siempre en mi.

A mis familiares

(Tíos, Tías, Primos y Primas)

Por sus buenos consejos y gran apoyo durante mi formación profesional y estar presentes en todos los acontecimientos importantes de mi corta vida.

A mis amigos

Que durante los años de estudiante hemos convivido y trabajado, tratando de encontrar la superación.

A todos mis maestros

Por que gracias a sus enseñanzas, apoyo y consejos pude lograr mis objetivos

GRACIAS



José Guadalupe

RESUMEN

El compasúchil (de *zempoatl+xóchitl*, palabras de origen náhuatl que significan flor de 20 pétalos, de muchos pétalos, en el sentido de que veinte en la numeración prehispánica vigesimal, era el número más alto), es una planta herbácea, anual, que alcanza de 50 a 60 cm de altura y sus hojas son opuestas, divididas y olorosas. Es una flor de color amarillo intenso y una fuente de pigmentos naturales muy apreciada. México es uno de los principales países productores de harina de flor (de compasúchil) que, actualmente, está teniendo auge como pigmento en la alimentación de aves de corral en la industria avícola (gallinas ponedoras y pollos de engorda). La producción de pigmentos, a partir de la harina, demanda grandes cantidades de agua a través de sus diferentes procesos de separación. Para producir la harina también se generan aguas residuales, especialmente en las operaciones de deshidratación con las llamadas de ensilado y prensado. De acuerdo a las características del efluente de una planta productora de harina, ubicada en Irimbo, Michoacán, en las operaciones generadoras de desechos líquidos durante el proceso de deshidratación de la flor y tomando como base una alimentación de 200 ton/día de flor fresca, (que son 28 ton/día de sólidos y 172 ton/día de agua, resulta un efluente global de estas dos operaciones de 120.6 ton/día, con olor característico, penetrante y sumamente desagradable, con carácter ácido (pH=4.3) y un elevado contenido de material biológico disuelto y coloidal que, medido como demanda química y bioquímica de oxígeno, es de 50,000 y 80,000 mg/L, respectivamente. De ese modo, considerando los valores fijados por la antigua SEDUE, después SEDESOL y ahora SEMARNAP como referencia y las características de la planta de Irimbo, Michoacán, se desarrolló el presente trabajo, que forma parte de un estudio global de aprovechamiento del compasúchil. Comprende, en su primera fase, el tratamiento anaerobio y aerobio por separado y en la segunda fase, el tratamiento en serie anaerobio-aerobio; buscando la solución específica para los efluentes de esta planta que permitan su aplicación al resto de las localidades que secan la flor. En este trabajo se presenta el tratamiento anaerobio de esta agua residual en un reactor de lecho de lodos de flujo ascendente RALLFA, cuyas siglas en inglés son "up-flow anaerobic sludge blanket"-reactor (UASB-reactor). Este sistema se trabajó bajo diferentes condiciones de operación. En el primer grupo de experimentos se introdujo el agua al reactor con tres diferentes concentraciones iniciales de materia orgánica, medida como demanda química de oxígeno (DQO), de 14.8, 19.3 y 34.5 kgDQO/m³d, a un tiempo de residencia hidráulico de 1 día, a temperatura controlada de 35°C. En el segundo experimento se introdujo con una concentración de 7.8 kgDQO/m³d, a tiempo de residencia hidráulico de 3 días y 35°C. De estas pruebas, se obtuvieron mejores resultados cuando se operó el sistema a las cargas de 19.3 y 7.8 kgDQO/m³d, logrando eficiencias de remoción de DQO de 64 a 70% y de 65 a 73%, respectivamente, con una producción de biogás de 140.3 y 77.0 L/d y con un porcentaje en volumen de metano del 65%. Se recomienda operar el reactor UASB o RALLFA con un tiempo de residencia hidráulico de 3 días ya que a estas condiciones se espera que el reactor pueda soportar cargas orgánicas de hasta 31.2 kgDQO/m³d, que es la carga ya sin dilución y presentar mejores eficiencias de remoción que a 1 día. De acuerdo con los resultados obtenidos en esta fase del proyecto puede decirse que es factible proponer al reactor UASB o RALLFA como un sistema de tratamiento atractivo, tanto desde el punto de vista económico, como de la sencillez de su operación en el tratamiento del agua residual proveniente de las plantas productoras de harinas y pigmentos de compasúchil.

Índice de tablas	IV
Índice de figuras	VI
I. INTRODUCCIÓN	1
1.1 Objetivos	3
1.2 Alcances	3
II. INDUSTRIA DEL CEMPASÚCHIL	
2.1 Panorámica de la agroindustria deshidratadora de cempasúchil en México	4
2.1.1 Producción	4
2.1.2 Exportación	7
2.1.3 Importación	9
2.2 Caracterización y descripción de la generación de efluentes	11
2.2.1 Análisis de la aportación de carga contaminante	12
2.2.2 Calidad del efluente total (ensilado y prensado)	13
2.2.3 Recuperación de materiales	14
2.2.4 Eficiencia de captación de las fosas	15
2.3 Legislación ambiental aplicable a la industria del cempasúchil	15
III. ANTECEDENTES	
3.1 Generalidades	17
3.1.1 Tipos de contaminación	17
- Contaminación física	18
- Contaminación química	18
- Contaminación por efectos bióticos (biológica)	19
3.1.2 Biodegradación	20
3.1.3 Bioactividad	21
3.2 Sistemas de tratamiento	22
3.2.1 Clasificación de los sistemas de tratamiento	22
3.2.2 Tratamiento fisicoquímico	24

CONTENIDO

Página

3.2.3 Tratamiento secundario (Tratamiento biológico)	24
3.2.3.1 Sistemas aerobios	26
3.2.3.2 Sistemas anaerobios	26
- Reactores de 1ª generación	27
- Reactores de 2ª generación	28
- Reactores de 3ª generación	29
3.2.3.3 Comparación de los procesos de tratamiento aerobio-anaerobio	30
3.2.4 Tratamiento terciario	32
3.3 Nociones para el criterio de selección	36
3.3.1 Carga orgánica	36
3.3.2 Biodegradabilidad del efluente	37
3.3.3 Requerimientos de agua tratada	38
3.4 Reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente (RALLFA)	38
3.5. Fundamento de la digestión o tratamiento anaerobio	40
3.5.1 Etapas de la digestión o tratamiento anaerobio	41
3.5.1.1 Primera etapa: Hidrólisis y fermentación	42
3.5.1.2 Segunda etapa: Acetogénesis	44
3.5.1.3 Tercera etapa: Metanogénesis	45
3.5.2 Factores ambientales relacionados con la digestión	46
3.5.2.1 Temperatura	46
3.5.2.2 Valor de pH y alcalinidad	47
3.5.2.3 Nutrientes	48
3.5.3 Inhibición de la digestión	49
3.5.3.1 Inhibición por ácidos grasos volátiles (AGV's)	50
3.5.3.2 Inhibición por sulfuros	51
3.5.3.3 Inhibición por nitrógeno amoniacal	51
3.5.3.4 Inhibición por metales pesados	52
3.5.3.5 Inhibición por compuestos de toxicidad inmediata	53

IV. MATERIALES Y MÉTODOS

4.1 Aguas residuales	54
4.2 Diseño y construcción del reactor (arreglo experimental)	54
4.2.1 Inoculación y arranque del reactor.	54
4.2.2 Condiciones de operación	56

4.3 Técnicas analíticas empleadas para el "monitoreo" de las aguas tratadas	56
4.3.1 "Monitoreo" de la fase líquida	57
4.3.1.1 Materia orgánica	57
4.3.1.2 Ácidos grasos volátiles	58
4.3.1.3 Potencial REDOX	58
4.3.1.4 pH, Alcalinidad y relación " α "	58
4.3.2 "Monitoreo" de la fase gaseosa	59
4.3.3 "Monitoreo" de la fase sólida	59
4.3.3.1 Índice volumétrico de lodos (IVL) y velocidad de sedimentación (Vsed)	59
4.3.3.2 Actividad metanogénica específica, AME	60
4.3.3.3 Granulometría	60
4.3.3.4 Número más probable de bacterias (NMP)	60
V. RESULTADOS Y DISCUSIÓN	
5.1 Caracterización efectuada al lodo inoculado	62
5.2 Degradación del agua de cempasúchil	62
5.2.1 Primera etapa	63
5.2.2 Etapa de recuperación	66
5.2.3 Segunda etapa	67
5.2.4 Tercera etapa	67
5.2.5 Cuarta etapa	71
5.3 Resumen de la fase experimental	74
VI. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	79
VII. BIBLIOGRAFÍA	80
ANEXO A. ETAPA DE RECUPERACIÓN DE UN REACTOR RALLFA ACIDIFICADO	86
ANEXO B. DETERMINACIÓN DE PARÁMETROS FISIQUÍMICOS	89

No.	Indice de tablas	Página
2.1a	Especies de cempasúchil existentes en la República Mexicana	4
2.1b	Estados de la República Mexicana donde se cultiva el cempasúchil	5
2.2	Producción de cempasúchil por año agrícola	6
2.3	Producción de cempasúchil por entidades federativas, forma de cultivo y participación en el total del año agrícola de 1993	7
2.4	Exportación de cempasúchil	8
2.5	Importación de harina de cempasúchil	9
2.6	Diferencia entre exportación e importación de cempasúchil	10
2.7	Calidad del efluente generado por proceso	11
2.8	Aportación de carga contaminante de los efluentes	13
2.9	Características promedio del efluente crudo	14
2.10	Cargas promedio de entrada y salida de las fosas de sedimentación de los efluentes de la planta deshidratadora de Irimbo	15
2.11	Condiciones particulares de descarga (CPD) para el efluente de deshidratadoras de los Laboratorios Bioquímex, S.A. de C.V.	16
3.1	Procesos de tratamiento usados para remover los principales contaminantes presentes en un agua residual municipal	23
3.2	Ventajas y desventajas de los procesos de tratamiento aerobio y anaerobio	31
3.3	Definición de carga orgánica para diferentes sistemas aerobios	37
3.4	Ventajas y desventajas del reactor RALLFA (o UASB-reactor)	40
3.5	Características del proceso de digestión de acuerdo al intervalo de temperatura en que se efectúa la metanogénesis	46
3.6	Comparación elemental de las bacterias metanógenas	49

No.	Indice de tablas	Página
5.1	Caracterización del lodo inoculado	62
5.2	Resultados promedio de la operación del reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente durante las diferentes etapas fijadas para esta investigación	63
5.3	Resultados obtenidos en el reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente ($V_t=10L$; $TRH=1d$; carga orgánica de alimentación de 14.8 kgDQO/m^3d , $T=35^\circ\text{C}$)	64
5.4	Resultados de las pruebas de evaluación del reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente después de la adición de inoculo ($V_t=10L$; $TRH=1d$; Carga orgánica de alimentación de 19.3 kgDQO/m^3d , $T=35^\circ\text{C}$)	68
5.5	Resultados de las pruebas de evaluación del reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente ($V_t=10L$; $TRH=1d$; Carga orgánica de alimentación de 34.5 kgDQO/m^3d , $T=35^\circ\text{C}$)	72
5.6	Resultados de las pruebas de evaluación del reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente ($V_t=10L$; $TRH=3d$; Carga orgánica de alimentación de 7.8 kgDQO/m^3d , $T=35^\circ\text{C}$)	75
A.1	Resultados de las pruebas de recuperación del reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente acidificado por una sobrecarga orgánica en la alimentación (14.8 kgDQO/m^3d) y una reducción en la temperatura (de 35 a 18°C)	87

No.	Índice de figuras	Página
2.1	Localización de los distintos estados productores de cempasúchil en la República Mexicana	5
2.2	Gráfica de producción de cempasúchil por año agrícola	6
2.3	Exportación de cempasúchil por año	8
2.4	Importación de harina de cempasúchil por año	10
2.5	Generación de efluentes líquidos en el proceso de deshidratación de cempasúchil balance general	12
3.1	Esquema del flujo de energía en los procesos biológicos de tratamiento de aguas residuales	26
3.2	Comparación de costos de inversión	32
3.3	Comparación de costos de operación y mantenimiento	33
3.4	Comparación de costos totales, como valor presente neto	33
3.5	Esquema de un reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente (RALLFA)	39
3.6	Esquema de la digestión o tratamiento anaerobio	42
3.7	Diagrama de flujo de energía en la digestión de la materia orgánica transformada a metano	43
4.1	Reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente	55
5.1	Comportamiento del pH en el efluente de cempasúchil en el reactor anaerobio usado. Carga orgánica de alimentación de 14.8 kgDQO/m ³ d	65
5.2	Comportamiento de la alcalinidad en el reactor anaerobio usado. Carga orgánica de alimentación de 14.8 kgDQO/m ³ d	65

No.	Indice de figuras	Página
5.3	Relación de la alcalinidad en el reactor anaerobio usado, con pH=5.75 y 4.30. Carga orgánica de alimentación de 14.8 kgDQO/m ³ d	65
5.4	Perfil de remoción de la materia orgánica del efluente de cempasúchil, en el reactor anaerobio usado. Carga orgánica de alimentación de 14.8 kgDQO/m ³ d	66
5.5	Comportamiento de sólidos totales del efluente de cempasúchil, en el reactor anaerobio usado. Carga orgánica de alimentación de 14.8 kgDQO/m ³ d	66
5.6	Comportamiento del pH del efluente de cempasúchil en el reactor anaerobio usado. Carga orgánica de alimentación de 19.3 kgDQO/m ³ d	69
5.7	Comportamiento de la alcalinidad en el reactor anaerobio usado. Carga orgánica de alimentación de 19.3 kgDQO/m ³ d	69
5.8	Relación de la alcalinidad en el reactor anaerobio usado, con pH=5.75 y 4.30. Carga orgánica de alimentación de 19.3 kgDQO/m ³ d	69
5.9	Perfil de remoción de la materia orgánica del efluente de cempasúchil, en el reactor anaerobio usado. Carga orgánica de alimentación de 19.3 kgDQO/m ³ d	70
5.10	Perfil de producción de biogás en el reactor anaerobio usado. Carga orgánica de alimentación de 19.3 kgDQO/m ³ d	70
5.11	Comportamiento del pH del efluente de cempasúchil en el reactor anaerobio usado. Carga orgánica de alimentación de 34.5 kgDQO/m ³ d	73
5.12	Comportamiento de la alcalinidad en el reactor anaerobio usado. Carga orgánica de alimentación de 34.5 kgDQO/m ³ d	73
5.13	Relación de la alcalinidad en el reactor anaerobio usado, con pH=5.75 y 4.30. Carga orgánica de alimentación de 34.5 kgDQO/m ³ d	73
5.14	Perfil de remoción de la materia orgánica del efluente de cempasúchil, en el reactor anaerobio usado. Carga orgánica de alimentación de 34.5 kgDQO/m ³ d	74
5.15	Perfil de producción de biogás en el reactor anaerobio usado. Carga orgánica de alimentación de 34.5 kgDQO/m ³ d	74

No.	Índice de figuras	Página
5.16	Comportamiento del pH del efluente de cempasúchil en el reactor anaerobio usado. Carga orgánica de alimentación de 7.8 kgDQO/m ³ d	76
5.17	Comportamiento de la alcalinidad en el reactor anaerobio usado. Carga orgánica de alimentación de 7.8 kgDQO/m ³ d	76
5.18	Relación de la alcalinidad en el reactor anaerobio usado con pH=5.75 y 4.30. Carga orgánica de alimentación de 7.8 kgDQO/m ³ d	76
5.19	Perfil de remoción de materia orgánica del efluente de cempasúchil, en el reactor anaerobio usado. Carga orgánica de alimentación de 7.8 kgDQO/m ³ d	77
5.20	Comportamiento de sólidos totales del efluente de cempasúchil, en el reactor anaerobio usado. Carga orgánica de alimentación de 7.8 kgDQO/m ³ d	77
5.21	Perfil de producción de biogás en el reactor anaerobio usado. Carga orgánica de alimentación de 7.8 kgDQO/m ³ d	77
5.22	Resumen del comportamiento del RALLFA durante las diferentes etapas de experimentación	78
A.1	Comportamiento del pH del efluente de cempasúchil en el reactor anaerobio usado. Etapa de recuperación	86
A.2	Alcalinidad en el reactor anaerobio usado. Etapa de recuperación	88
A.3	Evolución de la relación de la alcalinidad en el reactor anaerobio usado. Etapa de recuperación	88

CAPÍTULO I

INTRODUCCIÓN

I. INTRODUCCIÓN

La prevención y control de la contaminación del agua es fundamental para evitar su escasez y proteger los ecosistemas. Esto es tarea, tanto del estado como de la sociedad. Durante muchos siglos han sido las aguas el receptáculo de los desechos líquidos y sólidos del hombre. Cuando las poblaciones eran pequeñas y no existía propiamente la industria, las corrientes y los lagos eran capaces de asimilar estos desechos, ya que los cuerpos de agua tienen la propiedad de autopurificarse, particularmente porque los residuos generados eran biodegradables. Sin embargo, esta capacidad de asimilación de desechos es limitada, ya que después de alcanzar una concentración relativamente alta llegan al llamado estado de contaminación, porque la tasa de depuración es menor que la de contaminación.

Todos los desechos industriales afectan en alguna forma la vida normal de las corrientes. Cuando los niveles de contaminantes rebasan ciertos límites, hacen a estas aguas inadecuadas e inaceptables para "su mejor uso". Esto implica que están contaminadas y no pueden ser aprovechables, por ejemplo, para uso potable, recreativo, acuícola, agrícola y aún para ciertos procesos industriales.

Si bien es cierto que la industria en general produce una gran cantidad de compuestos de gran utilidad, también produce una gran cantidad de desechos, como son sales inorgánicas, ácidos, álcalis, materia orgánica, metales pesados, sustancias coloridas, petróleo crudo y sus derivados provenientes de la industria petroquímica. Todos ellos representan problemas serios para su disposición final ya que, en su mayoría, no son biodegradables.

Durante mucho tiempo se ha permitido a la industria eliminar la mayoría de sus residuos mediante su arrastre por disolución o suspensión en agua, la que regularmente es vertida a algún cuerpo receptor sin tratamiento alguno. Sin embargo, con el aumento en el número de industrias y de los volúmenes de producción y por la disminución de los caudales de los ríos, debido a un uso más intensivo del agua, el problema de los residuos industriales presenta características alarmantes.

Lo más importante de estas descargas de desechos líquidos industriales es la cantidad en que son producidos y la diversidad de contaminantes generados, dependiendo del proceso. En la industria, la cantidad de desechos líquidos producidos depende de dos factores: La cantidad de agua necesaria para producir una unidad de producto y la cantidad de agua que queda integrada al propio producto. Industrias que no integran el agua a sus productos, por consiguiente, generan más cantidades de desechos. Es por eso que actualmente es imperativo el reuso de agua en este tipo de industrias.

La contaminación del agua se genera por el desarrollo de las actividades de la población, distinguiéndose la industria por el riesgo de incorporar materias tóxicas en los cuerpos de agua; asimismo, no dejan de ser importantes fuentes de contaminación las aguas residuales generadas por los usos domésticos y agrícolas; las primeras por su contenido de materia orgánica y microorganismos patógenos y las segundas por la presencia de

compuestos tóxicos originados por la utilización inmoderada de fertilizantes y plaguicidas (herbicidas, insecticidas y fungicidas).

En este país, hoy en día el manejo del agua adquiere mayor importancia ya que, independientemente de las características físicas, sociales y económicas que existen, se reconoce que la disponibilidad del agua de calidad adecuada para los diferentes usos, se torna cada vez más escasa; al mismo tiempo, los ecosistemas acuáticos se deterioran, por lo cual su conservación adquiere gran relevancia.

Debido a las descargas de aguas residuales industriales, muchas fuentes de aguas naturales tienen un grado considerable de contaminación. Para recuperar los usos legítimos y hacer un manejo eficiente del recurso, el tratamiento de aguas residuales se presenta como un elemento indispensable.

Desde hace mucho tiempo se han estudiado estos problemas y buscado soluciones viables técnicas y económicas, es por ello que en este proyecto se realiza el tratamiento de los efluentes de las plantas deshidratadoras, mediante un proceso biológico anaerobio usando un reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente, tomando como base las características del efluente de una planta deshidratadora, ubicada en Irimbo, Michoacán y las condiciones particulares de descarga (CPD) fijadas por SEMARNAP.

La agroindustria que produce harina de cempasúchil, presenta en su proceso de producción dos operaciones generadoras de desechos líquidos: ensilado y prensado. El de ensilado es el de mayor volumen de carga contaminante, contribuyendo a casi la totalidad de los parámetros, excepto en los casos de sólidos suspendidos y sedimentables, los cuales son aportados por el efluente de prensado.

De las operaciones generadoras de desechos líquidos, tomando como base una alimentación de 200 ton/día de flor fresca (que son 28 ton/día de sólidos y 172 ton/día de agua), la operación de ensilado genera 4.6 ton/día de sólidos y un efluente de 65.4 ton/día de agua residual, en tanto que la operación de prensado genera 3.4 ton/día de sólidos y un efluente de 55.2 ton/día de agua residual; resultando un efluente global de estas dos operaciones de 120.6 ton/día, con un carácter ácido y un elevado contenido de materia orgánica, nutrimentos y sólidos sedimentables que rebasa ampliamente las condiciones particulares de descarga (CPD), como se verá en capítulos subsecuentes.

Con base en estas premisas, a continuación se presentan los objetivos de este trabajo.

1.1 Objetivos

Objetivo general

Evaluar la factibilidad de depurar las aguas residuales que descarga la agroindustria filial de la empresa Bioquimex productora de harina de flor, a nivel de laboratorio, utilizando un reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente y su posible escalamiento a un nivel mayor para corroborar su factibilidad técnico-económica.

Objetivos particulares

- Arrancar un reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente (RALLFA) a nivel de laboratorio, con aguas residuales mezcladas (del ensilado y prensado) obtenidas de una planta deshidratadora en operación.
- Trabajar a diferentes condiciones de operación para evaluar el comportamiento del sistema y su efecto en la remoción de contaminantes.

1.2 Alcances

- Para realizar este proyecto se plantea la caracterización de las aguas residuales en estudio, usando los parámetros definidos por la legislación ambiental de este giro industrial.
- Asimismo, se estudiará la capacidad depurativa del sistema anaerobio de lecho de lodos y la generación de biogás. Se analizará la composición del biogás generado para cada una de las condiciones de operación (tiempos de residencia hidráulicos y cargas orgánicas) para que, a través de estas variables, se haga un seguimiento indirecto de la fermentación, con la meta de mejorar la fase metanogénica.

CAPÍTULO II

INDUSTRIA DEL CEMPASÚCHIL

II. INDUSTRIA DEL CEMPASÚCHIL.

2.1 Panorámica de la agroindustria deshidratadora de cempasúchil en México

Para ubicar a esta rama industrial de acuerdo a las condiciones particulares de descarga que presenta, a continuación se da una panorámica de esta agroindustria en México.

El cempasúchil (palabra náhuatl que significa flor de 20 pétalos), es una planta herbácea, anual, que alcanza de 50 a 60 cm de altura, sus hojas son opuestas, divididas y olorosas. Es una flor de color amarillo intenso y una fuente de pigmentos naturales muy apreciada.

Por costumbre alimentaria, el mercado de México y de otros países tiene especial preferencia por las yemas de huevo de amarillo intenso, así como por pollos de engorda con una pigmentación considerable de piel y músculo. Esta intensificación de color amarillo puede ser proporcionada por diferentes materias primas naturales agregadas al alimento balanceado, como son maíz amarillo, alfalfa y cempasúchil o bien agentes pigmentantes sintéticos. México es el principal productor de harina de cempasúchil, que actualmente está teniendo auge como agente pigmentante en la alimentación de aves de corral en la industria avícola, tanto para gallinas ponedoras como para pollos de engorda.

Actualmente existen poco más de 50 especies, todas ellas de origen americano. En la tabla 2.1a se presentan algunas de ellas y la región donde se cultivan.

TABLA 2.1a ESPECIES DE CEMPASÚCHIL EXISTENTES EN LA REPÚBLICA MEXICANA (Guerrero *et al.*, 1980)

ESPECIE	REGIÓN
<i>Tagetes filifolia</i>	Valle de Bravo; Santo Tomás de los Plátanos
<i>Tagetes patula</i>	Polotitlán y sus cercanías
<i>Tagetes tenuifolia</i>	Oro de Hidalgo, Ixtapan de la Sal
<i>Tagetes stenophylla</i>	Amatepec
<i>Tagetes lucida</i>	Villa del Carbón

2.1.1 Producción

Los Estados de la República Mexicana en los que se cultiva cempasúchil, ya sea en época de temporal o de riego, se encuentran listados en la tabla 2.1b y su localización se presenta en la Fig. 2.1.

TABLA 2.1b ESTADOS DE LA REPÚBLICA MEXICANA DONDE SE CULTIVA EL CEMPASÚCHIL (*Anuario Estadístico, 1980-1993*)

(a) Aguascalientes	(f) Guerrero	(q) Puebla
(b) Baja California Norte	(j) Hidalgo	(r) Querétaro
(c) Baja California Sur	(k) Jalisco	(s) San Luis Potosí
(d) Chiapas	(l) Michoacán(m) Morelos	(t) Sinaloa
(e) Coahuila	(n) Nayarit	(u) Sonora
(f) D.F.	(o) Nuevo León	(v) Tlaxcala
(g) Durango	(p) Oaxaca	(w) Zacatecas
(h) Guanajuato		



FIG.2.1 Localización de los distintos estados productores de cempasúchil en la República Mexicana (*Anuario Estadístico, 1980-1993*)

En la tabla 2.2 se presenta la producción de cempasúchil por año agrícola y se ven graficados en la Fig.2.2 para una mejor visualización de los datos. Los años que no aparecen en esta tabla no se encontraron reportados en el Anuario Estadístico de la Secretaría de Agricultura y Recursos Hidráulicos (S.A.R.H.)

TABLA 2.2 PRODUCCIÓN DE CEMPASÚCHIL POR AÑO AGRÍCOLA
(Anuario Estadístico, 1980-1993)

AÑO AGRÍCOLA	PRODUCCIÓN (TON)	VARIACIÓN	VARIACIÓN (%)
1980	85,872	-	-
1981	109,363	23,491	27.35
1984	133,933	24,570	22.47
1985	249,768	115,835	86.49
1989	103,369	-146,399	-58.61
1990	47,299	-56,070	-54.24
1991	46,591	-708	-1.50
1992	5,247+123,210*=128,457	81,866	175.71
1993	13,398+202,730*=216,128	87,671	68.25

* Valor referido a cempasúchil forrajero

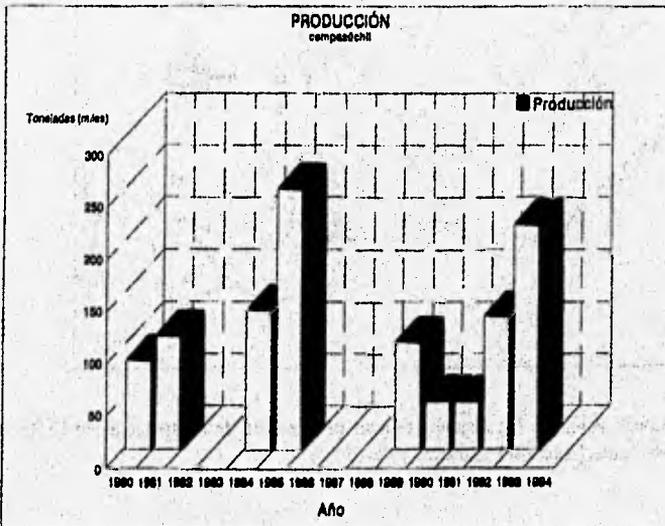


FIG. 2.2 Gráfica de producción de cempasúchil por año agrícola
(Anuario Estadístico, 1980-1993)

De acuerdo con los datos de producción de cempasúchil se puede observar que ésta se mantuvo al alza durante los años de 1981 a 1985. Sin embargo, durante los años de 1989 a 1991 se contrajo, para volver a repuntar en 1992, en donde se alcanzó una producción de 128,457 toneladas, aumentando un 68.25% durante el año de 1993 (con respecto a 1992). En dicho año, la producción nacional fue de 216,128 toneladas por el apoyo del programa gubernamental denominado "Solidaridad".

Durante el año de 1993 los estados de la República Mexicana con aportación en la producción de cempasúchil se presentan en la tabla 2.3. Destaca el estado de Sinaloa con un 70.85% de la producción total, siguiéndole los estados de Guanajuato, Puebla, Michoacán y Oaxaca (tomando en cuenta la producción, tanto del cempasúchil achicalado como del forrajero).

TABLA 2.3 PRODUCCIÓN DE CEMPASÚCHIL POR ENTIDADES FEDERATIVAS, FORMA DE CULTIVO Y PARTICIPACIÓN EN EL TOTAL DEL AÑO AGRÍCOLA DE 1993 (Anuario Estadístico, 1993)

ESTADO	PRODUCCIÓN (TON)			
	riego	temporal	total	%
Baja California S.	10	----	10	0.005
Chiapas	905	308	1,213	0.561
Durango	36	----	36	0.017
Guanajuato	20,668	346	21,014	9.723
Guerrero	8	----	8	0.004
Hidalgo	1,283	----	1,283	0.594
Jalisco	420	----	420	0.194
México	----	835	835	0.386
Michoacán	6,799	1,440	8,239	3.812
Morelos	796	312	1,108	0.513
Oaxaca	8,026	----	8,026	3.713
Puebla	3,773	17,043	20,816	9.631
Sinaloa	153,120	----	153,120	70.847
Total	195,844	20,284	216,128	100.000

2.1.2 Exportación

Los países a los que se exportan las harinas de cempasúchil son:

- Argentina
- España
- Estados Unidos
- Francia
- Holanda
- Italia
- Portugal
- República Fed. de Alemania

En la tabla 2.4 se reporta la exportación de harinas de cempasúchil por año y en la Fig. 2.3 se grafican estos datos para una mejor visualización.

TABLA 2.4 EXPORTACIÓN DEL CEMPASÚCHIL (*Anuario Estadístico del Comercio Exterior de los Estados Unidos Mexicanos, 1980-1994*)

ANO	EXPORTACIÓN (TON)
1980	92.300
1981	----
1982	43.300
1983	80.200
1984	20.500
1985	1.150
1986	29.912
1987	27.195
1990	4.725
1991	129.200
1992	1,283.252
1993	484.050
1994 (Ene.-Sep. '94)	61.862

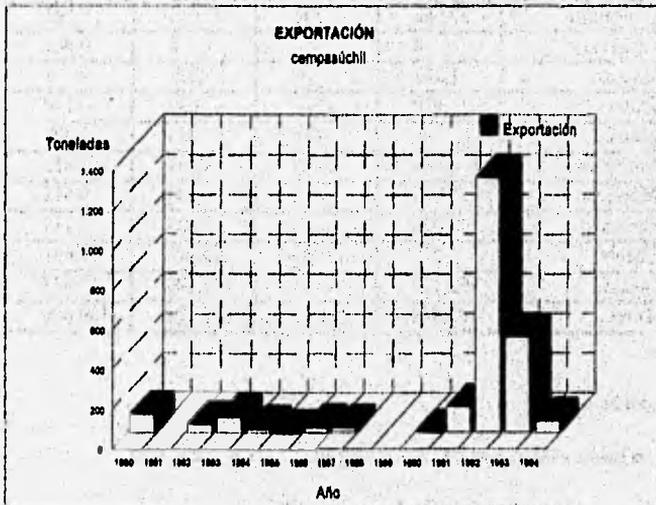


FIG. 2.3 Exportación del cempasúchil por año (*Anuario Estadístico del Comercio Exterior de los Estados Unidos Mexicanos, 1980-1994*)

2.1.3 Importación

Los países de donde se importan harinas de cempasúchil son:

- Argentina
- Colombia
- Chile
- Ecuador
- El Salvador
- España
- Estados Unidos
- Guatemala
- Panamá
- Perú
- Suiza
- Tailandia

En la tabla 2.5 se reporta la importación de harina de cempasúchil por año y se grafican los datos en la FIG.2.4 para una mejor observación.

TABLA 2.5 IMPORTACIÓN DE HARINA DE CEMPASÚCHIL (*Anuario Estadístico del Comercio Exterior de los Estados Unidos Mexicanos, 1980-1994*)

AÑO	IMPORTACIÓN (TON)
1980	149.925
1981	654.905
1982	37.209
1983	11.044
1984	794.377
1985	1,463.468
1986	1,387.265
1987	2,359.626
1990	4,038.476
1991	1,359.655
1992	4,346.151
1993	4,384.419
1994 (Ene.-Sep. '94)	3,061.768

Las razones para importar un producto, a pesar de que éste pueda producirse en el país, se basan en acuerdos de comercio internacionales que caen fuera del contexto de este trabajo (tabla 2.6).

TABLA 2.6 DIFERENCIA ENTRE EXPORTACIÓN E IMPORTACIÓN DE CEMPASÚCHIL (*Anuario Estadístico del Comercio Exterior de los Estados Unidos Mexicanos, 1980-1994*)

AÑO	DIFERENCIA ENTRE EXPORTACIÓN-IMPORTACIÓN (TON)
1980	-57.625
1981	-
1982	6.091
1983	69.156
1984	-773.877
1985	-1,462.318
1986	-1,357.353
1987	-2,332.431
1990	-4,033.751
1991	-1,230.155
1992	-3,062.899
1993	-3,900.369
1994 (Enc.-Sep. '94)	-2,999.906

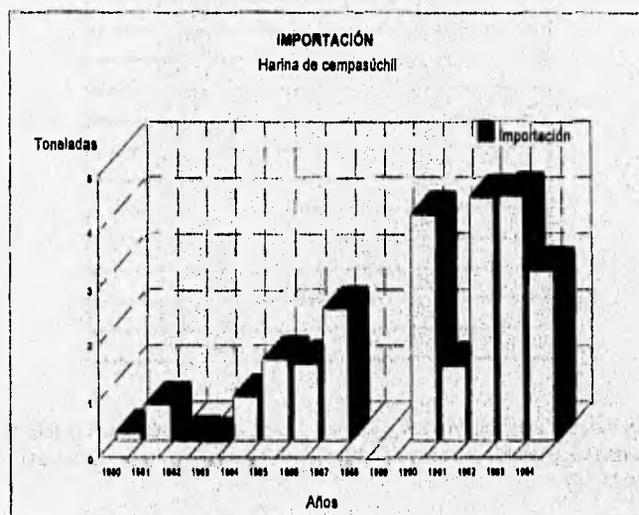


FIG. 2.4 Importación de harina de cempasúchil por año (*Anuario Estadístico del Comercio Exterior de los Estados Unidos Mexicanos, 1980-1994*)

2.2 Caracterización y descripción de la generación de efluentes

La producción de pigmentos demanda grandes cantidades de agua a través de sus diferentes procesos de separación y purificación a partir de la harina. Esta parte del proceso de producción de pigmentos no será contemplada en este trabajo. Por otro lado, el proceso de obtención de harina, presenta dos operaciones generadoras del desecho líquido: ensilado y prensado (Fig. 2.5), según lo siguiente:

1. Ensilado. A partir de la descomposición anaerobia de la flor y al comprimirse ésta por la acción de su propio peso.
2. Prensado. Eliminación mecánica parcial del contenido de humedad de la flor previo al secado.

La caracterización de las aguas residuales partió del análisis de 15 muestras compuestas conformadas cada una a partir de dos muestras individuales, colectadas en los siguientes puntos representativos de descarga (Anónimo, 1990):

1. Efluente producido por el ensilado de flor.
2. Efluente producido por el prensado de flor (operación de prensado).
3. Influyente de la fosa de sedimentación.
4. Efluente de la fosa de sedimentación.

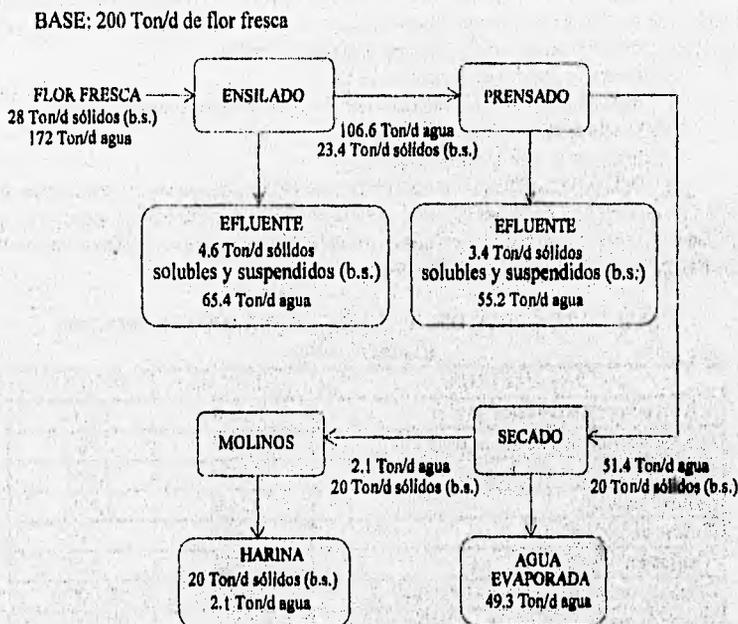
El detalle de los resultados del estudio de caracterización pueden ser consultados en la tabla 2.7, donde se muestran las características representativas promedio de los efluentes de ensilado y prensado, ajustados para plena capacidad de una planta deshidratadora de flor ubicada en Irimbo, Michoacán (200 Ton de flor fresca/d).

TABLA 2.7 CALIDAD DEL EFLUENTE GENERADO POR PROCESO
(Anónimo, 1990)

PARAMETROS	PRENSADO	ENSILADO
Sólidos suspendidos totales (mg/L)	24,000	3,150
Sólidos suspendidos volátiles (mg/L)	19,700	2,900
Sólidos disueltos totales (mg/L)	23,400	36,300
Fosfatos (mg/L)	1,500	1,580
N-Amoniacal (mg/L)	330	270
N-Orgánico (mg/L)	830	320
Demanda química de oxígeno total (mg/L)	72,600	92,000
Demanda química de oxígeno soluble (mg/L)	48,300	51,700
Demanda bioquímica de oxígeno total (mg/L)	40,170	56,900
Demanda bioquímica de oxígeno soluble (mg/L)	28,900	29,900
Grasas y aceites (mg/L)	470	480
Coliformes totales (NMP/100 mL)	0	0
Sólidos sedimentables (mL/L)	600	0
pH (unidades)	4.1	4.7
Caudal (L/s)	0.5	0.9

En resumen, esta caracterización indica que se trata de efluentes de tipo ácido, con un elevado contenido de materia orgánica y nutrientes; aunque con diferencias notables en cuanto al contenido de sólidos suspendidos y sólidos sedimentables para ambas operaciones unitarias.

FIG. 2.5 GENERACIÓN DE EFLUENTES LÍQUIDOS EN EL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN DE FLOR DE CEMPASÚCHIL
BALANCE GENERAL
(Anónimo, 1990)



2.2.1. Análisis de la aportación de carga contaminante

Con base en un balance de masa, en la tabla 2.8 se presentan las aportaciones de cada efluente de la planta. Analizando el porcentaje de aportación de carga contaminante de cada una de las corrientes, se identifica al efluente de ensilado como el de mayor contribución a casi la totalidad de los parámetros, excepto en los casos de sólidos suspendidos y sedimentables, los cuales son aportados por el efluente de prensado.

De acuerdo con la capacidad de la planta en estudio de 200 Ton de flor fresca/d y los datos de caracterización, las tasas de generación de efluente en el proceso de deshidratación son:

Ensilado = $0.389 \text{ m}^3/\text{Ton}$ de flor fresca procesada

Prensado = $0.216 \text{ m}^3/\text{Ton}$ de flor fresca procesada

TABLA 2.8. APORTACIÓN DE CARGA CONTAMINANTE DE LOS EFLUENTES
(Anónimo, 1990)

PARÁMETROS	APORTACIÓN DE CARGA CONTAMINANTE (%)	
	PRENSAS	ENSILADO
Sólidos suspendidos totales (mg/L)	78.9	21.1
Sólidos suspendidos volátiles (mg/L)	76.8	23.2
Sólidos disueltos totales (mg/L)	24.0	76.0
Fosfatos (mg/L)	31.8	68.2
N-Amoniacal (mg/L)	37.8	62.2
N-Orgánico (mg/L)	55.8	44.2
Demanda química de oxígeno total (mg/L)	27.9	72.1
Demanda química de oxígeno soluble (mg/L)	31.4	68.6
Demanda bioquímica de oxígeno total (mg/L)	25.7	74.3
Demanda bioquímica de oxígeno soluble (mg/L)	32.1	67.9
Grasas y aceites (mg/L)	32.4	67.6
Sólidos sedimentables (mL/L)	100.0	0.0

Para fines comparativos, en la Fig. 2.5 también se presenta el balance del proceso de acuerdo a estudios del área de acopio del negocio; a partir de éstos, las tasas de generación de efluente en el proceso de deshidratación son:

Ensilado = $0.327 \text{ m}^3/\text{Ton}$ de flor fresca procesada

Prensado = $0.276 \text{ m}^3/\text{Ton}$ de flor fresca procesada

2.2.2 Calidad del efluente total (ensilado + prensado)

La calidad representativa promedio del efluente crudo (sin pasar por la fosa de sedimentación) se define en la tabla 2.9.

TABLA 2.9. CARACTERÍSTICAS PROMEDIO DEL EFLUENTE CRUDO
(Anónimo, 1990)

PARAMETROS	CONCENTRACION
Sólidos suspendidos totales (mg/L)	10,025
Sólidos suspendidos volátiles (mg/L)	8,400
Sólidos disueltos totales (mg/L)	32,050
Fosfatos (mg/L)	1,550
N-Amoniaco (mg/L)	290
N-Orgánico (mg/L)	490
Demanda química de oxígeno total (mg/L)	85,630
Demanda química de oxígeno soluble (mg/L)	50,570
Demanda bioquímica de oxígeno total (mg/L)	51,400
Demanda bioquímica de oxígeno soluble (mg/L)	29,570
Grasas y aceites (mg/L)	480
Sólidos sedimentables (mL/L)	200
pH (unidades)	4.4
Conductividad ($\mu\text{mho/cm}$)	12,200
Coliformes Totales (NMP/100 mL)	0.0
Caudal (L/s)	1.4

Al igual que en el caso de los efluentes parciales, esta caracterización indica un efluente de tipo ácido, con un elevado contenido de materia orgánica, reflejado por la alta concentración de sólidos suspendidos volátiles, demandas de oxígeno, grasas y aceites. Asimismo, la concentración de nutrientes es elevada y cabe señalar que la cantidad del agua en cuestión, también se distingue por la gran cantidad de sólidos sedimentables.

A pesar de su naturaleza eminentemente orgánica, los valores reportados de sólidos disueltos y conductividad eléctrica sugieren un contenido de material inorgánico y recalcitrante a la depuración biológica considerable. Por ejemplo, si se toma la relación DBO_5/DQOs , (Hernández, 1992), ésta es de 0.58, lo que significa que una porción de la materia orgánica, medida como DQOs, no es biodegradable.

2.2.3 Recuperación de materiales

Como parte integral del proceso de deshidratación en las instalaciones ubicadas en Irimbo, se ha implantado la recuperación de los sólidos suspendidos (denominados "finos" en la planta), presentes principalmente en el efluente de prensado de flor que, como ya se mencionó, se caracteriza por el alto contenido de éstos. El sistema comprende una serie de fosas de sedimentación, de las cuales son retirados en forma manual las natas y sólidos sedimentados para reintegrarlos al proceso en la etapa de secado.

Esta recuperación tiene como objetivo captar el pigmento presente en los sólidos. A fin de evaluar esta operación, se determinaron los aspectos presentados abajo.

2.2.4 Eficiencia de captación de las fosas

El balance de cargas promedio en kg/d a la entrada y salida de las fosas de sedimentación de la planta de Irimbo se presenta en la tabla 2.10.

TABLA 2.10. CARGAS PROMEDIO DE ENTRADA Y SALIDA DE LAS FOSAS DE SEDIMENTACIÓN DE LOS EFLUENTES DE LA PLANTA DESHIDRATADORA DE IRIMBO (Anónimo, 1990)

PARAMETROS	ENTRADA	SALIDA
Sólidos suspendidos totales (mg/L)	929.0	708.0
Sólidos suspendidos volátiles (mg/L)	776.0	587.0
Sólidos disueltos totales (mg/L)	1,353.0	1,150.0
Fosfatos (mg/L)	100.0	92.0
N-Amónico (mg/L)	19.0	21.0
N-Orgánico (mg/L)	202.0	73.0
Demanda química de oxígeno total (mg/L)	3,395.0	3,410.0
Demanda química de oxígeno soluble (mg/L)	2,915.0	2,945.0
Demanda bioquímica de oxígeno total (mg/L)	1,662.0	775.0
Demanda bioquímica de oxígeno soluble (mg/L)	1,400.0	1,600.0
Grasas y aceites (mg/L)	19.0	17.0

En función de lo anterior, se puede decir que, en promedio, se recuperan aproximadamente 200 kg/d (base seca) de "finos" (en forma de sólidos suspendidos totales) en las fosas. Cabe hacer notar que éstos son volátiles en una proporción del 83%. También, según la carga de sólidos suspendidos totales a la entrada de la fosa, no llegan a ella 350 kg/d (aprox.) que es la diferencia con respecto al total generado en la planta. Una parte de esto se debe al cribado manual del efluente de prensas previo a su llegada a las fosas y otra a que no todo el efluente de ensilado se conduce a las mismas.

2.3 Legislación ambiental aplicable a la industria del compasúchil

La integración de aspectos de prevención y control de la contaminación con la operación de las plantas deshidratadoras de los Laboratorios Bioquímex, S.A. de C.V., ha promovido la búsqueda de la tecnología apropiada para el manejo y control de la descarga de los efluentes líquidos generados en el proceso de obtención de harina de compasúchil.

De las cuatro plantas deshidratadoras de flor de esta empresa, únicamente la localizada en Amayuca, Morelos, cuenta con condiciones particulares de descarga, fijadas por la ahora SEMARNAP en junio de 1986. En vista de la similitud del proceso de deshidratación realizado en el resto de las plantas, se pronostica que las autoridades fijarán

valores límite muy semejantes a ellas. En la tabla 2.11 se encuentran las condiciones particulares en la descarga fijadas para los efluentes líquidos de esta planta.

TABLA 2.11 CONDICIONES PARTICULARES DE DESCARGA (CPD) PARA EL EFLUENTE DE DESHIDRATADORAS DE LABORATORIOS BIOQUIMEX, S.A. DE C.V. (Anónimo, 1990)

PARAMETRO	CPD*	DATOS DE LA TABLA 2.9
Demanda bioquímica de oxígeno (mg/L)	350	51,400
Demanda química de oxígeno (mg/L)	400	85,630
Sólidos suspendidos totales (mg/L)	350	10,025
Sólidos sedimentables (mL/L)	1	200
Grasas y aceites (mg/L)	15	480
Fosfatos totales (mg/L)	10	1,550
Nitrógeno orgánico (mg/L)	3	490
pH (unidades)	6-9	4.4
Temperatura (°C)	30	---
Material flotante (> 3 mm ²)	0	---
Conductividad (µmho/cm)	2000	12,200
Coliformes totales (NMP/100 mL)	20000	0.0
Color (unidades Pt-Co)	100	---

*Referido al valor máximo permisible en muestras individuales según Oficio No. 410.-2437 del 18 de junio de 1986, Amayuca, Morelos

De ese modo, considerando estos valores como referencia y las características de la planta de Irimbo, Michoacán, se ha desarrollado el presente proyecto, buscando una solución específica para los efluentes de esta planta que permitan su aplicación al resto de las localidades. Como se mencionó en el primer capítulo, el objetivo particular de este trabajo es estudiar el comportamiento de un reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente en la degradación de estas aguas residuales mixtas de ensilado y prensado.

En el siguiente capítulo se presenta una breve reseña sobre los sistemas de tratamiento para ubicar a este tipo de reactores depuradores y, especialmente, los factores que afectan al tratamiento anaerobio.

CAPÍTULO III

ANTECEDENTES

III. ANTECEDENTES

3.1 Generalidades

Como ya se mencionaba en la introducción, es importante tener presente que todas las aguas naturales contienen varios contaminantes que provienen de la erosión, la lixiviación y de los procesos de degradación a la intemperie. A esta contaminación se agrega aquella causada por las aguas residuales de origen doméstico o industrial, que por lo común se eliminan descargándolas por ejemplo, en el mar, en la tierra, en estratos subterráneos o, comúnmente, en aguas superficiales.

Cualquier cuerpo de agua es capaz de asimilar cierta cantidad de contaminación, sin mostrar efectos serios, debido a los factores de dilución y autopurificación que están presentes. Si hay contaminación adicional, se altera la naturaleza del cuerpo receptor de agua y deja de ser adecuado para sus diferentes usos. Por ello, es de gran importancia comprender los efectos de la contaminación y conocer las medidas de control disponibles para el manejo eficiente de los recursos hídricos.

Los contaminantes se comportan de diferentes maneras cuando se agregan al agua y se pueden clasificar como conservativos y no conservativos. Estos últimos incluyen a la mayoría de las sustancias orgánicas y algunas inorgánicas que se degradan por los procesos naturales de autopurificación, de modo que sus concentraciones se reducen con el tiempo. El tiempo de descomposición de estos materiales depende de cada contaminante en particular, de la calidad del agua receptora, la temperatura y de otros factores ambientales. Los procesos naturales y los tratamientos del agua no afectan a muchas sustancias inorgánicas, ni a los contaminantes conservativos por lo que sus concentraciones sólo se pueden reducir mediante tratamiento (especialmente, renovación).

3.1.1 Tipos de contaminación

Debido a la necesidad de conciliar las diferentes demandas de los recursos hídricos, la mayoría de los países tienen leyes para controlar la contaminación, conservar y tal vez, mejorar la calidad del agua. En este contexto es útil citar la definición de la Comunidad Económica Europea "La contaminación del agua es la descarga por el hombre de sustancias al ambiente acuático, que tienen riesgos para la salud humana, daña los recursos vivos y los ecosistemas acuáticos, impide su uso para fines recreativos o interfiere otros usos legítimos del agua". En el mismo sentido, Hawkes (1985) dice:

"Contaminación, en el contexto agua, es la introducción de organismos, sustancias o energía en el agua, resultante a partir de las actividades del hombre, las cuales impiden sus legítimos usos como recurso natural ó como medio ambiente natural".

Como consecuencia de esta definición, el mismo autor desglosa a la contaminación del agua en tres grupos de factores, los cuales son:

- Físicos
- Químicos (aquí se consideran también las radiaciones y la energía de cualquier tipo) y
- Bióticos

A continuación se hace una somera descripción de cada uno de ellos.

Contaminación física

La contaminación del agua por factores físicos provoca dos efectos distintos, el primero, cambios en los parámetros físicos del agua y el segundo, cambios en la naturaleza física del sustrato.

Los principales factores son los siguientes:

- i) Sólidos suspendidos
- ii) Turbiedad
- iii) Color

Estos tres factores reducen la penetración de la luz en el agua, alterando los procesos fotosintéticos, usualmente con consecuencias negativas en la cadena alimenticia.

- iv) Agentes tensoactivos

Reducen la tensión superficial del agua, afectando aquellos procesos asociados con la formación de interfaces. Los detergentes industriales (sobre todo aquellos de la industria textil); por ejemplo, provocan problemas relacionados con la formación de espumas, que causan muchas veces el malogro de los huevecillos de insectos y otros animales acuáticos. Sin embargo, el problema más importante que originan, es la supresión de la aireación, retardando los procesos de autpurificación aerobia de contaminantes orgánicos, lo que es más grave en los ríos de lento cauce.

Contaminación química

Este tipo de contaminación es la referente a los cambios químicos del agua que afectan a las comunidades acuáticas y al recurso agua; bajo este encabezado se consideran los siguientes factores:

- i) Temperatura

La temperatura es el principal ejemplo de la complejidad del agua ya que puede provocar efectos dañinos o benéficos dependiendo de las circunstancias. Los efectos ecológicos que esta variable provoca son bastante complejos, siendo quizá el más simple de todos el cambio en la distribución de especies, que son altamente dependientes de este factor. También puede llegar a interferir con los ciclos de vida de temporada de los insectos acuáticos, generar cambios en la tasa de crecimiento de organismos y, sobre todo, provocar una menor solubilidad del oxígeno en el agua, lo que conlleva a un más rápido agotamiento resultante de la contaminación por materia orgánica.

ii) Radioactividad

Este factor se asocia a la potencial acumulación (y concentración), de material radioactivo que pueden presentar algunos organismos acuáticos (por ejemplo las algas), superando los niveles permisibles que se alcanzan en dilución.

iii) Salinidad

Cuando en algún cuerpo de agua receptor se presentan descargas salinas, ya sea en solución acuosa ó sólida, se genera un incremento en la presión osmótica de dicho cuerpo, actuando negativamente sobre los organismos que están adaptados a una presión osmótica menor, llegando incluso a resultarles tóxicas. Los principales iones a considerar en este parámetro son: sodio, calcio, potasio y magnesio.

iv) pH

El efecto directo de este factor es realmente representativo en los extremos de la escala nominal (de 0 a 14 unidades), ya que la mayoría de las especies no experimentan un efecto directo en el intervalo de 5 a 9 unidades.

v) Toxicidad

Debe entenderse en este rubro, aquel efecto derivado de la actividad propia de la especie química contaminante, tal como puede ser aquella producida por un biocida (herbicida, insecticida, fungicida, etc). El efecto de este tipo de contaminación sobre las comunidades acuáticas es la reducción, tanto del número de especies, como del número total de individuos, modificando el balance que existe entre ellas, en la medida que algunas especies tendrán mayor resistencia y sobrevivirán con menor dificultad que otras.

Obviamente, así como una sustancia tóxica afecta a las comunidades acuáticas residentes en el cuerpo de agua, también puede afectar a especies residentes fuera de él, por lo que afecta a dicho cuerpo como fuente de abastecimiento para diversos usos.

vi) Desoxigenación

La desoxigenación se provoca al descargar en la corriente de agua efluentes industriales que contienen agentes reductores, como por ejemplo, los sulfitos de efluentes de las industrias blanqueadoras de celulosa.

Contaminación por efectos bióticos (biológica)

Este tipo de contaminación se refiere fundamentalmente al efecto de descargas de desechos que incrementan el nivel de nutrimentos en un cuerpo de agua receptor, de tal manera que el balance de las poblaciones de especies residentes en él es alterado.

El ejemplo más común de este tipo de contaminación, es aquella de origen orgánico que resulta a partir de materia orgánica biodegradable (el concepto de "biodegradabilidad" se ve más adelante), tal como las descargas municipales y efluentes de las industrias que procesan material biológico (fibras textiles naturales, alimentos, etc.).

La modificación en el contenido y calidad de los nutrimentos conlleva a un incremento en la población microbiana heterótrofa, la cual puede crecer en el fondo y en las orillas del cuerpo de agua, incluso flotando en forma extendida a lo largo de corrientes de agua, la cual no sólo causa una mala apariencia, sino además, al descomponer la materia orgánica biodegradable y multiplicarse pueden provocar una segunda contaminación.

El efecto de estas comunidades también se va a manifestar como un cambio en la concentración de los gases disueltos en el cuerpo de agua, siendo más afectado el oxígeno, ya que éste va a ser consumido a través del metabolismo microbiano hasta un grado dependiente de la cantidad de materia orgánica biodegradable arrojada al agua y la capacidad de aireación en ella, incluso pudiendo llegar prácticamente a un estado de agotamiento total del oxígeno disuelto, que es conocido como anoxia.

Como resultado de esa misma actividad de descomposición de la materia orgánica, se va a producir bióxido de carbono por parte de los microorganismos (si hay anaerobiosis inclusive metano, amoníaco y ácido sulfhídrico o sulfuro de hidrógeno, entre otros gases), disolviéndose en el agua hasta alcanzar una concentración que provoque cambios en el valor del pH.

El conjunto de estos efectos conduce a la sustitución de la comunidad de microorganismos original por otra comunidad de microorganismos degradadores de la materia orgánica presente, lo que llevará a una progresiva estabilización de la materia orgánica disuelta conocida como autopurificación, proceso en el cual el nivel de oxígeno disuelto inicialmente agotado, poco a poco se irá recuperando a lo largo de la corriente de agua a través de un proceso de reaeración, si es que no se continúan adicionando los contaminantes orgánicos biodegradables al cuerpo receptor.

3.1.2. Biodegradación

Los microorganismos que de manera natural se encuentran en un cuerpo receptor de agua, al entrar en contacto con la materia orgánica contaminante que es arrojada a él, tenderán a actuar sobre ella y, dependiendo de lo que esa molécula orgánica experimente, será clasificada en alguna categoría de las que a continuación se plasman (Grady, 1985).

Si la molécula es transformada biológicamente de una forma orgánica a otra, no importando el grado en que esta transformación se lleve a cabo, se dice que la molécula es biodegradable. Es decir, una molécula biodegradable puede ser transformada no necesariamente a una forma benigna, más aún, una sustancia inocua puede convertirse en alguna forma tóxica o una sustancia de rápida metabolización puede transformarse en una de difícil metabolización.

Cuando en un caso particular, el material orgánico biodegradable es transformado fundamentalmente a bióxido de carbono, agua y otras formas inorgánicas de la materia como nitratos, sulfatos, etc, se dice que es mineralizado.

No obstante esta diferencia conceptual entre biodegradación y mineralización, en la mayoría de los casos, es muy frecuente encontrar ambos términos como equivalentes.

Por el contrario, cuando la molécula orgánica expuesta al ataque microbiano no experimenta ninguna alteración, se dice que es persistente o recalcitrante.

La diferencia entre ambas categorías, se basa en que una sustancia persistente es aquella que no es biodegradable bajo ciertas condiciones específicas; es decir, estos compuestos no se descomponen a través de la acción biológica, por lo que puede permanecer durante largos periodos ó indefinidamente y una molécula recalcitrante, es aquella que no es biológicamente transformada en absoluto. De aquí que, de acuerdo con Grady (1985), el que un material alcance la categoría de recalcitrante no es muy común.

En la práctica, un buen criterio para determinar la susceptibilidad de un compuesto orgánico al ataque y transformación por microorganismos, es el tiempo que tiene de estar presente en el planeta, ya que la mayoría de los compuestos que existen de manera natural desde hace millones de años - conocidos como biogénicos -, son biodegradables.

Otro tipo de compuestos orgánicos que han sido diseñados y sintetizados por el hombre, es decir, que no son naturales a la biosfera -llamados xenobióticos-, pueden ser biodegradables, de difícil biodegradación, persistentes ó recalcitrantes.

3.1.3. Bioactividad

Independientemente de como se lleve a cabo la biodegradación del material biológico xenobiótico disuelto en una corriente de agua, un factor que poco a poco ha venido tomando importancia, es el de conocer qué tipo de productos metabólicos se forman durante ese proceso de degradación, principalmente de aquellas propiedades y características asociadas con una potencial actividad tóxica ó de acumulación en el medio ambiente (debido a la formación de un producto recalcitrante), inclusive en un organismo vivo.

Cuando un compuesto químico tóxico es arrojado al medio ambiente y entra en contacto con microorganismos, de tal manera que la molécula es modificada por la acción de estos, perdiendo su capacidad real ó potencial dañino a una ó más especies animales, de vegetales o microbianas, ese proceso es conocido como **desintoxicación**.

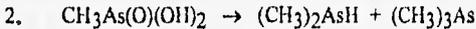
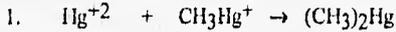
El proceso opuesto, es decir, cuando una sustancia química en sí misma inocua, es convertida bajo la influencia de la acción de microorganismos a un producto peligroso (tóxico) para alguna especie viva, el proceso es frecuentemente llamado **activación ó bioactivación**.

Cuando en el proceso de bioactivación la molécula original puede ser biodegradada hasta la mineralización por los microorganismos presentes en el sistema, los metabolitos tóxicos que se forman, sólo serán intermedios y no persistentes, por lo que eventualmente serán destruidos, pero si el sistema no es cerrado, entonces será importante ubicar el tiempo en el que esta destrucción ocurra, pues si el metabolito tóxico tiene alta movilidad en el medio ambiente, podrá desplazarse antes de ser degradado por los microorganismos.

El fenómeno de bioactivación es bastante más frecuente en procesos de cometabolismo que en cualquier otro fenómeno, seguido por el de biodegradación parcial.

Alexander (1981), cita como ejemplos de este fenómeno, la formación de los compuestos tóxicos mono y dimetilmercurio generados a partir de la metilación de mercurio

inorgánico y la metilación de arsénico inorgánico para formar metilarsinas, como se muestra en las ecuaciones siguientes



Un caso especial de bioactivación, lo constituye la transformación de una molécula tóxica para una especie, en otra molécula tóxica para otra especie. Para ilustrar este caso, Alexander (1981) reporta el ejemplo del alcohol pentaclorobencílico que es un agente agrícola antifúngico aplicado en los cultivos de arroz y el que puede ser enzimáticamente transformado en suelos en ácido triclorobenzoico y tetraclorobenzoico, que son tóxicos para las propias plantas de arroz.

3.2. Sistemas de tratamiento

A través de los años se han desarrollado una gran variedad de métodos para el tratamiento del agua residual. En muchos casos, se combinan varios procesos dependiendo de la calidad del agua residual que se va a tratar y el grado que se desee alcanzar.

Los principales contaminantes presentes en un agua residual y los procesos más comúnmente empleados para su remoción se resumen en la tabla 3.1.

Frecuentemente, la disposición del material eliminado del agua residual (incluyendo los materiales adicionados por el proceso), como los llamados lodos, ha presentado problemas en la implantación de algunos sistemas.

3.2.1. Clasificación de los sistemas de tratamiento

El principal objetivo del tratamiento del agua residual es producir un efluente que pueda ser descargado sin causar daños al medio ambiente.

Cuando el agua residual de una unidad industrial es enviada hacia una planta de tratamiento, dicha corriente pasa a través de una serie de operaciones y equipos que la irán depurando progresivamente hasta el grado deseado, técnicamente factible y previamente establecido.

A ese conjunto de operaciones y equipos ordenados de manera adecuada respecto al flujo de agua residual a depurar, se le conoce como sistema de tratamiento y, en función de las operaciones que la constituyen, puede ser clasificado de la siguiente manera:

- i) **Físicos y químicos** Aquellos constituidos únicamente por operaciones físicas y/o químicas
- ii) **Físicoquímicos** Aquellos constituidos únicamente por operaciones físicoquímicas
- iii) **Biológicos** Aquellos constituidos por operaciones físicoquímicas y, al menos, una operación de tipo biológico.

TABLA 3.1 PROCESOS DE TRATAMIENTO USADOS PARA REMOVER LOS PRINCIPALES CONTAMINANTES PRESENTES EN UN AGUA RESIDUAL MUNICIPAL. (Moreno *et al.*, 1993)

CONTAMINANTES	UNIDAD, PROCESO O SISTEMA DE TRATAMIENTO	CLASIFICACIÓN
Sólidos suspendidos o líquidos inmiscibles	Cribado y desmenuzado	F
	Sedimentación	F
	Flotación	F
	Filtración	F
	Coagulación/sedimentación	Q/F
Orgánicos biodegradables	Lodos activados	B
	Filtro percolador	B
	Discos biológicos rotatorios	B
	Lagunas aeradas	B
	Lagunas de oxidación	F/B
	Filtración en arena	B/Q/F
Patógenos	Físico/químico	F/Q
	Cloración	Q
Ozonación		Q
	Nitrificación y desnitrificación con biomasa suspendida	B
- Nitrógeno	Nitrificación y desnitrificación con biomasa fija	B
	Arrastre con amoníaco	Q/F
	Intercambio iónico	Q
	Cloración en el punto de quiebre	Q
- Fósforo	Coagulación/sedimentación con sales metálicas	FQ/F
	Coagulación/sedimentación con cal	FQ/F
	Remoción bioquímica	B/Q
Orgánicos refractarios	Adsorción con carbón activado	FQ
	Ozonación	Q
Metales pesados	Precipitación química	Q
	Intercambio iónico	Q
Sólidos inorgánicos disueltos	Intercambio iónico	Q
	Osmosis inversa	F
	Electrodialisis	Q

Q = químicos, F = físicos, FQ = físicoquímicos y B = biológicos

Un sistema de tratamiento biológico, puede desglosarse en operaciones de tratamiento primario, secundario y/o terciario. El tratamiento primario se emplea para separar materiales en suspensión, algunos coloidales y, si existen sustancias tóxicas a la depuración biológica, se separan también en esta etapa. Puede, por ende, comprender procesos físicos, químicos o fisicoquímicos. El tratamiento conocido como secundario es el biológico propiamente dicho y puede ser realizado empleando sistemas aerobios o anaerobios o combinaciones de ambos. El tratamiento terciario, al igual que el primario elimina material en suspensión, coloidal, colorido y aquel material disuelto que no fue eliminado en el tratamiento secundario e involucra operaciones físicas, químicas y fisicoquímicas e incluso algunas biológicas como la remoción de compuestos nitrogenados residual (nitratos, nitritos o amoníaco), de fósforo disuelto o de algunos metales bioacumulables a relativamente bajas concentraciones.

En el tratamiento primario se agrupan operaciones como la separación física por cribado, la floculación química por enlaces iónicos o químicos, la sedimentación de sólidos, la flotación de líquidos inmiscibles ligeros (como los aceites) o de sólidos cuya densidad sea menor a la del agua, la neutralización y algunas veces la oxigenación. Indirectamente, en este tratamiento puede darse un acondicionamiento de temperatura si el influente a la planta de tratamiento está relativamente caliente.

El tratamiento secundario tiene como objetivo fundamental la remoción del material orgánico biodegradable disuelto en el agua residual y del material orgánico suspendido de tamaño coloidal que pueda ser metabolizado por acción de los microorganismos o adherido a la pared celular de los mismos y que se separe del agua residual en forma de nuevos organismos "sólidos" o en forma de gases metabólicos.

Como pasos finales de una planta de tratamiento están localizadas las operaciones para el tratamiento terciario, en el que se busca "pulir" el efluente procedente de operaciones anteriores. También se tiene la desinfección del agua tratada.

3.2.2. Tratamiento fisicoquímico

Dentro de las operaciones de tratamiento fisicoquímico pueden ubicarse aquellas necesarias, como ya se dijo, para retirar sustancias específicas que dan color, metales pesados, sales minerales disueltas, sólidos suspendidos y la desinfección del agua tratada. Este tipo de operaciones puede encontrarse, tanto en el tratamiento primario como en el terciario y, aprovechando la diferencia en las propiedades físicas y químicas de las sustancias presentes en el agua residual, busca separarlas.

3.2.3. Tratamiento secundario (Tratamiento biológico)

Este tratamiento debe hacerse cuando las aguas residuales surgidas del tratamiento primario, tengan una gran cantidad de sólidos orgánicos en disolución o coloidales que no puedan ser asimilados por las aguas receptoras sin afectarlas y que sean biodegradables.

En los procesos biológicos, la materia orgánica contaminante es utilizada como alimento por los microorganismos presentes en los tanques o reactores. De esta forma pueden obtener la energía necesaria para reproducirse y llevar a cabo sus funciones vitales y la

materia orgánica es transformada en biogás, nuevas células y sólidos inorgánicos más estables, que puedan separarse del agua por métodos físicos y mecánicos.

El tratamiento biológico, puede realizarse a través del empleo de microorganismos completos "libres", o completos "inmovilizados" en una matriz o con una parte de ellos, como son las enzimas.

Dentro de los primeros sistemas, es decir, aquellos que emplean microorganismos "libres", se encuentran todos aquellos sistemas convencionales, tanto aerobios como anaerobios. Los segundos y terceros se relacionan con los sistemas no convencionales, es decir, tratamiento de aguas residuales que emplean un arreglo o enfoque especial, lo cual puede ser simplemente a escala de laboratorio o prototipo, pero con potencialidad de ser adaptado a una escala superior y difundirse.

Un sistema de tratamiento biológico puede considerarse como secundario o terciario. En el secundario, su objetivo va a ser la remoción de materia orgánica disuelta en el agua residual a través de su transformación a material celular y biogás (bióxido de carbono, metano, etc.), principalmente y otros metabolitos de menor relevancia (ácidos orgánicos de bajo peso molecular).

En el tratamiento terciario, un sistema biológico puede tener como objetivo la remoción de algún nutrimento (principalmente nitrógeno y fósforo) a través de su incorporación celular y/o producción de algún metabolito derivado o bien, puede tener como objetivo la acumulación de cierto material que no sea metabolizable, pero que sea sujeto de la actividad de los microorganismos, por ejemplo, metales pesados como el cromo, el cobalto o el mercurio.

La principal división entre los procesos biológicos para el tratamiento de las aguas residuales, se hace con base en la forma en que los microorganismos utilizan el oxígeno. Es así que se tienen los procesos aerobios (requieren oxígeno) y los anaerobios (requieren ausencia total de oxígeno). Esto se traduce en sistemas muy diferentes entre sí, tanto en su microbiología, como en sus aplicaciones, su ingeniería y su control.

Dado que los microorganismos son los responsables de llevar a cabo el proceso biológico, sus características metabólicas determinarán el tipo de aplicación, así como sus ventajas y desventajas. Las principales características, de los procesos, aerobios y anaerobios, desde el punto de vista energético se esquematizan en la Fig. 3.1.

En ésta se observa que la energía utilizada por los microorganismos contenida en la materia orgánica contaminante, que puede medirse como demanda química de oxígeno (DQO) o como demanda bioquímica de oxígeno (DBO), es transformada en diversos productos dependiendo del metabolismo aerobio o anaerobio de la célula.

En general, una bacteria anaerobia utilizará el 10% de la energía contenida en su alimento o sustrato para funciones de reproducción, lo que da origen a nuevas células y el 90% restante, lo dirigirá a la producción de biogás (metano, principalmente).

Por su parte, las bacterias aerobias emplearán, en presencia de oxígeno, de un 60 a un 65% de la energía del sustrato en la síntesis de nuevas células, mientras que la fracción restante es disipada en forma de calor.

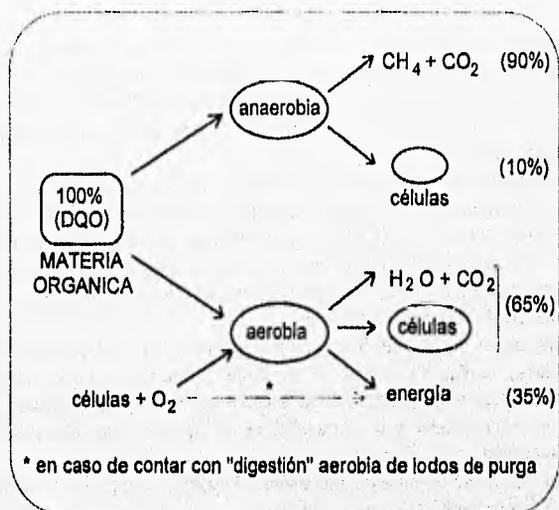


FIG. 3.1 Esquema del flujo de energía en los procesos biológicos de tratamiento de aguas residuales (Moreno *et al.*, 1993)

3.2.3.1 Sistemas aerobios

La tecnología del tratamiento de aguas residuales por vía aerobia está bien desarrollada y es, sin duda, la más comúnmente aplicada. La experiencia acumulada y las altas eficiencias en la remoción de materia orgánica son algunas de las razones de su aceptación. Presenta ciertos inconvenientes, pero son aceptados ante la confiabilidad de la tecnología.

Existe un buen número de procesos aerobios, los que a su vez se subdividen en variantes. En general pueden agruparse en procesos de tipo extensivo (lagunas), procesos de biomasa en suspensión (lodos activados en diversas formas) y procesos de biopelícula (filtros percoladores y biodiscos).

Dado que este trabajo se referirá a un sistema anaerobio no se darán más detalles sobre estos sistemas. Existen numerosas referencias de ellos en la literatura técnica, especialmente la publicada por Eckenfelder en los EEUU (p.ej. Eckenfelder y Ford, 1988).

3.2.3.2. Sistemas anaerobios

Para llevar a cabo la digestión (que en su propio nombre, como fue definido por Pasteur, indica procesos en ausencia de oxígeno y por ello es un pleonismo decir *digestión anaerobia* y un barbarismo decir *digestión aerobia*), se han propuesto varios procesos con configuraciones diferentes que buscan optimizar el sistema. Estas configuraciones pueden

agruparse por la forma en que se encuentra la biomasa en su interior, lo que origina dos grandes bloques: reactores con crecimiento celular en suspensión y reactores con biomasa fija o bien de acuerdo a la evolución tecnológica que presenten. A esta evolución ha dado en llamársele generación.

La primera generación corresponde a aquellos procesos donde la biomasa se encuentra en suspensión; en la segunda generación, los microorganismos son retenidos en el reactor mediante un soporte o bien por sedimentación y, los de la tercera generación, son aquellos donde los microorganismos están adheridos en un soporte que se expande o fluidifica.

A continuación se describen brevemente este tipo de reactores:

Reactores de 1ª generación

Los reactores más primitivos son la fosa séptica y los digestores de tipo rural con una alimentación semicontinua, de los que se tienen referencias desde el siglo pasado. Estos digestores son utilizados para la producción de biogás a partir de desechos agrícolas y ganaderos. En la actualidad estos sistemas se han difundido considerablemente a nivel doméstico o de granja familiar, sobre todo en países subdesarrollados.

1. Fosa séptica

La fosa séptica se considera como un digestor convencional a escala reducida, en donde las condiciones anaerobias estrictas no siempre se cumplen ya que existen zonas óxicas-anóxicas. Su uso se ha limitado a tratar las aguas de desecho de casas habitación, escuelas, hospitales, etc, generalmente en zonas rurales donde no existe el servicio de drenaje. Los tiempos de residencia en este tipo de sistemas son variables (entre 4 y 400 días), dependiendo del destino final del efluente tratado.

2. Tanque Imhoff

El tanque Imhoff es un sistema un poco más avanzado que la fosa séptica, ya que presenta dos compartimientos, uno de decantación y el otro de digestión. Esto impide en cierto modo que los productos de la hidrólisis de los lodos sean evacuados con el efluente, lo que se traduce en mejores eficiencias de tratamiento. Sus aplicaciones han sido a nivel de pequeñas comunidades y se requiere de una evacuación periódica de lodos (generalmente cada año para el tanque Imhoff y dos años para la fosa séptica).

3. Lagunas anaerobias

Este proceso se ha empleado en aguas residuales industriales con temperaturas superiores a la del ambiente y con cierto contenido de sólidos suspendidos sedimentables. Consisten en estanques profundos (hasta 10 metros) en donde prevalecen las condiciones anaerobias, excepto en una pequeña zona en la superficie. La operación de estos sistemas en épocas de invierno presenta bajas considerables en la eficiencia del tratamiento. Un punto particularmente problemático son los malos olores asociados con estos sistemas. Los tiempos

de residencia reportados en la literatura son muy variables (1.2 a 160 días, con 5 días como valor recomendado).

4. Digestor o reactor anaerobio convencional

Este sistema se ha aplicado principalmente para la estabilización de los lodos de desecho que provienen del proceso de lodos activados. Consiste de un tanque cerrado sin agitación y sin calentamiento, en donde el desecho a tratar se estratifica en zonas definidas. La parte en donde se lleva a cabo la totalidad de la actividad microbiana representa alrededor del 30% del volumen total del digestor que aunado a la lentitud de la cinética de degradación bajo estas condiciones, da como resultado volúmenes de reactor considerables (tiempos de residencia mayores a 30 días).

5. Digestor o reactor anaerobio completamente mezclado

En este tipo de reactor, se emplea una agitación vigorosa del medio de reacción, acompañada con frecuencia de un calentamiento del reactor, lo que se traduce en mayores eficiencias en la remoción de materia orgánica. Su principal aplicación es en el tratamiento de los lodos de desecho de grandes plantas de lodos activados.

6. Reactor de contacto anaerobio

Consiste básicamente en un reactor completamente mezclado acoplado a un sedimentador que separa la biomasa para que sea recirculada al reactor. Con la recirculación, la cantidad de microorganismos en el reactor aumenta al igual que su tiempo de permanencia dentro del sistema, sin que el tiempo de residencia hidráulico se incremente. Esto resulta en volúmenes de reactores más pequeños y en una mayor estabilidad del proceso. Los tiempos de residencia hidráulico son del orden de 5 días y el tiempo de retención celular varía entre 15 y 30 días. Este sistema se ha aplicado en el tratamiento de aguas residuales de industrias alimentarias.

Reactores de 2ª generación

En estos sistemas se logran menores tiempos de residencia hidráulica, de 0.5 a 3 días, lo que da como resultado volúmenes de reactores menores y una mayor estabilidad y facilidad en su operación. Esto se logra al retener la biomasa anaerobia dentro del reactor mediante la formación de una película de microorganismos fijos sobre soportes, o bien por medio de la sedimentación de flocos microbianos con muy buenas características de decantación.

1. Reactor empacado o "filtro" anaerobio

Young y McCarty (1969), recomendaron el reactor empacado o "filtro" anaerobio para aplicarse, inicialmente, en sustratos solubles y medianamente concentrados en materia orgánica. Contiene como material de empaque soportes plásticos o piedras de 3 a 5 cm de

diámetro promedio. El área específica no debe ser mayor a $100 \text{ m}^2/\text{m}^3$. Este tipo de reactor puede admitir cargas de hasta $10 \text{ kg DQO}/\text{m}^3 \text{ d}$.

2. Reactor tubular de película fija

Van den Berg y Lentz (1979), en EEUU, desarrollaron el reactor tubular de flujo ascendente o descendente. Estos reactores cilíndricos son totalmente cerrados para evitar la infiltración de aire. El soporte utilizado donde se adhieren los microorganismos, consiste de tubos o placas dispuestas de tal forma que se crean canales verticales y la materia orgánica contaminante al igual que en los sistemas de película aerobios será removida en la medida de que sea transportada por difusión al interior de la biopelícula donde será transformada a material celular y metabolitos. El biogás formado en esta región, será desalojado de la película microbiana bajo el mismo mecanismo. El principal problema que presentan estos equipos es su potencial tendencia al taponamiento en la medida que la película microbiana aumente sobre la superficie inerte que la soporta y se desprenda parcialmente. Las relaciones área/volumen deben ser mayores $150 \text{ m}^2/\text{m}^3$ y las cargas aplicadas pueden llegar hasta $30 \text{ kg DQO}/\text{m}^3 \text{ d}$.

3. Reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente (RALLFA)

Este tipo de reactor fue desarrollado en Holanda por Lettinga *et al.* (1980); por su simplicidad se ha difundido en varios países. Su gran ventaja consiste en que no requiere ningún tipo de soporte para retener la biomasa, lo que implica un ahorro importante en costos. Su funcionamiento se basa en la buena sedimentabilidad y actividad de la biomasa producida dentro del reactor en forma de granos o "pellets" de hasta 5 mm de diámetro. Estos granos cuentan, además, con una actividad metanogénica muy elevada, lo que explica los buenos resultados del sistema. El punto débil del proceso consiste en la lentitud en la que se forman los granos, elemento indispensable del sistema. Esto puede ser solucionado mediante una inoculación con lodos granulares. Las cargas orgánicas alimentadas a este reactor pueden llegar hasta $40 \text{ kg DQO}/\text{m}^3 \text{ d}$. Se les conoce por sus siglas en inglés como reactores UASB (up-flow anaerobic sludge blanket reactors). Este último sistema será tratado en forma especial al final de este capítulo, ya que es el meollo de este trabajo.

Reactores de 3ª generación

Estos reactores se encuentran aún a nivel piloto o semi-industrial. Son también de película fija pero el soporte utilizado es lo suficientemente pequeño y ligero para que pueda ser fluidificado con la recirculación del efluente.

Los dos tipos de reactores, el de lecho expandido y el de lecho fluidificado, son semejantes entre sí y se diferencian 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 residencia inferiores a 12 horas. Sin embargo, estos sistemas requieren energía para la recirculación y la fluidificación del lecho; además, su operación y arranque son en extremo delicados. Las cargas aplicadas pueden sobrepasar los $40 \text{ kg DQO}/\text{m}^3 \text{ d}$.

3.2.3.3 Comparación de los procesos de tratamiento aerobio y anaerobio

Una de las ventajas del tratamiento anaerobio es la baja producción de lodos (células), a diferencia de los procesos aerobios que generan cinco o diez veces más lodos, con sus consecuentes problemas de tratamiento y disposición (Fig. 3.1).

Asimismo, la energía contenida en el metano, obtenido por vía anaerobia, puede ser utilizada como energía calorífica directamente o transformada a mecánica o eléctrica según las necesidades existentes en el sitio.

Otro punto es que el proceso aerobio requiere un 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 son "digeridos" aerobíamente, lo que implica un costo energético adicional (Fig. 3.1).

En cuanto a los lodos producidos en el proceso anaerobio, estos están lo suficientemente estabilizados como para poder ser evacuados directamente, sin un tratamiento previo. Por 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 cargas orgánicas que pueden recibir los reactores anaerobios fluctúan entre 10 y 20 kg DQO/m³ d, mientras que en los aerobios son alrededor de 10 veces menores (a menos que se les dé la aeración suficiente para garantizar condiciones de aerobiosis). Esto significa que para un agua con una elevada DQO (superior a 5 g/L), el volumen del reactor anaerobio será menor que el del reactor aerobio en esa misma proporción. La tabla 3.2 presenta en forma resumida las ventajas y desventajas de los procesos aerobio y anaerobio.

La aplicación de los procesos anaerobios en el tratamiento de las aguas residuales muy diluidas, como son el caso de las aguas residuales domésticas o sanitarias, presenta comparativamente menos ventajas, ya que su eficiencia de remoción es menor. Es importante mencionar que los reactores anaerobios, ya sean de primera, segunda o tercera generación (de alta tasa) producen un efluente de menor calidad que el proveniente de un proceso aerobio bien operado. Por ello, en términos generales, los efluentes tratados por vía anaerobia requieren un postratamiento, ya que conservan aún cierto contenido de materia orgánica y no tienen oxígeno disuelto. Consecuentemente, una de las desventajas de los procesos anaerobios con relación a los aerobios, es la necesidad de postratamiento de los efluentes anaerobios resultantes, además de su baja velocidad de reacción.

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, por lo que resulta un proceso combinado altamente eficiente en la remoción de los contaminantes, autosuficiente energéticamente y con costos de inversión, operación y mantenimiento sensiblemente menores que los de un proceso totalmente aerobio.

Una estimación comparativa de los costos de inversión, de operación y de mantenimiento para estos 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 Figs. 3.2, 3.3, 3.4 (Eckenfelder *et al.*, 1988). En ellas se presentan valores relativos, considerando a estos a partir de un valor relativo de 1.0 para el punto donde los

costos de las operaciones aerobia y anaerobia-aerobia son los mismos. Es necesario hacer notar que las estimaciones de costos, se relacionan con procesos que logran la misma calidad del agua tratada en el caso del acrobio y la unión anaerobia-aerobia; el proceso totalmente anaerobio alcanza una calidad de agua inferior a las anteriores.

TABLA 3.2 VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE LOS PROCESOS DE TRATAMIENTO AEROBIO Y ANAEROBIO (Moreno *et al.*, 1993)

PROCESO	VENTAJAS	DESVENTAJAS
AEROBIO	<ul style="list-style-type: none"> - Alta eficiencia en la remoción de materia orgánica - Es un proceso relativamente estable - Tiene velocidad o rapidez de reacción elevadas 	<ul style="list-style-type: none"> - Requiere aireación - Produce 10 veces más lodo biológico que el anaerobio - Inadecuado para tratar residuos líquidos con altos contenidos de materia orgánica por el enorme consumo energético de aeración - No soporta períodos largos sin alimentación
ANAEROBIO	<ul style="list-style-type: none"> - Menor producción de lodo biológico - Posibilidad de tratar desechos con alto contenido de materia orgánica - Utilización del metano para producir energía - Soporta períodos prolongados sin alimentación - El lodo biológico opera en el intervalo termofílico 	<ul style="list-style-type: none"> - Lentitud en el arranque - Adaptación lenta a variaciones en la alimentación - Dificultad en su control - Productos reducidos en el efluente (requiere un postratamiento) - Complejidad en el sistema de distribución - Dificultad en la construcción si son profundos - Tiene baja velocidad o rapidez de reacción - El agua resultante contiene una alta cantidad de amonio.

La Fig. 3.2 muestra que el costo de inversión relativo del sistema aerobio 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 Fig. 3.3, 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 Fig. 3.3, el valor económico de la elevada producción de biogás pueda cubrir los costos de operación y mantenimiento, obteniéndose así un beneficio neto. Finalmente, la Fig. 3.4, resume los 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 biogás producido, cuando el agua residual tiene una alta concentración en materia orgánica. Sin duda, éste 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.

3.2.4. Tratamiento terciario

Estas operaciones, ubicadas al final del tren de tratamiento, van a dar una calidad de depuración más fina. Usualmente son las siguientes:

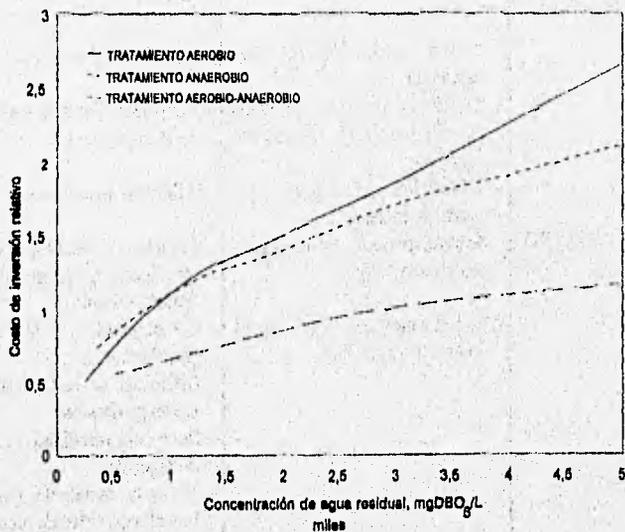


FIG. 3.2 Comparación de costos de inversión (Eckenfelder *et al.*, 1988)

Costo relativo de operación y mantenimiento

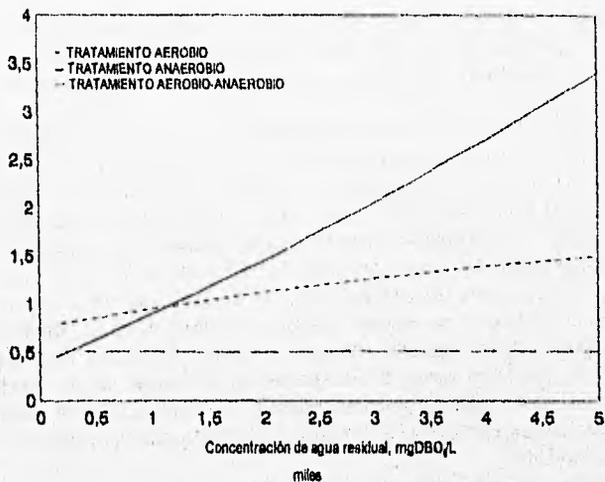


FIG. 3.3 Comparación de costos de operación y mantenimiento (Eckenfelder *et al.*, 1988)

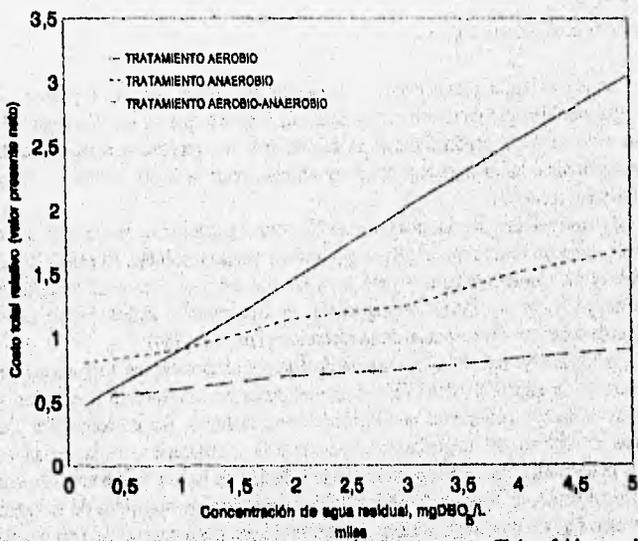


FIG. 3.4 Comparación de costos totales, como valor presente neto (Eckenfelder *et al.*, 1988)

a) Filtración

Después de que la mayor parte de los sólidos sedimentables del tratamiento secundario (principalmente material celular), han sido removidos por sedimentación en el tratamiento secundario, aún quedan algunos sólidos en forma coloidal en bajas concentraciones.

Estos pueden ser removidos del agua residual tratada a su paso por filtros empacados con grava y arena, colocados de tal forma, que el material más fino no será arrastrado fuera del equipo por el flujo de agua ni se ocluya con mucha frecuencia. Ambos materiales son el medio filtrante que retendrá estos sólidos suspendidos. El medio granular puede ser de un sólo tipo o de una combinación de estos. Un filtro de doble lecho que se utiliza extensamente consiste de una capa de carbón sobre arena. Los filtros de medio múltiple consisten, por ejemplo, en carbón, arena sílice y arena de granate. El medio más comúnmente empleado es el de arena sílice. Es claro que cuando los filtros se "taponan", deben ser "retrolavados" y los lodos resultantes de esta operación deben ser enviados a disposición. Este punto muchas veces no es tomado en cuenta en los sistemas de tratamiento con la seriedad que su problemática de contaminación realmente representa. En suma, la filtración se utiliza en los tres campos del tratamiento de agua; la potabilización, la depuración de aguas residuales y el tratamiento de lodos.

El desecado de los subproductos (lodos) del tratamiento de aguas (de retrolavado de filtros, de clarificadores primarios y secundarios, etc), es otra de las operaciones unitarias importantes del proceso, ya que es una forma de estabilizar este producto semisólido obtenido.

b) Filtros de intercambio iónico

Cuando el agua proveniente de los primeros filtros de grava y arena va a ser recirculada, por ejemplo en un proceso industrial, o pese a que va ser desechada al drenaje, tiene un valor alto de conductividad, es común que sea procesada a través de filtros de intercambio iónico, tanto aniónicos como catiónicos donde se busca reducir su contenido de sales minerales disueltas.

Las operaciones de intercambio iónico son básicamente reacciones químicas de sustitución entre un electrolito en solución y otro en estado insoluble. El mecanismo de estas reacciones y las técnicas utilizadas para lograrlas son tan parecidas a las de adsorción, que para la mayoría de los fines de ingeniería, el intercambio iónico puede considerarse simplemente como un caso especial de la adsorción (Treybal, 1984).

Los iones son retenidos por acción de fuerzas electrostáticas localizadas en grupos funcionales en la superficie del sólido. Los materiales de intercambio iónico son gránulos contenidos en lechos empacados que pueden ser regenerados. Sin embargo, los principales problemas en el uso del intercambio iónico son la regeneración de la resina en forma eficiente, la disponibilidad o recuperación de la solución de lavado y el tiempo de vida de las resinas. Finalmente, la disposición de los fluidos concentrados obtenidos de la regeneración de las resinas (conocidos como purgas), es otro problema poco considerado en las plantas de tratamiento de aguas (ya sean de potabilización o tratadas biológica o químicamente),

especialmente porque la sustitución se hace con cationes como el sodio que puede generar problemas de sodicidad en los cuerpos receptores de estas purgas.

c) Adsorción

El material de adsorción más empleado es el carbón activado. Este se usa por lo general, para remover sustancias que dan cierta coloración o aroma al agua residual tratada y que por estética, reglamentación o condición para un ulterior uso del agua es indeseable. Las unidades que comúnmente se encuentran para esta operación son unidades empacadas tipo "filtro".

Otro empleo de esta operación es para remover sustancias específicas, tales como metales pesados a concentraciones "traza", humatos y fulvatos y otros compuestos coloridos desagradables o alguna sustancia que, por sus características, no puede tolerarse ni a bajas concentraciones en el agua tratada, como por ejemplo las sustancias recalcitrantes o peligrosas, como los cianuros (Anónimo, 1980).

Evidentemente, existe la posibilidad de encontrar otro tipo de operaciones, tales como la destilación (Metry, 1979), ultracentrifugación, electrodiálisis (Mulligan y Fox, 1976), etc, pero no son comunes, tanto por el costo de la operación como por la mayor complejidad de las mismas.

d) Oxidación química

El propósito de la oxidación en el tratamiento de aguas es convertir especies químicas no deseables en especies que no sean peligrosas ni deterioren la calidad del agua. El nivel de oxidación deseado es determinante desde el punto de vista económico, tanto por los reactivos oxidantes, como por el diseño de unidades con el tamaño adecuado para lograr el tiempo de reacción. La oxidación de compuestos orgánicos se debe a las siguientes reacciones:

1. Adición de oxígeno
2. Pérdida de hidrógeno
3. Pérdida de electrones (con o sin pérdida de protones)

La adición de compuestos químicos fuertes como el ozono, es por lo general caro, mientras que el uso de otros oxidantes más baratos, como el cloro, no pueden ser empleados indiscriminadamente debido a la formación de compuestos orgánicos clorados tóxicos, como los trihalometanos, los clorofenoles, etc.

e) Desinfección

Si el agua residual tratada va a ser desalojada al ducto del drenaje o a un cuerpo de agua, la operación siguiente va a ser la desinfección. Es la destrucción de organismos potencialmente dañinos. Comúnmente, constituye la etapa final de todo tratamiento del agua. En las plantas de tratamiento debe ponerse especial atención en la selección de esta etapa para evitar la formación de compuestos no deseados.

La desinfección puede realizarse aplicando métodos físicos (elevación de la temperatura, luz ultravioleta) o químicos en los que se usan sustancias llamadas desinfectantes, como son el cloro, el ozono y los iones metálicos.

Un desinfectante ideal para el agua debe cumplir las siguientes propiedades:

- Destruir todas las clases y cantidades de agentes patógenos.
- No tóxicos para el hombre ni para los animales domésticos.
- No tener un sabor desagradable.
- De costo razonable.
- De manejo, transporte, almacenamiento y aplicación seguros y fáciles.
- Proporcionar protección residual contra la posible contaminación en las líneas de conducción y tanques de almacenamiento.
- No reaccionar con los compuestos presentes en el agua para producir sustancias tóxicas.

El tiempo de contacto es comúnmente señalado como la variable más importante en la desinfección (Metcalf y Eddy, 1991). Chick, en 1908, estableció que existe una relación inversamente proporcional entre el número de microorganismos sobrevivientes a la acción de un desinfectante y el tiempo de contacto. Dependiendo del tipo de agente químico, se ha observado que su eficiencia es función de su concentración.

3.3 Nociones para el criterio de selección

El sistema de tratamiento biológico más difundido en el mundo es el aerobio de organismos floculados conocidos como de lodos activados, pero esto no significa que sea la mejor opción para todos los tipos de agua residual a tratar. Más aún, el hecho de otros sistemas de tratamiento se vengán impulsando, de alguna manera está ligado por un lado a las deficiencias que el sistema de los lodos activados presenta para tratar aguas de tipo industrial y, por otro, al consumo de energía inherente a este sistema de tratamiento.

En realidad, ningún sistema puede proclamarse como la solución ideal para todos los casos de tratamiento de aguas residuales, sobre todo cuando se habla de aguas industriales. Lo que sí se puede establecer es una serie de puntos significativos que se pueden tomar como base para discriminar y/o seleccionar algunos sistemas. De estos puntos, quizá los más representativos sean los siguientes:

3.3.1 Carga orgánica

El término "carga orgánica" es una medida de la cantidad de materia disuelta de este tipo referenciada por unidad de tiempo y de volumen de agua residual y es un parámetro de diseño del sistema de tratamiento que se esté usando, es decir, es una medida directamente proporcional a la concentración de materia orgánica biodegradable (aunque la demanda química de oxígeno es un método químico que mide todo el material disuelto, sea o no biodegradable) y de los microorganismos que la metabolizan (que si están fijos en una

superficie, esta área superficial se considera como área bioactiva y si están en suspensión, floculados y perfectamente mezclados con el agua residual, su concentración podría teóricamente representar a esa biomasa activa, aunque debe pensarse que puede haber algunas sales inorgánicas e inclusive orgánicas en suspensión que no son biomasa activa pero están en los flocúlos), como se muestra en la tabla 3.3.

TABLA 3.3 DEFINICIÓN DE CARGA ORGÁNICA PARA DIFERENTES SISTEMAS AEROBIOS (Moreno et al., 1993)

SISTEMA	DEFINICIÓN
Biodiscos	Cantidad de materia orgánica por unidad de área de contacto, por unidad de tiempo (kgDQO/m ² día)
Lodos activados	Cantidad de materia orgánica por unidad de masa de sólidos suspendidos en el licor mezclado, SSLM, por unidad de tiempo (kgDQO/kg SSLM día)
Biofiltro o reactor empacado	Cantidad de materia orgánica por unidad de volumen de contacto, por unidad de tiempo (kgDQO/m ³ día)

En la medida que la concentración de materia orgánica biodegradable contenida en un agua residual aumenta, el consumo de oxígeno por los microorganismos aerobios también aumenta, con su consiguiente agotamiento más rápido en el seno del agua. Por ello, mantener un nivel de oxigenación aerobio en el sistema de tratamiento (al menos de 2 ppm de oxígeno disuelto), implicará un sistema de aireación más grande y con ello un costo de construcción y operación mayor. Esto es al margen de las limitaciones particulares a la remoción aerobia de la materia orgánica que se pueden presentar después de cierta concentración (substrato en exceso).

3.3.2 Biodegradabilidad del efluente

La biodegradabilidad de un agua residual se determina como la relación de la demanda bioquímica de oxígeno a la demanda química de oxígeno. De este índice se puede inferir si la o las sustancias a depurar son fácilmente biodegradables o si tienen problemas que las hacen recalcitrantes o incluso tóxicas para los organismos depuradores. Consecuentemente, esta relación puede señalar, en primera instancia, si el método de

depuración más adecuado es biológico o solamente químico (Hernández, 1992; Durán-Domínguez, 1988). Así se tiene:

- | | |
|----------------------------|---|
| 1) $DBO_5/DQO > 0.4$ | Es biodegradable, pudiéndose utilizar sistemas biológicos por organismos floculados o fijos en un lecho, tanto aerobios como anaerobios |
| 2) $0.2 < DBO_5/DQO < 0.4$ | Es menos biodegradable siendo recomendable el empleo de lechos bacterianos, tanto aerobios como anaerobios |
| 3) $0 < DBO_5/DQO < 0.2$ | No es biodegradable, o es muy poco biodegradable, no es adecuado ni factible utilizar métodos biológicos. Es conveniente recurrir a procesos químicos |

3.3.3 Requerimientos de agua tratada

Algunas industrias, sobre todo las de proceso, por sus dimensiones y requerimientos de agua, se están viendo forzadas a la construcción de circuitos de recirculación y reuso del agua tratada *in-situ*. Este criterio puede ser muy importante, ya que un mayor volumen de agua manejado implicará depósitos y tuberías más grandes y costosas.

En la medida en que los sistemas aerobios presentan en general una tasa de reproducción celular superior a los anaerobios, también presenta una tasa de remoción de materia orgánica superior (de 2 veces ó más), ya que mientras los sistemas aerobios pueden trabajar hasta cierto valor de remoción con un tiempo de residencia de horas, los sistemas de tratamiento anaerobio de alta tasa pudiera alcanzar la misma remoción en un día y los de baja tasa quizás en cinco o diez días.

Como ya se mencionó, dado que el sistema anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente es el meollo de este trabajo, a continuación se da una descripción más extensa de este sistema y en sí de los fundamentos de la digestión o tratamiento anaerobio *per se*.

3.4 Reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente (RALLFA)

El reactor anaerobio de lecho de lodos al tener flujo de alimentación ascendente, permite una selección "natural" de microorganismos y favorece la formación de un lodo con buenas propiedades de floculación y sedimentación, que da como resultado la cama o lecho de lodos en el fondo del reactor.

En la parte inferior del reactor el agua residual se distribuye uniformemente por medio de un sistema (cama de lodos) que procura eliminar la formación de zonas muertas y cortocircuitos hidráulicos (ver Fig. 3.5).

El agua atraviesa el manto de lodos en donde la materia orgánica es transformada en nuevos microorganismos y en compuestos químicos (mezcla gaseosa de metano y dióxido de

carbono, principalmente). Esta mezcla gaseosa, conocida como biogás, provoca a su vez una turbulencia en la cama de lodos que contribuye a una mejor distribución del agua alimentada e incrementa la transferencia de masa entre el medio líquido y los lodos.

En la parte superior del reactor sale el efluente tratado, y se cuenta con un sistema de separación **sólido-líquido-gas**, el cual evita la salida de sólidos suspendidos en el efluente y favorece la evacuación del gas, así como la decantación de los flóculos que eventualmente llegan a la parte superior del reactor.

El biogás es desalojado por la parte superior lateral. Este subproducto puede ser utilizado para la generación de energía o en el caso de que no se requiera, puede ser quemado *in situ* y los productos de su combustión venteados a la atmósfera, siempre y cuando el reactor esté en áreas ventiladas y la producción de compuestos de azufre sea muy baja (ya que los óxidos de azufre generados son tan corrosivos como el ácido sulfhídrico generado durante la anaerobiosis). Como todos los sistemas tiene ventajas y desventajas, las cuales se muestran en la Tabla 3.4.

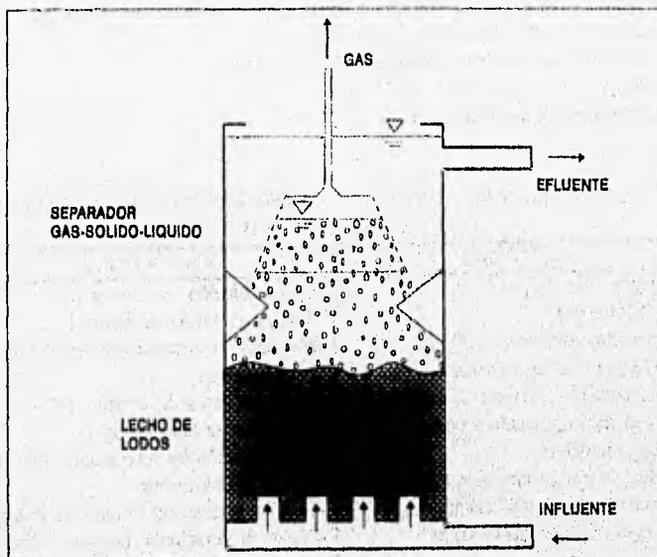


FIG. 3.5 Esquema de un reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente (RALLFA)

Uno de los obstáculos que evitan el uso intensivo de los proceso anaerobios es la carencia de estrategias que aseguren una operación estable. La estabilidad de operación puede perderse por:

1. Choque orgánico: causado por un aumento del caudal o de la concentración de sustrato o por aumento en la concentración o acceso de sustancias tóxicas; que inhiben la actividad metabólica anaerobia
2. Cambios en la temperatura: sus efectos en la cinética de crecimiento y consumo de sustrato provocan la acumulación de algunos compuestos intermediarios, como los ácidos grasos volátiles o AGV's.

En general, la secuencia de eventos ante choques orgánicos, cambios de temperatura y la infiltración de sustancias tóxicas son los siguientes:

- a. Un aumento en las concentraciones de hidrógeno y de monóxido de carbono
- b. Presencia de dióxido de carbono (CO₂) que no aparece asociado con un incremento en la temperatura
- c. Acumulación de ácidos grasos volátiles y consecuente acidificación del reactor (con una reducción neta en el valor del pH)
- d. Síntesis de ácidos grasos de cadena larga (propiónico, butírico, valérico, etc)
- e. Consumo de la "alcalinidad de los bicarbonatos"
- f. Abatimiento de la "alcalinidad de los bicarbonatos"
- g. Mayor proporción de CO₂ en el biogás e
- h. Inhibición de la metanogénesis.

TABLA 3.4 VENTAJAS Y DESVENTAJAS DEL REACTOR UASB o RALLFA
(Moreno *et al.*, 1993)

VENTAJAS	DESVENTAJAS
-Soporta altas cargas (>20 ó 40 kgDQO/m ³ .d)	-La granulación es lenta y no necesariamente controlable
-Bajos requerimientos de energía	-No todas las aguas residuales favorecen la granulación
-No requiere medio de soporte	-Requerimientos de inóculo de determinadas características
-Construcción relativamente simple	-Sensible a sólidos suspendidos, grasas y aceites en el influente
-Con inóculo apropiado puede arrancar en forma inmediata	-Sensible a aguas que forman precipitados
-Aplicable a pequeña y gran escala	-Riesgo de flotación de los granos durante re arranques
-Operación comparativamente simple	-Arranque lento si no se cuenta con inóculo adecuado
-Proceso ampliamente probado	

3.5 Fundamento de la digestión o tratamiento anaerobio

Los sistemas de tratamiento biológico del agua residual se fundamentan en la capacidad de diversos microorganismos para degradar la materia orgánica presente

transformándola en biomasa fácil de retirar por decantación y gases metabólicos. El tratamiento de las aguas residuales no altera ni modifica los procesos naturales de autpurificación, únicamente los optimiza mediante el control de las variables que aceleran el proceso natural de la degradación.

La aplicación de los procesos biológicos en el tratamiento de desechos orgánicos se remonta al siglo pasado, cuando sistemas rústicos como la fosa séptica comenzó a ser utilizada para el control de la contaminación y de los riesgos sanitarios asociados (Noyola, 1990).

La digestión o depuración anaerobia se lleva a cabo por la "mineralización" de la materia orgánica en un sistema microbiológico mixto en condiciones de ausencia de oxígeno y depende de las condiciones del medio en que se desarrolla (temperatura, humedad, pH, alcalinidad, presencia de compuestos nutritivos ó tóxicos, etc) (Calzada, 1990).

3.5.1 Etapas de la digestión o tratamiento anaerobio

El esquema más ampliamente aceptado de la digestión de un sustrato complejo con materia orgánica en suspensión, es el que involucra tres etapas globales (ver Fig. 3.6):

- Hidrólisis y fermentación
- Acetogénesis y
- Metanogénesis.

El conocimiento actual de la microbiología de los ecosistemas involucrados en estas tres grandes etapas, ha mostrado que la degradación anaerobia involucra básicamente a los siguientes grandes grupos de bacterias:

- Hidrolíticas y fermentativas
- Acetógenas "OHPA" (bacterias acetogénicas productoras obligadas de hidrógeno, por sus siglas en inglés)
- Metanógenas acetoclásticas (MA)
- Metanógenas hidrogenofílicas (MH)

En la Fig. 3.7 es posible observar la cuantificación del flujo de energía de la digestión a través de los distintos procesos de conversión incluidos en las tres etapas. En él se puede observar que el desarrollo de la digestión se establece cuando las bacterias, que son incapaces de alimentarse de material orgánico particulado, ya que éste no puede pasar a través de su pared celular, deben hidrolizar inicialmente los polímeros (carbohidratos, proteínas y lípidos) por medio de enzimas extracelulares a polímeros solubles o monómeros como azúcares, aminoácidos y grasas cuyo "tamaño" sí les permite atravesar la pared celular y entrar al interior de los organismos. Allí, los azúcares y aminoácidos son utilizados, en el caso de los organismos fermentadores, para producir acetato, CO₂, hidrógeno y biomasa, mientras que los ácidos grasos superiores son convertidos en ácidos grasos volátiles e hidrógeno, por los oxidadores anaerobios, mediante una reacción de-oxidación.

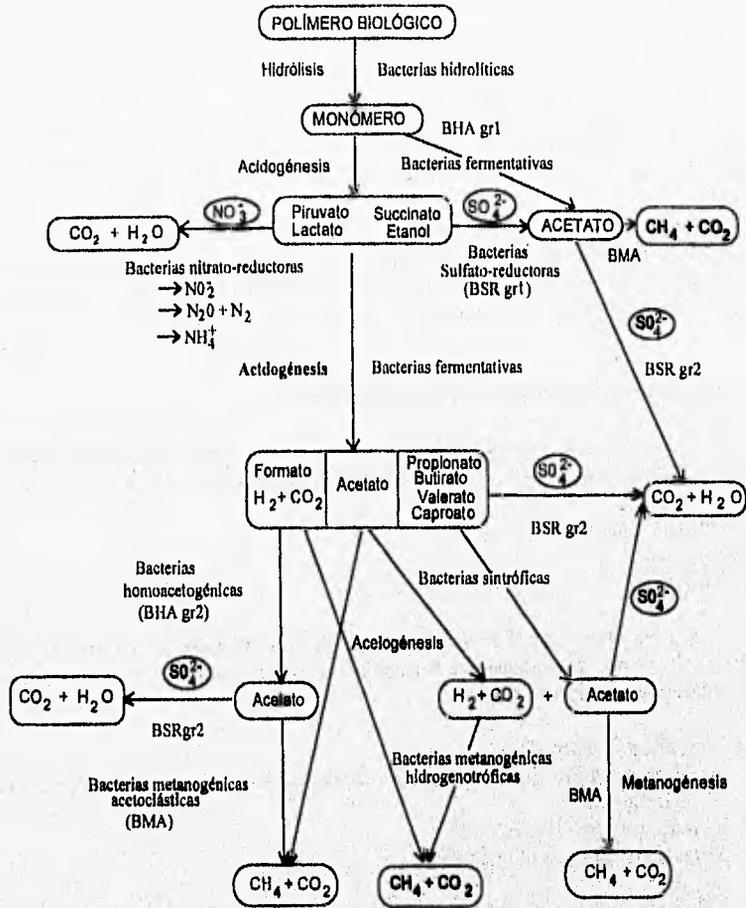


FIG. 3.6 Esquema de la digestión o tratamiento anaerobio (Ramírez, 1992)

3.5.1.1 Primera etapa: Hidrólisis y fermentación

Con esta primera etapa se inicia el fenómeno de la digestión, los polímeros naturales tales como celulosa, la pectina, y las proteínas ó bien los compuestos de más bajo peso molecular como aminoácidos, sacáridos, lípidos y compuestos aromáticos, son transformados por hidrólisis y fermentación en ácidos carboxílicos, alcoholes, hidrógeno y dióxido de carbono.

Los ácidos carboxílicos son ácidos grasos volátiles como las sales de acetato, propionato, butirato, e-isobutirato y e-isovalerato. Estos ácidos o sus sales son los principales intermediarios de la digestión.

Las bacterias responsables de esta etapa pertenecen a diferentes grupos y pueden ser anaerobias facultativas o estrictas. Los géneros más comunes son *Bacteriodes*, *Bacillus*, *Enterobacterias*, *Pelobacter*, *Acetobacterium*, *Llyobacter*, *Clostridium*.

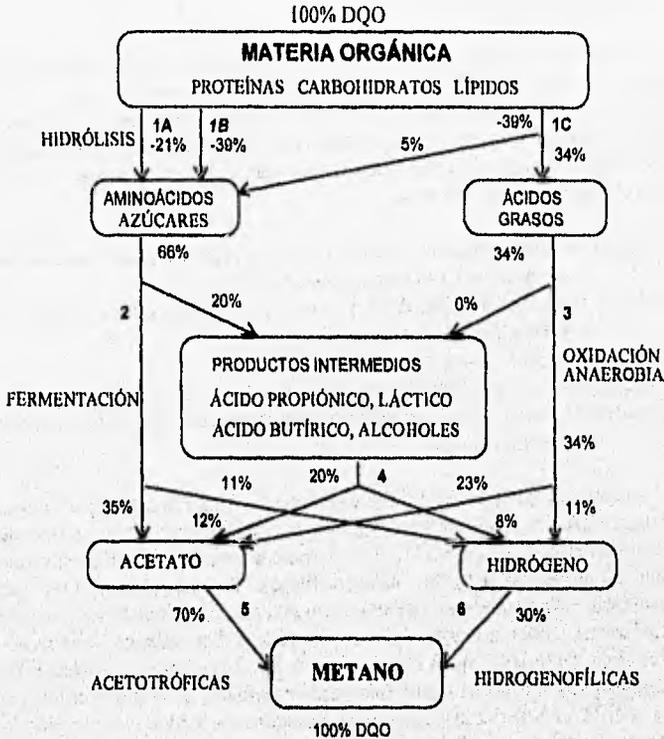


FIG. 3.7 Diagrama del flujo de energía en la digestión de la materia orgánica transformada a metano (Gujer y Zehnder, 1983)

Las bacterias fermentativas, en general, oxidan la materia orgánica; esta primera etapa es muy compleja ya que, cuando se trata de fermentar moléculas solubles fácilmente hidrolizables, como algunos compuestos naturales que se encuentran en muchos efluentes de la industria agroalimentaria, la hidrólisis y fermentación no presentaría un problema mayor. Sin embargo, un choque orgánico en el reactor, provocaría una sobreproducción de ácidos

grasos volátiles que acidificarán el medio, disminuyendo el pH a niveles inhibitorios. Lo contrario sucede, cuando los sustratos a hidrolizar y fermentar son poco solubles, como los desechos de legumbres y compuestos de la industria química, que contienen sustratos tóxicos y/o de difícil biodegradación, como la celulosa y las hemicelulosas, convirtiendo a esta etapa como limitante.

3.5.1.2 Segunda etapa: Acetogénesis

Durante la acetogénesis, los productos de la fermentación referidos anteriormente, son convertidos en acetatos, hidrógeno y dióxido de carbono por un grupo de bacterias denominadas bacterias acetógenas productoras obligadas de hidrógeno (OHPA, obligated hydrogen producing acetogen). Hasta el momento solamente se han descubierto cuatro bacterias "OHPA" capaces de llevar a cabo la degradación de los ácidos grasos y una capaz de oxidar el benzoato. Entre ellas están:

- *Syntrophobacter wolfel* (McInerney et al., 1981) que oxida los ácidos monocarboxílicos saturados de C₄ a C₈ en acetato e hidrógeno
- *Syntrophobacter wolnii*, (Boone, R. D. y Bryant, M. P., 1980) oxidan al propionato en acetato, dióxido de carbono e hidrógeno
- *Syntrophobacter bryantii*, oxida los ácidos grasos de C₄ a C₁₁
- *Syntrophus buswellii* (Mountfort, 1980) es capaz de oxidar el benzoato
- *Syntrophomonas sapovorans*, oxidan los ácidos grasos saturados de C₄ a C₁₈ y unos ácidos grasos insaturados.

La particularidad de estas bacterias es observada en las reacciones que realizan. Son inhibidas por el hidrógeno que producen, por lo que es necesario que éste no se acumule en el medio. Por esta razón, 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 sulfatorreductoras (BSR) sustituyen a las metanogénicas. Sin embargo, cabe señalar que cuando el medio no tiene sulfatos, ciertos grupos de BSR son capaces de establecer también una relación simbiótica con las metanogénicas hidrogenofílicas, de la misma manera que las bacterias "OHPA", efectuando una reacción de acetogénesis a partir de los compuestos de la primera etapa (ácidos grasos volátiles).

Esta relación simbiótica que se establece entre bacterias productoras de hidrógeno y bacterias hidrogenofílicas, que produce ventajas para los donadores de hidrógeno recibe el nombre de transferencia interespecie de hidrógeno y es muy importante para entender los fenómenos de regulación de la digestión.

Gracias a esta simbiosis, es posible mantener un balance energético favorable para llevar a cabo las reacciones de acetogénesis. Si las presiones parciales del hidrógeno exceden de 10⁻¹ atm para el etanol, 10⁻⁴ atm para el propionato y 10⁻³ atm para el butirato, la oxidación de estos compuestos en acetato por medio de la transferencia interespecie no puede ocurrir.

3.5.1.3 Tercera etapa: Metanogénesis

Esta etapa, considerada como la última en el proceso de la degradación anaerobia de la materia orgánica, se lleva a cabo por un grupo de bacterias denominadas metanogénicas, que son anaerobias estrictas. Para tener una metanogénesis adecuada se requieren tres condiciones básicas:

- Anaerobiosis estricta
- Condiciones reductoras (a -330 mV)
- Ausencia o cantidades limitadas de otros aceptores de electrones como sulfatos o nitritos, que favorezcan vías alternas en competencia con la metanogénesis.

Un reactor anaerobio no funcionará eficazmente si no se respetan estas condiciones, porque la mayoría de las bacterias involucradas son anaerobias estrictas.

Una vez cumplidas éstas, deberán tomarse en cuenta las características de los grupos bacterianos involucrados en el proceso, como son: Ausencia de inhibidores, temperatura, pH y presencia de micronutrientes.

Las bacterias metanogénicas utilizan un número reducido de sustratos tales como:

- Hidrógeno
- Formato (ácido fórmico o sus sales)
- Metanol
- Metilaminas
- Acetatos
- Etanol
- 2-Propanol
- Ciclopentanol

De acuerdo a esto se dividen en dos grupos tróficos:

a) Las bacterias hidrogenoflicas no acetoclásticas, las cuales no pueden utilizar el acetato como fuente de energía, pero sí como fuente de carbono. Tal es el caso de:

- *Methanobacterium formicicum*
- *Methanospirillum hungatei*
- *Methanobacterium thermoautotrophicum*

b) Las bacterias metanogénicas acetoclásticas, que producen metano a partir del grupo metilo del acetato, lo cual es de gran importancia para la digestión, dado que el 73% del metano producido de los digestores proviene del acetato.

En este grupo algunas bacterias pueden utilizar el metanol, las metilaminas y el hidrógeno. Estas bacterias son: *Methanosarcina*, *Methanotrix*, (Guyot, 1992).

El paso limitante en la metanogénesis involucra la degradación de los ácidos grasos volátiles (AGV's) como el acético, el propiónico y el butírico, ya que estos llegan a acumularse cuando los digestores son sobrealimentados o por la presencia de inhibidores (Marchain y Krause, 1993).

3.5.2 Factores ambientales relacionados con la digestión

Los microorganismos involucrados en la digestión requieren condiciones ambientales específicas para su crecimiento y actividad óptimas, que se verán manifestadas en un incremento de la biomasa, así como en altos porcentajes de remoción de materia orgánica. Algunos parámetros están claramente tipificados, no así otros en que el intervalo no ha sido bien delimitado. Entre los parámetros ambientales más importantes que inciden en la digestión se encuentran la temperatura, el intervalo de valores de pH y los nutrimentos.

3.5.2.1 Temperatura

La temperatura es un factor que influye de manera importante en la eficiencia del tratamiento anaerobio, debido a que las velocidades de las reacciones bioquímicas son directamente afectadas por este parámetro (energía de activación en la ecuación de Arrhenius).

Los microorganismos anaerobios se dividen, de acuerdo con su temperatura óptima, en tres categorías: **psicrófilos** (inferior a 20°C), **mesófilos** (20 a 40°C) y **termófilos** (40 a 65°C). Las bacterias metanógenas mesófilas tienen una temperatura óptima de 37°C, como límites entre 30 y 40°C. Sin embargo, estas bacterias pueden adaptarse para operar fuera de ese intervalo, aunque con eficiencias menores (Gujer y Zehnder, 1983). Los microorganismos presentes, así como las características del proceso difieren en cada intervalo de temperatura (tabla 3.5).

TABLA 3.5 CARACTERÍSTICAS DEL PROCESO DE DIGESTIÓN, DE ACUERDO AL INTERVALO DE TEMPERATURA EN QUE SE EFECTÚA LA METANOGÉNESIS (Moreno *et al.*, 1993)

MESÓFILA (20 a 40°C)	TERMÓFILA (40 A 65°C)
<ul style="list-style-type: none">- Menos vapor de agua en el gas- Mayor población metanógena- Menos CO₂ en el gas- Balance energético más favorable- Mayor experiencia en su aplicación	<ul style="list-style-type: none">- Mayor actividad- Menor TRH- Menor formación de lodo- Destrucción de microorganismos patógenos- Equilibrio microbiano frágil- Mayor actividad metanógena de la biomasa

Se sabe que las bacterias metanógenas pueden permanecer activas aún a temperaturas entre 8 y 10°C, pero la actividad de la biomasa y la eficiencia del tratamiento anaerobio disminuyen un 10-20% de los valores obtenidos a 35°C (Stronach *et al.*, 1986).

Los cambios de temperatura en el intervalo mesófilo pueden tolerarse, pero cuando la temperatura desciende, la carga de un digestor también debe ser disminuída de acuerdo con el descenso de la actividad esperada. No es aconsejable incrementar la temperatura de reactores mesofílicos por encima de 40°C, ya que a temperaturas más altas ocurre un rápido deterioro de las bacterias que proliferan en este intervalo de temperaturas. Los procesos anaerobios, generalmente, se operan en el intervalo mesófilo de 25 a 40°C.

En el caso de aguas residuales con temperaturas elevadas, la operación termófila a 50 y 60°C puede ser adecuada, ya que en este intervalo se logran altas velocidades de reacción, pero es poco común por la dificultad de mantener estas temperaturas y por la fragilidad de la población anaerobia que se desarrolla bajo estas condiciones. La temperatura óptima de los procesos anaerobios termófilos es de 55°C con una actividad de la biomasa en un 25 a 50% mayor que la obtenida en condiciones mesófilas.

Un problema con los procesos termófilos es el bajo rendimiento máxico (50% del rendimiento a 35°C), que trae como consecuencia arranques y adaptaciones lentos a nivel de carga orgánica, cambios de sustratos o sustancias tóxicas. Además, las células bacterianas tienen una tendencia a lisarse rápidamente a altas temperaturas, por lo que sólo pueden existir bajo condiciones de crecimiento exponencial. Existen pocas especies capaces de crecer a altas temperaturas.

Por otra parte, las bacterias termófilas producen altos niveles de ácidos grasos volátiles residuales que llegan a ser del orden de 1000 mg/L en lugar de los 300 mg/L encontrados en condiciones mesófilas.

En el caso de la metanogénesis termófila, la respuesta a cambios de temperatura súbitos es el paro temporal de la actividad, lo cual frena el proceso si la carga inicial es alta; pero si el cambio de temperatura es gradual, la actividad no se detiene totalmente. Esto trae como consecuencia, una disminución de la estabilidad ecológica en el proceso y lo hace inadecuado como tratamiento en aquellos casos en donde existen cambios continuos de temperatura.

3.5.2.2 Valor de pH y alcalinidad

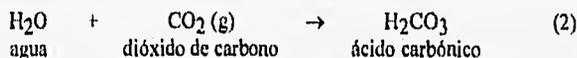
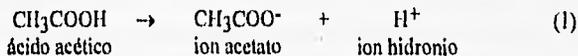
De forma similar a la temperatura, el pH en los reactores anaerobios ejerce una gran influencia sobre la actividad de los microorganismos.

El pH óptimo para la actividad de los diferentes grupos involucrados en la digestión depende del grupo al que pertenecen; sin embargo, se sabe que el intervalo en el que todas las bacterias pueden interactuar es alrededor de la neutralidad (6.2 a 7.8) con preferencia entre 7.0 y 7.2 (McCarty, 1964).

En el caso de las bacterias acidogénicas, el pH óptimo está entre 5.0 y 6.5 y, para las metanógenas, debe estar por arriba de 6.5. Por tanto, el pH de un reactor debe mantenerse en un intervalo de 6.5 a 7.5. Si este parámetro, se mantiene en el intervalo señalado, se considera que existe una actividad bioquímica balanceada. La influencia del pH sobre la producción de

metano, se relaciona principalmente con la concentración de ácidos grasos volátiles provenientes de la fase acidogénica.

Si el proceso de digestión no se controla, la producción biológica de los ácidos grasos volátiles y del CO₂ tiende a incrementar la acidez en el reactor con la consecuente reducción del pH (Ecs. 1 y 2):



La regulación del pH en un reactor anaerobio, se lleva a cabo mediante el sistema ácido-base, que es el resultado de las reacciones que ocurren durante los procesos de degradación, con la consecuente generación de alcalinidad.

La alcalinidad es la capacidad amortiguadora ("buffer", en inglés) de un sistema para mantener un determinado pH, por lo que, para mantener un nivel óptimo de pH, es necesario tener una buena capacidad amortiguadora.

Otro punto de gran importancia es la influencia del pH sobre la forma y proporción en que se presentan algunos compuestos que son tóxicos para el proceso de digestión como el amoníaco, el H₂S y los ácidos grasos volátiles. En aguas residuales que no contienen suficiente alcalinidad, el pH del reactor puede controlarse mediante la adición de materiales alcalinos.

Otra forma de adicionar alcalinidad al sistema, se logra mediante la recirculación del efluente neutralizado por el propio sistema, para alcalinizar el influente.

Es importante señalar el cuidado que se debe tener con el uso de agentes químicos en reactores anaerobios. Por ejemplo, la cal es uno de los álcalis más baratos, pero su precipitación como carbonato de calcio (CaCO₃) causa serios problemas de acumulación de sólidos no deseables. Además, grandes cantidades de un catión simple como Na⁺, que se agregue para el control del pH, pueden llegar a ser potencialmente tóxicas. En estos casos, es preferible utilizar mezclas de neutralizantes, tales como hidróxido de calcio (Ca(OH)₂), hidróxido de sodio (NaOH) e hidróxido de potasio (KOH) para el control del pH, tratando de mantener un balance de macronutrientes (Na, K, Ca).

3.5.2.3 Nutrientes

La digestión, por ser un proceso biológico, requiere además de la fuente de carbono, nutrientes inorgánicos esenciales para el óptimo desarrollo de las bacterias y la síntesis de nueva biomasa, así como para incrementar la actividad específica de utilización del sustrato. Los nutrientes esenciales son el nitrógeno y el fósforo (también conocidos como macronutrientes). El requerimiento del nitrógeno para el proceso anaerobio es sólo una pequeña fracción (0.2 a 0.5) de lo requerido en procesos aerobios. Esto se debe a la baja tasa de crecimiento (síntesis celular) de las bacterias anaerobias. Asimismo, el requerimiento de fósforo es aproximadamente 15% con respecto al nitrógeno.

Además de la adición de nitrógeno y fósforo, se han identificado otros elementos necesarios para la actividad de las bacterias metanógenas, denominados micronutrientes o nutrientes "traza" o vestigiales, que se requieren en concentraciones micro o miligramos por litro de agua residual. La tabla 3.6 muestra la composición de las bacterias metanógenas (y de ella pueden inferirse los requisitos mínimos de estos nutrientes en el agua residual).

TABLA 3.6 COMPOSICIÓN ELEMENTAL DE LAS BACTERIAS METANÓGENAS
(Moreno et al., 1993)

ELEMENTO	CONCENTRACIÓN mg/kg células secas
N	65000
P	15000
S	10000
Ca	4000
K	10000
Mg	3000
Fe	1800
Ni	100
Co	75
Mb	60
Zn	60
Mn	20
Cu	10

En muchos estudios de tratamiento anaerobio, la causa de resultados poco alentadores, aparentemente fue la ausencia de nutrientes "traza", entre los cuales el hierro, cobalto, níquel y azufre han sido probados como nutrientes obligatorios prioritarios, el molibdeno, el tungsteno y el selenio, también se reportan como elementos traza requeridos (Speece, 1983; Pandiyan et al., 1994).

3.5.3 Inhibición de la digestión

La presencia de sustancias tóxicas en los sistemas anaerobios, provocan la inhibición de la actividad de las bacterias metanógenas y de otros microorganismos involucrados en el proceso de digestión. Sin embargo, los compuestos tóxicos presentes en el agua residual, con frecuencia están en concentraciones bajas, por lo cual el efecto que ejercen sobre los organismos metanógenos es bacteriostático reversible. Los compuestos tóxicos se pueden agrupar en tres categorías:

1. Aquellos cuya toxicidad está relacionada con el pH, por ejemplo, los ácidos grasos volátiles, el amoníaco y el ácido sulfhídrico (H₂S)
2. Compuestos con una toxicidad inmediata y/o irreversible, como el tetracloruro de carbono (CCl₄), el cloruro de etileno (CH₂Cl₂) y el cloruro de metilo (CH₃Cl), en cuyo caso se habla de un efecto bactericida
3. Sustancias que, con un pequeño aumento de su concentración se vuelven tóxicos; como los iones metálicos.

Todos los compuestos anteriores, se consideran los factores más comunes que llevan a la inestabilidad al proceso de digestión.

3.5.3.1 Inhibición por ácidos grasos volátiles (AGV's)

El proceso de digestión en su fase acidógena involucra la producción de AGV's, sin embargo, un incremento sustancial de los AGV's puede llevar a una reducción del pH, hasta valores en los cuales la actividad metanógena es seriamente inhibida y la producción de biogás puede cesar por completo. Por lo tanto, el incremento de la concentración de AGV's en un reactor anaerobio, indica un desequilibrio entre las poblaciones microbianas.

Esta falta de equilibrio puede deberse a un incremento súbito de la carga orgánica, que estimula la actividad de las bacterias acidógenas, las cuales no se ven afectadas dada su capacidad para tolerar valores de pH bajos, hasta de 4.5 unidades, lo que no sucede con las bacterias metanógenas (que desaparecen casi completamente). Otra causa puede ser la reducción de nutrientes o la infiltración de sustancias tóxicas en el influente que limitan la actividad metanógena.

De acuerdo con algunos autores, la disminución en la tasa de remoción de los AGV's a pH ácidos puede atribuirse a la existencia de elevadas concentraciones de AGV's sin ionizar en el sistema. La naturaleza no ionizada de éstos, les permite penetrar la membrana celular más eficientemente que los AGV's ionizados y, una vez asimilados, disminuyen el pH intracelular afectando la actividad bacteriana.

La cantidad de AGV's no ionizados en el reactor depende de la concentración total de AGV's en solución, del equilibrio entre las formas ionizadas y no ionizadas y del pH; por ejemplo, el ácido acético se encuentra disociado de acuerdo a la siguiente reacción (De Walle *et al.*, 1979):



a valores de pH ácidos, el equilibrio cambia hacia la izquierda, dando como resultado un incremento en la concentración de ácidos volátiles no ionizados.

Se considera a los ácidos acético y n-butírico como estimulantes de la metanogénesis; sin embargo, el n-butírico a una concentración de 10 g/L inhibe la metanogénesis. El ácido acético es el menos tóxico de los AGV's, pero se ha observado una inhibición notable del crecimiento microbiano cuando la concentración es de 35 g/L.

El ácido propiónico es un indicador del mal funcionamiento del digestor y ejerce un efecto inhibitorio mayor al del ácido butírico en algunas bacterias metanógenas, ya que éstas pueden ser inhibidas cuando las concentraciones de propiónico exceden los 3 g/l.

El efecto inhibitor de los ácidos acético, propiónico y butírico puede reducirse mediante la aclimatación de las bacterias a estos ácidos.

3.5.3.2 Inhibición por sulfuros

En los reactores anaerobios los sulfatos, sulfitos y otros compuestos con azufre son reducidos a ácido sulfhídrico (H_2S) por las bacterias sulfatorreductoras. Este ácido se puede encontrar dentro del reactor en diferentes formas de acuerdo al pH, la temperatura y la fuerza iónica del medio.

La concentración de ácido sulfhídrico (H_2S) en solución acuosa, juega un doble papel, a bajas concentraciones fomenta la actividad metanógena y a elevadas concentraciones (de 100-150 mg/L, en Speece, 1983), la inhibe. Por lo anterior se debe tener presente que el azufre sólo actúa como nutrimento hasta una determinada concentración, menor de 25 mg/L.

Las bacterias sulfatorreductoras además de consumir sulfatos también son consumidoras de acetato, por lo que compiten por el ácido acético con las bacterias metanógenas; ambas son inhibidas a valores de pH inferiores de 6.

Los sulfuros se pueden encontrar en forma soluble e insoluble dependiendo de su asociación con cationes. Cuando las sales formadas son insolubles como las de algunos sulfuros metálicos, sus efectos son despreciables en la digestión.

La cantidad de sulfatos presentes en el agua residual es de suma importancia en la elección del tratamiento anaerobio; éste se propone para residuos industriales con alto contenido de sulfatos, debido a la formación de sulfuros no ionizados en el reactor.

Koster *et al.*, (1986) reportan que una concentración de 250 mg H_2S/L , en un intervalo de pH entre 6.4 y 7.2, inhibe en un 50% la actividad metanógena de lodo granular disminuyendo la formación de gas; por tanto, la pérdida de la producción de gas sigue un comportamiento lineal con la concentración de sulfuros. Los mismos autores atribuyen esta resistencia a la formación de gradientes de pH entre el medio y el interior del grano anaerobio.

Se ha observado que a pH 7.0, la fracción no ionizada es muy grande, por lo tanto, cuando hay una buena producción de biogás, el H_2S puede escapar de la solución.

3.5.3.3 Inhibición por nitrógeno amoniacal

El amoníaco (NH_3) es un compuesto muy común en aguas residuales de origen doméstico, ya que proviene de la degradación de proteínas y aminoácidos y su concentración puede alcanzar hasta 7.0 g/L.

En una disolución acuosa, el amoníaco se disocia para formar el ion amonio y el ion oxidrilo de acuerdo a la siguiente reacción:



Aunque el amonio es un amortiguador importante en la digestión, concentraciones elevadas de éste pueden inhibir el proceso.

Una de las limitantes para evaluar la concentración del nitrógeno amoniacal es que el ion amonio, generalmente se cuantifica como $N-NH_3$ (nitrógeno como amoníaco), por lo que no es posible distinguir entre uno y otro. Además, dado que no se precisan las concentraciones de amoníaco que provocan la inhibición completa, pueden tenerse problemas en el reactor por esta causa.

Los efectos inhibitorios del amoníaco, hasta ahora conocidos, aparentemente solo influyen en la fase metanógena.

Se sabe que una concentración de nitrógeno amoniacal ($N-NH_3$) de 1500 a 3000 mg/L, causa la inhibición de las bacterias metanógenas a pH alcalino. Sin embargo, no existen límites que definan el grado de toxicidad causado por el nitrógeno amoniacal.

Por lo general, se acepta que altos niveles de amoníaco no ionizado en condiciones de anaerobiosis, son más inhibitorias para la digestión que el mismo ion amonio.

3.5.3.4 Inhibición por metales pesados

Los metales pesados se reportan como los causantes más comunes de inhibición en los digestores de lodos provenientes de plantas de tratamiento aerobio de aguas residuales, debido a su carácter tóxico, aún en forma de sales metálicas en pequeñas concentraciones. Las sales tóxicas más comúnmente encontradas son las de cobre, zinc, níquel, plomo, aluminio, cromo hexavalente e hierro.

Los efectos principales que producen los metales pesados sobre la digestión son un incremento en la cantidad de ácidos grasos volátiles y, por consiguiente, la disminución de la producción de gas. Esto se debe a que las bacterias metanógenas sufren alteraciones metabólicas, originadas por la presencia de sustancias tóxicas.

En condiciones anaerobias, los metales se encuentran en diferentes formas (Gould y Gentelli, 1975):

- *Solubles*. Son aquellos metales que pueden existir en formas iónicas simples o como compuestos orgánicos e inorgánicos solubles
- *Adsorbidos*. En forma de asociaciones químicas, como uniones covalentes entre iones y partículas
- *Precipitados*. Como sustancias insolubles formadas en disolución, resultado de una reacción química, como hidróxidos, carbonatos, fosfatos y sulfuros
- *Asociados a compuestos orgánicos*. Son aquellos metales que están unidos a la materia orgánica insoluble, como componentes de células vivas ó formando complejos con productos metabólicos.

Los metales pesados en forma iónica provocan los mayores problemas de inhibición al proceso. Los efectos se presentan comúnmente a nivel metabólico y son:

- a. Alteración en las funciones de la célula, porque disminuyen el potencial energético de la cadena de electrones

- b. Destrucción del metabolismo enzimático, incluso el de la alcohol deshidrogenasa
- c. Inactivación de las enzimas, ya que los metales pesados reaccionan con los grupos -SH de los aminoácidos (Parkin y Speece, 1983).

Los metales pesados en su forma iónica pueden tolerarse en los digestores, especialmente si existe una concentración suficiente de sulfuros solubles en el sistema, con los cuales formen sustancias insolubles que no sean tóxicas.

3.5.3.5 Inhibición por compuestos de toxicidad inmediata

Los compuestos clorados son fuertemente tóxicos para las bacterias metanógenas, aún a concentraciones menores o iguales a 1 mg/L. Aquellos que contienen una estructura similar a la del metano (CH_4), como el tetracloruro de carbono (CCl_4), el tetracloruro de etileno (CH_2Cl_2) y el cloruro de metilo (CH_3Cl), son los más tóxicos. Una buena producción de gas puede eliminarlos del sistema. Sin embargo, concentraciones en exceso de estos compuestos requieren de varios días para su "expulsión" del sistema y consecuente recuperación de la actividad metanógena.

El cianuro (CN^-), al igual que el cloroformo (CHCl_3), es muy tóxico para las bacterias metanógenas, pero su toxicidad es menor para los otros organismos anaerobios. Cuando la concentración de este compuesto no es muy alta, puede ocurrir una adaptación de las bacterias, pero ésta puede perderse si se suspende el contacto del lodo con el cianuro.

El formaldehído es un compuesto orgánico que produce la desnaturalización de las proteínas. Altas concentraciones de este compuesto pueden provocar fallas en un reactor anaerobio. En este caso, la única solución es remover el formaldehído del agua residual o tratar el agua por un sistema aerobio. Algunas veces es posible transformarlo en azúcar o bien a una mezcla de formato y metanol, mediante incrementos del pH y de la temperatura.

Otro compuesto bastante tóxico para los microorganismos anaerobios obligados, como los productores de metano, es el oxígeno. Su acción tóxica, puede llegar a cambiar las condiciones de funcionamiento de un sistema anaerobio y producir graves problemas, como la disminución de la actividad metanógena del lodo y una reducción del crecimiento de la biomasa. Sin embargo, las bacterias facultativas presentes en el reactor ayudan a eliminarlo del medio, lo cual reduce el riesgo de toxicidad.

Con estos antecedentes, que resultan útiles para justificar la metodología empleada en este trabajo se presenta, a continuación, el capítulo de de materiales y métodos.

CAPÍTULO IV

MATERIALES Y MÉTODOS

IV. MATERIALES Y MÉTODOS

4.1 Aguas residuales

Las aguas residuales que se utilizaron para la realización de este trabajo, como se mencionó en el capítulo II, provienen de la planta deshidratadora productora de harinas y pigmentos a partir de cempasúchil, ubicada en Irimbo, Michoacán. Estas aguas se mantuvieron en recipientes de plásticos de cloruro de polivinilo cerrados, almacenados en un cuarto frío a 4°C. El tiempo de almacenamiento aproximado fue de 18 meses.

4.2 Diseño y construcción del reactor (arreglo experimental)

Se trabajó con un reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente o RALLFA construido con un tubo cilíndrico de acrílico de 10.16 cm de diámetro interno y 128.75 cm de longitud. Consta además de una chaqueta envolvente de acrílico de 15.24 cm de diámetro interno y 65 cm de longitud, colocada a 15 cm de la parte inferior y 45 cm por abajo de la parte superior del tubo cilíndrico interno, como se muestra en la Fig. 4.1, por donde se recircula el agua caliente para mantener la temperatura de operación fijada de 35°C, temperatura en la cual se favorece la metanogénesis mesofílica. El agua es calentada en un baño maría de temperatura controlada marca Grant (0 a 150°C, $\pm 0.004^\circ\text{C}$) de 14 litros de volumen, el cual cuenta con una bomba integrada para la recirculación del agua.

El agua residual es alimentada por la parte inferior del reactor por medio de una bomba peristáltica marca Masterflex de 6-600 RPM, siendo succionada de un tanque de almacenamiento de 20 L de capacidad que contiene el agua en tratamiento a temperatura ambiente.

En la parte superior del reactor se tiene un separador sólido-líquido-gas, construido con un embudo y una mampara de plástico, el primero ubicado a aproximadamente 55° con respecto de la horizontal, donde se separa el efluente del biogás y se retiene la biomasa que pudiera ser arrastrada por las burbujas ascendentes de gas. Por último, el agua tratada es enviada a través de un sistema de manguera látex como tubería a un segundo tanque recolector, mientras que el biogás es colectado en un medidor de gas marca Petroleum Instruments Company para pruebas de humedad alta y precisión de hasta 680 L/h, Modelo Wet Test Meter.

4.2.1 Inoculación y arranque del reactor

El arranque de reactores biológicos es una actividad delicada y sumamente importante para tener éxito durante el tratamiento. En esta fase, la biomasa se reproduce y se adapta al agua residual, por lo que es un período necesariamente inestable y de transición. Debido a las bajas tasas de generación de los microorganismos anaerobios, el arranque de este tipo de reactores es aún más lento y delicado, por lo que requiere de un inóculo adecuado y de la

experiencia del responsable. Es indudable que la reducción del tiempo de arranque es uno de los factores clave para incrementar la competitividad de los reactores anaerobios de alta tasa.

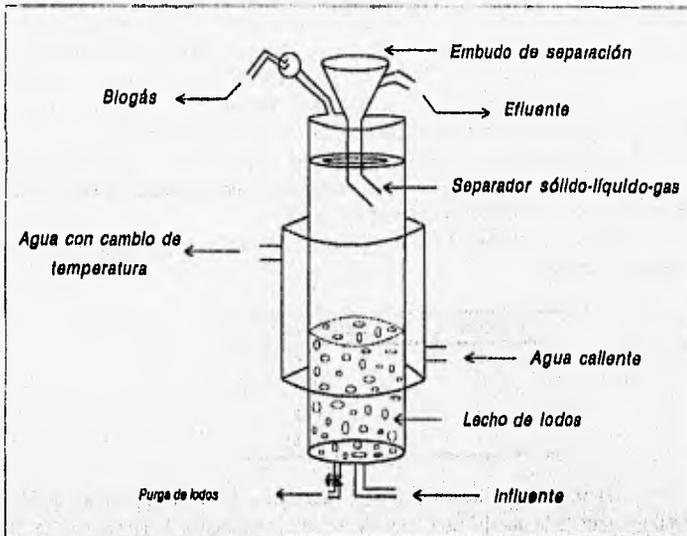


FIG. 4.1 Reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente, RALLFA

El arranque está influenciado por la concentración y composición de las aguas residuales, el volumen, la actividad y adaptación del inóculo, parámetros ambientales (pH, temperatura, nutrientes y elementos traza), parámetros de operación (carga orgánica, TRH y mezclado) y, por último, la configuración del reactor (geometría y tamaño). Todos estos parámetros presentan una interacción muy estrecha.

Los lodos utilizados para operar el reactor se obtuvieron de la planta de tratamiento de agua residual de la UNAM, que posee tres sistemas aerobios de depuración. Estos lodos fueron adaptados a este tipo de agua residual, determinando paralelamente su índice volumétrico de lodos (IVL), clasificándolo con esto como lodos de tipo floculento.

En todos los reactores, es necesario que el volumen de lodo inoculado sea lo más grande posible y que tenga suficiente actividad y adaptación a las propiedades específicas del agua residual.

El volumen conveniente para la inoculación de reactores anaerobios debe ser de un 30% del volumen de trabajo del reactor. En general, mientras más inóculo se utilice, mayor será la carga de arranque. En los reactores UASB o RALLFA, para lodo no granular, se debe asegurar una concentración mínima de 10 a 20 g SSV/L en la zona de lodos. Para este estudio se consideró la adición del 30% del volumen del reactor.

4.2.2 Condiciones de operación

La fase experimental de esta investigación, se realizó en el laboratorio del Programa de Ingeniería Química Ambiental y Química Ambiental (PIQAYQA), de la Facultad de Química de la Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM). Este laboratorio no cuenta con sistemas de aire acondicionado que garanticen condiciones constantes de temperatura y humedad a lo largo de la fase experimental (que se vio influida por la temperatura de alimentación del agua residual en las diferentes estaciones del año).

La fase experimental se dividió en cuatro etapas, con objeto de evaluar el comportamiento del sistema, su efecto en la remoción de contaminantes, la estabilidad del sistema y la eficiencia del RALLFA a esas condiciones.

En estas etapas, el reactor fue alimentado a diferentes cargas orgánicas de agua residual de cempasúchil:

Etapas	kgDQO/m ³ d
1	14.8
2	19.3
3	34.5
4	7.8

En las primeras tres se trabajó a un flujo volumétrico de 10 litros por día, equivalente a 6.94 mL por minuto lo que dió un tiempo de residencia hidráulico de un día y en la cuarta etapa se trabajó a un tiempo de residencia hidráulico de tres días, equivalente a un flujo volumétrico de 3.33 litros por día.

4.3 Técnicas analíticas empleadas para el "monitoreo" de las aguas tratadas

Las técnicas de análisis para evaluar el influente y el efluente se realizaron de acuerdo a los métodos estándar (APHA, 1981). Los análisis fisicoquímicos efectuados fueron: pH, temperatura, demanda química de oxígeno total (DQOt), demanda química de oxígeno soluble (DQOs), sólidos totales (ST), sólidos totales volátiles (STV), sólidos suspendidos totales (SST), sólidos suspendidos volátiles (SSV), sólidos disueltos totales (SDT), sólidos disueltos volátiles (SDV), alcalinidad y relación de la alcalinidad (α). En el anexo B se presenta la descripción de cada una de ellas.

Los progresos en el diseño de sistemas anaerobios para el tratamiento de aguas residuales, están relacionados con la aplicación del concepto de tiempo de retención celular (TRC). Los TRC elevados en los sistemas de alta tasa como el RALLFA o UASB-reactor, proporcionan una alta eficiencia y una buena estabilidad. Con la retención de la biomasa activa, se logra reducir el tiempo de residencia hidráulico (TRH) con respecto del tiempo de retención celular.

Uno de los obstáculos que evitan el uso intensivo de los procesos anaerobios es la carencia de estrategias que aseguren una operación estable. El proceso de la digestión se

puede esquematizar como un proceso de tres fases; líquida-sólido-gas. Cada fase está fuertemente relacionada con las otras dos y, algunas veces, la información de una puede estar directamente influenciada por el estado de las otras. Un proceso anaerobio estable comienza desde el diseño y la definición de los parámetros utilizados para "monitorear" al sistema. Los parámetros de mayor relevancia son:

1. La relación entre los ácidos grasos y la alcalinidad,
2. La producción y composición del gas (metano y dióxido de carbono),
3. El valor de pH y
4. La remoción de sólidos coloidales suspendidos y material disuelto (medido como DQOs).

En forma ideal, la información que proporcionen estos parámetros deberá indicar con facilidad el estado del reactor, para poder así tomar decisiones correctivas antes de que el sistema falle totalmente.

Un indicador idóneo del estado de un reactor anaerobio será aquel que sea fácil de determinar y que, además, refleje el comportamiento metabólico del sistema.

4.3.1 "Monitoreo" de la fase líquida

Los principales parámetros con los cuales se evalúa la fase líquida son:

1. Materia orgánica
2. Ácidos grasos volátiles
3. Potencial de óxido-reducción
4. Valor de pH
5. Alcalinidad y relación alfa.

4.3.1.1 Materia orgánica

La demanda química de oxígeno (DQO) es la variable más utilizada en la operación del proceso por su "rapidez", aunque no es posible determinarla en línea. Mediante la filtración se pueden separar las distintas fracciones de la DQO del agua residual, con lo que se obtienen valores de demanda química de oxígeno total y soluble (que es la fracción que teóricamente es removida por los microorganismos), coloidal y suspendida. El parámetro clave, para los ingenieros sanitarios, es la DQO total ya que sirve para definir parámetros como carga orgánica volumétrica, másica y las relaciones metano/DQO, acidificación (DQO/alcalinidad, DQO/AGV) y carga orgánica volumétrica/producción de gas. Es claro que una parte de lo que se mide con este parámetro son sustancias no biodegradables e, incluso, tóxicas, así que debe tomarse con la precaución debida.

La carga orgánica máxima debe ser controlada para evitar el arrastre de la biomasa, provocado por un aumento en la producción de gas. El parámetro de la alcalinidad del medio

también debe ser controlado para evitar un aumento excesivo de la producción de ácidos en el reactor.

4.3.1.2 Ácidos grasos volátiles

Aunque la tendencia del proceso es la producción de ácido acético, cuando se acumula el hidrógeno las bacterias acidógenas, como respuesta de defensa, tienden a tomar la ruta metabólica de los ácidos butírico y propiónico o a polimerizar los AGV's para emplear hidrógeno como reactivo.

Existen dos métodos para determinar los AGV's, uno es por una valoración con hidróxido de sodio, que es poco exacto y el otro es por cromatografía de gases. Este último cuantifica por separado cada ácido graso volátil en un tiempo corto, aunque requiere que la muestra se prepare adecuadamente, mediante su centrifugación y acidificación. La desventaja de este último procedimiento es su alto costo, ya que además debe contarse con una columna especial para cromatografía, la cual es muy cara y su vida útil no es muy grande.

4.3.1.3 Potencial REDOX

La metanogénesis ocurre a potenciales redox muy negativos (alrededor de -300 mV). El electrodo para medirlo es de platino y su referencia puede ser uno de Calomel o de plata/cloruro de plata (Ag/AgCl). Este electrodo requiere de tiempos muy largos (días) para su estabilización y sus lecturas son poco reproducibles.

4.3.1.4 Valor de pH, alcalinidad y relación alfa, " α "

El valor del pH representa la concentración de los iones de hidrógeno en una solución. Durante la degradación anaerobia de la materia orgánica, el valor de pH está relacionado con la concentración de AGV's y otros ácidos inorgánicos presentes en el sistema. Por otro lado, la alcalinidad se define como la capacidad amortiguadora o "buffer" de un medio acuoso. Esta capacidad amortiguadora puede ser abatida en un reactor anaerobio por una alta producción de AGV's, situación que si no es detectada oportunamente provocará la acidificación del proceso.

Anteriormente no existía un método confiable para determinar la verdadera capacidad amortiguadora de un proceso anaerobio, por lo que Jenkins *et al.* (1991), propusieron una titulación de alcalinidad con un punto intermedio de pH a 5.75, además del común a pH de 4.3. Esta alcalinidad a pH 5.75 mostró ser superior al método existente para determinar la capacidad amortiguadora de un digestor.

La alcalinidad a pH de 5.75, representa la capacidad "buffer" útil del sistema, la debida a bicarbonatos, sin que se considere la capacidad "buffer" de los ácidos grasos volátiles (AGV's), medida entre valores de pH de 5.75 a 4.3. Teóricamente, a pH de 5.75 el 80% de los bicarbonatos serán titulados con una contribución de AGV's menor al 20% (Jenkins *et al.*, 1991).

En el mismo sentido, Rojas (1988) propuso una relación " α " entre ambas alcalinidades ($\alpha = (\text{alc.4.3} - \text{alc. 5.75}) / \text{alc.4.3}$), por lo que un sistema tendrá una excelente capacidad amortiguadora cuando esta relación se aproxime a 0.2. Para reactores anaerobios, una correcta operación se logra con valores de α entre 0.2 y 0.4 como máximo, que representará un 60% en capacidad amortiguadora.

4.3.2 "Monitoreo" de la fase gaseosa

Los parámetros usados para evaluar la fase gaseosa son la producción y composición del biogás y, más específicamente, el rendimiento de metano, que es un buen indicador del estado metabólico del reactor. Bajas producciones de metano, relacionadas con la concentración de materia orgánica en el influente, son una señal de la acumulación de ácidos solubles en la fase líquida. Desafortunadamente, esto es sólo el resultado de un desequilibrio más que un aviso de ello.

Los principales gases en esta fase del reactor anaerobio son metano y dióxido de carbono. Las variaciones en las proporciones de ambos gases son típicas de desequilibrios en el reactor.

Un mejor entendimiento de la microbiología de los reactores anaerobios permitió conocer que otros gases como el hidrógeno (H_2) y el monóxido de carbono (CO) están presentes en pequeñas cantidades en la fase gaseosa. Estos gases son buenos indicadores de las complejas reacciones que ocurren en las otras fases del reactor pero su cuantificación requiere de equipo muy costoso y complicado.

4.3.3 "Monitoreo" de la fase sólida

Para la adecuada operación y control de un reactor anaerobio, es necesaria la evaluación periódica de la biomasa bacteriana (lodos), mediante algunos parámetros que reflejen el estado del lodo anaerobio. Entre los más comunes se encuentran: la actividad metanógena específica, el número más probable de bacterias (NMP), la granulometría, así como su IVL y la velocidad de sedimentación.

4.3.3.1 Índice volumétrico de lodos (IVL) y velocidad de sedimentación (V_{sed})

El IVL es una prueba que evalúa la capacidad de sedimentación o compactación del lodo y se define como el volumen que ocupa un gramo de lodos, después de sedimentar durante 30 minutos y sus unidades son mL/g. El IVL se calcula aplicando la siguiente fórmula:

$$IVL = (\text{Vol. de lodos sedimentados a 30 min (mL)}) / SST(g)$$

donde:

SST = Sólidos suspendidos totales en la muestra del lodo

La velocidad de sedimentación indica la rapidez con la que sedimenta el lodo expresado en m/h.

El IVL de un lodo granular está entre 20 y 30 mL/g y la velocidad de sedimentación cercana a 50 m/h. El incremento en el valor del IVL y la disminución en la V_{sed} en un lodo granular pueden indicar que éste tiende a disgregarse, por lo que es necesaria la evaluación periódica de estos parámetros.

4.3.3.2 Actividad metanogénica específica, AME

La actividad metanogénica específica del lodo, AME, se define como la cantidad de sustrato convertido a metano por unidad de lodo (SSV, sólidos suspendidos volátiles) por unidad de tiempo y se expresa como:

$$AME = (gDQO-CH_4) / SSV.d$$

La determinación de la actividad metanogénica del lodo anaerobio es un parámetro importante en las distintas etapas de operación de un reactor, como en la fase de arranque donde se determina la actividad del lodo de inóculo o lodo de siembra.

Su cantidad y esta actividad se utilizan como criterios para determinar la carga orgánica máxima inicial.

Durante las fases subsiguientes que componen el arranque del reactor, la determinación regular de la actividad metanogénica específica aporta información sobre la evolución del inóculo de siembra, normalmente con un contenido elevado en materia orgánica inactiva, hasta la obtención de un lodo adaptado al sustrato y constituido casi exclusivamente por biomasa activa.

Un cambio en la actividad de éste puede indicar inhibición debida, por ejemplo, a la toxicidad del amoníaco o la acumulación de materia orgánica de lenta digestión o, incluso no degradable, procedente del agua residual.

4.3.3.3 Granulometría

En los reactores de tipo UASB o RALLFA, el lodo granular permite arranques rápidos, sobre todo cuando el lodo está adaptado a un agua residual similar. Sin embargo, no siempre se cuenta con este tipo de lodo, por lo que se debe proceder al arranque con lodo sustituto que puede transformarse en lodo granular.

4.3.3.4 Número más probable de bacterias (NMP)

El lodo está compuesto principalmente por biomasa, con una cantidad variable de sólidos orgánicos y precipitados orgánicos. Un requisito indispensable del lodo de inóculo es que debe contener los principales grupos de bacterias implicadas en el proceso de la

digestión. La prueba de laboratorio del NMP permite conocer, cuantitativamente, las concentraciones de estas bacterias en el lodo de inóculo por grupos tróficos, como son: acetoclásticas, hidrogenófilas, fermentativas, sulfatorreductoras y las consumidoras de propionato y butirato. Actualmente no existen límites estrictos en cuanto al NMP de cada uno de estos grupos que debe contener el inóculo, pero se debe preferir aquél que los contenga en mayor cantidad, principalmente las de tipo metanógeno acetoclástico e hidrogenófilas.

La determinación periódica del NMP aporta información de la adaptación y aclimatación de los microorganismos al desecho produciendo un incremento de las mismas. Una de las restricciones para la determinación del NMP, a diferencia de las pruebas anteriores, es el costo elevado de equipo para su determinación, así como de personal calificado para su ejecución.

CAPÍTULO V

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

V. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

5.1 Caracterización efectuada al lodo inoculado

En la tabla 5.1 se presenta la caracterización efectuada al lodo utilizado como inóculo (proveniente de un reactor aerobio de la planta de tratamiento de la UNAM).

TABLA 5.1. CARACTERIZACIÓN DEL LODO INOCULADO

PARÁMETRO	CONCENTRACIÓN
pH	7.38
Sólidos totales (mg/L)	18920
Sólidos totales volátiles (mg/L)	13270
Sólidos suspendidos totales (mg/L)	12500
Sólidos suspendidos volátiles (mg/L)	9200
Sólidos disueltos totales (mg/L)	8130
Sólidos disueltos volátiles (mg/L)	5550
Sólidos suspendidos fijos (mg/L)	3300
Índice volumétrico de lodos (mL/gSST)	504

Este lodo fue previamente adaptado a condiciones anaerobias y a este sustrato. Presenta el 76% de materia orgánica y 9,200 mg/L de SST, los cuales, representan a *grosso modo* la biomasa activa; así como un pH neutro de 7.38 y un IVL (Índice volumétrico de lodos) de 504 mL/gSST con lo que se clasifica como lodo floculento que, aunque no es el óptimo para inocular un reactor anaerobio, puede funcionar.

5.2 Degradación del agua de cempasúchil

Los resultados obtenidos del tratamiento de las aguas residuales de cempasúchil, que descarga la industria productora de harinas para la extracción de pigmentos, en condiciones anaerobias se describen a continuación.

Primeramente, esta investigación se llevó a cabo en cuatro etapas las cuales se presentan en la tabla 5.2, donde además de ellas se muestran los resultados promedio alcanzados para cada una bajo las diferentes condiciones de operación. En esta tabla se puede apreciar que, en las etapas 1, 2 y 4, el reactor tiene un buen comportamiento, no así en la tercera, puesto que ahí se observa que la eficiencia es mucho menor comparada con las anteriores y es donde se presentaron los mayores problemas. Esto se explicará con más detalle cuando se describa cada una de estas etapas.

TABLA 5.2. RESULTADOS PROMEDIO DE LA OPERACIÓN DEL REACTOR ANAEROBIO DE LECHO DE LODOS DE FLUJO ASCENDENTE DURANTE LAS DIFERENTES ETAPAS FIJADAS PARA ESTA INVESTIGACIÓN

Parámetro	Etapa							
	1(a)		2(b)		3(c)		4(d)	
	inf.	efl.	inf.	efl.	inf.	efl.	inf.	efl.
DQO _t g/L	14.84	9.12	19.29	8.81	34.50	19.94	23.37	8.38
DQO _s g/L	12.69	7.71	18.06	7.91	32.29	16.80	21.64	7.07
Sólidos totales g/L	14.08	9.83	16.71	14.78	-	-	11.52	5.21
pH	5.74	7.03	5.02	7.72	4.94	7.41	5.28	7.85
Alcalinidad pH = 5.75 gCaCO ₃ /L	-	1.55	-	3.50	-	2.69	-	4.75
Alcalinidad pH = 4.30 gCaCO ₃ /L	-	3.42	-	4.62	-	7.55	-	6.87
α	-	0.38	-	0.36	-	0.63	-	0.30
Producción de biogás L/d	-		140.3		176.6		77.0	
CH ₄ (%)	60		65		60		65	
% de remoción	55-60		64-70		53-57		65-73	

(a) TRH = 1d; T=35°C; Carga orgánica = 14.8 kgDQO/m³d

(b) TRH = 1d; T=35°C; Carga orgánica = 19.3 kgDQO/m³d

(c) TRH = 1d; T=35°C; Carga orgánica = 34.5 kgDQO/m³d

(d) TRH = 3d; T=35°C; Carga orgánica = 7.8 kgDQO/m³d

5.2.1 Primera etapa

En esta primera etapa de experimentación el reactor fue alimentado a una carga orgánica de agua residual de cempasúchil de 14.8 kgDQO/m³d (carga de arranque). En la tabla 5.3 y en las gráficas 5.1 a 5.5 se presentan los resultados obtenidos.

Del día 1 al día 14, que representan los primeros días de operación del reactor anaerobio, se presentó una acidificación en el reactor, debido a que esta etapa es un período de transición hacia la estabilización.

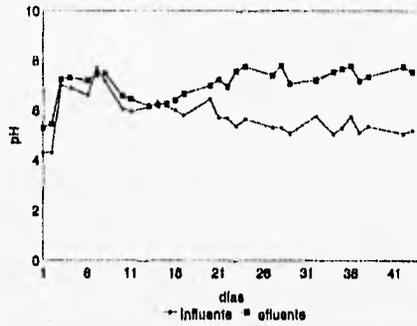
En la gráfica 5.1 se aprecia cómo, durante este período, el valor de pH del efluente llegó incluso a ser menor (6.20) que el valor de pH del influente (6.32) y el factor de alcalinidad α (el cual se considera como el parámetro de control) aumentó a 0.88, por lo que del día 15 al 43 esta acidificación se redujo mediante la adición de bicarbonato de sodio, primero en cantidades mayores (5 g/L) y posteriormente reduciéndose, conforme evolucionaba el reactor, hasta (2 g/L). Este comportamiento se ve claramente reflejado en la gráfica 5.3, en donde el valor de relación de alcalinidad α disminuyó hasta un valor de 0.32.

Durante estos días (15 a 43) el pH del efluente aumentó a 7.55, en tanto que la alcalinidad fue de 2,182 mgCaCO₃/L para la titulación a pH de 5.75 y de 3,214 mgCaCO₃/L

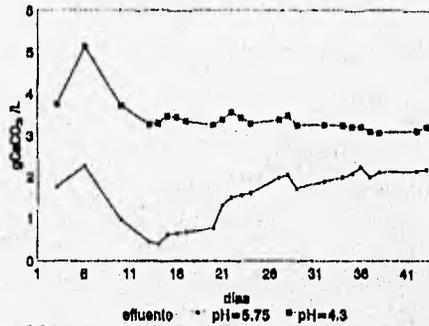
para la titulación a pH de 4.30, lográndose con esto un buen amortiguamiento del potencial de hidrógeno. En este mismo lapso, la demanda química de oxígeno se redujo en un 55-60%, debido a que la DQOt disminuyó de 14,764 mg/L (en el influente) a 7,480 mg/L (en el efluente) y la DQOs de 12,402 mg/L (en el influente) a 4,929 mg/L (en el efluente) como se aprecia en la gráfica 5.4.

TABLA 5.3. RESULTADOS OBTENIDOS EN EL REACTOR ANAEROBIO DE LECHO DE LODOS DE FLUJO ASCENDENTE (Vt=10L; TRH=1d; CARGA ORGÁNICA DE ALIMENTACIÓN DE 14.8 kgDQO/m³d, T=35°C)

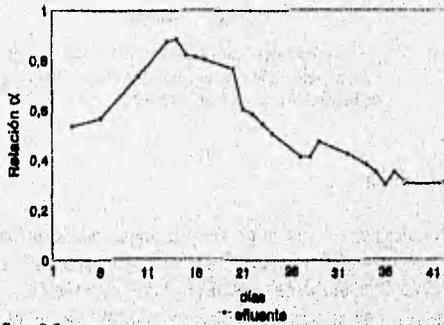
No. de día	pH		Alcalinidad mg CaCO ₃ /L			DQOt mg DQO/L			DQOs mg DQO/L			Sólidos totales mg/L	
	inf.	efl.	efl. pH=5.75	efl. pH=4.30	α	inf.	efl.	%	inf.	efl.	%	inf.	efl.
	1	4.30	5.30	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---
2	4.32	5.46	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---
3	6.99	7.24	1773	3760	0.53	6000	6800	0.0	6000	6200	0.0	16315	9790
4	6.90	7.30	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---
6	6.61	7.21	2269	5133	0.56	10246	9426	8.0	9426	8811	6.5	16320	10235
7	6.70	7.45	---	---	---	14087	14484	0.0	---	---	---	15160	12700
8	7.20	7.50	---	---	---	16200	14600	9.9	13300	13100	1.5	14525	12325
9	---	---	---	---	---	15300	14700	3.9	13400	14000	0.0	16275	11680
10	6.06	6.58	974	3721	0.73	14285	14286	0.0	12698	13293	0.0	13970	11250
11	5.95	6.45	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---
13	6.11	6.15	438	3273	0.87	12948	14442	0.0	11354	11153	1.8	11995	11475
14	6.32	6.20	399	3312	0.88	13100	12800	2.3	9400	11600	0.0	13930	10435
15	6.18	6.27	614	3477	0.82	14200	13500	4.9	14400	14200	1.4	13765	10700
16	6.00	6.40	643	3445	0.81	15637	13546	13.4	13347	12849	3.7	14235	10735
17	5.79	6.66	672	3351	0.80	15476	13690	11.5	13690	12301	10.1	12875	9750
20	6.44	6.98	789	3263	0.76	16100	13200	18.0	11200	8300	25.9	13665	9645
21	5.70	7.22	1325	3389	0.60	14960	11811	21.0	13189	10039	23.9	15495	9840
22	5.67	6.93	1515	3567	0.58	16300	12400	23.9	14400	11200	22.2	14230	9270
23	5.35	7.56	1578	3448	0.54	16339	11417	30.1	12795	10196	20.3	13365	8750
24	5.64	7.75	1636	3312	0.50	13672	10742	21.4	13086	10156	22.4	13155	8725
27	5.32	7.41	1997	3390	0.41	---	---	---	---	---	---	---	---
28	5.30	7.80	2065	3487	0.41	---	---	---	---	---	---	---	---
29	5.07	7.07	1734	3253	0.47	---	---	---	---	---	---	---	---
32	5.75	7.20	1909	3273	0.42	---	---	---	---	---	---	---	---
34	5.05	7.54	2006	3253	0.38	---	---	---	---	---	---	---	---
35	5.29	7.66	2084	3214	0.35	11491	5040	56.1	11895	5948	50.0	12460	6600
36	5.74	7.77	2240	3214	0.30	16667	6944	58.3	12302	6151	50.0	11690	6390
37	5.11	7.18	2006	3097	0.35	14000	6000	57.1	13200	5200	60.6	14050	6515
38	5.34	7.33	2123	3078	0.31	---	---	---	---	---	---	---	---
42	5.06	7.75	2143	3117	0.31	14087	6151	56.3	12401	4960	60.0	---	---
43	5.20	7.55	2182	3214	0.32	14764	7480	49.3	12402	4929	60.3	---	---



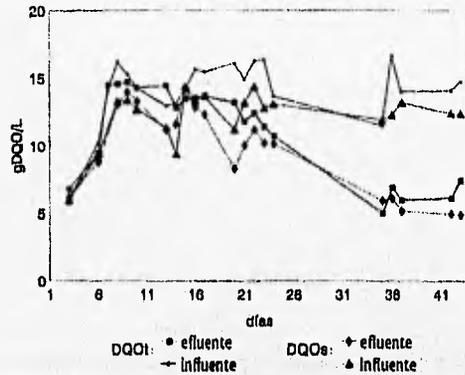
Gráfica 5.1. Comportamiento del pH en el efluente de compasúchil en el reactor anaerobio usado. Carga orgánica de alimentación de 14.8 kgDQO/m³d



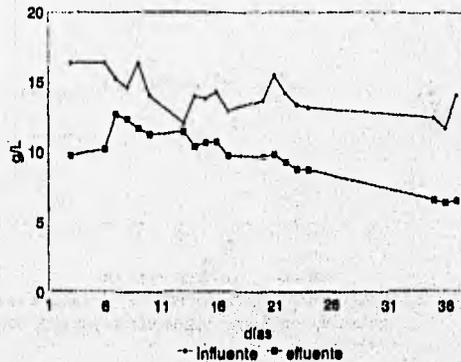
Gráfica 5.2. Comportamiento de la alcalinidad en el reactor anaerobio usado. Carga orgánica de alimentación de 14.8 kgDQO/m³d



Gráfica 5.3. Relación de la alcalinidad en el reactor anaerobio usado con pH=5.75 y 4.30. Carga orgánica de alimentación de 14.8 kgDQO/m³d



Gráfica 5.4. Perfil de remoción de la materia orgánica del efluente de compasúchil, en el reactor anaerobio usado. Carga orgánica de alimentación de $14.8 \text{ kgDQO/m}^3\text{d}$



Gráfica 5.5. Comportamiento de sólidos totales del efluente de compasúchil, en el reactor anaerobio usado. Carga orgánica de alimentación de $14.8 \text{ kgDQO/m}^3\text{d}$

5.2.2 Etapa de recuperación

Los resultados alcanzados a lo largo de esta etapa indicaban que el reactor podía soportar una concentración orgánica superior, por lo que se procedió a alimentarlo a una carga orgánica de $19.3 \text{ kg DQO/m}^3\text{d}$, de agua residual de compasúchil.

Recién iniciados estos experimentos con el aumento de la carga orgánica en la alimentación, nuevamente se presentaron problemas de acidificación en el reactor, debido a desperfectos en el suministro de energía eléctrica por dos días continuos y después

intermitentemente, lo que ocasionó que la temperatura de operación descendiera de 35°C a aproximadamente 18°C, provocando que la los microorganismos no pudieran metabolizar la materia orgánica biodegradable y que el reactor se desestabilizara.

En el anexo A se presentan todos los datos obtenidos de las medidas tomadas para recuperar al reactor RALLFA.

5.2.3 Segunda etapa

Después de complementar con inóculo la carna del reactor anaerobio, éste fue alimentado a una carga orgánica de agua residual de campasúchil de 19.3 kg DQO/m³d. El período de recuperación de la población microbiana hacia la estabilización fue lenta (día 1 al 33), como se observa en la tabla 5.4 y en las gráficas 5.6 a 5.10.

En la gráfica 5.6 se observa que del día 1 al 15 el pH del efluente descendió hasta un valor de 7.18, debido al cambio de concentración en la alimentación; sin embargo, aunque presentaba un buen valor de pH, los valores de alcalinidad eran de 2,144 mgCaCO₃/L a pH de 5.75 y de 7,102 mgCaCO₃/L a pH de 4.30, con lo que se tenía un valor de α muy alto (0.70).

Del día 19 al día 33 el reactor se puso a recirculación total, con el fin de lograr la estabilización de la población microbiana. Durante este tiempo se logró la recuperación del reactor la cual se ve claramente reflejada en la gráfica 5.8 en donde se observa el descenso de la relación de alcalinidad α hasta un valor de 0.28.

Del día 34 al 58 se continuó alimentando agua residual de campasúchil a una carga orgánica de 19.3 kgDQO/m³d. Durante estos días, el pH del efluente aumentó a 7.72 en promedio, en tanto que la alcalinidad fue de 2,100 mgCaCO₃/L a pH de 5.75 y de 3,100 mgCaCO₃/L a pH de 4.30 (gráfica 5.7) y una relación de alcalinidad alfa de 0.40. En este mismo lapso, la demanda química de oxígeno se redujo en 64-70%, en su estado más estable, con valores promedio de DQOt de 6,000 mg/L y de DQOs de 5,600 mg/L como se aprecia en la gráfica 5.9. En la gráfica 5.10 se observa el comportamiento presentado por los sólidos durante esta etapa.

La producción de biogás durante esta etapa fue de 140.3 L/d. en promedio, del cual el 65% del biogás fue metano y el resto CO₂.

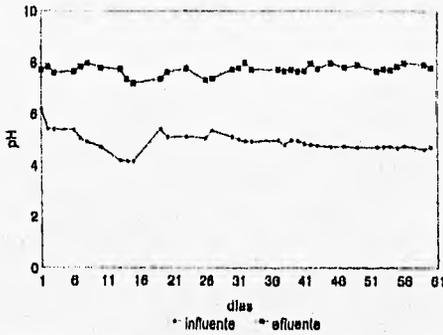
5.2.4 Tercera etapa

Estos datos y el aumento constante tanto en volumen como en composición del biogás dieron la pauta para cambiar la carga orgánica en la alimentación a 34.5 kg DQO/m³d, de agua residual de campasúchil.

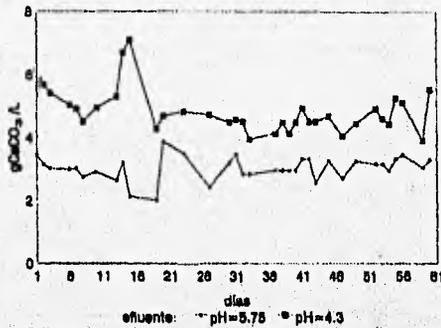
Los resultados se muestran en la tabla 5.5 y las gráficas de la 5.11 a la 5.15. En dicha tabla se observa que, del día 1 al 7, el reactor removió de 53 a 57% de materia orgánica medida como demanda química de oxígeno. Esta remoción está claramente reflejada en la gráfica 5.14, en ella se aprecia el perfil de remoción de la materia orgánica.

TABLA 5.4. RESULTADOS DE LAS PRUEBAS DE EVALUACIÓN DEL REACTOR ANAEROBIO DE LECHO DE LODOS DE FLUJO ASCENDENTE DESPUÉS DE LA ADICIÓN DE INOCULO. (V_i=10L; TRH=1d; CARGA ORGÁNICA DE ALIMENTACIÓN DE 19.3 kgDQO/m³d, T=35°C)

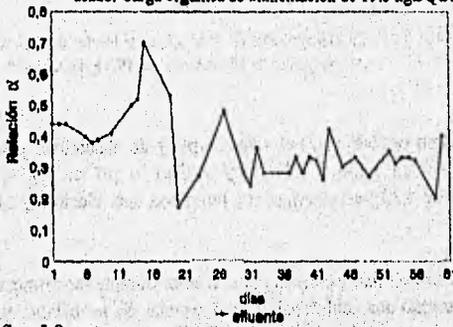
No. de día	pH		Alcalinidad mg CaCO ₃ /L			DQO _i mg DQO/L			DQO _s mg DQO/L			Sólidos totales mg/L		Biogás L/d.
	inf.	efl.	efl. pH=5.75	efl. pH=4.30	α	inf.	efl.	%	inf.	efl.	%	inf.	efl.	
1	6.18	7.72	3357	6140	0.44	22031	12188	41.8	18438	12813	30.5	---	---	---
2	5.42	7.84	3163	5676	0.44	21225	11913	43.9	14631	10901	44.4	21635	13025	---
3	5.40	7.60	3027	5418	0.44	---	---	---	---	---	---	---	---	---
6	5.37	7.63	3010	5040	0.40	---	---	---	---	---	---	---	---	---
7	5.05	7.84	3027	4919	0.38	18513	8861	52.1	17563	9335	36.9	11635	20055	---
8	4.91	7.98	2882	4506	0.39	19620	9019	54.0	17563	9810	44.1	---	---	---
10	4.71	7.79	2918	4946	0.41	17236	9317	46.0	15994	7453	53.4	---	---	---
13	4.18	7.74	2655	5810	0.50	18891	8661	54.2	16142	9055	43.9	16860	11270	---
14	4.16	7.34	3216	6700	0.52	---	---	---	---	---	---	---	---	---
15	4.15	7.18	2144	7402	0.70	---	---	---	---	---	---	---	---	---
19	5.40	7.36	2010	4888	0.38	---	---	---	---	---	---	---	---	---
20	5.09	7.82	3886	4690	0.17	---	---	---	---	---	---	---	---	---
23	5.11	7.77	3484	4884	0.27	---	---	---	---	---	---	---	---	---
26	5.05	7.30	---	---	---	23092	15458	33.0	19466	14695	24.5	---	---	---
27	5.35	7.37	2924	4734	0.31	---	---	---	---	---	---	---	---	---
30	5.10	7.72	3211	508	0.28	---	---	---	---	---	---	---	---	---
31	5.00	7.80	3473	4586	0.24	---	---	---	---	---	---	---	---	---
32	4.93	7.98	2880	4521	0.36	20134	10067	50.0	18289	8557	33.2	---	---	---
33	4.91	7.72	2880	3864	0.28	---	---	---	---	---	---	---	---	---
37	4.96	7.72	2965	4144	0.28	18797	7331	60.9	20113	4135	79.4	---	---	---
38	4.79	7.66	2981	4488	0.33	24132	8507	64.7	25000	746	70.1	---	---	---
39	4.84	7.68	3542	4947	0.32	---	---	---	---	---	---	---	---	---
40	4.80	7.96	3342	4821	0.26	18066	7482	59.0	16971	6022	64.0	---	---	---
41	4.76	7.75	3611	4521	0.42	---	---	---	---	---	---	---	---	142.2
43	4.71	7.98	3276	4685	0.30	---	---	---	---	---	---	---	---	121.6
45	4.73	7.80	2720	4062	0.33	15468	4496	70.9	14209	4137	70.8	---	---	122.4
47	4.69	7.90	3280	4488	0.27	---	---	---	---	---	---	---	---	138.2
50	4.70	7.67	3171	4931	0.35	21111	10185	51.8	19075	8704	54.4	---	---	158.4
51	4.71	7.73	3170	4603	0.31	17617	7215	59.0	17282	7048	59.2	---	---	116.6
52	4.72	7.72	2971	4439	0.33	18931	7246	61.7	18478	6341	63.7	---	---	---
53	4.68	7.85	3322	5258	0.33	---	---	---	---	---	---	---	---	120
54	4.75	7.99	3473	5127	0.32	17167	5500	67.9	18500	4000	78.4	---	---	---
57	4.62	7.92	3063	3915	0.20	15858	6343	59.9	14366	4011	72.1	---	---	133.4
58	4.71	7.88	3309	3886	0.40	---	---	---	---	---	---	---	---	209.8



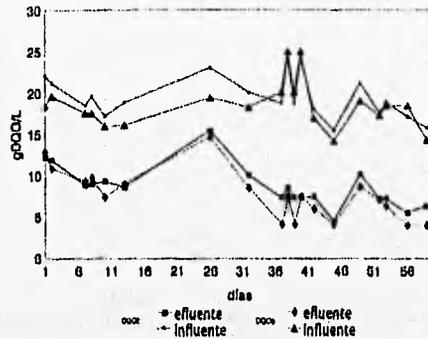
Gráfica 5.6. Comportamiento del pH del efluente de cempasúchil en el reactor anaerobio usado. Carga orgánica de alimentación de 19.3 kgDQO/m³d



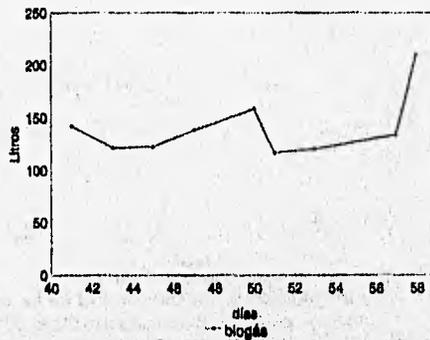
Gráfica 5.7. Comportamiento de la alcalinidad en el reactor anaerobio usado. Carga orgánica de alimentación de 19.3 kgDQO/m³d



Gráfica 5.8. Relación de la alcalinidad en el reactor anaerobio usado con pH=5.75 y 4.30. Carga orgánica de alimentación de 19.3 kgDQO/m³d



Gráfica 5.9. Perfil de remoción de materia orgánica del efluente de campasúchil, en el reactor anaerobio usado. Carga orgánica de alimentación de 19.3 kgDQO/m³d



Gráfica 5.10. Perfil de producción de biogás en el reactor anaerobio usado. Carga orgánica de alimentación de 19.3 kgDQO/m³d

En este mismo período (1-7) el valor de pH y de alcalinidad para el efluente estuvo entre 8.08 y 7.95, y de 3,530 a 3,210 mgCaCO₃/L a pH de 5.75 y de 5,667 a 6,011 mgCaCO₃/L a pH de 4.30, respectivamente, junto con una relación de alcalinidad de 0.38 a 0.46 en promedio.

La aparente estabilidad mostrada por el reactor durante los primeros 13 días, se perdió debido a que se presentó una acidificación en el sistema. Se le atribuye esta desestabilización al exceso de la carga de alimentación, aunque no hay ningún argumento que valide este aserto. El reactor después de este día no se pudo recuperar, ya que presentaba valores de pH y relación de alcalinidad bajos.

La gráfica 5.13 muestra la desestabilización del reactor del día 7 al 14, apreciándose el aumento en la relación de alcalinidad de 0.46 a 0.84. La producción de biogás de esta etapa se observa en la gráfica 5.15. Durante este período el flujo producido fue de 176.6 L/d en promedio con un 60% en composición de metano y el resto CO_2 .

Las medidas tomadas para la recuperación (adición de inhibidores, recirculación total, etc.), no eliminaron el exceso de AGV's. presentes, durante los siguientes 30 días.

Esto parece indicar que, al tiempo de residencia hidráulico seleccionado (TRH=1d), el reactor no puede estabilizarse a una carga tan alta.

5.2.5 Cuarta etapa

Para comprobar que se había llegado al tope en cuanto a las condiciones de operación para el sistema de tratamiento empleado, se propuso estabilizar el reactor y cambiar estas condiciones a unas más conservadoras, como son: TRH de 3 días.

En esta cuarta etapa el reactor fue alimentado a partir de 5 kgDQO/m³d hasta 7.8 kgDQO/m³d de carga orgánica de agua residual de cempasúchil.

En la tabla 5.6 y en las gráficas 5.16 a 5.21 se presentan los resultados obtenidos.

Se observa que, durante los primeros 17 días, no se presentaron fuertes variaciones. En la gráfica 5.16 se aprecia como durante este período el valor de pH del efluente se mantuvo a un valor de 7.70 en promedio y el factor de la alcalinidad alfa de 0.31 (gráfica 5.18).

Del día 18 al 43 se llegó a la carga orgánica mayor (7.8 kgDQO/m³d), durante este tiempo el reactor trabajó eficientemente, observándose de esta manera un buen amortiguamiento del potencial de hidrógeno (7.8) y, a la vez, una reducción de la demanda química de oxígeno de 65 a 73%. Este comportamiento se observa claramente en la gráfica 5.19 en la cual puede apreciarse la remoción de materia orgánica de 22,070 mg DQO/L en el influente a 7,618 mgDQO/L en el efluente y de 20,410 mgDQOs/L en el influente a 5,469 mgDQOs/L en el efluente.

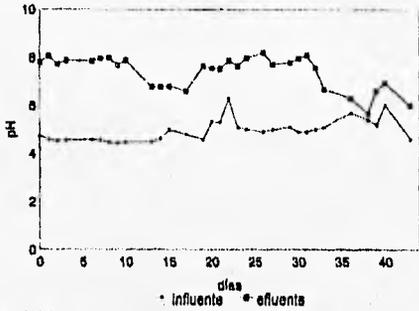
En este mismo período (18-43) los valores de alcalinidad se mantuvieron a 5,143 mgCaCO₃/L a pH de 5.75 y de 6,990 mgCaCO₃/L a pH de 4.30, con una relación de alcalinidad de 0.26 durante el período más estable. En la gráfica 5.20 se observa el comportamiento presentado por los sólidos durante esta etapa.

Al mismo tiempo, la producción de biogás se mantuvo en 77.02 L/d en promedio. Este comportamiento se ve claramente reflejado en la gráfica 5.21. En ella puede apreciarse que durante el período del cambio (primeros 17 días) el reactor presentó variaciones en la producción de biogás y después (período 18-43), el flujo de biogás producido fue constante con una composición de metano de 65%.

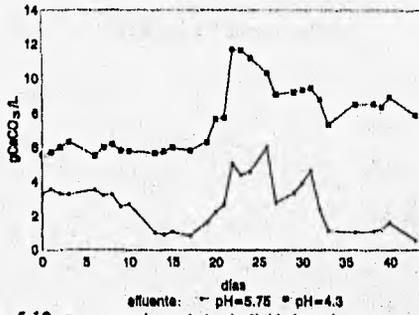
Se espera que a estas condiciones de operación el reactor pueda ser alimentado con el efluente de cempasúchil al 100% dada la carga orgánica que se tiene a este TRH (7.8 kgDQO/m³d).

TABLA 5.5. RESULTADOS DE LAS PRUEBAS DE EVALUACIÓN DEL REACTOR ANAEROBIO DE LECHO DE LODOS DE FLUJO ASCENDENTE (Vt=10L; TRH=1d; CARGA ORGÁNICA DE ALIMENTACIÓN DE 34.5 kgDQO/m³d, T=35°C)

No. de día	pH		Alcalinidad mg CaCO ₃ /L			DQO mg DQO/L			DQOs mg DQO/L			Biogás L/d
	inf.	eff.	eff. pH=5.75	eff. pH=4.30	α	inf.	eff.	%	inf.	eff.	%	
--	4.62	7.62	3063	3915	0.20	15858	6343	59.9	14366	4011	72.1	133.4
--	4.71	7.80	3809	5836	0.40	---	---	---	---	---	---	209.8
1	4.61	7.06	3330	5667	0.32	20299	9722	65.6	24563	8333	58.5	178.2
2	4.53	7.71	3292	5905	0.43	---	---	---	---	---	---	--
3	4.57	7.87	3276	6306	0.48	34722	17187	50.5	31250	15451	50.6	206.5
6	4.57	7.85	3539	5820	0.36	---	---	---	---	---	---	243.4
7	4.57	7.95	3210	6011	0.46	33688	16489	51.1	33333	13296	60.1	246.3
8	4.48	7.99	3260	6192	0.47	34722	17187	50.5	31250	15451	50.6	232.3
9	4.43	7.67	2885	5815	0.56	36667	17500	52.3	34167	17500	48.8	215.2
10	4.48	7.88	2636	5886	0.53	38919	25135	38.4	36892	17432	52.8	190.3
13	4.50	6.78	1892	5681	0.82	---	---	---	---	---	---	117.5
14	4.62	6.77	917	5983	0.84	37103	31579	14.9	35526	29211	17.8	141.2
15	4.99	6.80	1065	5979	0.82	---	---	---	---	---	---	---
17	4.79	6.59	852	5815	0.85	37297	33049	9.8	35270	27162	23.0	---
19	4.58	7.63	1634	6806	0.74	---	---	---	---	---	---	---
20	5.32	7.55	925	7649	0.71	---	---	---	---	---	---	---
21	5.30	7.51	2652	7731	0.66	---	---	---	---	---	---	---
22	6.30	7.86	5039	11698	0.57	---	---	---	---	---	---	---
23	5.10	7.64	4387	11658	0.62	---	---	---	---	---	---	---
24	5.00	7.96	4884	11204	0.59	---	---	---	---	---	---	---
26	4.90	8.20	6027	10315	0.41	---	---	---	---	---	---	---
27	5.00	7.72	2796	9090	0.69	---	---	---	---	---	---	---
29	5.10	7.78	3339	9188	0.63	---	---	---	---	---	---	---
30	4.90	7.96	3932	9307	0.58	---	---	---	---	---	---	---
31	4.90	8.09	4644	9445	0.50	---	---	---	---	---	---	---
32	5.00	7.55	2411	8773	0.72	---	---	---	---	---	---	---
33	5.10	6.68	1126	7311	0.84	---	---	---	---	---	---	---
36	5.70	6.32	1047	8497	0.86	---	---	---	---	---	---	---
38	5.40	5.70	1087	8497	0.87	---	---	---	---	---	---	---
39	5.20	6.63	1225	8339	0.85	---	---	---	---	---	---	---
40	6.02	6.96	1401	8892	0.82	---	---	---	---	---	---	---
43	4.61	6.03	388	7843	0.93	---	---	---	---	---	---	---



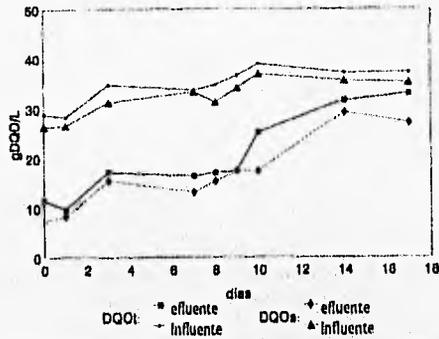
Gráfica 5.11. Comportamiento del pH del efluente de compastichil en el reactor anaerobio usado. Carga orgánica de alimentación de 34.5 kgDQO/m³d



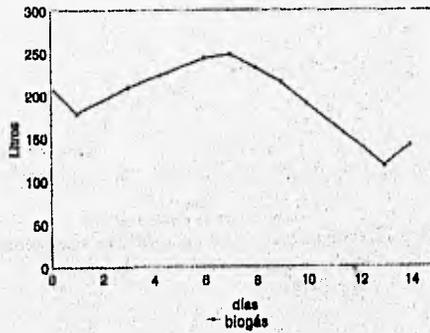
Gráfica 5.12. Comportamiento de la alcalinidad en el reactor anaerobio usado. Carga orgánica de alimentación de 34.5 kgDQO/m³d



Gráfica 5.13. Relación de la alcalinidad en el reactor anaerobio usado con pH=5.75 y 4.30. Carga orgánica de alimentación de 34.5 kgDQO/m³d



Gráfica 5.14. Perfil de remoción de materia orgánica del efluente de cempasúchil, en el reactor anaerobio usado. Carga orgánica de alimentación de 34.5 kgDQO/m³d



Gráfica 5.15. Perfil de producción de biogás en el reactor anaerobio usado. Carga orgánica de alimentación de 34.5 kgDQO/m³d

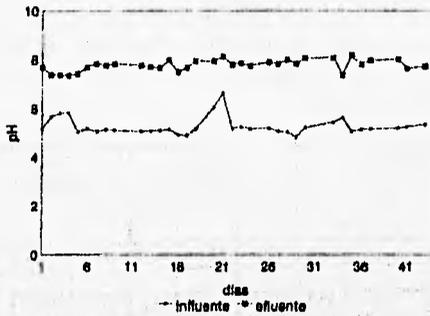
5.3 Resumen de la fase experimental

En la gráfica 5.22 se presenta un resumen de los resultados obtenidos durante las pruebas de evaluación del RALLFA para cada carga orgánica alimentada.

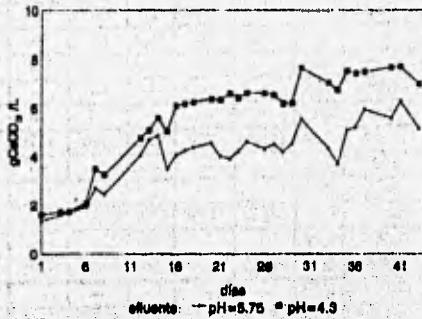
Se puede observar que, a una carga orgánica de 7.8 kgDQO/m³d y a un tiempo de residencia hidráulico de 3 días, el reactor presentó mayor eficiencia (73%) que a un tiempo de residencia hidráulico de 1 día (14.8, 19.3, 34.5 kgDQO/m³d).

TABLA 5.6. RESULTADOS DE LAS PRUEBAS DE EVALUACIÓN DEL REACTOR ANAEROBIO DE LECHO DE LODOS DE FLUJO ASCENDENTE (Vt=10L; TRH=3d; CARGA ORGÁNICA DE ALIMENTACIÓN DE 7.8 kgDQO/m³d, T=35°C)

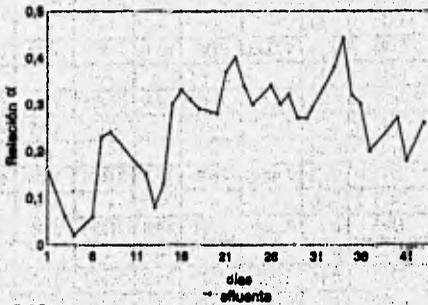
No. de día	pH		Alcalinidad mg CaCO ₃ /L			DQO _i mg DQO/L			DQOs mg DQO/L			Sólidos Totales mg/L		Biogás L/d
	inf.	ef.	ef. pH=5.75	ef. pH=4.30	α	inf.	ef.	%	inf.	ef.	%	inf.	ef.	
1	5.15	7.69	1345	1610	0.16	7764	2640	66.0	7143	4969	30.4	2320	810	---
2	5.64	7.37	---	---	---	---	---	---	---	---	---	4850	3105	---
3	5.80	7.37	1610	1724	0.06	9103	5793	36.4	2621	2897	56.3	---	---	---
4	5.81	7.34	1705	1743	0.02	4966	2897	41.7	5379	2069	61.5	5290	2655	---
5	5.03	7.40	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---
6	5.15	7.67	1951	2084	0.06	9534	3284	65.6	10911	742	93.2	---	---	---
7	5.04	7.82	2690	3505	0.23	17121	973	94.3	17899	4864	72.8	6910	1740	---
8	5.11	7.74	2463	3258	0.24	16568	2959	82.1	17160	1183	93.1	6590	2280	---
9	5.08	7.80	---	---	---	13025	420	96.8	11975	210	98.2	---	---	---
12	5.03	7.74	4054	4764	0.15	16949	3390	80.0	12288	2331	81.0	---	---	19.44
13	5.05	7.67	4698	5096	0.08	---	---	---	---	---	---	12140	3590	38.24
14	5.08	7.64	4879	5588	0.13	---	---	---	---	---	---	---	---	26.78
15	5.11	7.96	3505	5039	0.30	16608	1224	92.6	16084	1573	90.2	---	---	44.05
16	4.89	7.45	4073	6100	0.33	---	---	---	---	---	---	---	---	55.68
17	4.87	7.64	4262	6176	0.31	---	---	---	---	---	---	---	---	66.96
18	5.14	7.91	4395	6252	0.29	28632	11538	60.0	23077	7479	67.0	11910	5420	---
20	6.02	7.91	4566	6384	0.28	---	---	---	---	---	---	---	---	60.84
21	6.60	8.11	4016	6346	0.37	20353	10096	50	19631	9135	53.0	11350	5390	52.08
22	5.14	7.76	3921	6593	0.40	---	---	---	---	---	---	---	---	94.32
23	5.20	7.81	4243	6422	0.34	18168	6832	62.0	17547	7143	59.0	12190	5790	66.48
24	5.13	7.73	4622	6630	0.30	---	---	---	---	---	---	---	---	102.98
26	5.16	7.87	4338	6611	0.34	24712	9615	61.0	23173	8462	63.0	---	---	68.32
27	5.04	7.78	4528	6545	0.30	---	---	---	---	---	---	10490	5100	---
28	5.00	7.97	4215	6195	0.32	27333	9889	63.0	24889	8778	64.0	---	---	84.16
29	4.79	7.79	4547	6214	0.27	---	---	---	---	---	---	---	---	87.04
30	5.19	8.03	5551	7653	0.27	24803	7972	67.9	23425	8071	65.0	11900	5720	---
33	5.40	8.05	4357	7047	0.38	18898	6693	64.0	20079	6299	68.0	12080	5180	107.30
34	5.59	7.34	3713	6744	0.44	---	---	---	---	---	---	---	---	109.22
35	5.04	8.15	5096	7540	0.32	25000	8600	65.6	23400	7600	67.5	---	---	96.34
36	5.10	7.78	5209	7445	0.30	---	---	---	---	---	---	---	---	98.20
37	5.13	7.94	5948	7502	0.20	25195	8984	64.0	21680	6836	68.0	11830	4390	97.65
40	5.16	7.99	5589	7672	0.27	---	---	---	---	---	---	---	---	106.37
41	5.23	7.61	6289	7710	0.18	21923	4327	80.0	20673	2500	87.0	10410	4660	110.21
43	5.30	7.69	5143	6990	0.26	22070	7618	65.0	20410	5469	73.0	---	---	101.70



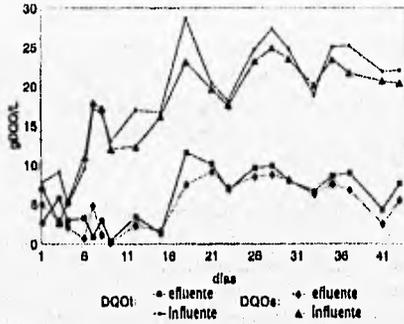
Gráfica 5.16. Comportamiento del pH del efluente de compasúchil en el reactor anaerobio usado. Carga orgánica de alimentación de 7.8 kgDQO/m³d



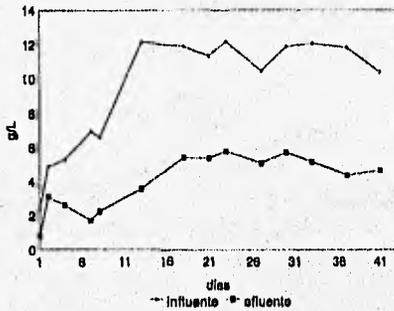
Gráfica 5.17. Comportamiento de la alcalinidad en el reactor anaerobio usado. Carga orgánica de alimentación de 7.8 kgDQO/m³d



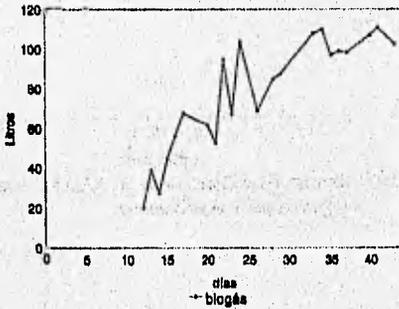
Gráfica 5.18. Rejación de la alcalinidad en el reactor anaerobio usado con pH=5.75 y 4.30. Carga orgánica de alimentación de 7.8 kgDQO/m³d



Gráfica 5.19. Perfil de remoción de materia orgánica del efluente de compasúchil, en el reactor anaerobio usado. Carga orgánica de alimentación de 7.8 kgDQO/m³d



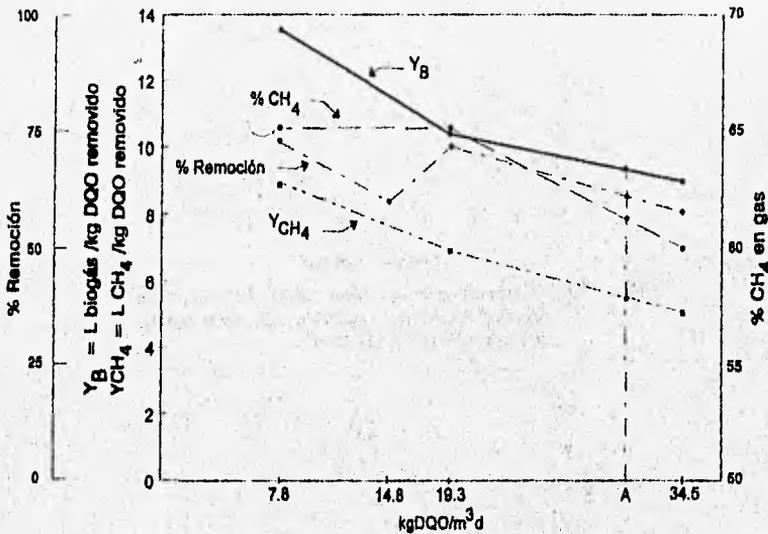
Gráfica 5.20. Comportamiento de sólidos totales del efluente de compasúchil, en el reactor anaerobio usado. Carga orgánica de alimentación de 7.8 kgDQO/m³d



Gráfica 5.21. Perfil de producción de biogás en el reactor anaerobio usado. Carga orgánica de alimentación de 7.8 kgDQO/m³d

En la misma gráfica 5.22 se aprecia que, conforme se aumenta la carga orgánica al reactor, el porcentaje de remoción disminuye. Asimismo, el biogás producido por kg de DQO removido fue mayor cuando se trabajó a cargas orgánicas menores, es decir, la producción de biogás se favorece conforme se incrementa el porcentaje de remoción y, por consiguiente, la composición de metano en el biogás.

De acuerdo con los resultados obtenidos se puede suponer que si el reactor fuera operado a un tiempo de residencia hidráulica de 3 días y alimentado con agua residual de cempasúchil sin diluir, la carga orgánica sería de 31.2 kgDQO/m³d (punto A). A estas condiciones se podría esperar que el porcentaje de remoción estuviera al rededor del 60%, sin que el sistema se deteriorara desde el punto de vista microbiológico.



Gráfica 5.22. Resumen del comportamiento del RALLFA durante las diferentes etapas de experimentación

CAPÍTULO VI

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

VI. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Del trabajo realizado en esta fase del proyecto puede decirse que:

1. Para el agua residual de cempasúchil proveniente de una planta productora de harinas para obtención de pigmentos de cempasúchil, es factible proponer al reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente como un sistema de tratamiento atractivo, tanto desde el punto de vista económico, como de la sencillez de su construcción, ya que se logran valores promedio de remoción del 65% medido como DQO total y soluble para las cargas orgánicas alimentadas.
2. A través de comunidades microbianas específicamente adaptadas al sustrato, la materia orgánica disuelta en el agua residual es fundamentalmente biodegradada hasta CH_4 , CO_2 y material celular (con una conversión de 6.1 L CH_4 por cada kgDQOt removida para un TRH de 1 día en promedio y de 8.80 L de CH_4 por cada kgDQOt removida para un TRH de 3 días).
3. El monitoreo de la estabilidad del sistema puede efectuarse mediante la determinación de la relación de alcalinidad (α) debido a que es un parámetro que permite controlar la operación del reactor a bajo costo y es más susceptible a la variación de los AGV's presentes en el licor mezclado.
4. La recirculación en el reactor permite recuperar la alcalinidad, eliminando el uso de bicarbonatos.
5. Se recomienda operar el RALLFA con un tiempo de residencia hidráulico de 3 días ya que a estas condiciones puede esperarse que el reactor soporte altas cargas orgánicas sin perjudicar al sistema y presente eficiencias de remoción mayores que las alcanzadas a 1 día de TRH. Asimismo, puede preverse que la productividad de metano también se verá favorecida.
6. Estos experimentos indican que, cuando se tienen cambios bruscos de la carga orgánica en la alimentación o de la temperatura de operación, se provoca acidificación en el reactor, disminuyendo la eficiencia de remoción y, en consecuencia, el volumen y composición del biogás producido.
7. El período de recuperación de un reactor anaerobio después de una acidificación es largo; sin embargo, la implantación de técnicas tales como la recirculación, la neutralización del influente y la manipulación del flujo proporcionan buenos resultados, disminuyendo este período de inestabilidad a niveles manejables.

ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA

BIBLIOGRAFÍA

VII. BIBLIOGRAFÍA

- Alexander, M. (1981). Biodegradation of chemicals of environmental concern. *Science*, 211(1):132-138.
- Anónimo (1990). Efluentes de deshidratadoras. *Reporte final*, Pub. Laboratorios Bioquimex, S.A. de C.V. México, D.F., México.
- Anónimo (1980). Wastewater treatment for Japan's research institutes. *Water Serv. Suppl. (February)*, S33-S39.
- Anuario Estadístico del Comercio Exterior de los Estados Unidos Mexicanos (1980-1994). Instituto Nacional de Estadística Geografía e Informática (INEGI). México, D.F., México.
- Anuario Estadístico (1980-1993) Dirección General de Información Agropecuaria, Forestal y de Fauna Silvestre. S.A.R.H., México, D.F., México.
- APHA (1981). Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater. 14a. Ed. Washington, EEUUA.
- Barnes, G. (1967). Tratamiento de aguas negras y desechos industriales. Centro Regional de Ayuda Técnica, México D.F. México.
- Boone, R. D. y Bryant, M. P. (1980). Propionate degrading bacterium *Syntrophobacter wolnini* sp. nov. gen. nov., from methanogenic ecosystem. *Appl. Environ. Microbiol.*, 40:626-632.
- Calzada, J. F. (1990). Digestión "anaerobia" en América Latina aspectos generales, en Memorias de conferencias sobre el tratamiento anaerobio de aguas residuales en América Latina. UNAM, México 8 y 9 de noviembre. México D.F., México. Pp. 67-71.
- Chick, (1908). Investigation of the laws of disinfection. *J. Hygiene*, 8:92.

De Walle, F. B., Chian, E.S.K. y Brush, J. (1979). Heavy metal removal in a completely mixed anaerobic filter. *JWPCF*, 51(1): 22-36.

Durán-Domínguez, M. C. (1988). Tratamiento biológico de aguas residuales de la industria de proceso (apuntes), Depto. de Alimentos y Biotecnología. División de Ingeniería de la Facultad de Química. Ciudad Universitaria, UNAM. México D.F. México.

Eckenfelder, W. W., Patoczka, J. B. y Dulliam, G. W. (1988). Anaerobic versus aerobic treatment in the U.S.A. In anaerobic digestion 1988, Hall, E. R. y Hobson, P. N. (eds.), Pergamon Press, New York, EEUUA. Pp. 105-114.

Eckenfelder, W. y Ford D. L. (1988). Water Pollution Control. Pergamon Press Jenkins Publishing, New York, EEUUA. Pp. 131-144.

Gould, M. S. y Gentelli, E. J. (1975). Heavy metal distribution in anaerobic sludge digestion. Proc. 30th Industrial Waste Conf. Purdue University, West Lafayette, Indiana, EEUUA.

Grady Jr. C.P.L. (1985). Biodegradation, its measurement and microbiological basis. *Biotech. Bioeng.* 27(5):660-674.

Grutsch, J. F. y Mallatt, R. C. (1976). Optimize the effluent system. Activated sludge process. *Hydrocarbon Processing*, 55(1): 105-112.

Gujer, W. y Zehnder, A. J. B. (1983). Conversion processes in anaerobic digestion. *Wat. Sci. Technol.*, 15: 127-167.

Guyot, J. P. (1992). Introducción a la microbiología de los digestores anaerobios, en Memorias de las conferencias de "Bioprocesos anaerobios para el tratamiento de efluentes industriales", UAM-Iztapalapa del 6 al 7 de mayo. México D.F., México. Pp. 7913-7916.

Hawkes, H. A. (1985). Ecology of polluted waters. En Comprehensive Biotechnology, V. 4., ed. M. Moo-Young., Ed. John Wiley Sons, Nueva York, EEUUA. Pp. 801-818.

- Hernández, A. (1992).** Depuración de aguas residuales. Cátedra de Ingeniería Sanitaria y Medio Ambiente. Colección SEINOR, tomo 9, 2a. edición, Madrid, España. P. 481.
- Jenkins S. R., Morgan, J. M. y Zhang, X. (1991).** Measuring the usable carbonate alkalinity of operating anaerobic digesters. *Res. JWPCF*, 63: 28-34.
- Koster I. W., Rízema A., de Vegt A. L. y Lettinga G. (1986).** Sulphide inhibition of the methanogenic activity of granular sludge at various pH levels. *Wat. Res.*, 20(12): 1561-1567.
- Lettinga, G. Van Velsen, A. F. M. Hobma, S., de Zeeuw, W. y Klapwijk, A. (1980).** Use of the upflow sludge blanket (USB) reactor concept for biological wastewater treatment, especially for anaerobic treatment. *Biotechnol. Bioeng.*, 22: 699-734.
- Marchain U. y Krause, C. (1993).** Propionic to acetic ratios in overloaded anaerobic digestion. *Bioresource Technol.*, 43:195-203.
- McCarty, P. L. (1964).** Anaerobic waste treatment fundamentals. *Public Works*, 95: 9-12.
- McInerny M. J., Bryant M. P., Hespell R. B. y Costerton G. W. (1981).** *Syntrophomonas Wolflii* gen. Nov. sp. Nov., Anaerobic, syntrophic, fatty acid-oxidizing bacterium. *Appl. and Environ. Microbiol.*, 41:1029-1039.
- Metcalf y Eddy, (1991).** Wastewater Engineering treatment, disposal and reuse. 3a. ed., MacGraw-Hill, Barcelona, España.
- Metry, A. (1979).** An overview of residual waste treatment technology. *J. Environ. Sciences, (Sep./Oct.)*, 15-21.
- Moreno, G.; Briones, R.; Eapinoza, A. y Noyola, A. (1993).** Apuntes: 20 tópicos del tema *Tratamiento anaerobio de aguas residuales*. Compilados y resumidos por el Instituto de Ingeniería, UNAM. México, D.F., México.

- Mountfort, D.O. (1980).** Effect of adenosine 5'-monophosphate on adenosine 5'-triphosphate activation of methyl coenzyme M methyl reductase in cell extracts of *Methanosarcina barkeri*. *J. Bacteriol.*, **143**:1039-1041.
- Mulligan, T. y Fox, R. (1976).** Treatment of industrial wastewaters. *Chem. Eng.*, **83**(18):49-65.
- Noyola, A. (1990).** Tratamiento anaerobio de aguas residuales: Una experiencia de adaptación de tecnología en México. En Memorias de conferencias sobre tratamiento anaerobio de aguas residuales en América Latina. UNAM, 8 y 9 de noviembre. México D.F., México. Pp 247-254.
- Pandiyar, T., Granados, E., López, X. y Durán, C. (1994).** Spectroscopic characterization of organic molecules separated from *compasúchil* (*Tagetes erecta*) processing water. Research project report. Pub. UNAM-FQ-PIQyQA. México, D.F. México.
- Parkin, G. F. y Speece, R. E. (1983).** The response of methane bacteria to toxicity. En Third Intl. Symp. on Anaerobic Digestion, Boston. *Environ. Sci. Technol.* **17**:67-87.
- Ramírez, V. F. (1992).** Degradación anaerobia de acetamidas. Tesis de Maestría en Biología Experimental, UAM-Iztapalapa, México D.F. México. P. 159.
- Rojas, Ch.O. (1988).** La alcalinidad como parámetro de control de los ácidos grasos volátiles en digestores anaerobios. En Manual del curso de tratamiento anaeróbico de aguas residuales. Microbiología y Bioquímica. Universidad de Antioquia, Medellín, Colombia. Pp. dl-d31.
- Schmidt, R. K. (1976).** How to meet water cleanup deadlines. *Environ. Sci. Technol.*, **10**(2):140-143.
- Speece, R. E., (1983).** Anaerobic biotechnology for industrial wastewater treatment. *JWPCF*, **37**(1):416-427.
- Stronach, S. M., Rudd, T. y Lester, J. N. (1986).** Anaerobic digestion processes in industrial wastewater treatment. Ed. Springer-Verlag, Nueva York, EEUUA.

Treybal, (1984). Operaciones de transferencia de masa, 3ª edición. Ed. Mc Graw-Hill. Nueva York, EEUUA.

Van den Berg, L. y Lentz, C. P. (1979). Comparison between up and down anaerobic fixed film reactors of varying surfaceto volume ratios for the treatment of bean bleaching waste. En Proc. of the 34th Industrial Waste Conference, Purdue University, West Lafayette, Indiana, EEUUA.

Young, J. C. y McCarty, P. L. (1969). The anaerobic filter for waste treatment. *JWPCF*, **41**:160-173.

BIBLIOGRAFÍA RECOMENDADA

Gaudy Jr. A.F. y Gaudy, E. T. (1972). Mixed microbial populations. *Adv. Biochem. Eng.*, **2**:97-143.

Grutsch, J. y Mallatt, R. (1976). Optimize the effluent system. Biochemistry activated sludge process. *Hydrocarbon Processing*, **55**(8):137-142.

Hansford, G.; Andrews, J; Grieves, C. y Carr, A. (1978). A steady-state model for the rotating biological disc reactor. *Water Res.*, **12**(10):855-868.

Kuhn, E., Zeyer, J., Elcher, P. y Schwarzenbach, R. (1988). Anaerobic degradation of alkylated benzenes in denitrifying laboratory aquifer columns. *Appl. Environ. Microbiol.*, **54**(2):490-496.

López-Arey, S. P. (1993). Importancia de los "micronutrientes" (micronutrimientos) durante el proceso de la "digestión anaerobia" de desechos orgánicos líquidos que contienen alta concentración de potasio. (Tesis). Universidad Veracruzana, Facultad de Biología. Córdoba, Veracruz, México.

- Noyola, A., Briones, R. y Jiménez, C. (1989).** Tratamiento anaerobio de vinazas a nivel planta piloto con dos tipos de reactores avanzados. *Reporte Interno*. Instituto de Ingeniería, UNAM. México D.F. México.
- Odum, E.P. (1972).** Contaminación e higiene ambiental. En *Ecología*, Ed. Interamericana, México D.F., México. P. 476.
- OECD. (1981).** Guidelines for testing of chemicals. Ed. Organization for Economic Co-operation and Development. Paris, Francia.
- Programa nacional para la protección del medio ambiente 1990-1994 (1990).** Ed. Secretaría de Desarrollo Urbano y Ecología (Sedue), México, D.F. México.
- Wilson, R.; Murphy, K. y Stephenson, J. (1980).** Scaleup in rotating biological contactor design. *JWPCF*, 52(3):610-621.

ANEXO A

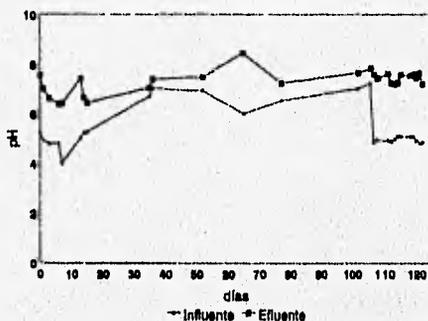
ETAPA DE RECUPERACIÓN DE UN RALLFA ACIDIFICADO

ANEXO A. ETAPA DE RECUPERACIÓN DE UN REACTOR RALLFA ACIDIFICADO

Para recuperar el RALLFA se tomaron las medidas siguientes:

Del día 1 al 15 (tabla B.1) se aumentó el valor del pH del influente (con adición de 5 g/L de bicarbonato de sodio) hasta 5.26, con el objeto de mejorar la capacidad amortiguadora o "buffer" del sistema. Bajo estas condiciones el reactor mostró una escasa mejoría, ya que se mantenía un valor de pH del efluente de 6.42 y un valor de α de 0.86, por lo que del día 16 al 102 el reactor se puso a recirculación total, lográndose aumentar el pH del efluente a 7.66 y disminuir el valor de α a 0.51. Posteriormente, del día 103 al 122, el reactor volvió a alimentarse normalmente (aumentando el pH del influente con 3 g/L bicarbonato de sodio), con lo que se logró alcanzar y mantener un valor de α de 0.42; sin embargo, este valor aún no era del todo aceptable. Todo este comportamiento descrito se puede visualizar claramente en la gráfica B.1 en donde se presenta la variación del pH tanto en el influente como en el efluente; en la gráfica B.2 se presentan los valores de alcalinidad y en la gráfica B.3 se aprecia la disminución de la relación de alcalinidad durante la recuperación del reactor.

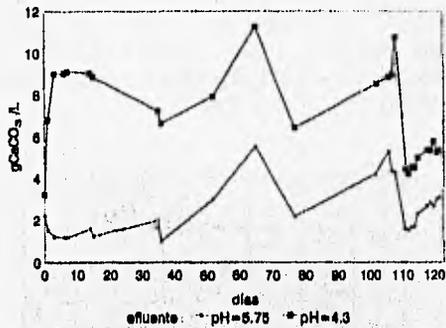
La escasa mejoría en la recuperación del reactor dió como resultado que el día 123, el reactor tuviera que ser drenado para verificar el estado del lecho de lodos, observándose poca cantidad aunque con buena actividad, por lo que pudo concluirse que esta inestabilidad del reactor provocó la reducción de la población microbiana en el sistema. Se procedió a adicionar más lodos (acondicionados previamente a este sustrato), con el propósito de aumentar el nivel del lecho ó cama dentro del reactor.



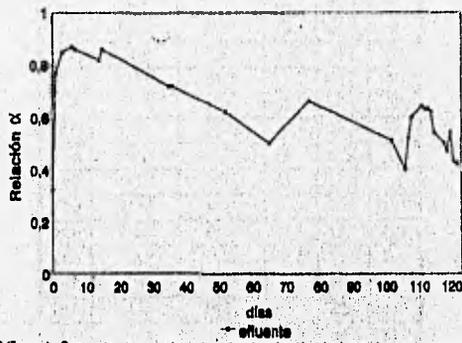
Gráfica A.1 Comportamiento del pH del efluente de cempasúchil, en el reactor anaerobio usado, Etapa de recuperación

TABLA A.1 RESULTADOS DE LAS PRUEBAS DE RECUPERACIÓN DEL REACTOR ANAEROBIO DE LECHO DE LODOS DE FLUJO ASCENDENTE ACIDIFICADO POR UNA SOBRECARGA ORGÁNICA EN LA ALIMENTACIÓN (14.8 kgDQO/m³d) Y UNA REDUCCIÓN EN LA TEMPERATURA (DE 35 A 18°C)

No. de día	pH		Alcalinidad mg CaCO ₃ /L		
	inf.	efl.	efl. pH=5.75	efl. pH=4.30	α
--	5.20	7.55	2182	3214	0.32
1	4.92	7.00	1519	6818	0.77
3	4.78	6.61	1225	8999	0.85
6	4.79	6.38	1188	9039	0.87
7	4.01	6.40	1188	9117	0.86
13	5.01	7.40	---	---	---
14	5.22	6.64	1578	9039	0.82
15	5.26	6.42	1247	8863	0.86
35	6.68	7.03	2006	7247	0.72
36	7.01	7.38	1011	6633	0.72
52	6.94	7.48	2992	7929	0.62
65	6.02	8.43	5527	11264	0.50
77	6.54	7.24	2192	6442	0.66
102	7.00	7.66	4214	8548	0.51
106	7.21	7.84	5263	8875	0.40
107	4.85	7.58	4352	9002	0.52
108	4.93	7.42	4266	10750	0.60
111	4.92	7.61	1600	4472	0.64
112	4.90	7.24	1548	4214	0.63
113	5.00	7.20	1668	4524	0.63
114	5.10	7.26	1703	4506	0.62
115	5.10	7.58	2288	4988	0.54
118	5.09	7.53	2668	5356	0.50
119	5.08	7.60	2821	5337	0.47
120	4.92	7.45	2668	5756	0.54
121	4.84	7.66	2992	5242	0.43
122	4.86	7.21	3088	5356	0.42



Gráfica A.2 Alcalinidad en el reactor anaerobio usado. Etapa de recuperación



Gráfica A.3 Evolución de la relación de alcalinidad en el reactor anaerobio usado. Etapa de recuperación

A N E X O B

DETERMINACIÓN DE PARÁMETROS FISICOQUÍMICOS

ANEXO B. DETERMINACIÓN DE PARÁMETROS FÍSICOQUÍMICOS

a) Demanda química de oxígeno (DQO)

Método volumétrico de oxígeno con dicromato de potasio (APHA, 1981)

Fundamento:

El método se basa en una oxidación enérgica de la materia orgánica e inorgánica oxidable, que se encuentra en el agua en un medio fuertemente ácido, con una solución valorada de dicromato de potasio. El exceso de agente oxidante, después de un período de reflujo a 150°C durante 2 horas, se determina con una solución valorada de sulfato ferroso amoniacal, en presencia de un complejo ferroso de ortofenantrolina (indicador de ferroína) como indicador interno. El valor obtenido se introduce a una ecuación, cuyo desarrollo da como resultado la concentración (mg/L) de materia oxidable químicamente.

Interferencias:

Las sustancias inorgánicas como los iones ferrosos (Fe^{2+}), sulfatos ($SO_4^{=}$), sulfitos (SO_3^-) y tiosulfatos (S_2O_3) se oxidan bajo ciertas condiciones y crean una DQO inorgánica, la cual interfiere cuando se estima el contenido de materia extraña del agua residual.

El ion cloruro también interfiere, pero se elimina al agregar el sulfato mercurico para precipitarlo.

Nota: Mediante esta prueba no es posible conocer el tipo de compuestos orgánicos presentes, ni diferenciar entre material biodegradable y sustancias tóxicas, por lo cual sólo constituye un análisis *grosso modo* para la determinación total de material oxidable químicamente.

Reactivos:

- Solución acuosa de dicromato de potasio 0.25 N.
- Sulfato de plata (cristales).
- Solución de sulfato de plata en ácido sulfúrico. Esta se prepara disolviendo 22 gr de sulfato de plata en 4 kg de ácido sulfúrico. La solución debe protegerse de la luz.
- Ácido sulfúrico concentrado.
- Solución indicadora de ferroína.

- Solución de sulfato ferroso amoniacal (FAS) para valoración, en una concentración aproximada de 0.05 N.
- Sulfato mercurico.

El equipo empleado, construido por la empresa Behr, consta de una parrilla con control de temperatura y tiempo de calentamiento para 24 muestras, 2 canastillas metálicas con 24 vasos de reacción, de 200 mL de capacidad, cada uno de ellos con un tubo refrigerante que permite la condensación, mediante enfriamiento por aire, de los vapores generados durante el período de reflujo.

De manera complementaria a lo que es propiamente el equipo para la prueba de DQO, está un recipiente de PVC que contiene agua para el enfriamiento de los vasos de reacción después de haber puesto las muestras a reflujo.

Procedimiento:

Tratamiento de la muestra

- 1.- Centrifugar las muestras por analizar (3 600 r.p.m. a 5°C durante 15 minutos).
- 2.- La muestra se diluye con el agua destilada a una relación de 1:50 para muestras concentradas, y 5:50 para aquellas muestras provenientes del sistema de tratamiento. Se toma una alícuota de 10 mL y se coloca en el matraz cilíndrico. Se añaden al matraz 0.2 g de sulfato mercurico, perlas de ebullición y 5 mL de dicromato de potasio 0.25 N. Después de colocarse el refrigerante, se añaden 15 mL de solución de sulfato de plata en ácido sulfúrico en forma lenta y enfriando el recipiente constantemente. En la preparación del blanco (testigo) se utilizan 10 mL de agua destilada como muestra.

Reflujo:

- 3.- Colocar los matraces de reacción en la parrilla eléctrica, manteniéndolos en reflujo, a 150°C, durante 2 horas, se enfrían por medio de un ventilador para así mantener el reflujo.

Valoración de la muestra:

- 4.- Después del reflujo, una parte del dicromato ya ha reaccionado con la materia orgánica. El exceso de dicromato restante se valora de la siguiente manera:
- 5.- Agregar al recipiente de reflujo 40 mL de agua destilada y 2 gotas de ferrocianuro indicador, homogeneizar.
- 6.- Titular la muestra con una solución de sulfato ferroso amoniacal (FAS) 0.05 N. El punto final de la valoración (titulación) es el cambio de coloración de azul verdoso a café rojizo.

Cálculos

La fórmula empleada es la siguiente:

$$\text{mg DQO/L} = (a-b) N 8000/\text{mL muestra (f)}$$

donde:

a = volumen de sulfato ferroso amoniacal gastado para valorar el blanco (testigo).

b = volumen de sulfato ferroso amoniacal gastado para valorar la muestra.

N = normalidad del sulfato ferroso amoniacal (FAS).

f = fracción volumétrica decimal de la muestra inicial en la cual se toma la alícuota de 10 mL para la determinación.

b) Determinación de alcalinidad

Titulación de la alcalinidad a pH = 5.75 - método propuesto.

La alcalinidad se define como la capacidad de neutralización de un sistema hasta un determinado pH.

La operación apropiada de digestores tiene, típicamente, una capacidad alcalina en el intervalo de 2000 a 4000 mg CaCO₃/L.

Jenkins et al. (1991) propusieron una titulación de alcalinidad con un punto intermedio de pH a 5.75, además del común a pH de 4.3, usado en los métodos normalizados. La ventaja del método es que ambas determinaciones pueden hacerse sobre la misma muestra y es independiente del volumen de muestra usado.

Esta titulación mostró ser superior al método existente para determinar la capacidad "buffer" de un digestor. Si el punto de titulación de alcalinidad es a pH de 5.75, se mide la capacidad amortiguadora o "buffer" útil del sistema, la debida a bicarbonatos, sin que se considere la capacidad amortiguadora o "buffer" de los ácidos grasos volátiles (AGV's), medida entre pH de 5.75 a 4.3. Teóricamente, a pH de 5.75 el 80% de los bicarbonatos serán titulados, pero menos del 20% de los AGV's contribuirán a esta alcalinidad.

En el mismo sentido, Rojas (1988) propuso una relación α entre ambas alcalinidades ($\alpha = (\text{alc.4.3} - \text{alc.5.75}) / \text{alc.4.3}$) y dice que un sistema tendrá una excelente capacidad "buffer" cuando esta relación se aproxime a 0.2. Para reactores anaerobios, una correcta operación se logra con valores de α entre 0.2 y 0.4 como máximo que representará un 60% en capacidad amortiguadora.

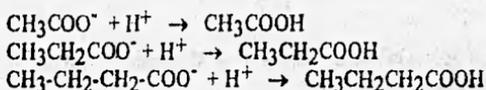
Fundamento del método

En un reactor anaerobio el HCO_3^- y el CO_2 se constituyen como los principales reguladores del pH del sistema, o sea, ellos tienen a su cargo mantener el pH en el intervalo óptimo para la actividad de las bacterias metanogénicas.

En realidad, es el bicarbonato el que da la capacidad "buffer", pero parte del CO_2 (g) proveniente de la descomposición anaerobia de la materia orgánica se transforma en HCO_3^- soluble; estableciéndose la siguiente secuencia de reacciones:

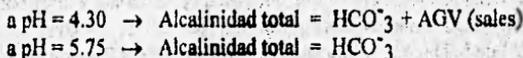


El HCO_3^- es la base conjugada del H_2CO_3 , que es un ácido débil. Cuando una solución acuosa contiene alcalinidad bicarbonática, esto es, en ella la especie carbonatada presente es el HCO_3^- , entonces la determinación de la alcalinidad hasta pH 4.30 valora más del 99% del HCO_3^- presente. Si el agua analizada, además del HCO_3^- contiene otras bases conjugadas (sales de ácidos débiles), entonces la titulación abarcará no solamente la neutralización del HCO_3^- , sino también la de las sales de los ácidos débiles presentes, de tal modo que si el efluente de un reactor anaerobio tiene acetato, propionato y butirato, quedarán involucrados dentro de la titulación de la alcalinidad, con un porcentaje aproximado de 65%.



El método de titulación propuesto por Jenkins, lleva la valoración hasta un pH=5.75. A este valor de pH, el 80% del HCO_3^- ha sido titulado y solamente se cuantifica el 6% de las sales de ácidos orgánicos débiles, lo cual introduciría un error relativamente pequeño.

Por lo tanto la diferencia entre el volumen gastado para la titulación de la muestra hasta pH= 4.30, menos el volumen gastado hasta pH= 5.75, será el volumen consumido por los AGV's presentes.



Este método propone utilizar la relación de estos volúmenes AGV/Alc. total como parámetro de control. Un sistema tendrá una excelente capacidad "buffer" cuando esta relación sea próxima a 0.20. Teóricamente, para reactores anaerobios, el máximo valor que puede alcanzar este parámetro es 0.40, que representaría un 60% en capacidad "buffer". Sin embargo, a nivel práctico, se ha encontrado que este valor es menor. En trabajos de control de RALLFA por este sistema, se encontró que por encima de 0.35 el sistema empezaba a acidificarse.

Equipo:

- Potenciómetro
- Bureta graduada de 50 mL
- Pipeta graduada de 25 mL
- Vaso de precipitado de 200 mL
- Soporte universal
- Pinza para bureta

Reactivos:

- ácido sulfúrico (H_2SO_4) 0.1 N
- agua destilada

Procedimiento.

- 1.- Tomar 25 mL de muestra del efluente directamente del reactor.
- 2.- Medir el pH que presenta.
- 3.- Con ácido sulfúrico (H_2SO_4) 0.1 N titular hasta un pH de 5.75 y medir el volumen de H_2SO_4 gastado.
- 4.- Seguir titulando hasta un pH de 4.3 y medir el volumen de H_2SO_4 gastado.

Obtención de resultados

La fórmula empleada es la siguiente:

$$\text{Alcalinidad} = (\text{Vol. de } \text{H}_2\text{SO}_4 * N * 5000) / \text{Vol. de muestra}$$

donde:

- ♦ La alcalinidad esta dada en (mg CaCO_3 /mL)
- ♦ Vol. de H_2SO_4 (a pH = 5.75 ó pH = 4.3) en mL
- ♦ N = normalidad del H_2SO_4
- ♦ Vol. de muestra en mL

y la relación de alcalinidad α esta dada por:

$$\alpha = (\text{alc.4.3} - \text{alc.5.75}) / \text{alc.4.3}$$

Si el valor de α es mayor a 0.4 el reactor se está acidificando.

c) Determinación de sólidos

Los términos "sólidos", "suspendido" y "disuelto" se usan para reemplazar los vocablos "residuo", "no filtrable", y "filtrable".

Los sólidos se refieren a la materia suspendida o disuelta en aguas limpias (potable) y aguas residuales.

Los análisis de sólidos son importantes en el control de procesos de tratamiento biológico y físico de aguas residuales, y para evaluar el cumplimiento de las limitaciones que regulan su vertido.

Para las aguas potables es deseable un límite de 500 mg/L de sólidos disueltos.

Definiciones:

♦ Sólidos totales

Son los residuos de material que quedan en un recipiente después de la evaporación de una muestra y su consecutivo secado en estufa a temperatura definida.

Los sólidos totales incluyen los "sólidos suspendidos totales", o porción de sólidos totales retenida por un filtro, y los "sólidos disueltos totales" o porción que atraviesa el filtro.

♦ Sólidos fijos

Son los residuos de sólidos totales, suspendidos o disueltos después de someterse a ignición durante un tiempo determinado y a una temperatura especificada. La pérdida de peso por ignición se debe a los "sólidos volátiles".

Las determinaciones de sólidos fijos y volátiles no distinguen exactamente entre materias orgánica e inorgánica porque la pérdida de peso por ignición no se limita al material orgánico, sino que incluye también pérdida por descomposición o volatilización de algunas sales minerales cuyo punto de vaporización está abajo de la temperatura de la mufla.

Fundamento:

Los métodos se basan en la evaporación y calcinación de la muestra, en donde los residuos de una y otra operación sirven de base para el cálculo de contenido de sólidos.

Aparatos y equipo:

- Balanza analítica, con sensibilidad de 0.0001g
- Cápsula de porcelana, de 200 mL de capacidad
- Mufla eléctrica capaz de mantener una temperatura de $550^{\circ}\text{C} \pm 25^{\circ}\text{C}$
- Estufa con control de temperatura capaz de mantener de 103°C a 105°C

- Desecador con deshidratante adecuado
- Discos filtro de fibra de vidrio
- Crisoles de Gooch adecuados al tamaño de la muestra
- Bomba de vacío o eyector
- Matraz Kitasato con accesorios
- Pinzas para crisol
- Equipo usual de laboratorio

Procedimiento:

A. Para sólidos totales y sólidos totales volátiles

- 1.- Tomar 10 mL de muestra de agua residual y transferirla a la cápsula que previamente ha sido puesta a masa constante a 550°C (G)
- 2.- Secar la muestra en la estufa a 103-105°C hasta peso constante (aproximadamente 2 horas).
- 3.- Enfriar en desecador hasta temperatura ambiente y determinar su masa (G₁).
- 4.- El contenido de sólidos totales, se calcula con la siguiente fórmula:

$$ST = ((G_1 - G) / V) * 1000$$

En donde:

- ST = Sólidos totales, en mg/L
- G₁ = Masa de la cápsula con el residuo, después de la evaporación, en mg
- G = Masa de la cápsula vacía, en mg
- V = Volumen de muestra, en mL

Para conocer el contenido de sólidos totales volátiles, se procede de la manera siguiente:

- 5.- La cápsula conteniendo el residuo se introduce a la mufla a 550°C durante 15 a 20 min. Sacar la cápsula, enfriar en desecador y determinar su masa (G₂).
- 6.- El contenido de sólidos totales volátiles, se calcula con la siguiente expresión:

$$STV = ((G_1 - G_2) / V) * 1000$$

En donde:

- STV = Sólidos totales volátiles, en mg/L
- G₂ = Masa de la cápsula con el residuo, después de la calcinación, en mg
- V = Volumen de muestra, en mL

B. Para sólidos suspendidos totales y sólidos suspendidos volátiles.

- 1.- Colocar un disco de fibra de vidrio en el crisol Gooch con la superficie rugosa hacia arriba, teniendo cuidado de que el disco cubra completamente las perforaciones del Gooch.
- 2.- Colocar el crisol y el disco en un aparato de filtración, aplicando vacío. Lavar el disco con agua, dejando que el agua se drene totalmente.
- 3.- Suspender el vacío y llevar el crisol a masa constante en la mufla a una temperatura de $550^{\circ}\text{C} \pm 25^{\circ}\text{C}$ durante 15 a 20 min. Sacar el crisol, dejar enfriar y determinar su masa (G_3).
- 4.- Colocar el crisol con el disco en el aparato de filtración y aplicar vacío.
- 5.- Humedecer el disco con agua
- 6.- Medir con una pipeta volumétrica 10 mL de muestra previamente homogeneizada y filtrar la muestra a través del disco y aún aplicando vacío, lavar el disco tres veces con 10 mL de agua, dejando que el agua drene totalmente en cada lavado.
- 7.- Suspender el vacío y secar el crisol en la estufa a una temperatura de 103 a 105°C durante una hora. Sacar el crisol, dejar enfriar en un desecador a temperatura ambiente y determinar su masa (G_4).
- 8.- El contenido de sólidos suspendidos totales, se calcula con la siguiente expresión:

$$\text{SST} = ((G_4 - G_3) / V) * 1000$$

En donde:

SST = Sólidos suspendidos totales, en mg/L

G_4 = Masa del crisol con el residuo, en mg

G_3 = Masa del crisol con el disco, en mg

V = Volumen de muestra, en mL

Para conocer el contenido de sólidos suspendidos volátiles, se procede de la manera siguiente:

- 9.- El crisol conteniendo el residuo y el disco se introduce a la mufla a 550°C durante 15 a 20 min. Sacar el crisol, enfriar en desecador y determinar su masa (G_5).
- 10.- El contenido de sólidos suspendidos volátiles, se calcula con la siguiente expresión:

$$\text{SSV} = ((G_4 - G_5) / V) * 1000$$

En donde:

SSV = Sólidos suspendidos volátiles, en mg/L

G_5 = Masa del crisol con el residuo, después de la calcinación, en mg

V = Volumen de muestra, en mL

C. Para sólidos disueltos totales y sólidos disueltos volátiles.

1.- El contenido de sólidos disueltos totales, se calcula con la siguiente expresión:

$$\text{SDT} = \text{ST} - \text{SST}$$

En donde:

SDT = Sólidos disueltos totales, en mg/L

ST = Sólidos totales, en mg/L

SST = Sólidos suspendidos totales, en mg/L

2.- Para la determinación de sólidos disueltos volátiles, se emplea la siguiente expresión:

$$\text{SDV} = \text{STV} - \text{SSV}$$

En donde:

SDV = Sólidos disueltos volátiles, en mg/L

STV = Sólidos totales volátiles, en mg/L

SSV = Sólidos suspendidos volátiles, en mg/L

d) Determinación del índice volumétrico de lodo

El índice volumétrico de los lodos es el volumen en mL ocupado por un gramo de lodos en el licor mezclado, después de 30 minutos de sedimentación.

Fundamento:

El índice volumétrico de los lodos es típicamente usado para monitorear la sedimentación característica de lodos activados y otras suspensiones biológicas.

Durante la fase de arranque de un reactor, se deben seleccionar y cultivar lodos que tengan una alta sedimentabilidad. particularmente en esta fase es importante seguir el desarrollo de la sedimentabilidad del lodo. Después de un tiempo se realiza la prueba ocasionalmente.

Muestreo:

Deben tomarse muestras instantáneas de licor mezclado, a la salida de reactor, con la menor agitación posible.

Material y equipo:

- Probeta graduada de 500 mL
- Crisol Gooch
- Matraz kitasato con accesorios
- Disco/filtro de fibra de vidrio
- Cronómetro
- Bomba de vacío
- Desecador con deshidratante adecuado
- Balanza analítica, con sensibilidad de 0.0001g
- Estufa eléctrica capaz de mantener una temperatura de 103°C a 105°C
- Mufla eléctrica capaz de mantener una temperatura de 550°C a 273°C

Procedimiento:

- 1.- Medir 50 mL de lodo en una probeta de 500 mL y añórense hasta 250 mL con agua del propio reactor ó agua residual
- 2.- Déjese sedimentar durante 30 minutos y regístrese el volumen ocupado por los lodos.
- 3.- Mézclase bien la muestra, o úsese otra porción de la muestra original, y determínense los sólidos suspendidos.

NOTA: La prueba se realiza por duplicado

Cálculos:

El cálculo del IVL se determina mediante la fórmula siguiente:

$$IVL = \frac{\text{(volumen de los lodos sedimentados a los 30 min/ mg/L de sólidos suspendidos)}}{\text{gSST de sólidos suspendidos totales en los 50 mL de lodo}} * 1,000$$

ó

$$IVL = \frac{\text{volumen de los lodos sedimentados a los 30 min}}{\text{gSST de sólidos suspendidos totales en los 50 mL de lodo}}$$

Donde:

- ♦ IVL = Índice volumétrico de lodo (mL/gSST)
- ♦ SST = Sólidos suspendidos totales en (mg/L)

Los intervalos de IVL para la clasificación de un lodo son:

10 - 20 mL/g SST:	lodo granular
> 20 mL/g SST:	lodo floculento

e) Determinación de temperatura ($T^{\circ}\text{C}$)

El concepto de temperatura se refiere a la propiedad termodinámica que determina la existencia o inexistencia de equilibrio térmico entre dos o más sistemas.

Esta propiedad es de gran importancia por su influencia notable en las características físicas y bioquímicas de los cuerpos de agua. De ahí deriva la importancia de su determinación en cualquier intento de evaluar la calidad de aguas.

La temperatura juega un papel fundamental en la autopurificación de los desechos biodegradables; afectando la rapidez de estabilización de la materia orgánica.

La temperatura es medida con la finalidad de conocer las condiciones a las que trabaja el sistema y que afectan al metabolismo microbiano.

Aparatos y equipos:

Dentro de los aparatos y equipos que se utilizan están aquellos instrumentos medidores de temperatura que cumplan con las normas oficiales mexicanas:

- Termómetro con escala de -10°C a 260°C .
- Termómetros industriales de vidrio
- Recipiente para el transporte y conservación de las muestras.

- En este trabajo de investigación se reguló con un equipo Grant W28 Digital con controlador de temperatura

Procedimiento:

- 1.- Las muestras deben de ser representativas de las condiciones que existan en el punto y hora del muestreo.
- 2.- Las muestras deben de representar lo mejor posible las características del efluente total que se descarga por el conducto que se muestrea.
- 3.- Determinar la temperatura de la muestra extraída por inmersión directa del instrumento medidor de temperatura, esperando el tiempo suficiente para obtener mediciones constantes.

f) Determinación de pH

Fundamento:

El método se basa en que al poner en contacto dos soluciones de diferente concentración de iones hidrógeno, se establece una fuerza electromotriz. Si una de las soluciones tiene una concentración de iones hidrógeno conocida (pH), por medio de la fuerza electromotriz producida, se puede conocer el pH de la otra solución (solución problema), ya que esta fuerza electromotriz es proporcional al pH de la solución problema.

El pH se define como el logaritmo negativo de la concentración del ion hidrógeno en una solución acuosa o el logaritmo del recíproco de la concentración de iones hidrógeno. En tanto que la acidez, se define como la capacidad cuantitativa del agua para reaccionar con iones hidroxilos y la alcalinidad se define como la capacidad cuantitativa del agua para reaccionar con los iones hidrógeno.

Aparatos y equipos

Medidor de pH

El medidor de pH debe ser capaz de medir el pH de un agua en el intervalo de 0 a 14 por medio del empleo de un electrodo de vidrio y otro de referencia, o bien un electrodo combinado. El medidor de pH debe calibrarse con una solución reguladora patrón cuyo pH se encuentre cerca de aquel que se desea medir, y comprobarse usando cuando menos otras dos soluciones de pH diferente, uno menor y otro mayor de aquel en que se hizo la calibración.

Para fines de calibración, se permite el empleo de soluciones preparadas o semipreparadas, siendo responsabilidad del usuario de las mismas su correcta concentración.

A la temperatura ambiente de 25°C y para cualquier voltaje de entrada, el error de indicación debido a la inexactitud de la calibración no debe exceder de 0.1 unidades de pH.

Material común de laboratorio (vasos de precipitados, pipetas graduadas, buretas, etc).

Muestreo y almacenamiento

- Colectar las muestras de laboratorio en frascos de plástico y analizarlas inmediatamente en el laboratorio, de lo contrario cierre los frascos herméticamente y transportarlos con refrigeración para el lugar donde serán analizadas dichas muestras.
- Interferencias:
Cuando la muestra de agua tenga una concentración alta de iones sodio (pH arriba de 10) se debe tener cuidado, ya que los electrodos ordinarios de vidrio pueden producir

lecturas erróneas, por lo cual el aparato debe estar provisto de un diagrama de "corrección de sodio", o bien, se pueden utilizar electrodos especiales.

Las grasas y aceites pueden interferir por la respuesta de los electrodos, por lo que se recomienda lavarlos con agua jabonosa y, posteriormente, con solución de ácido clorhídrico (1:9).

Procedimiento:

- 1.- Ajustar y calibrar el aparato siguiendo el procedimiento indicado en el manual del mismo, retirar el recipiente con la solución patrón y lavar los electrodos con agua quitando el exceso con un material adecuado de acuerdo a las instrucciones del fabricante del aparato, evitando friccionar la superficie de los electrodos.
- 2.- Efectuar la determinación del pH en la muestra a la temperatura de 25°C ó a la que fue calibrado con las soluciones patrón, de acuerdo con las indicaciones del manual del aparato.

Se pueden efectuar determinaciones a otras temperaturas siempre y cuando el medidor de pH esté equipado con los mecanismos compensadores adecuados.

Cálculos y resultados

No se requiere hacer cálculos, el resultado se lee directamente en la carátula del aparato.