

01177

17

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO



FACULTAD DE INGENIERIA
DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO

COMPORTAMIENTO DE UN REACTOR ANAEROBIO
DE LECHO FIJO EN EL TRATAMIENTO DE AGUA
RESIDUAL DE UNA PRODUCTORA DE BEBIDAS
CARBONATADAS

T E S I S
PARA OBTENER EL GRADO DE
MAESTRA EN INGENIERIA
(A M B I E N T A L)
P R E S E N T A:

I. Q. ANA PAULA PONCE ABAD

DIRIGIDA POR: DRA. GEORGINA FERNANDEZ VILLAGOMEZ



2003 473

CIUDAD UNIVERSITARIA

MAYO 2001



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis 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.

AGRADECIMIENTOS

Con sincero agradecimiento a la UNAM que fue la base de mi formación profesional.

Con admiración y profundo cariño a mis padres, que a costa de sus sacrificios y consejos me han apoyado siempre.

A mis hermanos por su valiosa contribución en la elaboración de este trabajo.

Con gratitud y cariño a la Dra. Georgina Fernández Villagómez por su insustituible ayuda durante la dirección de este trabajo.

Agradezco a CONACYT por el apoyo prestado, y por su valiosa contribución en el desarrollo de profesionistas cada vez mejor preparados.

Al Ing. Enrique Héras Herrera por los consejos y la orientación que me proporcionó durante mis estudios en posgrado.

A Coca Cola FEMSA por las facilidades que me brindo durante mi experimentación.

A Tecnología Intercontinental S.A. de C.V., que sin su apoyo no hubiera sido posible el desarrollo de este trabajo.

A todas las personas que de alguna forma contribuyeron en la realización de este estudio.

INDICE

CAPITULO I

1.1	INTRODUCCIÓN	1
1.2	OBJETIVO GENERAL	3
1.2.1	Objetivos particulares.....	3
1.3	ALCANCE	3

CAPITULO II

LA INDUSTRIA REFRESQUERA EN MÉXICO Y EL MUNDO..... 4

2.1	Economía.....	4
2.1.1	América Latina.....	6
2.1.2	Estados Unidos de América.....	10
2.1.3	México.....	11
2.1.3.1	Economía en México.....	11
2.2	Procesos, tecnología.....	12
2.2.1	Materia Prima.....	12
2.3.0	Tecnología.....	13
2.3.1	Proceso de preparación de bebidas carbonatadas.....	13
2.3.2	Clarificado.....	16
2.3.3	Jarabes.....	18
2.3.4	Desempacadora.....	18
2.3.5	Lavadora de botellas.....	18
2.3.6	Equipo de refrigeración y carbonatación.....	18
2.3.7	Equipo proporcionador.....	19
2.3.8	Llenadora.....	19
2.3.9	Empacadora.....	19
2.3.10	Calidad.....	20
2.4	Tratamiento de agua residual de la Industria Refresquera.....	22

CAPITULO III

MICROBIOLOGIA Y BIOQUÍMICA ANAEROBIA..... 23

3.1	Microbiología y bioquímica anaerobia.....	23
3.1.1	Hidrólisis y Fermentación.....	23
3.1.2	Acetogénesis.....	24
3.1.3	Metanogénesis.....	24
3.2	Microorganismos anaerobios.....	26
3.2.1	Bacterias formadoras de ácido.....	27
3.2.2	Bacterias formadoras de metano.....	29

CAPITULO IV

PARÁMETROS QUE AFECTAN EL FUNCIONAMIENTO DE UN SISTEMA ANAEROBIO Y NUTRIENTES...... 31

4.1	pH.....	31
4.2	Temperatura.....	32

4.3	Acidos grasos volátiles.....	32
4.4	Alcalinidad.....	33
4.5	Nutrientes.....	33

CAPITULO V

PROCESOS ANAEROBIOS 35

5.0	Procesos Anaerobios.....	35
5.1	Tipos de reactores anaerobios y procesos.....	36
5.2	Tipos de reactores aplicados en México.....	40
5.3	Filtro anaerobio.....	41
5.3.1	Usos de los filtros anaerobios	43
5.3.2	Parámetros de diseño para los filtros anaerobios.....	45

CAPITULO VI

DESARROLLO EXPERIMENTAL Y EQUIPO 46

6.0	Metodología de investigación.....	46
6.1	Características generales del efluente de la embotelladora.....	46
6.2	Pruebas de degradabilidad.....	48
6.3	Especificaciones del reactor anaerobio.....	50
6.4	Descripción del proceso.....	52
6.5	Control del proceso.....	53

CAPITULO VII

PRESENTACIÓN DE RESULTADOS Y DISCUSIÓN 58

7.1	Pruebas de degradabilidad.....	58
7.1.1.	Conclusiones de las pruebas de degradabilidad.....	59
7.2	Arranque de la planta piloto anaerobia.....	60
7.2.1	Inicio de la prueba.....	60
7.2.2	Comportamiento del biogás durante el inicio de la prueba.....	62
7.3	Etapa de condiciones pseudo-permanentes.....	64
7.3.1	Comportamiento del pH y temperatura a lo largo de la prueba.....	65
7.3.2	Remoción de DQO soluble y total.....	66
7.3.3	Remoción de DBO ₅	69
7.3.4	Comportamiento del Biogás producido.....	71
7.3.5	Composición del Biogás producido.....	72

CAPITULO VIII

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES 74

LITERATURA CONSULTADA 76

APÉNDICE 80

CAPITULO I

1.1 INTRODUCCION

En los últimos años el mundo ha tomado conciencia de los efectos acumulativos de la contaminación y de la necesidad de cuidar el ambiente, ya que en la actualidad es innegable el daño que se ha causado a la naturaleza, haciendo de vital importancia la conservación de los pocos recursos naturales que nos quedan.

México, como en casi todos los países, ha manifestado su preocupación con diferentes acciones dentro de las que se encuentra una legislación cada vez más estricta en lo concerniente a las características que deben cumplir las descargas de residuos industriales antes de ser depositados en el ambiente, y que obliga a municipios y empresas a obedecer con ciertos estándares en sus aguas residuales.

Entre esas empresas se encuentra la industria productora de bebidas carbonatadas del país, la cual abarca un mercado muy considerable dentro del territorio nacional, ya que actualmente México se encuentra entre los dos principales consumidores de bebidas gaseosas en el mundo. En total, de acuerdo a la revista BeverageWorld las ventas de refrescos en el país sumaron 666.6 millones de cajas unidad, de enero a junio de 1998, marcando la importancia que tiene este tipo de industria en nuestro territorio.

Cada industria tiene agua residual con características diferentes y con el objetivo de satisfacer los diversos requerimientos, se ha desarrollado una amplia variedad de métodos de tratamiento. Estos tratamientos pueden ser sistemas desde sencillos, como son la clarificación y filtración hasta sofisticados métodos basados en principios fisico-químicos complejos. El proceso será escogido por cuestiones económicas, sociales y políticas, pero nunca se debe olvidar el objetivo principal que es la protección del ambiente.

Entre los sistemas que se ocupan para el tratamiento de agua hoy en día, se encuentran los procesos biológicos del tipo anaerobios, y entre estos, los filtros anaerobios que son reactores que utilizan una película fija a un medio inerte y que aprovecha el desarrollo

una alta concentración de biomasa, requerida para el tratamiento eficiente del agua residual.

Entre las ventajas del filtro anaerobio se encuentran las siguientes (Henze, 1983):

- Tiene alta eficiencia de remoción en aguas residuales ricas en materia orgánica biodegradable en tiempos de retención hidráulicos relativamente cortos.
- Puede alcanzar tiempos de retención celular altos (100 horas), permitiendo el crecimiento de bacterias metanogénicas.
- En este proceso no se requiere recircular lodos, pues casi todo se mantiene dentro del sistema.
- El efluente sale casi libre de lodo.
- Alcanza altas eficiencias sin necesidad de introducir una mayor temperatura al proceso.
- Además de tratar aguas residuales con alta carga, se pueden emplear para manejar aguas residuales diluidas.
- Se producen muy bajos volúmenes de lodos residuales.
- Los lodos que produce se encuentran estabilizados.

Este trabajo consiste en la utilización de un reactor anaerobio de película fija (filtro anaerobio), para el tratamiento del efluente proveniente de una planta productora de bebidas carbonatadas. Se evaluará su comportamiento y eficiencia para remover la materia orgánica que existe en el agua durante su etapa de arranque y condiciones de seudopermanentes.

1.2 OBJETIVO GENERAL

Evaluar la eficiencia de remoción de materia orgánica a nivel planta piloto de un proceso biológico (filtro anaerobio de flujo ascendente) para el tratamiento de agua residual proveniente del proceso de una industria productora de bebidas carbonatadas.

1.2.1 Objetivos particulares

- Instalar un reactor a nivel planta piloto, con base en un modelo ya existente a escala laboratorio y alimentarlo con agua residual industrial.
- Determinar la factibilidad técnica el sistema anaerobio de lecho empacado para el tratamiento de agua residual de proceso proveniente de una industria embotelladora.
- Analizar los factores físicos y biológicos más relevantes durante el arranque y operación de un sistema anaerobio de lecho fijo alimentado con agua residual proveniente de una industria, así como el comportamiento del sistema en sus diversas variables.

1.3 ALCANCE

Evaluar, mediante una unidad de tipo experimental, la eficiencia de remoción de materia orgánica que se obtiene con un reactor anaerobio de lecho fijo, tratando agua residual proveniente de una industria embotelladora de bebidas gaseosas, después de pasar previamente por un proceso primario de rejillas, una trampa de grasas y aceites así como un tanque de homogenización.

Se utilizó un reactor a nivel planta piloto de 1090 litros de capacidad, que se implementó en una planta industrial. Al reactor se le alimentó el fluido a una temperatura próxima a los 35°C, el pH del sistema se controló por medio de la adición al influente de NaOH o HCl, según fue el caso. Durante la experimentación se fueron incrementando los rangos de carga orgánica volumétrica alimentada y se determinó la demanda química de oxígeno en el sistema, como variable de respuesta. El tiempo de evaluación fue de aproximadamente 5 meses.

REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA

CAPITULO II

LA INDUSTRIA REFRESQUERA EN MÉXICO Y EL MUNDO

En este capítulo se da un panorama general de la importancia que tienen las industrias embotelladoras de bebidas carbonatadas en el mundo, proporcionando cifras, porcentajes y cantidades de producto que se consumen, incluyendo su nivel de crecimiento a través de los años, también pone en manifiesto que esta rama de la industria ocupa un lugar importante a nivel nacional y dentro de los mercados internacionales.

2.1 ECONOMÍA

En prácticamente todas las regiones del planeta, impulsados por una multitud de factores que van desde la gran variedad de nuevas ofertas hasta los enormes desarrollos en la tecnología de producción, los volúmenes de ventas de la industria refresquera han venido aumentando sostenidamente por varios años.

Un estudio sobre la industria global de bebidas que realizó la revista *Beverade world* (Beveradeworld, 1997a), reveló que en 1995, el mundo bebió más de 144,000 millones de litros de refrescos carbonatados, con una tendencia hacia el ascenso. De esta estadística se obtuvo que más de siete de cada 10 refrescos vendidos en el mundo vienen de tres compañías: Coca-Cola, Pepsi y Cadbury/Dr Pepper, lo que demuestra que dentro de la industria refresquera se tiene una inconfundible tendencia hacia el dominio de las productoras líderes en el mercado global (principalmente de las dos primeras), lo cual se ha ido intensificando a través del tiempo con la compra de acciones de compañías que antiguamente representaban una competencia, un ejemplo de esto es la adquisición por parte de la empresa líder del 50% de las acciones de la corporación Inca Kola, su principal rival en Perú. El trato se estima tuvo un valor entre US\$100-135 millones (Beverage, 1999). Actualmente la marca Seven-UP de Cadburyschwppes, es propiedad de Pepsi-Cola fuera de EUA. En 1997 el grupo Coca Cola tenía una participación mundial cercana al 50% y el grupo Pepsi contaba con el 22% (Beverage Word.1997d).

Como se puede observar en la tabla 2.1, dentro del mercado mundial, Estados Unidos ocupa el primer lugar indiscutible en el consumo de bebidas carbonatadas, teniendo como su seguidor más cercano a México con más de 127 L per capita y 12,139 millones de litros vendidos en 1996 (Beverageword,1998d), desde 1994 Alemania fue superada por Brasil que actualmente ocupa el tercer puesto a nivel mundial. El crecimiento en el consumo per capita que se ha presentado durante los últimos años se puede observar en las tablas 2.2 y 2.3, las cuales muestran respectivamente el incremento general y por continente.

Tabla 2.1. Los 15 mayores mercado del mundo, por volumen.
Volumen y crecimiento anual (En miles de cajas unitarias de 5.7 litros).

	Volúmenes 1996	Litros per capita 1996	Crecimiento comp. 1992-96 %	% del total, 1996
1. EUA	9466.3	202.4	3.5	34.8
2. México	2129.8	127.23	-1.2	7.8
3. Brasil	1665.2	57.16	16.9	6.1
4. Alemania	1169.7	80.27	2.5	4.3
5. China	1070.6	5.0	11.7	3.9
6. Gran Bretaña	820.7	81.12	2.4	3.0
7. España	558.9	81.20	2.3	2.1
8. Canadá	557.0	106.26	2.4	2.0
9. Japón	549.3	24.87	-1.3	2.0
10. Italia	474.6	47.39	-1.5	1.7
11. Filipinas	449.2	34.26	8.1	1.7
12. Argentina	427.9	68.78	4.3	1.6
13. Sudáfrica	402.4	54.96	5.5	1.5
14. Colombia	360.3	55.11	0.9	1.3
15. Francia	360.1	35.01	3.2	1.3

Fuente: Beverage Marketing Corporation (Beverageworld ,1999).

Tabla 2.2 Mercado Global de Refrescos, 1991-1996.

Volumen y crecimiento anual (En miles de cajas unitarias de 5.7 litros).

Año	Cajas	Crecimiento anual %	Litros per Capita
1991	22,176,901.1	4.7	23.5
1992	22,682,512.6	2.3	23.66
1993	23,477,247.7	3.5	24.11
1994	24,862,964.6	5.9	25.17
1995	26,108,941.5	5.0	26.08
1996	27,204,331.8	4.2	36.83

Fuente: Beverage Marketing Corporation (Beverageworld, 1998b).

Tabla 2.3 Mercado Mundial de Refrescos.

Volumen por Continente (En miles de cajas unitarias de 5.7 litros).

Continente	Millones de cajas en 1996	Litros Per Capita	Crecimiento compuesto (4 años)
Norteamérica	12,2882.2	169.49	2.5
Europa	5,885.6	43.19	5.3
Asia	3,490.8	5.83	8.0
Sudamérica	3,462.5	52.08	8.1
Medio Oriente	838.3	23.01	8.0
Africa	821.4	8.33	3.3
Oceanía	417.6	69.95	5.1
Total	27,204.3	36.83	4.6

Fuente: Beverage Marketing Corporation (Beverageworld, 1998b).

2.1.1 AMÉRICA LATINA

La industria refresquera lleva ya mucho tiempo en el mercado latinoamericano, y su principal exponente es la empresa Coca Cola. Esta compañía ha estado en América Latina desde casi principios de siglo: el primer embotellador de Coca-Cola en la región se estableció en Panamá en 1906. El producto llegó a Puerto Rico en 1909, a Venezuela en 1922 y a México en 1926 (BeverageWorld, 1997c).

Hoy en día existen más de 300 plantas embotelladoras de Coca-Cola en el continente americano (norte, sur, centro y el Caribe). En América Latina, los analistas estiman que entre 30 y 40 por ciento de todas las plantas pertenecen al sistema de "anclas" de la

compañía (Bebidas, 1998). La compañía nombra como “anclas” a ciertas operaciones de embotellado en las que tiene participación accionaria. En América Latina, las “anclas de Coca Cola son Panamco, de la que posee aproximadamente 13 por ciento, y Femsa, de la que es propietaria de cerca del 30 por ciento (Tabla 2.4). Coca-Cola también tiene un interés financiero en firmas que no son anclas o lo son virtualmente, como Andina, y en otras embotelladoras más “pequeñas” como Polar, que opera en el sur de Chile y Argentina, y el grupo Continental, que representa 15 por ciento de las ventas de la compañía en México.

Entre 1990 y 1994 el volumen de refrescos carbonatados creció en más de 30% en los mercados más importantes de América latina, que juntos representan el 85 por ciento de las ventas totales. Para 1995 el volumen total de refrescos en esos mercados era de 40,000 millones de litros (BeverageWorld, 1998a) y desde entonces continúa aumentando.

La región sudamericana incluye dos de los mercados de bebidas más importantes del hemisferio: Argentina y Brasil e incluye también una de las economías más sólidas del continente: Chile. En su conjunto, Sudamérica ha cobrado una importancia capital para los proveedores globales de bebidas y, junto a México, compone una de las áreas geográficas de mayor crecimiento y mejores prospectos para el negocio de los refrescos. Coca Cola es el rey indiscutible de las bebidas gaseosas en Bolivia, Chile y Ecuador en donde la empresa maneja un 70% por ciento del mercado y con un pequeño crecimiento en sus ventas a pesar de la difícil situación económica por la que están atravesando estos países actualmente.

Tabla 2.4 Las anclas del sistema de embotelladores de Coca-Cola.

Embotellador	Territorio	Interés financiero de Coca-Cola (%)	% del volumen global de Coca-Cola
Coca Cola Amatil (CCA)	Australia, Indonesia, Nueva Zelanda	33	6.1
Coca Cola Beverage (CCB)	Australia, Bielorusia, Bosnia y Herzegovina, Croacia, República Checa, Hungría, Italia, Polonia, Rumanía	51	3.8
Coca Cola EAG (CCEAG)	Alemania (este y sur)	45	3.4
Coca Cola Enterprises (CCE)	Bélgica, Francia, Gran Bretaña, Holanda, EUA	44	20
Coca Cola Femsa	Argentina, México	30	3
Coca Cola Nordic Beverages (CCNB)	Dinamarca, Suecia	49	2
Coca Cola Sabco (Sabco)	Sudáfrica, Kenia, Tanzania, Uganda, Mozambique, Namibia	21	< 1
F&N Coca Cola (F&NCC)	Camboya, Guam, Malasia, Nepal, Singapur, Sri Lanka, Vietnam	25	1
Panamerican Beverage Company (Panamco)	Brasil, Colombia, Costa Rica, México, Guatemala, Nicaragua, Venezuela	24	6
Swire Beverages (Swire)	China, Honh Kong, Taiwán	13	1
Total			47.3

Fuente: The Coca-Cola Company, Morgan Stanley, Beverage, 1998d.

Chile alcanzó un cuarto lugar en el consumo de bebidas carbonatadas en latinoamerica con US\$1238.8 millones en 1999, con un consumo anual de 89.2 L per capita. El mercado en Chile está repartido entre Embotelladora Andina S.A., que se encarga de embotellar y distribuir los productos de Coca-Cola y que actualmente ocupa el primer lugar en el Mercado con un porcentaje de aproximadamente 63% (Beverageworld, 2000) y Embotelladoras Chilenas Unidas S.A. (Ecusa), la cual se encarga de embotellar

Pepsi-Cola y produce Bilz y Pap, dos bebidas locales comercializadas como una sola marca.

Perú es uno de los pocos países en el mundo en el que una bebida gaseosa local tiene la supremacía del mercado, y aunque la compañía Coca Cola compró el 50% de sus acciones en febrero de 1999, Coca Cola tiene que afrontar que Perú tiene el menor consumo per capita de America Latina. Según estadísticas compiladas por la firma Duff & Phelps Credit Rating Company, durante 1996 el nivel de consumo per capita en Perú fue de 23.92 litros, mientras que el consumo en Bolivia fue de 38.19 litros, en Chile fue 76.84 litros y México tiene 127.21 litros. (Ver posiciones globales en la tabla 2.5).

Tabla 2.5 Mercado Latinoamericano de Refrescos

Volumen por País, 1992-1996 (En Millones de cajas unitarias de 5.7 litros)

País	Puesto global 1996	1992	1993	1994	1995	1996	Litros Per Capita 1996	Crecimiento compuesto (4 años)
México	2	2237	2282	2415	2173	2130	127.21	-1.2
Brasil	3	892.2	962.9	1075	1492	1665	57.15	16.9
Argentina	12	361.7	412.6	446.7	416.3	427.9	68.77	4.3
Colombia	14	347.7	338.6	357.8	389.9	360.3	55.11	0.9
Venezuela	25	270.6	267.1	227.9	244.6	201.1	51.93	-7.2
Chile	26	169.7	179.8	171.5	175.1	194	76.84	3.4
Perú	35	78.9	92.9	102.4	103.6	105.7	23.92	7.6
Honduras	44	55.3	59.5	62	69.7	76.1	77.32	8.3
Ecuador	46	73.4	66.8	69.2	74.3	75.6	36.18	0.8
Guatemala	48	59.0	60.7	66.3	72.3	71	35.43	4.7
Bolivia	57	15.8	15.6	17.8	31.5	51.5	38.19	34.3
Rep. Domin.	62	27.1	27.3	37.3	46.5	40.7	29.83	10.7
El Salvador	64	31.4	36.4	39.4	37.6	37.0	37.73	4.2
Uruguay	65	35.9	44.2	41.1	41.4	37.0	64.84	0.8
Paraguay	67	36.5	37.1	36.4	36.7	36.2	41.07	-0.2

Fuente: Beverage Marketing Corporation (Beverage, 1997b)

2.1.2 ESTADOS UNIDOS DE AMÉRICA

El mercado estadounidense de bebidas no solamente es el más grande del mundo, es también el que domina el panorama global marcando la pauta en muchos aspectos, es por eso que a continuación se presenta un pequeño resumen de su estado actual.

Tras mantenerse en una tasa de crecimiento inferior al 2 por ciento desde principios de la década pasada, el segmento de refrescos carbonatados parecía destinado a expandirse sólo limitadamente en Estados Unidos. Los últimos tres años, sin embargo, arrojan sostenidos incrementos, con los consumidores norteamericanos demostrando una y otra vez que no han dejado de gustar de los líquidos burbujeantes, en especial de las marcas líderes como son Coca-Cola y Pepsi que acaparan el mercado con una ventaja de por lo menos un 6.4% más que su más cercano competidor (ver tabla 2.6).

Tabla 2.6 Las 11 mayores marcas de refrescos en EE.UU., 1997.

Lugar	Marca	Litros (mill.)	Participación en el mercado %	Crecimiento '97 %	Factor de* crecimiento %	Crecimiento en 5 años %
1	Coca-Cola	11473	20.7	2.5	15.9	22
2	Pepsi	8274	14.9	.5	2.4	9.8
3	diet Coke	4743.7	8.5	0.9	2.4	11.5
4	Mountain Dew	3470.4	6.3	13	22.6	74.1
5	Sprite	3447.4	6.2	10.4	18.4	80.2
6	Dr. Pepper	3214.2	5.8	5.4	9.4	36.7
7	Diet Pepsi	2846.3	5.1	-1	-1.6	-1.6
8	7UP	1230.5	2.2	-1.3	-0.9	2.6
9	Diet Coke sin cafeína	992.8	1.8	-4.0	-2.3	-8.6
10	Barq's	606.7	1.1	49.4	11.3	137.5
11	Diet Pepsi sin cafeína	578.0	1	-0.6	-0.2	-8.1
Las 10 mayores		40877.2	73.7	3.5	77.4	ND
Otros		14632.8	26.3	2.8	22.6	ND
Total EUA		555100.1	100	3.3	100	18.4

Nota: Resultados preliminares

*FC = Crecimiento de volumen de la marca / crecimiento de vol. de la ind. (galones).

Fuente: Beverage Marketing Corporation (BeverageWorld, 1998c).

Después de registrar aumentos anuales de 4.3 y 3.5 por ciento, el volumen (medido en galones) de refrescos aumentó en 5.2 por ciento de 1995 a 1996, de acuerdo con la firma consultora de investigación Beverage Marketing Corporation (1997a), con base en Nueva York. Este crecimiento es el resultado de una industria que suma más de 14,000 millones de galones, un nuevo récord para las bebidas gaseosas.

2.1.3 MÉXICO

México se encuentra en el segundo lugar a nivel mundial en países consumidores de refrescos en el mundo, con una estadística de 90 L/Hbt. Año. Este acontecimiento se debe en gran parte a una combinación de factores culturales y hábitos de consumo. Por un lado, se encuentra la escasez de agua potable pública y la poca confiabilidad de las fuentes municipales existentes, y por otro las malas costumbres alimenticias de la población en general.

2.1.3.1 ECONOMÍA EN MÉXICO

Según los resultados obtenidos por siete de las firmas embotelladoras públicas más grandes de México, la industria mexicana de bebidas había registrado en el segundo trimestre de 1998 un aumento del 20% en el volumen por cajas en comparación al año pasado en donde el crecimiento fue del 11%. Estas firmas son: Sistema Argos, Grupo Continental, Coca-Cola Femsa México, Grupo Azteca y Pepsi-Gemex, que en conjunto alcanzaron ventas de refrescos y agua embotellada de 741 millones de cajas unidad entre enero y junio de 1998, provocando un crecimiento del 20.8 por ciento (Tabla 2.7).

Tabla 2.7 Ventas de refrescos, segundo semestre de 1998 (II-98).

Unidades en millones de Cajas Unidad

	Cola		Sabores		Total	
	II-98	% var	II-98	% var	II-98	% var*
Argos	43.2	8	16.6	65.1	59.8	13
Continental	87	11.7	25.9	20.2	112.9	15.1
Coca - Cola	146.9	22.3	46.2	36.5	193.1	28.6
FEMSA						
Azteca	125.3	14.1	-	-	125.3	14.1
Envasa	19.6	-3.5	13	22	32.6	5.9
Geupec	22.2	6.7	11.1	35.2	33.3	16.9
Pepsi -	56.2	6.4	53.4	25.4	109.6	16.3
Gemex						

*El % Total incluye el consumo de agua embotellada.

Fuente: Beverage Marketing Corporation (BeverageWorld, 1999).

2.2 PROCESO Y TECNOLOGÍA

El proceso de elaboración de un refresco implica una gran cantidad de procesos intermedios y de una gran cantidad de maquinaria especializada para lograr una calidad uniforme en todos los productos que se preparan. Si bien el proceso de fabricación no ha cambiado en lo esencial a través del tiempo, la maquinaria empleada sí lo ha hecho, principalmente en la tecnología utilizada para su operación a grandes velocidades.

2.2.1 Materia prima

Las materias primas o insumos utilizados en la fabricación de un refresco, son:

- Concentrado o Jarabe
- Agua
- Azúcar granulada, azúcar líquida o fructuosa
- Taparrosas o corona
- Preforma PET para envases de plástico o latas
- Etiqueta para envases de plástico ya sean retornables o no retornables.

El azúcar se adquiere a diversos ingenios del sector privado. El concentrado lo proporcionan directamente por los diversos franquiciadores propietarios de las marcas (Internet, Pepsi).

2.3 Tecnología

2.3.1 PROCESO DE PREPARACIÓN DE BEBIDAS CARBONATADAS

El proceso de elaboración de una bebida carbonatada esta dividido en varias etapas, dentro de las cuales se encuentran dos partes que son las principales, ya que en realidad son éstas los puntos medulares de la producción de la bebida: el tratamiento de aguas y el clarificado, después de estos procesos se encuentran la mayor parte de la tecnología de punta en maquinarias para el mezclado, preparado del envase, la introducción del producto dentro de los envases, el etiquetado, el empaclado y la preparación para su transporte y comercialización.

El inicio del proceso de la planta embotelladora en donde se realizó este trabajo, ocurre al sustraer agua potable de un pozo localizado dentro del terreno y enviar el líquido (previamente clorado en línea) mediante tuberías subterráneas a un tanque de almacenamiento (de aguas crudas). De este tanque se envía por medio de una estación de bombeo al área de tratamiento de aguas, la cual es la encargada de proporcionar las características necesarias al agua para su ocupación dentro de la planta. El primer paso dentro de este departamento es adicionar un flóculante en línea y mezclarlo con el agua mediante un mezclador estático para luego hacer pasar el líquido a través de filtros de arena. El efluente de los filtros de arena en promedio presenta una alcalinidad de 130 ppm, concentración de cloro de 0.3 ppm, turbiedad menor de 0.5 NTU, concentraciones de Hierro y aluminio menores a 0.1 ppm y una dureza total de 90 ppm; como se puede ver el agua que se extrae del pozo de la embotelladora tiene una buena calidad, haciendo más sencillo su tratamiento.

Un parámetro que tiene un enorme peso para la elaboración de un refresco es la alcalinidad, por lo que uno de los principales objetivos dentro de la sección de tratamiento de agua es el de entregar el líquido en un rango específico. Para controlar este parámetro se envía el efluente de los filtros de arena hacia un dealcalinador (el cual

es regenerado con ácido clorhídrico). No toda el agua pasa a través del dealcalinizador, sino que se utiliza una mezcla entre el agua desalcalinizada y la natural para cumplir con el rango óptimo establecido para este parámetro.

La mezcla se envía a un purificador de carbón activado y por último a unos filtros pulidores. El agua se envía directamente a las líneas de producción, una vez que se ha comprobado que sus características son las adecuadas. Los parámetros del agua para embotellar son: cloro 0.0 ppm, alcalinidad menor a 85 ppm, turbiedad menor a 0.5 NTU, aluminio y hierro menores a 0.1 ppm y dureza menor a 80 ppm.

En el área de tratamiento de agua no sólo se prepara el agua para embotellar, sino también se encarga de suministrar de agua para los diferentes equipos y procesos, produciendo agua deionizada y agua suavizada. Para preparar el agua deionizada, se desvía un determinado flujo del efluente de los filtros pulidores hacia un desionizador para proporcionar un líquido con pH mayor a 6.5, esta agua es utilizada principalmente en el clarificado para producir jarabe simple.

Para producir agua suavizada se toma una cantidad del efluente de los filtros de arena y se envía a un suavizador (el cual utiliza salmuera para su regeneración), a la salida del proceso se inyecta cloro en la línea y se envía a una cisterna de agua suavizada para utilizarse como agua de servicio, la cual tiene como características una concentración de cloro de 2 a 3 ppm, turbiedad menor a 0.5 NTU, y una dureza de 0, lo que la hace óptima para su utilización en equipos como son las calderas y demás (ver diagrama de flujo del área de tratamiento de agua en la figura 2.1).

Dentro del sistema se recupera agua en diferentes puntos, para su ocupación en diversos retrolavados o para ocuparla como agua de servicios generales.

AREA DE TRATAMIENTO DE AGUA

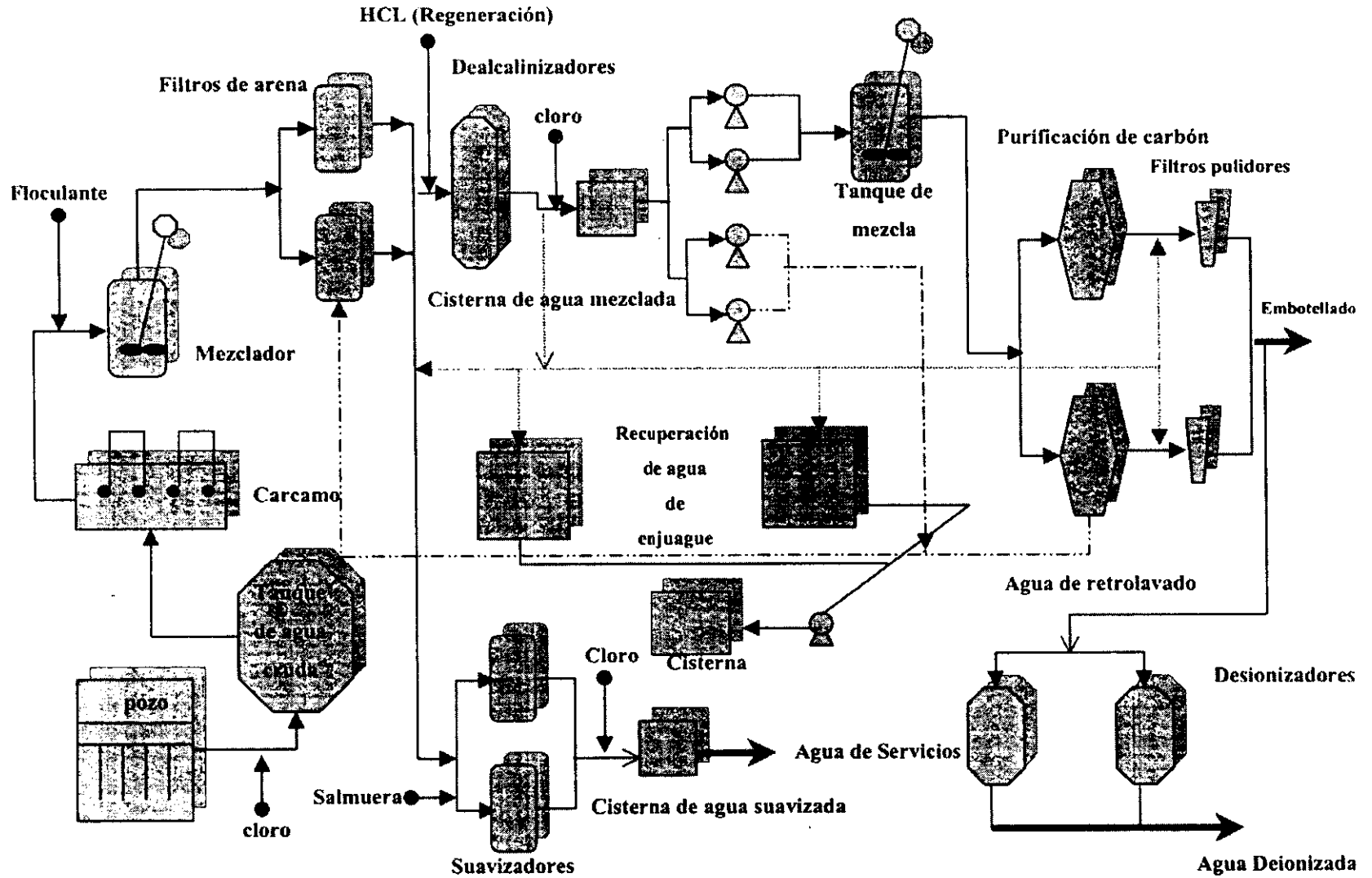


Figura 2.1 Diagrama de flujo del área de tratamiento de agua

2.3.2. CLARIFICADO

Dentro del clarificado se maneja fructuosa, azúcar refinada ó azúcar morena, la fructuosa es ocupada para casi todos las bebidas producidas, incluso las llamadas “diet”, pero para la producción de los refrescos “Clásicos” se ocupa azúcar, principalmente la azúcar morena, ya que el refinarla dentro de la planta es conveniente desde el punto de vista económico.

El azúcar que se utiliza en la planta es traída por los proveedores en sacos de 50 kg, los cuales son almacenados hasta su ocupación, después se vacían por una tolva dosificadora hacia un tamiz, se transporta esa azúcar hacia unos tanques de disolución en donde es mezclada con el agua desionizada producida en tratamiento de agua, una vez diluida pasa hacia un sistema de flotación, el cual tiene el fin de eliminar las impurezas que pueda traer la mezcla, se envía a un tanque de almacenamiento, pasando a continuación a través de un equipo de filtración para terminar de eliminar las impurezas dentro del fluido. El efluente de los filtros es almacenado en un tanque antes de pasar por unas columnas de intercambio iónico en donde se elimina el color de la solución, después pasa por un sistema deodorizante y una serie de filtros para finalmente ser confinado en un tanque de almacenamiento. A esta solución de agua deionizada y azúcar (o fructosa) se le llama jarabe simple. En la figura 2.2 se muestra el diagrama de flujo del proceso. Dentro del clarificado se utilizan diversos productos como son: sulfato de aluminio, ácido cítrico, hidróxido de calcio, cloro, ácido fosfórico, sal, polímero para la flotación, entre varios más. Muchos de los productos aquí mencionados, junto con los utilizados en la limpieza de la planta son de gran importancia, ya que son estos compuestos los que constituyen las principales causas de problemas dentro de los sistemas biológicos en las Industrias productoras de bebidas gaseosas.

AREA DE CLARIFICADO

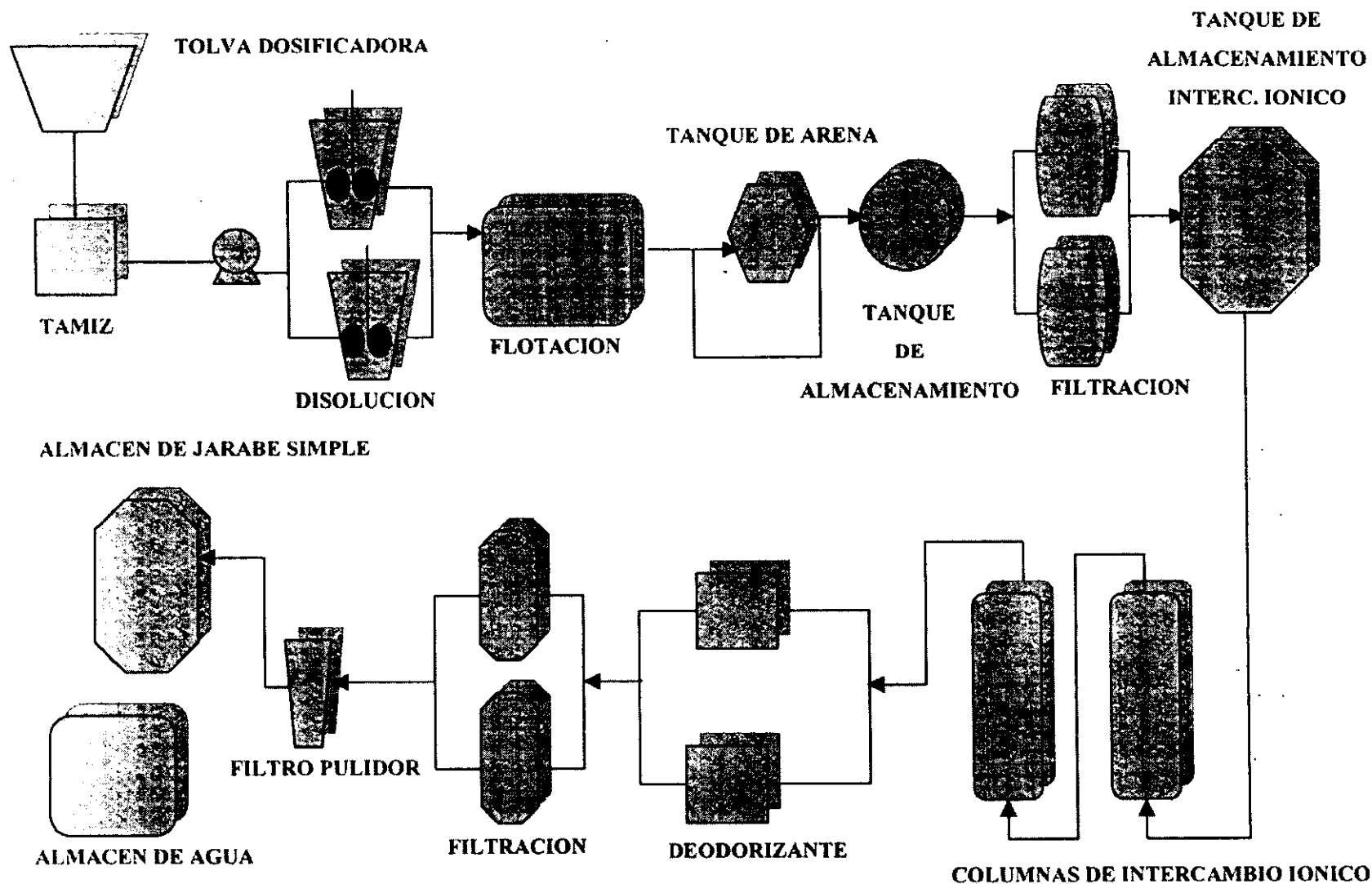


Figura 2.2 Diagrama de flujo del área de clarificado.

2.3.3. JARABES

Una vez listo el jarabe simple, es enviado al área de jarabes, la cual tiene la función de adicionar el concentrado del refresco a esta mezcla (el concentrado de cada bebida es exportada directamente por la marca y su composición está protegida legalmente). A esta última mezcla se le llama jarabe compuesto.

Una vez que se cuenta con el jarabe compuesto y el agua para embotellar lista, el siguiente paso es entrar a las líneas. Una línea tradicional de producción de refrescos consta de los siguientes elementos básicos (Internet, pepsi):

2.3.4. DESEMPACADORA

Es el equipo utilizado para “sacar” las botellas de sus cajas contenedoras y transferirlas a líneas transportadas hacia el proceso de lavado. El tamaño del equipo y el método de desempacado varía en razón de la botella a manejar y del tipo de caja contenedora.

2.3.5. LAVADORA DE BOTELLAS

Una de las máquinas más imponentes del proceso de fabricación es la lavadora de envases. Esta máquina llega a manejar simultáneamente hasta 12,000 botellas durante un proceso que dura, dependiendo de la marca y modelo de la máquina, aproximadamente 20 minutos, sumergiendo las botellas en tanques de solución cáustica a altas temperaturas y enjuagándolas con chorros de alta presión hasta dejarlas en condiciones óptimas para su llenado conforme los estándares de calidad.

2.3.6. EQUIPO DE REFRIGERACIÓN Y CARBONATACIÓN

Es quizá uno de los puntos neurálgicos de todo el proceso. Este equipo es el encargado de bajar la temperatura del producto a embotellar a casi cero grados centígrados, esto con el objeto de lograr una eficiente carbonatación o incorporación de gas carbónico en el producto, el siguiente paso del proceso. El enfriamiento se logra a través de “deslizar” el producto en unas placas de acero inoxidable que contienen amoníaco a alta

presión que “absorben” el calor del líquido, logrando con ello el efecto deseado, sin que en ningún momento exista contacto entre el elemento enfriador (amoníaco) y el producto a embotellar. Este proceso no es visible por efectuarse dentro de tanques de acero inoxidable sujetos a altas presiones para la saturación de gas carbónico.

2.3.7. EQUIPO PROPORCIONADOR

Es en este equipo en donde se obtiene el producto. Su función, es la de mezclar en proporciones debidas el jarabe compuesto con el agua saturada con gas carbónico (utilizando una dosificación de 1 parte de jarabe por 5 de agua se obtiene el producto listo para embotellar). Este equipo de alta tecnología controla el flujo de producto hacia la llenadora y con base en ello prepara la cantidad exacta de líquido en cantidades tales que den como resultado el sabor deseado del producto a embotellar.

2.3.8. LLENADORA

Su función es la de llenar a altas velocidades cada una de las botellas lavadas, podría decirse que es “el cuello de botella” de las líneas, pues su labor es llenar en forma individual cada una de las botellas. Sus velocidades de operación varían, pudiendo llegar hasta llenar 800 botellas de 12 Oz. (355 ml) en un minuto. Su función además es la de cerrar, tapar o “coronar” a estas botellas.

2.3.9. EMPACADORA

La última parte del proceso de fabricación es el encajonado de las botellas nuevamente a sus cajas o rejas fresqueras para poder ser manipuladas eficientemente en el mercado al momento de su distribución. El proceso de empaque se realiza a través de una máquina que toma las botellas de los transportadores y las coloca en sus respectivas rejas conforme a la presentación a manejar, es decir, en 25, 9 u 8 casilleros en rejas altas o bajas según el tipo de envase. Adicionalmente a la maquinaria antes mencionada, se requiere de distintos equipos auxiliares como son las calderas, compresores de aire y de amoníaco, tanques de acero inoxidable para la preparación, reposo de jarabes y concentrados, tratamientos de agua, etc.

En virtud del espacio utilizado por los envases y rejas necesarios para la comercialización de los embotellados, se cuenta en cada planta con grandes áreas de almacenamiento, y dado el gran número de vehículos que se atienden diariamente, estas bodegas cuentan con amplios andenes para las maniobras de carga y descarga.

2.3.10. CALIDAD

Un departamento que trabaja en conjunto con todos los demás es el de calidad, éste se encarga de asegurar que el producto terminado que va a salir al mercado cumpla con todas las características demandadas para que el consumidor quede satisfecho con el producto que compra.

Entre las tareas que tiene este departamento son en primera instancia corroborar que el agua para embotellar cumpla con las especificaciones requeridas, para ello se hacen análisis de dureza, alcalinidad y cloro que garantizan que el agua cuenta con la calidad deseada. Después, dentro de jarabes se cuenta con un sistema de computo con el cual se realizan los estudios de calidad.

Todos los envases son enjuagados con una solución clorada antes de su uso, por lo que se comprueba que el recipiente no traiga cloro residual (el cloro tiene la particular característica de afectar el pigmento de los refrescos). Una vez que se tiene el producto terminado se observan detalles importantes como son: su nivel de líquido, que las taparoscas no permitan fugas, pero que sean fáciles de abrir, los códigos deben ser visibles y con los datos pertinentes (fecha, número de línea, código de la empresa), además de dar una revisión visual para detectar detalles no deseados.

En conjunto, el agua residual de cada una de las áreas que forman el tren de producción, suministran el efluente para la planta de tratamiento. Cada etapa del proceso contiene composiciones particulares, y en conjunto, conforman las características generales del agua a tratar, en la figura 2.3 se observa el principal tipo de aporte en cada área.

Sistema de drenaje. Planta embotelladora de refrescos.

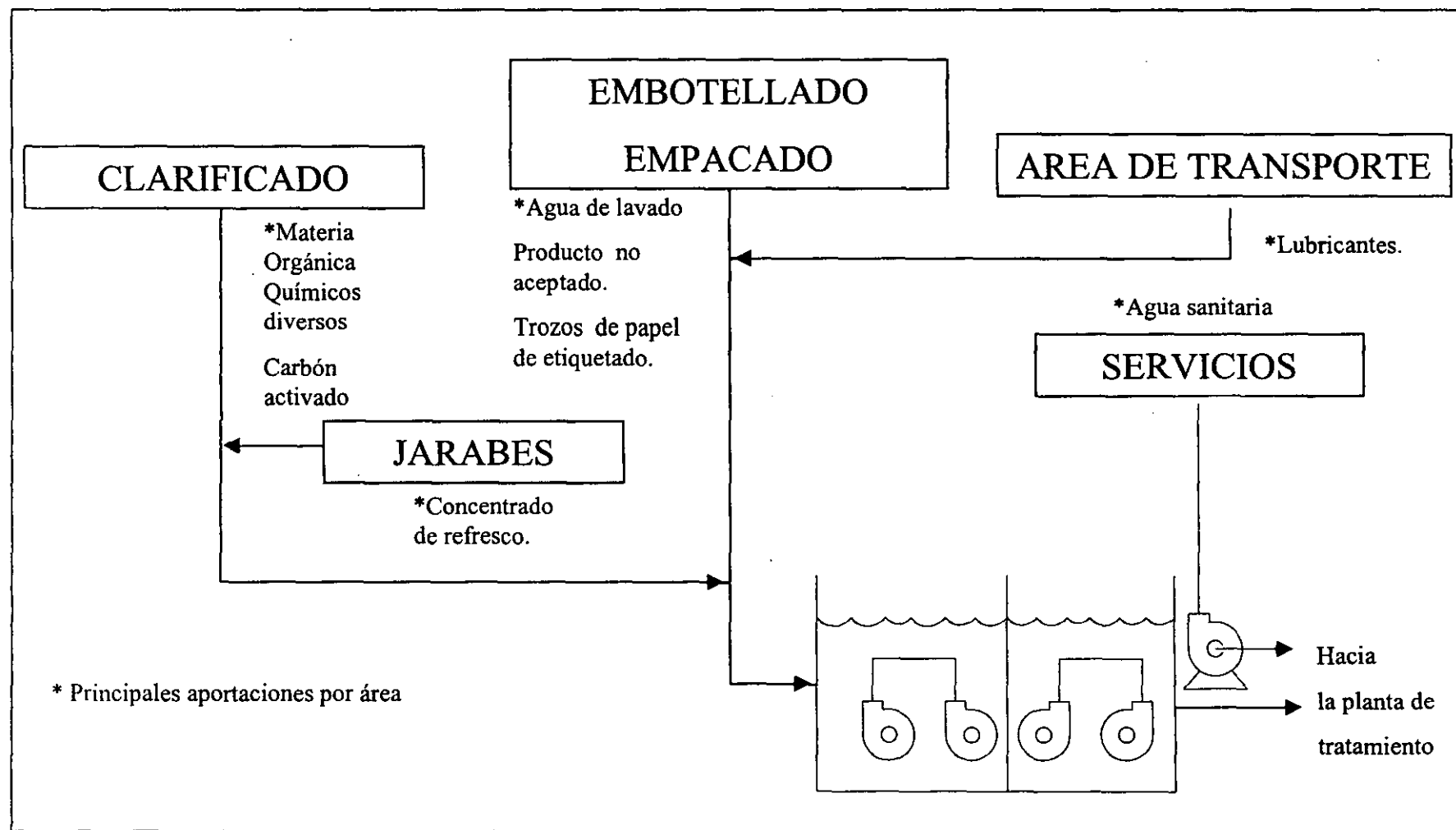


Figura 2.3 Diagrama de flujo del sistema de drenaje de agua de proceso de la Industria refresquera.

2.4 Tratamiento de agua residual de la Industria Refresquera.

En México, aproximadamente el 10% de los reactores industriales anaerobios se utilizan para tratar agua proveniente de la Industria Refresquera, porcentaje que sólo es rebasado por la Industria Cervecería (con el 25% de los reactores) y la Industria cafetalera (con aproximadamente el 13%). El proceso anaerobio que se emplea actualmente para el tratamiento de agua residual de las plantas productoras de bebidas carbonatadas en país corresponde a reactores del tipo híbrido. Las empresas en donde se utilizan estos sistemas son: la Industria refresquera de Mérida, Yucatán con un reactor híbrido, construido en 1997, el cual trata 691 m³/d con una DQO promedio de 4250 mg/L y un porcentaje de remoción de DQO del 90%, la embotelladora "La Bufa" con un reactor híbrido, construido en 1994, con capacidad de 259 m³/d y 9,700 mg/L, el cual presenta una eficiencia de remoción de DQO del 80%, también construida en 1994 la Embotelladora Sureste, Mérida, Yucatán que cuenta con un reactor del tipo híbrido con capacidad de 691 m³/d y 4250 mgDQO/L y reporta una remoción del 90% de DQO. Las otras embotelladoras mexicanas que cuentan con un sistema de tratamiento anaerobio son las embotelladoras de Campeche, del Caribe y de Chetumal, todas cuentan con reactores híbridos y tratan flujos de 350, 475 y 155 m³/d, respectivamente con eficiencias reportadas del 85% (Monroy, 2000).

Otros procesos anaerobios ocupados para el tratamiento de agua residual de las industrias productoras de bebidas carbonatadas son los reactores UASB y sistemas de película fija, por ejemplo, en Alemania se cuentan con 1 sistema UASB y dos reactores de lecho empacado (Austerman-Haun, Seyfried C.F. and Rosenwinkel K.H., 1997). También son utilizados sistemas de tratamiento aerobios como son lodos activados y filtro percolador, empleados en algunas plantas de tratamiento de la empresa Coca Cola Company.

CAPITULO III

MICROBIOLOGÍA Y BIOQUÍMICA ANAEROBIA

En este capítulo se da una breve explicación del mecanismo tras el cual se logra la degradación anaerobia de la materia orgánica, describiendo las diferentes etapas del proceso y las características generales de los microorganismos que intervienen en cada etapa.

3.1 MICROBIOLOGÍA Y BIOQUÍMICA ANAEROBIA

La digestión anaerobia es un proceso bioquímico desarrollado en varias fases en donde intervienen diferentes tipos de material orgánico, estas reacciones metabólicas se realizan en ausencia de oxígeno y dan como productos finales gases, principalmente metano y bióxido de carbono. De acuerdo con Zehder (1978), la digestión ocurre en tres etapas básicas. Estas etapas se encuentran ligadas entre sí ya que los productos que se obtienen se emplearán en la siguiente fase (ver figura 3.1):

1. Hidrólisis y Fermentación,
2. Acetogénesis
3. Metanogénesis

3.1.1 Hidrólisis y Fermentación

La primera etapa de la degradación anaerobia se efectúa fuera de la célula mediante una acción enzimática que hidroliza las moléculas de alto peso molecular como son la celulosa, las proteínas, carbohidratos y lípidos, a compuestos de menor peso molecular como son azúcares, aminoácidos y péptidos. Esta fase se conoce como la fase de "licuefacción" (Winkler, 1986), posteriormente estos compuestos son fermentados y transformados a compuestos intermedios de menor peso molecular, como son los ácidos grasos de cadena larga, alcoholes, dióxido de carbono y amonio.

En esta etapa no se obtiene una remoción significativa de DQO, debido a que sólo se está requiriendo un pequeño consumo de materia orgánica para la transformación de las moléculas orgánicas complejas en otras más sencillas.

3.1.2 Acetogénesis

Los compuestos producidos durante la primera etapa son convertidos en esta segunda etapa en acetato, hidrógeno, ácido propiónico, CO₂ y otros ácidos orgánicos de bajo peso molecular. Las principales bacterias que llevan a cabo estas transformaciones son referidas por varios autores como acetogénicas y formadoras de ácido (McInerney, 1981).

3.1.3 Metanogénesis

En esta tercera etapa se obtiene la estabilización completa del residuo, llevándose a cabo la conversión de los compuestos intermedios a productos finales más simples, de los cuales los principales son el metano y el dióxido de carbono, aunque pueden existir pequeñas cantidades de otros compuestos como son el sulfuro de hidrógeno (H₂S), mercaptanos (RSH) e hidrogeno (H₂), en este proceso van a trabajar dos grupos de bacterias formadoras de metano. El primer grupo produce metano a partir de hidrógeno y dióxido de carbono y el segundo grupo convierte el acetato a metano y bicarbonato (dióxido de carbono en solución). Ambos grupos tienen las características de que las bacterias son anaerobias (McInerney, 1981).

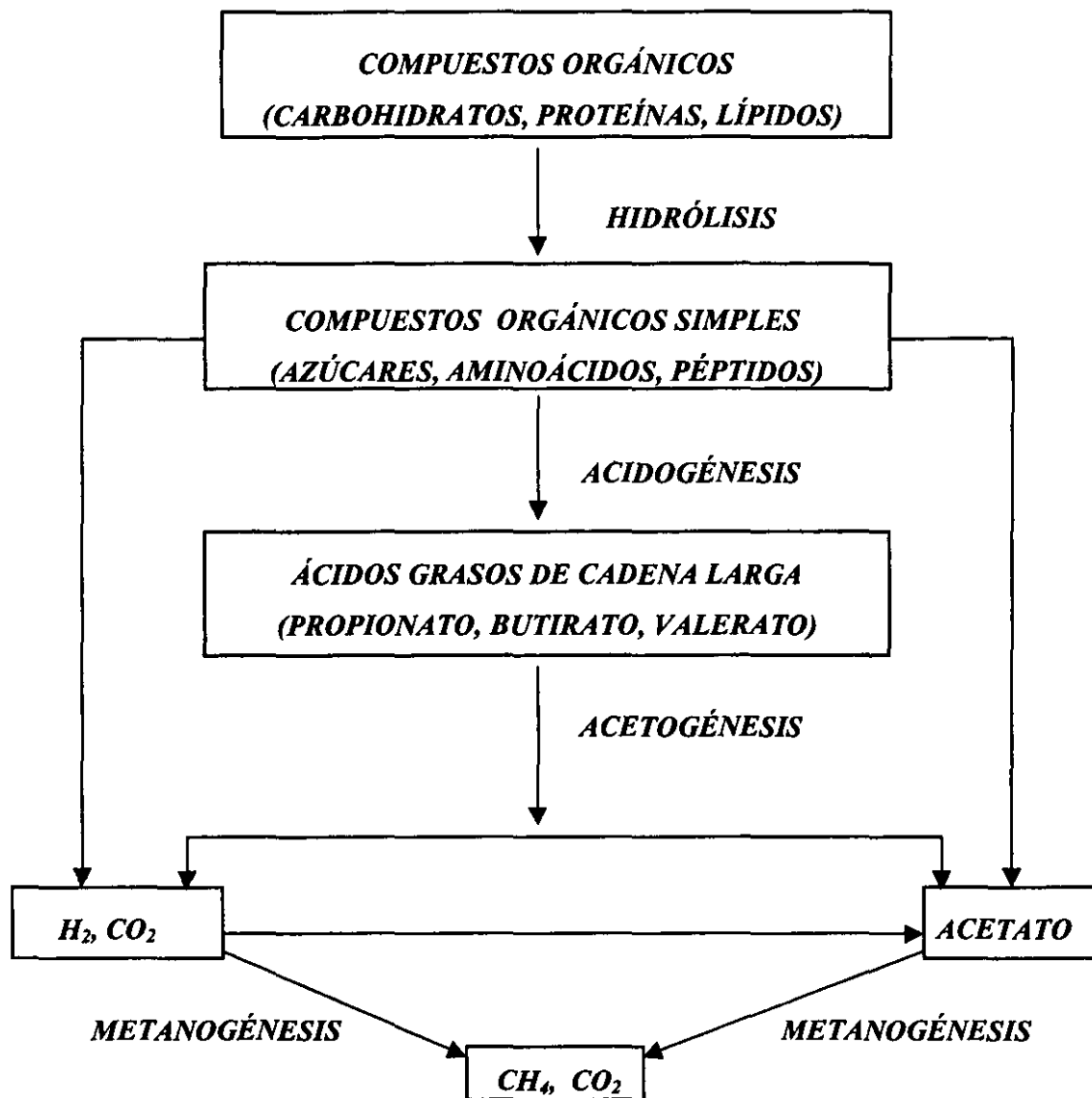


Figura 3.1. Proceso de degradación anaerobia (Souza,1987).

En la primera etapa el rompimiento de los compuestos orgánicos complejos a ácidos grasos es lenta, aún cuando los microorganismos que proveen las enzimas se desarrollan rápidamente. Por otro lado, también se tienen compuestos orgánicos que difícilmente se pueden degradar. Para lograr un grado de conversión máximo se requieren tiempos de retención largos y rangos de baja carga orgánica. Otro factor que puede ser limitante dentro de la primera etapa son los rangos bajos de temperatura de operación. O'Rourke (1968) encontró que la degradación de lípidos prácticamente sólo se realiza arriba de

los 20° C. Esto significa que la primera etapa podría limitar el rango de remoción de la materia orgánica (Pfeiffer, 1968).

En lo que respecta a la segunda etapa, la conversión de ácidos grasos orgánicos a ácidos grasos volátiles, principalmente el ácido acético, generalmente se realiza prontamente sin ser un factor limitante. Los microorganismos de esta etapa se desarrollan y degradan los ácidos grasos rápidamente.

El factor limitante en la tercera etapa son las bacterias formadoras de metano, estos microorganismos se desarrollan lentamente y son notablemente sensibles a las características del medio. Las bacterias formadoras de metano generalmente constituyen el grupo de organismos que limita la acción de la digestión anaerobia.

3.2 MICROORGANISMOS ANAEROBIOS

Los microorganismos encargados de la descomposición de la materia orgánica están conformados principalmente por dos grupos (Winkler, 1986):

- 1.- Bacterias formadoras de ácido, que convierten el material de desecho en ácidos grasos volátiles (AGV) y otros productos intermedios.
- 2.- Bacterias formadoras de metano, que convierten los productos de la primera etapa en metano y bióxido de carbono.

Cada uno de estos grupos de bacterias se pueden subdividir en dos más: Las bacterias formadoras de ácido incluyen las bacterias productoras de ácido y a las bacterias acetogénicas, las formadoras de metano incluyen a las bacterias metanogénicas hidrogenófilas y a las bacterias metanógenas acetoclásticas (ver tabla 3.1).

Tabla 3.1 Grupos de microorganismos anaerobios (Henze, 1983).

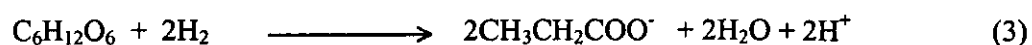
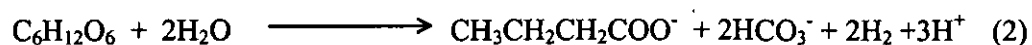
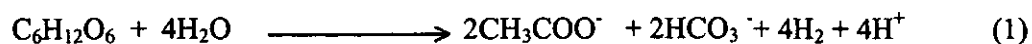
Bacterias formadoras de ácido	■ Bacterias productoras de ácido (butírico y propiónico) ■ Bacterias acetogénicas (acetato e hidrógeno)
Bacterias formadoras de metano	■ Bacterias metanógenas hidrogenófilas (hidrogenofílicas) ■ Bacterias metanógenas acetoclásticas (acetofílicas)

3.2.1 Bacterias formadoras de ácido.

Este grupo de bacterias es el encargado de hidrolizar y fermentar los compuestos orgánicos de alto peso molecular y convertirlos a ácidos simples, lo constituyen microorganismos facultativos y anaerobios estrictos. Las bacterias formadoras de ácido se encargan de romper las moléculas hasta llegar a ácidos grasos volátiles que son compuestos lo suficientemente pequeños para ser aprovechados por las bacterias formadoras de metano. Las formadoras de ácido tiene la capacidad de subsistir en un amplio rango de condiciones. Estos microorganismos pueden vivir en ambientes de pH moderadamente ácidos o alcalinos (3.8 a 8.0), soportan temperaturas que van desde un medio cálido hasta condiciones de congelamiento y pueden reproducirse en minutos, de manera que pueden lograr su duplicación en 30 minutos (Cook, 1987).

Bacterias productoras de ácidos grasos

Estas bacterias se encargan de fermentar glucosa para producir CO_2 , H_2 y ácidos como el acético, el propiónico y el butírico, dependiendo de la concentración de hidrógeno que hay en el medio, de acuerdo a las siguientes reacciones (Gaudy, 1980):



Cuando la concentración de H_2 en el gas producido durante la degradación es muy baja (5 a 50 p.p.m.) existe una preferencia para la formación del ácido acético, en cambio cuando aumenta la concentración de H_2 , disminuye la proporción de ácido acético y aumentan las cantidades de ácidos de cadena mayor (Mosey, 1983).

Bacterias acetogénicas

Las actividades de las bacterias formadoras de ácido son cruciales para una fermentación metanogénica completa. Los ácidos grasos con bajo peso molecular

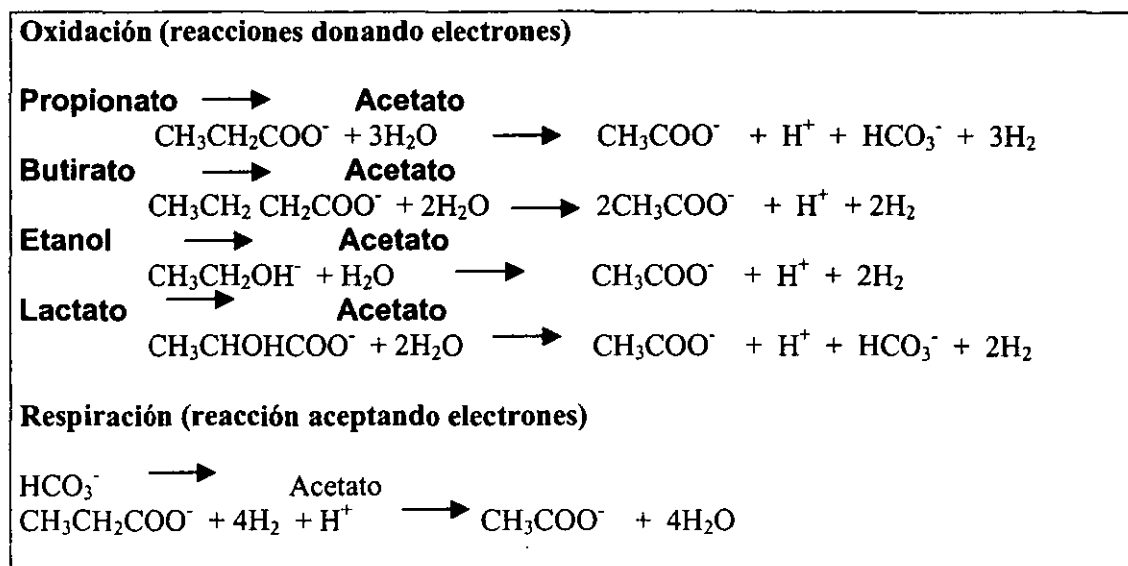
como son los propionatos y butiratos son productos intermedios que no pueden ser catabolizados por las metanogénicas.

El catabolismo del Butirato lo pueden realizar algunas bacterias como son las *Syntrophomonas wofeil* procesando por vía de β - oxidación para producir acetato e hidrógeno (McInerney, 1981) o formato (Boone and Bryant,1980)

La oxidación del propionato es generada por bacterias como la *Syntrophobacter wolinii* (Bonee and Johnson, 1989) produciendo ácido acético y CO_2 con formación de hidrógeno o formato. Estas oxidaciones son termodinámicamente posibles, sólo cuando los productos reducidos (hidrógeno o formato) son mantenidos en bajas concentraciones.

Los microorganismos que oxidan butirato y propionato a acetato e hidrógeno crecen muy lentamente, en especial en la presencia de metanogénicas. El tiempo de generación para las *Syntrophomonas wofeil*, es cercano a tres días (McInerney, 1981) y para las *Syntrophobacter wolinii*, su tiempo de generación es cercano a los 7 días (Boone and Bryant, 1980). La tabla 3.2 muestra algunas de las reacciones acetogénicas más comunes.

Tabla 3.2 Reacciones llevadas a cabo por las bacterias acetogénicas (Malina,1992).



3.2.2 Bacterias formadoras de metano.

Las bacterias formadoras de metano aprovechan los ácidos grasos volátiles que forman las bacterias acetogénicas y reducen a metano y bióxido de carbono, estos microorganismos son anaerobios estrictos, por lo que requieren que no se tenga oxígeno en el medio. Estas bacterias necesitan de mayores cuidados que las formadoras de ácido, ya que las condiciones a las que se pueden adaptar son más restringidas. El pH al que pueden sobrevivir se encuentra entre 6.0 a 8.0 (Madigan, 1988), pero su pH óptimo está entre 7.0 a 7.2 (Reynolds, 1996); soportan condiciones de temperatura que van de 20°C a 42°C, aunque su ideal está en 35°C, son bacterias que se inhiben con pequeñas cantidades de oxígeno (cerca de 3 mg/L). Las formadoras de metano sólo se reproducen una vez cada 3 ó 5 días, este lento crecimiento constituye una de las bases más importantes para las características de los procesos anaerobios en general.

Bacterias metanógenas hidrogenófilas

Las bacterias metanógenas hidrogenófilas utilizan el hidrógeno producido en la oxidación anaerobia para reducir el CO₂ a CH₄, de acuerdo con la reacción:

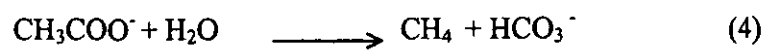


Esta reacción proporciona una doble ventaja al producir metano por un lado y eliminar el hidrógeno gaseoso por el otro. Las bacterias formadoras de metano pueden ser adversamente afectadas por la acumulación de hidrógeno, por lo cual es importante mantener un bajo nivel de hidrógeno para que estas especies contribuyan eficientemente a la conversión del sustrato (Malina, 1992).

Bacterias metanógenas acetilclásticas

Las bacterias metanógenas acetilclásticas son las que producen metano a partir del ácido acético. Su tiempo de duplicación es lento con valores de 2 a 3 días. Normalmente alteran el pH del medio debido a la eliminación de ácido acético y la producción de CO₂ que al disolverse forma una solución amortiguadora de bicarbonato (Bitton, 1994). Los principales exponentes de las metanogénicas acetilclásticas son la *Methanosarcina* y

la *Methanosaeta* (*Methanotherix*). Las bacterias metanogénicas acetilásicas son vulnerables a la competencia de las hidrogenofilicas cuyo tiempo de reproducción es de 1 a 6 hrs (Jones, 1991).



CAPITULO IV

PARAMETROS QUE AFECTAN EL FUNCIONAMIENTO DE UN SISTEMA ANAEROBIO Y NUTRIENTES.

Para que la degradación de la materia orgánica se lleve a cabo en forma eficiente y los desechos se conviertan a metano y bióxido de carbono, se requiere que los microorganismos se encuentren en un ambiente propicio y se cumplan con sus requerimientos nutricionales. En primera instancia se necesita alimento, que en este caso es la materia orgánica soluble que se encuentra en el agua residual, la cual se puede cuantificar con valores de DQO, DBO y flujos. También se necesita adicionar nutrientes, siendo los más importantes el nitrógeno y el fósforo. Debe mantenerse rangos definidos de pH y temperatura, los cuales son proporcionados por las necesidades de las bacterias formadoras de metano que son los organismos más sensibles.

4.1 pH

Los grupos bacterianos dependiendo de su tipo tienen diferentes pHs óptimos para su reproducción y desarrollo, por ejemplo, para las bacterias acidogénicas su pH óptimo se encuentra entre 5 y 6.5 y para las bacterias metanogénicas es por arriba de 6.5, pero se sabe que todas las bacterias trabajan bien en un intervalo de pH cercano al neutro (6.3-7.8) y que su óptimo está entre 7.0 y 7.2 (McCarty, 1984).

El pH es uno de los factores que más influencia tiene sobre el sistema microbiológico, la proporción de algunos compuestos como son H_2S , NH_4^+ y ácidos grasos volátiles (los cuales pueden llegar a ser tóxicos para las bacterias anaerobias) dependen del pH del medio.

4.2 Temperatura

La clasificación sobre la base de la temperatura se divide en tres tipos, dependiendo del intervalo de temperatura en el que se desarrollan:

Psicrófilos	(0 - 20°C)
Mesófilos	(20 - 40°C)
Termófilos	(40 - 65°C)

Los procesos anaerobios normalmente trabajan en un intervalo mesófilo, de 20 a 40°C, en el cual el óptimo se encuentran alrededor de los 35 - 37° C , que es donde se tiene el valor cinético más elevados. Cuando la temperatura desciende de estos valores óptimos, también su metabolismo disminuye, de tal manera que convierten una menor cantidad de alimento. Los cambios de temperatura en el intervalo mesófilo pueden ser tolerados, pero con un descenso a valores menores la carga orgánica aplicada al proceso se debe disminuir. A temperaturas mayores de 42°C, se puede causar un daño muy severo a las bacterias mesófilas, inhibiendo o eliminándolas definitivamente.

Los procesos termófilos alcanzan velocidades de reacción superiores a los sistemas psicrófilos o los mesófilos, pero para mantener este rango de temperaturas se requiere del suministro de energía externa, por lo que estos sistemas son poco utilizados. La temperatura óptima para los microorganismos termófilos se encuentra a los 55°C.

4.3 Ácidos grasos volátiles (AGV)

Para la evaluación de las condiciones de un sistema anaerobio se requiere analizar los sustancias que aparecen como productos intermedios de la digestión anaerobia, estos compuestos pueden ser variados, pero por su alta concentración se emplean como marco de referencia a los ácidos grasos volátiles.

Los AGV son un indicativo del grado de acidificación en el agua. Si se presenta una acumulación de AGV, es una señal que se tienen problemas dentro del sistema ya que las bacterias formadoras de metano presentan dificultades para degradar los productos generados por las formadoras de ácido. En un sistema que trabaja en condiciones

normales para obtener una operación estable y eficiente se requieren que las concentraciones en el efluente sean menores a 5 meq/l de AGV, aunque durante el período de arranque se puede manejar un límite máximo permisible de 10 meq/l y al permanecer debajo de este valor se puede asegurar que el sistema se encuentra en buenas condiciones y no se presentan inhibiciones por toxicidad (Harper, 1993).

4.4 Alcalinidad

La alcalinidad es la capacidad amortiguadora de pH en un sistema, representando una ayuda para evitar cambios repentinos de pH ácido. Si no se cuenta con alcalinidad suficiente el amortiguamiento de un reactor anaerobio se puede abatir por una alta producción de ácidos grasos volátiles (AGVs), por lo que se deberá agregar un neutralizador alcalino para evitar una acidificación en el proceso (Schiller, 1996).

Entre más alta sea la alcalinidad dentro del sistema, mayor será su capacidad de resistir los cambios de pH, por lo que se requiere una concentración mínima de 20 meq/l para asegurar que sistema opere sanamente sin picos de pH (Harper, 1993).

4.5 Nutrientes

Los microorganismos requieren de ciertos elementos básicos para su desarrollo y supervivencia llamados nutrientes. Los nutrientes forman parte de los sistemas enzimáticos que permiten que los microorganismos funcionen fisiológicamente, además son los constructores del nuevo material celular que se desarrolla. Entre los elementos requeridos se encuentran el nitrógeno y el fósforo que se denominan “macronutrientes” por las cantidades relativamente altas que se requieren y cuya proporción es cinco veces menor a las de un proceso aerobio (Hall, 1984) debido a la baja tasa de crecimiento presentada por las bacterias anaerobias.

Para determinar si un agua residual necesita de la dosificación de nutrientes se llevan a cabo análisis de DQO, nitrógeno y fósforo y se observa su relación DQO:P:N, que normalmente deben encontrarse cercana a 500:5:1 (Harper, 1993). Si no se cumple con la concentración adecuada se deberá agregar la cantidad faltante con algún compuesto químico que lo contenga. Otra forma de medir si el contenido de

macronutrientes dentro de un sistema es el adecuado es hacer los análisis a la salida del equipo, si se tienen concentraciones de cuando menos de 5 a 10 mg/L de orto-fosfatos y de 10 a 15 mg/L de nitrógeno amoniacal, entonces se cuenta con una proporción suficiente para su buen funcionamiento.

Entre los requerimientos nutricionales también se encuentran elementos metálicos como son el hierro, níquel, cobalto, molibdeno, tungsteno, selenio, entre otros, los cuales son requeridos en cantidades pequeñas, por lo que se les denomina “micronutrientes”. Estos elementos son indispensables para la actividad enzimática en los diversos procesos metabólicos de los microorganismos. Como las cantidades necesarias de estos elementos son trazas (Ver tabla 4.1), muchos de ellos se pueden encontrar dentro de la misma agua residual, dependiendo de su procedencia.

Los micronutrientes son para los microorganismos como las vitaminas para nosotros, una deficiencia de alguno provocará una gradual reducción en la eficiencia del sistema que se notará a largo plazo (a diferencia de los macronutrientes cuya deficiencia se detecta rápidamente) y una vez causado el daño tardará algún tiempo en reponerse.

Tabla 4.1 Concentraciones de micronutrientes requeridos por los microorganismos anaerobios.

Micronutriente	Concentración mg/L
K	10
Fe	5
Mg	5.0
Ca	1
Zn	0.10
Cu	0.05
Mn	0.05
Al	0.05
Ni	0.05
Se	0.05
Co	0.01
Mo	0.001

Fuente: Harper, 1993.

CAPITULO V

PROCESOS ANAEROBIOS

5. PROCESOS ANAEROBIOS

Los procesos anaerobios presentan su mayor utilidad en los tratamientos de agua residual cuyo contenido de materia orgánica es elevado. En los últimos años se ha tenido un desarrollo potencial en el estudio de estos sistemas, debido a las ventajas que presentan con respecto a otros tratamientos.

Los sistemas anaerobios ofrecen una diversidad de atractivos. A diferencia de los procesos aerobios, la tasa a la que se puede llevar a cabo el tratamiento no está limitada por la tasa a la que se pueda suministrar oxígeno. La dilución que es frecuentemente necesaria en los sistemas aerobios a fin de equilibrar la demanda de oxígeno con el suministro del mismo resulta innecesaria y las aguas residuales de alta concentración se pueden tratar directamente. Además se ahorra el costo de la energía necesaria para la transferencia de oxígeno, y cuando se utiliza el metano generado, el proceso puede ser productor de energía neta. Las materias que no se ven afectadas por el tratamiento aerobio, tales como la celulosa, y las materias que son causa de problemas en los sistemas aerobios, como las materias grasas, son descompuestas por los procesos anaerobios. El rendimiento de la biomasa de los tratamientos anaerobios es también más bajo que en los sistemas aerobios, cerca de 0.1 a 0.4 kg de biomasa/kgDBO eliminada (Winkler, 1986).

Sin embargo, como el proceso anaerobio es el más adecuado para el tratamiento de las aguas residuales de alta concentración, aún con alto porcentaje de descomposición la concentración de nutrientes residuales seguirá siendo elevada, por lo tanto en muchas ocasiones se requerirá de un proceso de descomposición posterior del tipo aerobio.

5.1. TIPOS DE REACTORES ANAEROBIOS Y PROCESOS

La cantidad de reactores utilizados industrialmente son muchos y cada uno tiene diferentes características, pero sus principios provienen de unos cuantos reactores básicos, que tienen como división inicial la forma en que la biomasa se desarrolla dentro de ellos, es decir, se tiene tres formas básicas: los procesos de lecho fijo, lecho suspendido o híbridos (Ver 5.1), de los cuales se comentarán sus características principales y se esquematizarán de forma sencilla dentro de la figura 5.2.

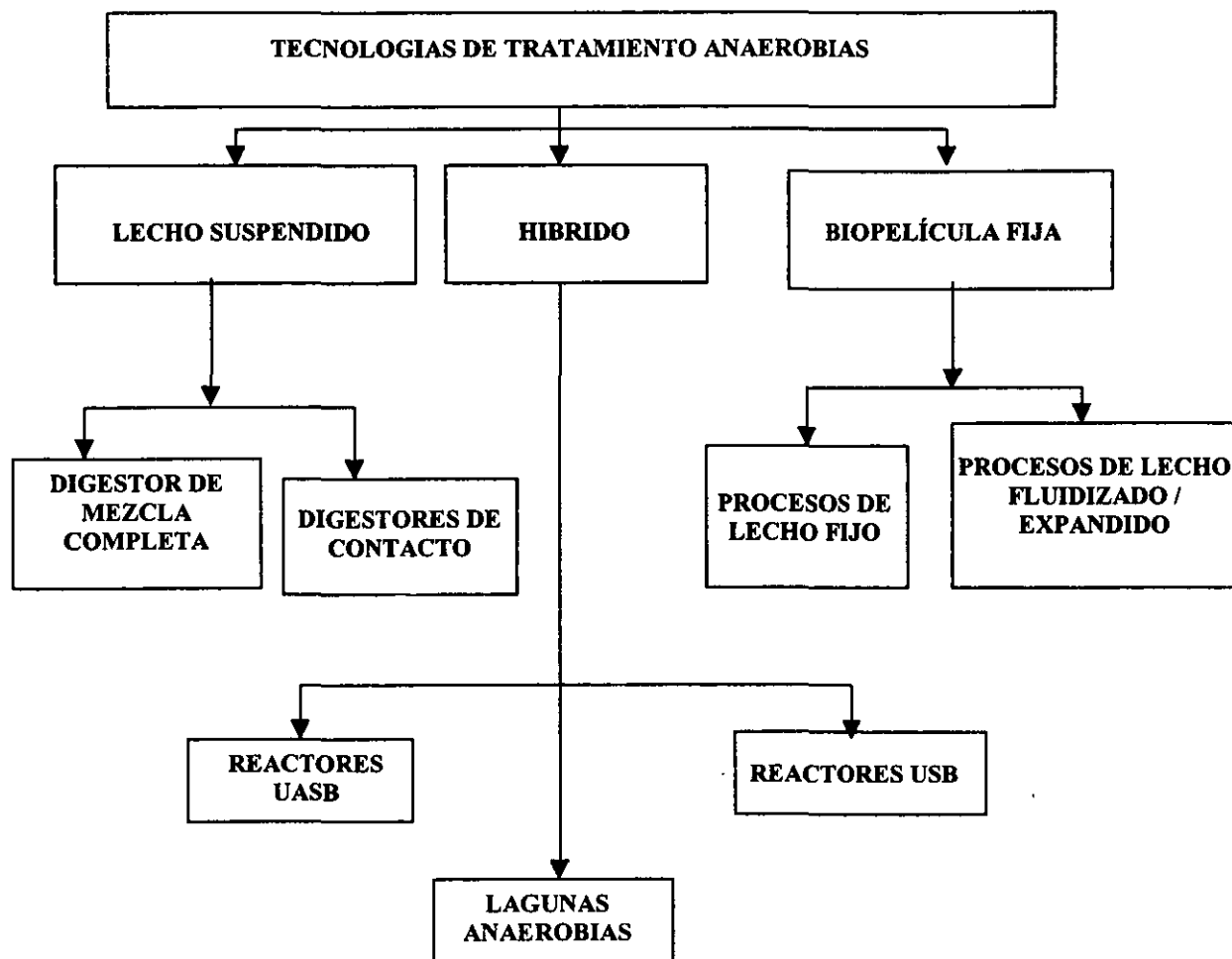


Figura 5.1 Procesos de tratamiento anaerobios comúnmente utilizados (Sutton,1990).

DESCRIPCIÓN
<u>REACTORES DE LECHO SUSPENDIDO</u>
En este tipo de reactores, los microorganismos se encuentran libres en el medio formando flocúlos. El gas generado tiende a subir a la parte superior del reactor, en donde se acumula (puede formar espuma), por lo que se requiere de algún sistema de control mecánico o hidráulico para evitar que el gas salga con el efluente. El exceso de lodo se puede eliminar en cualquier parte del reactor. Este sistema puede presentar problemas por la actividad de protozoarios.
<u>HÍBRIDOS</u>
En los procesos híbridos los microorganismos son libres de acumularse en zonas sin empaque. En ausencia del medio, la concentración y el nivel de lodo en el reactor es fácilmente monitoreable y en los puntos de alimentación se mantienen mezclados. En otras zonas se cuenta con medios de soporte que proporcionan los beneficios de separación de fases de los sistemas de lechos fijos.
<u>REACTORES DE PELÍCULA FIJA</u>
Los reactores de lecho fijo son equivalentes a los filtros rociadores aerobios en el sentido de que se coloca un medio sobre el que se desarrolla una película de microorganismos. El agua se alimenta a la columna con flujo vertical, ya sea ascendente o descendente, poniéndose en contacto con los microorganismos adheridos al medio y con flocúlos suspendidos que se encuentran entre los espacios vacíos. Estos reactores corresponden al modelo de flujo pistón y generalmente se operan con recirculación, la cual se utiliza para controlar el crecimiento de la biomasa o en caso necesario para controlar problemas por toxicidad o pH. El gas producido tiende a subir en forma de burbujas, el exceso de lodo se puede remover junto con el agua tratada, por lo que se podría requerir un equipo para separarlo después.
<u>DIGESTORES DE MEZCLA COMPLETA</u>
Estos sistemas tienden a requerir de grandes volúmenes de reactor y pueden tener dificultades con el mezclado, cuando se tiene altos sólidos suspendidos se debe mantener una agitación adecuada para evitar que se acumule material participado. Estos reactores tienen la desventaja de que la separación del gas producido complica la separación de los sólidos del agua y se requiere colocar equipo especial para resolver el problema, como son desgasificadores o enfriadores.

DIGESTORES DE CONTACTO

El reactor de contacto es el equivalente anaerobio del proceso de lodos activados de mezcla completa. La salida de un digestor de mezcla completa se asienta en condiciones anaerobias, y parte de los lodos sedimentados regresa al digestor. Esto permite mantener un estrecho control sobre el tiempo de residencia de los lodos, de manera que los organismos metanogénicos se puedan retener en el sistema en un amplio rango de cargas hidráulicas y orgánicas. Se pueden originar problemas por el deficiente asentamiento de los lodos debido a la presencia de burbujas de gas en los lodos. Se ha determinado que el tiempo mínimo de residencia necesario para mantener organismos metanogénicos en el sistema en condiciones óptimas es de 4 días a 35°C y que se tiene un valor crítico de 10 días, por lo que se requiere un tiempo de retención celular largo. Con este proceso se han alcanzado altas eficiencias de remoción para la DQO de hasta 95% utilizando cargas orgánicas inferiores a 0.35 kgDQO/kgSSV d. Aunque económicamente su práctica se recomienda en agua residual con concentraciones en rangos de 1000 a 2000 mg DQO/L.

REACTORES DE LECHO FLUIDIZADO O EXPANDIDO

La diferencia entre un lecho expandido y un fluidizado se reduce a la velocidad de ascenso usada y al grado de medio de expansión mantenido. En los sistemas de lecho expandido el incremento del volumen del lecho está entre 15 y 30%, en un lecho fluidizado la velocidad utilizada produce de 25 al 300% de expansión. Los reactores de lecho fluidizado o expandido utilizan un medio inerte, como es el carbón activado y la arena para que se adhieran y desarrollen los microorganismos.

La expansión del lecho se controla por la velocidad vertical y el nivel de recirculación. El crecimiento de la biopelícula depende de la regeneración del lecho y por el tamaño y densidad del medio inerte en combinación con la velocidad vertical. Para el control del biogás generado se debe utilizar controles hidráulicos o mecánicos. El exceso de lodo se puede eliminar en la parte superior del lecho de fluidizado, donde la biomasa tiende a concentrarse más. Estos reactores, pueden presentar delicados problemas hidráulicos en el flujo de distribución del reactor.

REACTORES DE LECHO FIJO

Los procesos de lecho fijo manejan una alta concentración de biomasa y un tiempo de retención celular elevado, debido a concentración de microorganismos los volúmenes de reactor son pequeños con rangos de alta carga orgánica. Su operación es relativamente estable bajo condiciones de alimentación variable, no requieren de un mezclador mecánico,

la formación de biogás y la recirculación del efluente proporcionan normalmente una concentración de sustrato, un pH y una temperatura uniformes en el reactor. Este tipo de sistema es recomendable para agua residual con concentración de sólidos suspendidos baja, ya que tienen efectos de acumulación.

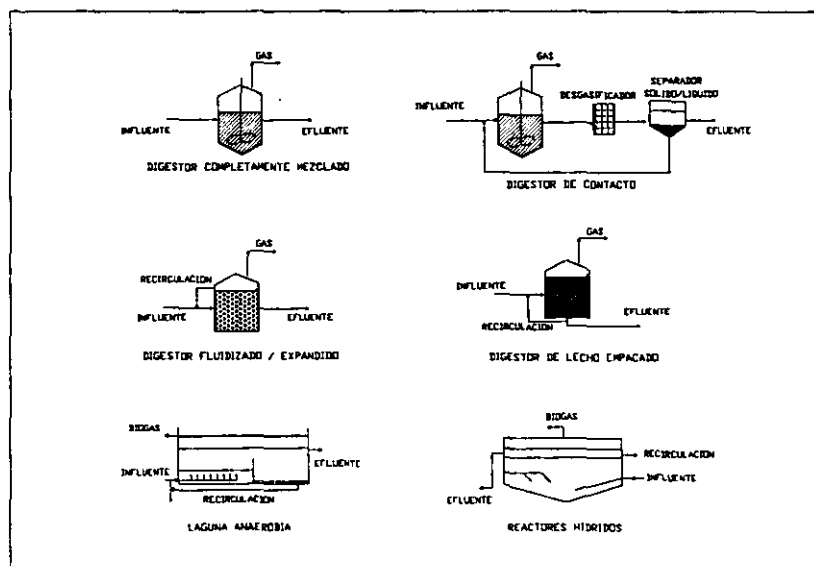
REACTOR DE MANTO DE LODOS (UASB)

En este reactor los microorganismos se encuentran en suspensión gracias al biogás generado. Para evitar una mezcla mecánica, el agua debe ser eventualmente distribuida en el fondo del reactor (generalmente se utilizan tuberías). Los flocos forman gránulos de 1 a 5 mm de diámetro. En la parte baja del reactor se forma una densa capa de lodo granular. Esto resulta en una concentración de lodo con considerables variaciones a lo largo del reactor.

LAGUNA ANAEROBIA

Es un proceso de tratamiento anaerobio de bajo rango (menor a 1 ó 2 kgDQO/m³ d), el cual ha tenido un amplio desarrollo tecnológico. El sistema puede ser construido en forma rectangular, excavando o en un tanque cuando es poca la tierra disponible. Los sistemas de laguna son procesos relativamente económicos y también recomendables para aguas residuales con alto contenido de sólidos suspendidos o cantidades significativas de aceite y grasa:

Fuentes: Malina y Pohland, 1992; Landine y Cocci, 1989; Lettinga, van Velsen, Hobma, Zeeuw and Klapwijk, 1980 y Anderson y Donelly, 1978.



Fuente: Sheridan, 1982; Malina, 1992.

Figura 5.2 Reactores Anaerobios

5.2. Tipos de reactores aplicados en México

Hasta 1998, se habían construido en el país 85 plantas de tratamiento de agua residual del tipo anaerobio, utilizando seis diferentes tipos de reactores: Filtros Anaerobios de Flujo Ascendente, Híbridos, de baja carga, modificación china, reactores de lecho de lodos granular expandido (EGSB) y reactores UASB. La tabla 5.2 muestra los tipos de reactores construidos en hasta 1998 proporcionando los porcentajes de cada uno de los procesos utilizados y el tipo de agua residual tratada.

Tabla 5.2. Diferentes tipos de reactores construidos en México hasta 1998.

Tipo de reactor	Filtro ascendente	Híbrido	De baja carga*	Modifica- ción China	EGSB	Reactor UASB
% del número total de reactores	4.76	16.5	2.35	1.18	2.35	71.8
% del total del volumen	0.34	1.75	23	0.01	1.06	73.8
% de reactores construidos por compañías nacionales, según el tipo de reactor.	75	100	50	100	100	70.5
% de reactores tratando:						
agua industrial	50	93	100	100	100	49
agua domestica	50	7	0	0	0	51

*Incluye Digestores Anaerobios y lagunas.

Fuente: Monroy, 2000.

El dominio tecnológico le corresponde por mucho a los reactores UASB considerando tanto el número como el volumen de reactores (independientemente de la tecnología de origen). Este es, probablemente, el resultado de la construcción simple y el bajo costo asociado a la ausencia de material de empaque.

5.3 FILTRO ANAEROBIO

El proceso de tratamiento anaerobio de cultivo fijo más utilizado es el filtro anaerobio, que tiene aplicación tanto en aguas residuales municipales como industriales. El filtro anaerobio es un sistema relativamente nuevo (Young y McCarty, 1969) que consiste en la alimentación del agua residual a tratar a una columna que en el interior contiene algún tipo de empaque, el cual está impregnado de una película de microorganismos anaerobios, el agua residual pasa a través de ese material y entran en contacto con las bacterias que se encargan de eliminar el material carbonoso que contiene. Como las bacterias se encuentran adheridas al sistema el efluente no arrastra biomasa fuera del sistema, por lo que se pueden alcanzar tiempos de retención celular muy altos con tiempos de retención hidráulica bajos. Se sabe que el sistema es capaz de tratar residuos o desechos a una elevada carga hidráulica sin tener que recircular (Anderson y Donnelly, 1978).

En los reactores empacados con flujo ascendente una proporción de la biomasa contenida no es retenida en el medio de empaque. Este material no unido es sujetado en las intersecciones entre las partículas del medio y a través de la influencia del contacto físico con el medio (Hall, 1984). Estos microorganismos contribuyen significativamente en el tratamiento del agua residual en un sistema de lecho empacado de flujo ascendente (Dahab, 1982), por este motivo usualmente se mantienen velocidades de ascenso relativamente bajas, evitando el arrastre de la biomasa.

Para optimizar la acumulación de la biomasa no unida, se han desarrollado reactores con nuevos medios de empaque sintéticos, sustituyendo a los que utilizaban rocas como medio. El promedio de los empaques sintéticos son estructuras abiertas con un alto volumen vacío (95%), aumentando el volumen disponible dentro de los reactores (Malina, 1992). Se han hecho numerosos estudios con diversos tipos de empaques ocupando diferentes materiales y formas y aún no se cuenta con un medio perfecto para su utilización en los reactores anaerobios empacados. La aplicación de un tipo en específico se definirá por una relación entre factores económicos y de operación. La relación superficie / volumen de los empaques para filtros de lecho fijo más comúnmente usada es relativamente bajos ($100 \text{ m}^2/\text{m}^3$).

Los procesos de tratamiento anaerobio de lecho fijo son aplicados principalmente para aguas residuales con baja (< 1000 mgDQO/l) o intermedia concentración ($> 20,000$ mgDQO/l). Para su utilización en procesos con alta carga orgánica se recomienda la recirculación del efluente para mantener una concentración de DQO inicial entre 8,000 y 12,000 mg/L (Young and Yang, 1989). Un tanque de igualación puede ser necesario para compensar los bajos tiempos de retención utilizados en los procesos de lecho empacado. Este proceso puede alcanzar altos rangos de remoción (del 90% al 98%).

Existen dos tipos de reactores de película fija: verticales y horizontales, de los cuales los más comunes son los verticales. Estos se pueden operar de forma ascendente o descendente.

Los reactores de flujo ascendentes tienen la desventaja de ser susceptibles a obstruirse y a cortos circuitos sobretodo cuando hay una alta concentración de sólidos suspendidos, por lo que en la operación puede requerirse de una recirculación para diluir residuos concentrados, así como para evitar que el pH baje en la entrada y dañe a los microorganismos en el fondo del reactor (Sheridan, 1982). Los reactores de alimentación descendente tienen menor posibilidad de obstruirse, porque su biomasa se encuentra mejor distribuida y adherida al medio, además da una mejor distribución del flujo.

En general, los procesos de lecho fijo son estables y provistos de una operación sencilla. La gran proporción de microorganismos en los filtros anaerobios aumenta la retención de biomasa y promueve la estabilidad del proceso bajo variables condiciones de operación. En la tabla 5.3 se mencionan algunas de las características de los reactores de lecho fijo.

Tabla 5.3 Características de un reactor de lecho fijo (Henze, 1983).

Importancia de la estructura de la biopelícula	Parcialmente
Control del espesor de la biopelícula en el reactor	No
Importancia de la biopelícula no unida al medio	Parcialmente
Recirculación necesaria	Parcialmente (se puede requerir)
Mezclado necesario	No
Necesaria separación del equipo	No
Posible separación de fases (2 tanque con las fases de gas y ácido separados)	Parcialmente (cuando se requiere recirculación)
Adecuado para desechos con orgánicos suspendidos	Parcialmente
Tolerancia hacia sobrecargas hidráulicas	Si
Tolerancia hacia sobrecargas orgánicas	Si
Adecuado para altas concentraciones de compuestos o sustancias tóxicas biodegradables	Si (se requiere recirculación)
Susceptibilidad a choques por dosis de compuestos o sustancias tóxicas.	Parcialmente
Problemas para arrancar	Parcialmente
Facilidad para re-arrancar	Si

5.3.1 Usos de filtros anaerobios

Los reactores de lecho fijo anaerobios han sido estudiados y utilizados ampliamente. En México, se cuenta con dos sistemas de tratamiento de filtros anaerobios en el ámbito industrial: uno es Bola de Oro en Coatepec, Veracruz usado para el tratamiento de agua residual de la Industria cafetalera, con capacidad de 22.5 m³/d y 5,000 mgDQO/L, que presenta una eficiencia promedio del 97% de DBO₅, y el otro es beneficio "Roma" en Emiliano Zapata Ver, el cual tiene una capacidad de 57 m³/d y 4000-7000 mgDBO/L, con una eficiencia de diseño mayor al 90% (Monroy, 2000).

En Alemania, hasta 1996, existían 30 plantas que trabajaban con reactores de película fija, representando el 28 % en número de reactores anaerobios existentes, los cuales son utilizados para diferentes tipos de agua, siendo las más usuales las industrias para procesar carne, alcohol, papel y cervecerías (ver tabla 5.4).

Tabla 5.4 Plantas de tratamiento de agua residual anaerobias en Alemania.

Industria	Núm. De reactores de película fija
Papel	2
Alcohol	5
Carne	9
Celulosa	1
Cervecerías	4
Almidón	3
Procesamiento del tomate	1
Vegetales y frutas	1
Embotelladores de refrescos	2
Otros	1
Total	30

Fuente: Austermann-Haun, Seyfried C.F. and Rosenwinkel K.H., 1997.

Los filtros de película fija pueden ser usados en casi todo los tipos de agua industria que contengan materia orgánica, además de los mencionados en la tabla 5.4, otros efluentes que se han tratado con reactores de lecho empacado son los provenientes de: La industria químico-farmacéutica, que utilizando como medio carbón activado granular y una carga orgánica de 1.05 kgDQO/m³/d obtuvo remociones de DQO del 82 al 90% (Mijaylova, 1996); La industria lechera, Van den Berg (1983) uso dos filtros anaerobios a los cuales, se les aplicó carga de 2 a 12 kgDQO/m³/d con tiempos de retención de 2.5 a 5 días y obtuvo del 57 al 79% de remoción de DQO; en la fermentación de la melaza, se logro eficiencias del 97% para cargas volumétricas de 5 kg/m³/d, pero disminuye su eficiencia a 75% con cargas de 15 kg/m³/d (Carrondo, 1982); en la industria de blanqueadores y plaguicidas, el objetivo primordial de este tratamiento fue la degradación de los clorofenoles, ya que estos compuestos son conocidos por su persistencia en el ambiente, se alcanzaron eficiencias de remoción de los diferentes compuestos clorados de entre 60 y 80% (Salkinoja, 1983); en la industria pesquera, Méndez (1995) alcanzó durante su experimentación eficiencias de remoción de DQO de hasta 95%; en el tratamiento de lixiviados de un relleno sanitario se ha conseguido una degradación de la materia orgánica máxima (medida como DQO) del 72%, ocupando una carga volumétrica de 2 kg/m³/d (Alkalay, 1996); en la industria textilera se utilizó

para el tratamiento de diversos pigmentos en los que se logro un 50% de remoción de DQO, (Austermann-Haun, 1997).

5.3.2. Parámetros de diseño para los filtros anaerobios.

No existe un método único para el diseño de un reactor de película fija, se pueden utilizar conceptos como son la carga volumétrica y la remoción e incluso métodos estadísticos basados en la experiencia adquirida por muchos años de trabajo, pero existen ciertos parámetros básicos para el diseño de un reactor de lecho fijo que comúnmente se utilizan, los cuales se muestran en la tabla 5.5.

Tabla 5.5 Parámetros de diseño para reactores de lecho fijo.

CONCEPTO	UNIDAD	VALORES
Tipo de material inerte	S.U.	Grava o plástico
Diám. del material inerte	mm	20-50
Sumersión del material inerte	%	100
Porosidad del lecho vacío	%	40-98
Porosidad operando	%	20-90
Área superficial específica	m ² / m ³	60-200
Altura del reactor	m	3-6
Radio del reactor	m	5-20
Veloc. vertical con el lecho vacío (incluyendo recirculación)	m/h	0.01-0.10
Concentración de biomasa	kgSS/ m ³	5-15
Biomasa adjunta	% del total	20-80
Biomasa suspendida	% del total	20-80
Sólidos suspendidos en el efluente	gSS / m ³	20-300
Flux de gas, Vertical	Nm ³ / m ² d	5-20
Flux de gas máximo, vertical	Nm ³ / m ² d	10-20
Energía, bombeo (incluyendo recirculación)	Wh/m ³	20-40

S.U.= sin unidades

Fuente: Henze, 1983.

CAPITULO VI

DESARROLLO EXPERIMENTAL Y EQUIPO

6.0 METODOLOGÍA DE INVESTIGACIÓN.

Este capítulo se proporciona un resumen de cómo se desarrollo el presente trabajo. El punto inicial de cualquier proceso de tratamiento, es saber las propiedades del agua residual a tratar, por lo que en la parte inicial se mencionan las características promedio del efluente de la embotelladora, el siguiente paso a seguir fue de la realización de las pruebas de degradabilidad del agua, esto con el fin de comprobar que el efluente era factible de ser tratado mediante un proceso del tipo anaerobio. Una vez que se confirmó la biodegradabilidad del líquido se planeo el escalamiento del reactor. Cabe mencionar que el reactor prototipo se diseñó con base a un modelo experimental proporcionado por la División de Estudios de posgrado de la Facultad de Ingeniería, UNAM, el cual había sido probado a nivel laboratorio con agua residual de la industria productora de papel a partir de fibra secundaria. Después de la construcción e instalación, la preparación del reactor se llevó a cabo con la inoculación del tanque con lodo granular anaerobio proveniente de una planta procesadora de maíz. El arranque del sistema se llevó a cabo con 1.3 kg/d de carga inicial y fue aumentando lentamente conforme a la respuesta del proceso; los incrementos en promedio se aproximan a 0.5 kgDQQT/d. Si la nueva carga provocaba un cambio importante en la concentración de ácidos grasos volátiles, se mantenía hasta que el sistema se estabilizaba.

6.1 CARACTERISTICAS GENERALES DEL EFLUENTE DE LA EMBOTELLADORA.

El agua residual de la productora de bebidas carbonatadas se caracteriza por tener un pH ácido entre 5 y 6 (salvo algunas descargas que provienen del lavado de equipo con hidróxido de sodio, en donde el agua a tratar puede alcanzar valores de 8 ó más, pero estas son muy ocasionales), este pH no es suficiente para su alimentación directa al reactor, en consecuencia antes de introducir el líquido se elevaba el pH con la adición de algún cáustico, la temperatura del agua residual es dependiente de la temperatura ambiente y puede llega a la planta de tratamiento en rangos de 14 °C a 23 °C

dependiendo de la época del año, estos valores no son bajos para el proceso anaerobio, por lo que se requirió un sistema de calentamiento.

El agua residual de la industria se envía a la planta mediante tubería cerrada, además el efluente sanitario es desviado a otra planta de tratamiento, por lo que el agua esta libre de contaminación de tipo fecal. En cuanto a la DBO se tiene un promedio de 2000 ppm y la DQO es de 4,600 mg/L. En resumen, las características del agua residual, se mencionan en la tabla 6.1.

Tabla 6.1. Características generales del efluente de la embotelladora.

PARÁMETRO	VALOR
Temperatura	[14 - 23] ° C
Sólidos sedimentables	< 0.2 [mg/L/hr]
Material flotante	0 [mg/L]
Cianuros	< 0.026 [mg/L]
Arsénico	< 0.002 [mg/L]
Cadmio	< 0.032 [mg/L]
Cobre	< 0.079 [mg/L]
Cromo total	< 0.417 [mg/L]
Mercurio	< 0.003 [mg/L]
Níquel	< 0.182 [mg/L]
Plomo	< 0.132 [mg/L]
Zinc	< 0.473 [mg/L]
Huevos de Helminto	0 unidades/l
Sólidos suspendidos totales promedio	162 mg/L
Detergentes (SAAM) promedio	22.0 [mg/L]
Nitrógeno total Kjeldahl promedio	0.28 [mg/L]
Fósforo total promedio	5.0 [mg/L]
Sulfatos	< 0.5 [mg/L]
Sulfitos	< 1.0 [mg/L]
DBO promedio	2000 ppm
DQO promedio	4600 ppm

Fuente: Caracterización del efluente de la Embotelladora de Bebidas Gaseosas dado por el laboratorio de análisis ABC.

6.2 PRUEBAS DE DEGRADABILIDAD

DESARROLLO

Antes del diseño e instalación del sistema de tratamiento anaerobio, se llevaron a cabo algunas pruebas para comprobar que el agua residual de la industria embotelladora de bebidas gaseosas era factible de tratarse mediante un proceso de este tipo. El sistema que se utilizó para elaborar la investigación se esquematiza en la figura 6.1. El equipo constaba de un matraz de 1000 ml al cual se le introdujo un agitador magnético para mantener una mezcla uniforme entre los lodos anaerobios y el agua residual. En la parte superior del matraz se contaba con una tapa y una manguera que conducía el gas producido a un vaso inundado que servía como depósito y medidor de volumen de biogás. Para evitar que los gránulos de lodos anaerobios se rompieran por la fuerza de la agitación, se movía suavemente durante tiempos de mezclado cortos utilizando un "timer" que controlaba la entrada y salida de corriente. Todo el sistema se instaló dentro de una incubadora que proporcionó la temperatura requerida para la experimentación.

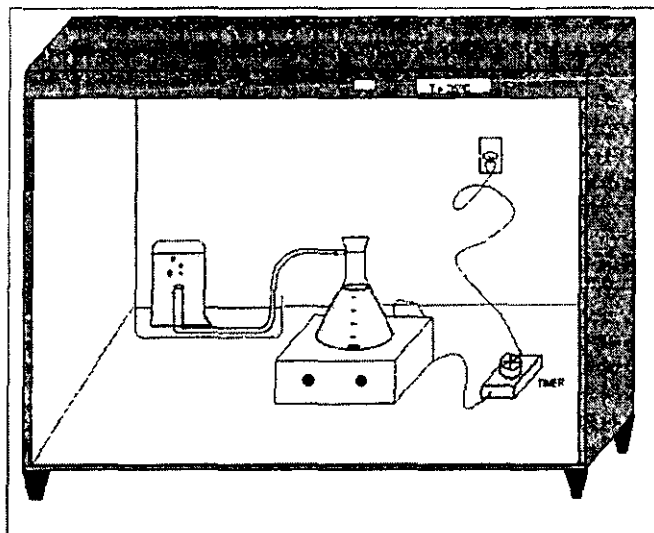


Figura 6.1 Equipo utilizado para las pruebas de degradabilidad hechas en el laboratorio

La metodología utilizada para llevar a cabo la evaluación se enlista a continuación:

Se utilizó lodo anaerobio granular de un reactor UASB de una planta de tratamiento para agua residual de una industria procesadora de maíz. La concentración de sólidos suspendidos volátiles existentes dentro del lodo fue de 61 g/l. Diariamente se determinó DQO soluble y total a una muestra de agua residual de la embotelladora, las cuales fueron de: 7.785 gDQO_T/L y 7.680 gDQO_S/L (1 día), 7.075 gDQO_T/L y 6.235 gDQO_S/L (2 día), 7.370 gDQO_T/L y 6.800 gDQO_S/L (3 día), 6.820 gDQO_T/L y 6.270 gDQO_S/L (4 día) y 6.000 gDQO_T/L y 5.900 gDQO_S/L (5 día).

En un matraz de 1000 ml se mezcló los lodos anaerobios con el agua residual, utilizando una relación de S_o/X_o de 0.5 y aforando la suma de los dos componentes a un volumen de 800 ml. Con la DQO determinada y el volumen utilizado de agua residual se calculó la carga. Utilizando una relación de nutrientes de DQO:N:P de 500:5:1 se establecieron las cantidades de difosfato de amonio y úrea requeridas para proporcionar el nitrógeno y fósforo necesarios para los microorganismos.

El matraz preparado con la mezcla a tratar fue colocado dentro de una incubadora a 35°C. Se monitoreo y control de pH en la muestra, haciendo mediciones cada hora durante las 24 horas del día para mantenerlo dentro de un rango entre 6.8 y 7.3.

El biogás formado por las reacciones metabólica de los microorganismos salía por la manguera instalada en la boca del matraz y era conducido al recipiente inundado, que al recibir el gas desplazaba el agua que contenía.

Después de un día de reacción el sistema era parado. Se esperaba algunos minutos para que el lodo se asentaré y así poder decantar el agua tratada del matraz, dejando la biomasa en el fondo del recipiente. Del agua extraída se tomaba una muestra para analizar su DQO soluble y determinar la eficiencia de remoción obtenida.

Se siguió el mismo procedimiento durante los días de prueba posteriores.

6.3. ESPECIFICACIONES DEL REACTOR ANAEROBIO

El reactor anaerobio que se utilizó para esta investigación está conformado por una tubería de PVC cédula 80 de 4.30 m de altura y un diámetro de 60 cm, atornillada a una base metálica sobre la que se soportó todo el equipo utilizado. La tubería se cerró en la parte superior e inferior con ayuda de cuatro bridas de PVC de ½" de espesor y 32 pulgadas de diámetro unidas mediante tornillos y con un empaque de por medio para evitar fugas de gas o de agua.

El reactor contaba con cinco puertos de muestreo colocados en línea recta a diferentes niveles del reactor con una separación entre sí de 50 centímetros, esto con el objetivo de obtener un perfil del comportamiento dentro del reactor en caso de requerir un análisis de la conducta a diferentes alturas, la cual se puede observar en la figura A1 en el apéndice.

La alimentación del reactor fue a través de una tubería de PVC de 2" de diámetro, que se encontraba en la parte inferior, a 15 cm de la base, esta tubería era controlada por una válvula que se encargaba de dosificar el flujo deseado al reactor.

La salida del efluente se localizaba en la parte superior a una altura de 3.9 m. El agua salía del reactor por gravedad mediante una tubería descendente que llegaba a la altura de la boca del tanque de acondicionamiento de la planta piloto, en ese punto se dividía en dos para proporcionar un flujo de recirculación, y que el agua tratada retornaba al tanque de igualación de la embotelladora (ver figura 6.2). Los flujos eran manejados mediante válvulas que controlan la recirculación y el efluente del reactor.

La brida superior del reactor tenía una boquilla de venteo unida a una tubería de ½" de diámetro que descendía hasta la base que soportaba el medidor de flujo de biogás conectándose mediante manguera.

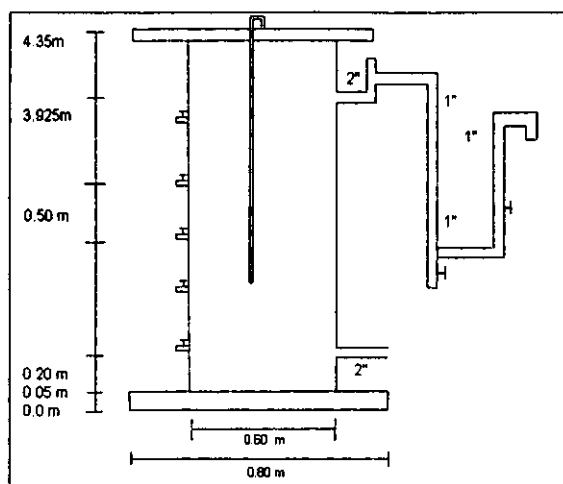


Figura 6.2 Vista exterior del reactor anaerobio.

En la parte interna del reactor se podía observar la tubería de alimentación, la cual estaba perforada a lo largo de su parte superior para obtener una distribución adecuada del afluente de agua residual y que el reactor anaerobio fuera alimentado en forma homogénea (ver figura A2 en el apéndice). De igual forma la tubería del efluente estaba perforada de tal manera que el agua pudiera salir libremente del reactor.

Dentro del reactor biológico se colocaron aproximadamente 740 piezas de empaque, constituidas por octagónos de polipropileno de 19cm de diámetro por 5 cm de altura, los cuales tenían un área superficial de $30 \text{ ft}^2 / \text{ft}^3$. Estos empaques formaban una columna de 3.6 m de altura por 60 centímetros de diámetro (ver figura 6.3). El medio se fue poblando con los microorganismos que anteriormente se introdujeron durante la inoculación del reactor. La inoculación del reactor se llevó acabo metiendo el lodo biológico por la parte superior del reactor antes de ser cerrado herméticamente para evitar fugas de biogás. En la figura A3 del apéndice, se muestra una fotografía del material de empaque con la biomasa desarrollada durante el proceso.

Para evitar que el empaque invadiera la parte superior del reactor y chocara con la tubería de salida se colocó una red para mantener una separación entre la tubería y la columna de 0.05 metros.

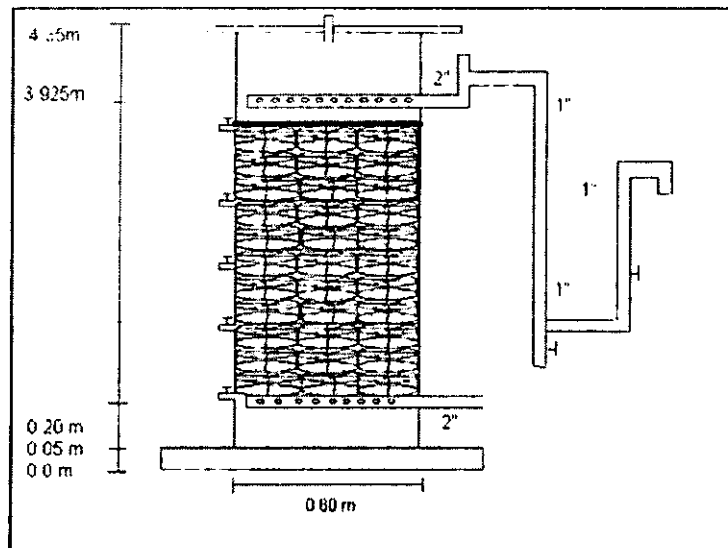


Figura 6.3 Vista interior del reactor anaerobio.

El reactor tenía un volumen total de 1.17 m^3 y un volumen empacado de 1 m^3 y estaba diseñado para tratar un flujo máximo de agua residual de $5 \text{ m}^3/\text{d}$. La DQO promedio del agua residual de la planta embotelladora se encuentra en el rango de $4,600 \text{ mg/L}$.

6.4 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

El agua residual a tratar fue bombeada a través de una tubería hacia un tambo de 200 litros, el cual fue utilizado para acondicionar el agua que entraba al reactor, es decir, el tambo servía como tanque de acondicionamiento del sistema para dar al agua las características que requería el proceso para su buen funcionamiento. En él se dosificaba la cantidad necesaria de nutrientes, según la carga que se estuviera manejando, se adicionaba químicos para dar un pH adecuado, se calentaba el agua para aumentar su temperatura y en ocasiones, se diluía con la recirculación del efluente. Una vez acondicionada, el agua era succionada por una bomba que descargaba a la tubería de alimentación del reactor anaerobio, la tubería se encargaba de distribuir homogéneamente el agua en el fondo del reactor. El agua entraba en contacto con los microorganismos adheridos a los empaques en su recorrido a través del reactor hasta llegar a la parte superior, en donde se encontraba la tubería de salida que retorna el agua

tratada al tanque de igualación y/o al tanque de acondicionamiento para mezclarla con el agua residual (Ver el esquema de la figura 6.4).

El agua que entraba al reactor y ascendía a través del cilindro se ponía en contacto con la biopelícula adherida a los empaques, perdiendo la materia orgánica soluble que contenía, ya que los microorganismos a través de sus funciones metabólicas la utilizaban como alimento. Uno de los productos de estas reacciones metabólicas es el biogás, el cual tendía a ascender y se concentraba en la parte superior del reactor para luego salir por el venteo, pasaba por la tubería hacia el medidor de flujo de biogás y después de ser contabilizado era liberado a la atmósfera.

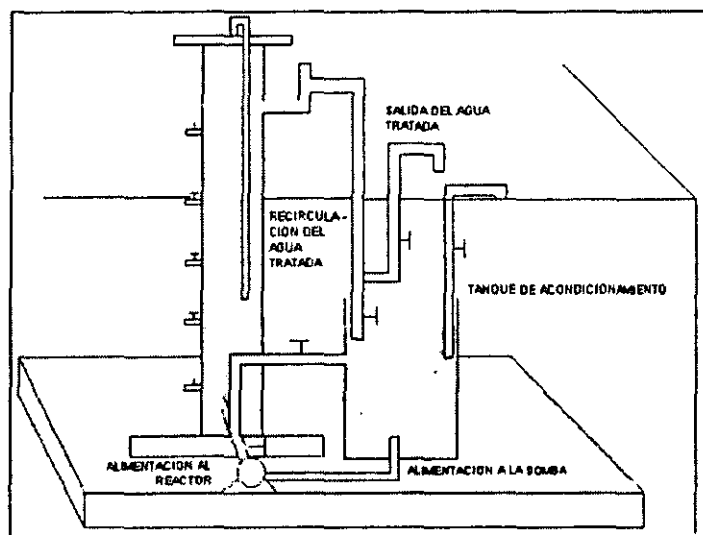


Figura 6.4 Esquema del proceso.

6.5. CONTROL DEL PROCESO

Como se a mencionado anteriormente, para que un proceso biológico anaerobio funcione eficientemente se requiere que los microorganismos tengan un ambiente adecuado para su sobrevivencia y desarrollo. En consecuencia, el control del proceso se basó en cuidar las variables que son importantes para los organismos, esos rangos óptimos en que se deben mantener los proporcionaron los microorganismos a los cuales hay que darles un mayor cuidado debido a su sensibilidad. El control del proceso se basa en los requerimientos de las bacterias formadoras de metano. Entre los parámetros que se controlaron durante la experimentación están la temperatura, el pH, la

concentración de nutrientes, la carga, concentración de ácidos grasos en el influente y alcalinidad.

Como punto inicial, para que un sistema biológico pueda trabajar adecuadamente necesita en primer lugar de nutrientes (los que se requieren en mayor cantidad son el nitrógeno y el fósforo), esto debido a que son imprescindibles para que su metabolismo funcione correctamente y porque son componentes indispensables para los bloques de material celular, y por tanto, para el crecimiento de la biomasa; estos compuestos fueron suministrados dentro del tanque de acondicionamiento mediante un que contenía una solución de estos compuestos y los goteaba con un flujo que dependía de la carga y la relación de nutrientes que se fuera manejando.

Como el rango de temperatura para el desarrollo de las metanogénicas se encuentra entre 20 y 40 °C, se mantuvo en valores cercanos a 35°C, normalmente valores ligeramente a bajo de esta cifra para evitar algún accidente por exceso de temperatura. Para esto se utilizó una resistencia eléctrica de 7000 V colocada dentro del tanque de acondicionamiento, de manera que el agua se encontraba los rangos de temperatura en donde se pueden desarrollar los microorganismos, este parámetro es muy importante en un sistema biológico debido a que la cinética de la reacción de degradación depende de la temperatura y fuera de su óptimo la cantidad de organismos decrecen hasta llegar a condiciones extremas en donde empiezan a inhibirse o morir.

Otro parámetro importante, debido al bajo rango en el cual los microorganismos ejercen sus funciones adecuadamente es el pH. Este punto es especialmente importante en los procesos anaerobios, debido a que algunas de las bacterias que actúan en ellos producen ácidos, y si el sistema no es capaz de establecer un equilibrio, las bacterias comenzando por las metanogénicas, empiezan a inhibirse. Para el control del pH se utilizó un controlador de pH conectado a una bomba dosificadora que administró NaOH al agua cuando esta se encontraba fuera del rango establecido, el cual circundaba dentro de un valor de 7 (Ver parámetros de control en la figura 6.5).

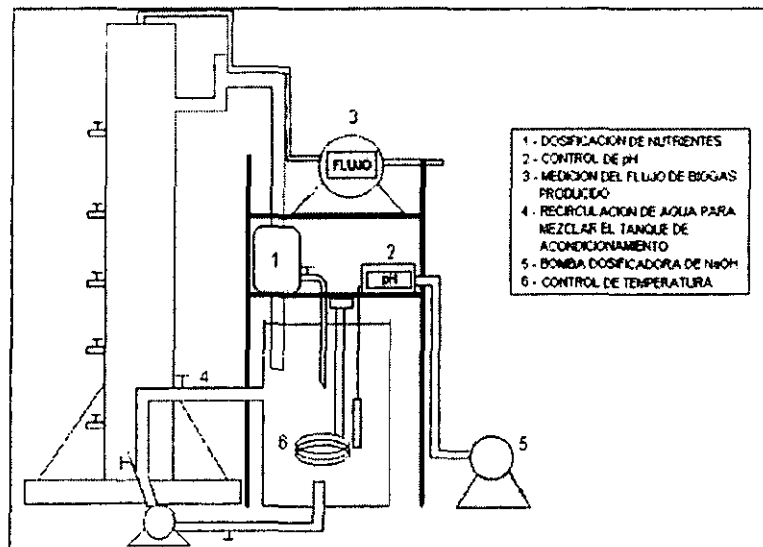


Figura 6.5 Equipo para control y medición de variables.

Una acción importante que se lleva a cabo dentro del tanque de acondicionamiento es la agitación, siendo indispensable para obtener un flujo con características homogéneas, ésta se logró mediante la introducción de agua residual inyectada a un costado del tanque para producir turbulencia en todo el recipiente. También dentro del depósito se alimentó una recirculación de agua tratada para provocar una dilución del agua residual y que el agua tuviera un segundo paso por el sistema biológico, mejorando su eficiencia de remoción. Un parámetro que puede servir como punto de referencia para evaluar la eficiencia del sistema de tratamiento es la producción de gas dentro del reactor, para cuantificarlo se contó con un medidor de flujo mecánico (Ritter), el cual se conectó a través de una manguera al orificio de salida en la parte superior del reactor.

Para el control del proceso se realizaron, tanto al influente como al efluente del reactor, los siguientes análisis: ácidos grasos volátiles, la alcalinidad (ALC), Demanda Química de Oxígeno Total y Soluble, Demanda Biológica de Oxígeno Soluble, Sólidos Solubles Totales, Sólidos Sedimentables, Nitrógeno Total Kjeldahl, Nitrógeno amoniacal, etc. Estos conceptos se cuantificaron mediante métodos ya establecidos como son los indicados por APHA (1995) o metodologías simplificadas como son las del Manual para reactivo de Hach y en el caso de los ácidos grasos volátiles y la alcalinidad por el procedimiento para determinación de alcalinidad en forma de Bicarbonato y de ácidos grasos volátiles en soluciones acuosas de la Universidad de Agricultura de Wageningen.

Holanda, que se basa en acidificar las muestras con ácido hasta un pH de 3. El bicarbonato se convierte en CO₂ y los ácidos grasos volátiles son, prácticamente, convertidos en su totalidad en formas no disociadas. Después de eliminar el CO₂ por evaporación, la mezcla es titulada con una solución de hidróxido de sodio. Los ácidos grasos volátiles son convertidos en formas disociadas. La alcalinidad en forma de bicarbonato y los ácidos grasos volátiles pueden ser calculados de las cantidades de ácido y álcali usadas. La frecuencia de medición de cada uno de los parámetros se observa en la tabla 6.2.

Tabla 6.2 Frecuencia de análisis y mediciones.

PARAMETRO	FRECUENCIA
AGV	Diario
ALC	Diario
PH	Por lo menos 15 veces al día
Temperatura	Por lo menos 15 veces al día
DQOT	Diario
DQOS	Diario
DBO5	1 / semana
SST	Diario
Sólidos Sedimentables	Diario
NKT	3 veces / semana
NH3	Diario
orto-P	Diario
% CO2	Diario
Flujo de biogás	Diario

Una vez obtenidos los resultados de los análisis se realizaron cálculos como son determinaciones de cargas, cargas volumétricas, porcentajes de remoción de materia orgánica en forma de DQO soluble y total, etc. Con los valores obtenidos del sistema se llenaron tablas u hojas de datos en donde se pudo analizar con mayor facilidad el proceso y así detectar fallas, problemas o tendencias dentro del reactor o equipos, los cuales al determinarse se corrigieron o repararon. La unión de estas hojas de datos constituyó un resumen del comportamiento del reactor, de donde se basó para la presentación de los resultados en el siguiente capítulo.

Para evaluar el comportamiento del biogás producido, fue necesario calcular una producción teórica del biogás, la cual se basó en la cantidad de carga removida por el sistema. Según Harper (1993) se produce 0.35 m³ de metano por cada kilogramo de

carga orgánica removida, el porcentaje de metano en el biogás se encuentra entre 60 – 80 % de la composición total del biogás, con esto se puede sacar la siguiente ecuación:

$$\frac{(\text{kg DQO removida} \times 0.35 \frac{\text{m}^3 \text{ de metano}}{\text{kg DQO removida}})}{0.80} = \frac{\text{m}^3 \text{ teóricos de Biogás}}{\text{kg DQO removida}}$$

CAPITULO VII

PRESENTACIÓN DE RESULTADOS Y DISCUSIÓN

En este capítulo se presentan los resultados obtenidos durante la experimentación en el laboratorio y la operación de la planta piloto para su discusión. Los datos se agrupan de manera que se comparan sólo datos con los mismos Tiempos de Retención Hidráulica en los casos en que este parámetro sea importante. Cabe mencionar que en este trabajo la carga orgánica (kg/d) es igual a la carga volumétrica (kg/m³ d), debido a que el volumen empacado del reactor fue de 1 m³, por lo tanto, cuando se hace mención de la carga en este capítulo, se puede pensar en ambos tipos.

7.1. PRUEBAS DE DEGRADABILIDAD

Existen varios compuestos que resultan ser tóxicos para los microorganismos, los cuales pueden dañar su desempeño o incluso eliminarlos, también se cuenta con sustancias que son difícilmente degradadas mediante métodos biológicos, por estos motivos antes de la elaboración e instalación de la planta piloto se llevaron a cabo pruebas a nivel laboratorio para comprobar que el agua residual de la industria embotelladora de bebidas gaseosas era factible de tratarse mediante un proceso de tipo anaerobio. Los resultados que se obtuvieron se muestran en las figuras 7.1 y 7.2

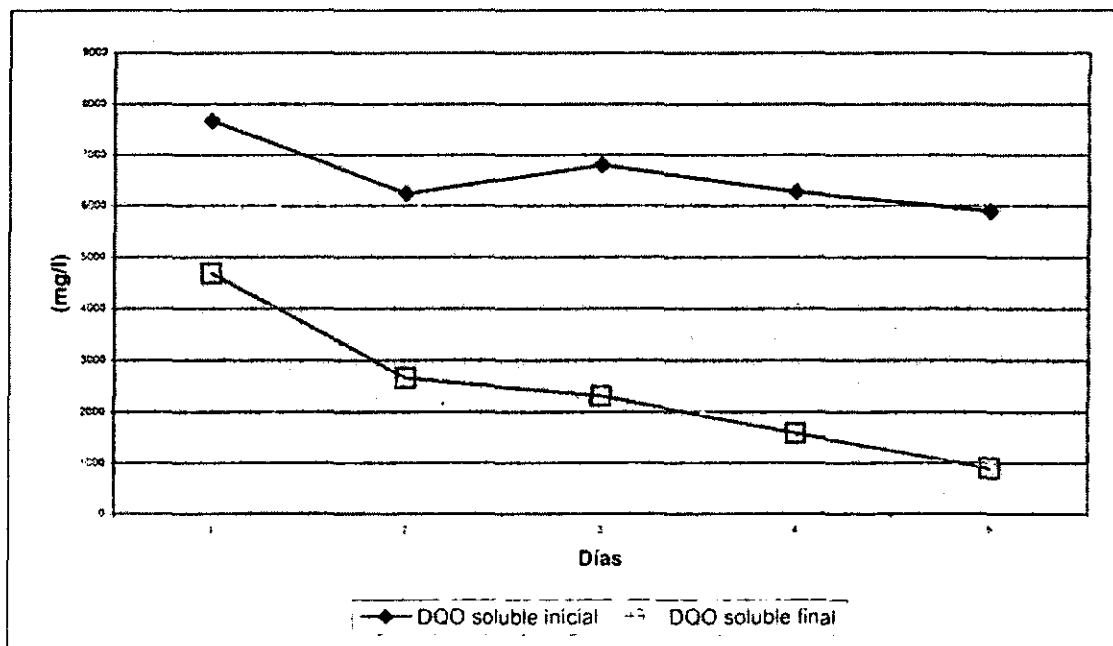


Figura 7.1 Resultados de la prueba de degradabilidad. DQO's inicial y final.

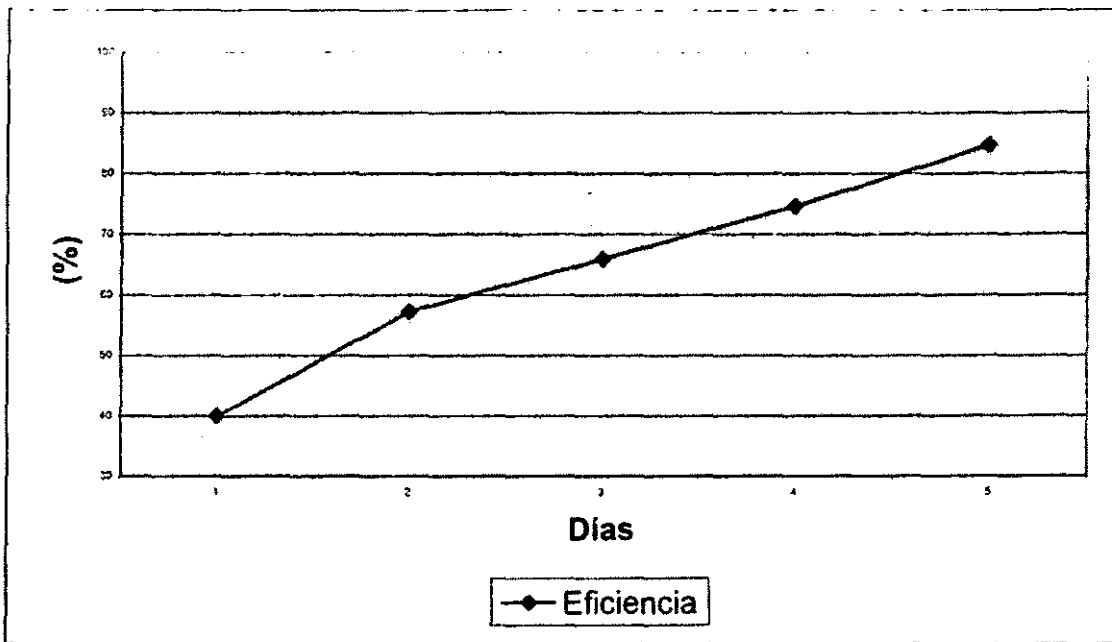


Figura 7.2 Resultados de la prueba de degradabilidad. Porcentaje de remoción de DQO soluble.

Las mediciones de biogás realizadas no resultan ser confiables debido a la baja producción que se obtuvo. Por tal motivo se prefirió no utilizar estos datos, para evitar conclusiones erróneas.

7.1.1. Conclusiones de las pruebas de degradabilidad

De esta experimentación se llegó a las siguientes conclusiones:

El agua residual que fue tomada para las pruebas se encuentra con pocos SST que dañen el proceso, por lo que no se cree necesaria una separación de sólidos antes de entrar al sistema.

El agua residual de la planta embotelladora tiene valores de pH bajos, por lo que es necesaria su neutralización antes de entrar al sistema de tratamiento.

Las pruebas elaboradas muestran un aumento en el porcentaje de degradación con el tiempo. esto puede indicar un tiempo de asimilación por parte de los microorganismos para acostumbrarse al nuevo tipo de sustancias que se encuentran en el agua. La DQO soluble en el agua se aproxima a la DQO total, dando a entender que el agua residual de

la planta contiene sustancias que en su mayoría son factibles de ser digeridas por los microorganismos.

Al encontrarse que los microorganismos seguían degradando el material orgánico contenido dentro del agua residual, después de varios días de estar en contacto con ella se puede pensar que dentro del medio no se encuentran sustancias tóxicas que los dañen, o si las hay su concentración no es lo suficientemente alta para inhibir a los organismos presentes.

Con los datos obtenidos se espera que un sistema anaerobio, ya en equilibrio y con microorganismos completamente acoplados al tipo de agua que se genera en la embotelladora, pueda alcanzar porcentajes de remoción mayores al 84%, ya que este valor fue el máximo que se encontró en las pruebas.

Durante las pruebas se observó que la disminución de pH no era muy pronunciada, que durante 2 horas, podía bajar un valor aproximado de una décima, por lo que se piensa que las bacterias metanogénicas se encuentran en un medio con buenas condiciones para su crecimiento. Al tener desarrollo de estas bacterias que son las más sensibles a ambientes adversos indica que el sistema logró desarrollarse de una forma sana.

Por lo anterior se cree que un sistema anaerobio es factible para el tratamiento de este tipo de agua residual, sin embargo, por tratarse de un sistema anaerobio normalmente se requerirá de un sistema de pulimento para alcanzar los valores de norma que exigen las autoridades.

7.2 ARRANQUE DE LA PLANTA PILOTO ANAEROBIA

7.2.1. Inicio de la prueba

La planta piloto fue colocada en la parte posterior del tanque de igualación del sistema ya existente, de manera que no interfiriera con el otro proceso. Al colocar el equipo en esta ubicación se contó con un agua ya cribada con sólidos menores a 3 mm, libre de grasas y aceites y con valores de DQO, pH y temperatura de entrada constantes a lo largo del día. Después de hacer la instalación mecánica y eléctrica del sistema se llenó

el reactor con agua limpia para cumplir con la capacidad requerida para el funcionamiento del reactor debido a que la descarga del digestor se encuentra en la parte superior y fluye por gravedad hacia el tanque de acondicionamiento de la planta piloto (como recirculación) y al tanque de igualación de la embotelladora (como efluente). Después de algunas pruebas para comprobar el óptimo funcionamiento de los equipos y tubería, se procedió a su inoculación.

La biomasa con la que se inoculó el reactor tenía características granulares por lo que se piensa que al inicio de las pruebas el lodo biológico se encontraba asentado en el fondo del tanque, y en consecuencia el sistema no funcionó como un sistema de película fija hasta que se desarrolló la población en el material de empaque. Una vez inoculado se dio inicio al arranque del reactor, se comenzó alimentado con una carga volumétrica de $0.13 \text{ kg/m}^3/\text{d}$, alimentando el agua residual por lotes y dejando recircular. En la tabla 7.1 se muestra las condiciones promedio de alimentación al reactor durante la primera semana.

Tabla 7.1 Condiciones promedio de alimentación al reactor durante la primera semana.

*s.u.: sin unidades.

PARÁMETRO		DIA 1	DIA 2	DIA 3	DIA 4	DIA 5	DIA 6
AGV iniciales	meq/l	5.37	4.08	5.38	5.6	7.7	8.7
Alcalinidad inicial	Meq/l	0.33	4.7	5.9	3.45	2	2
pH alimentación	s.u.*	6.8	6.77	7.3	7.3	7.3	7.2
Temperatura	°C	37	35.3	33	34	33	35
DQO _T inicial	mg/L	3140	3130	3010	2820	5310	4444
DQO _S inicial	Mg/L	2610	2880	2160	2770	5300	4030
Flujo de alimentación	L	414	415	415	532	377	450
AGV finales	meq/l	0	0	0	0	0	0
Carga volumétrica	kg/m ³ d	1.30	1.30	1.25	1.50	1.53	1.53
DQO _T Inicial							
%Rem. DQO _T	s.u.	91.2	89.9	91.15	83.83	99.63	99.75

Los resultados del arranque de la primera semana muestran eficiencias de remoción notoriamente altas, demostrando la capacidad que tienen los lodos anaerobios a reactivarse rápidamente después de un largo periodo de inactividad, propiedad que contribuye a la disminución del tiempo de arranque del reactor.

Las concentraciones iniciales y finales de los ácidos grasos volátiles demuestran que el sistema está funcionando correctamente y que las bacterias metanogénicas se encuentran reaccionando positivamente. En el cuarto día se presenta una baja en la eficiencia del reactor por motivo de un pequeño aumento en la carga inicial utilizada, por lo que se utilizó la misma carga los siguientes días para permitir que el sistema se acoplara.

7.2.2. Comportamiento del biogás durante el inicio de la prueba.

Durante la experimentación se midió el porcentaje de dióxido de carbono (CO₂) que contenía el gas producido. Tomando como referencia la tabla de composición del biogás que se presenta a continuación (tabla 7.2), se consideró que el vapor de agua contenido en el gas sería aproximadamente un 2% de la composición total y que el sulfuro de hidrógeno (H₂S) tendría un porcentaje no significativo debido a que el efluente de la industria solo presenta trazas de azufre en su composición.

Tabla 7.2 Composición del biogás producido en un sistema anaerobio

Compuesto	Porcentaje (%)
Metano	60-80
Dióxido de Carbono	20-30
Agua	1-4
Sulfuro de hidrógeno	0-2

En conclusión el porcentaje de metano en el biogás se calculó, con la siguiente formula (Metcalf, 1994):

$$\%CH_4 = (100 - \%CO_2 - 2)$$

En donde, %CH₄ es el porcentaje de metano, %CO₂ es el porcentaje de dióxido de carbono que se obtuvo de la medición y 2 es el porcentaje de vapor de agua que se consideró.

Como se puede observar en la tabla 7.3 la concentración de metano durante estos días es irregular pero su promedio es de 74% y oscila entre un 68 – 80 %

Tabla 7.3 Composición del biogas.

Día	CO ₂	CH ₄
	%	%
1	18	80
2	28	70
3	20	78
4	30	68
5	21	77
6	25	73
Promedio	24	74

El comportamiento del biogás producido durante los primeros días del arranque se muestra en la figura 7.3 La producción de biogás muestra que, aunque se encuentra por debajo del esperado teóricamente, su volumen inicialmente pequeño se va incrementando acercándose al volumen teórico. La alimentación al reactor se realizó diariamente durante la experimentación, por lo que la gráfica tiene un tiempo de retención hidráulica implícito de 24 hrs.

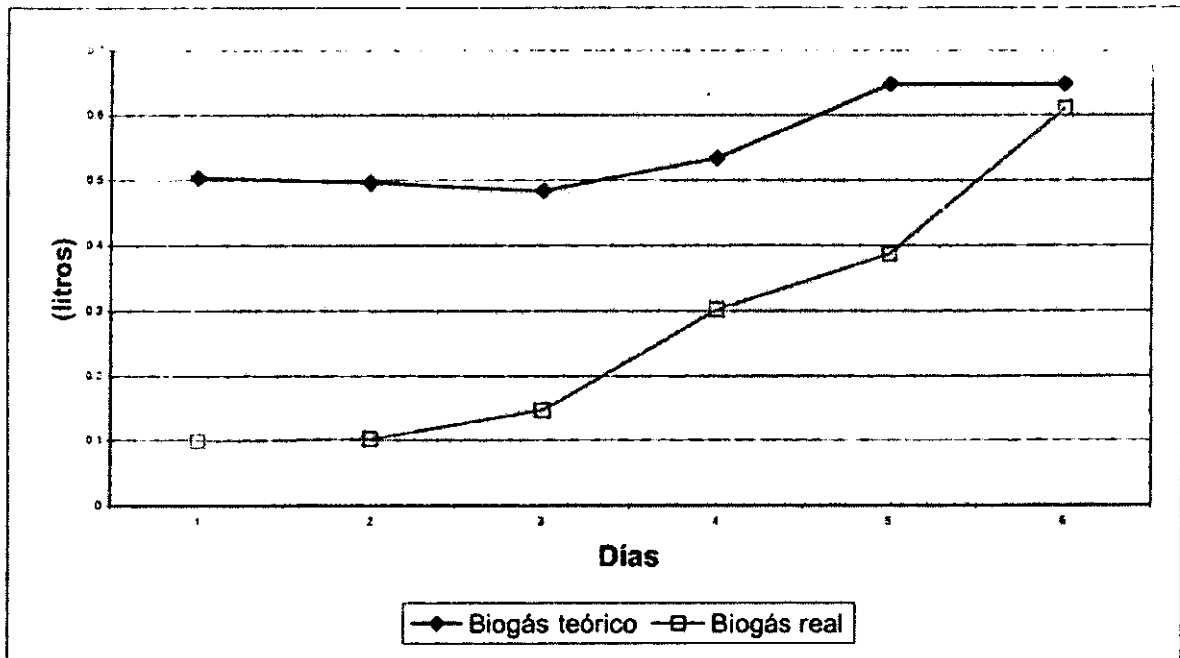


Figura 7.3 Producción de biogás en función de los días de arranque del reactor.

7.3 ETAPA DE CONDICIONES PSEUDO-PERMANENTES

En este trabajo se consideró etapa inicial a los primeros seis días, que fue el tiempo que se tardaron los microorganismos en acoplarse a las nuevas características del agua residual utilizada y a partir de ese momento el sistema empezó a aceptar mayor cantidad de carga. La etapa inicial tuvo un tiempo de duración pequeño, ya que el sistema se adaptó rápidamente al cambio de condiciones.

Durante los primeros 14 días no se presentó arrastre de sólidos, posteriormente se detectó la presencia de pequeños gránulos de biomasa saliendo del reactor. Por lo que se piensa que fue en ese punto en donde la producción de biogás fue suficiente para la elevación del lodo biológico hasta la parte superior del reactor.

Una vez detectada la salida de sólidos por la parte superior del filtro anaerobio se modificó la velocidad de ascenso del agua en el reactor para evitar en lo posible el arrastre y con ello la pérdida de material biológico.

7.3.1. Comportamiento del pH y temperatura a lo largo de la prueba.

En la figura 7.4 se puede observar los valores en los cuales se mantuvo la temperatura en el transcurso de la prueba, los cuales se encuentran entre 23 – 38 °C, valores aceptables ya que están en el rango en donde las bacterias metanogénicas se encuentran activas.

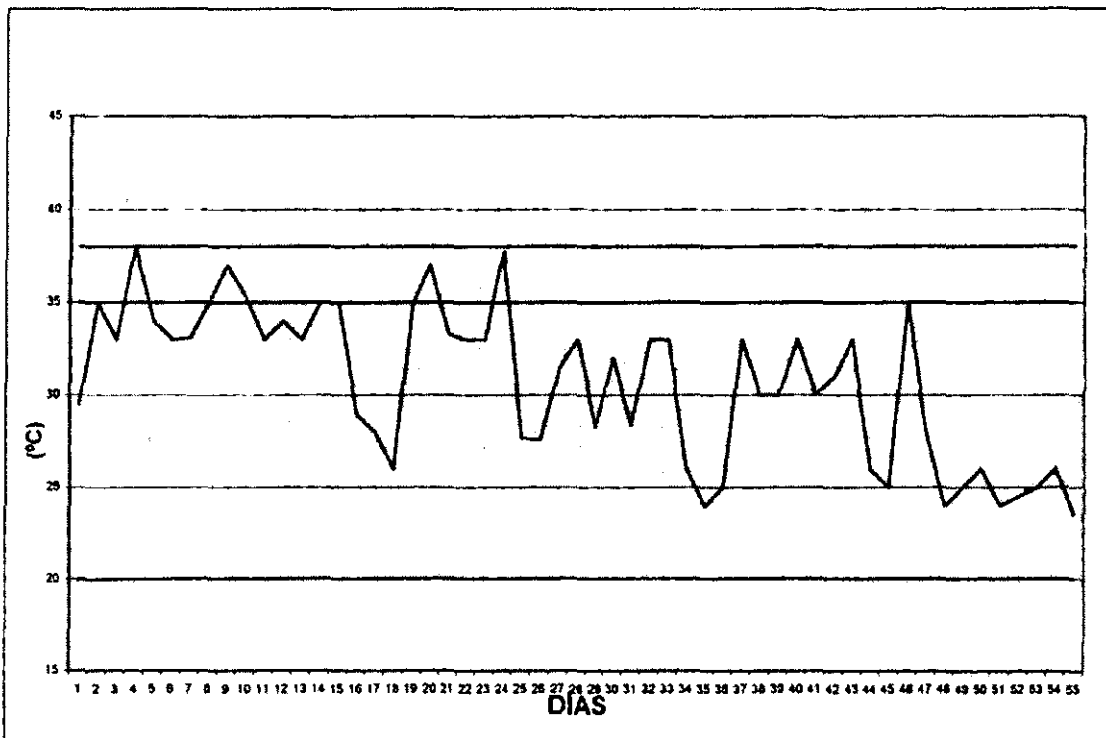


Figura 7.4 Temperatura mantenida durante la experimentación.

En cuanto al pH el rango de operación del reactor se controló entre valores de 7.5 a 7.8, manteniéndose cercano a 7 (figura 7.5). En este parámetro es difícil de controlar en un valor exacto debido a la tendencia del agua hacia la acidificación por las reacciones de metabolización, a que el agua proveniente de la industria tiene características ácidas y a la absorción de CO_2 por solubilidad. Para la neutralización del agua residual se utilizó una solución de NaOH al 5%, ya que según se vio durante la experimentación ésta fue la concentración óptima para neutralizar el agua en poco tiempo, sin que se tuviera una sobre dosificación de NaOH que elevará el pH de forma inconveniente.

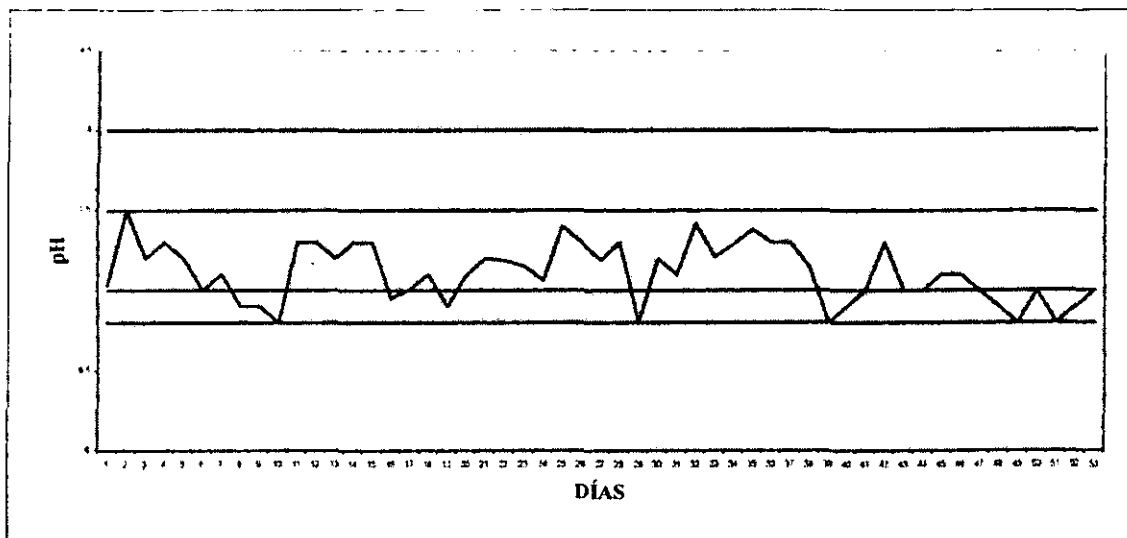


Figura 7.5 pH mantenido durante la experimentación.

7.3.2. Remoción de DQO soluble y total.

En general, prueba el control del proceso se basó en los resultados obtenidos en los ácidos grasos volátiles (AGV) y la Demanda Química de Oxígeno Total y Soluble (DQO_T y DQO_S) a la entrada y salida del reactor, debido a que estos conceptos permiten detectar fácilmente trastornos en el sistema y la evaluación de la eficiencia con la que está trabajando el proceso biológico. Un aumento en los AGVs significaba que las bacterias formadoras de metano estaban perdiendo la capacidad para metabolizar los productos de las bacterias formadoras de ácido.

La concentración de materia orgánica degradable, medida como DQO es un parámetro variable dentro del sistema, debido a que fluctúa de un día a otro dependiendo de las actividades realizadas en la embotelladora, pero en términos generales se tiene un promedio de 4,603 mg/L para la DQO_T inicial y 4,099 para DQO_S inicial.

Los resultados de DQO de entrada y salida se observan en las figuras 7.6 para la DQO_T y 7.7 para la DQO_S , a su vez la eficiencia de remoción se puede apreciar en las figuras de 7.8 y 7.9.

La Demanda Química de Oxígeno alimentada varía desde valores que van de 2,990 a 9080 mg/L en el caso de la DQO_T y de 2160 a 8900 mg/L en DQO_S .

En la DQO total la eficiencia de remoción se mantiene arriba del 70% a lo largo de la prueba salvo al final de la experimentación. En el último período de la prueba cuando se maneja una carga de $17.43 \text{ kg/m}^3 \text{ d}$, se tiene una drástica caída en la eficiencia como se puede observar en la figura 7.8, se piensa que el agua residual alimentada contenía algún tipo de compuesto dañino para los microorganismos, pues la afectación fue notoria durante los últimos días de prueba. Durante la etapa de condiciones pseudo-permanentes se tiene eficiencias de remoción en un rango del 73 al 93.7% (tomando como punto final la última alimentación antes del daño), en promedio se tiene un 86.85% de remoción a lo largo de esta etapa.

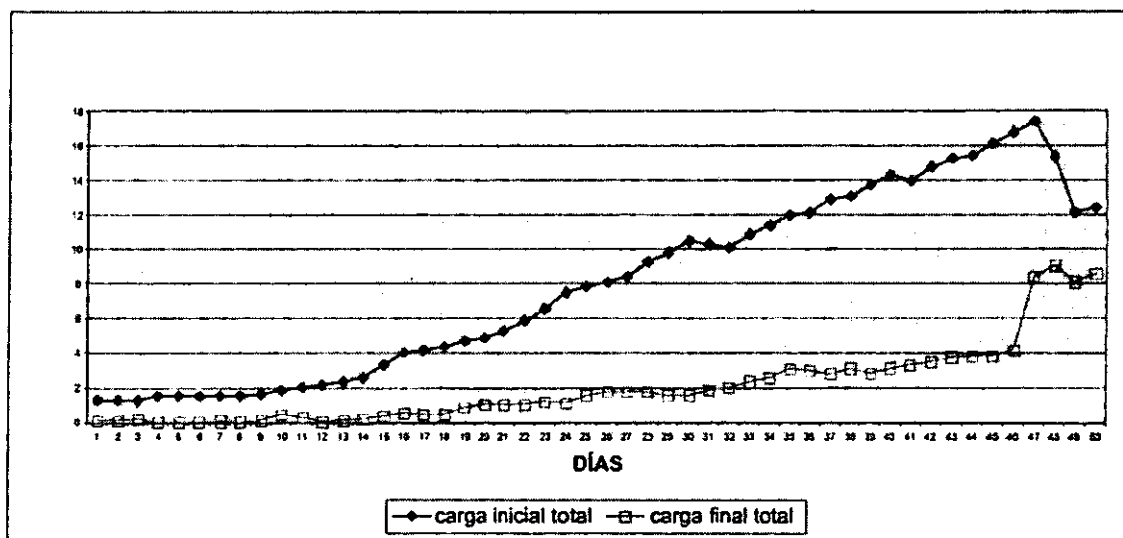


Figura 7.6 Carga inicial y final (DQO_T) en función de los días de operación.

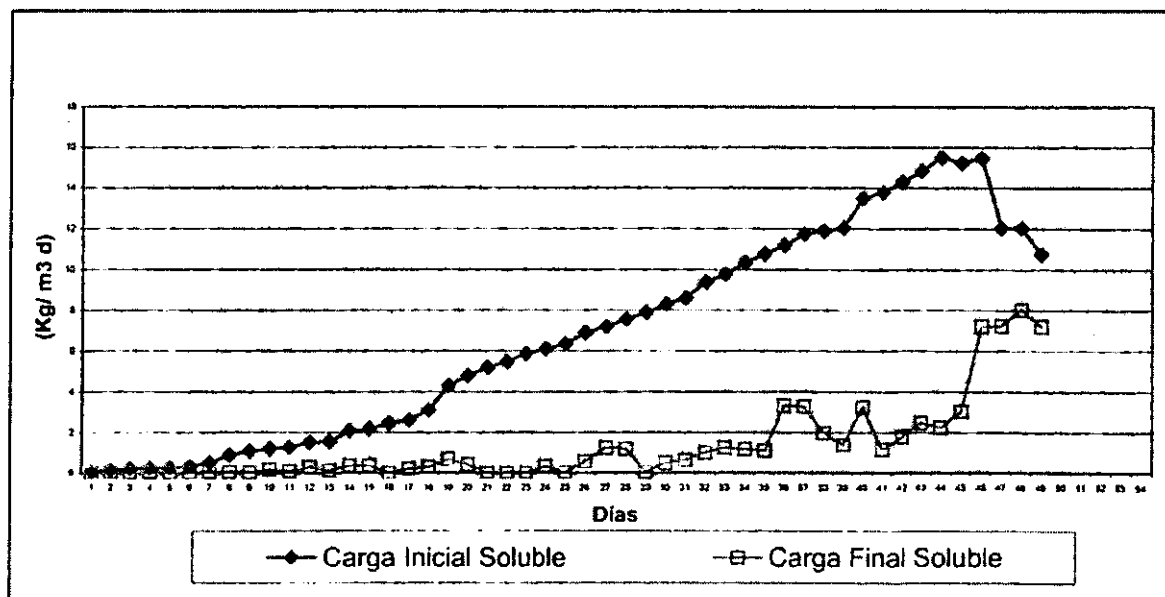


Figura 7.7 Carga inicial y final (DQO_S) en función de los días de operación.

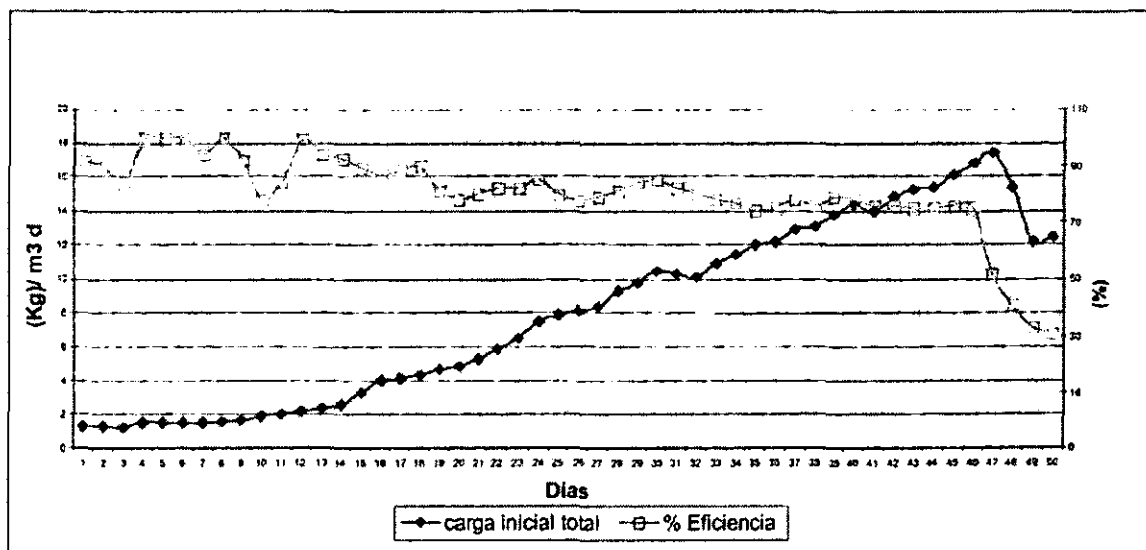


Figura 7.8 Carga inicial y eficiencia de remoción (DQO_T) en función de los días de operación.

Con respecto a la DQO soluble la remoción de materia orgánica se encontró arriba del 70% hasta que se llegó al día mencionado en el caso la DQO_T . La carga de 17.43 kg / m^3 d en DQO_T corresponde a una carga soluble de 15.50 kg, en esta alimentación la remoción obtenida fue del 53%, caída de eficiencia notable si se compara con la de un día anterior en donde se dosificó una carga soluble de 15.24 kg y se obtuvo un 80% de eficiencia. El rango de eficiencia de remoción de materia orgánica soluble a través de la etapa de condiciones pseudo-permanentes es del 73 al 99 %, teniéndose un promedio general de 91.21 %.

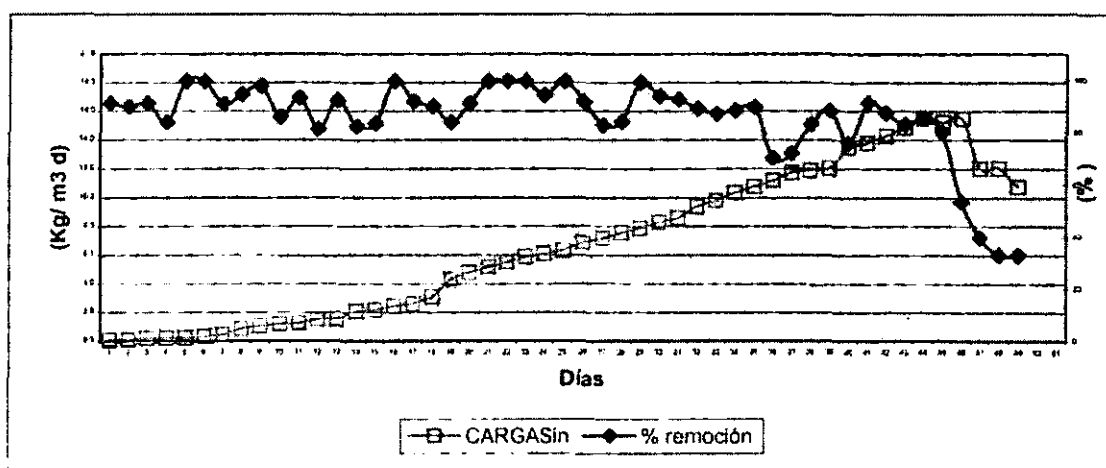


Figura 7.9 Carga inicial y eficiencia (DQO_S) en función de los días de operación.

7.3.3. Remoción de DBO₅

Semanalmente se elaboraron pruebas de DBO₅ al efluente de la planta piloto, estas se compararon con la DQO₅ final, obteniéndose los resultados de la tabla 7.4, que se muestra a continuación:

Tabla 7.4 Relación entre DQO₅ y DBO₅.

DQO ₅ (kg/d)	DBO ₅ sol. (kg/d)	DQO ₅ /DBO ₅
0.542	0.237	2.28691983
37.14	15.43	2.40699935
2.067	1.02	2.02647059
3.825	1.8	2.125
347.029	154	2.25343506
323.68	168.7	1.9186722
1331	523.123	2.5443347
1158	589.149	1.96554692
1935	890.02	2.17410845
2295	956.65	2.3989965
9300	5160	1.80232558
Relación promedio:		2.173

Como se puede ver la figura 7.10 existe un comportamiento muy similar entre la DQO₅ y la DBO₅ a la salida del reactor, mostrando una relación directamente proporcional entre ambas, la relación DQO₅ / DBO₅ tiene un promedio de 2.173, y la desviación estándar entre los valores obtenidos es de 0.24.

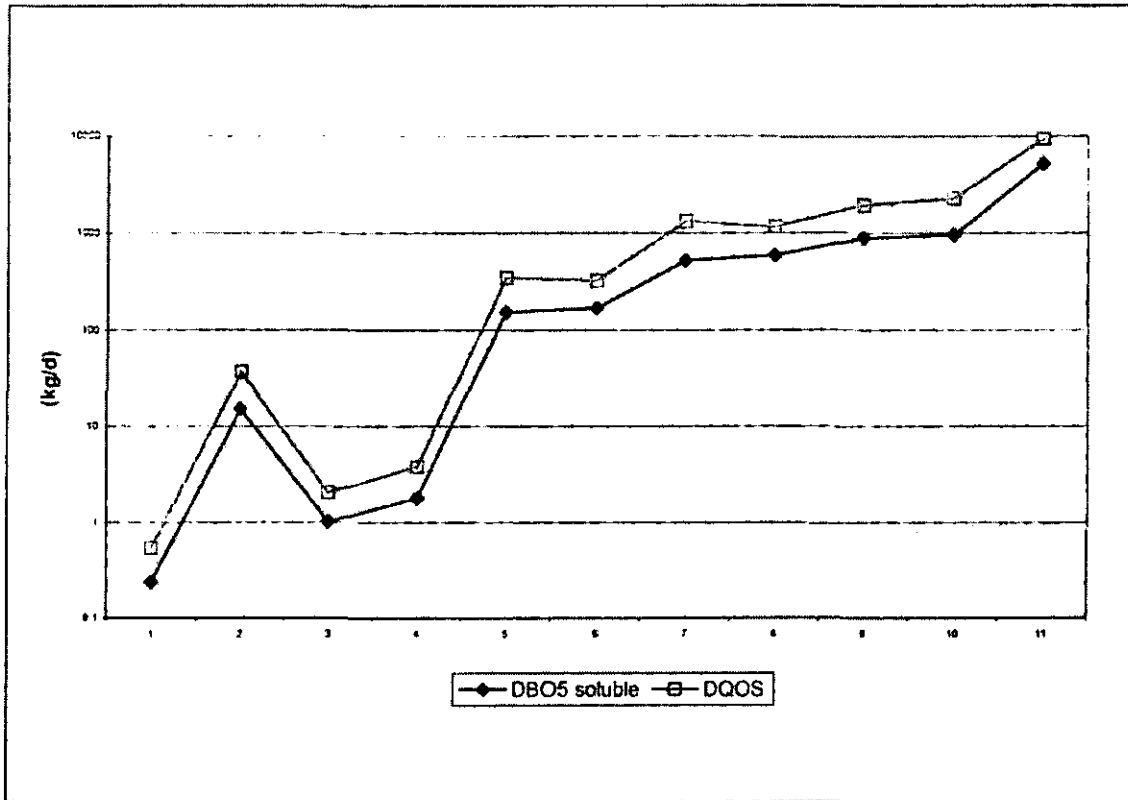


Figura 7.10 Comportamiento de la DBO₅ soluble y DQO soluble.

A finales de la experimentación se tuvieron dificultades por la presencia de sustancias tóxicas en el agua, que dañaron el sistema, provocando un decaimiento en la eficiencia de remoción de la materia orgánica medida como DQO soluble y total. Se piensa que estos compuestos no son parte del proceso común de la productora de bebidas carbonatas, sino que se utilizó en algún proceso de lavado. Esta información no se pudo comprobar, debido a que la industria no dio ninguna notificación de algún procedimiento diferente al que normalmente se lleva a cabo.

La presencia de sustancias tóxicas en el agua provocan la inhibición de los organismos, principalmente las bacterias metanogénicas, por lo que los principales signos de afectación son la notoria disminución del pH en el efluente del reactor y posteriormente la pérdida de eficiencia en la remoción de la materia orgánica. También se tienen otras afectaciones como son la disminución del biogás producido, la desaparición de la alcalinidad del agua, el cambio en la apariencia física en el material biológico y la aparición de un olor diferente en el agua efluente. Dependiendo de la gravedad de los daños, el sistema puede tardar días en reponerse o incluso el daño puede ser tan severo que se requerirá una nueva inoculación.

7.3.4. Comportamiento del Biogás producido.

La producción de biogás en la etapa pseudo-permanente es variable, y en general, menor a la esperada teóricamente, en la figura 7.11 se puede observar el comportamiento que tiene el volumen producido a través de la prueba comparado con el calculado teóricamente.

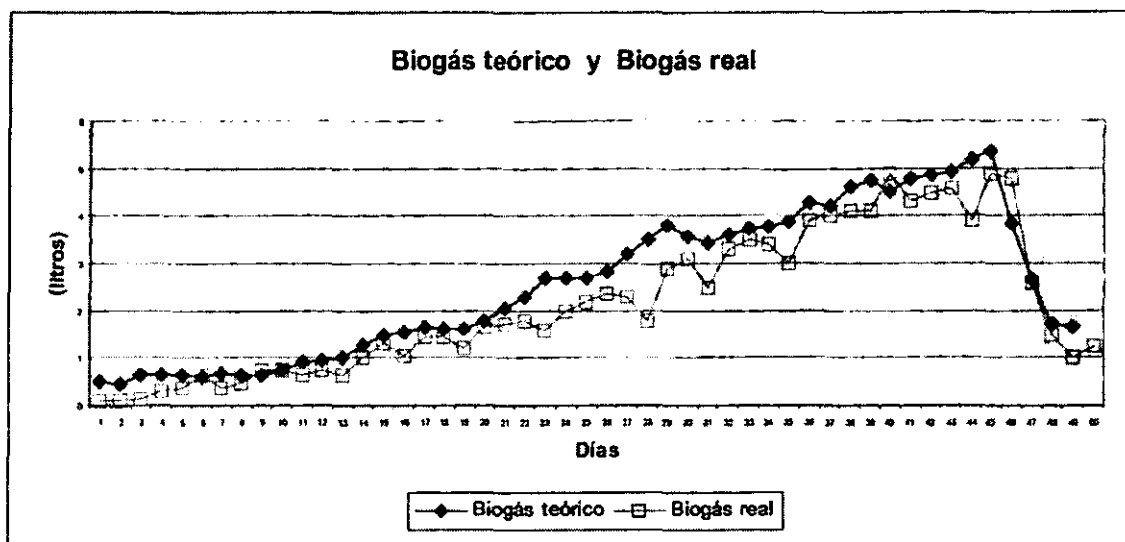


Figura 7.11 Biogás teórico y Biogás real en función de los días de operación.

El volumen producido presenta una dependencia a la carga orgánica removida, en la figura 7.12 se puede observar que la cantidad de biogás aumenta con el incremento de la DQO removida y que la producción de biogás tiene un notorio decrecimiento al final de la experimentación, como consecuencia de la disminución de la carga orgánica removida en la última parte de la prueba, de igual forma se observa que el decaimiento del gas concuerda con la disminución de la eficiencia de remoción de materia orgánica (figura 7.13).

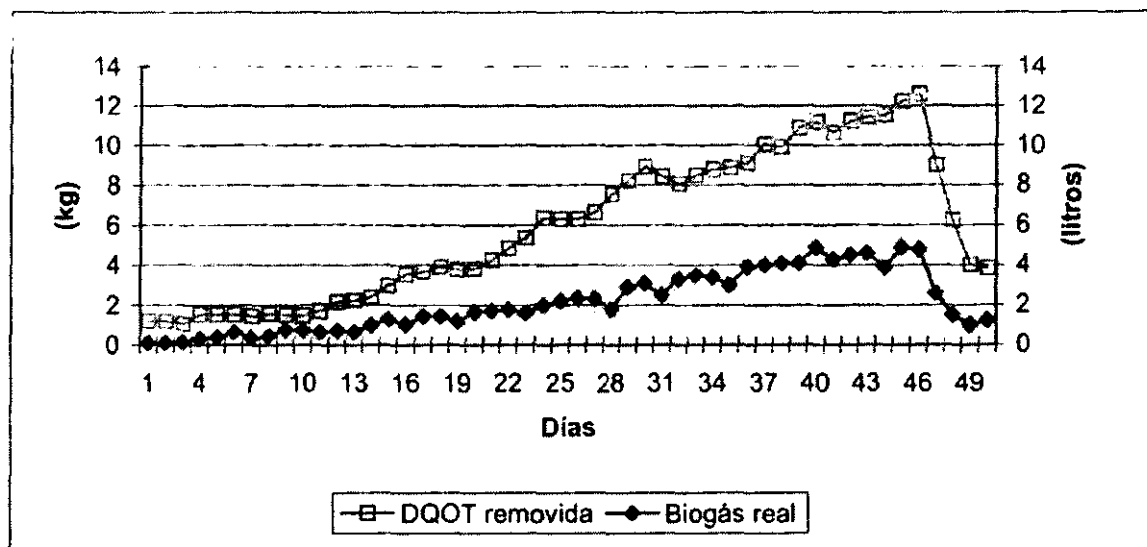


Figura 7.12 Carga removida y Biogás producido en función con los días de operación.

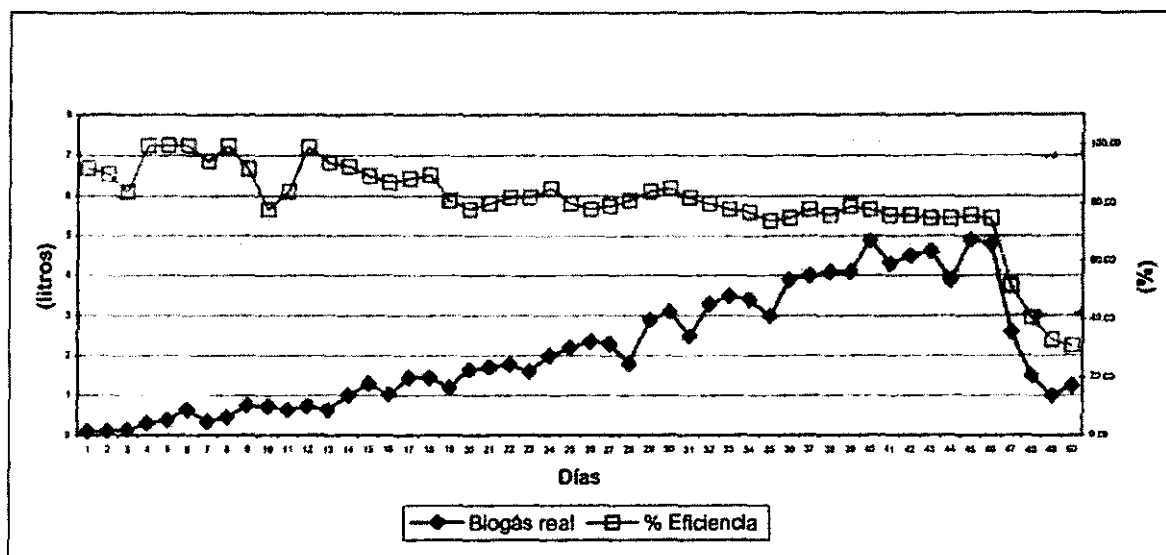


Figura 7.13 Eficiencia de remoción y Biogás producido en función de los días de operación.

7.3.5. Composición del biogás producido

Se determinó el porcentaje de dióxido de carbono que existía en el gas, con este valor se hicieron cálculos teóricos acerca de la cantidad de metano que se tenía. Como resultado de estos cálculos se obtuvo la figura 7.14 en la que se muestra la composición teórica del biogás a través de la experimentación.

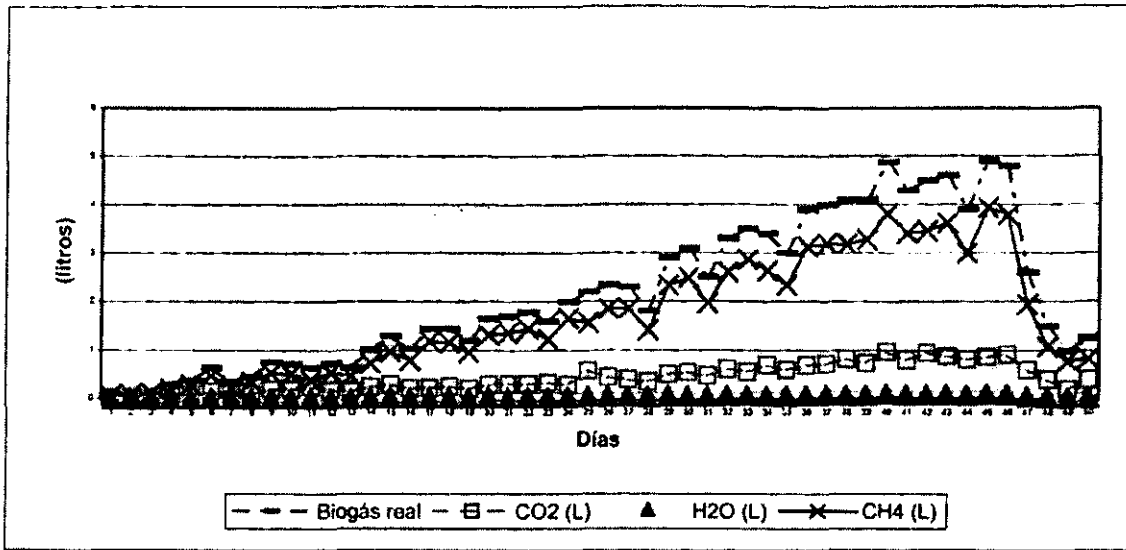


Figura 7.14 Composición del Biogás Generado.

La producción de metano durante la prueba es menor a la esperada teóricamente, no se tienen porcentajes constantes en la composición del biogás (Figura 7.15). Las composiciones obtenidas fluctúan entre porcentajes de 59 a 82% para el metano, teniendo un promedio general del 76.7% en el biogás.

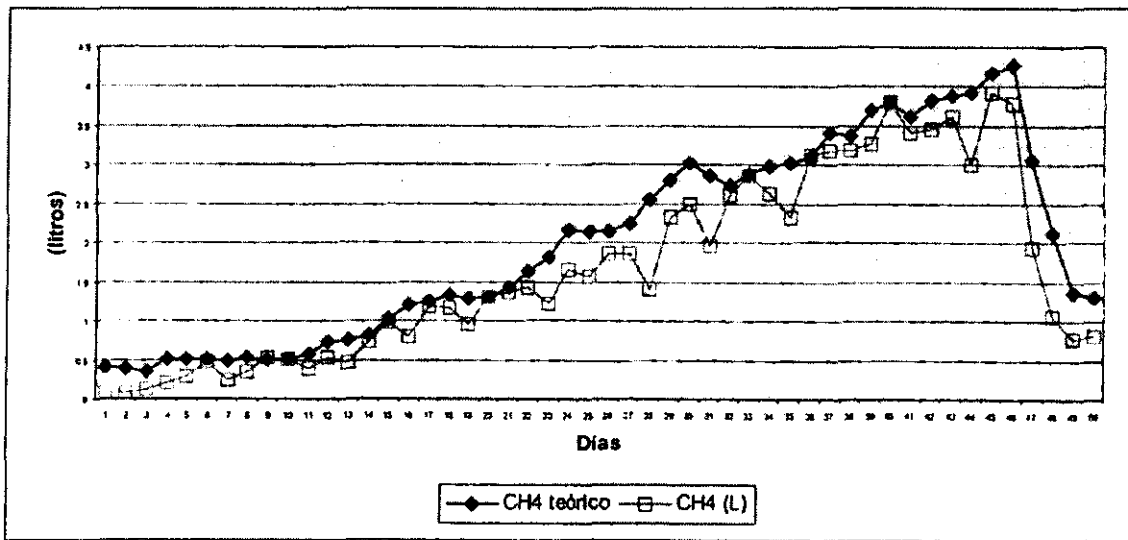


Figura 7.15 Producción de metano teórica y real en función de los días de operación.

CAPITULO VIII

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Se construyó un reactor a nivel planta piloto, tomando como base un modelo probado a escala laboratorio. Se instaló dentro de una empresa productora de refrescos carbonatados empleando el agua de proceso para alimentar el reactor.

El agua residual proveniente del proceso de una industria productora de bebidas carbonatadas es factible de tratarse por medio de un sistema biológico anaerobio de lecho fijo, siempre y cuando se compruebe que dentro de la planta no se utilicen sustancias nocivas para los microorganismos, dichas sustancias pueden ser detergentes, polímeros o aceites utilizados para el mantenimiento y limpieza de las instalaciones.

Para obtener un buen funcionamiento dentro de un sistema de tratamiento anaerobio y proporcionar un ambiente adecuado para el desarrollo de los microorganismos para mantener al máximo la eficiencia de remoción de materia orgánica en el sistema, tanto en el arranque como durante su operación, es importante conservar los parámetros de pH y temperatura en rangos óptimos, así como tener extremo cuidado en la concentración de los ácidos grasos volátiles dentro del reactor.

El sistema probado resultó ser efectivo para aguas residuales con cargas orgánicas que van de 0.13 a 17.5 kgDQO/m³d, obteniéndose eficiencias de remoción por encima del 70% a lo largo de la prueba y con un promedio general de eliminación de materia orgánica degradable del 86.85%. Por la obtención de estos resultados se piensa que este proceso es factible para su utilización a nivel industrial.

Este trabajo tiene la finalidad no sólo de evaluar el comportamiento de un sistema para estimar su funcionalidad y desempeño, sino también se quiere demostrar que para que el desarrollo tecnológico del país alcance, en un futuro cercano un nivel sólido y competitivo en lo que respecta al desarrollo de tratamientos, y evitar que los procesos

empleados sean mayoritariamente tecnologías extranjeras, se requiere de estudios serios en el diseño de procesos, apoyados por la iniciativa privada para darles una aplicación inmediata.

Además de los factores biológicos es esencial cuidar los factores de operación del reactor como son los periodos de alimentación, la velocidad de ascenso a través del reactor, la relación de recirculación, procurar una agitación suficiente en el tanque de acondicionamiento, la dosificación de nutrientes y sustancias químicas adecuadas, la calibración del equipo empleado, así como su mantenimiento.

En lo que respecta a sistemas anaerobios, se deben ampliar los recursos para invertir más extensamente en investigaciones a nivel planta piloto que proporcionen datos confiables para escalarlos a plantas industriales y así contribuir al desarrollo de nuevas tecnologías más económicas y eficientes para el tratamiento de agua residual industrial y municipal que sean competitivas mundialmente.

Literatura Consultada

- Alkalay D., Chamy R., Guerrero L. (1996). "Tratamiento Anaerobio de Lixiviados de relleno Sanitario". XXV Congreso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental. Memoria 3 al 7 de noviembre de 1996, México D.F. Celanese Mexicana, Tratamiento de Agua Residual; Nov. de 1996, tomo 2, México. 921-924.
- Anderson, G.K. y Donnelly, T. (1978). "Anaerobic Contact Digestion for Treating High Strength Soluble Wastes", cap. 5 New Processes of Waste Water Treatment and Recovery, Ed. Mattock, G., Ellis Horwood/Wiley, Chichester, 75-96.
- Austermann-Haun U., Seyfried F.C. and Rosenwinkel K.H. (1997). "Full scale experiences with anaerobic pre-treatment of wastewater in the food and Beverage Industry in Germany". Wat. Sci. Tech. Vol. 36 No. 2-3. 321-328.
- Bebidas, Guía Anual de Compradores, Vol. 105, #4, Julio-Agosto, 1998, México.
- Beverageworld en Español Marzo-Abril, 1997a. New York, EUA, 5-8.
- Beverageworld en Español Mayo-Junio, 1997b. New York, EUA, 10-30.
- Beverageworld en Español Julio-Agosto, 1997c. New York, EUA, 12-16.
- Beverageworld en Español Nov.-Dic., 1997d. New York, EUA, 19-29.
- Beverageworld en Español Enero-Febrero, 1998a. New York, EUA, 29-33.
- Beverageworld en Español Julio-Agosto, 1998b. New York, EUA, 28-33 .
- Beverageworld en Español Sept.-Octubre, 1998c. New York, EUA, 15-22.
- Beverageworld en Español Nov.-Dic., 1998d. New York, EUA, 10-20.
- Beverageworld en Español Julio-Agosto, 1999. New York, EUA, 22-30.
- Beverageworld en Español Enero-Febrero, 2000. New York, EUA, 19-33.
- Bitton, G. (1994). "Wastewater Microbiology". Department of Environmental Engineering Sciences University of Florida, Gainesville. Wiley-Liss. New York, NY. 232-235.
- Boone, D.R. and Bryant, M.P. (1980). "Propionate-Degrading Bacterium, *Syntrophobacter wolinii* sp. nov. gen. nov., from Methanogenic Ecosystems", Applied Environmental Microbiology. 626-632.
- Boone, D.R., Johnson, R. L. and Liu, Y. (1989). "Diffusion of the Interspecies Electron Carriers H_2 and Formate in Methanogenic Ecosystems, and its Implications in the Measurement of K_m for H_2 or Formate Uptake", Applied Environmental Microbiology, 1735-1741.

- Carrondo M.J.T: (1982). "*Anaerobic filter treatment of molasses fermentation wastewater*". Wat. Sci. Tech., Copenhagen, 15:117-126.
- Cook, E.J. (1987). "*Anaerobic Sludge Digestión*", Manual of Practice No. 16, 2da. Edición, Alexandria. 3.
- Dahab, M.F. and Young J.C. (1982). "*Retention and Distribution of Biological Solids in Fixed-Bed Anaerobic Filters*", In Proc. 1st Int. Conf. Fixed-Film Biological Processes, April, King'S Island. Ohio, Univesity Of Pittsburgh, 1337.
- Gaudy, A. F. (1980). "*Microbiology for Environmental Scientists and Engineers*", Editorial Mcgraw-Hill; Eua; 519-569.
- Hall, E.R. (1984). "*Improving the Hydraulic Efficiency in High Rate Anaerobic Systems*", In Proc. Ontario Min. JEnvir./Poll. Control Assoc. Notario Seminar "Bridging the Gap Between Research and Full-Scale Operation in Wastewater Treatment," March, Burlington, Ontario, Canada.
- Harper A. (1993). "*Manual de operación para plantas de tratamiento anaerobias*". Ed. Castañuelas, Colombia. 90-120
- Henze, M. (1983). "*Anaerobic Treatment of Wastewater in Fixed Film Reactors*", Volume 15, numbers 8/9, Water Sci. Technol., 1-101.
- Jones, W.J., (1991). "*Diversity And Physiology of Methanoges*", in Microbial Production and Consumption of Greenhouse Gases: Methane, Nitron Oxides, and Halometranes, J:E. Rogers and W.B. Williams, Eds, American Society of Microbiology, 39-55.
- Landine, R.C. and. Cocci, A. A (1989). "*The Low-Rate Adi-Bvf System:Its Advantages, Case Histores and Biogas Collection and Utilization*", Presented At The University Of Wisconsin, Enero, Adi Limited, Fredericton; New Brunswick, Canada.
- Lettinga, G. van Velsen A.F.M., Hobma S.W., de Zeeuw W, and Klapwijk A. (1980). "*Use of Upflow Sludge Blanket (USB) reactor cencept for biological wastewater treatment, especially for anaerobic treatment*". Biotechnol. Bioeng. 22: 699-734.
- Madigan M.T. (1988). "*Microbiology, physiology, and ecology of phototropic bacteria*", in *Biology of Anaerobia Microorganism*", A.J.B. Zehnder Ed. Wiley-Interscience, New York. 39-111.
- Malina J.F.; Pohland, F.G. (1992). "*Design of Anaerobic Processes for Treatment of Industrial and Municipal Wastes*", Editorial Technomic; EUA. 1-131, 167-210.
- McCarty, P.L.; Rittmann, B.E. and Bouwer, E.J. (1984). "*Microbiological processes affecting chemical transformations in groundwater*", in Groundwater Pollution Microbiology, Bitton G. Ana. Gerba C.P., eds. Wiley, New York, 89-115.

- McInerney, M.J. (1981). "*Fermentation of Cellulose By Ruminococcus Flavefaciens in the Presence and Absence of Methanobacterium Ruminantium*," Applied Environmental Microbiology, 1029-1039.
- Méndez R., Lema J.M. (1995). "*Treatment of Seafood-Processing Wastewaters in Mesophilic and Thermophilic Anaerobic Filter*", Water Environmental Research, enero/febrero, 15-23.
- Metcalf & Eddy (1994). "*Ingeniería Sanitaria. Tratamiento, Evaluación y Reutilización de Aguas Residuales*", editorial Labor, segunda edición, Colombia, 498-505.
- Mijaylova P., Morales F. (1996). "*Biofiltración Anaerobia de Efluentes Químico-Farmacéuticos*", XXV Congreso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental. Memoria 3 al 7 de noviembre de 1996, México D.F. Celanese Mexicana, Tratamiento de Agua Residual; Nov. de 1996, tomo 2, México. 623-630.
- Monroy O., Famá G., Meraz M., Montoya L. and Hervé M. (2000). "*Anaerobic Digestion for wastewater treatment in Mexico: State of the technology*", Universidad Autónoma Metropolitana, Departamento de Biotecnología; Mexico, Wat. Res. Vol. 34. No. 6. 1803-1816.
- Mosey, F.E. (1983). "*Mathematical modelling of the anaerobic digestion process. Regulatory mechanisms for the formation of short-chain volatile acids from glucose*". Water Science and Technology 15:209-232.
- O'Rourke, J.T. (1968) "*Kinetics of Anaerobic Treatment at Reduced Temperatures.*" Dissertation Presented to Stanford University at Stanford Cal. in partial fulfillment of the doctor of philosophy degree.
- Pfeiffer, J.F. (1968). "*Increased Loadings on Digesters with Recycle of Digested Solid.*" J. Water Pollut. Control Fed., 1920. 40
- Reynolds T. D.; Richards P.A. (1996). "*Unit Operations and Processes in Environmental Engineering*", Editorial PWS, EUA, 573-606.
- Salkinoja M.S. (1983). "*Biodegradation of Recalcitrant Organochlorine Compounds in Fixed Film Reactors*", Wat.Sci. Tech., Copenhagen, 15: 309-319.
- Shiller H. (1996). "*Programa de implantación de técnicas naturales de tratamiento de efluente con filtros fito-terrestres en la Pcia. de Cordoba, Rep. Argentina*". XXV Congreso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental. Memoria 3 al 7 de noviembre de 1996, México D.F. Celanese Mexicana, Tratamiento de Agua Residual; Nov. de 1996, tomo 2, México. 547-562.
- Sheridan, R.P., (1982). "*The Evolution of Anaerobic Treatment of Industrial Waste Waters*", Presented At 1982 Summer Nat. Meeting. Amer. Inst. Chem. Eng., August, Cleveland, Ohio.

- Souza M.E. (1987). "*Criteria for Utilization, Design and Operation of UASB Reactors*", presentado en IAWPRC Post-Conference Seminar on Anaerobic Treatment in Tropical Countries, agosto, San Paulo Brazil.55-70.
- Sutton, P.M. (1990). "*Anaerobic Treatment Of High Strength Wastes: System Configurations And Selection*," Presented al Anaerobic Treatment of High Strength Wastes, Diciembre 3-4, University of Wisconsin – Milwaukee, Milwaukee, Wisconsin.
- Van den Berg L. And Kennedy K.J. (1983). "*Dairy Waste Treatment with Anaerobic Stationary Fixed Film Reactor*". Water Sci. Technol. 15:359-368.
- Winkler M. (1986). "*Tratamiento Biológico de Aguas de Desecho*". Editorial Limusa, Mexico, 310-322
- Young J.C. and McCarty P.L. (1969). "*The anaerobic filter for waste treatment*". J. Water Pollut. Control Fed. 41: R160-173.
- Young, J.C. and Yang B.S., (1989). "*Design Considerations for Full-Scale Anaerobic Filter*", J. Water Poll. Control Fed., 61. 1576-1587.
- Zehnder A., (1978). "*Ecology of Methane Formation*", in Water Pollution Microbiology, Vol II," R. Mitchell (Ed.), Wiley Interscience, N.Y., 349.

ESTA TESIS NO SALE
DE LA BIBLIOTECA

APÉNDICE

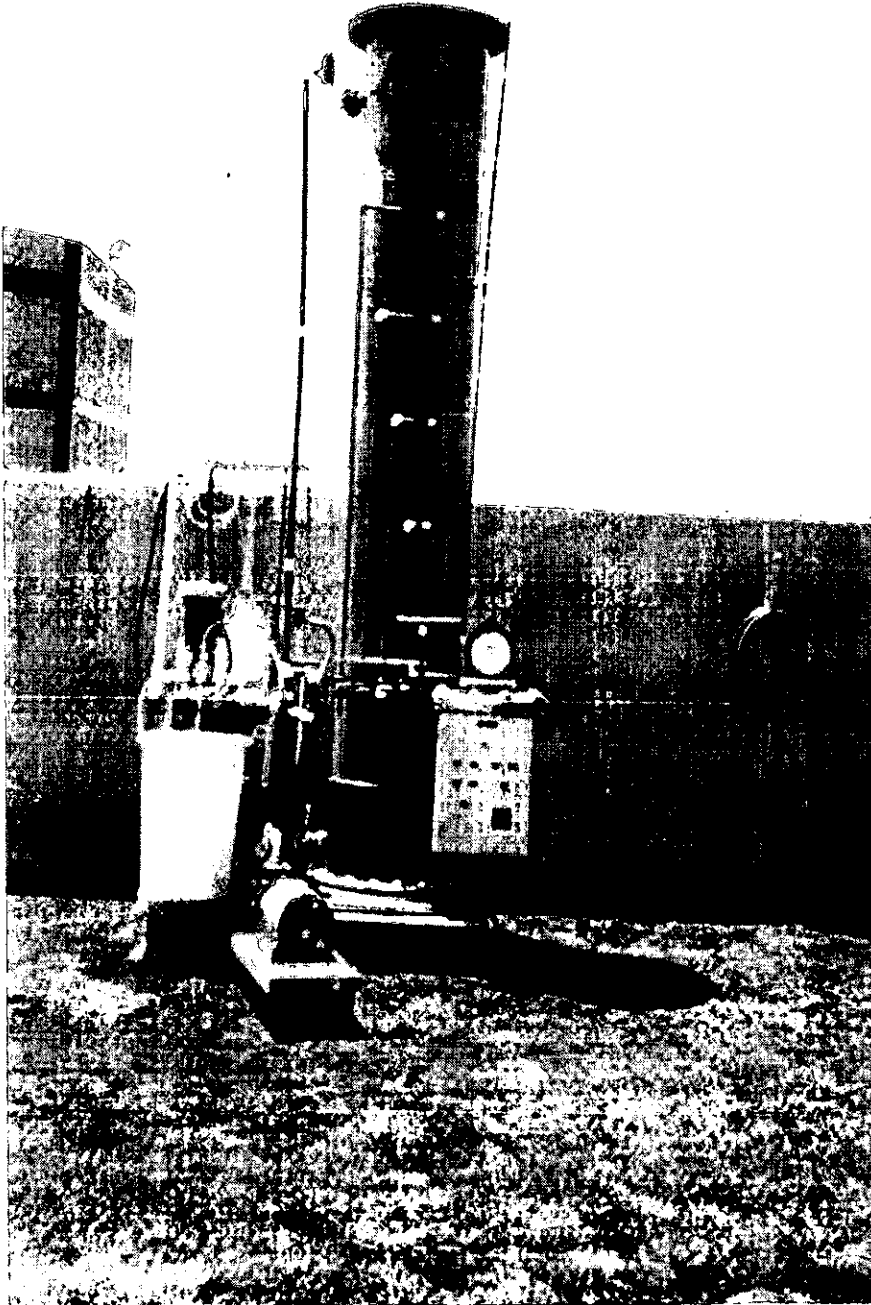


Figura A1 Vista general de la planta piloto.



Figura A2 Tubería de alimentación al reactor.

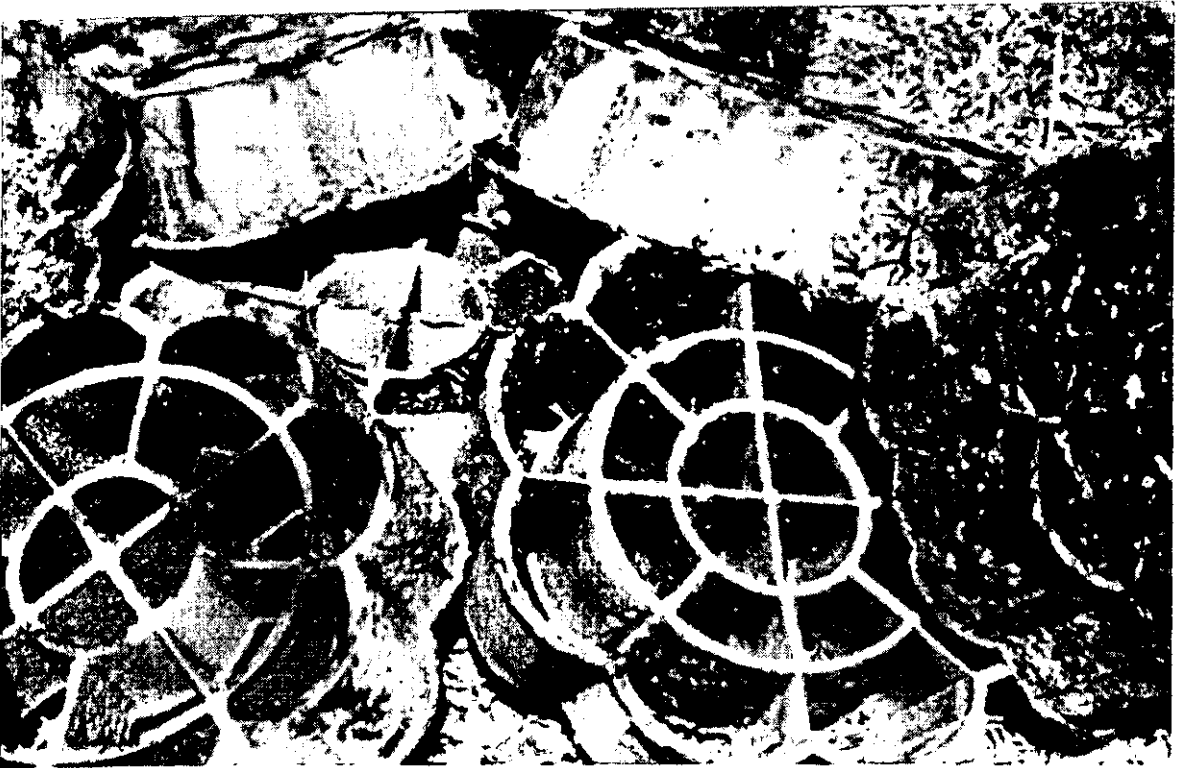


Figura A3 Material de empaque con la biomasa desarrollada durante el proceso.

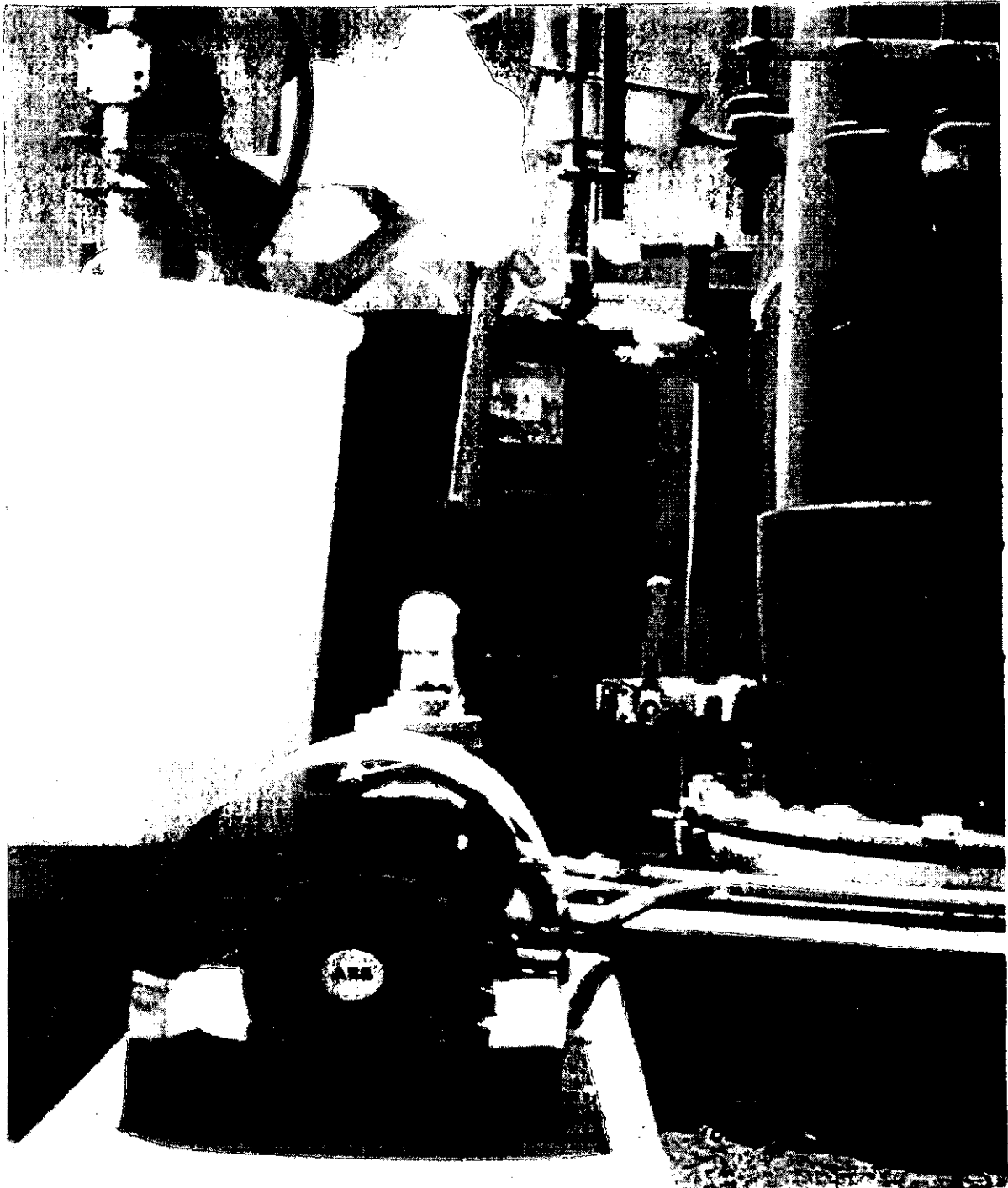


Figura A4 Se muestra un detalle de la bomba de alimentación al reactor y su válvula de control.



Figura A5 La fotografía muestra la parte interna del tanque de acondicionamiento con la resistencia eléctrica (a), el sensor de pH (b) y la manguera para dosificación de nutrientes (c).

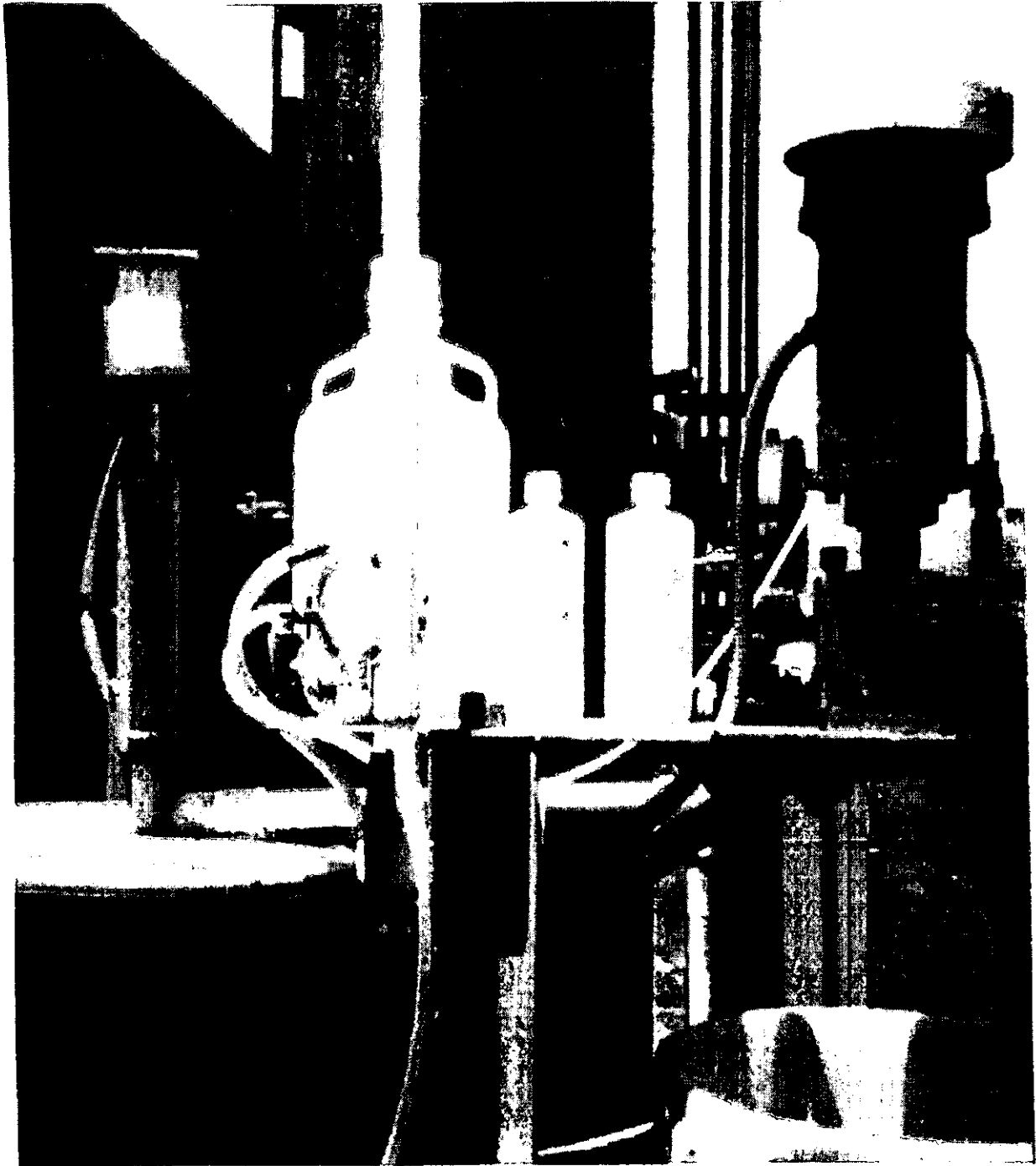


Figura A6 En esta fotografía se puede observar la parte lateral izquierda del reactor en donde se encontraba el tanque de NaOH con su bomba dosificadora, la mesa con reactivos químicos, el contenedor de nutrientes y el tanque de acondicionamiento.