



72
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

EXAMENES PROFESIONALES
FAC. DE QUÍMICA

"INSTALACIÓN Y ARRANQUE DE UN REACTOR ANAEROBIO
EN UN TREN ANAEROBIO-AEROBIO DE UNA PLANTA
PILOTO DE TRATAMIENTO DE VINAZAS"

T E S I S
M A N C O M U N A D A

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE
INGENIERO QUÍMICO
P R E S E N T A N:
ROSA MARÍA JIMÉNEZ AMBRIZ
y
MIGUEL ÁNGEL MARTÍNEZ GARZA



MÉXICO, D.F.

1995

FALLA DE ORIGEN

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

JURADO ASIGNADO

Presidente: Prof. María del Carmen Durán Domínguez de Bazúa
Vocal: Prof. Joan Genescá Llongueras
Secretario: Prof. Hilda Elizabeth Calderón Villagómez
1er. Suplente Prof. Landy Irene Ramírez Burgos
2do. Suplente: Prof. José Rosales Oscos

Este trabajo se desarrolló en el PIQAYQA (Programa de Ingeniería Química Ambiental y Química Ambiental), laboratorio 301-303, Conj. "E", Facultad de Química, UNAM e Ingenio "El Carmen", Cuautlapan, Ixtac, Veracruz, México.

Asesor del Tema



Dra.-Ing. María del Carmen Durán Domínguez

Sustentantes:



Rosa María Jiménez Ambriz



Miguel Ángel Martínez Garza

A TI MAMÁ que en cada día de tu vida me regalas esa incansable dedicación, comprensión, cariño, confianza y apoyo, por que juntas hemos alcanzado esta meta hazla tuya y por lo mucho que te amo.

A TI PAPÁ por tan grande amor que nos brindaste, por esos estrujantes apapachos, por que me enseñaste que lo que realmente importa es amar y compartir. Porque te amo mucho, siempre te llevo presente en mi corazón y en mi pensamiento

A mis hermanos Toño, Lupita, Gina y Tere, por todo lo que hacemos y deshacemos juntos y con quienes comparto los momentos más agradables y tristes de nuestras vidas.

A Miguel A. Martínez por todo lo que hemos caminado y aprendido juntos, por tu cariño, paciencia, apoyo, por tu ayuda cuando fue necesaria y sobre todo, por tu valiosa amistad que ha sido muy importante en mi vida

Rosita

A mi madre *Magdalena Garza P.* que hizo nacer en mí el sentimiento de superación y constantemente lo ha alimentado, a pesar de todas las circunstancias que se han presentado y con todos esos detalles que he tenido hacia mí, hace sentirme orgulloso, gracias por todo mamá.

A mi padre *José Martínez S.* que con su fuerza de voluntad y su paz interna ha logrado cosas que no son sencillas de conseguir y por añadidura es un ejemplo a seguir, por todos esos momentos que me has regalado, gracias por todo papá.

A mis hermanos: *José de Jesús y su familia, Silvia, Clara, Alejandro, Cristina y Carlos Roberto* que sin darse cuenta influyeron en mi persona de una manera invaluable, gracias.

A mi tía *Ángeles Garza P.* y mi abuelita *Esperanza Portillo* por todas esas delicadezas que siempre han tenido para mí.

A mi tío *Jorge Garza P.*, mi Tía *Ana Lemus* y mis primos *Jorge, Leticia, Felipe y Héctor* por todo el apoyo que me han brindado.

A *Rosa María Jiménez A.* por su sencillez e inteligencia que siempre han estado a mi lado y a la cual le debo todas esas sonrisas y momentos de comprensión que me ha dedicado junto con su apoyo y cariño los cuales ya ocupan un lugar perpetuo en mi mente.

A la *Universidad Nacional Autónoma de México* por haberme dado la oportunidad de estudiar dentro de las aulas de la *Facultad de Química* de la cual estoy orgulloso, porque después de haber nacido y tener la familia que tengo ha sido una de las mejores cosas que me han pasado en esta vida.

A la *humanidad* en un grito desesperado, para que no olvidemos que la vida es un delicado equilibrio, el cual, estamos alterando poco a poco y aún estamos a tiempo de no tener que arrepentimos algún día.

Miguel Ángel

Agradecimientos

Agradecemos principalmente a la Dra. Carmen Durán por la confianza que depositó en nosotros permitiéndonos acercarnos al campo de la investigación, el cual, nos resultó fascinante por la forma en que siempre lo ha expuesto. También por su asesoría en este trabajo, que no fué sólo un trabajo de tesis, sino toda una formación.

A Antonio Espinosa y al Dr. Noyola por todo el apoyo que nos brindaron en todos los aspectos, tanto técnico como moral, el cual, fue indispensable para el éxito del arranque del reactor.

A Landy Ramirez y José Rosales por su apoyo en la revisión de este trabajo y en la determinación de metales en las vinazas.

A Victor Luna Pabello y a Francisco Bautista por su gran y vallosa amistad, así como por su apoyo técnico que siempre estuvo presente en todo este tiempo.

A Rosi Picaso por su detalladísima ayuda en la impresión de este trabajo y todo el apoyo que nos brindó en el laboratorio del PIQAYQA.

A Lucy y Sara por ayudarnos en la determinación de algunas técnicas analíticas y por sus apreciables comentarios.

También agradecemos a la Sra. Irene por regalarnos una sonrisa cada día, a pesar de todas las molestias que le causamos.

A todos nuestros compañeros del PIQAYQA, por todos esos momentos que pasamos y nos formaron.

A todas las personas que amablemente nos tendieron su mano en el Ingenio "El Carmen", Orizaba, Ver.

A todos nuestros amigos Alberto T., Alejandra, Angélica H., Cecilia, Claudia M., Chuy, Daniel N., Eduardo, Enrique G., Fidel A., Gabriela R., Gabriela E., Georgina J., Georgina P., Gilda, Guillermo, Hebert C., Ivonne M., Javier L., Jesús A., Juan L., Julio H., Luis M., Marisela B., Martha G., Miguel O., Rafael F., Rodrigo G., Roldán L., Teresa P., Tonathlu G., Verónica R., Viridiana L. y a todos aquellos que hemos olvidado, con quienes compartimos parte de nuestro proceso de formación y porque su amistad desinteresada siempre estuvo latente y sabemos que siempre lo estará.

ÍNDICE

	Página
Resumen	1
Capítulo 1. Introducción	2
1.1 Proceso de elaboración de azúcar de caña en un ingenio mexicano	3
1.1.1 Producción de azúcar cruda o verde	3
1.1.2 Refinación del azúcar	8
1.1.3 Proceso de obtención de alcohol etílico	10
1.2 Problemática de la industria azucarera-alcoholera	16
1.2.1 Producción de alcohol vs vinazas	20
1.2.2 Caracterización de las vinazas de acuerdo a las melazas procedentes del proceso de azúcar y la refundición	21
1.2.3 Normatividad	22
1.3 Objetivos	24
Capítulo 2. Procesos de tratamiento de aguas residuales	25
2.1 Clasificación de los métodos de tratamiento	26
2.1.1 Procesos físicos	26
2.1.2 Tratamiento biológico	27
2.1.3 Procesos químicos	40
2.2 Degradación anaerobia	42
2.2.1 Factores ambientales relacionados con la degradación anaerobia	47
2.2.2 Inhibición de la degradación anaerobia	51
2.2.3 Factores que afectan la granulación	59
Capítulo 3. Parámetros de diseño y escalamiento del RALLFA	63
3.1 Conceptos generales	63
3.2 Reactor de lecho de lodos de flujo ascendente	65
3.3 Usos y manejo del biogás	73
3.4 Escalamiento del reactor de lecho de lodos de flujo ascendente	77

	Página
Capítulo 4. Planta piloto de tratamiento de vinazas	79
4.1 Descripción de la planta piloto	79
4.2 Descripción del proceso	83
4.3 Reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente (RALLFA)	84
4.4 Reactor biológico rotatorio (RBR)	84
Capítulo 5. Estrategia de arranque	88
5.1 Importancia del inóculo	88
5.2 Alcalinidad como parámetro de control en el arranque del reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente	90
5.3 Metodología	93
5.4 Parámetros para la evaluación del reactor	95
Capítulo 6. Resultados y discusión	96
6.1 Evaluación del sistema	99
6.2 Eficiencias medidas en el reactor	102
6.3 Discusión	108
6.4 Evaluación global del arranque	117
6.5 Escalamiento del reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente (RALLFA)	118
Conclusiones	123
Recomendaciones	123
Bibliografía	124
Anexo A	133
Anexo B	139

RESUMEN

La caña de azúcar es uno de los principales cultivos de México para la producción de azúcar refinada y estándar. El proceso lineal con el cual es obtenido el producto final genera una serie de subproductos que muchas veces no son reutilizados. Dentro de los subproductos se encuentran las mieles incristalizables o finales (las cuales no son posibles de cristalizar por los medios convencionales y son conocidas como melazas), que se emplean como sustrato en la producción de alcohol etílico por métodos fermentativos. Para concentrar la solución alcohólica obtenida del proceso fermentativo, se emplea una batería de torres de destilación de las que se obtiene otro subproducto que es el caldo fermentado y destilado, conocido como vinazas.

Durante el proceso de la destilación del alcohol, se generan enormes cantidades de esta agua residual, la vinaza, en un promedio de 15 litros de vinaza por cada litro de alcohol producido, de las cuales una pequeña parte es canalizada al riego (previa dilución) y el resto es descargada directamente a ríos. Las vinazas son consideradas aguas residuales fuertemente agresoras hacia el medio en que son arrojados por la elevada temperatura, bajo pH, gran cantidad de material orgánico, entre otros. Es por esto que surge la necesidad de dar un tratamiento a tales aguas antes de ser arrojadas a cualquier cuerpo receptor.

En el presente trabajo se realizó la instalación y arranque de un reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente (RALLFA ó UASB-reactor por sus siglas en inglés) en un tren anaerobio/aerobio de una planta piloto para dar un tratamiento a este efluente de la industria alcoholera. Estas vinazas son el producto de una fermentación acidificada con ácido clorhídrico y ácido sulfúrico (y no con sólo ácido sulfúrico como tradicionalmente ocurre). Se presenta la caracterización del efluente, así como un panorama general del tratamiento anaerobio, el cual presenta una alternativa de solución muy atractiva por la generación de biogás rico en metano. Este paso es seguido de un tratamiento aerobio.

El RALLFA utilizado en este trabajo, es un tanque cilíndrico atmosférico de fondo cónico con un volumen útil de 6 m³. En la parte superior está provisto de un cono colector de biogás el cual finalmente termina en un cuantificador de biogás. La vinaza llega directamente al reactor de la planta piloto por una línea que se encuentra unida a la salida de la torre destrozadora (del proceso de destilación del alcohol etílico) y desemboca a un tanque sedimentador-enfriador, de ahí, pasa a una tina de acondicionamiento donde la vinaza es alimentada al reactor (previa neutralización y dilución, así como enfriamiento, para estos experimentos de arranque).

CAPÍTULO 1. INTRODUCCIÓN

La agroindustria azucarera ha estado siempre íntimamente ligada con el desarrollo económico de México a partir de la conquista española, con su compleja red de relaciones humanas, agrícolas e industriales y sus innumerables implicaciones internas y externas, en un trabajo arduo para integrar las diferentes etapas por las que ha venido pasando, siempre participando en los grandes problemas nacionales. Es la típica industria desarrollada en México a principios de siglo, cuando no se preveía el aprovechamiento integral de un recurso natural y se encontraba lógico obtener principalmente un producto, azúcar, olvidando contemplar la gran variedad de subproductos generados, algunos de ellos muy contaminantes si son arrojados al ambiente, quedando desaprovechados en su mayoría.

El desarrollo de la industria azucarera ha atravesado momentos críticos que la han puesto en situaciones difíciles. Por ello, el gobierno federal durante la década de los sesenta, adquirió un gran número de los ingenios del sector privado como una medida de emergencia para preservar y recuperar en la medida de lo posible la capacidad productiva de la industria, evitar el desempleo y atender las necesidades del mercado interno. Las unidades adquiridas fueron de diferentes tamaños y niveles de eficiencia, algunas de ellas con equipos obsoletos y en pésimo estado (Zedillo, 1989). Tuvo un repunte a partir de 1983. Entre 1987 y 1988 se tuvo una producción de azúcar de 3,590,097 toneladas (Azúcar, 1986). Debido a la crisis económica que ha tenido que enfrentar el país, derivada del monto de la deuda externa, a las presiones de la F.M.I. y a la escasez de divisas, a partir de 1988, se inició una política de desincorporación de empresas del gobierno federal y casi todos los ingenios han sido revendidos al sector privado. Sin embargo, esto no significa que el problema ambiental y de eficiencia en la operación quede solucionado. En muchas situaciones un industrial prefiere considerar como gastos de operación y pagar el costo de causar contaminación en vez de invertir capital en modificaciones al proceso para hacerlo más eficiente y minimizar la generación de subproductos y residuos. Tal enfoque tiene efectos perjudiciales en todo el entorno.

Esta agroindustria enfrenta grandes retos tecnológicos, de ahí que tenga que diversificar los productos derivados del procesamiento de la caña de azúcar. Dentro de estos subproductos se encuentran las mieles incristalizables o finales que pueden ser utilizadas como una fuente energética para la alimentación de animales poligástricos o como sustrato para la elaboración de alcohol etílico y otros insumos biotecnológicos. En el caso de muchos ingenios, estos cuentan con su destilería a la cual son canalizadas estas mieles finales para tener su consecuente producción de alcohol generando, como otro subproducto del proceso, grandes cantidades de agua con características bastantes agresivas, las cuales son arrojadas a ríos y suelos sin tomar en cuenta su impacto ambiental y su consecuente deterioro del ecosistema.

Se atenta contra la pureza de los ríos y los depósitos subterráneos que van deteriorando la calidad de los recursos hídricos. Por otro lado, la demanda del agua se multiplica con el desarrollo industrial, el crecimiento de los asentamientos humanos, los nuevos requerimientos de alimentos, etc. y cada una de estas necesidades crea formas de contaminación del agua al no restituirla a su estado original (Chanlett, 1976). Por ello, el consumo de agua, su depuración y reuso tienen una gran influencia sobre el balance ecológico de los cuerpos de agua y suelos.

La contaminación de las aguas plantea graves problemas, tanto por la insuficiencia de los recursos de agua, como por la degradación de las condiciones de vida de este medio natural fundamental; lo cual se traduce en profundas modificaciones de la flora, fauna acuática y en una serie de trastornos de diversa índole.

La importancia, tanto tecnológica como social y económica, de la agroindustria de la caña de azúcar en específico, hace que uno de los retos para los futuros profesionales mexicanos sea la aplicación de los conocimientos adquiridos durante su formación para hacer de esta agroindustria una fuente de trabajo, una fuente de recursos materiales (materias primas, intermedias y productos terminados) y una fuente de ingresos para todos los sectores involucrados en ella.

Sin embargo, la tendencia actual a nivel mundial, tanto por razones de rentabilidad como por otras de tipo social y ecológico, consiste en el desarrollo de las tecnologías que conviertan los residuos y subproductos en recursos que generen nuevos productos. Las aplicaciones de los procesos cíclicos siguen la tendencia de la naturaleza para reaprovechar todos los insumos existentes de la agroindustria de la caña de azúcar para minimizar su impacto ambiental. Entre ellos destacan el uso de microorganismos aerobios y anaerobios que degradan la materia orgánica presente en las corrientes líquidas que salen como subproductos del procesamiento de la caña y de sus productos como el azúcar y el alcohol etílico minimizando su impacto en cuerpos receptores (suelos y fuentes acuíferas). Estos sistemas aerobios y anaerobios se enmarcan en procesos cíclicos (siguiendo los patrones ecológicos de la naturaleza) y no en procesos lineales (tradicionalmente usados por el hombre desde el descubrimiento del fuego) y que alteran los ecosistemas (Durán de Bazúa, 1993).

Este enfoque lineal de los procesos es la forma usual con la que los seres humanos abordan el aprovechamiento de los recursos naturales y obviamente, ha tendido a generar subproductos que pueden o no ser reaprovechados por otros ecosistemas dependiendo de su forma química y de las características del entorno, como temperatura, disponibilidad de nutrientes complementarios, etc (Fig. 1.1) (Durán de Bazúa, 1993).

En este proyecto se pretende implantar, mediante la operación de una planta piloto, la infraestructura física requerida para obtener la información que permita el escalamiento de procesos a nivel de producción. Con el conocimiento adquirido, será posible definir más confiablemente la factibilidad técnica y económica, además de identificar las operaciones y las variables críticas que inciden en los procesos a escala industrial, con el objeto de señalar las urgencias de dedicar recursos humanos y financieros al desarrollo de ciertas tecnologías que aún no están disponibles en México y que permitirían la adecuada diversificación de la industria azucarera-alcoholera, así como el tratamiento de sus efluentes líquidos con procesos cíclicos (Durán de Bazúa, 1993).

1.1 PROCESO DE ELABORACIÓN DE AZÚCAR DE CAÑA EN UN INGENIO MEXICANO

1.1.1 Producción de azúcar cruda o verde

La caña de azúcar es una gramínea tropical que pertenece a la misma especie (*Andropogoneae*) que la del sorgo, el pasto Johnson y el maíz. La caña de azúcar que se cultiva actualmente es un híbrido complejo de 2 o más de las 5 especies del género *Saccharum*: *S. barberi* Jeswiet, *S. officinarum* L., *S. robustum* Brandes y *Jesw. ex Grassl*, *S. sinense* Roxb. y *S. spontaneum*. Muchas formas de estas especies originan un género muy diverso.

Al no poder satisfacer la avidez por el azúcar con la miel recogida en las colmenas de los árboles, el hombre primitivo aprendió a preparar azúcar a partir de varias fuentes vegetales. A pesar de que todas las plantas verdes producen alguna forma de azúcar, generalmente en cantidades suficientes para su crecimiento y metabolismo, solo algunas almacenan un

sobrante. El azúcar acumulado se puede almacenar en la hojas del tabaco, los capullos de ciertas palmas, los tallos de algunas variedades de caña de azúcar, maíz, sorgo y en las raíces de la remolacha.

En nuestro país la producción de azúcar proviene de la caña de azúcar, ya que ésta tradicionalmente se ha cultivado desde la conquista española en el siglo XVI, por la factibilidad del clima y los suelos.

El tallo de la caña de azúcar está compuesto aproximadamente del 75% de agua y el resto consiste de fibras y sólidos solubles. Los constituyentes del guarapo o jugo del tallo de la caña son: sacarosa, glucosa, fructosa, minerales, proteínas, goma y polisacáridos, ácidos orgánicos y constituyentes misceláneos de menor importancia; enumerados por lo general, como un porcentaje de los sólidos del jugo.

a) RECEPCIÓN Y PREPARACIÓN DE LA CAÑA DE AZÚCAR

La caña de azúcar se recibe en el batey del ingenio en camiones de redilas, descargándola en el batey para su almacenamiento o su molienda con dos grúas radiales y una grúa móvil fijada en una base de concreto durante la zafra.

Estas grúas dirigen la caña hacia las mesas lavadoras y/o alimentadoras, que tienen una inclinación en contra de los transportadores de duelas, en donde puede aplicarse agua para lavar la caña de la tierra que se le adhiere en los campos. Las mesas alimentan un transportador de banda formado por duelas de acero remachadas sobre cadenas que llevan la caña, pasándola a través de cuchillas picadoras hasta el equipo de molienda.

Las cuchillas están formadas por machetes montados sobre un eje que gira a 600 rpm picando la caña entera para dejar los tallos en pequeños pedazos, lo que es la primera preparación para facilitar su molienda.

La segunda preparación se efectúa en una desfibradora que consiste en varios juegos de marillos montados sobre un eje giratorio que golpean las astillas sobre un diente para separarlas en astillas más pequeñas, pero no extraen el jugo. Hasta este momento lo que se conduce tiene todos los componentes de la caña. La figura 1.2 muestra un diagrama esquemático del proceso de elaboración de azúcar de caña.

b) EXTRACCIÓN DEL JUGO O GUARAPO DE LA FIBRA

La desfibradora descarga la caña en otro transportador de bandas para llevarla al equipo de molienda el cual consta de un tándem formado por 6 molinos de 3 masas cada uno, en donde se realiza la separación del jugo de la fibra. Las 3 masas de cada molino giran en el mismo sentido, la masa superior está unida por medio de coples y una flecha rectangular al sistema de engranes y reductores de velocidad a turbinas de vapor para su movimiento, la masa superior comunica el movimiento a las masas inferiores por medio de un sistema de coronas; las masas inferiores son fijas, la masa superior es flotante y un sistema de presión hidráulica obliga al sistema a permanecer con una abertura sobre las masas inferiores que permite el paso de la caña y al mismo tiempo, por la presión ejercida separa el jugo de la fibra.

Para ayudar a la extracción del jugo o guarapo, se aplican aspersiones de agua o guarapo diluido sobre la capa de fibra según sale de cada unidad de molienda; lo anterior contribuye a extraer por lixiviación el azúcar. Al residuo fibroso a partir del primer molino se le llama bagazo y contiene, además de fibra, parte del jugo; para poderlo agotar se efectúa el proceso de

imbibición (o, con menor frecuencia, saturación o maceración) que consiste en sustituir la mayor parte del jugo en el bagazo por agua, al mismo tiempo los molinos tratan de lograr un bagazo lo más seco posible para ser usado como combustible. Este bagazo contiene el azúcar no extraído, fibra leñosa y de un 45 a 55% de agua. Una parte de este bagazo, la fibra larga, es vendido a plantas papeleras para la producción de papel.

Como se aplica agua al bagazo en la salida del penúltimo molino, el jugo que extrae el último molino, está sumamente diluido. Éste, a su vez, se agrega al bagazo que sale del antepenúltimo molino y así sucesivamente hasta la salida del primer molino. Solamente el jugo de los 2 primeros molinos se envía al siguiente proceso.

El jugo de todos los molinos arrastra partículas de bagazo por lo que es necesario efectuar un colado en un colador fijo de mallas, con un sistema de raspadores que pasan sobre el colador, montados sobre cadenas móviles para llevar este bagazo o bagacillo nuevamente al sistema de molinos, dejándolo caer sobre el colchón de bagazo o usándolo como "ayuda-filtro" en los filtros de "cachaza" o sólidos de la clarificación.

c) DEPURACIÓN DE JUGO (CLARIFICACIÓN)

El jugo color verde oscuro procedente del tándem de molinos es ácido y turbio. El proceso de clarificación está diseñado para remover las impurezas tanto solubles como insolubles. Esto es, separa las impurezas suspendidas en el jugo y las que pueden flocular por la neutralización de los ácidos por medio de cal, formando sales insolubles de calcio, en su mayor parte fosfato de calcio. El calentamiento del guarapo alcalinado hasta el punto de ebullición coagula la albúmina y algunas grasas, ceras y gomas; el precipitado formado atrapa los sólidos en suspensión al igual que las partículas más finas. Los lodos se separan del jugo clarificado por sedimentación. En algunos casos existe un sistema conocido como "sulfitación", para lograr la primera disminución de pardeamientos o colores indeseables por inactivación de la actividad enzimática quemando azufre en presencia de aire y mezclando el SO₂ resultante con el jugo o guarapo en una torre en cascada a contracorriente.

El jugo llega por bombeo a la torre de sulfitación y descarga a través de un sistema de pesado del jugo, compuesto por dos dinamómetros de pesado y descarga automáticos de los cuales están suspendidos dos tanques de descarga y llenado automáticos. Estos tanques descargan a su vez, a un tanque llamado de "alcalización", en donde se agregan, controladas con un sistema de medición y control de pH automático, lechadas de cal para neutralizar. El jugo alcalinado se bombea a través de los intercambiadores de calor (tanques de evaporación espontánea a 105°C de temperatura), donde se separa el exceso de vapor producido por sobrecalentamiento del jugo y pasa a clarificadores continuos por tanques cilíndricos cerrados con 4 compartimentos individuales con fondos inclinados y con un sistema de barrido en el fondo para los lodos depositados en éstos. El líquido que sobrenada se recoge en la parte superior de cada compartimento como jugo clarificado.

La alimentación del jugo "alcalizado" caliente, se efectúa a través de un tubo central con abertura en cada compartimento. Las aspas barredoras de lodos, por su forma y posición, arrastran los lodos hacia una bota central, donde son extraídos por bombas de sopapos.

Estos lodos se envían a un mezclador donde se mezclan con bagacillo, que se ha colado a la salida del bagazo final, para pasar a filtros rotatorios al vacío, en donde el bagacillo sirve como soporte y medio filtrante. La torta formada se lava con agua para separar la mayor parte del jugo de los lodos y se descarga a tolvas. Este producto se llama cachaza (también se llama así

a los lodos de la clarificación). Esta última se envía a los campos cañeros como mejorador de suelos y el jugo turbio se devuelve a los tanques de alcalinización para su procesamiento.

El jugo clarificado se envía a un tanque de proceso de donde se bombea al sistema de evaporación.

d) EVAPORACIÓN DE JUGO

La evaporación tiene lugar en evaporadores de múltiple efecto y consiste en llevar a cabo la concentración del jugo clarificado, que contiene más o menos la misma composición que el jugo crudo extraído, excepto las impurezas precipitadas por el tratamiento con cal. La evaporación del jugo consiste en separar la mayor parte de agua contenida en el jugo para obtener un concentrado al que se le llama meladura. Este proceso se efectúa a través de un sistema de triple, cuádruple o quintuple efectos de evaporación, los cuales consisten en una sucesión de cuerpos de ebullición al vacío dispuestos en serie de manera que cada cuerpo subsiguiente tiene un grado más alto de vacío, con el último cuerpo trabajando en vacío de 60 a 65 cm de mercurio. Por consiguiente, la solución hierve a una temperatura más baja, evaporándose entre 70 y 80% del agua contenida en el jugo. Los vapores de un cuerpo hacen hervir de esta manera el jugo contenido en el siguiente cuerpo. Mediante este sistema, el vapor fresco de caldera introducido en el primer cuerpo, efectúa una evaporación de múltiple efecto. Esta innovación, en su momento, implicó un ahorro de energía considerable en los ingenios azucareros.

El agua evaporada de cada uno de los primeros cuerpos y condensada en el siguiente, se emplea para la imbibición, disolución del azúcar, lavado de centrifugas, dilución de mieles, etc. El vapor producido en el último cuerpo, va a un condensador de contacto directo con agua fría que cae a través de un tubo con una altura de aproximadamente 10 m. Este exceso de agua puede ser usado para el lavado de caña, para imbibición y el sobrante se envía a un tanque de donde pasa al sistema de enfriamiento de agua. El condensador tiene una extracción de gases incondensables para mantener el vacío en el último cuerpo que se efectúa con bombas o eyectores de vapor.

A la meladura que sale en forma continua del último cuerpo, con aproximadamente 65% de sólidos y 35% de agua, se le envía a tanques de almacenamiento o retención para el proceso de cristalización.

e) CRISTALIZACIÓN

La cristalización tiene lugar en evaporadores al vacío de simple efecto, conocidos como tachos. Ahí continúa la concentración de la meladura, para lograr la separación de la sacarosa de las impurezas. Cada tacho tiene un condensador individual, igual que los de los evaporadores, el agua de cada condensador cae también a un tanque de condensados, de donde se envía al mismo tanque que la de los evaporadores para ser enviada al sistema de enfriamiento de donde la mayor parte se recircula para volver a usarla en los condensadores.

La sacarosa se separa por cristalización en forma sucesiva; en la primera, sobre la meladura, se añaden "semillas" a fin de que sirvan de núcleos para los cristales de azúcar y se va añadiendo más meladura según se evapora el agua, haciendo que los cristales formados al principio de la cristalización aumenten de tamaño por alimentaciones sucesivas o continuas. Al mismo tiempo, por el intercambiador de calor, se produce la evaporación del excedente de agua, forzando una sobresaturación del líquido, por lo que sobre los mismos cristales se va

depositando la sacarosa, formando una masa sólida a la que se le llama masa cocida, que va aumentando de volumen hasta llenar el tacho a una altura adecuada, momento en el cual se suspende el trabajo del aparato cortando la entrada de vapor, el flujo de agua al condensador y la extracción de gases incondensables. Se descarga el contenido del aparato abriendo la válvula del fondo y cae a un recipiente horizontal abierto con movimiento de aspas longitudinales que se llama mezclador (ó "mingler"). La descarga de cada tacho es conocida como una templa.

El mezclador sirve como recipiente para descargar a las centrifugas que separan el agua madre (miel) de los cristales de azúcar. La miel de esta primera templa de meladura contiene aún una cantidad apreciable de azúcar, por lo que con esta miel se vuelve a efectuar el mismo proceso anterior, haciendo una templa de segunda, se repite también la operación de centrifugación y con la miel obtenida se hace una templa de tercera o final.

La masa cocida de esta última templa, se agota por enfriamiento, haciendo subir la sobresaturación de la miel y depositándola en recipientes de forma de U longitudinales, con movimientos con aspas para enviarlas después a otros recipientes pero con placas huecas para recircular agua fría y lograr más enfriamiento. Por lo tanto, el agotamiento de la miel de la masa cocida se hace en un equipo semejante, donde se recircula por las placas agua caliente para hacer más fluida la masa y separar más fácilmente la miel de los cristales. Estos aparatos se llaman cristalizadores.

Para la templa final, en el tacho se hace una cristalización espontánea por concentración de la miel, que sirve para pie de templa, para después hacer crecer los cristales con nueva alimentación de miel. El azúcar de esta templa, es de grano fino y muy impura. Se mezcla con meladura, miel o lavados, para servir de pie de templa a las templeas de segunda; a su vez, el azúcar de segunda se mezcla con agua para servir como pie de templa a las templeas de primera; el azúcar de las templeas de primera es azúcar cruda que se disuelve con agua de condensados del evaporador, para enviarla a la refinería.

f) CENTRIFUGACIÓN

La masa cocida proveniente del mezclador o cristizador se lleva a máquinas giratorias llamadas centrifugas, las cuales están formadas por un tambor o canasta cilíndrico, el cual tiene paredes laterales perforadas forradas en el interior con tela metálica. Entre éstas y las paredes hay láminas metálicas que contienen de 400 a 600 perforaciones por pulgada cuadrada. El tambor gira a velocidades que oscilan entre 1000 y 1800 rpm. El tambor no permite el paso de los cristales y permite el paso de la miel, los tambores están unidos por su parte inferior a una flecha y ésta está suspendida de un motor de velocidades múltiples para que, por la fuerza centrífuga, la masa se pege a la tela, expulsando la miel y reteniendo los cristales. Como los cristales quedan cubiertos por una ligera capa de miel se aplica un lavado con agua caliente para separarla; existe un sistema de separación de miel y lavados. Tanto la variación de la velocidad del motor como el lavado, cambio de mieles, paro de motor y freno de centrifugas, están programados automáticamente.

Las centrifugas de segunda son semejantes a las primeras pero se suspende el paso correspondiente al lavado. Para la descarga del azúcar, entra un sistema de raspado, que descarga y limpia la tela operado en forma semiautomática. El azúcar cae a un transportador helicoidal para llevarla al sistema de refundición. La miel y el lavado se conducen separadamente a un tanque donde se bombean a la tanquería de tachos para su reprocesamiento.

Para la masa cocida final o de tercera, se emplean centrifugas continuas que consisten en canastas cónicas montadas sobre un eje que está unido por una transmisión de bandas a un motor vertical. La masa sube por el cono mientras la alimentación cae al centro empujándola, conforme avanza y se va limpiando la miel, el azúcar desborda por la parte superior del cono sobre un recipiente cilíndrico estático que por una doble pared recibe más al centro la miel que se ha desalojado. Ambas por separado caen hacia el fondo, la miel se envía a un tanque para ser bombeada a tanques de almacenamiento. A estas mieles se les conoce como melazas. Son un material denso y viscoso que contiene aproximadamente una tercera parte de sacarosa, una quinta parte de azúcares reductores y el resto de cenizas, compuestos orgánicos (no azúcares) y agua. Sirve como base para la producción de alcohol etílico, entre otros productos biotecnológicos.

El azúcar final cae a un transportador helicoidal que la conduce a un sistema de mezcla para separar un magma, que va a ser bombeado a recipientes semejante a los cristalizadores, para ser usado como pie de temple. El azúcar de segunda se procesa de esta misma forma.

1.1.2 REFINACIÓN DEL AZÚCAR

Consiste en convertir azúcar cruda obtenida anteriormente, en azúcar que cumpla con los parámetros establecidos por la Secretaría de Comercio y Fomento Industrial de México.

a) CLARIFICACIÓN Y DECOLORACIÓN

Abarca desde la disolución del azúcar cruda hasta la entrega de un licor limpio y decolorado para su cristalización.

El azúcar cruda se disuelve en dos tanques cilíndricos en serie con agitación mecánica en donde, con agua caliente de condensadores o agua limpia calentada, se efectúa la disolución produciendo lo que se llama azúcar fundido.

El azúcar fundido se bombea a través de un colador estacionario, que separa partículas gruesas, a los llamados tanques de primer tratamiento; los tanques son cilíndricos de fondo cónico, con movimiento mecánico, en donde se agrega ácido fosfórico y lechada de cal hasta neutralizar con objeto de flocular algunas partículas colorantes y sólidos en suspensión. Se descarga a un tanque de proceso para ser bombeado a clarificadores.

Actualmente se usa una doble clarificación. La primera, con un clarificador cilíndrico vertical abierto, donde el "fundido" bombeado pasa por un sistema de aireación a presión hasta un tanque elevado de presión constante. En este tanque se agrega un agente floculante para lograr una mejor separación del líquido e impurezas; se forman flóculos que se elevan a la superficie del líquido por liberación del aire y se sacan del clarificador por un sistema de aspas rotativas, mientras que el licor clarificado se extrae por el fondo del clarificador.

El líquido antes de entrar al clarificador, pasa por un intercambiador de calor, para elevar su temperatura y facilitar la liberación del aire en pequeñas burbujas. El licor clarificado, se extrae por el fondo del clarificador y se envía a una segunda clarificación, pasándolo por un nuevo intercambiador de calor y un sistema de bombas aireadoras a clarificadores abiertos de forma semitrapezoidal en donde terminan de separarse las impurezas como espuma. Esta espuma se envía al tanque de alcalinización para ser reprocesada.

El licor clarificado se envía a tanques de segundo tratamiento, semejantes a los del primer tratamiento pero con un sistema de calentamiento para conservar una temperatura de 90°C,

para facilitar la filtración. En esos tanques, se agrega carbón activado en polvo para absorber los compuestos coloridos y filtro ayuda antes de enviar a filtración.

Los filtros empleados constan de un grupo de placas, formadas por tela desplegada y forrada con tela de algodón para detener las impurezas, el filtrado pasa hacia la parte superior de la placa de donde salen para ser enviado a un tanque de almacenamiento; los filtros son cerrados herméticamente y trabajan hasta con cuatro kilogramos fuerza por cm cuadrado de presión.

Su operación es la siguiente: Una vez limpio y cerrado el filtro, se le forma una capa de filtro ayuda por suspensión en agua o licor, que se bombea al filtro, recirculando hasta que se haya formado lo que se llama una precapa, para evitar el paso del carbón. Se inicia el paso del licor tratado; la presión de trabajo del filtro va aumentando conforme va filtrando y aumentando el grueso de la torta, cuando la presión llega a un máximo de 3.5 a 4 kg fuerza/cm², la velocidad de flujo del licor disminuye y termina el ciclo de filtración; se descarga el contenido del filtro quedando la torta de carbón y filtro ayuda pegados a la tela; se llena nuevamente, esta vez con agua, para desendulzar parte de la torta y cuando las salidas del filtro indican que el agua dulce ha bajado a menos de dos por ciento, se interrumpe este lavado. Se vacía el filtro y se abre para lavarlo con agua a presión por medio de toberas del interior del filtro, para desprender la torta; se termina de desprender lavando con mangueras de presión y el filtro queda listo para su siguiente ciclo. La descarga del filtro se bombea nuevamente a algún otro filtro que está trabajando. El agua de lavado y la torta se envían a un tanque de disolución cilíndrico vertical con agitación mecánica y se bombea la suspensión al tanque de alcalización.

b) CRISTALIZACIÓN DE REFINADO

El proceso se lleva a cabo también en tachos semejantes a los de azúcar crudo. El sistema de templeas es distinto puesto que se cristaliza por concentración del material alimentado y con el mismo material se continúa hasta el llenado del tacho.

Se hacen tres a cuatro templeas, la primera directamente del licor decolorado; se separa igualmente por centrifugación y las mieles de refinado se llaman siropes. En este caso no hay separación de siropes y lavados. Con el sirope de la templea de primera se hace una templea de segunda, con el sirope de segunda una templea de tercera y si el color de sirope de tercera lo permite se hace una templea de cuarta.

Los siropes de tercera o de cuarta, se retoman a la tanquería de crudo, para emplearse como meladura y se les llama mieles residuales de refinado (run off).

Los azúcares producidos por las diferentes templeas, se separan posteriormente según la templea de que proceden, los siropes se separan en la tanquerías de refinado en diferentes tanques según su clase.

c) CENTRIFUGACIÓN DE REFINADO

Son máquinas iguales a las empleadas en las templeas de primera y segunda de crudo, con lavado intermedio, pero sin separación de mieles. Los siropes se conducen a un tanque de paso de donde se bombean a un tanque de refinado.

El azúcar la descargan las centrifugas a través de un conductor helicoidal a un elevador de cangilones que descarga a otro transportador helicoidal para distribuir, según su clase, a tres tolvas de almacenamiento.

d) SECADO Y ENVASADO

El azúcar depositado en las tolvas cae a un sistema de transporte y mezcla para llevarlas a un sistema de secado. Las tolvas reciben el azúcar de la siguiente forma: una tolva recibe exclusivamente azúcar de primera; otra, azúcar de segunda y otra, azúcar de tercera y cuarta. El azúcar de segunda se envasa directamente, el azúcar de primera se mezcla proporcionalmente con el azúcar de tercera y cuarta para obtener un color lo más uniforme posible.

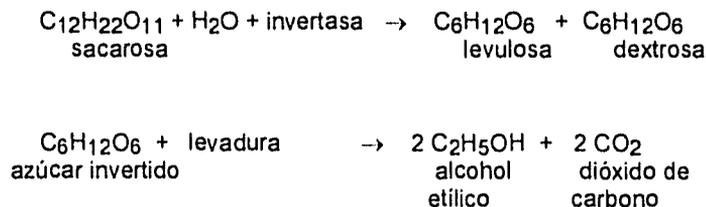
El sistema de secado consiste de un secador cilíndrico horizontal rotatorio, con tablillas interiores inclinadas en serie, que conducen el azúcar, a través de los cuales, pasa agua caliente para secar el azúcar y conducirlo a un colador de malla unido al secador que separa granos gruesos, conglomerados y terrones, los cuales se separan para mandarlos a refundición. El azúcar cae a un elevador de cadena y rastra que lo lleva a un segundo secador que trabaja con aire a más baja temperatura, consta también de un tambor rotatorio, en este caso con aspas interiores, para provocar cascadas a través de las cuales pasa el aire para terminar el secado y enfriar ligeramente el azúcar.

Este segundo secador, entrega el azúcar a una tolva de paso y retención, en cuyo fondo se encuentra una báscula automática de peso de azúcar que entrega 50 kg, intermitentemente que se reciben en otra tolva inferior en cuya boca se colocan costales de azúcar que descansan sobre una banda de tablillas, que lo lleva a una cosedora automática para cerrar los sacos y por medio de un sistema de bandas, son llevados a la bodega de almacenamiento.

1.1.3 PROCESO DE OBTENCIÓN DE ALCOHOL ETÍLICO

La miel final que en el proceso de azúcar cruda se envió a tanques de almacenamiento, es miel incristalizable a la que por los sistemas normales de cristalización, no se le puede separar una mayor cantidad de sacarosa. Estas mieles están formadas por sacarosa, azúcares reductores, monosacáridos y las impurezas que no se pudieron separar en la cachaza. Es un subproducto espeso y oscuro, debido a la caramelización (polimerización de azúcares).

El alcohol etílico y otros productos biotecnológicos se pueden producir a partir de estas mieles. La fermentación de las mieles es el resultado de la acción de las levaduras, las que invierten primero la sacarosa mediante la invertasa que producen. Luego, las levaduras convierten el azúcar invertido en alcohol etílico y dióxido de carbono según las siguientes reacciones:



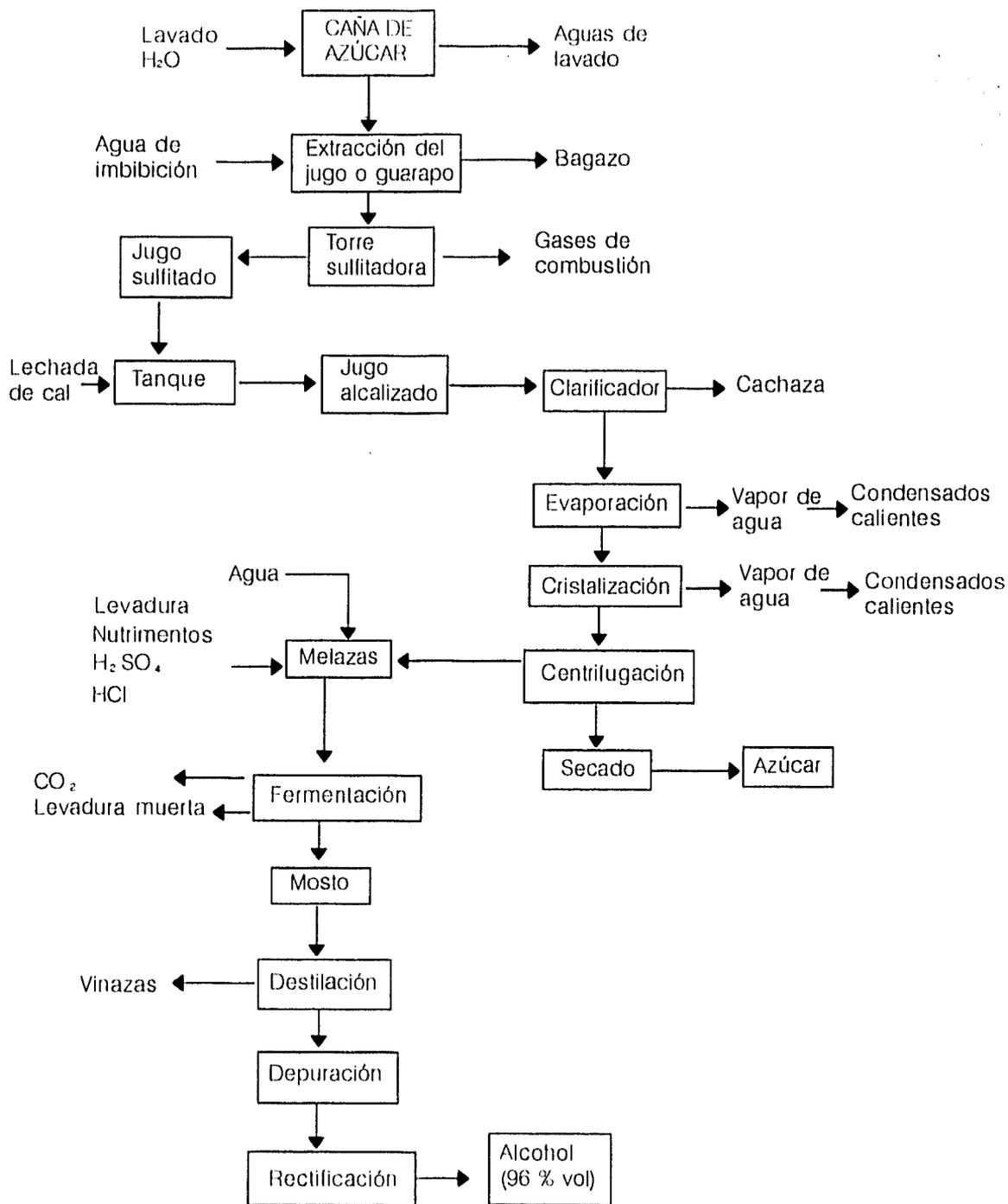


Fig. 1.1. Diagrama simplificado de producción simultánea de azúcar y alcohol etílico

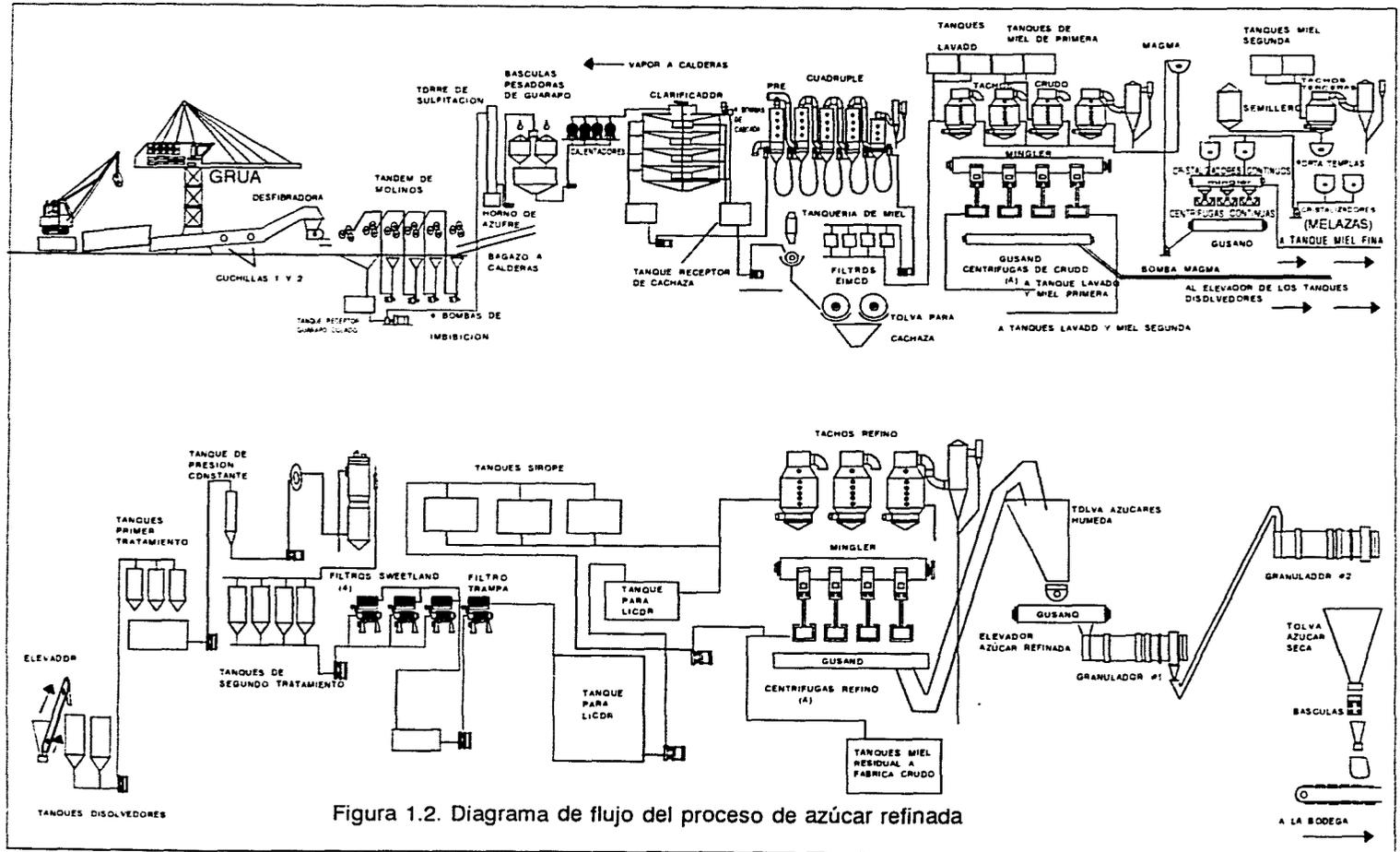


Figura 1.2. Diagrama de flujo del proceso de azúcar refinada

El rendimiento teórico de un kilogramo de azúcar invertido es de 0.511 kg de alcohol etílico absoluto y 0.489 kg de dióxido de carbono. Por lo general se utilizan las siguientes ecuaciones para calcular la recuperación y la eficiencia de la fermentación.

$$\text{Recuperación teórica (mL)} = \text{Total de azúcar fermentable (g)} \times 0.64^*$$

Este valor de *0.64 es de acuerdo con la ecuación de Gay Lussac, 1g de glucosa produce 0.64 mL de etanol

$$\text{Efic.de la fermentación (\%)} = \text{Recuperación real (mL)} / \text{recuperación teórica (mL)} \times 100$$

El alcohol etílico o de caña se puede producir también a partir del jugo de caña, como ocurre en Brasil. Pero esto solamente es viable cuando el costo del combustible sustituto compensa los costos de producción del etanol. Por esta razón, el alcohol etílico se produce a partir de las mieles incristalizables del azúcar y de la refundición del azúcar (mascabado) que no cumplen con los estándares de calidad.

a) DILUCIÓN DE LA MIEL O PREPARACIÓN DEL CALDO DE CULTIVO

Las mieles incristalizables de la caña de azúcar llamadas melazas son bombeadas de los tanques de almacenamiento a 2 tinas de revoltura con un volumen de 12,500 L. En estas tinas solo se bombea una tercera parte del volumen de la tina con miel aproximadamente, llenando el resto de la tina con agua. Estos fluidos se mezclan por medio de una línea de aire que se encuentra en la parte inferior de la tina de revoltura. La cantidad de miel varía de acuerdo a la calidad de las mieles en sacarosa. La mezcla debe tener una concentración de 24°Brix, la cual es medida en la tina con una probeta y un areómetro. Esto se lleva a cabo antes de llenar totalmente la tina con agua para, posteriormente, si no se han alcanzado los 24°Brix ajustarlo con miel o agua, según sea el caso. Una vez alcanzada la concentración en la tina es bombeada, ya sea a la tina de levadura o a la de fermentación según se estén preparando.

b) PREPARACIÓN DE LA TINA DE LEVADURA

La especie Saccharomyces cerevisiae es la levadura usada como inóculo para llevar a cabo la fermentación. Esta levadura puede cultivarse en "caldos" que tienen valores de pH, tan bajos como 3.0, por lo que, para inhibir el crecimiento de otros organismos que compitan por el sustrato (miel), se adiciona un ácido inorgánico.

Tanto la sacarosa como los monosacáridos son fermentables para convertirlos en alcohol etílico y dióxido de carbono. La fermentación, como ya se mencionó, se produce con levaduras (Saccharomyces cerevisiae), transformando primero el bisacárido en monosacárido y, después, descomponiendo el monosacárido en alcohol etílico y dióxido de carbono.

Para llevar a cabo este proceso, la levadura necesita una concentración adecuada de sustrato limitante, por lo que el primer paso es diluir la miel, teniendo en cuenta que la levadura cesa en sus funciones cuando el contenido alcohólico sobrepasa un 10% en volumen. Por ello se requiere preparar la miel en una dilución tal que no se alcance este límite y sin que sea tan bajo que se tenga que llevar un exceso de agua a la destilación. La dilución que se realiza es hasta alcanzar 24°Brix en la tina de revoltura.

Al mismo tiempo, como también ya se mencionó, la levadura necesita un medio ácido que la ayude a desdoblarse la sacarosa para su fermentación y evitar la proliferación de otras especies microbianas que compitan por el sustrato.

Cuando el líquido contiene suficientes nutrimentos, (fósforo, potasio, nitrógeno, etc.) puede reproducirse y/o producir etanol. En el primer caso, necesita también oxígeno para formar nuevas células, por lo que al reproducirse generan menor cantidad de alcohol. Cuando no se encuentra suficiente oxígeno su mecanismo metabólico se orienta más hacia la producción de etanol y CO₂ (la fermentación clásica o anaerobia).

Las tinas de levadura son tres y tienen un volumen de 17,500 L aproximadamente; se preparan con:

- 14 L de ácido sulfúrico al 60%
- 14 kg de urea (grado fertilizante)
- 40 g de penicilina G "potásica"
- 1 tina de revoltura a 24°Brix (12,500 aproximadamente) de miel y agua

Para preparar una tina de levadura se toman 290 L de "pie" de otra tina de fermentación que ya esté en pleno "crecimiento" y tenga una concentración de 15°Brix; a continuación se le agrega la urea como fuente de nitrógeno para su reproducción, ácido sulfúrico para crear las condiciones ácidas necesarias para la reproducción de la levadura e inhibición de otros organismos y penicilina como antibiótico para evitar la contaminación con hongos, mohos y otras levaduras; se deja desarrollar hasta llegar a 15°Brix para dar corte a otra tina de levadura. La miel contiene suficientes de los demás nutrimentos para la reproducción de la levadura. Toda la preparación de la tina y el tiempo que tarda en llegar a 15 o 14°Brix es alrededor de 16 horas.

c) PREPARACIÓN DE LAS TINAS DE FERMENTACIÓN

Las tinas de fermentación son 8 y tienen un volumen de 73,416 L. Se preparan con:

- 5 tinas de revoltura
- 1 tina de levadura
- 30 L de ácido muriático al 60 % (ácido clorhídrico impuro)

En ocasiones, cuando la espuma comienza a derramarse de la tina, se le agrega un antiespumante que se compone de cebo de res, un poco de ácido sulfúrico y aceite "ameroy", cortando la espuma al instante. A las 3 horas de su preparación, cuando baja entre 14 o 15°Brix se "rellena" con un poco del contenido de la tina de revoltura hasta alcanzar su volumen. Esto es porque al inicio, no se llena completamente.

Como la fermentación alcohólica es exotérmica, se eleva la temperatura del mosto, lo cual es perjudicial para el buen trabajo de la levadura, especialmente si rebasa los 35°C, por lo que las tinas de fermentación y de levadura tienen una chaqueta, por donde se hace pasar agua de enfriamiento. Cuando cesa de producirse gas, indicación de que la fermentación se ha terminado, se dice que la tina está "muerta" y el mosto fermentado. En este momento, la tina se encuentra aproximadamente a 8°Brix y está lista para su destilación. Cuando los grados Brix difieren a este valor se reduce la producción de alcohol.

El orden en que se prepara la tina de fermentación varía, pero lo ideal es poner primero una tina de revoltura en la tina de fermentación y a continuación la tina de levadura, con el fin de que la tina de levadura no toque la superficie fría de la tina de fermentación y pueda morir la levadura por un cambio brusco de la temperatura; posteriormente se rellena la tina de fermentación con 4 tinas de revoltura más y se espera a que alcance los 14 - 15°Brix para ser llenada con un poco más de tina de revoltura.

Al mismo tiempo, como también ya se mencionó, la levadura necesita un medio ácido que la ayude a desdoblarse la sacarosa para su fermentación y evitar la proliferación de otras especies microbianas que compitan por el sustrato.

Cuando el líquido contiene suficientes nutrientes, (fósforo, potasio, nitrógeno, etc.) puede reproducirse y/o producir etanol. En el primer caso, necesita también oxígeno para formar nuevas células, por lo que al reproducirse generan menor cantidad de alcohol. Cuando no se encuentra suficiente oxígeno su mecanismo metabólico se orienta más hacia la producción de etanol y CO₂ (la fermentación clásica o anaerobia).

Las tinas de levadura son tres y tienen un volumen de 17,500 L aproximadamente; se preparan con:

- 14 L de ácido sulfúrico al 60%
- 14 kg de urea (grado fertilizante)
- 40 g de penicilina G "potásica"
- 1 tina de revoltura a 24°Brix (12,500 aproximadamente) de miel y agua

Para preparar una tina de levadura se toman 290 L de "pie" de otra tina de fermentación que ya esté en pleno "crecimiento" y tenga una concentración de 15°Brix; a continuación se le agrega la urea como fuente de nitrógeno para su reproducción, ácido sulfúrico para crear las condiciones ácidas necesarias para la reproducción de la levadura e inhibición de otros organismos y penicilina como antibiótico para evitar la contaminación con hongos, mohos y otras levaduras; se deja desarrollar hasta llegar a 15°Brix para dar corte a otra tina de levadura. La miel contiene suficientes de los demás nutrientes para la reproducción de la levadura. Toda la preparación de la tina y el tiempo que tarda en llegar a 15 o 14°Brix es alrededor de 16 horas.

c) PREPARACIÓN DE LAS TINAS DE FERMENTACIÓN

Las tinas de fermentación son 8 y tienen un volumen de 73,416 L. Se preparan con:

- 5 tinas de revoltura
- 1 tina de levadura
- 30 L de ácido muriático al 60 % (ácido clorhídrico impuro)

En ocasiones, cuando la espuma comienza a derramarse de la tina, se le agrega un antiespumante que se compone de cebo de res, un poco de ácido sulfúrico y aceite "ameroy", cortando la espuma al instante. A las 3 horas de su preparación, cuando baja entre 14 o 15°Brix se "rellena" con un poco del contenido de la tina de revoltura hasta alcanzar su volumen. Esto es porque al inicio, no se llena completamente.

Como la fermentación alcohólica es exotérmica, se eleva la temperatura del mosto, lo cual es perjudicial para el buen trabajo de la levadura, especialmente si rebasa los 35°C, por lo que las tinas de fermentación y de levadura tienen una chaqueta, por donde se hace pasar agua de enfriamiento. Cuando cesa de producirse gas, indicación de que la fermentación se ha terminado, se dice que la tina está "muerta" y el mosto fermentado. En este momento, la tina se encuentra aproximadamente a 8°Brix y está lista para su destilación. Cuando los grados Brix difieren a este valor se reduce la producción de alcohol.

El orden en que se prepara la tina de fermentación varía, pero lo ideal es poner primero una tina de revoltura en la tina de fermentación y a continuación la tina de levadura, con el fin de que la tina de levadura no toque la superficie fría de la tina de fermentación y pueda morir la levadura por un cambio brusco de la temperatura; posteriormente se rellena la tina de fermentación con 4 tinas de revoltura más y se espera a que alcance los 14 - 15°Brix para ser llenada con un poco más de tina de revoltura.

d) DESTILACIÓN

Tiene por objeto separar en el mosto el alcohol etílico de las impurezas de la miel final y de algunas impurezas que se producen durante la fermentación. La figura 1.3 muestra un diagrama esquemático de la producción de alcohol etílico.

El mosto fermentado es bombeado a un tanque elevado, que sirve como depósito y "colchón" para ser alimentado a las columnas de destilación. Pasa por un calentavinos primario (intercambiador de calor) que recibe los vapores alcohólicos de la primera columna de destilación, condensándose en parte, al mismo tiempo que calientan el mosto. Éste pasa nuevamente por un calentador secundario o recalentador, en donde el calentamiento se hace con vapor para ser alimentado a la primera columna de destilación.

d.1) COLUMNA DESTILADORA

El proceso se inicia en esta primera columna, alambique o columna destrozadora, donde por evaporación se separan del alcohol etílico las impurezas minerales y la mayor parte de las orgánicas del mosto; se produce un "aguardiente" de alrededor del 50% en volumen de alcohol etílico. La columna consta de platillos de agotamiento exclusivamente, sin reflujo de alcohol y el mosto pierde todo el alcohol conforme desciende a través de los platillos y en el fondo de la columna hay un rehervidor que proporciona el calor necesario para la evaporación del aguardiente ya que el mosto entra por acción de los calentadores externos a la temperatura de ebullición. El rehervidor tiene una salida para las vinazas a través de un sifón invertido para su descarga al exterior.

La vinaza es el resultado de la fermentación del mosto una vez que se ha extraído el alcohol a lo largo de la torre destrozadora saliendo por el fondo de esta torre a una temperatura que oscila entre 80 y 90°C, con una carga orgánica medida como demanda química de oxígeno total de 120 g/L en promedio, un valor de pH de 4.5 y un color café oscuro. Las vinazas son segregadas directamente a un río, causándole daños severos por las características del efluente (posteriormente se tratará el caso específico de las vinazas motivo de este trabajo).

Los vapores alcohólicos suben a través de un separador o trampa para salir por un "turbante" hacia el calentavinos primario, donde se condensan en parte. Los vapores que no se han condensado continúan a un condensador de tubos de agua para terminar de condensar los vapores alcohólicos como aguardiente. Ambas condensaciones se juntan en una botella con una trompeta en su parte superior para desalojar los gases incondensables y parte de las impurezas orgánicas más ligeras y volátiles que el alcohol. De la parte inferior de la botella sale una tubería que envía el aguardiente a la columna depuradora.

d.2) COLUMNA DEPURADORA

En esta segunda columna de destilación se efectúa un reflujo total con el que se separan las impurezas de cabeza, que son éteres y alcoholes de menor punto de ebullición que el etanol.

Esta columna consta de un rehervidor inferior para proporcionar el calor necesario para la destilación, de una serie de platillos para el agotamiento del aguardiente y otra serie de platillos de concentración o enriquecimiento; en la parte superior de la columna donde se concentran las impurezas de "cabezas" que solamente están recirculando. Salen por su turbante a un condensador de tubos de agua que retorna el alcohol condensado a la misma columna a través de una botella también con su trompeta, para gases, a la parte superior de la columna

depuradora, de ésta botella se separa una muy pequeña cantidad de condensado para disminuir la concentración de las impurezas de "cabeza" y enviarse a almacenamiento.

El aguardiente depurado desciende hasta el rehervidor de donde directamente por un sifón invertido pasa a la columna rectificadora.

d.3) COLUMNA RECTIFICADORA

En esta tercer columna de destilación, que también tiene una sección de agotamiento y otra de rectificación se obtiene un alcohol del 96% en volumen de alcohol con un máximo de impurezas de 125mg/L (por la parte superior de la columna) y un residuo que prácticamente es agua limpia por el fondo de la misma. En la parte central entre las secciones de agotamiento y enriquecimiento, se separan pequeñas cantidades de aguardiente que es donde se encuentra la mayor concentración de impurezas de cola (alcoholes superiores, ésteres, ácidos orgánicos, etc). En la parte central de la columna se alimenta el aguardiente que proviene de la columna depuradora, los vapores alcohólicos ascienden a través de la columna y en los sucesivos platos se van enriqueciendo hasta salir por la parte superior para ir a condensarse en dos condensadores en serie con tubos de agua. El segundo condensador permite extraer una pequeña cantidad de alcohol que contiene aún pequeñas cantidades de impurezas, el resto junto con el alcohol condensado en el primer condensador, se retorna a la columna para enriquecer el destilado.

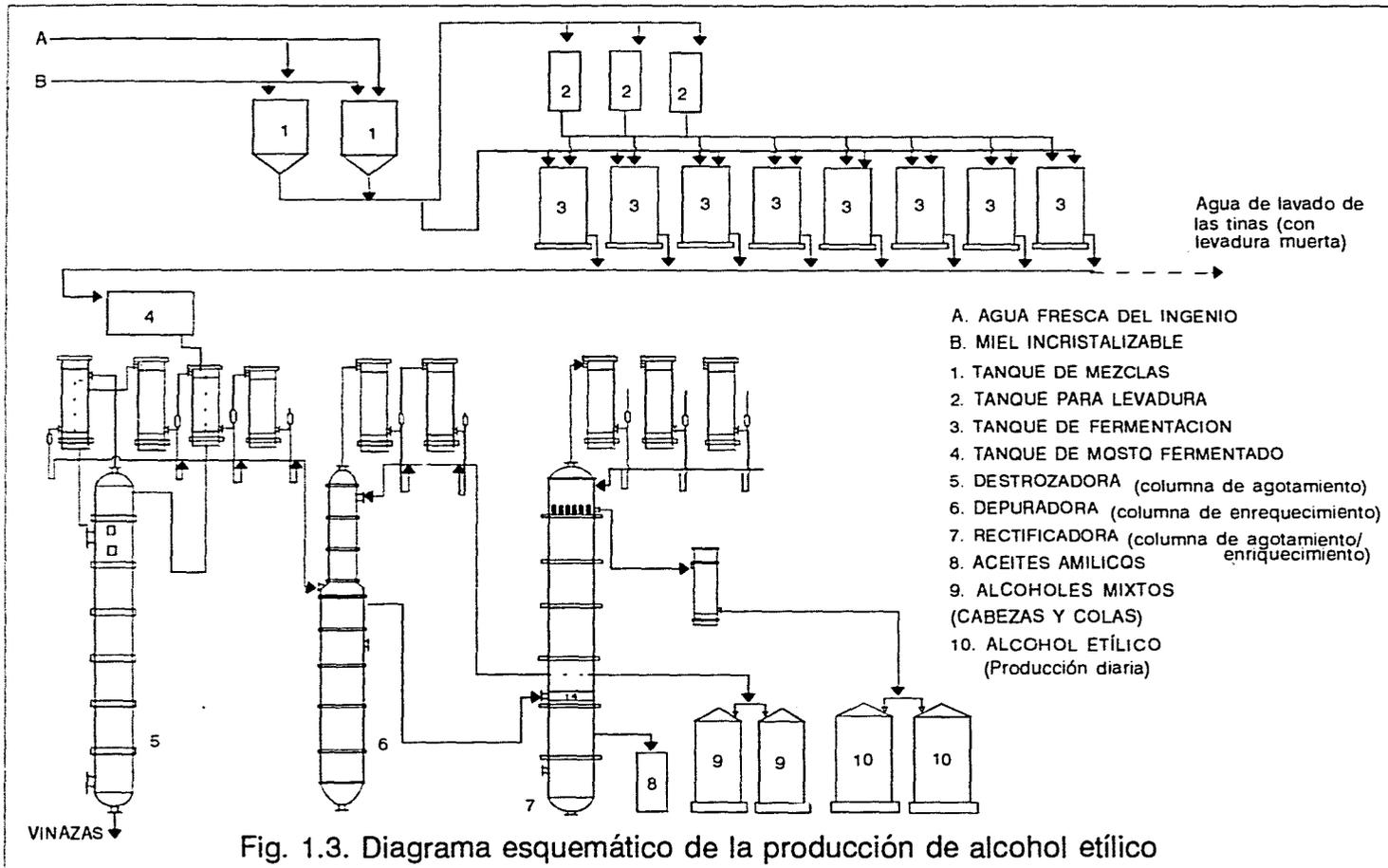
El alcohol rectificado se extrae cuatro platos abajo del último y se pasa a través de un refrigerante de tubos de agua para dejar el alcohol a una temperatura adecuada para enviarlo a almacenamiento.

En la parte inferior de la columna, hay un rehervidor con un serpentín de calentamiento con vapor, para darle el calor necesario para la destilación y, por consiguiente, para el agotamiento. El aguardiente desciende por los platos de agotamiento desprendiendo los vapores alcohólicos y al mismo tiempo agotándose hasta que llega al rehervidor, en el cual hay una salida para el residuo que no debe llevar trazas de alcohol. Éste sale a través de un sifón invertido para su descarga fuera de la torre.

Las colas se extraen de la parte central de la columna, separándose colas de alto y bajo grado alcohólico, pasando por probetas de control para su almacenamiento. Tanto las cabezas como las colas se juntan en tanques de almacenamiento para su rectificación o redestilación posterior.

1.2 PROBLEMÁTICA DE LA INDUSTRIA AZUCARERA-ALCOHOLERA

La caña de azúcar es uno de los principales cultivos en México del cual se obtienen el azúcar refinada y estándar; sin embargo, en los últimos 20 años, en el mercado se han presentado fluctuaciones en el valor de este producto debidas principalmente a los cambios que se han generado en torno a la aparición de edulcorantes artificiales. Esta situación ha afectado a los países productores de azúcar refinada siendo la mayoría de ellos, países con economías de tercer mundo que los hace depender de las exportaciones de las materias primas. Uno de los caminos a seguir es la diversificación y optimización de su industria. Existe una diversidad de subproductos derivados de la producción de azúcar y su utilización representa un reto tecnológico para los países productores de este recurso renovable.



En México el promedio anual de la producción del azúcar de caña es alrededor de 40 millones de toneladas métricas, con un rendimiento de 3.5 millones de azúcar refinada o parcialmente refinada.

Dentro de los subproductos que se generan en el proceso de la caña de azúcar se encuentran las mieles incristalizables o finales, las cuales se emplean, como ya se mencionó, en la elaboración de productos biotecnológicos por métodos fermentativos, tales como el alcohol etílico. Para concentrar la solución alcohólica después de la fermentación se emplea una batería de torres de destilación de las que se obtiene como subproducto el caldo fermentado y destilado conocido como vinazas. La producción anual de alcohol etílico en los últimos 5 años fue de 115 millones de litros y alrededor de 1,500 millones de litros de vinaza (Zedillo, 1990).

Durante la producción de azúcar y alcohol de caña se utilizan enormes cantidades de agua, que superan el millón de metros cúbicos al día (Zámano et al., 1991). Esto hace que la industria azucarera, además de consumir grandes cantidades de agua, que es un recurso limitado en el país, contamine fuertemente las cuencas acuíferas, que es donde generalmente arroja sus efluentes (Durán de Bazúa et al., 1991; Durán et al., 1990).

Dentro de las 39 ramas industriales consideradas como las principales consumidoras de recursos hídricos se encuentra la industria de la caña de azúcar, no solo consumiéndola y/o transformándola en un producto terminado sino generando grandes cantidades de aguas residuales, tomando en cuenta que un gran porcentaje de la caña de azúcar es agua y forma parte de estos residuos. La industria química y la industria de la caña de azúcar generan el 59.8% del total de las aguas residuales que son generadas por la industria (Sedue, 1990).

Las aguas residuales tienen diferente composición, dependiendo del proceso de donde provienen como: lavado de caña, limpieza de evaporadores y calentadores, purgas de calderas, enfriamiento de condensadores, servicios sanitarios, tinas de fermentación y torres de destilación (vinazas), entre otros.

En el caso de la industria alcoholera, los grandes volúmenes de agua utilizados en el proceso son debidos a las diluciones que se tienen que realizar a las mieles incristalizables (melazas) para obtener alcohol, ya que el alcohol es el resultado de la fermentación de las mieles por medio de la levadura. Estas levaduras necesitan para poder llevar a cabo el proceso de fermentación, una cantidad de sacarosa tal que no exceda la formación de etanol del 10% en volumen ya que si se encuentra una mayor cantidad de sacarosa que no corresponda al 10% en volumen de alcohol, las funciones de la levadura se ven inhibidas y de cualquier forma no se metaboliza. Por tal motivo estas mieles, las cuales contiene alrededor del 30% de sacarosa, deben ser diluidas con agua, obteniéndose a la hora de su separación grandes cantidades de aguas residuales en comparación a la producción de alcohol.

De las aguas residuales mencionadas, las que más contaminan por sus características físico-químicas son las vinazas, que provienen de la destilación del alcohol después de la fermentación de las melazas.

Se considera que la generación nacional actual de vinazas es mayor a los 1.5 millones de m³ al año, las cuales se producen en una proporción de 10 a 15 litros por cada litro de alcohol destilado. De ellas, una pequeña parte es canalizada a riego, previa dilución y el resto es descargada directamente a ríos o cuerpos receptores.

De hecho, las vinazas son aguas residuales que contienen en disolución los productos metabólicos de S. cerevisiae y otros organismos presentes en las tinas de fermentación después de usar los azúcares remanentes en las mieles incristalizables del jugo de caña

En México el promedio anual de la producción del azúcar de caña es alrededor de 40 millones de toneladas métricas, con un rendimiento de 3.5 millones de azúcar refinada o parcialmente refinada.

Dentro de los subproductos que se generan en el proceso de la caña de azúcar se encuentran las mieles incristalizables o finales, las cuales se emplean, como ya se mencionó, en la elaboración de productos biotecnológicos por métodos fermentativos, tales como el alcohol etílico. Para concentrar la solución alcohólica después de la fermentación se emplea una batería de torres de destilación de las que se obtiene como subproducto el caldo fermentado y destilado conocido como vinazas. La producción anual de alcohol etílico en los últimos 5 años fue de 115 millones de litros y alrededor de 1,500 millones de litros de vinaza (Zedillo, 1990).

Durante la producción de azúcar y alcohol de caña se utilizan enormes cantidades de agua, que superan el millón de metros cúbicos al día (Zámano et al., 1991). Esto hace que la industria azucarera, además de consumir grandes cantidades de agua, que es un recurso limitado en el país, contamine fuertemente las cuencas acuíferas, que es donde generalmente arroja sus efluentes (Durán de Bazúa et al., 1991; Durán et al., 1990).

Dentro de las 39 ramas industriales consideradas como las principales consumidoras de recursos hídricos se encuentra la industria de la caña de azúcar, no solo consumiéndola y/o transformándola en un producto terminado sino generando grandes cantidades de aguas residuales, tomando en cuenta que un gran porcentaje de la caña de azúcar es agua y forma parte de estos residuos. La industria química y la industria de la caña de azúcar generan el 59.8% del total de las aguas residuales que son generadas por la industria (Sedue, 1990).

Las aguas residuales tienen diferente composición, dependiendo del proceso de donde provienen como: lavado de caña, limpieza de evaporadores y calentadores, purgas de calderas, enfriamiento de condensadores, servicios sanitarios, tinas de fermentación y torres de destilación (vinazas), entre otros.

En el caso de la industria alcoholera, los grandes volúmenes de agua utilizados en el proceso son debidos a las diluciones que se tienen que realizar a las mieles incristalizables (melazas) para obtener alcohol, ya que el alcohol es el resultado de la fermentación de las mieles por medio de la levadura. Estas levaduras necesitan para poder llevar a cabo el proceso de fermentación, una cantidad de sacarosa tal que no exceda la formación de etanol del 10% en volumen ya que si se encuentra una mayor cantidad de sacarosa que no corresponda al 10% en volumen de alcohol, las funciones de la levadura se ven inhibidas y de cualquier forma no se metaboliza. Por tal motivo estas mieles, las cuales contiene alrededor del 30% de sacarosa, deben ser diluidas con agua, obteniéndose a la hora de su separación grandes cantidades de aguas residuales en comparación a la producción de alcohol.

De las aguas residuales mencionadas, las que más contaminan por sus características físico-químicas son las vinazas, que provienen de la destilación del alcohol después de la fermentación de las melazas.

Se considera que la generación nacional actual de vinazas es mayor a los 1.5 millones de m³ al año, las cuales se producen en una proporción de 10 a 15 litros por cada litro de alcohol destilado. De ellas, una pequeña parte es canalizada a riego, previa dilución y el resto es descargada directamente a ríos o cuerpos receptores.

De hecho, las vinazas son aguas residuales que contienen en disolución los productos metabólicos de S. cerevisiae y otros organismos presentes en las tinas de fermentación después de usar los azúcares remanentes en las mieles incristalizables del jugo de caña

concentrado; también contiene la materia soluble del jugo de caña sujeto a condiciones extremas de pH y temperatura (polímeros generados por la caramelización de los azúcares).

Cuando el alcohol se produce a partir de las melazas de caña, la vinaza es menos biodegradable que la producida con el jugo de caña directamente. El agua residual tiene un alto contenido de materia orgánica e inorgánica que llega a alcanzar 120 g/L medidos como demanda química de oxígeno (DQO), un pH menor a 5, así como una cantidad excesiva de sólidos totales y en suspensión (cuando no se separa la levadura muerta de la tina de fermentación, antes de pasar por el tren de destilación) y alta temperatura (80-90°C). Estas características hacen de ellas un contaminante severo para los suelos o aguas donde son arrojadas.

En el caso de los suelos, si éstos son salino-sódicos, pueden en el corto plazo neutralizarse pero deben eliminarse las sales de sodio que se generan ya que después de un tiempo éstas afloran y generan problemas de sodicidad para las plantas. Es claro que la cantidad de materia orgánica que llevan disuelta, en suspensión y el contenido de sulfatos alteran el equilibrio de los suelos por lo que, antes de plantear esta opción, deben realizarse estudios edafológicos que garanticen su inocuidad al mediano y largo plazos. Además, deben dejarse enfriar ya que su temperatura es demasiado elevada y se sabe que gradientes de temperatura mayores de 5 grados con respecto a la temperatura normal del suelo o del agua donde son arrojados pueden causar problemas severos a las diferentes especies que se encuentren en ambos medios. Cuando son enviadas a recursos hídricos (ríos, arroyos, lagunas, etc.) tiene el agravante de que las bacterias presentes en ellas consumen el oxígeno disuelto con mayor rapidez que su disolución, produciendo reacciones adversas para la biota original. Estas condiciones de anaerobiosis hacen que las especies superiores, como los peces mueran, que las fuentes acuíferas tengan malos olores e, incluso, que se forme azufre flor en la superficie y en las orillas por la acción de las bacterias sulfatorreductoras sobre los iones sulfato del ácido agregado al caldo de cultivo antes de la fermentación de las melazas (Durán et al., 1990).

Se han buscado soluciones a la problemática planteada por las vinazas, ya que se tiene este problema en todas las industrias de bebidas espirituosas (ron, tequila, brandy, etc), independientemente de la fuente de azúcares. Entre ellas destacan:

- ✓ la concentración por evaporación, secado y uso como alimento de animales poligástricos (aunque su consumo energético es tan grande que hace el proceso inatractivo económicamente)
- ✓ la dilución con otras aguas provenientes de las plantas alcoholeras y uso como aguas de riego (habiendo bajado su temperatura, aumentando su valor de pH y reduciendo su concentración de materia disuelta y en suspensión), que es ampliamente usada en Cuba y Brasil
- ✓ tratarlas anaerobiamente para reducir su concentración de material disuelto y en suspensión generando gases ricos en metano y ácido sulfhídrico, susceptible de ser lavados con las propias aguas tratadas para eliminar el sulfhídrico y reusar el metano como combustible secundario.

En el caso de México, se desarrolló la ingeniería conceptual por parte de la UNAM, para llevar a cabo su tratamiento anaerobio seguido por una depuración aerobia para obtener no solamente metano del biogás generado sino también biomasa microbiana, susceptible de ser usada como alimento para especies acuícolas ya que no contiene sustancias tóxicas para ellas. Incluso se está estudiando la posibilidad de usar la biomasa en los alimentos para estadios postlarvarios de crustáceos (que tiene un valor comercial mayor que el de los peces) para hacer el sistema de depuración autofinanciable (Durán de Bazúa et al., 1991).

El tratamiento de estos residuos ha sido motivo de estudio de varias investigaciones, las cuales han llegado a reducir la materia orgánica disuelta hasta en un 90% vía tratamiento aerobio, anaerobio y aerobio/anaerobio (Castro y Villegas., 1989). Sin embargo el 10% restante es material no biodegradable (muy probablemente humus).

Resulta muy importante mencionar que, dada la complejidad analítica, nadie ha estudiado la transformación bioquímica de los diferentes compuestos orgánicos e inorgánicos disueltos en las vinazas por los organismos anaerobios y aerobios presentes durante las reacciones de conversión.

La secuencia del tratamiento biológico anaerobio/aerobio ha demostrado ser útil para tratar vinazas provenientes de los ingenios azucareros/alcoholeros que usan ácido sulfúrico en su proceso fermentativo para producir el alcohol (Durán de Bazúa, 1994; Durán de Bazúa et al., 1994).

El tratamiento anaerobio es atractivo debido a que soporta altas cargas orgánicas y presenta alta eficiencia en la remoción de contaminantes y generando como subproductos metano y dióxido de carbono, mientras que los sistemas aerobios degradan efluentes orgánicos ricos en carbohidratos, aunque su eficiencia se reduce a medida que la concentración de materia orgánica inicial se incrementa sin aumentar el flujo de oxígeno disponible. Por lo tanto al conectarse en serie el tratamiento anaerobio con el aerobio se puede alcanzar el 90% de remoción total. De acuerdo con estos valores es posible inferir que existen compuestos solubles en las vinazas que no pueden eliminarse por métodos biológicos, siendo necesaria la aplicación de un tratamiento terciario o la disposición en suelos agrícolas donde este material no biodegradable no es nocivo (Baustista, 1994).

Todo lo anterior se torna factible debido a que cada día se hace más necesario, tanto legal como socialmente, solucionar los problemas ambientales que producen estas agroindustrias en crisis.

1.2.1 PRODUCCIÓN DE ALCOHOL vs VINAZAS

El ingenio en estudio tiene una capacidad para procesar 4,000 toneladas de caña/24h con un promedio de eficiencia de producción de azúcar del 10%. El período de zafra varía de acuerdo a la producción de caña y al tiempo perdido durante el proceso. Para las 6 zafras anteriores se tienen los datos presentados en la tabla 1.1.

Para la zafra 1994, previa al arranque de la planta piloto, se reportaron los siguientes valores:

Se producen 29.78 kg de miel final (melazas) a 85°Bx por cada tonelada de caña molida, con 34.09% de sacarosa. Esto da un total de 13,607 toneladas de miel final por zafra, así como una producción de alcohol de 3, 296, 037 litros, generándose 41, 040 m³ (6,480 m³/mes ó 216 m³/d) de vinaza por zafra, tomando únicamente en cuenta las mieles procedentes de la zafra.

No hay que olvidar que del proceso de la refundición antes mencionado se generan melazas, las cuales en ocasiones, también participan en la producción de alcohol y consecuente generación de vinazas.

En resumen, por cada tonelada de caña se producen: 98.5 kg de azúcar refinada, 29.8 kg de mieles finales (melazas), 7.2 litros de alcohol y 89.8 litros de vinaza (Manual del azucarero, 1990 - 1994).

Tabla 1.1. Datos de producción del ingenio en estudio
(Manual azucarero, 1990, 1991, 1992, 1993, 1994)

ZAFRA	DURACIÓN DÍAS EFEC.	CAÑA MOLIDA (TON)	PROD. AZÚCAR (TON)	PROD. MIEL FINAL 85°Bx (TON)
1989	158	406,479	34,120	12,974
1990	158	430,978	42,028	12,274
1991	162	455,553	45,592	14,600
1992	175	418,911	38,259	12,685
1993	173	481,162	48,054	15,392
1994	190	456,927	45,000	13,607
PROMEDIO	169	441,668	42,176	13,589

1.2.2 CARACTERIZACIÓN DE LAS VINAZAS DE ACUERDO A LAS MELAZAS PROCEDENTES DEL PROCESO DE AZÚCAR Y LA REFUNDICIÓN

La composición de las vinazas varía según la materia prima utilizada durante la fermentación, así como la propia destilación. En el ingenio en estudio, la levadura muerta no es separada del mosto fermentado antes de enviarse a las torres de destilación, lo que aumenta la carga orgánica de estas aguas residuales. También hay otras características que las diferencian de los efluentes de otras destilerías, como la utilización de ácido clorhídrico (conocido en la jerga técnica como ácido muriático) para acidular el medio de cultivo, conjuntamente con ácido sulfúrico, motivo por el cual se decidió realizar el análisis de cloruros en las vinazas con el fin de determinar si había una contribución por parte de estos a la inhibición del tratamiento, como ocurre con los sulfatos.

El ingenio dentro de su proceso de elaboración de azúcar refinada, parte de dos materias primas diferentes, una es la típica caña de azúcar, de la cual las melazas resultantes así como sus vinazas correspondientes presentan características diferentes como se podrá observar más adelante; la materia prima que da origen a otro tipo de melazas es la que resulta de la elaboración de azúcar refinada a partir del mascabado (azúcar que no cumple con los requerimientos de calidad porque presenta: un tamaño de grano muy grande, ciertas impurezas, etc, la cual es elaborada en otros ingenios y comprada en este caso por el ingenio en estudio para elaborar azúcar refinada).

Para llevar a cabo la caracterización de las vinazas, de acuerdo a las mieles de procedencia, se realizaron dos muestreos intensivos como marca la normatividad (la cual menciona el tiempo de trabajo aunado a la duración del mismo, así como el número de muestras instantáneas que deben tomarse en cada caso). Más adelante se presentan los aspectos más importantes de la normatividad que rige este giro industrial.

Para la realización de esta caracterización se realizaron esos dos muestreos intensivos, cada uno de 24 h, con intervalos de 3 horas entre toma y toma de muestra y, al finalizar el muestreo, se realizó una muestra compuesta a partir de 50 mL de cada una de las muestras tomadas durante el muestreo.

Cabe mencionar que el punto de muestreo fue la salida del tanque sedimentador, tomando este punto como la entrada del efluente a la planta piloto de tratamiento de vinazas realizándoles los siguientes análisis y determinaciones: temperatura, pH, conductividad

eléctrica, sólidos sedimentables, material flotante, DQO, cloruros, fosfatos, sólidos totales totales, sólidos totales volátiles, sólidos totales fijos, sólidos suspendidos totales, sólidos suspendidos volátiles, sólidos suspendidos fijos, sólidos disueltos totales, sólidos disueltos volátiles, sólidos disueltos fijos, zinc, calcio, cobre y manganeso. Posteriormente se darán las metodologías empleadas para estas determinaciones.

1.2.3 NORMATIVIDAD

Considerando que las descargas de aguas residuales en las redes colectoras, ríos, cuencas y demás depósitos o corrientes de agua y los derrames de aguas residuales en los suelos o su infiltración en los terrenos, provenientes de la industria de azúcar de caña provocan efectos adversos en los ecosistemas, es necesario fijar límites máximos permisibles que deberán satisfacer dichas descargas.

La NORMA OFICIAL MEXICANA NOM-002-ECOL/1993, establece los límites máximos permisibles de contaminantes en las descargas de aguas residuales a cuerpos receptores provenientes de la industria productora de azúcar de caña. También en Enero de 1995, el diario oficial, publicó la propuesta de norma NOM-064-ECOL-1995, la cual establece los límites máximos permisibles de contaminantes de las descargas de aguas residuales a cuerpos receptores provenientes de la industria de la destilería.

Las aguas residuales de la industria de la destilería, que provienen de la fabricación del alcohol etílico, aguardiente y bebidas alcohólicas destiladas como brandy, ron, vodka, ginebra, whisky, tequila, mezcal, charanda, entre otras. Todos estos productos son obtenidos por fermentación y posterior destilación de mostos elaborados a partir de materias primas naturales que contienen azúcares o también polisacáridos. Las aguas residuales de esta industria contienen: residuos de la destilación (vinazas), que son características de las materias primas de las que se origina cada uno de los productos destilados así como aguas del lavado del equipo y limpieza de la planta.

De acuerdo a las presentes norma y propuesta de norma las descargas de aguas residuales provenientes de la industria productora de azúcar de caña y de alcohol de caña, deben de cumplir las especificaciones que se indican en las tabla 1.2 y 1.3.

Los valores de los parámetros de los contaminantes en las descargas de aguas residuales a cuerpos receptores, se obtendrán del análisis de muestras compuestas que resulten de las muestras simples tomadas éstas en volúmenes proporcionales al caudal medido en el sitio y en el momento de muestreo, de acuerdo a la tabla 1.4. La presente propuesta de norma oficial mexicana entra en vigor el día 1o. de mayo de 1995.

Cabe mencionar que la norma NOM-002-ECOL/1993 hace referencia a cualquier tipo de descarga que provenga de la Industria productora de azúcar de caña, sin hacer hincapié si se tiene una planta de destilería en el mismo. Hasta antes de junio de 1994, las vinazas eran consideradas como una descarga de agua residual proveniente de la industria azucarera.

Es importante hacer notar que los valores que marca esta norma, están muy por debajo de los valores reales que se obtienen aún cuando a las vinazas se les ha dado un tratamiento anaerobio/aerobio y trabajando con las condiciones óptimas de operación para obtener la máxima eficiencia de remoción. Ni siquiera en sistemas instalados en otros países es posible alcanzar los límites propuestos en esta normatividad (Szendrey, 1983a, b).

Tabla 1.2. ESPECIFICACIONES QUE DEBEN CUMPLIR LAS AGUAS RESIDUALES DE LA INDUSTRIA DE LA DESTILERÍA (Diario Oficial de la Federación, 1993;1995)

PARÁMETRO	LÍMITES MÁXIMOS PERMISIBLES	
	PROMEDIO DIARIO	INSTANTÁNEO
pH (unidades de pH)	6-9	6-9
Demanda bioquímica de oxígeno (mg/L)	200	240
Demanda química de oxígeno (mg/L)	260	360
Grasas y aceites (mg/L)	10	20
Sólidos sedimentables (mg/L)	1.0	2.0
Sólidos suspendidos totales (mg/L)	200	240
Fósforo total (mg/L)	5	6
Nitrógeno total (mg/L)	10	12

Tabla 1.3. ESPECIFICACIONES QUE DEBEN CUMPLIR LAS AGUAS RESIDUALES DE LA INDUSTRIA PRODUCTORA DE LA CAÑA DE AZÚCAR

(Diario Oficial de la Federación, 1993)

PARÁMETRO	LÍMITES MÁXIMOS PERMISIBLES	
	PROMEDIO DIARIO	INSTANTÁNEO
pH (unidades de pH)	6-9	6-9
Demanda bioquímica de oxígeno (mg/L)	60	72
Sólidos sedimentables (mg/L)	1.0	1.2
Grasas y aceites (mg/L)	15	20
Fenoles (mg/L)	0.5	0.75

Tabla 1.4. ESPECIFICACIONES PARA MUESTREO DE DESCARGAS DE AGUAS RESIDUALES (Diario Oficial de la Federación, 1993)

Hrs/Día QUE OPERA EL PROCESO GENERADOR DE LA DESCARGA	NÚMERO DE MUESTRAS	INTERVALO ENTRE TOMA DE MUESTRAS SIMPLES (Horas)	
		MÍNIMO	MÁXIMO
HASTA 8	4	1	2
MÁS DE 8 Y HASTA 12	4	2	3
MÁS DE 12 Y HASTA 18	6	2	3
MÁS DE 18 Y HASTA 24	6	3	4

Sobre las bases planteadas en esta información, a continuación se presentan los objetivos de este trabajo.

1.3 OBJETIVOS

OBJETIVOS GENERALES

- SUPERVISAR LA INSTALACIÓN DE UN REACTOR ANAEROBIO EN UNA PLANTA PILOTO DE TRATAMIENTO DE VINAZAS DE LA INDUSTRIA AZUCARERA/ALCOHOLERA, ASÍ COMO SUS POSTERIORES MODIFICACIONES DURANTE EL ARRANQUE.
- DAR ARRANQUE A UN REACTOR ANAEROBIO DE LECHO DE LODOS DE FLUJO ASCENDENTE (conocido por sus siglas como RALLFA)

OBJETIVOS PARTICULARES

- CARACTERIZACIÓN FÍSICOQUÍMICA DE LAS VINAZAS
- ACTIVACIÓN DE LOS LODOS DENTRO DEL REACTOR
- EVALUAR LA REMOCIÓN DE LOS CONTAMINANTES EN LAS VINAZAS UNA VEZ TRATADAS EN EL RALLFA
- USO DE LA RELACIÓN DE ALCALINIDADES COMO PARÁMETRO DE CONTROL DURANTE EL ARRANQUE DE UN RALLFA
- ESCALAMIENTO DEL RALLFA, CONSIDERACIONES TEÓRICAS

Para alcanzar estos objetivos, en los siguientes capítulos se expondrá un breve resumen del tratamiento general de aguas residuales, enfatizando en el tratamiento biológico el cual fue ampliamente utilizado en este trabajo. Se describe la planta de tratamiento biológico de aguas residuales que se instaló, así como la metodología aplicada para la evaluación del reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente. Con los resultados obtenidos y las consideraciones teóricas del diseño de reactores anaerobios se determinaron las dimensiones para un reactor a escala industrial para el tratamiento de las vinazas generadas por el ingenio.

CAPÍTULO 2. PROCESOS DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES

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

Los principales contaminantes presentes en un agua residual y los procesos más comúnmente empleados para su remoción se resumen a continuación en la tabla 2.1.

Tabla 2.1 Sistemas de eliminación de contaminantes en aguas usadas (Lara, 1990)

CONTAMINANTES	UNIDAD, PROCESO O SISTEMA	CLASIFICACIÓN DE TRATAMIENTO
Sólidos suspendidos	Cribado y desmenuzado Sedimentación Flotación Filtración Coagulación/sedimentación	F F F F Q/F
Compuestos orgánicos biodegradables disueltos	Lodos activados Lagunas aireadas Lagunas de oxidación Filtro percolador Reactor empacado Discos biológicos rotatorios Separaciones física y/o química Filtración en arena	B B F/B B B B F/Q B/Q/F
Patógenos	Desinfección: Cloración Ozonación	Q Q
Nutrientes: Nitrógeno	Nitrificación y desnitrificación con biomasa suspendida Nitrificación y desnitrificación con biomasa fija Arrastre con amoníaco Intercambio iónico Cloración en el punto de quiebre	B B Q/F Q Q
Fósforo	Coagulación/sedimentación con sales metálicas Coagulación/sedimentación con cal Remoción bioquímica	Q/F Q/F B/Q
Compuestos orgánicos refractarios disueltos	Absorción/adsorción Ozonación	F/Q Q
Metales pesados y otros iones disueltos	Precipitación química Intercambio iónico Ósmosis inversa Electrodialisis	Q Q F Q

Q= Químicos, F= Físicos y B= Biológicos

Frecuentemente, la disposición de los materiales eliminados del agua residual (incluyendo los reactivos o materiales adicionados por el proceso), conocidos como lodos por su aspecto, ha representado problemas en la implantación de algunos de estos sistemas.

2.1 CLASIFICACIÓN DE LOS MÉTODOS DE TRATAMIENTO

El principal objetivo del tratamiento de aguas residuales es producir un efluente que pueda ser descargado sin dañar el ambiente. Los contaminantes del agua residual pueden ser eliminados por medios físicos, químicos y biológicos, como se vió en el cuadro anterior (Tabla 2.1).

Son muchos y complejos los métodos y equipos utilizados para el tratamiento de efluentes líquidos. Un sistema completo de tratamiento puede incluir, de forma general, los siguientes procesos:

- i) Tratamiento preliminar**
- ii) Tratamiento primario**
- iii) Tratamiento secundario (biológico y/o químico)**
- iv) Tratamiento terciario (químico)**

i) El tratamiento preliminar tiene como objetivo la remoción mecánica de aquellos desechos formados por materiales sólidos voluminosos. Para este fin son utilizados procesos físicos.

ii) El tratamiento primario separa o elimina la mayor parte del material sedimentable o flotante de las aguas residuales y se separa por medios físicos y mecánicos. El proceso de sedimentación para el material más denso que el agua puede ser acelerado con la ayuda de productos químicos como algunas sales de hierro, alumbre y floculantes sintéticos. El propósito fundamental de los dispositivos usados en este tratamiento es disminuir suficientemente la velocidad de las aguas para que puedan sedimentar los sólidos y separarlos.

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

iv) El tratamiento terciario está orientado a la remoción de sustancias en baja concentración que no son eliminadas por los tratamiento secundarios convencionales, tales como compuestos solubles orgánicos recalcitrantes o inorgánicos, materiales sólidos particulados y microorganismos patógenos. Este tipo de tratamiento se lleva a cabo para obtener agua de mejor calidad que la obtenida por tratamiento biológicos o químicos secundarios.

En la literatura existe información suficiente sobre el tema, por lo que, en este trabajo, sólo se hará mención de los sistemas que resultan relevantes para el tratamiento, estabilización y disposición de las vinazas.

2.1.1 PROCESOS FÍSICOS

Es el tratamiento en el que se llevan a cabo cambios a través de la aplicación de fuerzas físicas. Las unidades típicas incluyen cribado, mezclado, transferencia de gas, sedimentación y filtración.

SEDIMENTACIÓN/CENTRIFUGACIÓN

Algunas de las impurezas, como la levadura muerta, por su tamaño y mayor densidad pueden ser eliminadas por sedimentación mediante la acción de la gravedad.

Se le da el nombre de sedimentador, a la estructura que sirve para reducir la velocidad de flujo de las aguas residuales para que puedan sedimentar los sólidos y se utiliza como un tratamiento primario.

Es importante tener presente que el tamaño del sedimentador es función del caudal y velocidades de decantación de las partículas. Sin embargo, el equipo disponible para la recolección y eliminación de lodos puede condicionar las dimensiones. Las proporciones longitud-anchura empleadas con mayor frecuencia oscilan entre 3:1 y 5:1. Las pendientes del fondo oscilan entre 1% para tanques rectangulares y 7 a 8% para tanques circulares. Se utiliza como tratamiento primario.

Para recuperar completamente la levadura muerta se recomienda centrifugar los lodos obtenidos del fondo del sedimentador y enviar el líquido residual al sistema de tratamiento y la torta biológica a secado.

2.1.2. TRATAMIENTO BIOLÓGICO

El tratamiento de aguas residuales puede realizarse por dos procesos: fisicoquímicos, en aguas que contengan contaminantes inorgánicos y orgánicos no biodegradables, y procesos biológicos, en aguas cuyos componentes principales sean biodegradables. De esta manera, es posible tratar por vía biológica, aguas residuales domésticas y municipales así como una diversidad de aguas residuales industriales con algunas excepciones.

La principal división de los procesos biológicos para el tratamiento de aguas residuales se hace con base en la vía metabólica de los microorganismos y en el tipo de aceptor final de electrones. Así, se tienen procesos aerobios (requieren de oxígeno) y anaerobios (requieren ausencia de oxígeno). Esta división genera sistemas biológicos muy diferentes entre sí, tanto en su microbiología, como en sus aplicaciones, su ingeniería y su control. Es importante mencionar que para los reactores, sean aerobios o anaerobios, se sigue una convención con respecto a la nomenclatura de los tiempos que permanecen, por un lado, el líquido en tratamiento al que se le da el nombre de tiempo de residencia hidráulico, TRH y, por otro lado, el tiempo que permanecen los organismos activos, el que se le conoce como tiempo de retención celular, TRC. Estos representan, para el diseño, escalamiento y construcción de los reactores, parámetros de gran importancia.

a) SISTEMAS AEROBIOS

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

Existe un buen número de procesos aerobios, los que a su vez se subdividen en variantes. En general pueden agruparse en procesos con biomasa en suspensión de tipo extensivo (lagunas) y de tipo intensivo (lodos activados en diversas formas) y procesos de biopelícula (reactores empacados, como los llamados "filtros percoladores" y los biodiscos) (Tabla 2.2).

Tabla 2.2. Clasificación general de los sistemas biológicos aerobios

SISTEMAS AEROBIOS <	1. FLOCULADOS *EXTENSIVOS	< Lagunas de oxidación Lagunas aireadas
	*INTENSIVOS	< Lodos activados Lodos activados completamente mezclados Aireación extendida
	2. BIOPELÍCULA	Reactores empacados Discos biológicos (biodiscos)

A continuación se hace una breve explicación de cada uno de ellos.

a.1) SISTEMAS FLOCULADOS

a.1.1) Procesos extensivos

LAGUNAS DE ESTABILIZACIÓN

El tipo más simple de estos sistemas de tratamiento es la laguna de estabilización, ya sea de tipo facultativa o de oxidación. En estos sistemas, la simbiosis entre las bacterias y las algas se aprovecha para degradar la materia orgánica; las primeras consumen materia orgánica y oxígeno produciendo CO₂, mientras que las segundas consumen CO₂ y liberan oxígeno por medio de la fotosíntesis, lo que mantienen concentraciones de oxígeno adecuadas en la zona superior de la laguna durante el día, cuando hay fotosíntesis. Las lagunas de estabilización, se utilizan con frecuencia en climas cálidos o semi-cálidos y en áreas con un bajo costo de terreno, ya que ocupan grandes extensiones, así como con vientos que favorezcan la aireación de las capas superiores (Eckenfelder y Ford., 1970).

Un sistema de tratamiento basado en lagunas, por lo general, se compone de dos o tres estanques conectados en serie. La primera es de tipo facultativo (zona aerobia en la parte superior y zona anaerobia en la parte inferior) con una profundidad entre 1 y 1.5 m, la segunda es una laguna de oxidación (no hay zonas anaerobias) con profundidad máxima de 1m y una tercera, de pulimiento, totalmente aerobia, donde ya proliferan especies superiores (peces, patos, etc.).

Como criterios generales de diseño pueden considerarse 6 a 8 m² por habitante, con tiempos de residencia de entre 40 y 60 días. Con esto se logra una eficiencia en la remoción de la DBO soluble del orden del 95 % y de coliformes del 99%.

El efluente de las lagunas de estabilización contiene microalgas que le dan color y una cierta concentración de sólidos suspendidos volátiles. La filtración en arena puede ser empleada para mejorar la calidad de estos sistemas.

LAGUNAS AIREADAS

Este tipo de sistemas, se diferencia del anterior al contar con una aireación artificial, la cual se logra con aireadores flotantes. El sistema se complementa por un tanque de separación de la biomasa producida, que puede ser un sedimentador secundario o bien una laguna facultativa. En este proceso no se contempla la recirculación de la biomasa hacia la laguna aireada, presentando concentraciones entre 200 y 500 mg/L de sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado (Eckenfelder y Ford., 1970).

Se considera como orden de magnitud, 2 a 3 m³ de laguna por cada habitante con tiempos de residencia hidráulica de 20 días. La principal ventaja es su economía con respecto al proceso de lodos activados y que requieren de menor superficie que las lagunas facultativas.

a. 1.2) Procesos intensivos

LODOS ACTIVADOS

Los procesos conocidos como lodos activados son indudablemente los más aplicados en el mundo. Su versatilidad y criterios de diseño bien definidos los ha llevado a ser el sistema preferido para el tratamiento de aguas residuales municipales, aunque su operación y mantenimiento son muy costosos. Ahora, con la corroboración del problema creado por los aerosoles, es necesario cubrir los tanques para evitar la dispersión de las gotas de aerosol. En estos sistemas los microorganismos crecen en suspensión tomando el oxígeno necesario a partir de la agitación vigorosa creada por equipos de aireación. Por lo general, se emplean turbinas de alta o baja velocidad y difusores de aire comprimido. Los procesos de lodos activados cuentan con un tanque de aireación, en donde se llevan a cabo las reacciones biológicas bajo condiciones totalmente aerobias y un sedimentador secundario que separa la biomasa del agua tratada. Los microorganismos sedimentados son recirculados hacia el tanque de aireación, con el objeto de mantener una concentración de biomasa, como SSV, entre 2,000 y 4,000 mg/L. (Eckenfelder y Ford., 1970).

Entre las variantes de los lodos activados, las más empleadas son: la convencional, la que simula un flujo pistón, la completamente mezclada y la de aireación extendida.

AIREACIÓN EXTENDIDA

En este reactor, el criterio de diseño es lograr tiempos de retención celular y residencia hidráulica largos y relaciones sustrato/microorganismos bajas. Con esto, los microorganismos se encuentran francamente en la fase endógena, lo que reduce la cantidad de lodos de desecho y aumenta su grado de estabilización (lodos digeridos). La aireación extendida, aplica a pequeños caudales de aguas residuales inferiores a 4,000 m³/d ya que los tanques tienen volúmenes considerables. Generalmente estas plantas no cuentan con sedimentadores primarios. En el proceso de aireación extendida se tienen tiempos de residencia hidráulica de 16 a 36 h y de 20 a 30 días de tiempo de retención celular. Su tasa de recirculación varía de 50 a 300% y su eficiencia es del orden del 75 al 95% en remoción de la DBOs (Eckenfelder y Ford., 1970).

a.2) PROCESOS DE PELÍCULA FIJA

El concepto de biopelícula o película biológica fija introduce modificaciones sustanciales a los procesos de biomasa suspendida. La ventaja fundamental es lograr un aumento en el tiempo de retención celular, sin recurrir a la recirculación de la biomasa como es el caso de los lodos activados, obteniéndose lodos con una buena sedimentabilidad. Por otra parte, la concentración de biomasa dentro del reactor se incrementa en forma considerable.

Los diferentes tipos de procesos de biopelícula aerobia, se clasifican de acuerdo al tipo de soporte inerte que se introduce en los reactores para que se adhieran los microorganismos. Se tiene así, el lecho fijo, "filtros" rociadores o biofiltros y los de lecho móvil, como los discos biológicos rotatorios y los lechos fluidificados o expandidos. Actualmente, son los "filtros percoladores" y los biodiscos, en este orden, los más utilizados.

"FILTROS" ROCIADORES

El "filtro percolador" que es un reactor empacado en realidad. Se clasifican con base a la carga orgánica entrante en "filtros" de alta, media y baja tasa. Estos sistemas son más simples de operar que los procesos de lodos activados y, por tanto, son adecuados para aplicarse en pequeñas comunidades. En el "filtro" biológico se pueden presentar algunos problemas de olores, sobre todo cuando el agua residual llega en condiciones sépticas, así como la proliferación de moscas. El material de empaque puede ser piedra porosa (como la lava o el tezontle) de 2 a 8 cm de diámetro o algún material plástico poco denso.

Los "filtros" biológicos de baja tasa pueden alcanzar eficiencias en remoción de DBO_5 del 90 al 95% y producir un efluente nitrificado. Los filtros de media y alta tasa tienen eficiencias del 85 al 90% y su efluente está solo parcialmente nitrificado (Eckenfelder y Ford., 1970).

DISCOS BIOLÓGICOS

Este proceso consiste en un tanque longitudinal, donde se alojan una serie de discos de material plástico unidos entre sí, soportados en su centro por una flecha de acero que corre a lo largo del conjunto. La flecha transmite el movimiento de un motorreductor. Los discos están sumergidos en un 40% de su superficie, de manera que al girar, la biopelícula entra en contacto con el agua residual y con el aire en forma alterna. De esta forma realiza la aireación de los microorganismos.

El agua tratada pasa a un sedimentador secundario, donde se separa la biopelícula desprendida que constituye los lodos de purga del sistema y que hay que tratar antes de su disposición final.

Para el tratamiento de agua residual doméstica, se alcanzan eficiencias del 90 al 95% en remoción de la DBO_5 . Puede considerarse de 2 a 3 m^2 de biodisco por habitante como una aproximación de diseño (Antonie, 1976).

b) SISTEMAS ANAEROBIOS

La digestión o tratamiento anaerobio es un proceso natural que ocurre cuando compuestos biodegradables son expuestos a la acción biológica en ausencia de oxígeno molecular, siendo convertidos a dióxido de carbono, metano, ácido sulfhídrico y amoníaco. Diversas aguas residuales han sido tratadas mediante este proceso, tales como lodos de plantas depuradoras de aguas residuales, agua residual de plantas procesadoras de alimentos, del papel, de la extracción del carbón e inclusive aguas de desecho muy diluidas (Speece, 1983).

El número de sustratos que han resultado aptos a la degradación anaerobia es extenso. Generalmente, si un agua residual industrial es tratable aerobiamente, lo será también anaerobiamente, aunque existen algunas excepciones. Las bacterias anaerobias también han sido capaces de biodegradar sustancias tóxicas a concentraciones bajas y medias (fenol, 2,000 mg/L; formaldehído, 400 mg/L) con una aclimatación previa (Speece, 1983). La tabla 2.3 presenta información al respecto.

**Tabla 2.3. SUSTRATOS DEGRADABLES POR BIOTECNOLOGÍA ANAEROBIA
(SPEECE, 1983)**

Acetaldehído	Hidroquinona	Papa
Anhídrido acético	Ácido isobutírico	Caña de azúcar
Acetona	Isopropanol	Bagazo
Ácido acrílico	Ácido láctico	Abono orgánico
Ácido adípico	Ácido maleico	Madera
Anilina	Metanol	Paja
1-amino-2-propanol	Acetato de metilo	Lirio acuático
Ácido 4-amina butírico	Acrilato de metilo	Goma guar
Ácido benzoico	Metil etil cetona	Algas marinas
Butanol	Formato de metilo	Desechos animales
Butiraldehído	Nitrobenzeno	Suero del queso
Glicerol-Butileno	Pentaeritritol	Desechos de pera
Catecol	Pentanol	Desechos pectínicos
Cresol	Fenol	Desechos de carnes
Crotonaldehído	Ácido ftálico	Lecherías
Ácido crotónico	Propanal	Cervecerías
Ácido dimetoxi-benzoico	Propanol	Desechos de destilerías
Étanol	Alcohol isopropílico	Aguas con polímeros solubles
Acetato de etilo	Propionato	Precocción de frijol
Acrilato de etilo	Propilenglicol	Pulpa de papel
Ácido ferúlico	Resorcinol	Fábrica de coque
Formaldehído	2-Butanol	Pirólisis de H ₂ -CO
Ácido fórmico	2-Butilamina	Limpieza de la lana
Ácido fumárico	Ácido sórbico	Desechos de curtidurías
Ácido glutámico	Ácido succínico	Levadura
Ácido glutárico	4-Butanol	Maíz
Glicerol	Acetato de vinilo	Ácido hexanoico
Lodos activados de purga de plantas de tratamiento		

Debido a las ventajas que ofrece la digestión o tratamiento anaerobio, se puede catalogar como un método de tratamiento de aguas de desecho que ahorra y produce energía. Esto le da un potencial de aplicación importante, no solo en los países altamente desarrollados, sino también en países del tercer mundo, debido a su relativa facilidad de operación y costos reducidos. Es, de hecho, una alternativa de tratamiento seria, confiable y eficiente, en muchos casos superior a los procesos aerobios. En seguida se resumen las principales ventajas y limitaciones de los tratamientos anaerobios de aguas residuales (Tabla 2.4).

Tabla 2.4. PRINCIPALES VENTAJAS Y DESVENTAJAS QUE PRESENTA LA DIGESTIÓN O TRATAMIENTO ANAEROBIO (Eckenfelder et al., 1988)

VENTAJAS	DESVENTAJAS
<ul style="list-style-type: none"> ✓ Baja producción de sólidos biológicos de desecho ✓ Altas cargas orgánicas pueden ser aplicadas ✓ La actividad de los lodos anaerobios puede preservarse después de varios meses sin alimentación ✓ Producción de energía en forma de metano ✓ Bajo requerimiento de nutrimentos ✓ No requiere de energía de aireación 	<ul style="list-style-type: none"> • Las bacterias anaerobias (particularmente las metanogénicas) son muy sensibles a la inhibición por varios compuestos (CHCl_3, CCl_4, CN^- y metales pesados), por temperatura, pH, etc. • El arranque del proceso es lento si no se dispone de un inóculo • El tratamiento anaerobio demanda frecuentemente un postratamiento • En México existe poca experiencia sobre el proceso, tanto en sus fundamentos como en su aplicación (sobre todo en problemas de acidificación)

Con la finalidad de mostrar la gran diferencia existente entre los procesos aerobios y anaerobios, la tabla 2.5 muestra el uso de energía eléctrica, la obtención de un subproducto (metano) y la producción de células microbianas en ambos procesos para degradar una tonelada de material disuelto biodegradable, medido como DQO.

Tabla 2.5. COMPARACIÓN DE LA BIOTECNOLOGÍA ANAEROBIA Y AEROBIA POR TONELADA DE DQO DEGRADADA (Jeris, 1983)

	ANAEROBIO	AEROBIO
Electricidad (consumo)	-----	1,100 kW-h
Metano (producción)	1.1×10^7 BTU	-----
Producción neta de células	20-50 kg	400-600 kg

Asimismo, la tabla 2.6 contiene un balance energético reportado por Jeris (1983). Como se puede observar, el proceso anaerobio, no solo requiere de un consumo menor de energía, sino que además proporciona energía, como un subproducto del tratamiento. Un análisis de costos de energía, en la mayoría de los casos, da elementos suficientes para seleccionar este tipo de proceso para el tratamiento de aguas residuales industriales biodegradables con alta concentración.

Tabla 2.6. COMPARACIÓN ENERGÉTICA ENTRE UN SISTEMA AEROBIO Y ANAEROBIO ENERGÍA (kWh/d) (Jeris, 1983)

1.- Lecho fluidificado anaerobio	Producción kWh/d	Consumo kWh/d
Energía producida (CH ₄)	+ 3,000	---
Energía para bombeo	---	- 300
Energía para calentamiento	---	- 400

Balance de energía= +3,000 - 700 = +2,300 kWh/d

2.- Lodos activados	
Producción de energía (kWh/d)	0
Energía requerida (kWh/d)	- 600 a - 900

Balance de energía= -600 a -900 kWh/d

Consideraciones:

Temperatura	35°C
DQOinf.	5,000 mg/L
Metano producido	0.4 L-CH ₄ /gDQOrem
Metano en el gas	70% (65-75%)

La descomposición anaerobia de la materia orgánica involucra procesos metabólicos que son, desde el punto de vista bacteriano, menos eficientes que el metabolismo aerobio. En efecto, los organismos anaerobios fermentativos liberan materia orgánica rica en energía ya que ésta se encuentra contenida en los enlaces de los compuestos orgánicos producidos. En el caso del tratamiento anaerobio de residuos orgánicos, la energía se encuentra en el metano. Es decir, los microorganismos anaerobios solo aprovechan para síntesis celular y funciones vitales una pequeña fracción (alrededor de 10%) de la energía contenida en el sustrato. Estos mismos sustratos se transformarían en ambientes aerobios en células, H₂O, CO₂ y en energía disipada. De esta forma hay menos energía disponible para el crecimiento de las bacterias anaerobias y por esto, los microorganismos anaerobios producen menos materia celular por unidad de sustrato consumido (Fig. 2.1).

La aplicación de los procesos anaerobios en el tratamiento de las aguas residuales muy diluídas, como en el caso del agua residual doméstica, presenta comparativamente menos ventajas.

En este sentido, los reactores anaerobios avanzados producen un efluente de menor calidad que el proveniente de un proceso aerobio bien operado.

Es así que los efluentes tratados por vía anaerobia pueden requerir un postratamiento, ya que conservan aún cierto contenido de materia orgánica, no tienen oxígeno disuelto, las bacterias formadas no flocculan bien, encontrándose en forma coloidal en el seno del líquido tratado.

La necesidad de realizar el postratamiento, estará determinado por las condiciones particulares de descarga que le hayan sido fijadas a la empresa. En la mayoría de los casos, el postratamiento será aerobio, por lo que resulta un proceso combinado altamente eficiente en la remoción de los contaminantes, autosuficiente energéticamente y con costos de inversión, operación y mantenimiento sensiblemente menores que los de un proceso totalmente aerobio (Fig. 2.2).

Una estimación comparativa de los costos de inversión, operación y mantenimiento para los tres tipos de sistemas: totalmente aerobio, anaerobio+aerobio y totalmente anaerobio, en función de la concentración de materia orgánica en el influente, es presentada por Eckenfelder et al., (1988). En ellas se reportan los valores relativos, al tomar como la unidad (valor relativo de 1.0) el punto donde los costos de las opciones aerobias y anaerobias-aerobias son los mismos (Fig. 2.3).

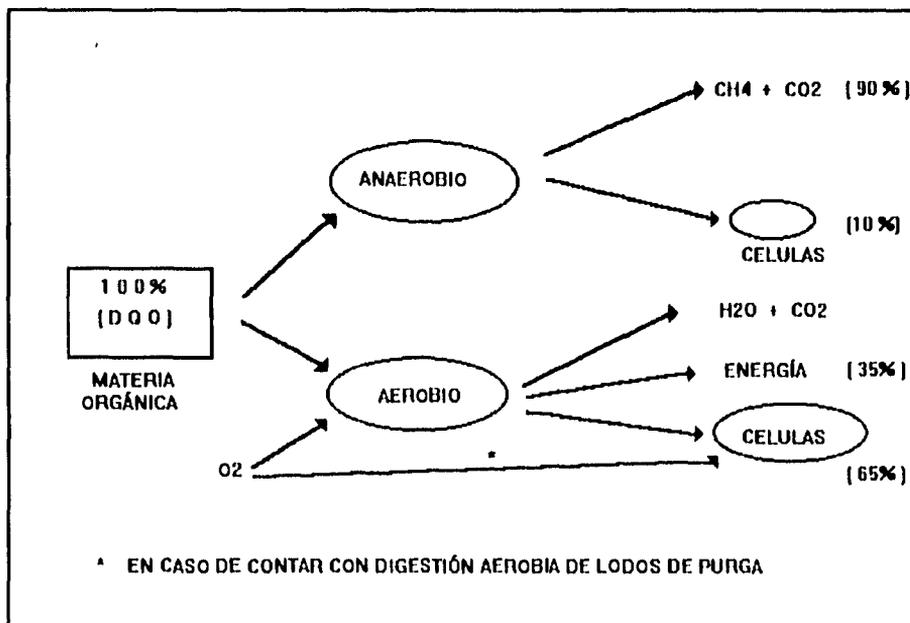


Fig. 2.1. REPRESENTACIÓN ESQUEMÁTICA DEL FLUJO DE ENEGÍA EN LOS PROCESOS BIOLÓGICOS AEROBIOS Y ANAEROBIOS (Eckenfelder et al., 1988)

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

Los costos relativos de operación y mantenimiento se elevan rápidamente con la concentración para el caso del proceso aerobio, mientras que para el anaerobio permanece prácticamente constante. En este sentido, es de esperarse que para concentraciones de materia orgánica mayores, el valor económico de la elevada producción de biogás pueda cubrir los costos de operación y mantenimiento. Finalmente, en los costos totales expresados como valor presente neto relativo para los tres sistemas; lógicamente, se pueden observar las mismas tendencias (Fig. 2.4).

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

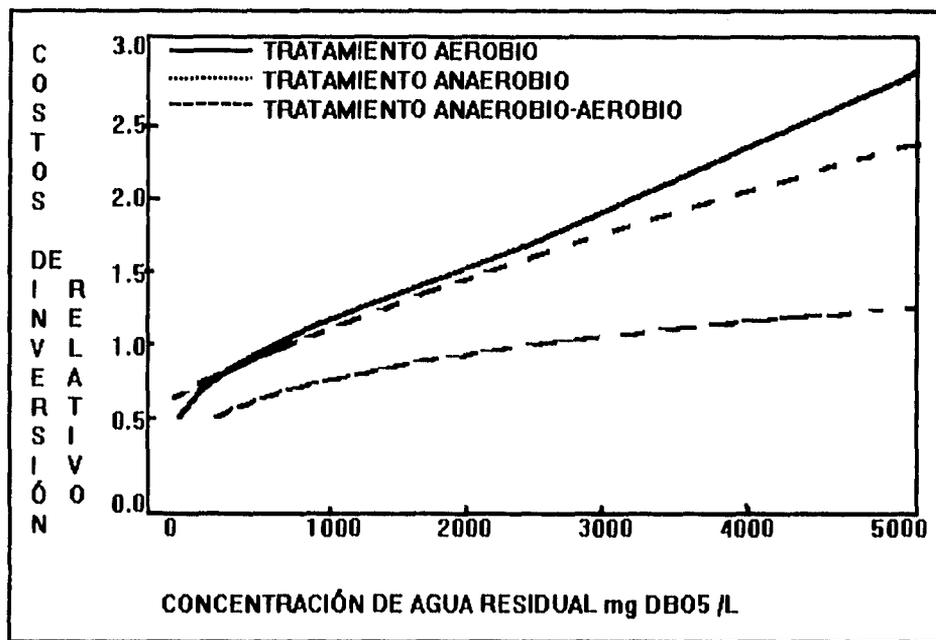


Fig. 2.2. COMPARACIÓN DE COSTOS DE INVERSIÓN (Eckenfelder et al., 1988)

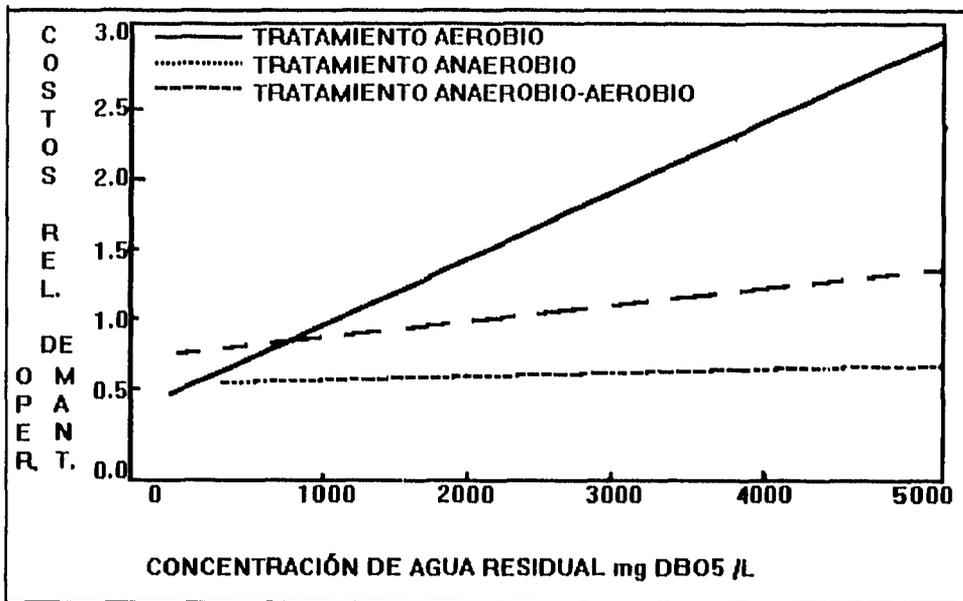


Fig. 2.3. COMPARACIÓN DE COSTOS DE OPERACIÓN Y MANTENIMIENTO (Eckenfelder et al., 1988)

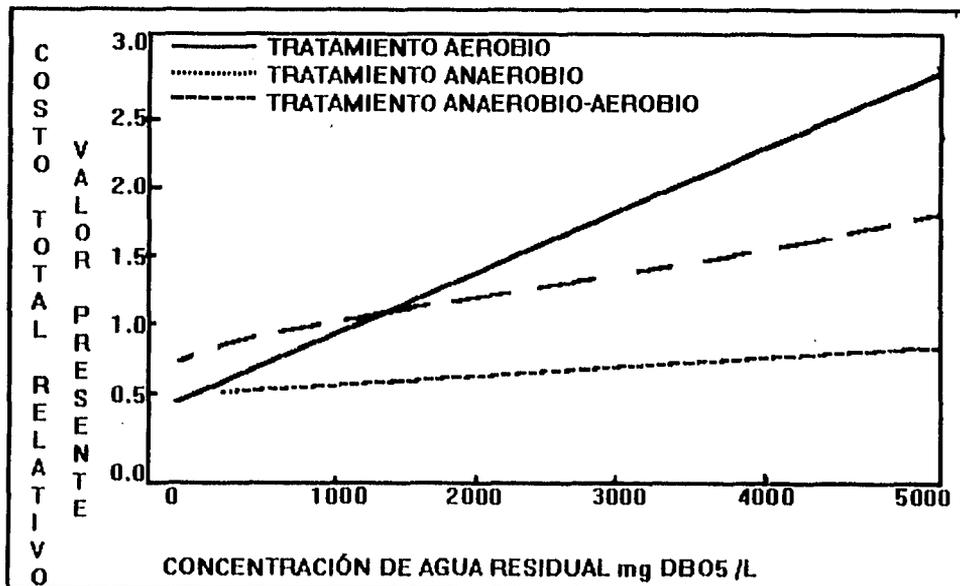


Fig.2.4. COMPARACIÓN DE COSTOS TOTALES, COMO VALOR PRESENTE NETO (Eckenfelder et al., 1988)

Para llevar a cabo la digestión o tratamiento anaerobio a nivel industrial y/o doméstico se han propuesto varios procesos con configuraciones diferentes que buscan optimizar el sistema. Tales configuraciones pueden ser agrupadas por la forma en que se encuentra la biomasa en su interior o bien por el grado de evolución tecnológica que presentan. En el primer caso se distinguen dos grandes bloques: reactores con crecimiento celular en suspensión y reactores con biomasa fija, siguiendo exactamente la misma secuencia que los sistemas aerobios.

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

b.1) REACTORES ANAEROBIOS DE LA PRIMERA GENERACIÓN

Los reactores anaerobios más primitivos son, por una parte la fosa séptica y por otra parte, los digestores del tipo rural con alimentación semicontinua, de los que se tiene referencia desde el siglo pasado. Estos digestores son utilizados para la producción de biogás a partir de desechos agrícolas y ganaderos.

b.1.1) La fosa séptica puede considerarse como un digestor convencional a escala muy reducida, en donde las condiciones anaerobias estrictas no son siempre cumplidas ya que existen zonas anóxicas. Su uso se ha limitado a tratar aguas de desechos de casas habitación, escuelas, hospitales, etc, generalmente en zonas rurales en donde no existe el servicio de drenaje. Dado que su principal función se limita a la hidrólisis de la materia orgánica en suspensión, para lograr una buena eficiencia es necesario que la fosa evacúe en un sistema de zanjas de absorción colocadas en el suelo, el cual se encargará de realizar la estabilización de la materia orgánica. Los tiempos de residencia en estos dispositivos son muy variables.

El **tanque Imhoff** es un sistema un poco más elaborado que el anterior, ya que crea dos compartimentos distintos, el de decantación y el de digestión. Esto impide en cierto modo que los productos de la hidrólisis de los lodos sean evacuados por el efluente, lo que se traduce en mejores eficiencias de tratamiento. Sus aplicaciones han sido a nivel de pequeñas comunidades, en donde la fosa séptica no sería recomendable debido al volumen que requeriría. En ambos sistemas, una evacuación periódica de los lodos acumulados es necesaria (generalmente cada año para el tanque Imhoff y dos para la fosa) (Noyola., 1986).

b.1.2) Lagunas anaerobias

Este es otro proceso rústico empleado en aguas de desecho industriales evacuadas a temperatura superior a la del ambiente y con cierto contenido de sólidos suspendidos sedimentables. Consisten en estanques profundos (hasta 10 metros) en donde las condiciones anaerobias prevalecen, con la excepción de una pequeña zona en la superficie. Las condiciones meteorológicas influyen grandemente la operación de estos sistemas, registrándose generalmente una baja considerable en la eficiencia durante el invierno. Un punto particularmente problemático son los malos olores asociados con estos sistemas. Los tiempos de residencia hidráulica reportados en la literatura son muy variables, en general mayores de 20 a 50 días dependiendo de las condiciones del clima (Meltca y Eddy, 1991).

Para llevar a cabo la digestión o tratamiento anaerobio a nivel industrial y/o doméstico se han propuesto varios procesos con configuraciones diferentes que buscan optimizar el sistema. Tales configuraciones pueden ser agrupadas por la forma en que se encuentra la biomasa en su interior o bien por el grado de evolución tecnológica que presentan. En el primer caso se distinguen dos grandes bloques: reactores con crecimiento celular en suspensión y reactores con biomasa fija, siguiendo exactamente la misma secuencia que los sistemas aerobios.

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

b.1) REACTORES ANAEROBIOS DE LA PRIMERA GENERACIÓN

Los reactores anaerobios más primitivos son, por una parte la fosa séptica y por otra parte, los digestores del tipo rural con alimentación semicontinua, de los que se tiene referencia desde el siglo pasado. Estos digestores son utilizados para la producción de biogás a partir de desechos agrícolas y ganaderos.

b.1.1) La fosa séptica puede considerarse como un digestor convencional a escala muy reducida, en donde las condiciones anaerobias estrictas no son siempre cumplidas ya que existen zonas anóxicas. Su uso se ha limitado a tratar aguas de desechos de casas habitación, escuelas, hospitales, etc, generalmente en zonas rurales en donde no existe el servicio de drenaje. Dado que su principal función se limita a la hidrólisis de la materia orgánica en suspensión, para lograr una buena eficiencia es necesario que la fosa evacúe en un sistema de zanjas de absorción colocadas en el suelo, el cual se encargará de realizar la estabilización de la materia orgánica. Los tiempos de residencia en estos dispositivos son muy variables.

El tanque Imhoff es un sistema un poco más elaborado que el anterior, ya que crea dos compartimentos distintos, el de decantación y el de digestión. Esto impide en cierto modo que los productos de la hidrólisis de los lodos sean evacuados por el efluente, lo que se traduce en mejores eficiencias de tratamiento. Sus aplicaciones han sido a nivel de pequeñas comunidades, en donde la fosa séptica no sería recomendable debido al volumen que requeriría. En ambos sistemas, una evacuación periódica de los lodos acumulados es necesaria (generalmente cada año para el tanque Imhoff y dos para la fosa) (Noyola., 1986).

b.1.2) Lagunas anaerobias

Este es otro proceso rústico empleado en aguas de desecho industriales evacuadas a temperatura superior a la del ambiente y con cierto contenido de sólidos suspendidos sedimentables. Consisten en estanques profundos (hasta 10 metros) en donde las condiciones anaerobias prevalecen, con la excepción de una pequeña zona en la superficie. Las condiciones meteorológicas influyen grandemente la operación de estos sistemas, registrándose generalmente una baja considerable en la eficiencia durante el invierno. Un punto particularmente problemático son los malos olores asociados con estos sistemas. Los tiempos de residencia hidráulica reportados en la literatura son muy variables, en general mayores de 20 a 50 días dependiendo de las condiciones del clima (Meltca y Eddy, 1991).

b.1.3) Digestor o reactor anaerobio convencional

Este sistema se ha aplicado principalmente para la estabilización de los lodos de desecho provenientes del proceso de lodos activados, aunque en la actualidad sus limitadas eficiencias han hecho que sea sustituido por la versión completamente mezclada. Consiste de un tanque cerrado sin agitación y sin calentamiento, en donde el desecho por tratar se estratifica en zonas definidas. La parte en donde se lleva a cabo prácticamente la totalidad de la actividad microbiana representa alrededor del 30% del volumen total del digestor lo que, aunado a la lentitud de la cinética de degradación bajo estas condiciones, resulta en volúmenes de reactor considerables (tiempos de residencia hidráulica mayores a 30 días).

b.1.4) Digestor o reactor anaerobio completamente mezclado

La introducción de una agitación vigorosa del medio de reacción, aunada frecuentemente a un calentamiento del reactor, se traduce en mayores eficiencias en la remoción y conversión de la materia orgánica. La agitación es lograda, ya sea por un agitador mecánico o por la reinyección del biogás en el fondo del reactor. Debido a su mezcla completa, el efluente cuenta con una alta concentración de sólidos suspendidos, por lo que se desarrolló una variante que une en serie un digestor completamente mezclado con un digestor convencional en donde se realiza la decantación de los sólidos. Su principal aplicación es en el tratamiento de los lodos de desecho de grandes plantas de lodos activados aireados.

b.1.5) Reactor de contacto anaerobio

Este es un sistema de transición entre la primera y la segunda generación de reactores anaerobios. Consiste básicamente en un reactor completamente mezclado acoplado a un decantador que separa la biomasa para que sea recirculada hacia el reactor. Es el equivalente anaerobio de los lodos activados. Con la recirculación, la cantidad de microorganismos en el reactor aumenta al igual que su tiempo de residencia hidráulica. Esto resulta en volúmenes de reactor más pequeños y en una mayor estabilidad en el proceso. El punto problemático es la adecuada separación de los lodos anaerobios en el decantador, pues tienen tendencia a flotar, debido a las burbujas de gas atrapadas en el flóculo. Esto se soluciona creando un vacío en la línea de unión entre el reactor y el decantador, lo que favorece la desgasificación. Los tiempos de residencia hidráulica son del orden de 5 días y el tiempo de retención celular varía entre 15 a 30 días. Este sistema se ha aplicado en tratamiento de aguas residuales de industrias alimentarias.

b.2) REACTORES ANAEROBIOS DE SEGUNDA GENERACIÓN

El progreso logrado con este tipo de reactores se manifiesta en tiempos de residencia hidráulica substancialmente menores (de 0.5 a 3 días), lo que implica una importante reducción en los volúmenes de reactor y en una mayor estabilidad y facilidad en su operación. Esto se logra al retener la biomasa anaerobia dentro del reactor mediante la formación de una película de microorganismos fijos sobre soportes, o bien, por medio de la sedimentación de flóculos microbianos con muy buenas características de decantación. Con esto, la limitación provocada por la reducida tasa de crecimiento de las bacterias anaerobias es prácticamente eliminada. Otras ventajas obtenidas son un cierto grado de resistencia a productos tóxicos (Parkin y Speece, 1983), una adaptación rápida a cambios en la alimentación (Van Den Berg et al., 1980; Noyola, 1986) y un arranque rápido después de períodos prolongados sin alimentación (Lettinga et al., 1982; Sánchez et al., 1985; Noyola, 1986).

b.2.1) "Filtro anaerobio"

El "filtro" o reactor empacado anaerobio fue introducido por Young y McCarty (1969), recomendándolo inicialmente para sustratos solubles y medianamente concentrados en materia orgánica. Consiste en un reactor de flujo ascendente empacado con soportes plásticos o con piedras de 3 a 5 cm de diámetro promedio. El coeficiente de vacío debe ser grande para evitar el taponamiento, lo que en algunos casos se traduce en un área específica inferior a $100 \text{ m}^2/\text{m}^3$. Debido a la distribución desordenada del soporte, las purgas de lodos no son efectivas, lo que provoca una acumulación lenta pero constante de biomasa que, con el tiempo, puede crear problemas de taponamiento. Este reactor puede admitir cargas hasta de $20 \text{ kgDQO}/\text{m}^3\text{día}$.

b.2.2) Reactor tubular de película fija

Para evitar la acumulación de lodos dentro del reactor, Van Der Berg y Lentz (1979) desarrollaron el reactor tubular de flujo ascendente o descendente. El soporte utilizado en este caso consiste de tubos o placas dispuestas de tal forma que se crean canales verticales. El material puede ser cerámica, cloruro de polivinilo (PVC, por sus siglas en inglés), poliéster, etc. El ordenamiento de soportes resulta en coeficientes de vacío importantes con buenas relaciones de área/volumen (menor a $150 \text{ m}^2/\text{m}^3$). Las cargas aplicadas pueden llegar hasta $30 \text{ kgDQO}/\text{m}^3\text{día}$.

b.2.3) Reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente (RALLFA)

Consiste en la formación de gránulos sin el requerimiento de algún tipo de soporte para la biomasa, lo que implica un ahorro importante. Su principio de funcionamiento se basa en la buena sedimentabilidad de la biomasa producida dentro del reactor, la cual se aglomera en forma de granos o "pellets" hasta de 5mm de diámetro, evitando de esta forma ser arrastrados por el flujo ascendente del agua residual. Estos granos cuentan con una elevada actividad metanogénica, lo que explica el potencial tan alto de depuración del proceso. El reactor es de flujo ascendente y en la parte superior cuenta con sistema de separación gas- líquido-sólido, el cual evita la salida de los sólidos suspendidos en el efluente, en caso de que los lodos no contaran con la sedimentabilidad adecuada; favorece la evacuación del gas y la decantación de los flóculos que eventualmente llegan a la parte superior del reactor.

Un punto importante en su diseño es la distribución de la entrada del agua residual al reactor, ya que una mala distribución da lugar a zonas inactivas en la cama o lecho de lodos, desperdiciando así su actividad y consecuentemente, se tiene un bajo porcentaje de remoción. Esto sucede constantemente en el tratamiento de aguas municipales, donde la limitada cantidad de materia orgánica presente forma solo o pequeñas cantidades de biogás y por lo tanto la agitación del lecho, provocada por las burbujas, se ve reducida. El punto débil del proceso consiste en la lentitud con la que se forman los granos, elemento indispensable del sistema. Esto puede ser solucionado mediante una inoculación importante con lodos adecuados, de preferencia con un inóculo adaptado previamente al sustrato al cual se va a tratar. Las cargas orgánicas alimentadas a este reactor pueden llegar hasta $30 \text{ kgDQO}/\text{m}^3 \text{ día}$.

Actualmente, una combinación en un mismo tanque del RALLFA o reactor-UASB (por sus siglas en inglés Upflow Anaerobic Sludge Blanket reactor) y del "filtro" anaerobio, conocida como reactor híbrido, está generando aceptación. La principal ventaja de este arreglo es que se optimiza el volumen del reactor y se puede reducir la pérdida masiva de lodos, accidente grave que ocurre con relativa frecuencia en los RALLFA.

b.3) REACTORES ANAEROBIOS DE TERCERA GENERACIÓN

Estos reactores se encuentran básicamente aún a nivel piloto o semi-industrial, aunque ya existen algunas plantas a escala real basadas en esta modalidad. Son también reactores de película fija, pero el soporte utilizado es lo suficientemente pequeño y ligero para que pueda ser fluidificado con recirculación del efluente. Se han reportado resultados de laboratorio en extremo prometedores (Switzenbaum y Jewell, 1980; Jewell et al., 1981; Bazúa et al., 1991). Los dos tipos de reactores, el reactor de lecho expandido y el reactor de lecho fluidificado, son semejantes entre sí, diferenciándose en el grado de fluidificación del soporte (20% para el lecho expandido y superior al 50% para el lecho fluidificado). Su avance consiste en tiempos de residencia aún inferiores a 12 horas, ya que la superficie de soporte disponible es muy elevada (superior a $200 \text{ m}^2/\text{m}^3$) y la agitación en el lecho es vigorosa, eliminando los problemas de transferencia de sustrato. Otra ventaja es que no presentan problemas de taponamiento. Sin embargo, requieren energía para la recirculación y la fluidificación del lecho; además, su arranque y operación son en extremo delicados. Las cargas aplicadas pueden sobrepasar los $40 \text{ kgDQO}/\text{m}^3\text{día}$.

2.1.3 PROCESOS QUÍMICOS

Son las operaciones en las cuales la remoción o tratamiento de los contaminantes se realiza mediante la adición de reactivos que llevan a cabo diferentes reacciones químicas.

2.1.3.a) COAGULACIÓN

El proceso de coagulación consiste en la aglomeración de partículas con ayuda de un coagulante químico, para formar flóculos de mayor tamaño capaces de ser separados por procesos subsecuentes como la sedimentación o la filtración. El proceso de coagulación ha sido usado como postratamiento incrementando la remoción de la materia disuelta proveniente de las unidades de tratamiento secundario, especialmente metales, fenoles, etc.

El reactivo más utilizado por su bajo costo es el sulfato de aluminio. Este tratamiento se utiliza en situaciones especiales cuando:

- El agua residual contiene gran cantidad de compuestos tóxicos
- Los componentes del agua residual no son biodegradables
- Los reactivos para el tratamiento son disponibles a bajo costo
- Se desea garantizar la sedimentación de los sólidos
- Como un pretratamiento en un tren de tratamiento avanzado con el fin de aumentar la eficiencia de los procesos subsecuentes de remoción, por la eliminación del material coloidal.

También se cuenta con materiales usados como ayuda para la coagulación en concentraciones relativamente pequeñas y que aceleran el fenómeno. Estos se clasifican en: a) oxidantes (cloro y ozono); b) agentes ponderados (arcilla); c) sílice activado y d) polielectrolitos (Moreno et al., 1993). Entre ellos destacan los siguientes:

2.1.3.b) PRECIPITACIÓN QUÍMICA

La precipitación química es un proceso que consiste en la adición de reactivos con el propósito de que reaccionen con compuestos solubles específicos, en los residuos líquidos, para formar compuestos en forma precipitable.

La precipitación difiere de la coagulación en que la primera separa compuestos disueltos y la segunda es para material coloidal. La precipitación de los hidróxidos metálicos es función de la concentración del ión metálico y del pH. En general, a medida que el pH aumenta, la solubilidad del hidróxido metálico disminuye.

2.1.3.c) OXIDACIÓN QUÍMICA

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

La oxidación de compuestos orgánicos se debe a las siguientes reacciones:

- a. Adición de oxígeno
- b. Pérdida de hidrógeno
- c. Pérdida de electrones (con o sin pérdida de protones)

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

2.1.3.d) INTERCAMBIO IÓNICO

Las operaciones de intercambio iónico básicamente son reacciones químicas de sustitución entre un electrolito en solución y otro en estado insoluble. El mecanismo de estas reacciones y las técnicas utilizadas para lograrlas son tan parecidos a las de adsorción que, para la mayoría de los fines de ingeniería, el intercambio iónico puede considerarse simplemente como un caso especial de la adsorción (Moreno et al., 1993).

Los iones son retenidos por acción de fuerzas electrostáticas localizadas en grupos funcionales en la superficie del sólido. Los materiales de intercambio iónico son gránulos contenidos en lechos empacados que pueden ser regenerados. Sin embargo, los principales problemas en el uso del intercambio iónico son la regeneración de la resina en forma eficiente, la disponibilidad o recuperación de la solución de lavado, el tiempo de vida de las resinas y la disposición de estas últimas, una vez gastadas.

2.1.3.e) DESINFECCIÓN

Es la destrucción de organismos potencialmente dañinos y, comúnmente, constituye la etapa final de todo tratamiento del agua. En las plantas de tratamiento debe ponerse especial atención en la selección de esta etapa para evitar la formación de compuestos no deseados.

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

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

- Destruir toda clase y cantidades de agentes patógenos
- No tóxico para el hombre ni para los animales domésticos
- No tener sabor desagradable
- De costo razonable
- De manejo, transporte, almacenamiento, aplicación fácil y segura
- Proporcionar protección residual contra la posible contaminación en las líneas de conducción y tanques de almacenamiento
- No reaccionar con los compuestos presentes en el agua para producir sustancias tóxicas

Con esto se ha cubierto en forma muy somera, la base de sustentación de los sistemas de depuración de aguas residuales domésticas, industriales y mixtas.

A continuación y, dado que este trabajo está enfocado al arranque de un reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente a nivel piloto, se dan algunos puntos sobre la digestión.

2.2 DEGRADACIÓN ANAEROBIA

Como se decía, se tienen dos tipos de procesos de acuerdo al "aceptor final de electrones" involucrados en la vía metabólica, los procesos aerobios y los anaerobios. En el proceso aerobio el oxígeno es el aceptor final de electrones, favoreciendo así la síntesis de material celular, de tal modo que el 60% de la energía contenida en la materia orgánica disuelta es asimilada por las células y el 40% restante se disipa en forma de calor. La incorporación de oxígeno al sistema debe ser mayor a los 2 mg/L ya que si es menor se convierte en un factor limitante para el crecimiento y la reproducción de los microorganismos aerobios.

Los procesos anaerobios ocurren en ausencia total de oxígeno. En este caso otros compuestos oxidados como nitratos, sulfatos o CO₂, actúan como aceptores finales de electrones. De esta forma, se tienen 3 vías de degradación, que se representan con las siguientes reacciones:

DESNITRIFICACIÓN:



SULFATORREDUCCIÓN:



METANOGÉNESIS:



En los procesos anaerobios, que son esencialmente endógenos, el 90% de la energía contenida en la materia orgánica (medida como demanda química de oxígeno), es convertida en biogás y el 10% restante es asimilado por las células.

En ausencia de oxígeno disuelto, la presencia de nitratos o sulfatos en el agua residual a tratar y las condiciones de operación de los biorreactores son los principales factores que determinan la ruta a seguir durante la degradación de la materia orgánica. No obstante, la vía más interesante es la metanogénesis, ya que se obtiene metano como subproducto el cual puede ser utilizado como energético.

La degradación anaerobia de la materia orgánica es un ejemplo de un sistema multisustrato/multiorganismo, en el que las reacciones ocurren de manera secuenciada. Los sustratos a partir de los cuales se inicia la degradación son moléculas poliméricas, que pueden ser agrupadas en tres grandes grupos: carbohidratos, proteínas y lípidos. Como en todo proceso biotecnológico, es necesario identificar y estudiar las variables que gobiernan la actividad microbiana de la biomasa para, posteriormente, optimizar las condiciones de operación en los biorreactores. Con ello, los microorganismos podrán desarrollar su máxima capacidad, con lo cual se alcanzarán las más altas eficiencias de remoción de la materia orgánica (Fig. 2.5).

La degradación de la materia orgánica ocurre secuencialmente con la participación de 5 principales grupos bacterianos:

Bacterias hidrolíticas y fermentadoras

Las bacterias hidrolíticas producen las enzimas que se encargan de degradar los polímeros presentes en el agua residual (carbohidratos, proteínas y lípidos) convirtiéndolos a compuestos de bajo peso molecular como azúcares, aminoácidos, alcoholes, ácidos carboxílicos y compuestos aromáticos. Entre las enzimas comúnmente encontradas están las celulasas, hemicelulasas, xilanasas, pectinasas, amilasas, proteasas, lipasas y fosfolipasas.

Por su parte, las bacterias fermentadoras transforman los azúcares y aminoácidos en ácidos grasos volátiles (acetato, propionato, butirato, valerato), CO₂, H₂ y células, mientras que los lípidos y los ácidos grasos de cadena larga son convertidos en ácidos grasos volátiles, CO₂ e H₂ a través de un mecanismo de beta-oxidación (Saval y Noyola, 1992).

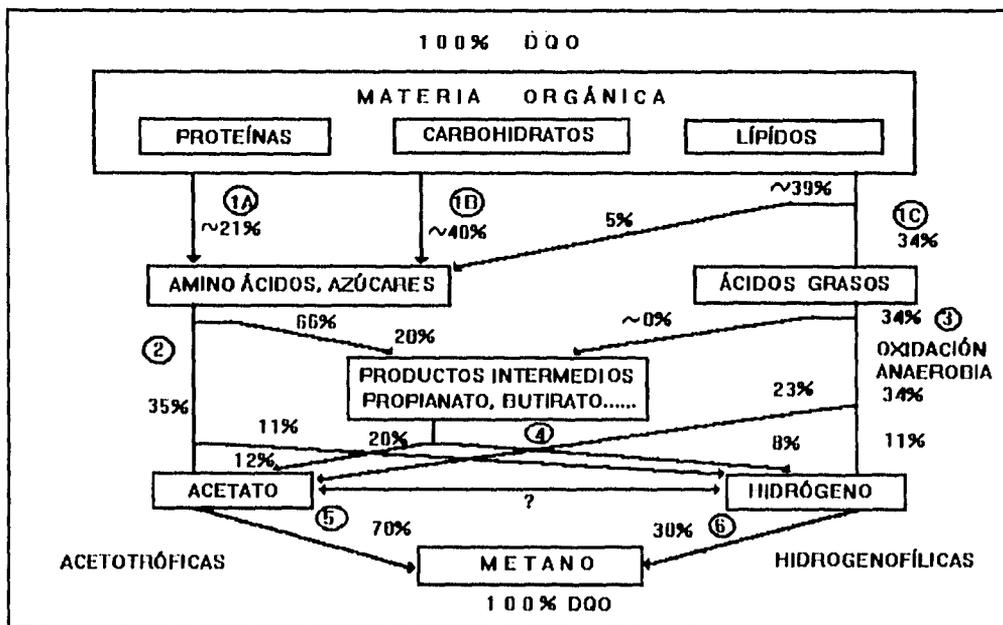


Fig.2.5. DIAGRAMA DEL PROCESO DE CONVERSIÓN DE MATERIA ORGÁNICA PARTICULADA A METANO (Gujer y Zehnder,1983)

Bacterias acetógenas

Las bacterias acetógenas productoras obligadas de hidrógeno, transforman los ácidos grasos de cadena corta en acetato, CO₂ e H₂, pero se ven inhibidas por el H₂ que ellas mismas producen. Su característica distintiva es que mantienen estrecha relación con las bacterias metanógenas hidrogenófilas las cuales remueven el H₂ producido, de tal forma que su actividad no se ve inhibida. Esta relación sintrófica recibe el nombre de transferencia interespecie de hidrógeno. Las bacterias que oxidan los ácidos grasos saturados de C₄ a C₈ por mecanismo de beta-oxidación son la Syntrophomonas wolfei (McInerney et al., 1981), la Syntrophobacter wolinii que actúa sobre propionato (Boone y Bryant, 1980), Clostridium bryantii que oxida ácidos grasos de C₄ a C₁₁ (Stieb y Schink, 1985) y Syntrophomonas sapovorans que oxida ácidos grasos de C₄ a C₁₈ y algunos insaturados (Roy et al., 1986).

Bacterias metanogénicas acetoclásticas

La función de este grupo bacteriano es convertir el ácido acético en un biogás, que está compuesto por metano en mayor proporción y CO₂.

Existen dos géneros fundamentalmente, Methanosarcina que tiene una baja afinidad por el acetato ($K_s = 250 \text{ mg/L}$) (Smith y Mah, 1980), su velocidad específica de crecimiento aumenta conforme se incrementa la concentración de acetato alcanzando valores de 0.3 d^{-1} (Gujer y Zehnder, 1983), puede ser inhibida por H₂ y formiato (Guyot y Ramírez, 1989). Methanotrix tiene mayor afinidad por el acetato ($K_s = 30 \text{ mg/L}$), su velocidad específica de crecimiento se ha reportado del orden de 0.1 d^{-1} (Gujer y Zehnder, 1983) no utiliza H₂ ni formiato como sustrato (Huser et al., 1982).

Bacterias metanógenas hidrogenófilas

Como se mencionó anteriormente, estas bacterias co-existen con las bacterias acetógenas, catalizan la reacción entre el H₂ producido por estas últimas y el CO₂ para dar metano. Estas bacterias controlan el potencial de óxido-reducción permitiendo a las bacterias acetógenas recuperar el NAD⁺ necesario para la generación de acetato (Mosey, 1983).

Bacterias sulfatorreductoras

La importancia de este grupo depende de la presencia de sulfatos en el agua residual a tratar. Este grupo se caracteriza esencialmente por su capacidad para reducir los sulfatos a ácido sulfhídrico o sulfuro de hidrógeno. Existen dos subgrupos de bacterias sulfatorreductoras (Pfenning et al., 1981). El subgrupo uno lo conforman las que crecen en presencia de lactato y sulfato pero no pueden utilizar acetato, propionato o butirato como único donador de electrones y fuente de carbono. En este grupo resaltan los géneros Desulfomonas y Desulfovibrio. El subgrupo dos puede utilizar alguno de los ácidos grasos volátiles, benzoato o aún crecer quimioautotrofamente con H₂ o formiato como donadores de electrones y CO₂ como única fuente de carbono. Los géneros representativos de este grupo son Desulfobacter, Desulfococcus y Desulfosarcina (Saval y Noyola, 1992).

La existencia de co-cultivos es la principal razón que dificulta el aislamiento de las bacterias involucradas en la digestión o depuración anaerobia, además de los largos tiempos de duplicación y los requerimientos de estricta anaerobiosis. En la tabla 2.7 se enlistan los principales géneros de bacterias que han sido aislados de ambientes metanógenos.

Para que la degradación anaerobia se realice adecuadamente, se debe permitir la óptima actividad de todos los grupos involucrados con el fin de que las reacciones ocurran de manera

secuenciada. Esto significa que el producto de las reacciones efectuadas por un grupo de bacterias, sirve como sustrato para el siguiente grupo especializado, de tal forma que se mantiene un equilibrio entre las velocidades de formación y eliminación de intermediarios evitando así su acumulación.

Por otro lado, es bien sabido que la actividad que realiza todo sistema microbiano, es función de las condiciones en las que se desarrolla, esto incluye los nutrimentos suministrados y otras variables fisicoquímicas que conforman un microambiente. Así, las características del agua residual a tratar, las condiciones de operación del reactor, el tipo de compuestos presentes y su concentración, determinan los grupos de microorganismos cuya actividad se ve favorecida, de manera que se pueden predecir los eventos a ocurrir durante el proceso de digestión, si se tiene toda esta información disponible.

Tabla 2.7. GÉNEROS DE BACTERIAS INVOLUCRADAS EN LA DEPURACIÓN ANAEROBIA (Saval y Noyola, 1992)

HIDROLÍTICAS	FERMENTADORAS	SULFATORREDUCTORAS
Clostridium	Pseudomonas	Desulfomonas
Acetovibrio	Lactobacillus	Desulfovibrio
Micrococcus	Zymomonas	Desulfobacter
Staphylococcus	Escherichia	Desulfococcus
Bacillus	Sarcina	Desulfosarcina
	Selenomonas	
ACETOGENICAS SINTRÓFICAS (OHPA*)	METANOGENICAS ACETOCLÁSTICAS	METANOGENICAS HIDROGENOFÍLICAS
Syntrophomonas	Methanotrix	Methanobacterium
Syntrophobacter	Methanosarcina	Methanobrevibacterium
	Methanospirillum	

*OHPA por sus siglas en inglés Obligate hydrogen producing acetogen

En el tratamiento anaerobio de aguas residuales, existen varios parámetros que regulan el proceso como son:

- 1) un exceso de sustrato, es decir, una alta carga orgánica (medida como demanda química de oxígeno, DQO) provoca una acumulación de ácidos grasos volátiles, especialmente propiónico y butírico. En estos casos se habla de una acidificación con la consecuente inhibición de la metanogénesis; las concentraciones a las que los ácidos propiónico y butírico se reportan como tóxicas son 3,000 y 10,000 mg/L, respectivamente (Stronach et al., 1986).
- 2) una elevada presión parcial de hidrógeno inhibe la degradación de los ácidos grasos por las bacterias acetógenas mediante transferencia interespecie de H_2 ; al respecto se ha reportado que una presión parcial de H_2 mayor a $10e^{-3}$ atm inhibe la degradación de butirato, mientras que una presión mayor a $10e^{-4}$ afecta la acción sobre el propionato (Speece, 1983).

- 3) para que la metanogénesis ocurra se requieren condiciones reductoras rigurosas, el potencial de óxido-reducción debe ser por lo menos de -330mV ; esto corresponde a una molécula de oxígeno en $10e^{56}$ L de agua (Sahm, 1984). El potencial de óxido-reducción es controlado por la acción de bacterias hidrogenófilas.
- 4) la presencia de sulfatos favorece la actividad de bacterias sulfatorreductoras, en estos casos ocurre una reducción a sulfuros con la consecuente inhibición de la metanogénesis; las concentraciones inhibitorias varían entre 50 y $1,000\text{ mg/L}$ (Stronach et al., 1986).
- 5) concentraciones de amonio por arriba de $1,500\text{ mg/L}$ aceleran la actividad de bacterias hidrolíticas fermentativas, lo que promueve la acumulación de propionato y butirato (Stronach et al., 1986).

a) CINÉTICA DE LAS REACCIONES ANAEROBIAS

La degradación anaerobia es un proceso complejo, por lo que no todas las reacciones han sido elucidadas. Se han propuesto varios modelos cinéticos para explicarlas, que pueden ser agrupados en dos tipos: secuenciales e integrales.

Los modelos secuenciales describen la cinética por cada una de las etapas de la degradación. Se basan en el modelo de Monod y han sido de gran utilidad para determinar las etapas limitantes para la degradación. Se ha reportado que la etapa de hidrólisis llega a ser limitante cuando se tienen sustratos particulados como la celulosa (Noike et al., 1985) o de difícil degradación, como los lípidos. La degradación de propionato es limitante por el efecto inhibitorio de éste sobre las bacterias que lo degradan (Yang y Guo, 1991) y la limitación de la metanogénesis ante una acumulación de ácidos grasos volátiles (Mosey, 1983).

Los modelos integrales describen el proceso anaerobio como una caja, considerando únicamente los sustratos iniciales y los productos finales. Este enfoque permite predecir la concentración de materia orgánica en el efluente en función de su concentración en el influente.

Prácticamente todos los modelos reportados incluyen el término de respiración endógena que es la autodestrucción celular, lo cual lleva a la reducción de la masa celular; este aspecto es importante en sistemas anaerobios debido a las bajas velocidades específicas de crecimiento observadas.

b) FENÓMENOS DE TRANSFERENCIA DE MASA

En la metanogénesis se producen varios gases, por lo que la transferencia líquido-gas es crucial. Metano, sulfuro de hidrógeno o ácido sulfhídrico, hidrógeno y dióxido de carbono son generados en la fase líquida como resultado de la actividad microbiana. Los dos primeros deben ser preferentemente evacuados, mientras que cierta concentración de los dos últimos debe existir para mantener en equilibrio el proceso de degradación. El dióxido de carbono y el ácido sulfhídrico son altamente solubles, mientras que el metano y el hidrógeno son poco solubles.

Saval y Noyola (1992), mencionan la influencia de la velocidad de agitación sobre el crecimiento de *Methanococcus thermolithotrophicus* en presencia de H_2 y CO_2 ; por otro lado, reportan un aumento en el crecimiento en la misma bacteria cuando se incrementaron las velocidades de suministro del gas (H_2/CO_2). Estos resultados podrían estar relacionados con problemas de transferencia de hidrógeno. Con base en sus resultados, los autores establecen que el contenido de metano y CO_2 en la fase gaseosa parece estar controlado por el proceso de formación de las burbujas dado que estos gases no presentan resistencia a la transferencia, mientras que la transferencia de hidrógeno es controlada por el ascenso de las burbujas. Este es el primer estudio realizado en reactores con lodos anaerobios.

2.2.1 FACTORES AMBIENTALES RELACIONADOS CON LA DEGRADACIÓN ANAEROBIA

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

a) Temperatura

La temperatura a la que opera un reactor influye de manera importante en la actividad de la biomasa, dado que las reacciones bioquímicas son directamente afectadas por este parámetro.

Los microorganismos anaerobios se dividen, de acuerdo con su temperatura, en tres categorías: psicrófilos (inferior a 20°C), mesófilos (20 a 40°C) y termófilos (45-65°C). Las bacterias metanógenas mesófilas tienen una temperatura óptima de 37°C, con límites entre 30 y 40°C. Sin embargo, estas bacterias pueden adaptarse para operar fuera de ese intervalo, aunque con eficiencias menores. Los microorganismos presentes, así como las características del proceso difieren en cada intervalo de temperatura (Tabla 2.8).

TABLA 2.8. CARACTERÍSTICAS DEL PROCESO DE DIGESTIÓN, DE ACUERDO AL INTERVALO DE TEMPERATURA EN QUE SE EFECTÚA LA METANOGÉNESIS (Stronach et al., 1986)

MESÓFILA (20 a 40°C)	TERMÓFILA (45 a 65°C)
<ul style="list-style-type: none">◆ Menos vapor de agua en el gas◆ Mayor población metanógena◆ Menos CO₂ en el gas◆ Balance energético más favorable◆ Mayor experiencia en su aplicación	<ul style="list-style-type: none">• Mayor actividad• Menor TRH• Menor formación de lodos• Destrucción de microorganismos patógenos• Equilibrio microbiano frágil• Mayor actividad metanógena de la biomasa

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

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

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

Un problema en los procesos termófilos es el bajo rendimiento másico (50% del rendimiento a 35°C), que trae como consecuencia arranque y adaptaciones lentos a variaciones de carga orgánica, cambios de sustratos o sustancias tóxicas. Además, las células bacterianas tienen una tendencia a "lisarse" rápidamente a altas temperaturas, por lo que solo pueden existir bajo condiciones de crecimiento exponencial. Existen pocas especies capaces de crecer a altas temperaturas. Por otra parte las bacterias termófilas producen altos niveles de ácidos grasos volátiles o AGV's residuales que llegan a ser del orden de 1,000 mg/L en lugar de los 300 mg/L encontrados en condiciones mesófilas.

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

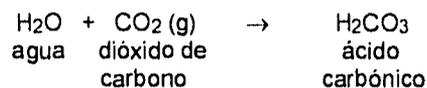
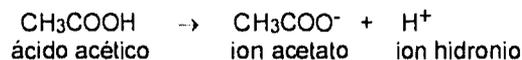
b) pH y alcalinidad

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

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

En el caso de las bacterias acidogénicas, el pH óptimo está entre 5 y 6.5 y, para las metanógenas, debe estar por arriba de 6.5. Por tanto, el valor de pH en un reactor debe mantenerse en un intervalo de 6.5 a 7.5. Si este parámetro se mantiene en el intervalo señalado, se considera que existe una actividad bioquímica balanceada. La influencia del pH sobre la producción del metano, se relaciona principalmente con la concentración de ácidos grasos volátiles (AGV's) provenientes de la fase acidógena.

Si el proceso de digestión no se controla, la producción biológica de los AGV's y del CO₂ tiende a incrementar la acidez en el reactor con la consecuente reducción del pH:



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

La alcalinidad es la capacidad amortiguadora de un sistema para mantener un determinado pH, por lo que, para mantener un nivel óptimo de pH, es necesario tener una buena capacidad amortiguadora. Esta alcalinidad amortigua los cambios bruscos del pH mediante los sistemas ácido-base, con ácidos carbónico y ortofosfórico y con el ión amonio (NH_4^+).

Otro punto de gran importancia, es la influencia del pH sobre la forma y proporción en que se presentan algunos compuestos que son tóxicos para el proceso de la digestión como el amoníaco, el H_2S y los AGV's. En aguas residuales que no contienen suficiente alcalinidad, el valor del pH en el reactor puede controlarse mediante la adición de materiales alcalinos por medio de un sistema de control automático y su monitoreo. Sin embargo, bajo circunstancias específicas se ha logrado tratar algunas aguas ácidas, sin la adición de algún agente químico neutralizante, como es el caso de las vinazas provenientes de la fermentación de alcohol (Moreno et al., 1993).

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

Es importante señalar el cuidado que se debe tener con el uso de agentes químicos en reactores anaerobios. Por ejemplo, la cal es uno de los álcalis más baratos, pero su precipitación como carbonato de calcio (CaCO_3) causa serios problemas de acumulación de sólidos no deseados. Por otro lado, grandes cantidades de un catión simple como Na^+ , que se agreguen para el control del pH, pueden llegar a ser potencialmente tóxicas. En estos casos, es preferible utilizar mezclas de agentes neutralizantes, tales como hidróxido de calcio, $\text{Ca}(\text{OH})_2$; hidróxido de sodio, NaOH e hidróxido de potasio, KOH , para el control del pH.

c) NUTRIMENTOS

La digestión, por ser un proceso biológico, requiere además de la fuente de carbono, de nutrientes inorgánicos esenciales para el desarrollo de las bacterias y la síntesis de nueva biomasa, así como para incrementar la actividad específica de utilización del sustrato. Los nutrientes esenciales son el nitrógeno y el fósforo, (también conocidos como macronutrientes).

El requerimiento de nitrógeno para el proceso anaerobio es una pequeña fracción (0.2 a 0.5) de lo requerido en procesos aerobios. Esto se debe a la baja tasa de crecimiento (síntesis celular) de las bacterias anaerobias. Asimismo, el requerimiento de fósforo es aproximadamente de un 15% con respecto al nitrógeno.

Sin embargo, algunos estudios han comprobado que el requerimiento de nitrógeno depende del volumen de la biomasa y de la cantidad de carbono; para obtener 60 m^3 de metano se requiere de un kilogramo de nitrógeno (Speece y Mc Carty, 1964). Para una buena operación anaerobia se necesita mantener la relación C:N en 75:1. La cantidad de nitrógeno y fósforo necesarios para el crecimiento anaerobio, se puede estimar por medio de la fórmula empírica de las bacterias, $\text{C}_2\text{H}_7\text{O}_2\text{N}$, donde los constituyentes nitrogenados representan el 18% de la masa celular en peso seco. Si se supone que el 10% de la DQO biodegradable es convertida a nuevas células (el rendimiento de crecimiento celular es $0.1 \text{ kgSSV/kgDQO rem.}$), se pueden entonces, calcular los requerimientos de nitrógeno y fósforo. Por convención, la cantidad de N y P requeridos para el crecimiento son expresados como proporciones de DQO, con la cantidad de nitrógeno normalizada a 7.

Si la adición de nutrimentos es necesaria, el nitrógeno generalmente se agrega como urea, amonio acuoso o cloruro de amonio. Una concentración de $N-NH_4$ alrededor de 10 a 50 mg/L en el efluente del reactor indica que la concentración de nitrógeno no es limitante.

El fósforo puede adicionarse como ácido fosfórico o como alguna sal fosfatada. El rendimiento de crecimiento de las bacterias anaerobias puede variar de acuerdo a las condiciones de operación del proceso. En algunos casos, se ha detectado que los requerimientos de nitrógeno de algunas aguas residuales, pueden ser de hasta el 100%.

d) NUTRIMENTOS TRAZA

Además de la adición de nitrógeno y fósforo, se han identificado otros elementos necesarios para la actividad de las bacterias metanógenas, denominados micronutrimentos, o nutrimentos vestigiales u oligoelementos, que se requieren en concentraciones de mg/L (Tabla 2.9).

El hierro, cobalto y níquel se consideran micronutrimentos obligatorios y se requieren en concentraciones de 0.5 -1, 0.1-0.2 y 0.2 - 0.4 mg/L, respectivamente. El níquel es esencial para las bacterias metanógenas debido a que es constituyente del citocromo de la coenzima F430 (Pandiyar et al., 1995). El Fe en concentraciones de 0.3 a 0.9 mM, es importante para la conversión del ácido acético a metano, mientras que el cobalto, es necesario en la formación de la metilcobalamina (coenzima que activa la producción de metano). El tungsteno y el selenio también se reportan como elementos traza requeridos pero no son estrictamente indispensables (Speece, 1983). El molibdeno se ha identificado como inhibidor de las bacterias sulfatorreductoras a bajas concentraciones. Una concentración de 420 mM estimula la conversión del ácido acético a metano y, además activa a las enzimas involucradas en la degradación de materia orgánica.

Otro elemento esencial para el desarrollo microbiano, es el azufre. Los sulfuros son la mayor fuente de este elemento, el cual juega un papel doble: a bajas concentraciones estimula la actividad metanógena, y a elevadas concentraciones, (100 a 150 mg/L) la inhibe. La concentración óptima de ácido sulfhídrico no ionizado reportado en la literatura para el crecimiento metanógeno, varía de 1 a 25 mg/L (Speece, 1983). Además, los sulfuros pueden causar la precipitación del hierro, cobalto y níquel. Generalmente, estos elementos están presentes en cantidades suficientes en las aguas residuales. Sin embargo, es aconsejable analizar del efluente del reactor los niveles residuales de estos elementos en forma soluble.

Van Der Berg y Lentz (1979) reportan que cuando se tratan aguas residuales de la industria alimentaria con alta carga orgánica se requiere adicionar frecuentemente nutrimentos para incrementar la digestión, por lo que la adición de 1.5 kg de levadura/m³ aumenta la degradación anaerobia en el reactor, ya que al contener una alta fracción de minerales tienen un efecto estimulante.

Por último, debe considerarse que el efecto de algunos cationes sobre los microorganismos depende, en gran medida, de la concentración y forma en que estos se encuentran en el reactor. Una mezcla de estos cationes puede ocasionar efectos más complejos, dado que interactúan de forma antagónica disminuyendo la toxicidad, o bien, sinérgica aumentándola.

**Tabla 2.9. COMPOSICIÓN ELEMENTAL DE LAS BACTERIAS METANÓGENAS
(Moreno et al., 1993)**

ELEMENTO	CONCENTRACIÓN mg/kg célula seca
N	65,000
P	15,000
S	10,000
Ca	4,000
K	10,000
Mg	3,000
Fe	1,800
Ni	100
Co	75
Mo	60
Zn	60
Mn	20
Cu	10

**Tabla 2.10. OLIGOELEMENTOS REQUERIDOS POR LA BIOMASA ANAEROBIA EN
FUNCIÓN DE LA CONCENTRACIÓN DE DQO EN EL AGUA
(Moreno et al., 1993)**

ELEMENTO	CONCENTRACIÓN DEL METAL (mg/L)	
	10 g DQO/L	50 g DQO/L
Fe	0.5 - 20	3 - 100
Ni	0.05 - 3	0.3 - 15
Co	0.05 - 2	0.3 - 10
Mo	0.01-0.05	0.05-0.2

2.2.2 INHIBICIÓN DE LA DEGRADACIÓN ANAEROBIA

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

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

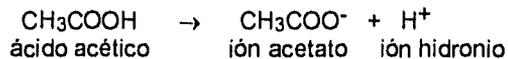
a) INHIBICIÓN POR ÁCIDOS GRASOS VOLÁTILES (AGV's)

El proceso de digestión en su fase acidógena involucra la producción de AGV's, los cuales al ser degradados por las bacterias "OHPA", generan el sustrato (ácido acético) necesario para la producción de metano, mediante la acción de las bacterias metanógenas. Sin embargo, un incremento sustancial de AGV's puede llevar a una reducción en el pH, hasta valores en los cuales la actividad metanógena es seriamente inhibida y la producción de biogás puede cesar por completo. Por lo tanto, el incremento en la concentración de AGV's en un reactor anaerobio, indica un desequilibrio entre las poblaciones microbianas.

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

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

La cantidad de AGV's no ionizados en el reactor, dependen de la concentración total de AGV's en la solución, del equilibrio entre las formas ionizadas, no ionizadas y del pH. Por ejemplo, el ácido acético se encuentra disociado de acuerdo a la siguiente reacción:



A valores de pH ácidos, el equilibrio cambia hacia la izquierda dando como resultado un incremento en la concentración de ácidos volátiles no ionizados. La constante de ionización a 35°C es de 1.73×10^{-5} . Un desequilibrio en el reactor puede incrementar rápidamente la concentración de AGV's no ionizados por arriba de los 10 mg/L.

Moreno et al., (1993) reportan a los ácidos acéticos y n-butírico como estimulantes de la metanogénesis; sin embargo, el n-butírico a una concentración de 10 g/L inhibe la metanogénesis. El ácido acético es el menos tóxico de los AGV's, pero se ha observado una inhibición notable del crecimiento microbiano cuando la concentración es de 35 g/L (Fig. 2.6).

El ácido propiónico es un indicador del mal funcionamiento del digestor y ejerce un efecto inhibitorio mayor al ácido butírico en algunas bacterias metanógenas, ya que éstas pueden ser inhibidas cuando las concentraciones del ácido propiónico exceden los 3 g/L. El efecto inhibitorio de los ácido acético, propiónico y butírico puede reducirse mediante la aclimatación de las bacterias a estos ácidos. Se ha observado que la bacteria Methanobacterium formicicum soporta concentraciones de ácido acético y butírico superiores a 10 g/L, mientras que para el ácido propiónico se presentaron diferentes niveles de toxicidad a concentraciones de 1 y 5 g/L.

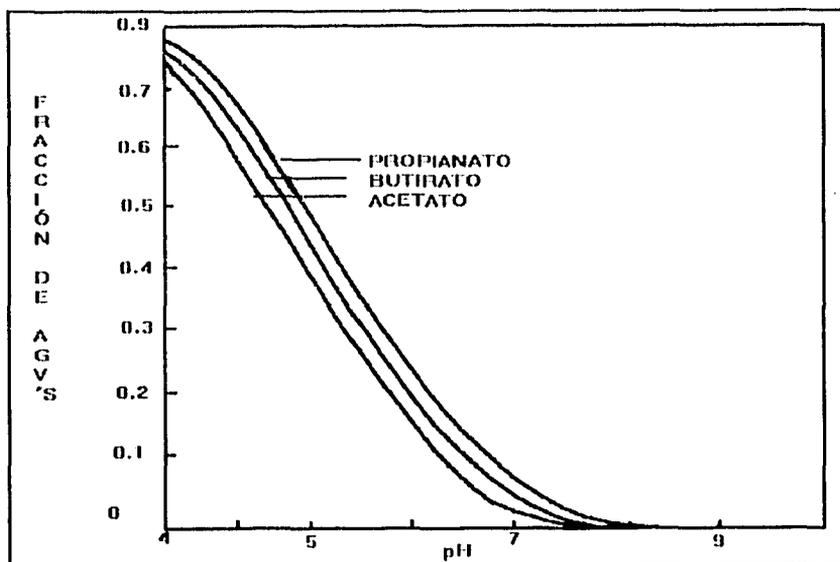


Fig. 2.6. FRACCIÓN DE ÁCIDOS GRASOS VOLÁTILES EN FUNCIÓN DEL pH (Moreno et al., 1993)

b) INHIBICIÓN POR SULFUROS

En los reactores anaerobios los sulfatos, sulfitos y otros compuestos con azufre son reducidos a ácido sulfhídrico (H_2S) por las bacterias sulfato-reductoras. Este ácido se puede encontrar dentro del reactor en diferentes formas de acuerdo al pH, la temperatura y la fuerza iónica del medio. Como se observa en la figura 2.7, a un pH inferior a 6, prácticamente, el total de azufre reducido se encuentra en forma de H_2S no disociado.

Parte del azufre orgánico e inorgánico es utilizado por las bacterias para la síntesis celular, parte se escapa a la fase gaseosa, hay pérdida en el efluente y una fracción queda disuelta en el agua como puede verse en la fig. 2.8.

La concentración de ácido sulfhídrico (H_2S) en disolución acuosa, juega un papel doble, a bajas concentraciones fomenta la actividad metanógena y a elevadas concentraciones la inhibe. Moreno et al., (1993) reportaron que una concentración de 250 mgH_2S/L , en un intervalo de pH entre 6.4 y 7.2, inhibe en un 50% la actividad metanogénica del lodo granular disminuyendo la formación de gas. Por tanto, la pérdida de la formación de gas es directamente proporcional a la concentración de sulfuros. Por lo anterior, se debe tomar en cuenta que el azufre solo actúa como nutrimento hasta determinada concentración, 25 mg/L . En la figura 2.9 se muestra la distribución de las diferentes fracciones sulfhídricas en el gas y en la fase líquida, la región de toxicidad corresponde a la fracción de H_2S en la fase acuosa de un reactor anaerobio.

Los sulfuros se pueden encontrar en forma soluble e insoluble dependiendo de su asociación con cationes. Cuando las sales formadas son insolubles como las de algunos sulfuros metálicos, sus efectos son despreciables en la digestión. La adición de hierro, por ejemplo, puede reducir la inhibición por sulfuros mediante la remoción del azufre (S) como sulfato ferroso (FeS).

Las bacterias sulfatorreductoras producen ácido sulfhídrico. Son consumidoras de acetato, por lo que compiten por el acético con la bacterias metanógenas; ambas son inhibidas a pH inferiores de 6 (Moreno et al., 1993).

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

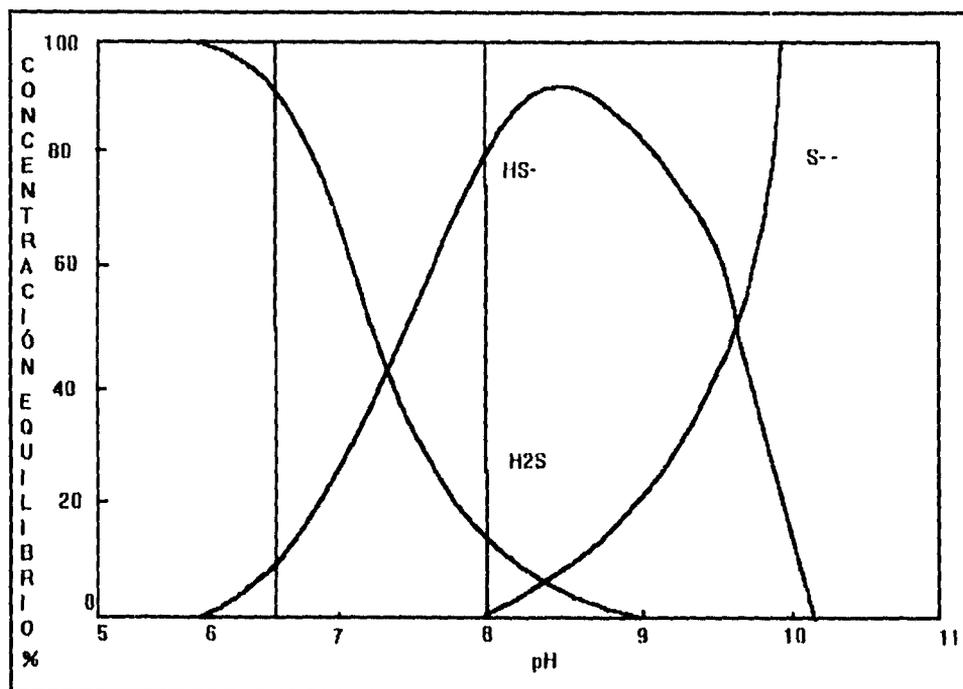


Fig. 2.7. CONCENTRACIÓN DE H₂S (%) EN FUNCIÓN DEL pH (Moreno et al., 1993)

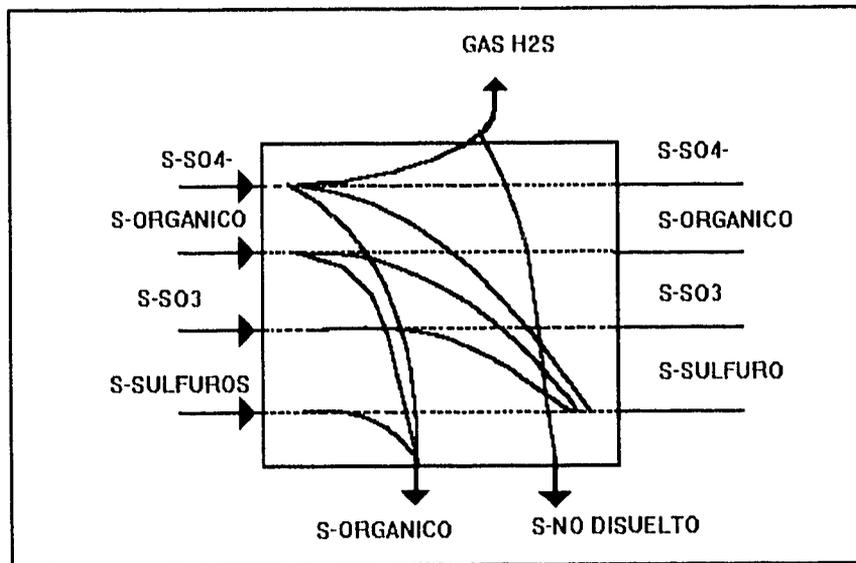


Fig. 2.8. TRANSFORMACIONES DEL AZUFRE EN UN REACTOR ANÓXICO (Moreno et al., 1993)

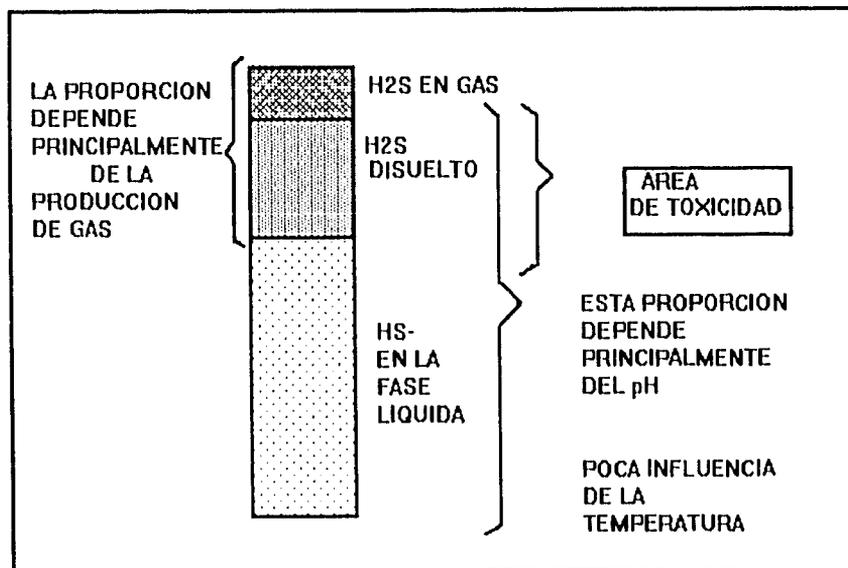
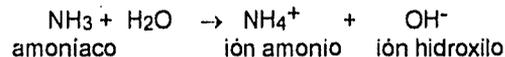


Fig. 2.9. DISTRIBUCIÓN DE LAS DIFERENTES FRACCIONES SULFHÍDRICAS EN EL GAS Y LA FASE LÍQUIDA DE UN REACTOR ANAEROBIO (Moreno et al., 1993)

c) INHIBICIÓN POR NITRÓGENO AMONIACAL

El amoníaco (NH₃) es un compuesto muy común en aguas residuales de origen doméstico, ya que proviene de la degradación de proteínas, aminoácidos y su concentración puede alcanzar hasta 7.0 g/L.

En una disolución acuosa, el amoníaco se disocia para formar el ión amonio y el ión hidroxilo u oxhidrilo de acuerdo a la siguiente reacción:



Aunque el amonio es un amortiguador importante en la digestión, concentraciones elevadas de éste pueden inhibir el proceso. La constante de disociación del sistema es 1.85×10^{-5} molar (M) a 35°C.

Una de las limitantes para evaluar la concentración de nitrógeno amoniacal es que el ión amonio, generalmente, se cuantifica como N-NH₃ (nitrógeno como amoníaco), por lo que no es posible distinguir entre uno y otro; además de no poder precisar las concentraciones que provocan la inhibición completa.

Los efectos inhibitorios del amoníaco hasta ahora conocidos, influyen solamente en la fase metanógena, aunque otras reacciones secuenciales como aquellas donde intervienen las bacterias "OHPA" podrían directa o indirectamente verse afectadas. Esta inhibición, se manifiesta con la reducción en la producción de biogás y un incremento en la producción de AGV's.

La adaptación de las bacterias metanógenas a elevadas concentraciones de amoníaco, permite mantener el equilibrio bajo choques transitorios de nitrógeno amoniacal. En caso contrario, se generaría un incremento rápido de AGV's, con la consecuente incapacidad amortiguadora para compensar una caída de pH.

Se sabe que una concentración de nitrógeno amoniacal (N-NH₃) de 1,500 a 3,000 mg/L, causa la inhibición de las bacterias metanógenas a pH alcalino (Moreno et al., 1993). Sin embargo, no existen límites que definan el grado de toxicidad causado por el nitrógeno amoniacal. Con datos experimentales de una planta piloto y bibliográficos se ha observado que (fig. 2.10):

- 1.- La estabilidad operacional no se afecta en forma importante por concentraciones de amonio y nitrógeno que excedan los niveles del umbral.
- 2.- La adaptación del sistema a concentraciones muy elevadas de amoníaco libre, no es estimada, ya que se considera que existe un mecanismo de antagonismo entre el catión y el ión amonio.
- 3.- Las condiciones de equilibrio mejoran la operación del digestor al adaptarse inicialmente los lodos a elevadas concentraciones de amonio.

La inhibición de las bacterias metanógenas a concentraciones de 24,000 mg/L de amonio con tiempos de exposición de 1 hora, 1 y 4 días, es altamente reversible, obteniendo una rápida recuperación y altas remociones de amonio en el sistema.

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

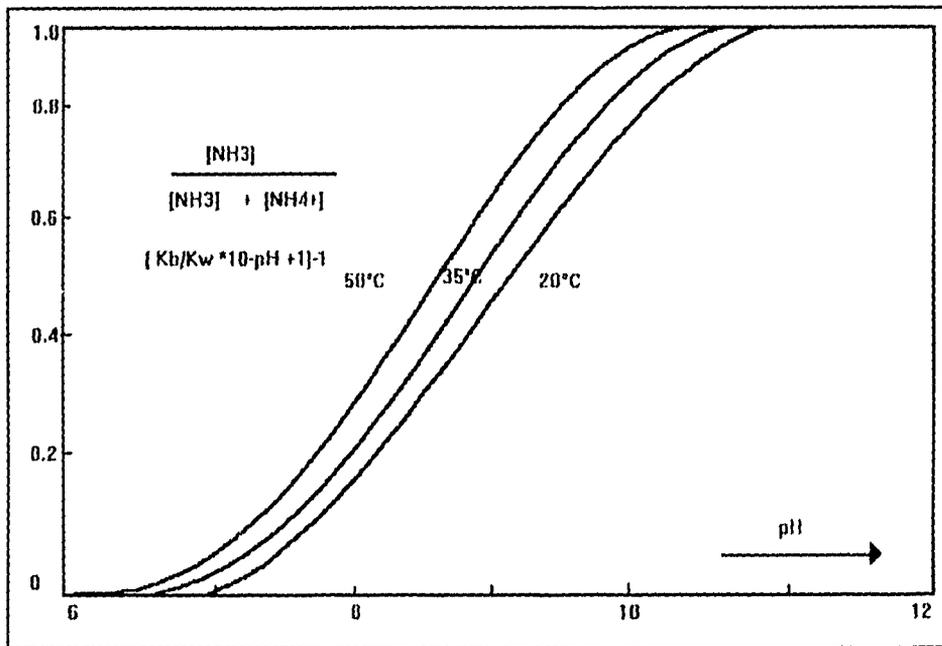


Fig 2.10. FRACCIÓN DE AMONIACO NO IONIZADO EN FUNCIÓN DEL pH
(Moreno et al., 1993)

d) METALES PESADOS

Los metales pesados son los que se reportan más comúnmente como los causantes de inhibición en los digestores de lodos, debido a su carácter tóxico, aún en forma de sales metálicas en pequeñas concentraciones. Las sales tóxicas son: de cobre, zinc, níquel, plomo, aluminio, cromo hexavalente e hierro.

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

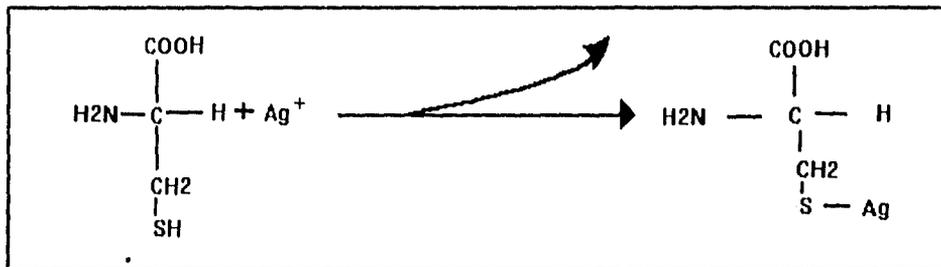
En condiciones anaerobias, los metales se encuentran en diferentes formas (Moreno et al., 1993):

- Solubles. Son aquellos metales que pueden existir en forma iónica simples o como compuestos orgánicos e inorgánicos solubles.
- Adsorbidos. En forma de asociaciones químicas, como uniones covalentes entre iones y partículas.
- Precipitados. Como sustancias insolubles formadas en solución, resultado de una reacción química, como hidróxidos, carbonatos, fosfatos y sulfuros.

- Asociados a compuestos orgánicos. Son aquellos metales que están unidos a la materia orgánica insoluble, como componentes de células vivas o formando complejos con productos metabólicos.

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

- Alteración en las funciones de la célula, porque disminuyen el potencial energético de la cadena de electrones.
- Destrucción del metabolismo enzimático, incluso a la alcohol deshidrogenasa.
- Inactivación de las enzimas, ya que los metales pesados reaccionan con los grupos -SH de los aminoácidos, como se muestra en la siguiente reacción entre un metal como la plata (Ag^+) y una enzima (cisteinasa):



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

El efecto de los metales pesados (Cr, Cd, Pb, Cu, Zn, Ni, Hg, As, etc.) en la digestión, depende de la forma o especies en la que los metales son introducidos al sistema. La adición de níquel con sulfato de níquel a 272 mg/L, no produce ningún efecto en la digestión; mientras que 30 mg/L como nitrato de níquel reduce en un 80% la producción de gas. La adición de 500 mg/L de cloruro de níquel, origina una pequeña reducción en la producción de gas; pero 1,000 mg/L disminuyen en forma severa la producción de éste.

Por otra parte, la recuperación del reactor anaerobio, después de los efectos tóxicos del níquel, están en función de la concentración del metal y del tiempo de exposición del sistema. A tiempos menores de 1 día, concentraciones de níquel hasta de 800 mg/L, provocan una pequeña reducción en la producción de gas, pero ésta cesó por completo cuando se agregaron 2,400 mg/L de níquel al sistema por un período de 1 h.

Estos resultados, muestran una mayor tolerancia al efecto inhibitorio de los metales pesados, por los sistemas de película fija con respecto a los de biomasa suspendida. Esto se debe a que los tiempos de residencia hidráulica son más cortos y aseguran menos tiempo de exposición al inhibidor. En el caso de los reactores de lecho expandido y "fluidificado", la recirculación diluye el influente, con lo que se disminuye el efecto inhibitorio sobre las bacterias anaerobias.

El cobre (Cu) también inhibe la degradación anaerobia, cuando está presente como sulfato de cobre a concentraciones de 200 y 300 mg/L; sin embargo, cuando está presente como hidróxido de cobre, con 520 mg/L, los efectos fueron despreciables (Moreno et al., 1993).

El cromo (Cr) se distingue porque algunas de sus sales, principalmente los sulfatos, son solubles. Una concentración de 100 mg/L en estado trivalente (Cr III) produjo una reducción del 80% en la producción de gas, pero el mismo metal como Cr IV, a 430 mg/L causó solo pequeñas reducciones en la evolución del gas.

Se ha observado que una dosificación continua de metales pesados, puede inducir a la adaptación y al incremento de la tolerancia entre las especies microbianas presentes. La toxicidad debida a cationes monovalentes (K^+ , Na^+) pueden reducirse por la adición de cationes divalentes (Mg^{++} , Ca^{++}).

e) COMPUESTOS DE TOXICIDAD INMEDIATA

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

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

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

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

No se sabe el efecto que pueda tener la acidulación con HCl, que da la presencia de Cl^- , ni se ha encontrado en la literatura dicho efecto. Por ello, en este trabajo experimental se verificará el comportamiento de los lodos anaerobios con este ión.

2.2.3 FACTORES QUE AFECTAN LA GRANULACIÓN

Aunque el fenómeno de la granulación es un hecho, aún no ha sido posible unificar criterios en torno al mecanismo y condiciones que favorecen esta forma de agregación debido, en gran parte, a la diversidad de sustratos y condiciones de operación bajo las cuales se ha logrado regenerar este tipo de lodos (tabla 2.11).

La agregación de la biomasa en forma de grano, es la característica distintiva del reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente, que ha sido utilizado con éxito para el tratamiento de una gran variedad de aguas residuales, tanto domésticas como industriales. Sin embargo, la granulación no es exclusiva de los RALLFA, ya que se presentan en otros sistemas de tratamiento anaerobios (Bazúa et al., 1991).

El fenómeno de la granulación de los lodos anaerobios es un fenómeno complejo, motivo de amplias investigaciones a nivel mundial. Los factores que le afectan son principalmente, la composición del agua residual, las condiciones de operación del reactor y la estructura de la población bacteriana presente en lodos de inóculo.

Tabla 2.11. RELACIÓN DE ALGUNOS TIPOS DE AGUAS RESIDUALES EN QUE SE HA OBSERVADO GRANULACIÓN CON EL SISTEMA RALLFA (Hulshoff, 1989)

TIPO DE AGUA RESIDUAL
De azúcar de remolacha
De almidón de maíz
Domésticas
Almidón
Pulpa y papel
Destilería o melazas
Lácteos

Se afirma que la granulación es un fenómeno metabólico que depende de la disponibilidad del sustrato. La agregación la realizan los propios microorganismos entre sí, quienes favorecen el intercambio de alimentos y presentan sinergias entre las especies encargadas de la transferencia de hidrógeno, lo que estimula el crecimiento bacteriano. Entre los beneficios prácticos de la formación de agregados granulares resalta el hecho de que, a diferencia de los floculos, los granos permanecen intactos aún bajo choques hidráulicos extremos. Además, se tiene que:

- 1 La agregación bacteriana lleva a ordenar poblaciones heterogéneas de microorganismos sintróficos, en forma de asociaciones multicelulares bajo condiciones fisiológicas favorables.
- 2 Facilita las relaciones simbióticas entre microorganismos adyacentes.
- 3 La granulación protege a las células de depredadores como los ciliados anaerobios.
- 4 Se minimiza la distancia de difusión entre los intermediarios de la fermentación, de forma que los granos son un medio eficiente para conservar cada fracción de energía disponible en un sistema complejo de degradación.
- 5 Si la composición de la solución en que se encuentra suspendido el grano es desfavorable para el crecimiento bacteriano (por ejemplo, valores extremos de pH) puede crearse un microambiente más favorable dentro del agregado de modo que aún así, sea posible el metabolismo.

En el caso de la agregación en forma de grano, a diferencia de la biopelícula, no requiere la adición de material de soporte, por lo que la adhesión bacteriana juega un papel importante.

Respecto a la caracterización de los granos, no existe una definición clara de lodo granular. Sin embargo, se considera que las características que distinguen a un lodo típicamente granular son: su forma casi esférica (de 0.5 a 5mm de diámetro), un índice volumétrico de lodos de 10 a 20 mL/g y su elevada actividad metanogénica.

Con base en experimentos a nivel de laboratorio, utilizando mezclas de ácidos grasos volátiles (AGV's) como sustrato, De Zeew (1988), describe tres tipos de grano:

TIPO A. Granos esféricos compactos, constituídos principalmente por bacterias de tipo Methanothrix soehngenii conocidos como granos bacilares.

TIPO B. Son más o menos esféricos con bacterias filamentosas difusamente entretrejidas, adheridas a una partícula inerte. El organismo dominante es el Methanothrix soehngenii. Se forman generalmente en la etapa de arranque del reactor anaerobio.

TIPO C. Son granos esféricos formados de bacterias Methanosarcina y son menores de 0.5 mm de diámetro.

Existe una gran variedad en cuanto a la calidad, morfología y características microbiológicas del lodo granular anaerobio, debido a que son el resultado del desecho en que se originan.

Morfológicamente, algunos granos se observan como pequeños agregados, que vistos al microscopio electrónico de barrido pueden exhibir poros, probablemente para transporte de sustrato, intermediarios y de productos finales como gas y usualmente son de forma irregular. Otros tienen una apariencia esférica con cavidades para funciones similares a los poros.

Respecto al color, aquellos cultivados en aguas residuales reales generalmente son negros; se presume que el color negro es debido a la precipitación de sulfuros de hierro y níquel. Los que presentan un color amarillo rojizo, crecen en reactores alimentados con mezclas de ácidos grasos volátiles.

Algunos investigadores han intentado evaluar la composición microbiana del lodo granular por medio de microscopía de transmisión. De acuerdo con sus observaciones, un porcentaje significativo del material bacteriano consiste en organismos semejantes a Methanothrix, además de presentarse una amplia variedad de morfotipos en el grano como microcolonias, distribuidos al azar.

La composición de los granos se ve afectada por varios factores, entre ellos la formación de precipitados como carbonato de calcio (CaCO_3) y fosfato de magnesio y amonio (MgNH_4PO_4), los cuales son función de la composición del agua residual, la edad del lodo y la presencia de materia orgánica dispersa; así como la incorporación del material suspendido en el interior del grano. Todo lo anterior influye sobre el contenido de cenizas; Hulshoff (1989) reporta variaciones entre el 8% y 65% en granos creciendo en sacarosa y mezclas de sacarosa y AGV's.

La actividad metanógena específica del lodo granular depende fuertemente de las condiciones experimentales y de la concentración del sustrato. Entre más compleja es una agua de desecho, es mayor la fracción de organismos acidificantes, lo que resulta en una menor actividad metanogénica del lodo. Bajo condiciones mesófilas (a 30°C), Hulshoff y Lettinga, (1986) encontraron actividades hasta de 1.0 kgDQO/kgSSV·d para sustratos no acidificados y de 2.5 kg DQO/kgSSV·d para sustratos acidificados.

La actividad de los granos alimentados en agua real, es siempre menor que la encontrada en cultivos puros, ya que una considerable parte del lodo granular consiste, generalmente, de biomasa no metanógena, polímeros extracelulares, sólidos suspendidos biológicamente inertes y organismos muertos. Por otro lado, la actividad metanogénica encontrada en los lodos cultivados en desechos domésticos sugiere la existencia de una gran fracción de organismos no metanógenos y biomasa no viable, así como presencia de materia orgánica inerte dentro de los granos.

El tamaño de los diferentes lodos granulares cultivados a escala industrial o planta piloto, varían fuertemente debido a la resistencia de cualquier aglomerado, independientemente de su origen o naturaleza. Esta última será menor, conforme aumenta su diámetro, hasta llegar a un tamaño máximo por arriba del cual los lodos se disgregarán.

Como se mencionó, la granulación es, en gran parte, un fenómeno metabólico que depende de la disponibilidad del sustrato (Mahoney et al., 1987), de modo que se ve afectado tanto por las condiciones ambientales como por las condiciones operacionales de los reactores. Una de las condiciones de operación que rige el crecimiento asociado con los microorganismos en forma de grano de 0.5 a 5mm de diámetro y que es comúnmente aceptado como factor relevante, es la presencia de fuerzas de "selección" (velocidad ascendente), que obliga a las células libres a ser lavadas o expulsadas al exterior del sistema con el líquido de salida.

Otros factores son: La estrategia seguida para incrementar la carga orgánica; la cantidad de lodo empleado como inóculo, la cual se recomienda que sea de 1/3 del volumen útil del reactor y sus características como actividad específica, sedimentabilidad y naturaleza de la fracción inerte.

Los polímeros extracelulares juegan un papel importante en la formación de matrices de soporte, pero su papel en el proceso de la granulación, no está claramente comprendido. Se conoce relativamente poco acerca de su naturaleza y estructura química, así como de las condiciones de operación que podrían favorecer su formación.

Los polímeros pueden estar presentes en el sustrato o ser producidos por la condensación de moléculas precursoras simples como resultado del metabolismo. La producción de los polímeros extracelulares está afectada por el balance nutricional y/o por la diversidad de la microflora del grano.

Asimismo, algunos autores citan que es necesario un suplemento de nutrientes esenciales, en especial de calcio (Ca^{++}) en concentraciones entre 30 y 200 mg/L, también carbohidratos que una vez fermentados, favorecen la formación de ácidos grasos volátiles en especial acetato, que es el principal precursor de la metanogénesis (Mahoney et al., 1987).

Entre los factores ambientales que afectan en forma adversa el fenómeno de la granulación, se tienen:

- Altos niveles de proteínas
- Concentración de $N-NH_4^+$ superiores a 1,500 mg/L
- Niveles elevados de sólidos suspendidos
- Presencia de compuestos inhibitorios
- Tipo de agua residual

En el siguiente capítulo se presentan ya los parámetros de diseño y escalamiento de los reactores anaerobios de lecho de lodos de flujo ascendente.

CAPÍTULO 3. PARÁMETROS DE DISEÑO Y ESCALAMIENTO DEL RALLFA

Hay básicamente dos enfoques para el diseño de reactores biológicos:

- ① El método tradicional o empírico que, basado en años de experiencia, propone valores de carga orgánica y predice un cierto grado de eliminación de materia orgánica, y
- ② El método conceptual, en el cual se simulan matemáticamente los procesos biológicos, químicos y/o físicos involucrados en el reactor, para predecir la eficiencia de remoción.

A pesar de la complejidad de la degradación anaerobia, el método tradicional ofrece buenos resultados, siempre y cuando se diseñe dentro de los límites que marca la experiencia. En caso contrario, la extrapolación a otras situaciones puede ser peligrosa.

Por su parte el método conceptual relaciona las principales características de los fenómenos involucrados, de manera que se pueda generalizar la aplicación del modelo de diseño. Esto necesariamente lleva procedimientos relativamente complejos y, con frecuencia, los modelos derivados de este enfoque no se aplican en el diseño sino más bien, con ciertas simplificaciones, en la simulación y control de procesos. En general, un proceso anaerobio puede diseñarse para dos fines: obtener una alta productividad de metano ($\text{m}^3\text{CH}_4/\text{m}^3 \text{d}$) aprovechando energéticamente el desecho o una alta eficiencia de remoción de materia orgánica para el control de la contaminación. Lo ideal será complementar ambos fines para obtener energía y depurar el desecho.

3.1 CONCEPTOS GENERALES

ÁREA SUPERFICIAL DE TRANSFERENCIA. El área superficial de soporte en reactores empacados es básicamente un parámetro de diseño. Esto se incorpora en el concepto de carga orgánica superficial o masa de sustrato alimentado por unidad de superficie de soporte y por unidad de tiempo ($\text{kg DQO}/\text{m}^2 \text{d}$). Sin embargo debido a que gran parte de la biomasa en reactores empacados está atrapada entre el soporte, la relación área/volumen en estos reactores no es muy importante para su diseño, ya que la eficiencia no es realmente función de esta relación. Esto se debe a que la biopelícula es poco homogénea. Por otro lado, en un lecho fluidificado toda la biomasa está adherida pero no todas las partículas de soporte están colonizadas al mismo grado, por lo que el problema es similar. Por lo anterior, es preferible tomar como parámetro de diseño de ambos sistemas a la carga orgánica másica.

CARGA ORGÁNICA MÁSICA (Bx). La carga orgánica másica se interpreta como la masa de sustrato (kg DQO) que se alimenta por unidad de biomasa (kgSSV) y por unidad de tiempo. La Bx máxima de diseño y operación para reactores anaerobios es de $1 \text{ kgDQO}/\text{kgSSV}\cdot\text{d}$ a 35°C y trabajar a cargas mayores puede provocar la acidificación del reactor; por lo general, los reactores anaerobios se operan a Bx del orden de $0.5 \text{ kgDQO}/\text{kgSSV}\cdot\text{d}$, lo que da un factor de seguridad.

Para el cálculo de la carga orgánica másica se utiliza la siguiente ecuación:

$$B_x = Q \cdot S_o / (X_r \cdot V)$$

donde

V = volumen del reactor en m³

Q = gasto en m³/d

So = concentración de sustrato kgDQO/m³

Bx = carga orgánica másica kgDQO/kgSSV.d

Xr = concentración de la biomasa dentro del reactor kgSSV/m³

En la práctica, es muy difícil determinar el contenido o concentración de la biomasa dentro de los reactores anaerobios avanzados (concretamente en los reactores empacados, fluidificados o de lecho de lodos). Debido a esto, la carga orgánica másica no se emplea para diseño, a pesar de involucrar a la biomasa, responsable de la degradación de la materia orgánica.

CARGA ORGÁNICA VOLUMÉTRICA (Bv). La carga orgánica volumétrica es la cantidad de sustrato (kgDQO) que se introduce por unidad de volumen (m³ reactor) por unidad de tiempo (al día). Éste es el parámetro más utilizado en el diseño de reactores anaerobios, aún cuando no toma en cuenta la verdadera variable de diseño, que es el contenido de biomasa activa (medida de manera indirecta como sólidos suspendidos volátiles en el reactor). Sin embargo, no todos los reactores, ni son del mismo tipo, ni tienen igual cantidad de biomasa por unidad de volumen. Es por esto que, aunque la Bv realmente no es la variable de diseño más adecuada, por tradición se sigue empleando y es útil con fines comparativos. El cálculo de la carga orgánica volumétrica es como sigue:

$$Bv = Q \cdot So / V \quad (\text{kgDQO/m}^3 \cdot \text{d})$$

o de la siguiente forma:

$$Bv = So / (\text{TRH}) \quad Bv = Bx \cdot Xr$$

donde:

Bv = Carga orgánica volumétrica (kgDQO/m³.d)

V = Volumen de reactor (m³)

Q = Gasto (m³/d)

So = Concentración de sustrato (kgDQO/m³)

TRH = Tiempo de residencia hidráulica (d)

TIEMPO DE RETENCIÓN CELULAR (TRC). El tiempo de retención celular se define como el tiempo (días) que permanece la biomasa dentro del reactor. En reactores completamente mezclados, el TRC tiene mucha aplicación como variable de diseño, no así en reactor de película fija donde la biomasa no tiene una distribución homogénea, además de la dificultad para medir la concentración de SSV dentro del reactor. La relación de cálculo es la siguiente:

$$\text{TRC} = Xr \cdot V / (Qp \cdot Xp + Q \cdot Xe)$$

donde:

TRC = tiempo de retención celular (d)

V = Volumen de reactor (m³)

Q = Gasto de agua tratada (m³/d)

Xr = Concentración de la biomasa (kgSSV/m³)

Qp = Gasto de purga (m³/d)

Xp = Concentración de biomasa purgada (kgSSV/d)

Xe = Concentración de biomasa en el efluente (kgSSV/d)

Si se desprecia X_e , que son los SSV en el efluente, entonces:

$$TRC = X_r \cdot V / (Q_p \cdot X_p)$$

Cuando el influente tiene una concentración importante de sólidos suspendidos volátiles (SSV) se debe tener precaución al utilizar el TRC como variable de diseño y control de la operación del proceso.

TIEMPO DE RESIDENCIA HIDRÁULICA (TRH). El TRH es el tiempo que permanece el agua residual dentro del reactor y se utiliza para comparar reactores, más que para diseño. Sin embargo, es la variable de diseño para el tratamiento de aguas residuales domésticas (aguas con baja carga orgánica) y se ha propuesto para diseñar "filtros" anaerobios (Malina y Pohland, 1992). Debido a que los reactores avanzados tienen diferentes tiempos de retención celular y de residencia hidráulica, realmente el TRH no debería de ser una variable de diseño sino una variable dependiente (salvo en cargas muy bajas, donde el factor hidráulico gobierna). Su cálculo es mediante la siguiente expresión:

$$TRH = V/Q$$

donde:

TRH = Tiempo de residencia hidráulica (d)

V = Volumen de reactor (m^3)

Q = Gasto (m^3/d)

3.2 REACTOR DE LECHO DE LODOS DE FLUJO ASCENDENTE

La principal característica de este reactor es la cama de lodos, la cual idóneamente debe estar formada por lodo de tipo granular. En estos casos, la cama puede tener concentraciones de SSV entre 40 y 70 g/L, con velocidades de sedimentación de 50 m/h. En la parte superior de la cama, la concentración es de 10 a 30 gSSV/L y el promedio para todo el reactor es de 20 a 40 gSSV/L. La granulación se ve favorecida cuando las cargas son superiores a 0.6 kgDQO/kgSSV·d y se recomienda que la concentración de SST en el influente sea menor de 500 mg/L.

Debido a que el RALLFA está basado en la correcta sedimentabilidad de los lodos, algunos factores pueden condicionar su aplicabilidad, particularmente si se afectan las características deseadas de la cama de lodos.

A continuación se presentan algunos aspectos relevantes que deben considerarse al momento de la selección de un RALLFA para el tratamiento de diferentes tipos de aguas residuales, por ejemplo, aquellas que contienen sustancias solubles no complejas, aquellas con elevada concentración de sólidos suspendidos y las domésticas. Con el término de agua residual "no compleja soluble" se definen aquellas aguas que no tienen compuestos en concentraciones inhibitorias, ni compuestos que originen otros problemas como la formación de espumas o precipitados y/o flotación del lodo.

Por otra parte, las aguas residuales industriales que contienen materiales insolubles o potencialmente insolubles, compuestos que provoquen la inhibición y toxicidad, la formación de espuma o flotación del lodo, se denominan aguas residuales complejas. Debido a la presencia de estos compuestos, diversos problemas se pueden manifestar en el tratamiento anaerobio, dependiendo del tiempo y la concentración de los compuestos complejos presentes.

La correcta aplicación de la degradación anaerobia en este tipo de efluentes requiere de:

- la integración adecuada del sistema completo, con el pretratamiento necesario
- una apropiada operación, lo que implica un conocimiento de los problemas que pueden aparecer y consecuentemente el control apropiado del proceso.

Las características que deben tomarse en cuenta con respecto al posible efecto del material insoluble (sólidos suspendidos) son las siguientes:

- * biodegradabilidad de los sólidos suspendidos (SS)
- * tamaño y área superficial de los SS
- * afinidad de las bacteria para adherirse a los SS
- * tendencia a coagular
- * facilidad para ser absorbidos por el lodo

Las características de la materia suspendida (o precipitable), presente en el agua residual afecta en forma adversa al sistema anaerobio de la siguiente forma :

- Se reduce la actividad metanógena específica del lodo por la acumulación de material inerte
- Se producen natas, debido a que las grasas provocan la flotación de la biomasa activa
- La biomasa sintetizada se adhiere a partículas suspendidas, lo que evita la granulación. Con ello se corre el riesgo de evacuar la biomasa vía los SS del efluente, particularmente si contiene pequeñas fibras.
- Las grasas y aceites pueden adsorberse sobre los granos, lo que reduce la transferencia de sustrato, favorece la adhesión entre granos y la formación de grumos poco sedimentables.

Por lo tanto, el RALLFA tiene límites en cuanto al contenido de SS del agua residual que puede entrar al sistema. Las aguas con compuestos que provocan la formación de natas o espumas, como proteínas y grasas, pueden ser tratadas si son alimentadas a cargas moderadas. Se recomienda instalar boquillas aspersoras para el control de espuma en los colectores de gas y en los "baffles" o mamparas frente a las canaletas.

Las aguas con altas concentraciones de calcio (Ca^{2+}) favorecen la precipitación de carbonato de calcio (CaCO_3) y CaHPO_4 en el lodo, en canaletas y en tuberías, lo que puede evitarse si se reduce su concentración en el influente mediante un proceso de ablandamiento.

Cuando las aguas complejas presentan sustancias tóxicas o inhibitorias, que en las pruebas preliminares mostraron ser total o parcialmente biodegradables se debe permitir la adaptación del lodo al compuesto tóxico mediante un cuidadoso arranque. Por otro lado, es recomendable recircular el efluente para diluir el efecto tóxico a niveles aceptables, que permitan la biodegradación de los compuestos tóxicos.

a) DISEÑO

En general, en el diseño de un proceso que involucre a un RALLFA se considera necesaria una etapa de acidificación con un tiempo de residencia de 6-24 h, la cual puede lograrse en el mismo tanque de homogenización. Si la DQO es superior a los 10 g/L, deberá considerarse la inclusión de un separador de sólidos suspendidos antes de entrar al RALLFA, con objeto de impedir la entrada de la biomasa acidogénica formada en el reactor de preacidificación. Para

evitar esto, se puede diseñar el RALLFA considerando el incremento de SSV que representa esa biomasa. Si el residuo tiene una DQO menor a 1,000 mg/L, generalmente el diseño es fijado por la carga hidráulica (velocidad ascendente) y para aguas más concentradas, el diseño lo impone la carga orgánica volumétrica.

b) VOLUMEN DEL REACTOR

Para aguas residuales diluidas (con niveles de DQO por abajo de 1,000 mg/L) y temperaturas de operación que exceden los 20°C, el volumen del reactor se determina con el tiempo de residencia hidráulico (TRH), más que por la aplicación de la carga orgánica:

$$V = TRH \cdot Q$$

La determinación del tiempo de residencia de diseño depende también del tipo de lodo presente dentro del reactor (ya sea floculento o granular) y de la eficiencia del separador gas-líquido.

Para desechos con mayores concentraciones en DQO, el volumen de reactor depende sobre todo de la concentración del agua residual (C) y de la aplicación de la carga orgánica volumétrica (Bv), de acuerdo con la siguiente ecuación.

$$V_r = S_o \cdot Q / B_v = (m^3)$$

donde:

S_o = concentración de materia orgánica (kg/m³)

Q = gasto (m³/d)

B_v = carga orgánica volumétrica (kgDQO/m³·d)

En el tratamiento de aguas residuales industriales, generalmente el factor que gobierna el tamaño del reactor, es la carga orgánica volumétrica (en términos de la DQO biodegradable). Esta carga depende sobre todo de la actividad del lodo, así como de la temperatura y de la eficiencia del tratamiento propuesto (Tabla 3.1).

Tabla 3.1. CARGA ORGÁNICA APLICABLE A DIFERENTES TEMPERATURAS PARA VARIOS TIPOS DE AGUA, REACTOR RALLFA CON 25 kgSSV/m³ Y CARGA HIDRÁULICA NO LIMITANTE (DQO MAYORES A 1 g/L) (Malina y Pohland, 1992)

Temperatura °C	Bv (kg DQO/m ³ ·d)		
	AGUA CON AGV	AGUA SIN AGV	AGUA CON 30% DE DQO COMO SSV
15	2-4	1.5-3	1.5-2
20	4-6	2-4	2-3
25	6-12	4-8	3-6
30	10-18	8-12	6-9
35	15-24	12-18	9-14
40	20-32	15-24	14-18

NOTA: para estos valores, $B_x = B_v / (25 \text{ kgSSV/m}^3)$

Los RALLFA con lodo granular pueden soportar, en promedio, 3m/h para aguas residuales solubles y de 1 a 1.5 m/h con agua parcialmente solubles. Bajo estas condiciones se retiene el lodo granular dentro del reactor. En periodos cortos (2 a 4 h al día), velocidades ascendentes de hasta 2 a 6 m/h son toleradas para aguas parcialmente solubles y solubles respectivamente. Estas velocidades elevadas lavarán el lodo poco sedimentable, lo cual no causa serios problemas.

Para los lodos de tipo floculento, las velocidades ascendentes son de 0.5 m/h, pero también pueden soportar velocidades de 2 m/h durante 2 a 4 h.

Cuando la velocidad ascendente es el factor limitante (casos de DQO inferiores a 1,000 mg/L), en lugar de la carga orgánica volumétrica, el tiempo de residencia hidráulica (TRH) se determina mediante el área superficial y la altura del reactor, de acuerdo con la siguiente ecuación:

$$TRH = A \cdot H / Q$$

$$TRH = H / Va$$

donde:

TRH = Tiempo de residencia hidráulica (h)

A = Área superficial del reactor (m²)

H = Altura del reactor (m)

Q = Tasa de flujo (m³/h)

Va = Velocidad ascendente en zona de lodos (m/h)

En tales casos, los TRH no son inferiores a 5 h. En el tratamiento de aguas residuales completamente solubles, se pueden considerar alturas de reactor de 6 m o mayores, lo que da como resultado bajos requerimientos de espacio del reactor y también los costos para la distribución de la alimentación son menores. Sin embargo, debe considerarse que el flujo de gas por unidad de superficie se incrementa conforme lo hace la altura, a volumen de reactor constante. Este flujo (m³gas/m².min) provocará una fuerte turbulencia de la zona de captación de gas, lo que reducirá la eficiencia de retención de sólidos suspendidos del separador gas-sólido-líquido.

Para el tratamiento de aguas residuales diluidas, semejantes a las domésticas, se recomiendan alturas de 3 a 5 m; en el caso de que la DQO se encuentre de 1,000 a 5,000 mg/L se recomienda una altura del reactor de 5-6 m. Aguas más concentradas en DQO producirán una importante cantidad de gas, por lo que se debe reducir la altura del reactor a menos de 5 m, con el objeto de evitar problemas de retención de sólidos suspendidos.

Se recomienda modular a partir de 400 m³, dado que se obtienen ventajas en versatilidad durante el arranque y operación. El diseño de un reactor modular ofrece un número de ventajas sobre la aplicación de un solo compartimiento del reactor; entre estas se tienen:

- ✓ El arranque inicial de la planta se facilita, en el caso de disponer de pequeñas cantidades de lodo de inóculo. Uno o dos módulos pueden arrancarse separadamente a partir de otro módulo, de tal manera que el lodo requerido es menor y se genera inóculo para los módulos restantes
- ✓ Los eventuales trabajos de limpieza y/o reparación de los módulos por separado, se realizan con mayor facilidad, evitando el paro total de la planta.
- ✓ Los diferentes compartimentos pueden operarse en serie, lo cual puede representar una opción de operación interesante.

Los RALLFA con lodo granular pueden soportar, en promedio, 3m/h para aguas residuales solubles y de 1 a 1.5 m/h con agua parcialmente solubles. Bajo estas condiciones se retiene el lodo granular dentro del reactor. En periodos cortos (2 a 4 h al día), velocidades ascendentes de hasta 2 a 6 m/h son toleradas para aguas parcialmente solubles y solubles respectivamente. Estas velocidades elevadas lavarán el lodo poco sedimentable, lo cual no causa serios problemas.

Para los lodos de tipo floculento, las velocidades ascendentes son de 0.5 m/h, pero también pueden soportar velocidades de 2 m/h durante 2 a 4 h.

Cuando la velocidad ascendente es el factor limitante (casos de DQO inferiores a 1,000 mg/L), en lugar de la carga orgánica volumétrica, el tiempo de residencia hidráulica (TRH) se determina mediante el área superficial y la altura del reactor, de acuerdo con la siguiente ecuación:

$$TRH = A \cdot H / Q$$

$$TRH = H / Va$$

donde:

TRH = Tiempo de residencia hidráulica (h)

A = Área superficial del reactor (m²)

H = Altura del reactor (m)

Q = Tasa de flujo (m³/h)

Va = Velocidad ascendente en zona de lodos (m/h)

En tales casos, los TRH no son inferiores a 5 h. En el tratamiento de aguas residuales completamente solubles, se pueden considerar alturas de reactor de 6 m o mayores, lo que da como resultado bajos requerimientos de espacio del reactor y también los costos para la distribución de la alimentación son menores. Sin embargo, debe considerarse que el flujo de gas por unidad de superficie se incrementa conforme lo hace la altura, a volumen de reactor constante. Este flujo (m³gas/m²·min) provocará una fuerte turbulencia de la zona de captación de gas, lo que reducirá la eficiencia de retención de sólidos suspendidos del separador gas-sólido-líquido.

Para el tratamiento de aguas residuales diluidas, semejantes a las domésticas, se recomiendan alturas de 3 a 5 m; en el caso de que la DQO se encuentre de 1,000 a 5,000 mg/L se recomienda una altura del reactor de 5-6 m. Aguas más concentradas en DQO producirán una importante cantidad de gas, por lo que se debe reducir la altura del reactor a menos de 5 m, con el objeto de evitar problemas de retención de sólidos suspendidos.

Se recomienda modular a partir de 400 m³, dado que se obtienen ventajas en versatilidad durante el arranque y operación. El diseño de un reactor modular ofrece un número de ventajas sobre la aplicación de un solo compartimiento del reactor; entre estas se tienen:

- ✓ El arranque inicial de la planta se facilita, en el caso de disponer de pequeñas cantidades de lodo de inóculo. Uno o dos módulos pueden arrancarse separadamente a partir de otro módulo, de tal manera que el lodo requerido es menor y se genera inóculo para los módulos restantes
- ✓ Los eventuales trabajos de limpieza y/o reparación de los módulos por separado, se realizan con mayor facilidad, evitando el paro total de la planta.
- ✓ Los diferentes compartimentos pueden operarse en serie, lo cual puede representar una opción de operación interesante.

c) SISTEMAS DE ALIMENTACIÓN

El sistema de distribución para la alimentación constituye una parte fundamental para el reactor, debido a que de éste depende que el lecho de lodos tenga un mejor contacto con el agua residual evitando así que se presenten acanalamientos y la formación de zonas muertas. El peligro de acanalamiento es mayor con baja producción de biogás ya que no se tiene el efecto del mezclado provocado por el ascenso de las burbujas. Esto ocurre a tasas menores de $1 \text{ m}^3\text{CH}_4/\text{m}^3\cdot\text{d}$ para un reactor de 4 a 6 m de altura. En la figura 3.1 muestra el sistema de distribución para la alimentación para un RALLFA (UASB), propuesto por Lettinga, en donde el flujo entra al reactor por gravedad.

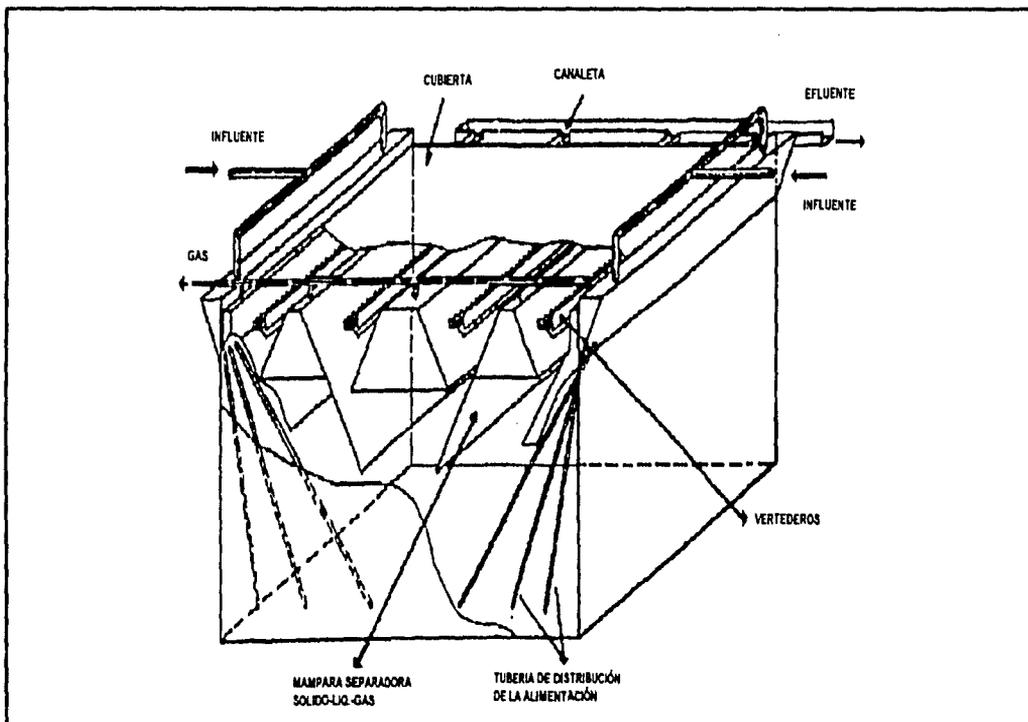


Figura 3.1. SISTEMA DE DISTRIBUCIÓN PARA UN REACTOR RALLFA (Malina y Pohland, 1992)

Otros diseños incorporan alimentación por medio de cabezales a presión, con bombeo de recirculación.

Para una adecuada irrigación, cada boquilla del sistema de distribución debe cubrir una cierta área de la base. En la tabla 3.2 se presenta el área que debe irrigarse por boquilla en función de la carga orgánica. Se puede apreciar que para cargas medias y altas (mayores a $4 \text{ kgDQO}/\text{m}^3\cdot\text{d}$) la restricción de este criterio es menos fuerte. Sin embargo, se recomienda tener como mínimo una boquilla por cada 6 m^2 .

Tabla 3.2. ÁREA QUE DEBE CONSIDERARSE PARA LAS BOQUILLAS DE ALIMENTACIÓN EN UN RALLFA (Malina y Pohland, 1992)

Tipo de lodo	Superficie por boquilla (m ²)	Carga (kgDQO/m ³ .d)
Flóculo denso (mayor a 40kgSST/m ³ .d)	0.5 - 1	menor que 1
	1 - 2	1 - 2
	2 - 3	mayor a 2
Flóculo medio (20-40 kgSST/m ³ .d)	1-2	1-2
	2-5	mayor que 3
Lodo granular	0.5-1	2
	1-2	2 - 4
	mayor que 2	mayor que 4

NOTA: Cargas orgánicas inferiores a 2 kgDQO/m³.d corresponden típicamente a aguas residuales domésticas.

d) SEPARADOR GAS-SÓLIDO-LÍQUIDO

El diseño del separador gas-sólido-líquido no es necesariamente simple, particularmente en aguas con elevada DQO, ya que la producción de gas genera turbulencia en esa zona. Algunos de los diseños más utilizados se muestran en la figura 3.2 y figura 3.3.

Los principales objetivos del separador gas-sólido son los siguientes:

- Separar y descargar el biogás del reactor
- Evitar el posible lavado de flóculos o granos
- Prevenir el lavado de lodo granular flotante
- Provocar un efecto de pulimento mediante una sedimentación secundaria
- Permitir la decantación del lodo dentro del reactor
- Sirve como una barrera para detener las expansiones excesivas de la cama de lodos, la cual está principalmente constituida por lodo floculento.

Se debe considerar un adecuado diseño del separador gas-sólido-líquido, principalmente cuando se trabaja con aguas residuales industriales, ya que éstas contienen compuestos tales como proteínas y grasas que, durante su descomposición, generan espumas, lo que provoca la flotación del lodo y su consecuente lavado.

En el separador se considera de gran importancia la velocidad, tanto entre los pasos entre colectores, como en la zona de sedimentación propiamente dicha. Para la zona de paso se recomiendan velocidades ascendentes inferiores a 3 m/h, aunque para lodo granular pueden llegar hasta 6 m/h. Para aguas parcialmente insolubles se recomienda no sobrepasar 1.5 m/h, con objeto de evitar al máximo la evacuación del material en suspensión presente en el agua residual. Para la zona del sedimentador, la velocidad debe de mantenerse por abajo de 1m/h en todos los casos.

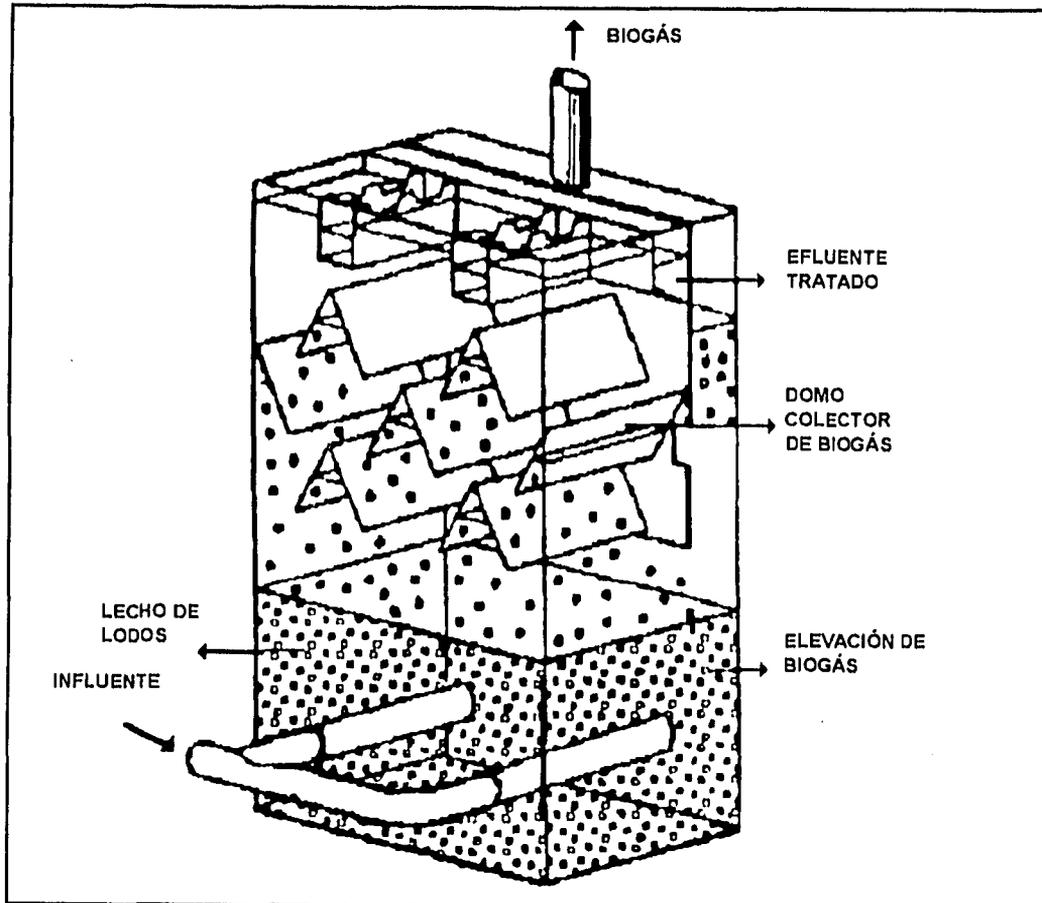
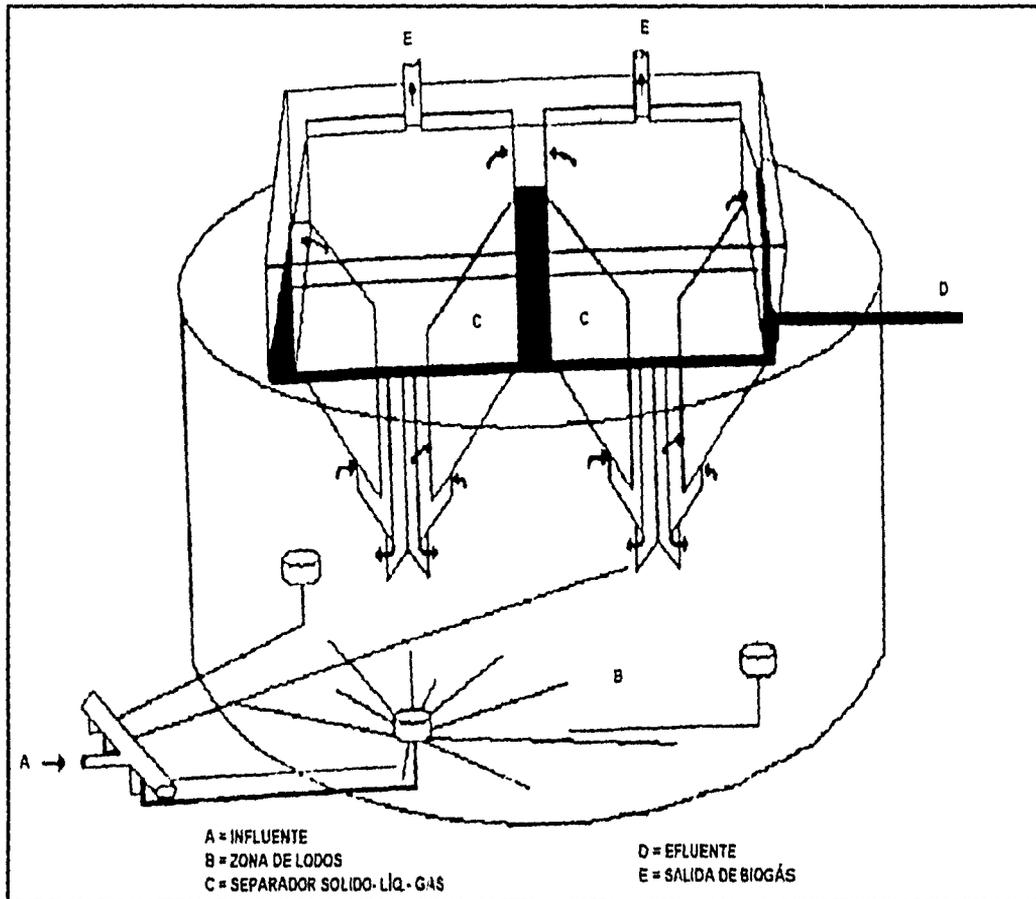


Figura 3.2. RALLFA Sistema Biopaq; se colocan 3 arreglos de colectores uno sobre otro con el propósito de obtener mayor eficiencia en la recuperación del biogás (Moreno et al., 1993)

Para la construcción del separador se deben tener presentes las siguientes consideraciones:

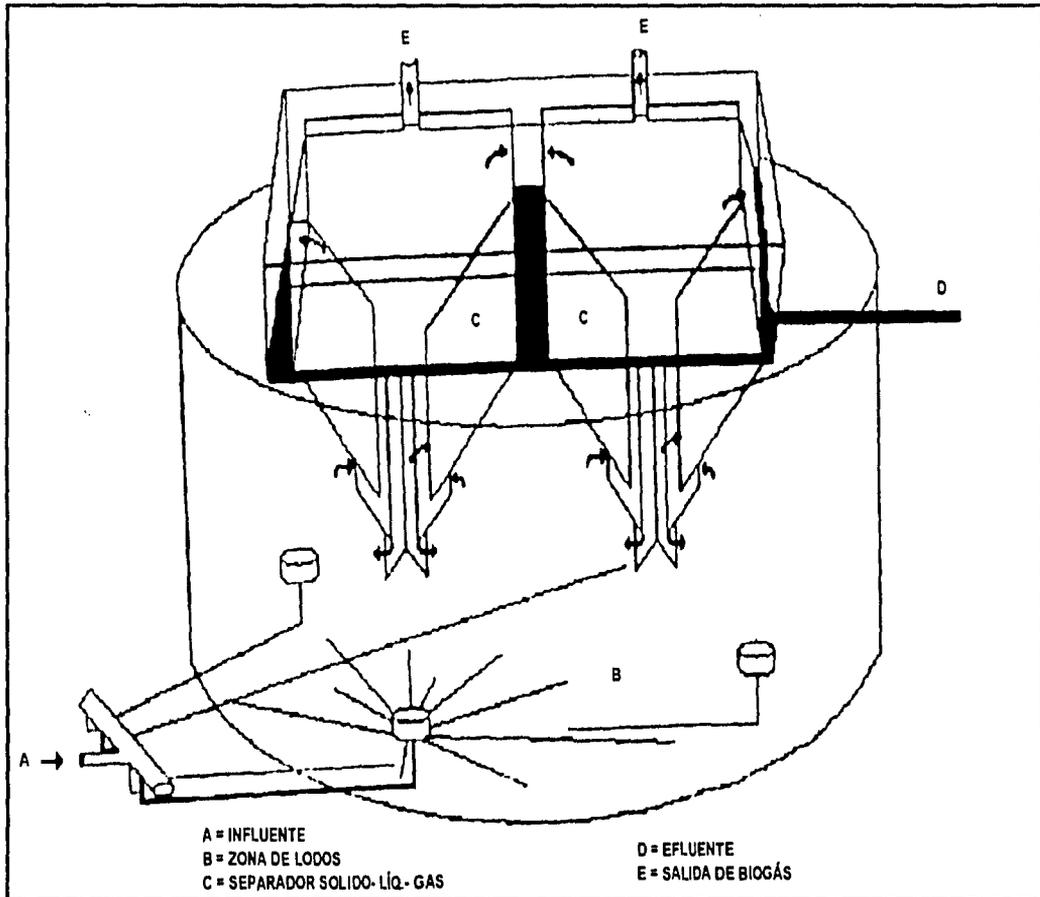
1. Las mamparas deben tener un ángulo entre 45 y 60° con respecto a la horizontal.
2. El área de paso entre los colectores debe ser del 15 al 20% de la superficie del reactor.
3. La altura del dispositivo es entre 1.5 y 2 m para reactores con 5-7 m de altura.
4. Debe crearse dentro del colector una interfase líquido-gas para facilitar la evacuación del gas y poder tomar medidas contra la formación de natas.
5. El traslape entre colectores superiores e inferiores debe ser al menos de 20 cm.

6. Se recomienda instalar mamparas frente a las canaletas de agua tratada.
7. El diámetro de la tubería de evacuación del gas debe ser suficientemente grande para facilitar la operación, inclusive en presencia de espumas o natas.
8. Si hay formación de natas, se debe prever la instalación de boquillas aspersoras dentro de los colectores.
9. El material de construcción puede ser acero recubierto con algún material plástico, para evitar su pronta corrosión o bien de plásticos estructurales moldeados.



**Figura 3.3. REPRESENTACIÓN DEL REACTOR RALLFA (PROCESO BIOTHANE)
(Moreno et al., 1993)**

6. Se recomienda instalar mamparas frente a las canaletas de agua tratada.
7. El diámetro de la tubería de evacuación del gas debe ser suficientemente grande para facilitar la operación, inclusive en presencia de espumas o natas.
8. Si hay formación de natas, se debe prever la instalación de boquillas aspersoras dentro de los colectores.
9. El material de construcción puede ser acero recubierto con algún material plástico, para evitar su pronta corrosión o bien de plásticos estructurales moldeados.



**Figura 3.3. REPRESENTACIÓN DEL REACTOR RALLFA (PROCESO BIOTHANE)
(Moreno et al., 1993)**

e) DESCARGA DE LODOS

Se debe incorporar al diseño un dispositivo para la evacuación del lodo en exceso del reactor. Generalmente, el punto de descarga se sitúa a la mitad de la altura de la zona de lodos del reactor, aunque también debe instalarse una purga cerca del fondo. La descarga rutinaria del exceso de lodo se realiza por la parte superior de la cama de lodos, zona donde se encuentra el lodo floculento. La frecuencia de la descarga puede ser dividida o inclusive semanal, dependiendo del volumen que será evacuado, el cual deberá exceder por extracción el 5% del volumen del reactor.

f) RECIRCULACIÓN DEL EFLUENTE

La recirculación del efluente en un RALLFA se recomienda cuando se tienen aguas residuales con altas concentraciones y el objetivo es la dilución del nivel del DQO a valores de 15 g/L. Con una recirculación, además, se disminuye la toxicidad eventual del desecho, se mejora el contacto del lodo con el agua residual y se favorece la granulación y adaptación del lodo durante el arranque.

Otra importante ventaja de recircular el efluente es aprovechar en la corriente de entrada la alcalinidad producida por el mismo reactor, lo que contribuye a una mayor estabilidad del proceso, resistencia a choques de pH y de carga orgánica, además de reducir los posibles consumos alcalinos. Como recomendación general se puede plantear la incorporación de una línea de recirculación de aproximadamente $0.25Q$, la cual será activada durante el arranque (cargas "batch" o intermitentes) o cuando se presenten algunos problemas de acidificación en el sistema.

g) MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN

La experiencia con reactores a escala industrial en Holanda demuestran que la corrosión representa el principal problema en los RALLFA. Los reactores contruidos en acero revestido, a fines de los 70's se dañaron fuertemente después de 5 a 6 años de operación. El mayor problema está en la parte superior donde el ácido sulfhídrico (H_2S) se oxida con el aire y forma ácido sulfúrico (H_2SO_4). Esto da lugar a bajas condiciones de pH en el sitio, lo cual hace que materiales como el acero y el concreto se vean afectados. La corrosión por CO_2 se dará en la fase líquida y atacará el óxido de calcio (CaO) del concreto. Actualmente, para evitar los problemas de corrosión se acostumbra recubrir el concreto con polipropileno en la zona de interfase líquido-atmósfera. El uso de aditivos adecuados y el concreto más apropiado debe asegurarse en toda la instalación.

3.3 USOS Y MANEJO DEL BIOGÁS

EL metano (CH_4) puro, es un gas incoloro e inodoro, que constituye entre un 65 a 70% del gas producido (y de 25 a 30% de bióxido de carbono, CO_2 y trazas de nitrógeno, N_2 , hidrógeno, H_2 , ácido sulfhídrico, H_2S , entre otros). Esta composición está en función de las características del agua residual a tratar. Por ejemplo, si el agua presenta elevadas concentraciones de sulfatos, el porcentaje de metano disminuye ligeramente, pero nunca por abajo del 50%, debido al aumento en ácido sulfhídrico (H_2S) que rara vez alcanza el 4%.

Los valores típicos de producción de biogás a TPN es de 0.5 m³/kg DQO removida, de la cual la producción de metano es de 0.35 m³/kg DQO removido.

En la tabla 3.3 se presentan algunas de las propiedades físicas y químicas más importantes del metano.

Tabla 3.3. PROPIEDADES FÍSICAS Y QUÍMICAS DEL METANO
(Moreno et al., 1993)

Formula química :	CH ₄
Peso molecular:	16.042 g/mol
Punto de ebullición a 47.88 Pa:	111.66°K
Punto de congelación a 47.88 Pa:	90.67°K
Presión crítica:	4.64 x10 ³ kPa
Temperatura crítica:	190.65°K
Gravedad específica:	
Líquido (a 109.15°K)	0.415
Gas (a 298.15°K y 47.88 Pa)	0.000658
Volumen específico a 288.65°K y 47.88 Pa	1.47 m ³ /kg
Valor calorífico a 288.65°K y 47.88 Pa	38,130.71 kJ/m ³
Aire requerido para la combustión m ³ aire/m ³ CH ₄	9.53
Limites de flamabilidad:	(5 a 15% en volumen)
Cantidad de octano:	130
Temperatura de ignición:	923.15°K
Ecuación de combustión:	CH ₄ + 2O ₂ → CO ₂ + 2H ₂ O
O ₂ /CH ₄ para la combustión completa:	3.98 (en peso)
O ₂ /CH ₄ para la combustión completa:	2.0 (en volumen)
CO ₂ /CH ₄ para la combustión completa:	2.74 (en peso)
CO ₂ /CH ₄ para la combustión completa:	1.00 (en volumen)

Cuando se quema el biogás de un reactor anaerobio, la flama tiene color azul y presenta un valor calorífico entre 22,000 a 26,000 kJ/m³, con un contenido en metano de 60 a 70%. Se puede utilizar en quemadores de gas para el calentamiento de estufas, alumbrado, refrigeración, como combustible para maquinaria de combustión interna, etc, teniendo una eficiencia de conversión de alrededor del 15%. Este uso resulta más conveniente si el biogás se somete a un previo lavado, con objeto de eliminar los demás componentes gaseosos, evitando así que se presenten problemas de corrosión en tuberías y equipos de almacenamiento.

El gas es más utilizado en aplicaciones de calentamiento, el cual puede emplearse directamente, con unidades de almacenamiento de baja presión. Alternativamente, el gas de un reactor de cubierta fija, puede entubarse para ser almacenado en un recipiente. En la tabla 3.4 se muestra una lista de las posibles aplicaciones del biogás quemado; este puede utilizarse como combustible en motores que generen energía mecánica o eléctrica, en calderas para generar vapor, para proporcionar iluminación, como gas de cocina y en otros usos, pero su eficiencia en su funcionamiento depende del contenido de metano (CH₄) que, para su combustión en motores, debe de estar prácticamente puro ya que el bióxido de carbono (CO₂) ocuparía espacio de almacenamiento y energía para su compresión, mientras que el ácido sulfhídrico (H₂S) causaría problemas de corrosión.

Tabla 3.4. CANTIDADES DE BIOGÁS REQUERIDAS PARA UNA APLICACIÓN ESPECÍFICA (Moreno et al., 1993)

USO	ESPECIFICACIÓN	REQUERIMIENTO DE GAS m ³ /h
Cocina	Hornilla de 2"	0.33
	Hornilla de 4"	0.47
	Hornilla de 6"	0.64
	Hornilla de 2"-4"	0.23-0.45
	Por persona/día	0.34-0.42
	Por persona/día	0.34
Gas para alumbrado	Por lámpara de potencia lumínica 100	0.13
	Por capa	0.07
	Por capa	0.07-0.08
	Lámpara de 2 capas	0.14
	Lámpara de 3 capas	0.17
Gasolina o motor de diesel (b)	Biogás por HP	0.45-0.51
Refrigerador	Por m ³	1
	Por m ³	1.21
Incubadora	Por m ³	0.464 - 0.607
	Por m ³	0.5 - 0.7
Gasolina	1 litro	1.33-1.87(c)
Diesel	1 litro	1.50 - 2.07(c)
Ebullición del agua	1 litro	0.11(d)

(b) Basado en un 25% de la eficiencia

(c) Volumen de biogás necesario para dar la energía equivalente de 1 litro de combustible

(d) Volumen de biogás necesario para la ebullición de 1 litro de agua a presión de 1 atm

En la tabla 3.5 se compara este recurso en cuanto a su poder calorífico con otros combustibles usuales .

Tabla 3.5. VALORES CALORÍFICOS DEL BIOGÁS Y ALGUNOS OTROS COMBUSTIBLES

Combustible	Entalpía de combustión, MJ/kg
Metano	50.0
Biogás purificado (90%)	45.0
Biogás sin purificar (metano 60%-inertes 40%)	30.0
Butano	45.7
Propano	46.4
Metanol	19.9
Etanol	26.9
Gasolina	42.1
Diesel	45.0

El biogás generado en los reactores anaerobios como producto de la transformación del material orgánico presente en las aguas residuales, tiene un valor energético que muchas veces no es aprovechado. Esto se debe a que su manejo resulta ser relativamente complicado, debido a que para ciertos usos se tienen que realizar algunos pasos de purificación antes de su almacenamiento y utilización. Estos pasos consisten en el lavado y secado del biogás con el objeto de eliminar o disminuir el contenido de ácido sulfhídrico (H_2S) y bióxido de carbono (CO_2), hasta valores en los cuales su efecto corrosivo es mínimo. El almacenamiento del biogás se realiza en tanques, por lo que se pueden utilizar: tanques de presión baja (que tiene una campana flotante), tanque de presión media, cilindros a alta presión y como gas licuado. Conforme aumenta la presión de almacenamiento los requerimientos de pureza del biogás se incrementan, haciendo sus costos de manejo mayores.

Existen varios procesos o métodos para la purificación del biogás generado en la degradación anaerobia. Entre estos se tiene la eliminación del agua que puede realizarse por medio de cuatro operaciones o métodos:

- a) La condensación del vapor de agua, la cual se realiza por enfriamiento o en trampas de temperatura ambiente o por compresión y enfriamiento.
- b) Adsorción en líquidos, mediante el uso de soluciones concentradas de $LiCl$, $NaCl$ o $CaCl_2$ o bien con etilenglicol o trietilenglicol, que son los líquidos higroscópicos más frecuentemente seleccionados.
- c) Adsorción física en sólidos, que requiere de sólidos parcialmente deshidratados como la alúmina activada ($Al_2O_3 \cdot 1/2H_2O$), sílica gel o mallas moleculares.
- d) Adsorción química en sólidos, en donde se emplean compuestos tales como cloruro de calcio u óxido de calcio.

La eliminación de CO₂ se puede llevar a cabo mediante lo siguiente:

- i) La reacción con sólidos, con soluciones alcalinas como el hidróxido de sodio (NaOH), el hidróxido de potasio (KOH), la cal viva (Ca(OH)₂), etc.
- ii) Con etanolaminas
- iii) Adsorción con agua
- iv) Adsorción con metanol
- v) Adsorción con carbonato de polipropileno
- vi) Membranas permeables
- vii) Mallas moleculares

En la eliminación del H₂S de la fase gaseosa, los procesos que existen, algunos eliminan simultáneamente el CO₂ mientras que otros solo el primer compuesto. Los principales para remover el H₂S son:

- I. Adsorción en líquidos, con sustancias tales como: aminas, agua con carbonato de potasio, polietilenglicol y metanol. Esta adsorción se realiza generalmente en columnas empacadas, al igual que la desorción para regeneración del adsorbente.
- II. Separación mediante membranas
- III. Formación de sulfuros metálicos, con compuestos tales como óxidos de hierro o zinc, acetato de zinc entre otros
- IV. Oxidación por microorganismos

El proceso más común para el lavado o purificación del biogás consiste en hacerlo pasar a través de una columna de adsorción, la cual, contiene alguna sustancia química de las anteriormente mencionadas, disolventes o inclusive agua bajo presión. Al entrar en contacto con la sustancia, el H₂S y/o CO₂ se solubilizan, lo que produce una corriente gaseosa con alto contenido de metano (CH₄). Estos disolventes pueden regenerarse empleando una segunda columna conocida como desorbedora o de regeneración.

La elección del método o técnica de purificación que debe emplearse en la limpieza del biogás generado en un sistema de tratamiento anaerobio, depende principalmente del flujo de biogás disponible y de la pureza de metano que se desee alcanzar lo que lleva a determinar la viabilidad económica de la purificación.

3.4 ESCALAMIENTO DEL REACTOR DE LECHO DE LODOS DE FLUJO ASCENDENTE

El escalamiento del reactor está basado en algunos parámetros alcanzados hasta la finalización del arranque, así como en parámetros básicos de diseño de reactores anaerobios antes mencionados. Existen varios enfoques a partir de los cuales se basan los diseños de este tipo de reactores; sin embargo, en este trabajo se partirá de valores obtenidos experimentalmente y se conjuntarán con valores encontrados en la literatura. La remoción de DQOt de diseño para el reactor, será el alcanzado en la etapa experimental de arranque del RALLFA en la planta piloto, así como el porcentaje de metano en el biogás y algunos otros parámetros que se mencionarán mas adelante.

La secuencia de cálculo detallada se presenta en el capítulo de resultados y aquí se presentan de modo general las premisas del diseño.

Las bases de diseño de los RALLFA radican primordialmente en las características de los lodos, así como su volumen, aunque la mayoría de las veces son diseñados con base en otros parámetros por falta de inóculo. Estos parámetros fueron obtenidos de los lodos del RALLFA de la planta piloto.

Como se muestra en el capítulo 1 la producción de vinazas en el ingenio en estudio alcanza un valor promedio de 6,480 m³/mes. A partir de este promedio y de la cantidad de materia orgánica presente en este efluente obtenida del promedio de la caracterización de la vinazas procedentes de las melazas de la caña de azúcar (siendo éstas las utilizadas para la fermentación alcohólica durante la zafra) se realizará el escalamiento y diseño del reactor RALLFA.

Se considerará el tiempo de residencia (TRH) que tuvo el reactor de lecho de lodos de flujo ascendente en la planta piloto, así como el porcentaje de remoción de DQO_t alcanzada durante la etapa estable con vinaza diluida al 10%. Estos mismos valores, serán supuestos para el escalamiento y diseño del reactor. La concentración del inóculo del RALLFA y la actividad del inóculo también son consideradas experimentales. Estas características se espera que mejorarán conforme se comience a operar, sin embargo fueron las que se tomaron para el diseño. La producción total de metano esperada para este reactor será calculada a partir de la tasa de producción de metano obtenida en este arranque. La producción de biomasa dentro del reactor será calculada con base en el valor reportado en la literatura.

**ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA**

FALTA PAGINA

No. 79a la.....

1.2) TANQUE DE ALIMENTACIÓN

Este tanque en la fase de arranque fue utilizado como un tanque de acondicionamiento de las vinazas, ya que éstas son diluidas y neutralizadas para dar inicio a la activación de los lodos en el interior del reactor.

Una vez enfriadas hasta una temperatura de 35-45°C y libres de sedimentos, las vinazas son decantadas por gravedad al tanque de alimentación. Este se encuentra en la parte de abajo del tanque sedimentador-enfriador a 62 cm del nivel del piso y es soportado por la misma estructura del primer tanque.

El tanque de alimentación es cilíndrico de fondo plano y abierto a la atmósfera; tiene un diámetro interno de 93 cm, una altura de 100 cm, acabado en lámina de 3/16" de espesor, y con un volumen útil de 672 L. Cuenta con una línea de purga de 2" de diámetro con su respectiva válvula que desemboca en la línea general de drenaje de la planta piloto. Opuesta a ésta, se encuentra la línea de alimentación de 1/4" de diámetro, la cual después de 62 cm de longitud, con un codo, un bajante y una válvula, es conectada a una bomba peristáltica Cole-Palmer.

A 12 cm de la parte superior de este tanque desemboca una línea de 2" que proviene del reactor anaerobio. La finalidad de esta línea es recircular la vinaza tratada al tanque de alimentación en caso de que sea necesario.

En este tanque es donde fue suministrada la temperatura adecuada a la vinaza ya que se trabajó con vinaza almacenada. Este aumento en la temperatura es suministrado por medio de una línea de vapor que está conectada a un aspersor que se encuentra en el fondo del tanque con su respectiva válvula. Proviene de la línea general de suministro de vapor de la planta de alcohol. Esta línea de vapor tiene una bifurcación, de la cual sale otra línea de vapor que está conectada a una línea de agua que proviene de la salida del serpentín antes de la válvula, siendo ésta de 1" y desemboca en la parte superior del tanque de alimentación. Estas líneas tienen como fin suministrar agua caliente para la dilución de la vinaza durante la fase de arranque.

2) SECCIÓN DE BOMBEO

Consta de una bomba peristáltica Masterflex, de flujo regulable para la alimentación del reactor. Cabe mencionar que durante la fase de activación de los lodos el flujo de la alimentación se fijó a 700 mL/min, esto es, se le dió un tiempo de residencia hidráulico al reactor anaerobio de 5.6 días. Al mes, este tiempo se cambió a 4.6 días con un flujo de 900 mL/min.

3) SECCIÓN DE TRATAMIENTO ANAEROBIO

Esta sección tiene como objetivo depurar la materia orgánica presente en la vinaza, por medio de un reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente.

El reactor anaerobio consiste de un tanque cilíndrico de fondo cónico de 1.5 m de diámetro, una altura total de 3.65 m, acabado en lámina de 3/16" de espesor. El reactor tiene un volumen útil de 6,000 L (Fig. 4.1 y 4.2).

La alimentación fue suministrada por la parte inferior del reactor por medio de una línea de 1/4" que proviene de la descarga de la bomba peristáltica. Esta línea tiene una expansión de 2" y, por medio de una brida, está unida al fondo cónico del reactor, el cual tiene una válvula de compuerta.

En el interior del reactor, a 2.35 m de altura considerando el fondo cónico, se tiene un deflector inclinado de aproximadamente 25 cm, el cual funge como separador sólido-líquido-gas. Este deflector tiene 4 soleras equidistantes que terminan en "Y", de aproximadamente 15 cm de altura y soldadas ortogonalmente al deflector. En esta soleras está asentada una campana cónica recolectora de biogás de 110 cm de diámetro y terminando su parte de mayor diámetro en un cinturón de 10 cm de ancho. La altura de la campana es de 130 cm finalizando con un cople que tiene un diámetro de 1", a éste está unido un niple de 10 cm con un codo para continuar con una reducción a una línea de 1/4", que es la que baja a 1.7 m del nivel del piso. De esta línea está conectada una manguera que entra al medidor de gas. Toda la campana tiene un acabado en lámina de 3/16" de espesor y sobresale 30 cm de la parte superior del reactor. Para mayor seguridad, la campana está soldada al reactor por medio de dos tirantes opuestos que parten de las orillas del reactor a la parte de menor diámetro de éste.

El reactor cuenta con 3 tomas de muestra, las cuales se han manejado como niveles del reactor con el fin de hacer un seguimiento de su comportamiento en función de su altura. Cada una de estas tomas de muestra, de 1" de diámetro, parten del centro del reactor. La primera se encuentra a la mitad del fondo cónico y se utiliza para muestrear la cama de lodos. La segunda se encuentra a 1.6 m de altura, tomado en cuenta el fondo cónico y, por medio de un bajante y una válvula, es posible muestrear a un nivel considerable. La tercer toma está a 55 cm arriba de la segunda toma de muestra; esta toma también cuenta con su bajante respectivo.

En la parte superior del reactor existen 2 salidas opuestas una de otra, la primer salida se encuentra 1 cm abajo de la otra, y está conectada a un bajante de 2" de diámetro con su respectiva válvula que descarga en la parte superior del tanque de alimentación. Esta línea tiene como fin recircular el efluente en caso de que sea necesario. La segunda salida se encuentra a 16 cm hacia abajo de la parte superior del reactor y está conectada a una tubería de 2" de diámetro, que baja 1.5 m por medio de un codo para luego dirigirse horizontalmente hasta la entrada del reactor aerobio.

A lo largo de esta línea se encuentra una toma de muestra de 1/4" que baja al nivel del piso y sirve para evaluar la condiciones del efluente a la salida del tratamiento anaerobio y entrada al tratamiento aerobio. En esta misma línea se encuentran dos válvulas, una de ellas es para regular el flujo de entrada al reactor aerobio y la otra se encuentra en una bifurcación que llega a la línea de drenaje general de la planta.

4) SECCIÓN DE TRATAMIENTO AEROBIO

Con el fin de someter a las vinazas parcialmente tratadas a un tratamiento final, se hicieron pasar por un sistema de tratamiento aerobio. El reactor aerobio, consiste de un tanque rectangular dividido en 4 cámaras, una precámara de sedimentación y alimentación y un sedimentador secundario. En cada cámara se tienen 18 discos de poliuretano de 2 m de diámetro, los cuales están fijados a una flecha que los hace girar por medio de un motor trifásico que a su vez, también hace girar un sistema de cangilones, los cuales alimentan la primer cámara del reactor para después, por gravedad, el agua a tratar pasa a las siguientes cámaras por medio de unas canaletas que se encuentran entre cámara y cámara, finalmente, el agua llega al sedimentador secundario que separa los lodos que fueron arrastrados durante el proceso. A la salida del reactor de biodiscos se tienen dos líneas, una por la parte de abajo, para purgar y muestrear los lodos y otra que va al drenaje general de la planta piloto, siendo éste el efluente final de la planta piloto.

En la figura 4.1 se presenta un digrama completo de la planta piloto.

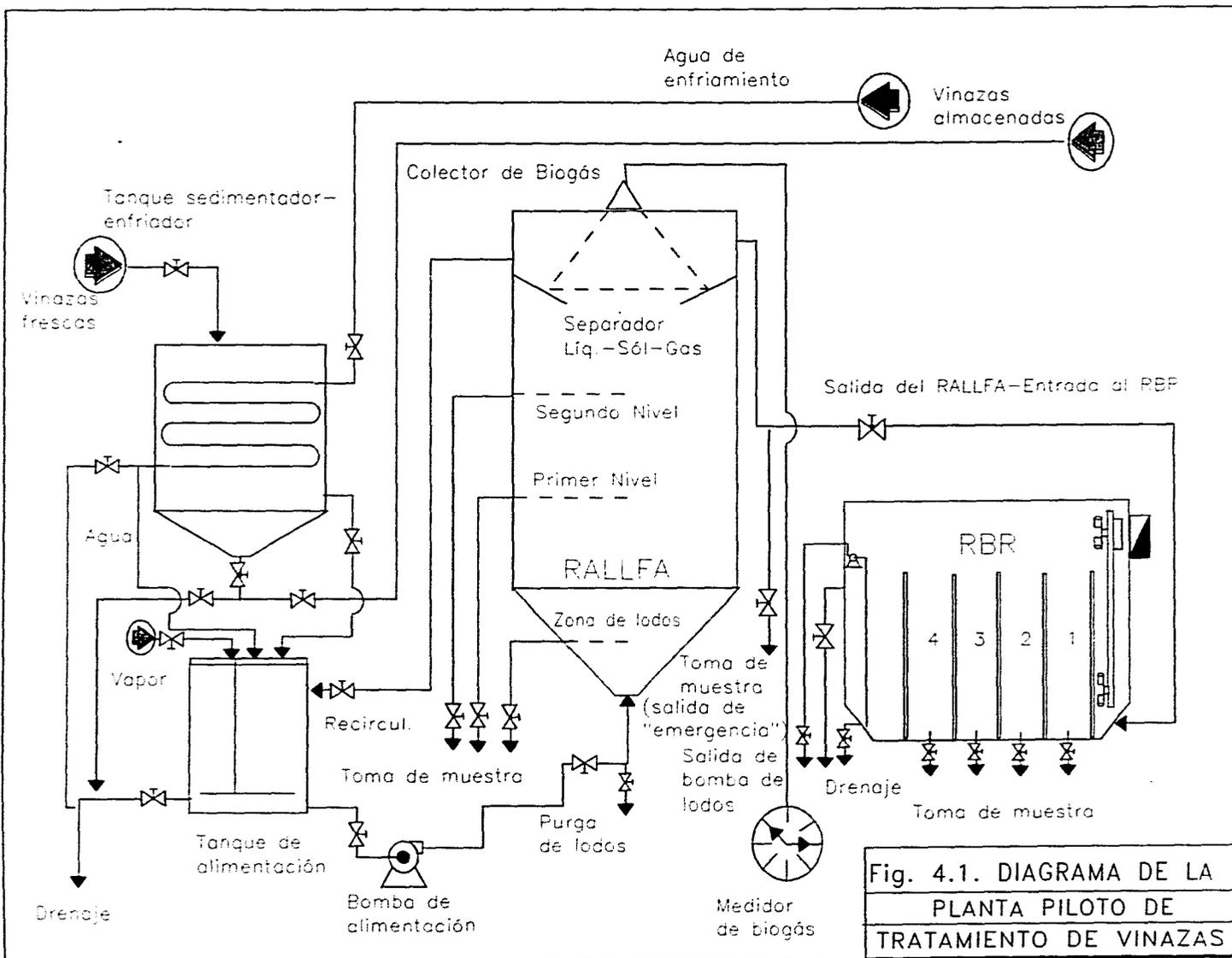


Fig. 4.1. DIAGRAMA DE LA PLANTA PILOTO DE TRATAMIENTO DE VINAZAS

4.2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

La vinaza sale por el fondo de la primer torre de destilación (destrozadora) a una temperatura de 80-90°C, se recibe por medio de una línea conectada directamente a la salida de la torre, controlada por una válvula de compuerta que regula el flujo de entrada a la planta piloto. Una vez que el tanque sedimentador-enfriador recibe un determinado volumen de vinazas, se acciona la bomba que manda el agua al serpentín de enfriamiento que se encuentra dentro del tanque; la cantidad de agua de enfriamiento será la suficiente para que la temperatura de las vinazas descienda hasta 50°C. Cabe mencionar que este mismo arreglo se tuvo que modificar con el fin de poder almacenar vinazas en las tinas de fermentación siendo el motivo, el paro de la planta de alcohol por falta de suministro de melazas (era período de "interzafra"), para lo cual las vinazas eran recibidas en el tanque sedimentador-enfriador y enviadas inmediatamente por gravedad en una línea prevista para este propósito en el fondo del tanque a las tinas de fermentación. Esta línea es controlada por una válvula de compuerta. Posteriormente, esta línea fue modificada y adaptada a una bomba para traer de regreso las vinazas almacenadas a la planta piloto.

Una vez enfriadas las vinazas y sedimentados los sólidos, son decantadas y dirigidas por gravedad al tanque de alimentación, donde son diluidas hasta alcanzar una concentración del 10% en volumen, neutralizadas con hidróxido de sodio hasta un pH de 7, también les es suministrado 1g de Fe por cada litro de vinaza adicionada y, finalmente, son calentadas en caso de que sea necesario (cuando se trabajó con vinaza almacenada, su temperatura era ambiente) con una línea de vapor con la que cuenta el arreglo para, posteriormente, bombearlas al reactor de lecho de lodos de flujo ascendente.

En el reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente (RALLFA), el agua a tratar se alimenta por la parte inferior e inmediatamente entra en contacto con el lecho de lodos que por sus características granulares no es arrastrado por el flujo ascendente del agua. Mientras el agua atraviesa el lecho de lodos, ocurre la degradación de la materia orgánica con la consecuente producción de biogás. El agua continúa su recorrido hacia la parte superior del reactor hasta llegar al separador que favorece la separación sólido-líquido-gas, en el cual, los lodos que posiblemente fueron arrastrados son detenidos por este dispositivo. De la misma forma, el biogás que fue retenido en el seno de los lodos o del líquido, es separado al impactarse con la mampara que funge como tal y que sostiene un campana recolectora de biogás. El biogás producido se acumula en la campana para ser dirigido hacia un medidor para su cuantificación y, posteriormente, ser quemado o lavado para almacenarlo.

El agua tratada es evacuada por la parte superior del reactor, canalizándola al reactor biológico rotatorio (RBR), el cual, se encuentra conectado en serie al RALLFA. En la línea que une a los dos reactores se encuentra una válvula que, en caso de ser necesario o de alguna reparación, desvía la vinaza tratada anaerobiamente al drenaje general de la planta piloto. La vinaza pretratada ingresa al RBR por la parte inferior de éste, alimentando la precámara de donde, por medio de unos cangilones, es tomada y dosificada a la primera cámara del reactor para exponerse al contacto con los microorganismos adheridos a los discos con la consecuente conversión de la materia orgánica soluble, las bacterias anaerobias presentes en biomasa aerobia y CO₂. Al finalizar su paso por las cuatro cámaras el líquido en tratamiento es detenido en un sedimentador secundario, donde toda la biomasa arrastrada es separada por gravedad para, posteriormente, ser sustraída por una bomba de lodos con la que cuenta el reactor para tal efecto. La vinaza tratada es evacuada por una línea que toma el sobrenadante del sedimentador secundario y lo dirige con su respectiva válvula al drenaje principal de la planta piloto.

4.3 REACTOR ANAEROBIO DE LECHO DE LODOS DE FLUJO ASCENDENTE (RALLFA)

A Lettinga le corresponde el desarrollo de este reactor que, por su simplicidad, se ha difundido en varios países. Su principio de funcionamiento se basa en la buena sedimentabilidad de la biomasa producida dentro del reactor. Se mantiene un alto tiempo de retención de sólidos, debido a que posee en su parte superior características de un tanque de sedimentación cuando las condiciones físicas y químicas del lodo floculento son favorables.

El RALLFA empleado en la planta piloto para el tren de tratamiento tiene un volumen útil de 6m^3 , es un tanque de 1.5 m de diámetro y 3.65m de alto, la parte inferior del tanque tiene fondo cónico con el fin de favorecer la buena sedimentabilidad de los lodos. Está equipado con un separador sólido-líquido-gas que se encuentra a 1.50 m a partir del fondo cónico. La retención del lodo depende principalmente de la separación efectiva del gas producido, siendo ésta la primera función del separador. La segunda función es la de separar las partículas dispersas del lodo de la solución y retornarlo al compartimiento de digestión, el cual se encuentra por debajo del separador. En el separador, que no es más que una mampara, se encuentra sostenida la campana recolectora de biogás la cual a su salida tiene una tubería de 1/4", la cual desemboca en un medidor de gas.

Cabe señalar que en este reactor inicialmente se alimentaba por una línea específica para este fin que se localiza en la parte media del fondo cónico, pero se decidió cambiar la entrada de alimentación a lo que era la purga de lodos que se encuentra en la parte inferior del fondo cónico, ya que otro de los principios fundamentales del buen funcionamiento del reactor radica en la adecuada distribución de la entrada del agua residual, de lo contrario una zona de la cama de lodos quedaría sin alimentación.

4.4 REACTOR BIOLÓGICO ROTATORIO (RBR)

El reactor de biodiscos como ya se dijo, forma parte del proceso de tratamiento biológico al cual fueron sometidas las vinazas, éste con el fin de darle un postratamiento considerando que a la salida del RALLFA, la vinaza todavía presenta características indeseables, las cuales pueden depurarse y, tomando en cuenta que este efluente no presenta oxígeno disuelto, lo que lo convertiría aún en un efluente más agresivo junto con los compuestos inestables generados en el tratamiento anaerobio resulta atractivo su posterior tratamiento aerobio llevado a cabo en el reactor de biodiscos que, a continuación, se describirá prolijamente; para mayor abundamiento Campos y Ríos (1995) dan una descripción más detallada.

La unidad RBR es uno de los sistemas más recientemente utilizados para el tratamiento de aguas residuales. De este sistema ya se tienen instalaciones comerciales en los países del primer mundo. Consta de un tanque rectangular que tiene 3.50 m de su lado más largo y 2.25 m de su lado más corto, se divide en 6 compartimientos, de los cuales 4 son las cámaras que alojan a los biodiscos y los dos restantes son, el primero de ellos, un tanque que alimenta al reactor sin necesidad de bomba ya que el mismo servomotor que hace girar los discos hace girar una rueda de cangilones que envía el agua a la primera cámara y el otro, al final del reactor, es un sedimentador secundario. En cada cámara se tienen 18 discos de 2 metros de diámetro, de poliuretano (material ligero y poroso), sumergidos aproximadamente el 40% de su área superficial en el agua residual (vinazas) y soportados en una flecha que los hace girar a 2 rev/min por medio de un motor trifásico, el cual tiene un gasto energético de 0.75 kWh. A su vez, como ya se dijo, esta flecha hace girar un sistema de cangilones, los cuales alimentan la primera cámara del reactor a partir del volumen de agua residual que tenga el tanque de

entrada, que es donde los cangilones son sumergidos. Una vez que el agua residual se encuentra en la primer cámara, también por gravedad pasa a la segunda cámara y así sucesivamente por medio de unas canaletas que se encuentran entre cámara y cámara para, finalmente, llegar al sedimentador secundario donde toda la biomasa arrastrada en el proceso es separada. Este sedimentador tiene instalada en el fondo una red de tuberías conectadas a una bomba para extraer los lodos sedimentables (con un sistema de relojería controlable para arrancar cuando el volumen de lodos lo amerite).

Sobre la superficie de los discos se forma una biopelícula que provoca la metabolización del material biológico y orgánico en el agua de desecho. Al rotar el tren de discos, la biopelícula se ve así sucesivamente expuesta a los nutrientes, al aire y provoca, cuando existe un exceso de biomasa, un mecanismo de cizallamiento con el líquido contenido en el reactor. Por ello, entre otros factores, se mantiene la biopelícula de un grosor relativamente homogéneo. Si esto no ocurriera al multiplicarse los organismos, el espesor de la biopelícula aumentaría hasta que el oxígeno que se difunde en la biomasa fuera consumido antes de que llegara a los microorganismos que están próximos al medio inerte. Esto provocaría que se formara un medio anaerobio. También la materia orgánica es metabolizada antes de que llegue a lo más profundo de la biopelícula provocando que los organismos más cercanos al medio de soporte entren en una fase de crecimiento endógeno y pierdan la habilidad para adherirse al material de soporte. Las condiciones anaerobias ocasionan la formación de bolsas de gases lo que origina que la biopelícula se empiece a desprender del soporte y el esfuerzo cortante al cual esta expuesta la biopelícula al friccionarse contra el agua de desecho termine arrancándola. Este es otro mecanismo que mantiene a la población microbiana relativamente constante en los discos. Los microorganismos que se desarrollan sobre los discos pueden ser bacterias, algas, hongos, protozoarios, entre estos últimos los ciliados (Luna-Pabello, 1987, 1990, 1993).

Otro factor que, aunque no es vital para la operación, sí resulta importante para los balances de materia y energía, es el que se refiere a la evaporación de agua durante la operación. En el caso de que las condiciones ambientales promuevan una rapidéz de evaporación considerable, ésta debe ser tomada en cuenta ya que el efluente del reactor saldría mas concentrado que si este fenómeno no fuera importante.

El reactor es un sistema comercial construido por la firma Stengelin de la RFA. Una descripción más amplia sobre su construcción y su funcionamiento se presenta en la literatura (Durán et al., 1982, 1988, 1989, 1990). Las características del reactor se describen a continuación:

CARACTERÍSTICAS	UNIDADES
Cámaras	4
Discos por cámara	18
Diámetro de los discos	2 m
Espesor de los discos	10 mm
Área superficial de los discos	454 m ²
Volumen total de trabajo	3 m ³
Relación área volumen	152 (m ² /m ³)
Velocidad rotacional, rpm	2

En el siguiente capítulo se dan los resultados obtenidos de esta experimentación.

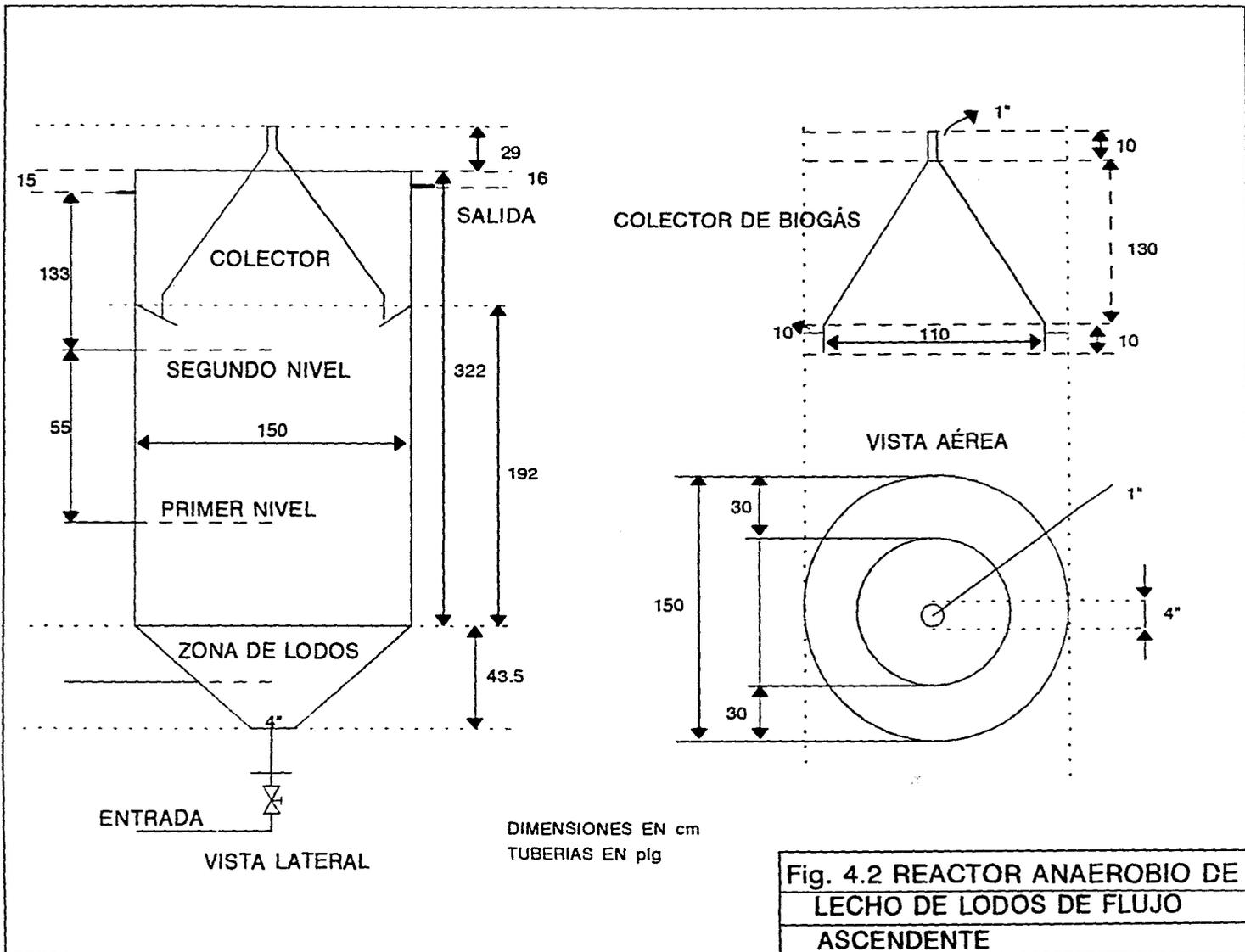
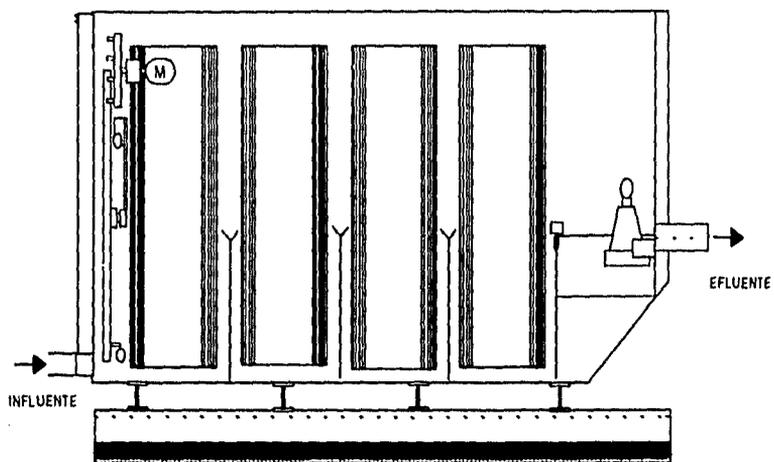


Fig. 4.2 REACTOR ANAEROBIO DE LECHO DE LODOS DE FLUJO ASCENDENTE



VISTA LATERAL

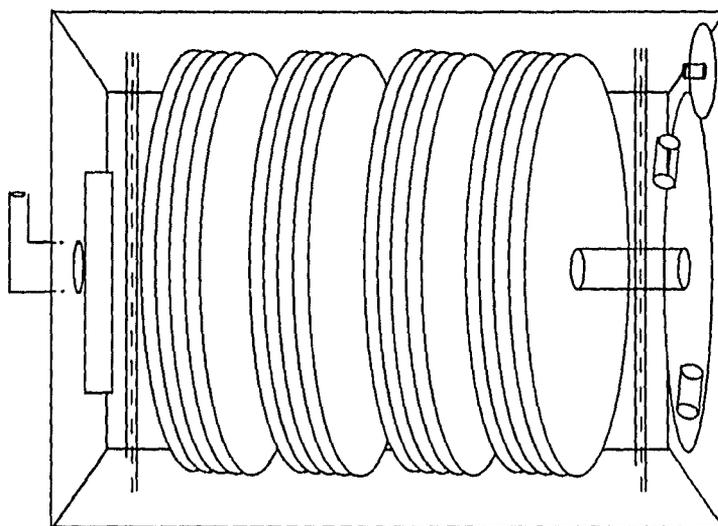


Fig. 4.3 DIAGRAMA ESQUEMÁTICO DEL REACTOR BIOLÓGICO ROTATORIO

CAPÍTULO 5. ESTRATEGIA DE ARRANQUE

En el presente capítulo, se expondrán las estrategias seguidas para el arranque del reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente, propuestas por diferentes autores y la realizada en este trabajo; así como el método y fundamento de la relación de alcalinidades del sistema (α) utilizada como parámetro de control propuesto por Jenkins et al., 1991 en el arranque y estabilización del RALLFA. El arranque de un reactor anaerobio puede requerir de un tiempo considerable, por ser una etapa delicada. Si no se cuenta con un perfil de arranque adecuado existe la posibilidad de que el sistema entre en fase acidogénica, la cual puede llevar a la pérdida de los lodos adaptados.

El tiempo de arranque y el éxito de éste están afectados por la concentración y composición de las aguas residuales, el volumen, actividad y la adaptación del inóculo, además de parámetros ambientales (pH, temperatura, nutrientes y elementos traza), parámetros de operación (carga orgánica, TRH y mezclado) y, por último, la configuración del reactor (geometría y tamaño). Todos estos parámetros están interrelacionados. Sin embargo, este periodo puede reducirse significativamente si estas variables son debidamente controladas.

5.1 IMPORTANCIA DEL INÓCULO

Es necesario que el volumen del inóculo en el reactor sea lo más grande posible en relación a las dimensiones del reactor (30%), con suficiente actividad metanogénica, conteniendo una mezcla de diferentes géneros de bacterias metanógenas y adaptado a las propiedades específicas del agua residual.

En el caso particular del reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente es importante contar con lodo granular que permita arranques rápidos, lo que es posible sobre todo cuando el lodo está adaptado a un agua similar. Como se sabe, no todas las aguas residuales favorecen la granulación; aún así, se ha reportado que en algunos casos el grano se puede mantener. Sin embargo, el cambio de agua residual puede provocar la desintegración del grano. Un RALLFA puede operar sin lodo estrictamente granular, lo importante es que tenga una buena sedimentabilidad y actividad. En tales casos puede preverse problemas en la retención de la biomasa inoculada, con limitaciones en el incremento de la carga hidráulica durante el arranque.

El cultivo de un lodo granular puede tomar de 2 a 6 meses en el intervalo mesófilo, y de 10 a 12 meses a temperatura ambiente. Para lograr esto, el lodo debe alimentarse con la misma agua residual a tratar, pero diluida, es decir a bajas cargas, las que aumentarán conforme el lodo muestre señales de actividad. El mantenimiento de velocidades ascendentes en la cama o lecho de lodos cercanas a las de diseño, es sumamente importante para la granulación.

La gravedad específica (densidad) de los lodos se estima de 1.00 a 1.05 y el tamaño varía de 0.1 a 5 mm de diámetro. Normalmente, la presencia de carbohidratos en el agua favorecerá la formación de granos más grandes pero menos densos. Fluxes ($m^3/m^2 \cdot min$) de gas elevados favorecen la homogenización de la cama y diámetros de grano pequeños a causa de los esfuerzos cortantes.

El conocimiento de la actividad metanogénica del inóculo es un elemento importante en su selección y en el planteamiento de la estrategia de arranque del reactor. Las unidades en que se expresa la actividad metanogénica específica es $kgDQO-CH_4/kgSSV \cdot d$ o tasa de remoción específica $kg DQO/kgSSV \cdot d$. Los lodos granulares de los RALLFA industriales alcanzan generalmente de 0.5 a 1.5 de $kg DQO-CH_4/kgSSV \cdot d$.

Cuando se cuenta con valores de actividad metanogénica del lodo de inóculo, se puede definir con más confianza la carga de arranque:

$$M_{\text{máx}} = V_L \cdot X \cdot A_{\text{sp}}$$

donde:

M_{max} : es la cantidad de DQO que puede degradar diariamente el reactor como máximo teórico, a 37°C [kgDQO/d]

V_L : es el volumen de lodo de inóculo [m³]

X : es la concentración de sólidos suspendidos volátiles del lodo de inóculo [kg SSV/m³]

A_{sp} : es la actividad metanogénica específica del inóculo a 37°C [kg DQO-CH₄/kg SSV·d]

Este cálculo es sólo un límite teórico máximo, ya que se basa en la actividad metanogénica específica, la cual se realiza a 37°C y con ácido acético como sustrato.

Otros factores que influyen en la rapidez de arranque del reactor son, en gran medida, las propiedades de la biomasa microbiana del inóculo. Los factores microbiológicos que influyen en el arranque de un reactor anaerobio son:

- √ Grupos de bacterias dominantes (hidrolíticas, acidógenas, acetógenas y metanógenas) y la actividad bioquímica
- √ Velocidad de crecimiento de las especies metanógenas
- √ Coeficiente de rendimiento de la biomasa
- √ Velocidad de adaptación de las bacterias sobre la propiedades del agua residual
- √ Capacidad para excretar polisacáridos (granulación, biopelícula)

Para lograr un rápido desarrollo del cultivo de bacterias, es necesario controlar: a) la temperatura, la cual debe de estar idealmente en el intervalo de 35-37°C para mantener condiciones mesófilas; b) pH de 7.0 a 7.2; c) concentración de nutrimentos para mantener un balance de DQO:N:P (demanda química de oxígeno, nitrógeno, fósforo) en la proporción de 100:(10-1):(5-1), pero cuidando que los niveles de amonio no excedan 1,000 mg/L. Además, deben agregarse elementos traza como Fe, Ni, Co, Mo, en caso de deficiencia, debido a que estos son esenciales para el buen desarrollo de las bacterias metanógenas.

Debido a la baja velocidad de crecimiento de las bacterias metanogénicas, el arranque de una instalación de este tipo puede requerir de varios meses, dependiendo sobre todo de la cantidad de biomasa activa inoculada.

En la tabla 5.1 se han resumido los parámetros operacionales recomendados por algunos autores, para obtener un arranque exitoso.

Una de las estrategias de arranque a seguir, de acuerdo con De Zeeuw (1988) es:

- La carga volumétrica debe aumentarse escalonadamente una vez que la reducción de DQO sea mayor que el 80 - 90% de diseño
- La reducción de la DQO nunca debiera ser inferior al 50%
- Cuidar que la concentración de AGV's no exceda de los 200mg/L

Tabla 5.1. PARÁMETROS OPERACIONALES PARA EL ARRANQUE DE RALLFAS (Lettinga et al, 1982; Salkirioja et al, 1983; Wu et al, 1985; Hulshoff y Lettinga 1986; Souza et al., 1992; Hulshoff, 1987; Cuervo, 1988)

PARÁMETRO	OBSERVACIONES
Concentración del inóculo	12-15 kgSSV/m ³ reactor inóculo concentrado 6 kgSSV/m ³ reactor inóculo diluido
Temperatura	35° - 40°C
Vasc	0.125 m/h a 0.3m/h*
	0.25 m/h lodo disperso**
	1-2 m/h lodo floculento
	5 m/h lodo granular
TRH	24 h los primeros 20 días de operación
BX	0.05 a 0.1 kgDQO/kgSSVd
BV	0.5 gDQO/m ³ d
SUSTRATO:	ARRANQUE:
Carbohidrato, proteínas (a baja conc.)	Muy rápido (1 mes)
Derivados leche, proteínas.	Rápido (2 meses)
Aguas acidificadas	Lento (4 meses)
Plantas químicas, almidón	Muy lento (6 meses)

* Esta tasa de flujo mínima se necesita para la granulación, pero no la garantiza puesto que se requiere de otros factores

** Generalmente el arrastre de lodos dispersos se considera deseable para promover la formación de lodo floculento o granular

5.2 ALCALINIDAD COMO PARÁMETRO DE CONTROL EN EL REACTOR ANAEROBIO DE LECHO DE LODOS DE FLUJO ASCENDENTE

El proceso de la digestión en la fase acidogénica involucra la producción de grandes cantidades de ácidos grasos volátiles en el reactor, puede llevar a caídas del pH a valores en los cuales la actividad metanogénica es seriamente inhibida.

El problema puede ser obviado por la acción neutralizante de compuestos amortiguadores que forman, con los ácidos generados durante el proceso de fermentación, sales neutras, impidiendo así la acidificación del medio por la acumulación de ácidos orgánicos. El sistema amortiguador de las aguas residuales, generalmente, es el sistema "carbonático", en el cual el ión bicarbonato, principalmente, reacciona con los protones H⁺, de los AGV's produciendo la respectiva sal e impidiendo así un descenso en el valor del pH por aumento de la concentración de iones hidrógeno.

Tabla 5.1. PARÁMETROS OPERACIONALES PARA EL ARRANQUE DE RALLFAS
(Lettinga et al, 1982; Salkinoja et al, 1983; Wu et al, 1985; Hulshoff y Lettinga 1986;
Souza et al., 1992; Hulshoff, 1987; Cuervo, 1988)

PARÁMETRO	OBSERVACIONES
Concentración del inóculo	12-15 kgSSV/m ³ reactor inóculo concentrado 6 kgSSV/m ³ reactor inóculo diluido
Temperatura	35° - 40°C
Vasc	0.125 m/h a 0.3m/h*
	0.25 m/h lodo disperso**
	1-2 m/h lodo floculento
	5 m/h lodo granular
TRH	24 h los primeros 20 días de operación
BX	0.05 a 0.1 kgDQO/kgSSVd
BV	0.5 gDQO/m ³ d
SUSTRATO:	ARRANQUE:
Carbohidrato, proteínas (a baja conc.)	Muy rápido (1 mes)
Derivados leche, proteínas.	Rápido (2 meses)
Aguas acidificadas	Lento (4 meses)
Plantas químicas, almidón	Muy lento (6 meses)

* Esta tasa de flujo mínima se necesita para la granulación, pero no la garantiza puesto que se requiere de otros factores

** Generalmente el arrastre de lodos dispersos se considera deseable para promover la formación de lodo floculento o granular

5.2 ALCALINIDAD COMO PARÁMETRO DE CONTROL EN EL REACTOR ANAEROBIO DE LECHO DE LODOS DE FLUJO ASCENDENTE

El proceso de la digestión en la fase acidogénica involucra la producción de grandes cantidades de ácidos grasos volátiles en el reactor, puede llevar a caídas del pH a valores en los cuales la actividad metanogénica es seriamente inhibida.

El problema puede ser obviado por la acción neutralizante de compuestos amortiguadores que forman, con los ácidos generados durante el proceso de fermentación, sales neutras, impidiendo así la acidificación del medio por la acumulación de ácidos orgánicos. El sistema amortiguador de las aguas residuales, generalmente, es el sistema "carbonático", en el cual el ión bicarbonato, principalmente, reacciona con los protones H⁺, de los AGV's produciendo la respectiva sal e impidiendo así un descenso en el valor del pH por aumento de la concentración de iones hidrógeno.

Las investigaciones sobre el tema, han dado como resultado que uno de los métodos más rápidos, seguro y eficaz, para el control de la acumulación de AGV's en digestores sea la determinación de la capacidad amortiguadora o "buffer carbonática" del sistema, la cual puede ser utilizada para vigilar el buen funcionamiento de reactores operados por el sistema lecho de lodos de flujo ascendente. Existen muchos métodos para determinar la alcalinidad de un agua residual. Sin embargo, la co-existencia en el medio de otros compuestos orgánicos e inorgánicos, con capacidad amortiguadora en el mismo intervalo del pH del bicarbonato pero sin la misma efectividad en el control de la acidificación ha dado como resultado que se hayan sugerido y ensayado varias modificaciones a los métodos tradicionales, algunos de los cuales han sido de gran ayuda para el adecuado control de operación de sistemas anaerobios.

El arranque de un RALLFA implica el seguimiento del desarrollo del sistema no únicamente en lo relacionado con la remoción de materia orgánica, sino en su paso hacia la estabilización. En sistemas anaerobios, la población bacteriana es altamente sensible a cambios generados en el medio ambiente que los rodea. Además, generalmente no está adaptada al nuevo sustrato. La adaptación es una etapa lenta que debe realizarse con cuidado. En el medio acuoso está ocurriendo una selección de microorganismos necesarios para el metabolismo de sustratos en sus diferentes fases.

La fase acidogénica, en la cual ocurre el rompimiento hidrolítico de las complejas moléculas orgánicas, es relativamente fácil de realizar. La población microbiana rápidamente desdobra los polímeros orgánicos formando alcoholes y ácidos grasos de cadena corta. Las bacterias acidogénicas resisten pH tan bajos como 4.5 el cual es un valor fácilmente alcanzable en reactores operados incorrectamente. Indudablemente, la producción de gas continúa porque son varios los gases generados en el proceso. Sin embargo, a valores de pH bajos, el metano, que debe ser el principal constituyente del biogás tiene un bajo porcentaje. Por lo tanto, el volumen de producción de gas no puede tomarse como indicativo de buen funcionamiento.

La etapa limitante del sistema es la metanogénesis, la tasa de asimilación de sustrato de las bacterias metanogénicas está fuertemente inhibida por la presencia de H₂ en el ecosistema. El mantenimiento de una baja concentración de H₂ en el medio es esencial para el catabolismo de los ácidos grasos volátiles formados. Además se requiere un ambiente con valores de pH cercanos a la neutralidad (pH óptimo: 6.7 - 7.4). A valores de pH menores de 6.0 y mayores de 8.0 el trabajo microbiano se ve seriamente inhibido.

Una de las mejores formas para controlar un RALLFA, es el seguimiento de la formación de AGV's en el medio. La cuantificación de los AGV's puede hacerse por varios métodos, como la destilación, la cromatografía de gases, etc; pero, a nivel de operación, se necesita una respuesta rápida a los cambios que suceden o simplemente se requiere un diagnóstico del funcionamiento del sistema. En este caso, el análisis de AGV's no da una respuesta inmediata. Por esta razón, el control de la "alcalinidad bicarbonática" (capacidad "buffer") puede ser utilizada con este fin. Las modificaciones hechas a los métodos normalizados de análisis para la determinación de la alcalinidad, permiten conocer la "alcalinidad bicarbonática" del sistema y la concentración de AGV's en el medio. Inclusive, puede llevar a establecer una correlación entre los AGV's determinados *in situ*, titulométricamente y los AGV's analizados siguiendo los métodos normalizados. Por lo tanto, una buena aproximación del estado de "salud" del reactor en relación con la acumulación de AGV's, puede hacerse con base en la determinación de la capacidad "buffer" existente en un momento dado. La capacidad "buffer" se mide en función de la "alcalinidad bicarbonática" verdadera. Por lo tanto, cualquier falla en su determinación, se puede traducir como una falla sorpresiva en el sistema. Un reactor anaerobio puede presentar una alta alcalinidad total, pero una baja "alcalinidad bicarbonática".

Las investigaciones sobre el tema, han dado como resultado que uno de los métodos más rápidos, seguro y eficaz, para el control de la acumulación de AGV's en digestores sea la determinación de la capacidad amortiguadora o "buffer carbonática" del sistema, la cual puede ser utilizada para vigilar el buen funcionamiento de reactores operados por el sistema lecho de lodos de flujo ascendente. Existen muchos métodos para determinar la alcalinidad de un agua residual. Sin embargo, la co-existencia en el medio de otros compuestos orgánicos e inorgánicos, con capacidad amortiguadora en el mismo intervalo del pH del bicarbonato pero sin la misma efectividad en el control de la acidificación ha dado como resultado que se hayan sugerido y ensayado varias modificaciones a los métodos tradicionales, algunos de los cuales han sido de gran ayuda para el adecuado control de operación de sistemas anaerobios.

El arranque de un RALLFA implica el seguimiento del desarrollo del sistema no únicamente en lo relacionado con la remoción de materia orgánica, sino en su paso hacia la estabilización. En sistemas anaerobios, la población bacteriana es altamente sensible a cambios generados en el medio ambiente que los rodea. Además, generalmente no está adaptada al nuevo sustrato. La adaptación es una etapa lenta que debe realizarse con cuidado. En el medio acuoso está ocurriendo una selección de microorganismos necesarios para el metabolismo de sustratos en sus diferentes fases.

La fase acidogénica, en la cual ocurre el rompimiento hidrolítico de las complejas moléculas orgánicas, es relativamente fácil de realizar. La población microbiana rápidamente desdobra los polímeros orgánicos formando alcoholes y ácidos grasos de cadena corta. Las bacterias acidogénicas resisten pH tan bajos como 4.5 el cual es un valor fácilmente alcanzable en reactores operados incorrectamente. Indudablemente, la producción de gas continúa porque son varios los gases generados en el proceso. Sin embargo, a valores de pH bajos, el metano, que debe ser el principal constituyente del biogás tiene un bajo porcentaje. Por lo tanto, el volumen de producción de gas no puede tomarse como indicativo de buen funcionamiento.

La etapa limitante del sistema es la metanogénesis, la tasa de asimilación de sustrato de las bacterias metanogénicas está fuertemente inhibida por la presencia de H₂ en el ecosistema. El mantenimiento de una baja concentración de H₂ en el medio es esencial para el catabolismo de los ácidos grasos volátiles formados. Además se requiere un ambiente con valores de pH cercanos a la neutralidad (pH óptimo: 6.7 - 7.4). A valores de pH menores de 6.0 y mayores de 8.0 el trabajo microbiano se ve seriamente inhibido.

Una de las mejores formas para controlar un RALLFA, es el seguimiento de la formación de AGV's en el medio. La cuantificación de los AGV's puede hacerse por varios métodos, como la destilación, la cromatografía de gases, etc; pero, a nivel de operación, se necesita una respuesta rápida a los cambios que suceden o simplemente se requiere un diagnóstico del funcionamiento del sistema. En este caso, el análisis de AGV's no da una respuesta inmediata. Por esta razón, el control de la "alcalinidad bicarbonática" (capacidad "buffer") puede ser utilizada con este fin. Las modificaciones hechas a los métodos normalizados de análisis para la determinación de la alcalinidad, permiten conocer la "alcalinidad bicarbonática" del sistema y la concentración de AGV's en el medio. Inclusive, puede llevar a establecer una correlación entre los AGV's determinados *in situ*, titulométricamente y los AGV's analizados siguiendo los métodos normalizados. Por lo tanto, una buena aproximación del estado de "salud" del reactor en relación con la acumulación de AGV's, puede hacerse con base en la determinación de la capacidad "buffer" existente en un momento dado. La capacidad "buffer" se mide en función de la "alcalinidad bicarbonática" verdadera. Por lo tanto, cualquier falla en su determinación, se puede traducir como una falla sorpresiva en el sistema. Un reactor anaerobio puede presentar una alta alcalinidad total, pero una baja "alcalinidad bicarbonática".

Para el control de la capacidad "buffer" de digestores o reactores anaerobios se han ensayado y propuesto varios métodos; por ejemplo, la determinación simultánea de la alcalinidad total y los AGV's por titulación por retroceso, a los AGV's únicamente por cromatografía de gases o por extracción y elución con n-butanol y cloroformo en una columna de ácido silícico. Sin embargo, ninguno de los métodos es suficientemente rápido para predecir posibles fallas en el reactor.

La alcalinidad se define como la capacidad de neutralización de un sistema hasta un pH determinado. Los métodos normalizados seleccionan pH=4.3, como punto final de la titulación potenciométrica. La curva de titulación presenta inflexiones en los puntos de equivalencia. Igualmente este sería el pH final si se utilizara un indicador interno como el mixto de rojo de metilo y verde de bromocresol o el naranja de metilo, indicadores comúnmente utilizados en análisis normalizados de aguas blancas, los cuales presentan viraje de color a un pH de 4.3. Para la selección de este pH se aduce que a este valor se han cuantificado todas las especies, carbonáticas o no, que aportan basicidad al medio (Rojas, 1988).

Sin embargo, el efluente del reactor anaerobio es muy diferente de un agua blanca y la concentración de iones bicarbonato, HCO_3^- está generalmente entre 2,000 y 5,000 mgCaCO₃/L (Rojas, 1988). La curva de titulación potenciométrica no presenta las inflexiones típicas de una curva de titulación alcalimétrica. Además, el hecho de tener AGV's, implica que una titulación a pH=3, los cuantificará conjuntamente con los iones bicarbonato como aportantes "buffer" del sistema, lo que hace cuestionable y de escasa utilidad este método para la determinación de la alcalinidad en el efluente de un reactor anaerobio. Por ello se ha utilizado la relación de alcalinidades para la determinación de la capacidad "buffer" de un sistema anaerobio. El método propone la utilización de la relación de volúmenes de ácido gastados en la titulación de la alcalinidad de la muestra a un pH de 5.75 y 4.3. La ventaja del método es que ambas determinaciones pueden hacerse sobre la misma muestra y es independiente del volumen de muestra usado.

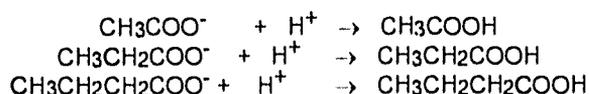
El análisis se realiza a "pie de planta" porque cualquier cambio en la temperatura del sistema, cambia rápidamente la composición de la muestra.

El fundamento de este método se describe a continuación (Rojas, 1988).

En un reactor anaerobio el HCO_3^- y CO_2 constituyen los principales reguladores del pH del sistema, o sea, que ellos tiene a su cargo mantener el pH en el intervalo óptimo para la actividad de las bacterias metanogénicas. En realidad, es el bicarbonato el que posee capacidad "buffer", pero parte del CO_2 (gas) proveniente de la descomposición anaerobia de la materia orgánica se transforma en HCO_3^- soluble; estableciendo las siguientes secuencias de reacciones:



El HCO_3^- es la base conjugada del H_2CO_3 que es un ácido débil. Cuando una solución acuosa contiene alcalinidad bicarbonática, esto es, en ella la especie carbonatada presente es el HCO_3^- , entonces la determinación de la alcalinidad hasta un valor de pH de 4.3, valora más del 99% del HCO_3^- presente. Si el agua analizada además del HCO_3^- contiene otras bases conjugadas (sales de ácidos débiles), entonces la titulación no solamente abarcará la neutralización del HCO_3^- sino también la de las sales de los ácidos débiles presentes de tal modo que si en el efluente de un reactor anaerobio se tienen acetato, propionato y butirato, quedarán involucrados dentro de la titulación de alcalinidad con un por ciento aproximado del 65%.



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

Por lo tanto, la diferencia entre el volumen gastado para la titulación de la muestra hasta un pH de 4.3, menos el volumen gastado hasta pH de 5.75 será el volumen consumido por los AGV's presentes.

a pH = 4.3 Alcalinidad total = HCO_3^- + AGV's (sales)

a pH = 5.75 Alcalinidad total de HCO_3^-

Este método propone utilizar la relación de estos volúmenes (Alc.4.3-Alc.5.75)/Alc.4.3 como parámetro de control. Un sistema tendrá una excelente capacidad "buffer" cuando esta relación es próxima a 0.20. Teóricamente, para reactores anaerobios, el máximo valor que puede alcanzar este parámetro es de 0.40, que representaría un 60% en capacidad "buffer"; sin embargo, a nivel práctico se ha encontrado que este valor es menor. En trabajos de control de RALLFAs por este sistema, se encontró que por encima de 0.35 el sistema empezaba a acidificarse (Rojas, 1988).

5.3 METODOLOGÍA

Como se mencionó, se realizó un muestreo como lo establece la NOM-064-ECOL-1994, para determinar las características de las vinazas procedentes del ingenio en estudio. Los resultados se mostrarán en el próximo capítulo.

El inóculo con el que trabajó el reactor fue utilizado en un proyecto anterior hacía 4 años. Este inóculo no presentó características granulares, debido a que se había mantenido sin alimentar durante dicho período; una ventaja fue que el inóculo había tratado la misma agua residual (vinazas), además de que estas aguas residuales son precursoras de la granulación.

Al dar inicio al arranque se desconocía el volumen inicial de la cama de lodos y su actividad metanogénica, esto no permitió calcular la carga teórica máxima de arranque. A pesar de ello se inició con la estrategia de alimentar vinazas diluidas y por consiguiente trabajar a cargas orgánicas bajas. Para determinar cual era la actividad metanogénica del inóculo contenido en el reactor se tomó una muestra antes y al finalizar el arranque, esto se realizó para cuantificar cual había sido el incremento en la actividad metanogénica. La metodología usada, basada en el uso de ácido acético se presenta en el anexo A.

El día 76 se midió el volumen del lodo en el reactor determinándose 1,096 L. A partir de este valor y con su actividad metanogénica se determinará la carga teórica de arranque. Las características de los lodos antes y después del arranque serán mostrados en el capítulo de resultados.

El sustrato con el que se trabajó fueron vinazas almacenadas, las cuales provienen de las mieles incristalizables de la refundición de mascabado. Las características de estas vinazas se muestran también en el siguiente capítulo.

El protocolo de arranque se hizo de la siguiente manera:

Como punto de inicio, se estableció trabajar con altas diluciones de vinazas, lo que dió como resultado una carga orgánica volumétrica baja, la cual fue de 2.16 kgDQO/m³·d. Durante este período, la actividad de la biomasa presente en el reactor aumenta al avanzar su grado de aceptación del sustrato.

Una vez que se ha llegado a mantener la relación alfa (α) en un intervalo menor de 0.4 y aunado a una reducción constante en la DQO, así como la manifestación de biogás, se puede dar el paso al incremento de carga.

Para activar el lodo anaerobio, además de la dilución de la vinaza, se controlaron los siguientes parámetros:

- a) la temperatura en un intervalo mesófilo (35-40°C) y
- b) el valor de pH de la alimentación entre 6.8-7.5, para lo cual se adicionó NaOH (en una proporción de 1.4 mL de NaOH concentrada por cada litro de vinaza diluida al 10%).

Para dar inicio a la activación de los lodos se procedió a lo siguiente:

El día 29 de agosto de 1994 (día 1), se alimentaron 500 L de vinaza diluida al 10% con agua de la llave, neutralizada a pH de 7.5, temperatura ambiente y un flujo de 700 mL/min (dando un TRH de 5.9 d). Los siguientes dos días (2 y 3), 800 L de agua de la llave a 40°C fueron alimentados hasta alcanzar el primer nivel del reactor.

A partir del cuarto día, 650 L de vinaza diluida al 10% previa neutralización, se introdujeron al reactor hasta que se llenó completamente (día 19). Una vez lleno se mantuvo una recirculación del efluente. El día 20, el efluente se envió al reactor aerobio (RBR). A partir de este día, hasta el 2 de octubre (día 35) se preparaba una nueva tina de alimentación recirculándose el efluente durante el día y en la noche se cerraba la válvula de recirculación para ser enviado al RBR.

Durante esta primer etapa, la alimentación se introdujo a temperatura de 40°C del día 2 al 15 y del 36 al 46; los días 16 al 35 se introdujo a temperatura ambiente (máxima 24°C y mínima 15°C).

El día 46 se alimentó en continuo, alimentando diariamente aproximadamente 1300 L de vinaza diluida al 10%, neutralizada a pH de 7 con NaOH (900 mL) y adicionando 1 g de hierro como micronutriente por cada litro de vinaza preparada. En esta etapa, el flujo de alimentación se cambió a 900 mL/min reduciendo así el tiempo de residencia hidráulica a 4.6 días. Bajo estas condiciones el reactor fue alimentado a una carga orgánica de 2.16 kgDQO/m³·d. La temperatura de alimentación se mantuvo la mayor parte del tiempo en 40°C, existiendo un período en que se introdujo a temperatura ambiente (días 62 al 84), que era de 24°C.

Para coleccionar el biogás generado por la depuración de las aguas residuales, el día 17 se colocó una campana colectora de biogás; la cual desemboca en una línea de 1/2". Para este día no se contaba con el medidor de gas por lo que éste se hizo burbujear en un bidón de 100 L conteniendo agua de la llave. La medición del biogás generado se determinó a partir del día 76; sin embargo para determinar el porcentaje de metano contenido en el biogás se tomaron muestras de éste dos veces por semana, iniciando el día 41.

Para determinar las concentraciones de ácidos grasos volátiles generados, se tomaron 2 mL de muestras del efluente adicionándoles ácido clorhídrico al 50% como medio de preservación y guardándose en refrigeración. Las muestras se tomaron a partir del día 39 tomando dos muestras por semana.

5.4 PARÁMETROS PARA LA EVALUACIÓN DEL REACTOR

Los parámetros seleccionados para evaluar la operación del reactor se eligieron teniendo en cuenta su importancia en el control de este tipo de procesos y su utilidad al momento de analizar los sistemas. A continuación se presenta en la tabla 5.2 los análisis efectuados en el influente, en el primer nivel, segundo nivel, efluente del reactor y en la cama de lodos durante el período de arranque y operación, así como la frecuencia de su determinación. Para todos ellos se emplearon las metodologías aprobadas por la APHA (1992)

La toma de muestras se efectuó de la siguiente forma: para las vinazas de alimentación, directamente en el tanque de alimentación, para el 1er nivel, 2do nivel, lodos y efluente en sus respectivas líneas dispuestas para este fin; para lo cual, se purgaba un volumen suficiente para garantizar que la muestra fuera tomada del seno del líquido en el reactor en cada una de las líneas.

Tabla 5.2. Análisis realizados en un RALLFA a escala piloto

PARÁMETRO	SIGLAS	FRECUENCIA (VECES POR SEMANA)
Potencial de hidrógeno	pH	7 (I/1°/2°/E), 1(L)
Alcalinidad	Alc	7 (I/1°/2°/E), 1(L)
Demanda química de oxígeno total	DQO _T	3 (I/1°/2°/E)
Demanda química de oxígeno soluble	DQO _S	3 (I/1°/2°/E)
Sólidos totales totales	STT	3 (I/1°/2°/E), 1(L)
Sólidos totales volátiles	STV	3 (I/1°/2°/E), 1(L)
Sólidos totales fijos	STF	3 (I/1°/2°/E), 1(L)
Sólidos suspendidos totales	SST	3 (I/1°/2°/E), 1(L)
Sólidos suspendidos volátiles	SSV	3 (I/1°/2°/E), 1(L)
Sólidos suspendidos fijos	SSF	3 (I/1°/2°/E), 1(L)
Sulfatos	SO ₄ ⁻	2 (I/E)
Cloruros	Cl ⁻	2 (I/E)
Ácidos grasos volátiles	AGV's	2 (E)
Producción de biogás	P	7 (G)
Metano en el biogás	CH ₄	2 (G)

I = influente, 1° = 1er nivel, 2° = 2do nivel, E = efluente, G = biogás, L = lodos

CAPÍTULO 6. RESULTADOS

En este capítulo se presenta la caracterización de las vinazas generadas en el ingenio en estudio.

Los valores promedio de todas las muestras instantáneas para cada caracterización y los resultados determinados a la muestra compuesta son presentadas en la tabla 6.1a, 6.1b y 6.2.

Tabla 6.1a. CARACTERIZACIÓN DE VINAZAS PROCEDENTES DE LAS MELAZAS FERMENTADAS DE LA CAÑA DE AZÚCAR EN EL INGENIO EN ESTUDIO

PARÁMETRO	UNIDADES	PROMEDIO(1)	COMPUESTA(2)
TEMPERATURA	°C	85	86
pH		4.5	4.5
CONDUCTIVIDAD	μSIEMENS	16,010	16,300
SÓLIDOS SEDIMENTABLES	mL/L	48	47
MATERIAL FLOTANTE	NINGUNO	NINGUNO	NINGUNO
DQO	mg/L	117,876	120,320
CLORUROS	mg/L	4,094	3,999
SULFATOS	mg/L	1,618	1,250
FOSFATOS	mg/L	700	700
S.T.T.	mg/L	116,197	107,060
S.T.V.	mg/L	89,222	80,730
S.T.F.	mg/L	26,976	26,330
S.S.T.	mg/L	10,683	8,000
S.S.V.	mg/L	9,215	6,850
S.S.F.	mg/L	1,468	1,150
S.D.T.	mg/L	105,514	99,060
S.D.V.	mg/L	81,007	73,880
S.D.F.	mg/L	24,508	25,180
ZINC	mg/L	16.2	15.2
COBRE	mg/L	61	62.8
MANGANESO	mg/L	3.4	3.4
CALCIO	mg/L	2,516	2,840

(1) Se tomó un total de 10 muestras, el resultado que se presenta es el promedio, excepto en el caso de las determinaciones de zinc, cobre, manganeso y calcio, las cuales son el promedio de 5 determinaciones

(2) La muestra compuesta fué hecha de 50 mL de cada una de las 10 muestras instantáneas

Tabla 6.1b. CARACTERIZACIÓN DE VINAZAS PROCEDENTES DE LAS MELAZAS FERMENTADAS DE LA REFUNDICIÓN DE MASCABADO EN EL INGENIO EN ESTUDIO

PARÁMETRO	UNIDADES	PROMEDIO(1)	COMPUESTA(2)
TEMPERATURA	°C	83	85
pH		4.8	4.9
CONDUCTIVIDAD	μSIEMENS	14,725	13,500
SÓLIDOS SEDIMENTABLES	mL/L	27	25
MATERIAL FLOTANTE	NINGUNO	NINGUNO	NINGUNO
DQO	mg/L	107,536	105,580
CLORUROS	mg/L	3,028	3,449
SULFATOS	mg/L	1,311	1,457
FOSFATOS	mg/L	600	600
S.T.T.	mg/L	105,561	97,000
S.T.V.	mg/L	82,863	75,790
S.T.F.	mg/L	22,698	21,210
S.S.T	mg/L	8,163	10,055
S.S.V.	mg/L	7,041	6,900
S.S.F.	mg/L	1,122	3,155
S.D.T.	mg/L	97,398	86,945
S.D.V.	mg/L	75,822	68,890
S.D.F.	mg/L	21,576	18,060
ZINC	mg/L	12.7	6.3
COBRE	mg/L	57.7	42.2
MANGANESO	mg/L	3.4	2.5
CALCIO	mg/L	2,766	3,784

(1) Se tomó un total de 10 muestras, el resultado que se presenta es el promedio, excepto en el caso de las determinaciones de zinc, cobre, manganeso y calcio, las cuales son el promedio de 5 determinaciones.

(2) La muestra compuesta fué hecha de 50 mL de cada una de las 10 muestras instantáneas

Los análisis realizados a las 22 muestras tomadas en el muestreo intensivo para la caracterización, son presentados en el anexo A, (tabla A1).

Tabla 6.2. CARACTERÍSTICAS DE LAS VINAZAS ALMACENADAS

PARÁMETRO	UNIDADES	VINAZA ALMACENADA
pH		3.6
Temperatura	°C	24.8
Conductividad	μSiemens	11,080
DQOt	mg/L	97,216
DQOs	mg/L	91,139
Sulfatos	mg/L	1,893
Cloruros	mg/L	2,134
S.T.T.	mg/L	97,002
S.T.V.	mg/L	77,783
S.T.F.	mg/L	19,219
S.S.T.	mg/L	10,750
S.S.V.	mg/L	8,560
S.S.F.	mg/L	2,190

La tabla 6.2 muestra la caracterización de las vinazas almacenadas, la cual se realizó 45 días después del inicio de su almacenamiento (día 57). Comparando los niveles de estos parámetros con los de las vinazas frescas se observa que hubo una reducción del 8% en los valores de DQO total, no presenta variación en los valores de S.T.T.; sin embargo el valor del pH disminuyó hasta 3.6 (lo que indica una formación de AGV's y gases a través de una fermentación o reacción acidogénica).

El arranque y aclimatación del lodo se realizó en un período total de 94 días. Durante este tiempo el reactor fue alimentado con vinaza diluida al 10% y neutralizada a pH igual a 7 con hidróxido de sodio. Los primeros 49 días, el reactor fue alimentado por lotes con el fin de acondicionar paulatinamente la cama de lodos al agua residual. Como se mencionó, el lodo utilizado como inóculo tenía alrededor de 4 años sin recibir alimentación alguna. En la parte final del período de arranque el reactor fue alimentado en continuo.

Aunque no se logró controlar la temperatura durante todo el arranque se observó su efecto en los parámetros de evaluación cuando se pudo controlar. Como ya se mencionó, se trabajó con vinazas almacenadas, las cuales tenían que ser diluidas y calentadas para la posterior alimentación.

A continuación se presenta la evaluación del sistema en función de la relación de alcalinidades (α), del pH y de los niveles de ácidos grasos volátiles (AGV's). Además, se presentará la evolución metanogénica del lodo de acuerdo a la estrategia de arranque utilizada. Finalmente, se hace una comparación con otros arranques de sistemas similares.

6.1 EVALUACIÓN DEL SISTEMA

El parámetro de control que se designó para conocer "in situ" el estado del reactor fue el valor de α en el efluente. Por su comportamiento se pueden diferenciar dos periodos. Durante el primer periodo (1-49 días), cuando el reactor fue alimentado por lotes, la relación α alcanzó un valor máximo de 0.70 y un mínimo de 0.15 (figura 6.1). Este periodo inicia con un constante decaimiento de la relación de alcalinidades alcanzando el valor máximo recomendado de 0.4 el día 18. Después de esto, el parámetro fluctúa entre 0.36 y 0.41 (día 19 al 38). A partir de este último día decrece rápidamente hasta un valor de 0.15 (día 49). Al hacer referencia a este periodo se le llamará periodo inestable.

El segundo periodo se caracterizó por la alimentación del reactor en continuo e inició el día 50; la relación de alcalinidades en este periodo alcanzó valores de hasta 0.1 Después de este día se presentó un periodo estable en el reactor (figura 6.1).

Los valores del parámetro α en los niveles 1 y 2 del reactor no mostraron grandes diferencias respecto a los valores obtenidos en el efluente.

Antes de iniciar la alimentación, el lodo tenía un valor de pH de 8.3. Una vez que se alimentó el reactor, el valor de pH del lodo mostró valores por abajo de la neutralidad, alcanzando un nivel mínimo de pH de 5.93, con un valor del parámetro α de 0.66 el día tres (figura 6.2).

Después de esto, el pH de los lodos se encontró por arriba de la neutralidad fluctuando entre 7 y 9 con un valor promedio de alfa de 0.27 y una alcalinidad de bicarbonatos (medida a pH de 5.75) entre 3,300 a 8,600 mgCaCO₃/L (Anexo B, tabla B.2).

Del periodo de inestabilidad en el reactor es importante hacer notar lo siguiente:

- 1) Cuando el líquido alcanzó el primer nivel del reactor (día 7) las condiciones del efluente fueron las siguientes: pH de 6.3; alcalinidad de bicarbonatos 500 mgCaCO₃/L y $\alpha = 0.70$ (figuras 6.2, 6.3 y 6.1).
- 2) Después de 18 días de alimentación por lotes a 40°C se alcanzó el nivel máximo recomendado de la relación de alcalinidades de 0.4, pH de 7.21 y una alcalinidad debida a bicarbonatos de 1,640 mgCaCO₃/L (figuras 6.1 a 6.3).
- 3) El día en que se intentó alimentar en continuo (día 36) las condiciones del efluente fueron: pH igual a 7.1, alcalinidad bicarbonática de 1,380 mgCaCO₃/L y un valor de alfa de 0.33. Para favorecer este aumento de carga se adicionó a partir de este día 1 g de hierro como micronutriente. Sin embargo, dos días después (día 38) se manifestó un incremento de α en los lodos (de 0.24 a 0.42) y un descenso en el pH de estos (6.78). Esto motivó que se volviera a alimentar nuevamente por lotes.
- 4) Después de diez días de que se inició la adición del micronutriente (día 46) se alimentó nuevamente en continuo, este día se registró un pH igual a 6.86; una alcalinidad bicarbonática de 1,820 mg CaCO₃/L y un valor de α de 0.19.

Al comparar el pH de los días antes mencionados se observa que el día 7 se registró un valor de pH por abajo de los niveles recomendados para la metanogénesis. Los valores de pH de los otros tres días no presentan gran variación; sin embargo, existe una diferencia de más del doble en el valor de las alcalinidades de los días 18, 36 y 46 respecto al día 7. Asimismo, alfa presentó valores menores de 0.4. Lo anterior es indicativo que el sistema producía su propia alcalinidad para mantener la estabilidad.

De todo lo anterior puede decirse lo siguiente:

Los altos valores de α durante los primeros 7 días, se debieron a que cuando se alimentó por primera vez no se controló el flujo de alimentación al reactor entrando más rápido de lo establecido; esto, aunado a la baja actividad del lodo provocó un choque orgánico en el sistema. Con respecto al día 36 los valores de alfa, pH y alcalinidad mostraban que el sistema podía soportar un aumento de carga. Sin embargo, la elevación de los niveles del parámetro α en los lodos, mostró que estos no estaban lo suficientemente acondicionados para dicho aumento de carga en la alimentación.

El incremento de la capacidad "buffer" del sistema y la consecuente disminución del parámetro alfa se logró mediante la recirculación del efluente. Esto se debe a que con la recirculación se retorna la alcalinidad, logrando una recuperación del pH.

Es importante mencionar los dos días en que se intentó alimentar en forma continua. A diferencia del primer intento de alimentación en continuo (día 36), los días posteriores al día 46 se registró una disminución de α . Es decir, los lodos no resienten el aumento de carga y, por el contrario, es el período en que el parámetro de control toma los valores mínimos, presentando de esta forma una etapa estable. Como mencionaron Rosas et al., (1993), la aceptación del incremento de carga fue favorecida por la adición de hierro como micronutriente.

Jenkins et al., en 1991 (citado por Rojas, 1988), mencionan que la alcalinidad (medida a pH de 4.3) puede considerarse como una medida indirecta de la concentración de los AGV's. La figura 6.3 muestra que, del día 6 al 18, existió una producción mayor de AGV's que no fue compensada por la capacidad "buffer" del sistema; esto se debe a que el lodo presentaba poca capacidad para remover AGV's, motivo por el cual alfa presentó valores arriba de 0.4. Posteriormente, alfa disminuyó significativamente al existir un equilibrio entre la producción de ácidos grasos volátiles y la capacidad "buffer" del reactor.

Como se mencionó, un período estacionario en el reactor fue observado a partir del día 50. El pH de los lodos en este período fluctuó entre 6.6 y 7.4 (figura 6.2); con una alcalinidad de bicarbonatos de 1,540 a 3,600 mgCaCO₃/L (figura 6.3). El pH del efluente varió en un intervalo de 6.6 a 7.5 y en varias ocasiones el pH de los lodos se encontró 0.2 unidades por abajo del valor del efluente.

En este período no hay gran variación en los valores de alfa, iniciando con 0.12 y una alcalinidad bicarbonática de 2,040 mgCaCO₃/L el día 50 y registrándose un valor mínimo de α de 0.1 (día 52) con una alcalinidad bicarbonática de 2,160 mgCaCO₃/L.

Como se puede observar, existe un súbito descenso en los niveles de la alcalinidad el día 70 (Fig. 6.3), donde se registró un valor de 1,740 mgCaCO₃/L como alcalinidad de bicarbonatos y 2,120 mg CaCO₃/l. como alcalinidad medida a 4.3. Después de este descenso, los valores de la alcalinidad tienden a incrementarse. Finalmente, el día que se da por terminada la etapa de arranque (día 94), se determinó un pH de 7.09; una alcalinidad bicarbonática de 2,720 mgCaCO₃/L y un valor de alfa de 0.15. Como se observa los valores de la alcalinidad del día 94, son significativamente mayores a los del día 52.

Las concentraciones de ácidos grasos volátiles (AGV's) promediaron 89 mg/L de ácido acético, 314 mg/L de propiónico y 8 mg/L de butírico (figuras 6.4 a 6.6).

En esta etapa estable existió un periodo en que la temperatura de alimentación se llevó a cabo a 20-24°C del día 62 al 83. Estos mismos días concuerdan con las máximas concentraciones de ácido acético y propiónico encontradas.

Cuando se alcanzó el valor mínimo del parámetro α de 0.1 (día 52), pH de 6.8 y una alcalinidad de bicarbonatos de 2,160 mgCaCO₃/L, también se registraron los niveles mínimos de ácido acético (22 mg/L; figura 6.4), propiónico (135 mg/L; figura 6.5) y la concentración de butírico fue nula (figura 6.6). Cuando alfa comienza a incrementarse (día 60), las concentraciones de los AGV's también se incrementan alcanzando valores de 300 mg/L de ácido acético, 398 mg/L de propiónico y 15 mg/L de butírico.

Como se observó cuando la temperatura de alimentación se efectuó a temperatura ambiente (día 62), las concentraciones de los AGV's marcaron una tendencia al aumento. Lo mismo sucede con el valor de alfa, el cual pasa de 0.1 a 0.22. Estos valores nuevamente disminuyen cuando se tienen condiciones mesófilas (día 84). Es notorio que la temperatura es un factor que afecta directamente la estabilidad del reactor. Trabajar bajo condiciones mesófilas favorece la capacidad de degradación del sistema manteniendo valores de AGV's, alfa, pH y alcalinidad aceptables que indican el buen funcionamiento de éste.

Del periodo estable se puede decir que:

La fluctuaciones del pH en el efluente son debidas principalmente a los cambios de temperatura en la alimentación. Los valores cercanos a la neutralidad, muestran que las condiciones de pH para la digestión se mantuvieron dentro de los valores aceptables para la metanogénesis. Asimismo, los niveles alcanzados por alfa en esta segunda etapa son atribuibles a la adición de Fe como micronutriente.

Lo anterior sugiere un efecto estimulador de este micronutriente en las bacterias acetoclásticas, las degradadoras del propiónico y aún más en las degradadoras del butírico. Después de que la alimentación se efectuó a 40°C, las concentraciones de ácido acético, propiónico y butírico presentan una reducción del 53%, 55% y 100% respectivamente. Al mantenerse bajas las concentraciones de AGV's, la relación de alcalinidades se redujo de 0.33 a 0.1.

Como se sabe, las bacterias que degradan el ácido propiónico no se encuentran en gran cantidad en estos reactores, es por esto que las concentraciones de ácido propiónico son las más elevadas. La acumulación de propiónico probablemente pueda ser atribuida a una falta de micronutrientes (Pandiyani et al., 1994).

Aún con la presencia de AGV's, la estabilidad del reactor no se vió afectada. Se ha reportado que una concentración de 3 g/L de ácido propiónico redujo la actividad de las poblaciones metanogénicas, (Stronach et al., 1986, citado por Rosas et al., 1993) y que su degradación es significativamente inhibida por la presencia de 2 g/L de ácido acético. La disminución de los AGV's es, aparentemente, un resultado de la adición de hierro.

Asimismo, Rosas et al., (1993), reportaron que el hierro favorece la remoción de AGV's. Además, reportaron que este metal es esencial para el crecimiento de las bacterias metanogénicas hidrogenofílicas, ya que el hierro forma parte del sitio activo de las deshidrogenasas.

Refiriéndose a los dos períodos en general, puede decirse lo siguiente:

El parámetro de control utilizado durante la activación del lodo fue la relación de alcalinidades (α). Como se puede observar este parámetro respondió a los cambios en las condiciones de estabilidad del reactor (después de un choque orgánico y por efectos térmicos).

Al iniciar la alimentación y debido a la baja actividad del lodo, los valores de alfa se dispararon, sobrepasando los niveles recomendados para tener un sistema estable. De esto se puede inferir que las concentraciones de AGV's en este período eran demasiado altas. No se puede constatar lo anterior, por que la determinación de AGV's se comenzó a medir a partir del día 39.

Una vez que las condiciones se mantuvieron estables con un valor de α mínimo, se puede decir que la actividad se había incrementado.

Este comportamiento muestra que la relación de alcalinidades puede utilizarse como parámetro de control de estabilidad, en relación con la acumulación de ácidos grasos volátiles.

Otra ventaja de este parámetro, es que la respuesta es muy rápida comparada con otros métodos utilizados para determinar el estado del reactor.

6.2 EFICIENCIAS MEDIDAS EN EL REACTOR

Las eficiencias alcanzadas en el período inestable fluctuaron entre 41-70% para la DQO_{total} y del 63-93% para SST (figura 6.9 y 6.14). Cabe mencionar que en esta etapa no se presentó el efecto de lavado de lodos, además se percibía gran cantidad de biogás en la zona superior del reactor.

La tabla 6.3 muestra las condiciones de la alimentación, la eficiencia de remoción alcanzadas y la producción de biogás obtenida durante el período estable del día 50 (17-oct) hasta el día 94 (30-nov).

El comportamiento de la demanda química de oxígeno (DQO) y su remoción (figuras 6.7 a 6.9), muestra que durante la etapa estable existió un período (día 47 al 61) en que se registraron las máximas eficiencias, determinándose una remoción del 76% para DQO total y 79% para DQO soluble (día 52). Estas eficiencias alcanzadas coinciden con el período en que se alimentó a temperatura de 40°C.

Cuando la temperatura de alimentación se redujo de 40°C a temperatura ambiente (20-25°C), la remoción disminuyó significativamente (de 76% a 45% de remoción).

Cuando se suspendió la adición de hierro (día 87) la eficiencia de remoción se mantuvo en un 47%. Esto provocó que los valores promedio disminuyeran. Sin embargo, la remoción fue aumentando nuevamente debido a que en los últimos días se tenían condiciones apropiadas de temperatura.

En promedio, la DQO_{total} del influente para el período estable fue de 9,886 mg/L y del efluente 3,917 mg/L, con lo que se obtuvo una remoción del 60%. Para la DQO soluble, el promedio en el influente fue de 8,944 mg/L y en el efluente de 3,457 mg/L, obteniéndose una eficiencia del 61%.

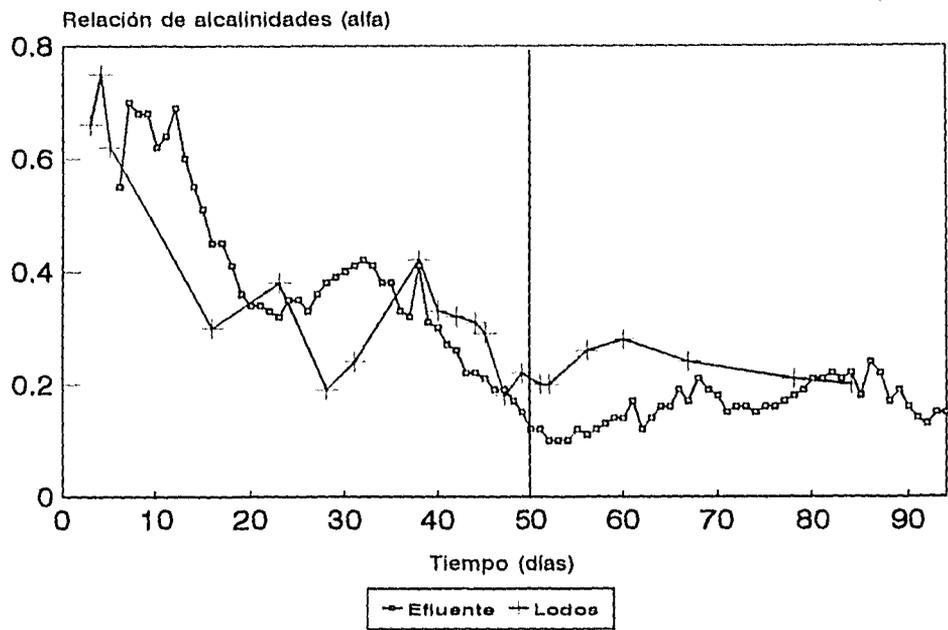


Figura 6.1. Evolución de la relación de alcalinidades en el RALLFA durante su arranque

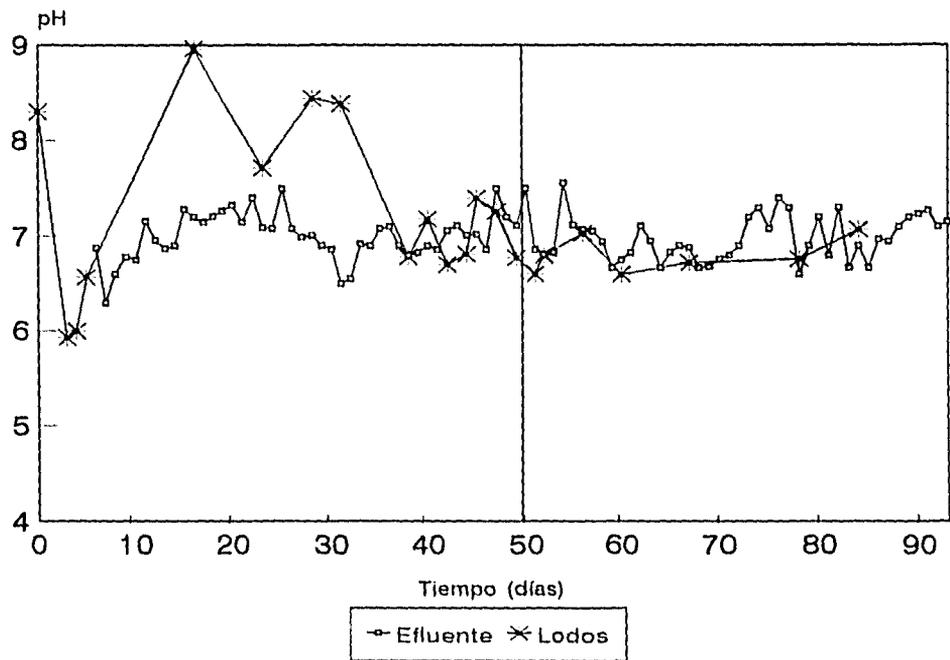


Figura 6.2. Evolución del pH en el reactor en estudio

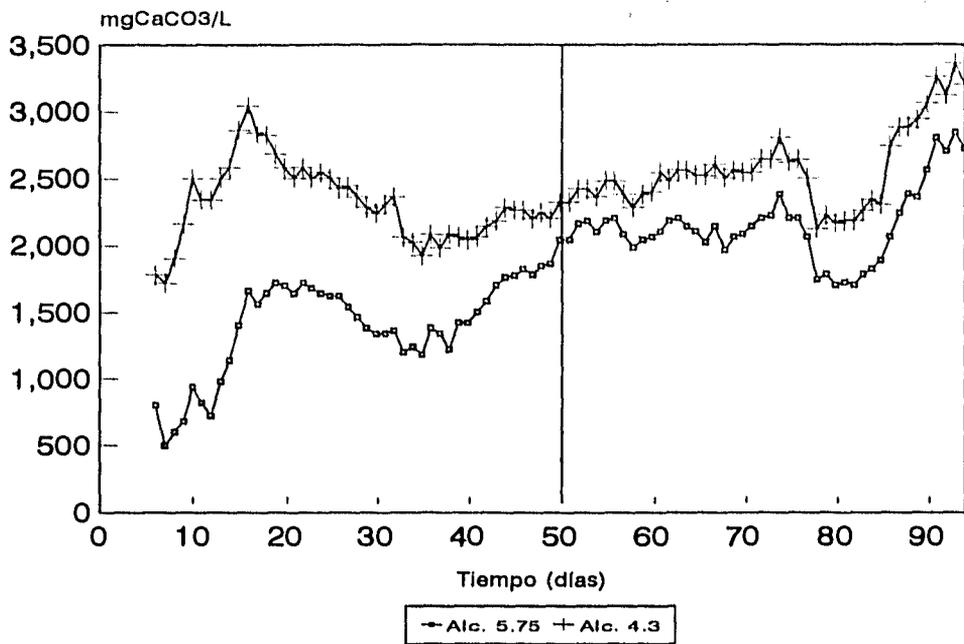


Figura 6.3. Perfil de la capacidad bicarbonática del sistema

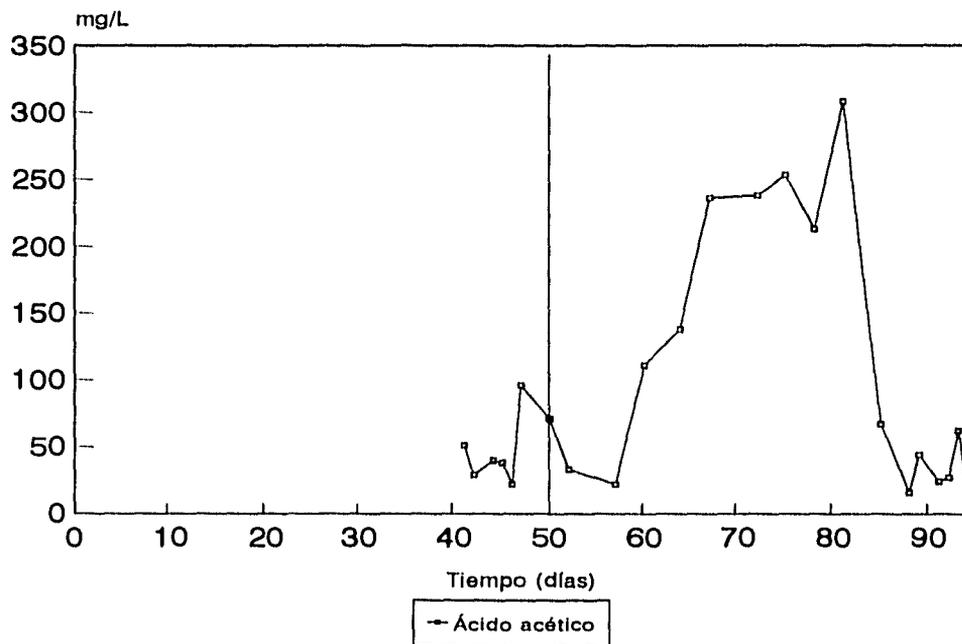


Figura 6.4. Evolución del ácido acético en el reactor anaerobio en estudio

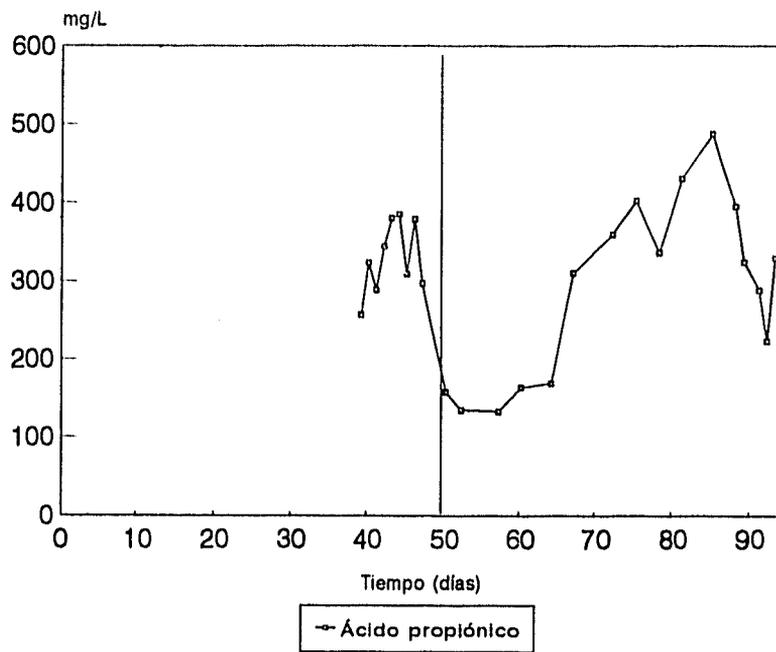


Figura 6.5. Evolución de la producción de ácido propiónico en el reactor anaerobio

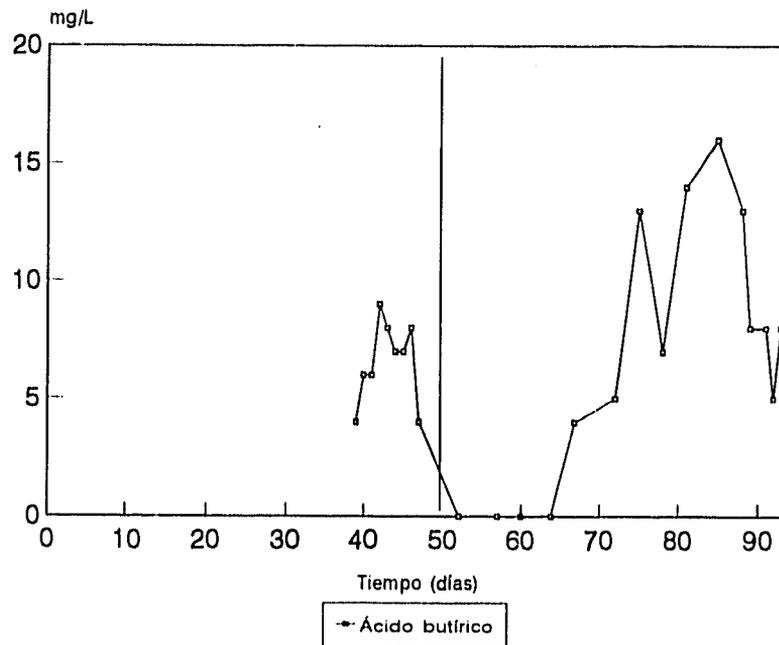


Figura 6.6. Producción de ácido butírico en el reactor anaerobio

Tabla 6.3. Valores promedio de los análisis químicos de las vinazas alimentadas al RALLFA y eficiencias del reactor anaerobio en el periodo estable (Vtotal = 6,000 L, C.O. = 2.16 kgDQO/m³·d)

PARÁMETRO	UNIDADES	INFLUENTE	EFLUENTE
TEMPERATURA	°C	24-40	24
pH		7.0	6.98
ALC _{5,75}	mgCaCO ₃ /L	300	2,138
ALC _{4,3}	mgCaCO ₃ /L	1,060	2,560
α			0.16
DQOt	mg/L	9,886	3,917
DQOs	mg/L	8,944	3,457
%REM DQOt			60
%REM DQOs			61
SULFATOS	mg/L	513	333
CLORUROS	mg/L	358	403
STT	mg/L	11,124	7,580
STV	mg/L	7,600	4,598
STF	mg/L	3,471	2,981
SST	mg/L	861	346
SSV	mg/L	568	238
SSF	mg/L	295	108
ACÉTICO	mg/L		89
PROPIÓNICO	mg/L		314
BUTÍRICO	mg/L		8
TRH	días		4.62
GAS* (CH ₄)	m ³ /d (TPN)		5.521 (3.919)
CH ₄	%		71
C.O.	kgDQO/m ³ d		2.16
Y	m ³ CH ₄ /kgDQOrem		0.504

C.O = Carga orgánica, Y= Tasa de rendimiento de metano

* La producción de gas fue calculada a TPN: temperatura y presión normales, 0°C y 1 atm

El comportamiento de los valores de la DQO total respecto a la altura del reactor (figura 6.10), mostró que existió un período en el cual se presentó el efecto de lavado de lodos (día 45 a 70). Esta situación provocó que los valores de la DQO total del primer y segundo nivel fueran mayores a los de la alimentación.

Sin embargo, los valores de la DQO soluble en cada nivel del reactor (figura 6.11) muestran que la mayor remoción de materia orgánica se llevó a cabo en la cama de lodos.

La remoción promedio obtenida de sólidos suspendidos totales fue de 59%.

La evolución de los sólidos totales mostró una ligera tendencia al aumento obteniéndose una remoción promedio de 32%, de los cuales, el 61% eran sólidos volátiles (figura 6.13 y 6.14).

Los sulfatos que provienen del ácido sulfúrico utilizado en la acidulación de las melazas para la fermentación alcohólica y los cuales se reducen a sulfuros; no se encontraron en niveles los cuales afecten al sistema (figura 6.16 y 6.17); ya que se trabajó a concentraciones de vinaza en las cuales los sulfatos (sulfuros dentro del reactor) no inhiben la metanogénesis. Los niveles promedio encontrados fueron del orden de 513 mg/L en las vinazas de alimentación, obteniéndose una eficiencia en su remoción del 35% (Anexo B tabla B-13).

Considerando que las vinazas que fueron tratadas en este trabajo son aciduladas con una mezcla de ácidos clorhídrico y sulfúrico, es importante determinar cuál es el efecto que tienen los cloruros sobre el tratamiento anaerobio, ya que probablemente pueda ser una posible causa de las bajas eficiencias de remoción.

El comportamiento de los cloruros (figura 6.15) en el tratamiento anaerobio de vinazas; es que presentaron en muchas ocasiones, una concentración mayor en el efluente que en el influente. Posiblemente este efecto sea causado por interferencias en la técnica analítica utilizada, donde, como los cloruros no son metabolizados estén siempre presentes, mientras otros componentes (la materia orgánica biodegradable, por ejemplo) salgan del sistema (como biogás) haciendo que su concentración relativa aumente.

Para conocer qué es lo que pasa con los cloruros en el proceso anaerobio, es necesario realizar un trabajo más específico, así como un monitoreo más estricto para determinar la contribución por parte de estos en la eficiencia del tratamiento.

La producción de biogás se manifestó varios días posteriores al choque térmico; sin embargo, las mediciones se realizaron sólo en el mes de noviembre, ya que no se contaba con el medidor de gas (comenzándose a medir el día 76).

La producción de biogás fue en aumento determinándose un promedio diario de 6,684 L/d (Anexo B, tabla B-16). La evolución del porcentaje de metano en el biogás (figura 6.18) muestra que la mayor concentración de metano se obtiene el día 46. Esto coincide con las bajas concentraciones de ácidos grasos volátiles. El día en que se suspende el control de la temperatura de alimentación y la adición del micronutrimiento (día 83), el porcentaje de metano disminuye. Así, al contenido de metano fluctuó entre 68 y 81%, con un promedio de 71% (Anexo B, tabla B-15).

Estos resultados se tradujeron en 5.521 m³ de biogás(TPN)/d; obteniéndose una producción de biogás de 4.25 m³/m³ de vinaza alimentada al reactor, con una tasa de producción de metano de 0.504 m³CH₄/kgDQOrem, la cual es mucho mayor a la estequiométricamente posible (0.35 m³CH₄/kgDQOrem). Este valor es similar al reportado por Moreno et al., (1990), quienes trabajaron con un RALLFA a una carga orgánica de 2.08 kgDQO/m³d y con una eficiencia de remoción de DQO del 40%.

6.3 DISCUSIÓN

Como se mencionó, durante la segunda etapa existió un periodo en que las condiciones de operación fueron ideales para obtener las máximas eficiencias alcanzada en todo el arranque. Estas condiciones fueron: 1) la temperatura de alimentación se efectuó a 40°C y 2) la adición de un micronutriente. Esto muestra claramente que después de 16 días de adición de hierro, además de trabajar bajo condiciones mesófilas, el efecto del Fe como micronutriente en la remoción de DQO se ve favorecida en un incremento del 54 al 76% (figura 6.9).

A pesar de que los promedios obtenidos disminuyeron significativamente cuando no se tenían estas condiciones, las eficiencias que se lograron fueron cercanas a las obtenidas por Moreno et al., (1990), quienes trabajaron con una carga orgánica de 2.75 kgDQO/m³·d, obteniendo una eficiencia de remoción del 71% y considerando que éstos son resultados de la operación del reactor.

Es posible que la remoción de DQO esté limitada por una alta concentración de materia orgánica no biodegradable por vía anaerobia. Inclusive es importante mencionar también, que todas las muestras del efluente, así como las muestras del primer y segundo nivel, presentaron en la superficie gran cantidad de combustible captado en el tanque sedimentador-enfriador.

Como se sabe, esto también podría contribuir a las deficientes remociones en todos y cada uno de los parámetros, así como también la presencia de cloruros del cual se desconocen los mecanismos de posible inhibición. El tanque usado como sedimentador-enfriador había sido usado previamente para almacenar combustible y, aunque fue limpiado, tenía todavía restos de este hidrocarburo que, evidentemente, puede haber afectado esta etapa de arranque.

Se ha encontrado que la adición de sulfato de hierro como micronutriente favorece la degradación de los ácidos acético y propiónico, lo que se ve reflejado en una mayor remoción de DQO y producción de biogás. Lo anterior se corrobora al comparar los valores encontrados de ácidos grasos volátiles antes y después de la adición del micronutriente. Esto mismo se refleja en las eficiencias alcanzadas, las cuales coinciden con las mínimas concentraciones de ácidos grasos volátiles y con la valores mínimos del parámetro de control (α).

La remoción de sulfatos alcanzada en este trabajo fue menor a la obtenida por Moreno et al., (1990) quienes obtuvieron 83% de su remoción. Rosas et al., (1993) alcanzaron una remoción del 93% de sulfatos por la adición de micronutrientes.

A continuación se presentan las características y actividad metanogénica de los lodos del RALLFA al día 0 (tiempo 0) y al día 94 (tiempo 1). Las características fisicoquímicas del inóculo se presentan en las tablas 6.4 y 6.5.

El aspecto físico del lodo al inicio fue de color negro, ligero olor a H₂S y un bajo grado de sedimentación. Los lodos al final de la etapa estable presentaron un índice volumétrico de lodos (IVL) de 37 mL/gSSV, lo que indica que el lodo presentaba características cada vez más adecuadas para este tipo de reactores.

Cabe mencionar que para la activación de los lodos, los cambios bruscos que se tienen durante la operación del reactor son determinantes para su estabilización. Trabajar bajo condiciones mesófilas favorecen una rápida estabilización del sistema; logrando una mayor remoción del sustrato, condiciones con las que no se contó todo el tiempo, debido a problemas fuera del control del presente trabajo (falta de vapor por problemas en la fábrica, por ejemplo).

•• **Tabla 6.4. Características físicas de los lodos del RALLFA antes y al finalizar el arranque**

PARÁMETRO	LODO T ₀		LODO T ₁	
	g/L	%	g/L	%
SST*	77.26	100	39.18	100
SSV*	37.46	48.49	24.04	61.36
SSF**	39.80	51.51	15.14	38.64

* Promedio de análisis por triplicado T₀ = inicio del arranque (día 0)
 T₁ = terminación del arranque (día 94)

Tabla 6.5. Actividad metanogénica del lodo al inicio y término del experimento (gCH₄-DQO/gSSV·d)

MUESTRA	LODO T ₀	LODO T ₁
TESTIGO	0.057	0.594
ACÉTICO	0.134	0.825
ACÉTICO (D)	0.055	0.894
PROMEDIO DE DUPLICADOS	0.094	0.859

(D) = Duplicado T₀= inicio del arranque (día 0) T₁= terminación del arranque (día 94)

La actividad metanogénica del lodo se incrementó de 0.094 a 0.859 gCH₄DQO/gSSV·d cuando se utilizó ácido acético como sustrato (figuras 6.19 y 6.20). Este gran incremento en la actividad se atribuye a la adición del micronutrimiento. Rosas et al., (1993) reportaron que la actividad metanogénica de un lodo se elevó de 0.31 a 0.52 gCH₄DQO/gSSV·d debido a la adición de micronutrimiento (Fe, Ni, Co y Mo). Tielbaard (1992) reportó que la actividad metanogénica de un lodo anaerobio era 0 y después de la adición de micronutrientes se incrementó de 0.1-0.2 kgDQO /kgSSV·d.

Por otro lado, conociendo la actividad metanogénica de inóculo puede definirse la carga de arranque:

$$M_{\text{máx}} = V_L \cdot X \cdot A_{\text{sp}}$$

$$V_L = 1.096 \text{ m}^3$$

$$X = 37.46 \text{ kgSSV/m}^3$$

$$A_{\text{sp}} = 0.094 \text{ kgCH}_4\text{-DQO/kgSSV}\cdot\text{d}$$

Con el volumen de la cama de lodos, la concentración del inóculo y la actividad metanogénica del mismo se determinó la carga máxima de arranque; resultando un valor de 3.85 kgDQO/d, el cual, es mayor al valor de la carga de arranque utilizado. Es importante mencionar que el volumen del inóculo fue medido hasta el día 76.

Considerando las condiciones finales del inóculo:

$$V_L = 1.096 \text{ m}^3$$

$$X = 24.04 \text{ kgSSV/m}^3$$

$$A_{\text{sp}} = 0.859 \text{ kgCH}_4\text{-DQO/kgSSV}\cdot\text{d}$$

Se obtiene una carga de 22.63 kgDQO/d. Se considera que esta carga puede ser soportada por los lodos, tomando en cuenta que este aumento debe ser gradual.

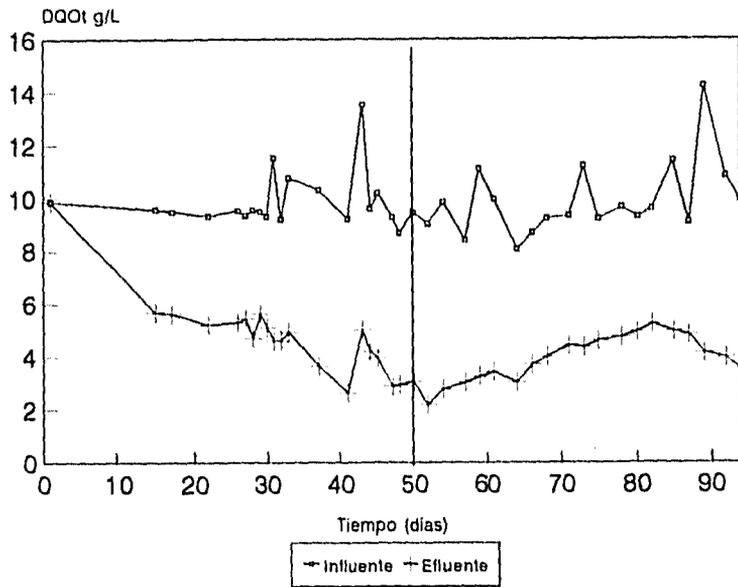


Figura 6.7. Evolución de la demanda química de oxígeno total en el reactor anaerobio

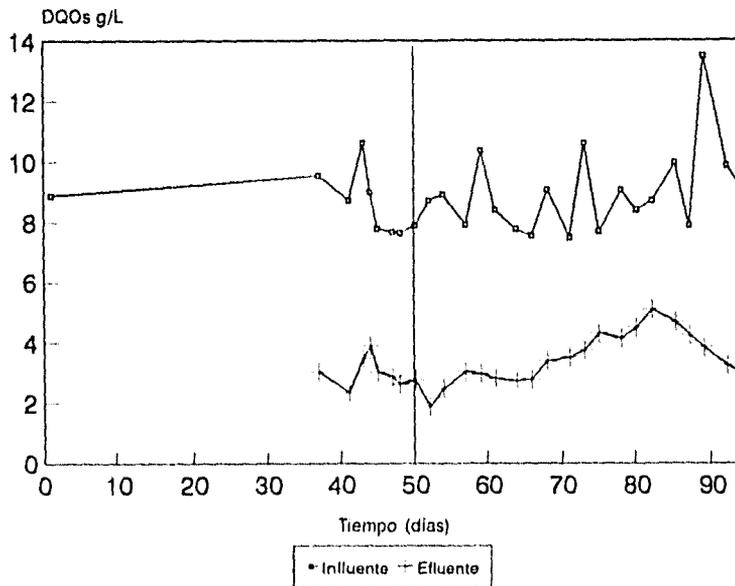


Figura 6.8. Evolución de la demanda química de oxígeno soluble en el RALFA

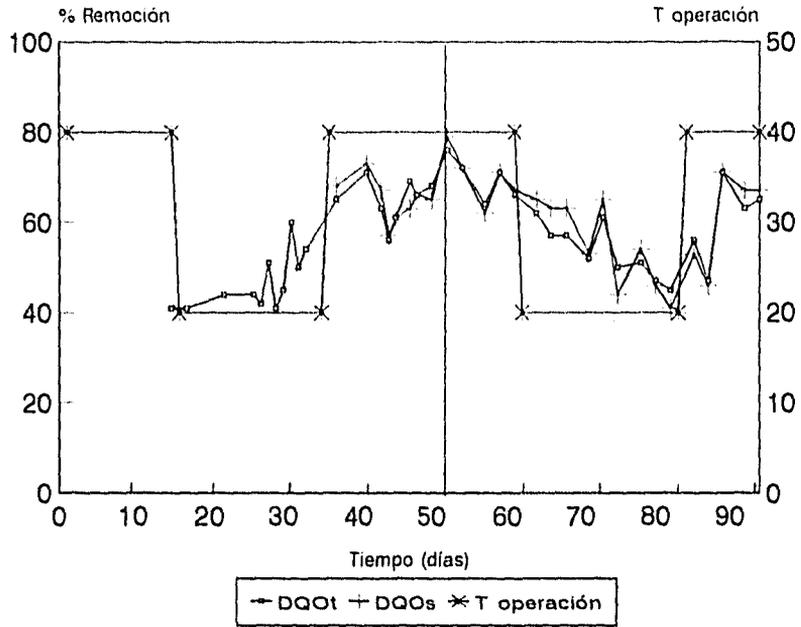


Figura 6.9. Remoción de materia orgánica medida como demanda química de oxígeno en un RALLFA

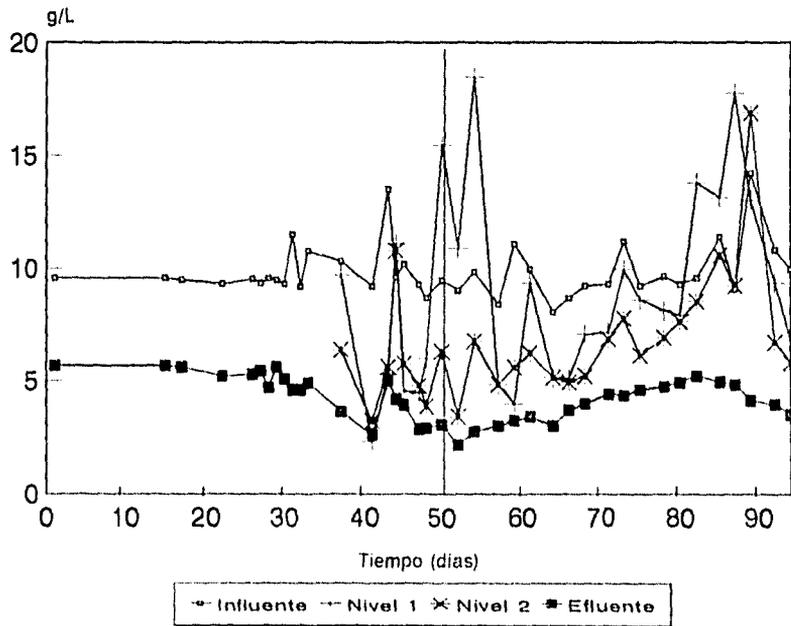


Figura 6.10. Comportamiento de la demanda química de oxígeno total a lo largo del reactor en estudio

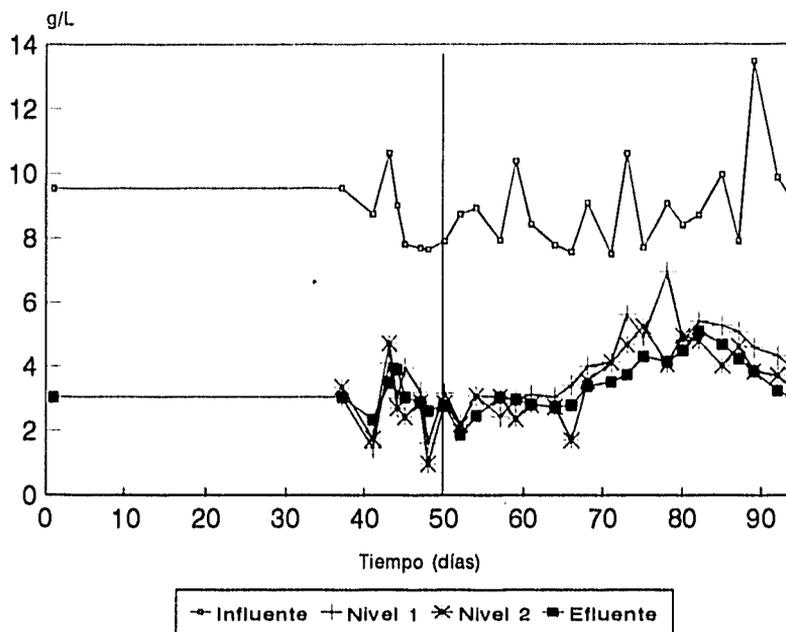


Figura 6.11. Comportamiento de la demanda química de oxígeno soluble a lo largo del reactor en estudio

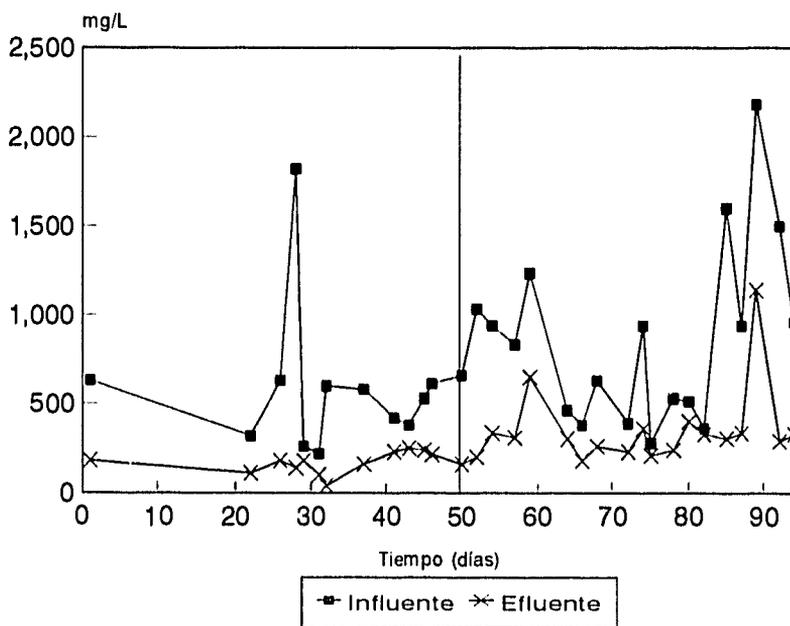


Figura 6.12 Evolución de los sólidos suspendidos totales en la etapa de arranque del reactor

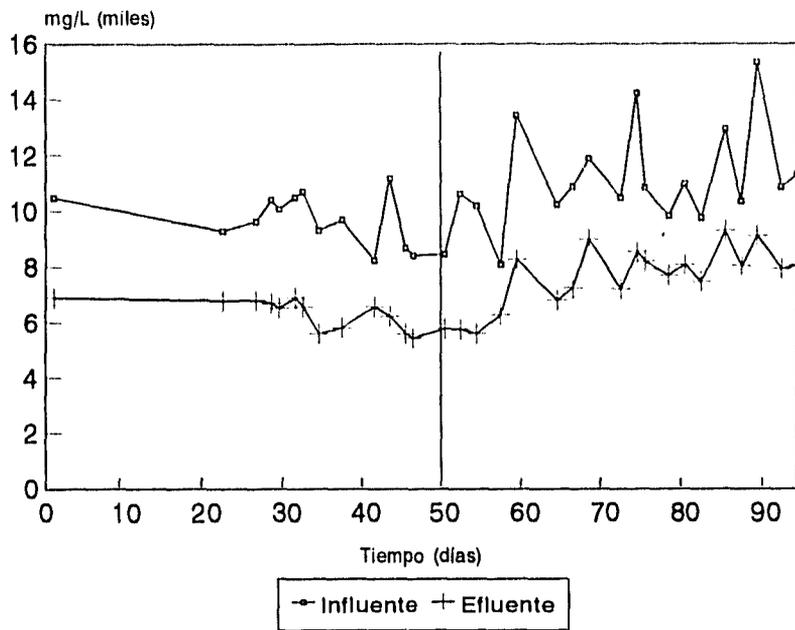


Figura 6.13 Evolución de los sólidos totales en la etapa de arranque del reactor RALLFA

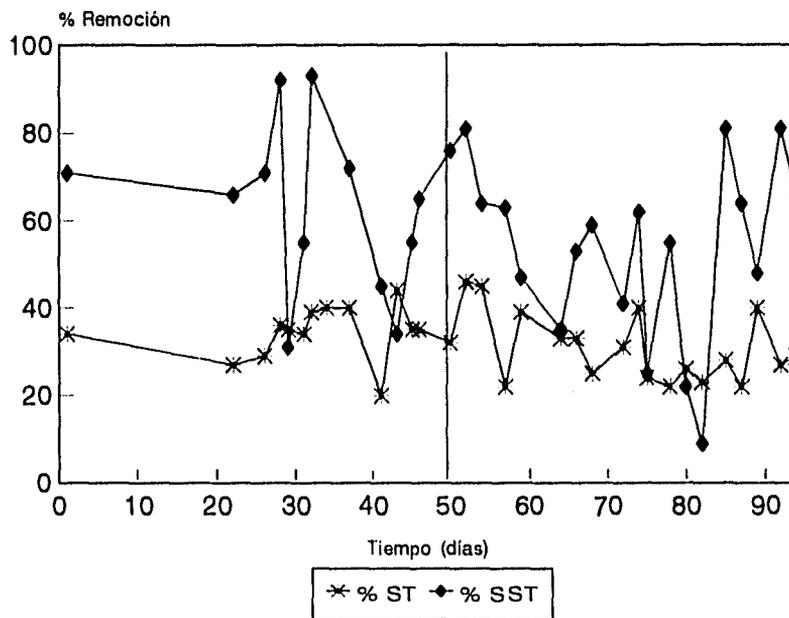


Figura 6.14 %Remoción de sólidos totales y sólidos suspendidos totales en el RALLFA en estudio

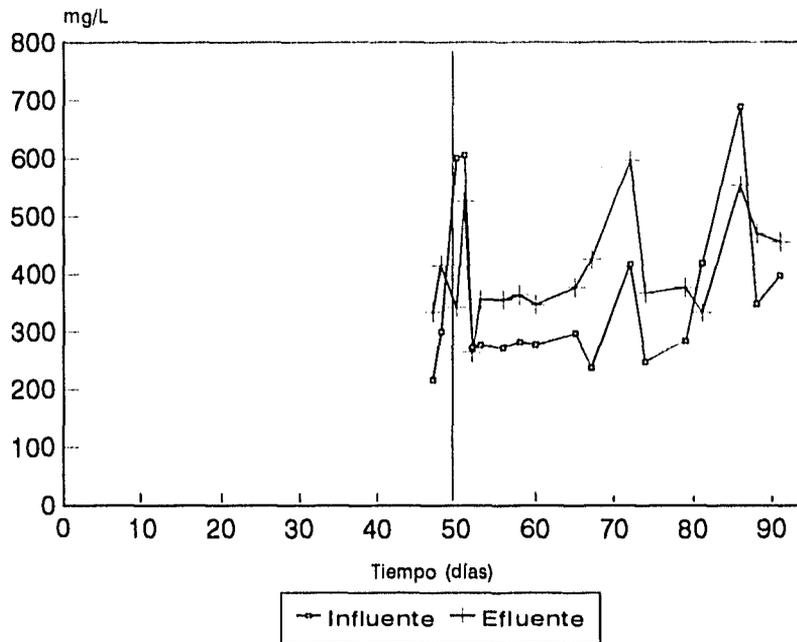


Figura 6.15 Perfil de la concentración de cloruros dentro del reactor

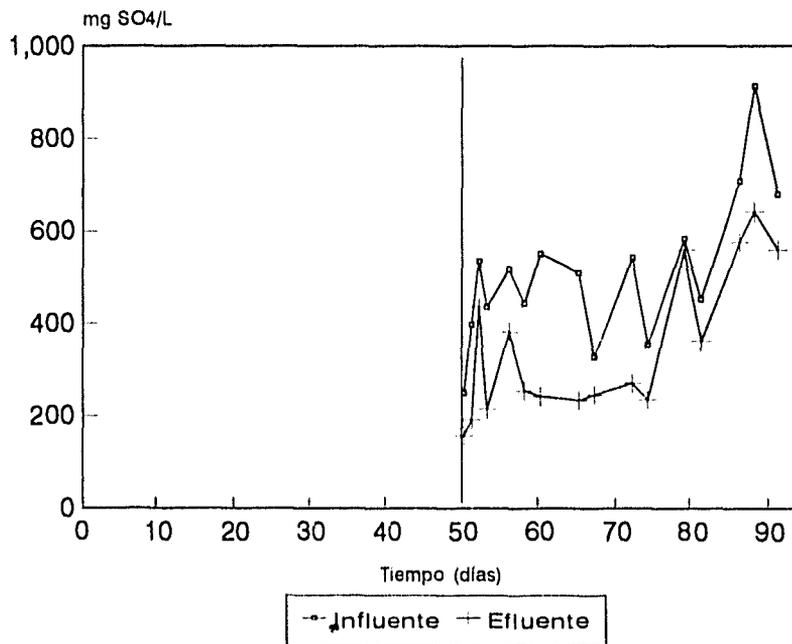
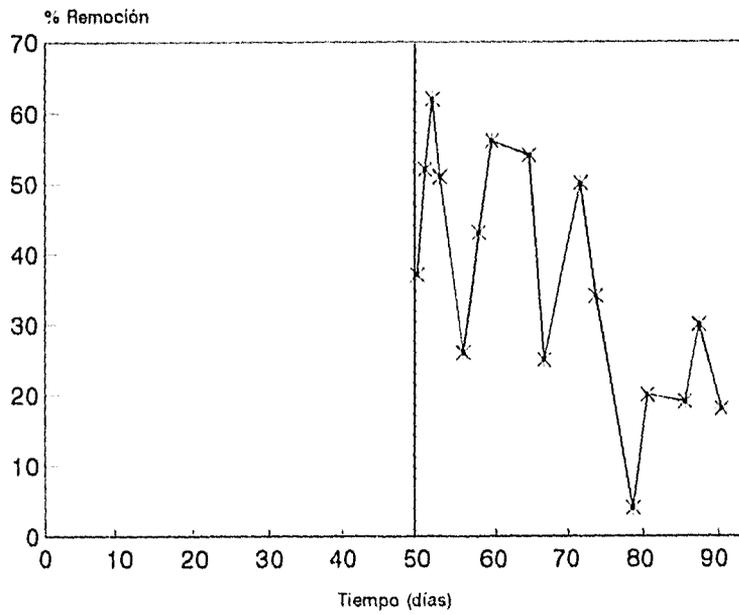


Figura 6.16 Perfil de la concentración de sulfatos dentro del reactor



GRAFICA 6.17 %Remoción de sulfatos en el reactor RALLFA

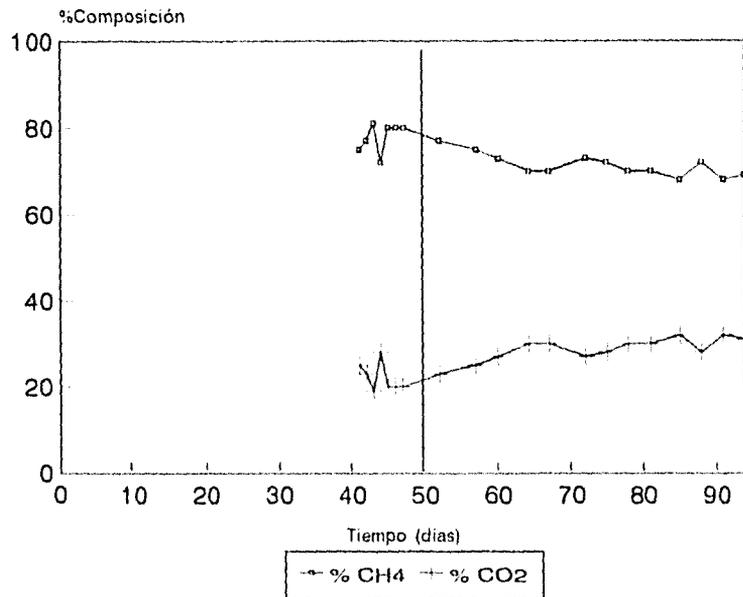


Figura 6.18 Porcentaje de metano en el biogás

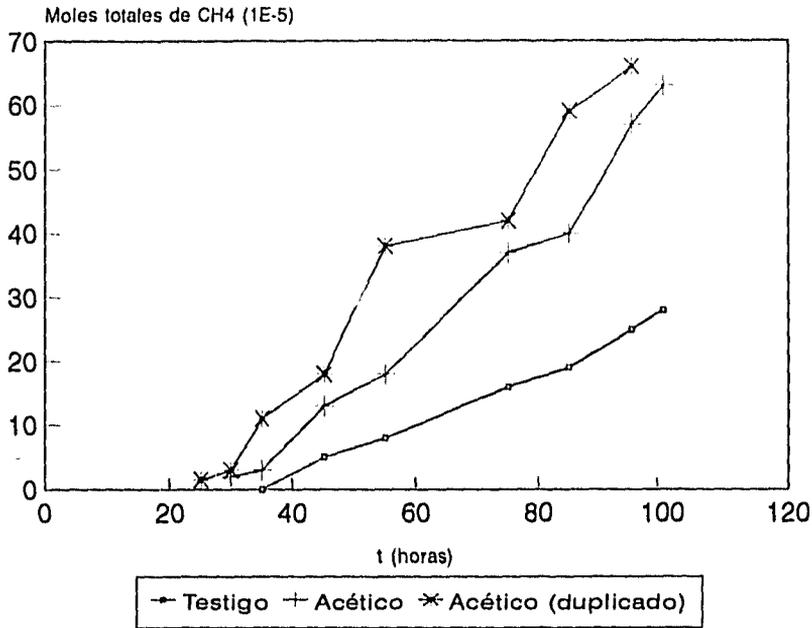


Figura 6.19 Actividad metanogénica al ácido acético del inóculo antes del arranque

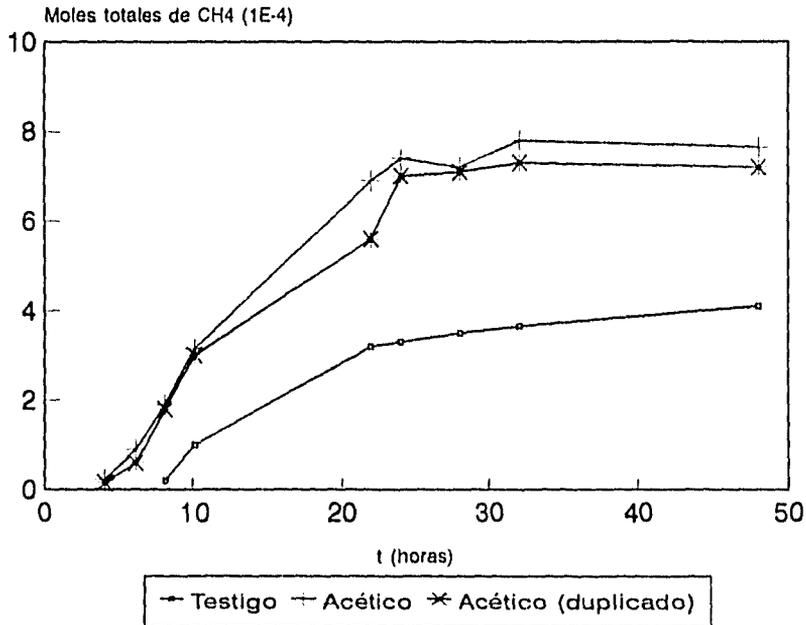


Figura 6.20 Actividad metanogénica al ácido acético del inóculo al finalizar la etapa de experimentación

6.4 EVALUACIÓN GLOBAL DEL ARRANQUE

Como se sabe, un aspecto de suma importancia en el tratamiento de aguas residuales es el arranque del reactor. Por ello, resulta interesante comparar la forma en que se arrancó y las remociones obtenidas en este trabajo con otros trabajos reportados en la literatura. Los parámetros operacionales con los que se trabajó, se muestran en la tabla 6.6.

Tabla 6.6. PARÁMETROS OPERACIONALES PARA EL ARRANQUE DE UN RALLFA de 6,000 L (este trabajo)

PARÁMETRO	OBSERVACIONES
Concentración del inóculo	37.4 kgSSV/m ³ reactor (inóculo concentrado)
Vasc	0.03 m/h
TRH	4.6 días
BX	0.48 kgDQO/kgSSV·d
BV	2.16 kgDQO/m ³ ·d
SUSTRATO: polisacáridos, carbohidratos, proteínas	ARRANQUE 94 días

Como se observa, estos parámetros están dentro del intervalo recomendado por Lettinga et al., (1982) los cuales ya fueron mencionados en el capítulo 5.

Con dichos parámetros se logró arrancar el RALLFA en un tiempo de 94 días, un TRH de 4.6 días; con una carga orgánica de 2.16 kgDQO/m³d; obteniendo una eficiencia de remoción del 60% medida como DQOt y una producción de metano de 4.25 m³/m³ de vinaza alimentada. Bajo estas condiciones, la actividad metanogénica de los lodos se incrementó de 0.094 a 0.859 gCH₄DQO/gSSV·d.

Las estrategias de arranque de otros trabajos reportados son las siguientes:

Moreno et al., (1990), arrancaron dos reactores de tipo RALLFA (UASB) con un volumen útil de 2.3 L cada uno. El primer reactor se alimentó con vinaza diluída al 20% previa neutralización con NaHCO₃ y una duración de 40 días. El segundo reactor se alimentó nuevamente con vinaza al 20% previa neutralización; sin embargo, se fue suprimiendo paulatinamente la adición de NaHCO₃ y al cabo de 22 días se suprimió totalmente. El tiempo total de arranque para este reactor fue de 37 días. Los periodos de adaptación son prácticamente iguales, la ventaja de arranque del segundo reactor radica en un tiempo más corto de regulación del pH. Las eficiencias que se obtuvieron en el periodo estable y trabajando a una carga orgánica de 2.75 kgDQO/m³·d fueron de 71% para el primer reactor con una producción de metano de 0.27 L-CH₄/gDQO removido. Para el segundo reactor que trabajó a una C. O. de 2.08 kgDQO/m³·d, se obtuvo una eficiencia de 40% con una producción de metano de 0.527 L-CH₄/gDQO removido.

Noyola y Briones (1988) arrancaron tres reactores de tipo filtro anaerobio con un volumen útil de 272 L y otro reactor de tipo RALLFA (UASB) de 120 L. La estrategia de arranque se llevó a cabo de la siguiente forma: la primera semana se operó de manera semicontinua con 500 mL de melaza, 250 mL de vinaza y 10 g de fosfato de amonio; esta mezcla se neutralizó con cal y

se introdujo al reactor a temperatura ambiente (11-20°C). Las bajas temperaturas con que se trabajó provocó que el pH se mantuviera abajo de la neutralidad (5.8-6.2). La segunda semana se alimentaron en forma continua, con vinaza diluida al 50% previa neutralización con NaHCO₃ y un TRH de 5 días; al cabo de 60 días los cuatro reactores lograron eficiencias del 55-65% dándose por terminada la etapa de arranque.

Porres y Calzada (1990) arrancaron un reactor anaerobio de tipo filtro biológico con un volumen útil de 2,600 L. El sistema se inoculó con efluentes de un reactor de vinaza activo y con estiércol de ganado vacuno, posteriormente se adicionó fosfato dibásico para promover el crecimiento bacteriano. Las primeras dos semanas se operó recirculando totalmente el efluente, posteriormente se agregó vinaza fresca al 5%, 10%, 20%, 40% y 50%, estas variaciones se llevaron a cabo semanalmente. La alimentación se efectuó a una razón de 78 L/h, un TRH de 1.4 días y una carga orgánica promedio de 57 kgDQO/m³·d. El acelerado incremento de la carga orgánica semanal, provocó caídas de pH hasta valores de 5.2. Esto se vió reflejado en una baja eficiencia del reactor del 25%, bajas producciones de biogás (3 m³biogás/d) y un contenido de metano (46%) en el biogás el cual es bastante modesto.

Tielbaard (1992) arrancó un reactor tipo RALLFA (UASB) de 3.73 m³. Después de 115 días se incrementó la carga orgánica de 1.2 a 10.5 kgDQO/m³·d, con lo que la actividad metanogénica se incrementó de 0.46 a 0.59 kg DQO/kgSSV·d. La producción de biogás fue 35-40 m³/m³ de vinaza con 60 - 65% de metano y una eficiencia de remoción medida como demanda química de oxígeno del 65%. En este arranque pequeñas cantidades de níquel y molibdeno fueron añadidas.

Haciendo una comparación de la estrategia de arranque que se siguió en este trabajo con las anteriores, se infiere que el tiempo en que se dió por terminado el arranque es mayor comparado con el de Moreno et al., (1990). Otra desventaja sobre el mismo es que el sistema no presentó la suficiente capacidad "buffer" para soportar el pH de las vinazas sin neutralizar.

Por otro lado, las eficiencias alcanzadas por Noyola y Briones (1988), son similares a las alcanzadas en este trabajo. Sin embargo, ellos trabajaron a cargas orgánicas mayores a las de este trabajo y a temperatura ambiente.

Trabajar a cargas orgánicas bajas favoreció la adaptación del inóculo hacia el sustrato, manteniendo así las condiciones de pH, alcalinidad y ácidos grasos volátiles dentro de niveles en donde la metanogénesis no se ve inhibida.

Lo anterior se observa al comparar este arranque con el de Porres y Calzada (1990), quienes aumentaron la carga orgánica rápidamente y los valores de pH descendieron a niveles en los cuales la metanogénesis fue inhibida.

El tiempo de arranque de Tielbaard (1992), es similar al de este trabajo, arrancando con una carga orgánica similar. Sin embargo el incremento de la actividad obtenida en este trabajo es considerablemente mayor.

6.5 ESCALAMIENTO DEL REACTOR ANAEROBIO DE LECHO DE LODOS DE FLUJO ASCENDENTE

Como se mostró en el capítulo 1 la producción de vinazas en el ingenio en estudio alcanza un valor promedio de 6,480 m³/mes. A partir de este promedio y de la cantidad de materia orgánica presente en este efluente 120.32 kgDQO/m³ el cual es el promedio de la caracterización de la vinazas procedentes de las melazas de la caña de azúcar (siendo éstas las utilizadas para la fermentación alcohólica durante la zafra), se realizará el escalamiento y diseño del reactor RALLFA.

El tiempo de residencia (TRH) que tuvo el reactor de lecho de lodos de flujo ascendente en la planta piloto fue de 4.62 días, alcanzando en la etapa estable un porcentaje de remoción de 60% medida como DQOt con vinaza diluida al 10%. Estos mismos valores, pero escalados serán supuestos para el diseño del reactor. Con los datos anteriores se calculó la carga orgánica volumétrica (Bv) de 26.04kgDQO/m³d tomando éste como el parámetro principal de diseño para este tipo de aguas concentradas, también se considera que es la carga orgánica esperada de las vinazas sin diluir. El volumen del reactor (Vr) está definido principalmente por la carga orgánica volumétrica; obteniendo un volumen de trabajo 997.92 m³, para fines de diseño y tomando en cuenta el volumen que ocupara el biogás el volumen total sera de 1,250m³.

La carga orgánica másica (BX) de diseño y operación para este tipo de reactores es de 1kgDQO/kgSSV·d a 35°C y se llegan a operar por factor de seguridad a 0.5 kgDQO/kgSSV·d. Al calcular la BM para este reactor se obtuvo un valor de 1.081 kgDQO/kgSSV d que, como se puede observar, está en el valor límite de diseño, pero cabe aclarar que en este parámetro se encuentra involucrada la concentración de la biomasa dentro del reactor, la cual se tomó de los lodos del RALLFA de la planta piloto. Este parámetro es de suma importancia ya que permite planear la estrategia de arranque, así como basar el diseño total en éste, cuando se cuenta con el inóculo. La concentración del inóculo del RALLFA es de 24.04 kgSSV/m³ teniendo una actividad de 0.859 gCH₄-DQO/gSSV·d, estas características mejorarán al terminar la fase de arranque por lo que la BM disminuiría dejando un margen de seguridad como se esperaría tener en este tipo de reactores.

EL volumen del reactor estará dividido en 4 módulos iguales. Cada uno tendrá una área de 62.5 m² haciendo un total de 250 m², los módulos tendrán una altura de 5 m y cada uno de sus lados tiene 7.9 m formando una geometría cuadrangular, el arreglo en general tiene 5 m de altura y 15.8 m en cada uno de sus lados, todo el arreglo estará interconectado entre sí y responde a la versatilidad de operar un módulo independiente o todo el arreglo según las necesidades.

El sistema de distribución para la alimentación será por gravedad entrando por la parte de arriba en cada uno de los módulos y constando de 8 boquillas para la irrigación de la alimentación en el fondo del reactor. Este criterio no es muy estricto ya que la alta carga orgánica que será suministrada al reactor provocará una alta producción de biogás que, por el ascenso de las burbujas, creará un efecto de mezclado evitando la presencia de zonas muertas en la cama de lodos.

Los separadores sólido-líquido-gas (mamparas) se encontrarán a 3 m de altura en cada uno de los reactores, con una inclinación de 45° con respecto a la horizontal, y una área del 65% del área de cada módulo. También cada módulo contará con mamparas abajo de las canaletas de salida de agua tratada con el fin de garantizar la separación del inóculo del efluente. Los colectores de biogás tendrán una área de paso entre colector y colector de 7.5 m². Un segundo arreglo de colectores se encontrará 40 cm traslapados arriba del primero con las mismas características.

La producción total de metano esperada para este reactor será de 7,859 m³ (TPN) por día, calculada a partir de la tasa de producción de metano que tiene un valor de 0.504 m³/kgDQOrem, la cual fué la obtenida en este arranque, teniendo para cada reactor una producción de 1,964 m³ de metano por día a TPN, la cual será captada por el arreglo antes mencionado.

La producción de biomasa dentro del reactor será de 1,559 kgSSV/d calculada en base al valor de 0.10 kgSSV/kgDQOrem reportado en la literatura, por lo que se generarán por cada módulo

389 kgSSV/d. Cada módulo contará con un dispositivo de purga de lodos, el cual estará interconectado entre los cuatro módulos para operar independientemente o en conjunto según sea el caso. La purga de lodos de cada módulo se localizará a 0.75 m a partir de la base, siendo esta distancia la mitad a la cual se encuentra del lecho de lodos. También contará con una purga de lodos en el fondo de cada módulo. El dispositivo de purga de lodos se prevé, que se utilizará cada 10 días con el fin de mantener constante el volumen de la cama de lodos.

El reactor y cada uno de los módulos contarán con una línea de recirculación del efluente de aproximadamente de 2 m³/h la cual será activada durante el arranque o cuando se presenten problemas de acidificación, también para aprovechar la alcalinidad del efluente en caso de ser posible.

El material de construcción del reactor será concreto cubierto con polipropileno tanto en la zona de interfase líquido-atmósfera, que es donde se encuentra el ambiente más corrosivo como el resto del reactor.

Memoria de cálculo

Carga orgánica volumétrica:

$$B_v = C / (TRH)$$

donde:

$$B_v = \text{carga orgánica volumétrica (kgDQO/m}^3 \cdot \text{d)}$$

$$C = \text{concentración de materia orgánica (kgDQO/m}^3) = (120.32 \text{ kgDQO/m}^3 \text{ promedio determinado en la caracterización realizada a las vinazas del ingenio)}$$

$$TRH = \text{Tiempo de residencia hidráulica (h) 4.62 días}$$

$$B_v = 120.32 \text{ kgDQO/m}^3 / 4.62 \text{ días}$$

$$B_v = 26.04 \text{ kgDQO/m}^3 \cdot \text{d}$$

Una vez obtenida la carga orgánica volumétrica, es posible obtener el volumen de reactor, de la siguiente forma:

$$V_r = Q \times TRH$$

donde:

$$V_r = \text{Volumen de reactor (m}^3)$$

$$Q = \text{Gasto (m}^3/\text{d) = 6,480 m}^3/\text{mes, 216 m}^3/\text{d (producción de vinazas en el ingenio)}$$

$$TRH = \text{Tiempo de residencia hidráulica (d) = 4.62 días (valor experimental utilizado)}$$

$$V_r = 4.62 \text{ d} \cdot 216 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$V_r = 997.92 \text{ m}^3$$

para fines de diseño el volumen se aproximará a 1,250 m³.tomando en cuenta el volumen que ocupará el biogás dentro del reactor

La carga orgánica másica involucra un factor de suma importancia que, sin embargo, no es muy utilizado como parámetro determinante en el diseño de reactores y es la concentración de biomasa dentro del reactor. Se utilizará el valor obtenido de los lodos del RALLFA de la planta piloto

$$B_x = Q \cdot C / (X_r \cdot V_r)$$

donde

$BX = \text{carga orgánica másica (kgDQO/kgSSV}\cdot\text{d)}$

$Q = \text{gasto (m}^3\text{/d)} = 216 \text{ m}^3\text{/d}$

$C = \text{concentración de sustrato (kgDQO/m}^3\text{)} = 120.32 \text{ kgDQO/m}^3$

$X_r = \text{concentración de la biomasa dentro del reactor (kgSSV/m}^3\text{)} = 24.04 \text{ kgSSV/m}^3$

$V_r = \text{volumen del reactor (m}^3\text{)} = 1,250 \text{ m}^3$

$$BX = (216 \text{ m}^3\text{/d} \times 120.32 \text{ kgDQO/m}^3) / (24.04 \text{ kgSSV/m}^3 \times 1,250 \text{ m}^3)$$
$$BX = 0.864 \text{ kgDQO/kgSSV}\cdot\text{d}$$

El volumen del reactor se aproxima a $1,250 \text{ m}^3$, con una altura de 5 m, dando una área de 250 m^2 la cual se modulará en cuatro partes para hacer más versátil el arreglo en cuestiones de operación y arranque (62.5 m^2 en cada modulo):

$$\text{Área total} = V_r / h$$

donde :

$$V_r = 1,250 \text{ m}^3$$

$$h = 5 \text{ m}$$

$$\text{Área total} = 1,250 \text{ m}^3 / 5 \text{ m} = 250 \text{ m}^2$$

$$\text{Área total} = L \times L$$

$$V = L^2 \times h$$

$$L = (V / h)^{1/2}$$

$$L = (1,250 \text{ m}^3 / 5 \text{ m})^{1/2}$$

$$L = 15.8 \text{ m}$$

Área y volumen de todo el arreglo: 250 m^2 y $1,250 \text{ m}^3$ con dimensiones de $15.8 \text{ m} \times 15.8 \text{ m} \times 5 \text{ m}$

$$\text{Área por módulo} = 62.5 \text{ m}^2$$

$$L = (62.5 \text{ m}^2)^{1/2}$$

$$L = 7.9 \text{ m}$$

Área y volumen de cada módulo: 62.5 m^2 y 312 m^3 , con dimensiones de $7.9 \text{ m} \times 7.9 \text{ m} \times 5 \text{ m}$

Cálculo de la producción esperada de metano :

Tasa de producción de metano (TPN) : $0.504 \text{ m}^3\text{/kgDQOrem}$

Eficiencia de remoción: 60% de la DQOt

Vinazas generadas: $216 \text{ m}^3\text{/d}$

DQOt = 120.32 kgDQO/m^3

$$0.504 \text{ m}^3\text{-CH}_4\text{(TPN)/kgDQOrem} \times 216 \text{ m}^3\text{vinaza/d} \times 120.32 \text{ kgDQO/m}^3\text{vinaza} \times 0.60 \text{ kgDQOrem/kgDQO} = 7,859 \text{ m}^3\text{-CH}_4 \text{ (TPN)/d}$$

Cálculo de la biomasa generada en el reactor:

Producción teórica de biomasa: 0.1 kgSSV/kgDQOrem

$216 \text{ m}^3 \text{ vinaza/d} \times 120.32 \text{ kgDQO/m}^3 \text{ vinaza} \times 0.60 \text{ kgDQOrem/kgDQO} \times 0.1 \text{ kgSSV/kgDQOrem} = 1,559 \text{ kgSSV/d}$

Los cuales pueden usarse como alimento para especies acuícolas (Valdés et al, 1991).

La tabla 6.7 muestra las principales particularidades para un reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente a escala industrial.

Tabla 6.7. Características del reactor

CARACTERÍSTICAS	UNIDADES
Volumen del reactor	1,250 m ³
Tiempo de residencia*	4.62 días
Carga orgánica másica +	0.864 kgDQO/kgSSV·d
Carga orgánica volumétrica ++	26.04 kgDQO/m ³ ·d
Volumen del inóculo	375 m ³ (30% del volumen del reactor)
Concentración del inóculo*	24.04 kgSSV/m ³
Actividad metanogénica*	0.859 gCH ₄ -DQO/gSSV·d
Módulos del reactor	4
Área por módulo	62.5 m ²
Área total del reactor	250 m ²
Dimensiones totales	L= 15.8 m, h= 5 m arreglo cuadrangular
Boquillas de alimentación por módulo	8
Altura del dispositivo de separación líquido - sólido - gas	3 m, inclinación 45°, área 65%
Área entre colector y colector	7.5 m ²
Altura de la purga de lodos	0.75 m
Gasto de la línea de recirculación	2 m ³ /h
Material de construcción	concreto cubierto con polipropileno
Eficiencia de remoción de diseño	60% de la DQOt
Producción esperada de metano**	7,859 m ³ /d
Producción esperada de biomasa***	1,559 kgSSV/d

+ con base en la producción de vinazas generada por el ingenio

++ con base en la carga de material orgánico en las vinazas

* parámetros obtenidos experimentalmente al finalizar la operación de la planta piloto

** con base en 0.504 m³metano/kgDQOrem

***con base en 0.1 kgSSV/kgDQOrem

CONCLUSIONES

Con base a los resultados obtenidos en este trabajo puede concluirse lo siguiente:

- ① La mayor tasa de remoción de contaminantes se lleva a cabo a condiciones adecuadas de pH (cerca a la neutralidad) y temperatura (entre 35 y 45°C). Bajo estas condiciones se alcanzaron eficiencias del 76% como DQO_t con una eficiencia promedio del 60%.
- ② Se trabajó a una carga orgánica de 2.16 kgDQO/m³-d y un TRH de 4.6 días. Bajo estas condiciones se tuvo una producción de 4.25 m³-biogás/m³ de vinaza alimentada al reactor, con una tasa de producción de metano del 0.504 m³CH₄/kgDQOrem
- ③ De acuerdo a la estrategia de arranque utilizada se logró elevar la actividad metanogénica de 0.094 a 0.859 gCH₄-DQO/gSSV·d. Este aumento en la actividad se llevó a cabo en un tiempo relativamente corto (94 días), lo que se traduce en bajos costos de arranque a nivel piloto o industrial que manejen este tipo de residuos.
- ④ La adición de Fe como micronutriente permitió al sistema una rápida estabilización de los lodos. De esta forma, el tiempo de arranque se puede acortar más si la adición de micronutrientes se realiza desde un principio.
- ⑤ La relación de alcalinidades fue un buen parámetro para monitorear el funcionamiento del reactor.
- ⑥ No se conoce todavía cual es el efecto que tiene el ión cloruro sobre la degradación anaerobia.
- ⑦ El escalamiento del reactor se llevó a cabo basándose en los parámetros obtenidos.

RECOMENDACIONES

Para la continuación de este trabajo se recomienda realizar lo siguiente:

- I. Realizar un monitoreo estricto sobre el ión cloruro con el fin de conocer su comportamiento a lo largo del proceso anaerobio.
- II. Debe existir un estricto control sobre la temperatura, ya que ésta tiene un gran efecto sobre las bacterias participantes.
- III. Dado que el tiempo de arranque puede disminuir notablemente si la adición de micronutriente se realiza desde un principio, se recomienda adicionarlo desde el inicio de la operación para reactores a nivel piloto o industrial.
- IV. Una vez que se ha llegado a mantener la relación de alcalinidades en un intervalo menor de 0.4, aunado a una reducción constante en la DQO y la manifestación de biogás, se puede dar el paso a un incremento paulatino de carga, hasta alcanzar la carga total esperada.

BIBLIOGRAFÍA

- Antonie, L. 1976. Fixed biological surfaces wastewater treatment: The rotating biological contactor. CRC Press, Boca Raton, Florida, EEUUA.
- APHA, AWWA y WPCF. (1992). Métodos normalizados para el análisis de agua potables y residuales. Ed. Díaz de Santos, S.A., Madrid, España.
- Arias A. y Noyola A. 1988. Tratamiento de un agua residual urbana mediante el reactor anaerobio de lecho de lodos (UASB), En *Avances en Ingeniería Química 1987*, Leyva R., Medellín F. y Navarro J., ed., Editorial Universitaria Potosina, 477-483.
- Azúcar, S. A. 1986. Desarrollo operativo 1980-1986. *Pub. Azúcar, S. A. de C. V. México, D.F.*
- Bautista, F. 1994. Informe técnico de proyecto SUELO-01-94. *UNAM, PIQAyQA-FQ. México, D.F.*
- Bazúa, C. D. de, Cabrero, M. A. y Poggi, H. M. 1991. Vinasses biological treatment, anaerobic-aerobic experiments. Laboratory and pilot plant test. *Part 1. Bioresource Technol.*, **35**: 87-93.
- Boone, D. R. y Bryant, M. P., 1980. Propionate degrading bacterium, *Syntrophobacter wolinii* sp. nov. gen. nov., from methanogenic ecosystems. *Appl. Environ. Microbiol.* **40** (3): 626-632.
- Campos T. y Ríos, M. A. 1995. Tratamiento aerobio de vinazas en un reactor de biodiscos de 3,000 L pretratadas anaerobiamente. *Tesis profesional*. Facultad de Química, UNAM, México, D. F.
- Castro, J. y Villegas, R. 1989. Obtención de proteína microbiana empleando como sustrato vinazas de ingenios azucareros/alcoholeros. *Tesis profesional*. Facultad de Ciencias Química, Universidad Autónoma de San Luis Potosí. San Luis Potosí, SLP.
- Chanlett, E. T. 1976. La protección del medio ambiente. *Ed. Mc Graw-Hill Book Company*, Pp. 188-200.
- Cuervo, 1988. Generalidades sobre tratamiento anaerobio de aguas residuales. En el *Manual del curso: Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales (microbiología y Bioquímica)*. Febrero 22 a 26 de 1988. Medellín, Colombia. Pp. 1-36.
- De Zeeuw, 1988. Granular sludge in UASB reactors. En *Granular anaerobic sludge: microbiology and technology*. Lettinga, G., Zehnder, A. J. B., Grotenhuis, J. T. C., y Hulshoff-Pol, L. W. (eds). Proceedings of the GASMAT-Workshop, Lutem, Pudoc, Wageningen, The Netherlands, Pp. 132-145.
- Diario Oficial de la Federación. 1993, 1995. Secretaría de Desarrollo Social (SEDESOL), Normas Oficiales Mexicanas en Materia de Protección Ambiental. Norma Oficial Mexicana NOM-002-ECOL-1993, Proyecto de norma NOM-064-ECOL-1995.
- Durán, C. , Engelmann, G. y Hartmann, L. 1982. Aprovechamiento de Efluentes de la Industria del Maíz en México. *Presentado en Seminario Eco-tecnologías limpias para el Desarrollo de México*. Inst. Mex. Tecn. Apropiaada para el desarrollo de México e Instituto De Ecología de México, México, D. F. Pp 119-123.

- Durán, C., Medellín, P., Noyola, A., Poggi, H. y Zedillo, L. E. 1988. Caracterización de vinazas y su degradación en un sistema combinado de tres reactores anaerobios y un reactor aerobio de biodiscos, *Tecnol. Ciencia Ed. (IMIQ)*, 3 (2): 33-43.
- Durán de Bazúa, C. 1989. Tratamiento biológico de aguas residuales de molinos de nixtamal y fábricas de harina. *Noticiero de Desarrollo Tecnológico en Alimentos*. PUAL-UNAM. México, D. F. Mayo-Junio.
- Durán, C., González, S., Medellín, P., Noyola, A. y Zedillo, L.E. 1990. Retos a la industria azucarera para la próxima década: Reaprovechamiento de sus aguas residuales a través de su degradación biológica para obtener biogás y biomasa microbiana, *En Memorias de XVI Congreso de la Academia Nacional de Ingeniería A.C.*, Queretaro, Qro. Pp 34-39.
- Durán de Bazúa, C., Noyola, A., Poggi, H. y Zedillo, L. 1991. Biodegradation of process industry wastewater. Case problem: Sugar cane industry. *En "Biological Degradation of Waste"*, A.M. Martin, ed. Cap. 17. Pp. 363-388. Elsevier Appl. Sci. Londres, Inglaterra.
- Durán de Bazúa, C. 1993. Tratamiento biológico de aguas residuales de la industria de proceso. *Departamento de alimentos y biotecnología, División de Ingeniería y Programa de ingeniería química ambiental y química ambiental*. Pub. PIQAYQA, Facultad de Química, UNAM. Ciudad Universitaria, México D.F.
- Durán de Bazúa, C.; Cordovés, M. y Zedillo, L. E. 1993. Demonstration of cleaner production techniques for the sugarcane industry. *Second consultancy report*. United Nations Industrial Development Office. Project US/INT/91/217/15-01-2. Pub. ONUDI-México, Geplacea, PIQAYQA-UNAM. 124 pags. México D.F.
- Durán de Bazúa, C. 1994. Aplicaciones de la biotecnología a la agroindustria de la caña de azúcar. *Rev. IMIQ*, 35(9):18-25
- Durán de Bazúa, C., Noyola, A., Poggi-Varaldo, H. y Zedillo, L.E. 1994. Paquete tecnológico para tratar vinazas de ingenios azucareros/alcoholeros: sistema anaerobio-aerobio. *Rev. IMIQ*, 35(8):42-47.
- Eckenfelder, W.W y Ford, D.L. 1970. *Water Pollution Control*. The Pemberton Press Jenkins Pub. Co. Austin y N.Y. EE. UU. de A.
- Eckenfelder, W.W., Patoczka, J.B. y Dulliam, G.W. 1988. Anaerobic versus aerobic treatment in the U.S.A. *En "Anaerobic digestion"*, Hall E.R. y Hobson P.N. (eds.), Pergamon Press:105-114
- Gujer, W. y Zehnder, J. 1983. Conversion processes in anaerobic digestion. *Wat. Sci. Technol.*, 15:127-167.
- Guyot, J. P. y Ramirez, F., 1989. Inhibition of the anaerobic acetate degradation by formate. *Biotechnol. Lett.*, 11 (5): 365-368.
- Hoban, D.J. y Van Den Barg., 1979. Effect of iron on conversion acetic acid to methane during methanogenic fermentations. *J. Applic. Bacteriol.*, 47: 117-132.
- Hulshoff P. L. 1987. Arranque y operación de reactores UASB. *En Manual del Curso: Arranque y operación de sistemas de flujo ascendente con manto de lodo (UASB)*. Universidad del Valle, Corporación Autónoma Regional del Cauca, Universidad Agrícola de Wageningen. Santiago de Cali. Noviembre, 1987.

- Hulshoff P. 1989. The phenomenon of granulation of anaerobic sludge. *Doctoral thesis*. Wageningen Agricultural University, The Netherlands (Holanda).
- Hulshoff L. y Lettinga G. 1986. New technologies for anaerobic wastewater treatment. *Wat. Sci. Tech.*, **18**(12): 41-53.
- Huser, B. A., Wuhrmann, K. y Zehnder, A. J. B., 1982. Methanothrix soehngenii gen. nov. sp. nov., a new acetrophic non-hydrogen oxidizing methane bacterium. *Arch. Microbiol.*, **132**: 1-9.
- Jenkins, S.R., Morgan, J.M. y Zhang, X. 1991. Measuring the usable carbonate alkalinity of operating anaerobic digester. *Res. JWPCF*, **63**:28-34
- Jeris J. S. 1983. Industrial wastewater treatment using anaerobic fluidized bed reactors. *Waster Science & Technology*, **15**: 169-176.
- Jewell W. J., Switzenbaum M.S. y Morris J.W. 1981. Municipal wastewater treatment with the anaerobic attached microbial film expanded bed process. *JWPCF*, **53**: 482-490.
- Lara M. M. 1990. "Arranque y operación de reactores UASB a escala piloto, bajo diferentes condiciones de alimentación". *Tesis Profesional. Universidad Veracruzana*. Facultad de Ciencias Químicas, Orizaba, Veracruz, México.
- Lettinga, G., De Zeeuw, W. J., Hulshoff P. L., Hobma, S.W., Grin, P. C., Wiegant, W. M., Van Velse, A.F. y Koster, I. W. 1982. Anaerobic waste water treatment using the UASB - treatment process. *Memorias del Simposio Internacional "Avances en Digestión Anaerobia"*, II Curso Regional de la OEA, UAM-I, ICAITI, México D.F.
- Lettinga, G. y Hulshoff, P. W. 1991. UASB-Process design for various types of wastewater. *Wat. Sci. Tech.* **24** (8): 87-107.
- Luna-Pabello, V.M., 1987. Estudio de los protozoarios ciliados presentes en un sistema de tratamiento por medio de biodiscos. *Tesis profesional*. UNAM, México, D. F.
- Luna-Pabello, V.M., 1990. Efecto de la temperatura en las poblaciones de protozoarios ciliados en un reactor de biodiscos. *Tesis de maestría*. Facultad de Ciencias, UNAM, México, D.F.
- Luna-Pabello, V.M., 1993. Estudio comparativo de las poblaciones de protozoarios ciliados en un reactor de biodiscos alimentado con diferentes sustratos. *Tesis doctoral*. Facultad de Ciencias, UNAM. México D. F. México.
- Mahoney, E.M., Varangu, L.K., Coirnes, W.L., Kozaric, N. y Murraye, W.L. 1987. The effect of calcium on microbial aggregation during UASB reactor start-up. *Wat. Sci. Tech.* **19**: 249-260.
- Malina, F.J. y Pohland, G.F. 1992. Design of anaerobic processes for the treatment of industrial and municipal wastes. *Ed. Technomic, WQML*, vol. 7, EEUUA.
- Manual Azucarero Mexicano (1990, 1991, 1992, 1993, 1994, 1995) Cámara Nacional de las Industrias Azucarera y Alcohólera. Editora del Manual Azucarero Mexicano. 33a. a 38a. Eds. México, D.F.
- McCarty, P.L. 1964. Anaerobic waste treatment fundamentals. *Public Works*, **95**: 9-12.

- McInerney, M. J., Bryant, M. P., Hespell, R. B., y Costerton, J. W., 1981. *Syntrophomonas wolfei* gen. nov. sp. nov., an anaerobic, syntrophic, fatty acid-oxidizing bacterium. *Appl. Environ. Microbiol.*, **41** (4): 1029-1039.
- Metcalf y Eddy Inc., 1991. Wastewater Engineering: Treatment disposal reuse. Editorial McGraw-Hill.
- Moreno, G., Espinosa, A. y Briones, R. 1993. "Tratamiento anaerobio de aguas residuales". Notas para curso. Pub. *IMTA*, Cuernavaca Mor., e Instituto de Ingeniería, UNAM. México, D. F.
- Moreno, R.G., Rodríguez, R.F. de J., Jiménez, T.C. y Noyola, R.A. 1990. "Tratamiento de vinazas de alcohol de caña con reactores "UASB": Arranque del proceso y reducción de su inhibición". En *Memorias del VII Congreso Nacional de Ingeniería Sanitaria y Ambiental*. Oaxaca Oax., México: C172 - C178.
- Mosey, F.E. 1983. Mathematical modelling of the anaerobic digestion process: regulatory mechanism for the formation of shortchain volatile acids from glucose. *Wat. Sci. Technol.*, **15**: 209-232.
- Noike, T., Endo, G., Chang, J. E., Yaguchi, J. I. y Matsumoto, J. I. 1985. Characteristics of carbohydrate degradation and the rate-limiting step in anaerobic digestion. *Biotechnol. Bioeng.*, **27**:1482-1489.
- Noyola, A. 1986. La digestión anaeróbica aplicada al tratamiento de aguas residuales a nivel individual y semicolectivo. *Presentado en el V Congreso Nacional de la Sociedad de Ingeniería Sanitaria y Ambiental*, A. C. Puebla, Puebla. México.
- Noyola, A. y Briones, R. 1988. "Tratamiento anaerobio de vinazas a escala piloto: inoculación y arranque de reactores de tipo de lecho de lodos y filtro anaerobio" En *Memorias del VI Congreso Nacional de Ingeniería Sanitaria y Ambiental*. Querétaro, Qro., México: 5 pp.
- Pandiyan, T., Durán de Bazúa, C., Ilangovan, K. y Noyola, A. 1994. ¹³C NMR of molasses stillage effluent treated with iron. En *II Simposium Productos Naturales: un enfoque biotecnológico*, 11 nov. UAM, México, D.F.
- Pandiyan, T., Durán de Bazúa, C. y Soriano-García, M. 1995. Synthesis, structure, spectra and redox activities of model compounds for methanogenic bacteria. En *Sixth International Hans Wolfgang Nürnberg Memorial Symposium on Metal Compounds in Environment and Life*. 9-12 May, Jülich, Germany.
- Parkin G. F. y Speece R. E. 1983. Attached versus suspended growth anaerobic reactors: Response to toxic substances. *Wat. Sci. Tech.*, **15**: 261-289.
- Patel, G.B., Khan, A.W. y Royh, L.A. 1978. Optimum levels of sulfhate and iron for the cultivation of pure cultures of methanogens in syntetic media. *J. Appl. Bacteriol.*, **45**:347-358.
- Peck, W.M., Skilton, J.M., Hawkes, F.R. y Hawkes, D.L., 1986. Effects of temperatue shock treatments and the stability of anaerobic digester operated on separated cattle slurry. *Water Res.*, **20**(4):435-462.
- Pfenning, N., Widdel, F. y Trüper, H. G. 1981. The dissimilatory sulfate-reducing bacteria. En *Die Prokaryote*, cap. 74. Eds. Starr, M. P., Stolp, H., Trüper, H. G., Balows, A., y Schlegel, H. G. Springer-Verlag, Berlin, New York, pp. 926-940.

- Porres, C. y Calzada, J.F. 1990. "Planta piloto para el tratamiento de vinazas de destilería". En *Memorias de la conferencia: Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales en América Latina*. II-UNAM, México D.F.; 247-256.
- Rojas, Ch.O. 1988. La alcalinidad como parámetro de control de los ácidos grasos volátiles en digestores "anaeróbicos". En *el manual del curso Tratamiento "Anaeróbico" de Aguas Residuales- Microbiología y Bioquímica*. Universidad de Antioquia, Medellín, Colombia. d1-d31.
- Rosas, L. Saulés, A., Espinosa, A. Ilangovan, K. y Noyola, A. 1993. Efectos de los "micronutrientes" en la degradación anaerobia de ácidos grasos volátiles en un reactor "UASB" alimentado con vinazas, *Biotecnología*, 3: 59-66.
- Roy, F., Samain, E., Charles, D. H., y Albagnac, G., 1986. *Syntrophomonas sapovorans* sp. nov., a new obligately proton reducing anaerobe oxidizing saturated long chain fatty acids. *Arch. Microbiol.*, 145: 142-147.
- Sahm, H., 1984. Anaerobic Wastewater Treatment. *Adv. Biochem Eng./Biotechnol.*, 29: 83-115.
- Salkinoja-Salonen, M.S., Nyns, E. J., Sutton, P. M., Van den Berg L. y Wheatley, A. D. 1983. Starting-up an anaerobic fixed-film reactor, *Wat. Sci. Tech.*, 15: 305-308.
- Sam-Soon, P. A. L. N., Loewenthal, R. E. Dold, P. L. y Marais, G. R. 1988. Pelletization in upflow anaerobic sludge bed reactor. *Proc. of 5th International Symposium on Anaerobic Digestion (Italy)*, pp. 55-60.
- Sánchez, R. F., Córdoba, P. y Siñeriz, F. 1985. Use of the UASB reactor for the anaerobic treatment of stillage from sugar cane molasses. *Biotechnol. Bioeng.*, 27: 1710-1716.
- Saval, S. y Noyola, A. 1992. Aportaciones de la biotecnología al tratamiento anaerobio de aguas residuales. *Biotecnología*, 2: 155-172.
- Sedue. 1990. "Informe sobre el estado del medio ambiente en México". Secretaría de Desarrollo Urbano y Ecológico. Poder Ejecutivo Federal. México, D.F.
- Smith, M. R. y Mah, R. A. 1980. Acetate as sole carbon and energy source for growth of *Methanosarcina* strain 227. *Appl. Environ. Microbiol.*, 39 (5): 993-999.
- Souza, M., Fuzaro, G. y Polegato, A. 1992. Thermophilic anaerobic digestion of vinasse in a pilot plant UASB reactor. *Wat. Sci. Tech.*, 25(7): 213-223.
- Speece, R.E. 1983. Anaerobic biotechnology for industrial wastewater treatment. *Environ. Sci. Technol.*, 17(9):416-427.
- Speece, R.E. y McCarty P.L. 1964. Nutrient requirements and biological solids accumulation in anaerobic digestion. *Adv. Wat. Pollut. Res. Proc. of the International conference on water pollution research.*, (2): 305-322.
- Stieb, M. y Schink, B. 1985. Anaerobic oxidation of fatty acids by *Clostridium bryantii* sp. nov., a sporeforming, obligately syntrophic bacterium. *Arch. Microbiol.*, 140: 387-390.

- Stronach, M.S., Rudd, T. y Lester, N.J. 1986. Anaerobic digestion process in industrial wastewater treatment. *Springer Verlag. RFA. P. 72.*
- Switzenbaum M.S. y Jewell, W.J. 1980. Anaerobic attached film expanded-bed reactor treatment. *JWPCF, 52: 1953-1965.*
- Szendrey, M. L. 1983a. Start up and operation of de Bacardi corporation anaerobic filter. *En "Third Internacional Symposium on Anaerobic Digestion, Cambridge Massachusetts. Pp: 365-372.*
- Szendrey, M. L. 1983b. The Bacardi corporation digestion process for stabilizing rum distillery wastes and producing methane. *VII Symposium "Energy from biomass and waste", Orlando Florida.*
- Tielbaard, M.H. 1992. "Experience with treatment of cane vinasse by UASB reactors". *Intl. Sugar J., 94(1127): 277-280.*
- Valdés, E., González, P. y Obaya, M. 1991. Evaluación preliminar de lodos anaerobios como complemento en la dieta animal. *ICIDCA. 25:1-4.*
- Van den Berg, L. y Lentz, C. P. 1979. Comparison between up and downflow anaerobic fixed film reactors of varying surface-to-volumen ratios for the treatment of bean blanching waste. *En Proc. 34 th Purdue Indust. Waste Conf. Pp. 319-325.*
- Van den Berg, L., Lentz, C. P. y Armstrong, D. W. 1980. Anaerobic waste treatment efficiency comparisons between fixed film reactors, contact digesters and fully mixed, continuously fed digesters. *En Proc. 35 th Purdue Ind. Waste Conf., 788-793.*
- Weigant, W. M. 1988. The spaghetti theory on anaerobic granular sludge formation or the inevitability of granulation. *En Granular anaerobic sludge: microbiology and technology. Lettinga, G., Zehnder, A. J. B., Grotenhuis, J. T. C. y Hulshoff-Pol, L. W. (eds). Proceedings of GASMAT-Workshop, Lutern, Pudoc Wageningen, The Netherlands, pp. 146-152.*
- Wu, W., Hu, J., Gu, X., Zhao, Y., Zhang, H., y Gu, G. 1985. Cultivation of anaerobic granular sludge in UASB reactors with aerobic activated sludge as seed. *Water research, 21: 789-799.*
- Yang, S. T. y Guo, M. 1991. A kinetic model for methanogenesis from whey permeate in a packed bed immobilized cell bioreactor. *Biotechnol. Bioeng., 37: 375-382.*
- Young, J. C. y McCarty, P. L. 1969. The anaerobic filter for waste treatment. *JWPCF, 41:160-173.*
- Zámano, A., Zedillo, L., Durán de Bazúa, C. 1991. Tratamiento biológico de aguas residuales de la industria alcoholera a partir de melazas de caña de azúcar. *Informe técnico de trabajo VIN-01-90. Facultad de Química, U.N.A.M., México D.F.*
- Zedillo, L. E. 1989. Eficiencia de la industria azucarera. *En Seminario sobre la agroindustria cañera. 13 a 17 marzo. México, D.F.*
- Zedillo, L. E. 1990. Informe interno. Instituto para el Mejoramiento de la Producción Azucarera (IMPA). *Azúcar, S. A. México D. F. México.*

BIBLIOGRAFÍA CONSULTADA (no citada)

- Betancourt S., Domínguez M. y Almeida M. 1990. Estudio de los principales sistemas de tratamiento anaerobico de residuales. *ICIDCA*, 24:24-27.
- Basu A. 1975 . Characteristics of distillery wastewater. *Journal WPCF*, 47 (8): 2184-2190.
- Bories A., Raynal J. 1988. Anaerobic Digestion of high-strength distillery wastewater (cane molasses stillage) in a fixed-film reactor. *Biological waste*, 23: 251-267.
- Calderón H., Durán C., Ramírez L. y Rosales J. 1993. Sistema integral de reaprovechamiento de residuos líquidos de la agroindustria azucarera/alcoholera. *En III Seminario Internacional de Azúcar y Derivados de la Caña*, Habana Cuba.
- Camacho Martínez M. A. 1994. Tratamiento aerobio de vinazas diluidas en un reactor de biodiscos, estudio a 283, 293 y 303°K de temperatura. *Tesis profesional*. Facultad de Química, UNAM, México, D. F.
- Chen, J. P. 1991. Manual de azúcar de caña para fabricantes de azúcar de caña y químicos especializados. Versión en español García Ferrer Carlos Alberto, Constantino Alvarez Medina. 1a. ed, Editorial Limusa, México D. F.
- Durán de Bazúa, C.; Cordovés, M. y Zedillo, L. E. 1992. Demonstration of cleaner production techniques for de sugarcane industry. First consultancy report. United Nations Industrial Development Office. Project US/INT/91/217/15-01-2. Pub. ONUDI-México, Geplacea, PIQAYQA-UNAM. 49 pags. México D.F.
- Durán de Bazúa, C.; Cordovés, M. y Zedillo, L. E. 1994. Demonstration of cleaner production techniques for de sugarcane industry. *Third consultancy report*. United Nations Industrial Development Office. Project US/INT/91/217/15-01-2. Pub. ONUDI-México, Geplacea, PIQAYQA-UNAM. 44 pags. México D.F.
- Durán, C., Noyola, A., Poggi, H. y Zedillo, L. E. 1994. Water and energy use in sugar mills and ethyl alcohol plants. *En Efficient Water Use*. H. Garduño y F. Arreguin, eds. pp. 361-370. Pub. UNESCO-ROSTLAC. Montevideo, Uruguay.
- Engelmann, G. 1978. Untersuchungen zur Wirkung von schwermetallsalzen auf Gewässerbiocoenosen. *Karlsruher Ber. Universität Karlsruhe. Ingenieurbiol. Vol. II. RFA.*
- Espinosa A. y Noyola A. 1992. Tratamiento anaerobio de vinazas: Recuperación de un reactor UASB acidificado, *En Memorias del VIII Congreso Nacional de Ingeniería Sanitaria y Ambiental*, Cocoyoc, Mor., México.
- García Rocha M. A. y Contreras Rosas A. 1989. Tratamiento de vinazas en un reactor anaerobio de lecho "fluidizado" . *Tesis de licenciatura*. Facultad de Ciencias Químicas, UASLP, San Luis Potosí, S.L.P., México.

- Guit, S.R., Pauss, A. y Costerton, J.W. 1992. A structured model of the anaerobic granule consortium. *Wat. Sci. Technol.*, **25** (7):1-10.
- Guyot J. 1990. Introducción a la microbiología de los digestores anaerobios. *En conferencia sobre Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales en América Latina*, Noviembre 8.
- Hsu T., Lee L. y Chang T. 1992. Influence of temperature and nutrient strength on the susceptibility of *Saccharomyces cerevisiae* to heavy metals, *Bull. Environ. Contam. Toxicol.*, **49**: 444-448.
- Ilangovan K. y Noyola A. 1993. Availability of micronutrients during anaerobic digestion of molasses stillage using an upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor. *Environmental Technology*, **14**: 795-799.
- Lauwers, A.M., Heinen, W., Gorris, L.G. and Van Der Drift, C. 1989. Variation of parameters affecting the start-up of methanogenesis fluidized bed reactor. *Biotechnol. Lett.*, **11**: 907-912.
- Lettinga, G., Hobma, S.W., Hulshoff P. L., De Zeeuw, W., De Jeng, P., Grin, D. and Roersma, R. 1983. Design operation and economy of anaerobic treatment. *Wat. Sci. Tech.*, **15** (8): 177-194.
- Lettinga, G., Van Velse, A.F., Hobma, S., De Zeeuw, W., and Klapwijk, A: 1980. Use of the upflow sludge blanket (USB) reactor concept for biological wastewater treatment, especially for anaerobic treatment. *Biotechnology and Bioengineering*, **22**: 699-734.
- Méndez, R., Brummeler Ten, E. y Hulshoff Pol, L.W. 1989. Start of UASB reactor treating sucrose-containing substrate with a low COD/sulfate ration. *Environ. Technol. Lett.*, **10**:83-90
- Moletta, R. y Albagnac, G., 1982. A gas meter for low rates of gas flow: Application to the methane fermentation. *Biotechnol. Lett.* **4**(5):319-322.
- Noyola, A. 1991. Tratamiento anaerobio de aguas residuales. *Primer diplomado internacional de química ambiental del agua*, Fac. Quím., UNAM.
- Noyola, A. 1992. Reactores anaerobios de segunda y tercera generación. Bioprocesos anaerobios para el tratamiento de efluentes industriales, *curso organizado por UAM-ORSTOM-IMP*, México, D.F.
- Noyola, A. 1993. Reactores anaerobios de lecho de lodos. *En Memorias del Primer Minisimposio Internacional sobre Remoción de Contaminantes de Aguas y Suelos (metales pesados, microorganismos patógenos y compuestos orgánicos)*. Pub. UNAM, FQ-II. México D. F. Junio 23.

- Noyola, A. y Bustamante, N. 1992. Evolución del inóculo en un reactor anaerobio de lecho de lodos a escala industrial. *En Memorias de VIII Congreso Nacional de la Sociedad Mexicana de Ingeniería Sanitaria y Ambiental*, Cocoyoc, Mor. México.
- Rico M. y Lorenzo G. 19 . Parámetros de operación de una "reactor anaerobio de flujo ascendente" (RAFA). *Seminario Latinoamericano sobre tratamiento de aguas residuales*. 19-23 Agosto, Cali. Colombia.
- Zamudio Preciado, A. 1993. Evaluación de una planta prototipo para tratamiento aerobio de aguas residuales industriales empleando un sistema de biodiscos. Caso tipo: Vinazas del ingenio azucarero/alcoholero. *Tesis profesional*. Facultad de Química, U.N.A.M., México, D.F.

ANEXO A

⇒ TÉCNICAS ANALÍTICAS

Describir la totalidad de las técnicas analíticas empleadas en la determinación de los parámetros de control es muy extensa y cae fuera de los objetivos de este trabajo, por lo que se detallan únicamente los aspectos más importantes de cada una de ellas. Estas determinaciones fueron hechas siguiendo los procedimientos de los métodos normalizados (1992) de la APHA.

⇒ pH

Es el término que expresa las condiciones de alcalinidad o acidez de una solución (concentración de ión hidrógeno en solución). El control de pH es muy importante en los tratamientos que involucran procesos biológicos, ya que del valor del pH dependerá de su actividad y eficiencia. La determinación del pH se efectuó con el método electrométrico, empleando un potenciómetro marca CORNING. Los valores de pH obtenidos están realizados con una precisión de 0.01 unidades de pH.

⇒ ALCALINIDAD

La alcalinidad de las aguas residuales se debe en gran medida a la presencia de ácidos débiles y sus sales, tales como carbonatos, fosfatos, silicatos, boratos, etc., las cuales forman soluciones amortiguadoras manteniendo un pH cercano a la neutralidad, permitiendo con ello soportar cargas ácidas.

En esta determinación se emplearon muestras de 25 mL, titulándolas con ácido sulfúrico 0.1 N, utilizando el potenciómetro anteriormente mencionado para precisar la llegada a los puntos de inflexión (pH= 5.75, pH= 4.3).

⇒ DEMANDA QUÍMICA DE OXÍGENO (DQO)

Es la medida de la cantidad de materia orgánica susceptible a ser oxidada. Es un método sujeto a menos variaciones y es más rápido que la DBO (demanda bioquímica de oxígeno). El valor de la DQO comprende el contenido orgánico total de un agua residual, sea o no biodegradable. La determinación se efectuó por medio de la técnica de oxidación con dicromato de potasio, el cual es un agente fuertemente oxidante bajo condiciones ácidas y convierte la materia orgánica a dióxido de carbono y agua.

En el estudio se determinó en forma total y soluble para cada uno de los puntos de muestreo del reactor, utilizando para el soluble papel Whatman GF/A como medio filtrante.

⇒ SÓLIDOS

Medición por gravimetría de la concentración de la materia que permanece como residuo después de evaporar muestras líquidas y semilíquidas (aguas residuales o lodos).

Los sólidos totales representan la totalidad de material suspendido y disuelto que contiene el agua. La determinación de estos sólidos se realizó evaporando muestras de 10 mL a una temperatura de 103-105°C; la fracción fija (inorgánica) fué calculada con el procedimiento de combustión en una mufla a una temperatura de 500-550°C. Los sólidos totales volátiles fueron determinados por la diferencia.

Los sólidos suspendidos totales son aquellos que pueden ser retenidos en un disco de fibra de vidrio después de la filtración y se determina secando dichos sólidos a una temperatura similar a la de los sólidos totales. En este trabajo se utilizó un crisol gooch con discos de fibra de vidrio como medio filtrante, y un volumen variable dependiendo la muestra.

Los sólidos suspendidos volátiles cuantifican la materia orgánica en los sólidos suspendidos totales; es una forma sencilla y rápida de medir la cantidad aproximada de microorganismos, su determinación se realizó por pérdida de peso al someter los sólidos suspendidos totales a 550°C en la mufla así como los fijos.

⇒ SULFATOS

Medición por gravimetría con combustión de residuos. El sulfato precipita en una solución de ácido clorhídrico (HCl) como sulfato bórico (BaSO_4) por adición de cloruro de bario. La precipitación se realiza a 80-90°C y tras un periodo de digestión, el precipitado es filtrado, se lava con agua hasta eliminar el Cl^- , y es sometido a combustión a 800°C, se pesa como BaSO_4 .

⇒ CLORUROS

Método argentométrico. En una solución neutra o ligeramente alcalina, el cromato potásico puede indicar el punto final de la titulación de cloruros con nitrato de plata. Se precipita cloruro de plata cuantitativamente antes de formarse el cromato de plata rojo.

⇒ PRODUCCIÓN DE BIOGÁS

El volumen de biogás producido en el reactor se cuantificó por medio de medidor de gas Wet Test Meter, Bellwood IL, tomando lecturas cada 12 horas debido a la escala que presentaba el medidor.

⇒ METANO EN EL GAS

Para determinar el porcentaje de metano en el biogás recuperado se utilizó un cromatógrafo de gases con detector de conductividad térmica, marca Fisher Gas Partitioner model 1200 de doble columna y con un graficador. Se introdujo la muestra del biogás por medio de inyección utilizando helio como gas acarreador a 25 mL/min. Este cromatógrafo consta de 2 columnas acopladas en serie: la primera de tipo poropak Q y la segunda de malla molecular 5A, esta última separa el nitrógeno del oxígeno dado que la primera no lo hace. El inyector y la columna eran calentados a 125 y 50°C respectivamente. La corriente del puente se mantuvo a 150 mAmp. La curva de calibración se hizo inyectando 0.2 a 1.0 mL de metano en intervalos de 0.2 mL.

⇒ ÁCIDOS GRASOS VOLÁTILES

Para determinar la concentración de AGV's en el efluente se utilizó un cromatógrafo con detector de ionización de flama marca SRI 8610 Gas Chromatograph con una columna tipo poropak Q e integrador. El gas acarreador fue el nitrógeno, a 30 mL/min. Las condiciones de operación fueron las siguientes:

Temperatura del horno	200°C
Temperatura del inyector	121°C
Temperatura del detector	220°C
Intervalo	4
Atenuación	0

⇒ ACTIVIDAD METANOGÉNICA ESPECÍFICA

La actividad metanogénica específica del lodo se define como la cantidad de sustrato convertido a metano por unidad de lodo (SSV) por unidad de tiempo y se expresa como kgDQO-CH₄/kgSSV·d. Esta prueba se lleva a cabo en experimentos "batch" o lote, en las que una cantidad fija de sustrato sirve de alimentación a una cantidad predeterminada de lodos. La actividad específica del lodo se calcula a partir de la velocidad de producción de metano o de la velocidad de desaparición del sustrato así como la cantidad de lodo presente. En este caso el sustrato fue ácido acético.

⇒ ÍNDICE VOLUMÉTRICO DE LODOS (IVL)

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

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

⇒ METALES

Para determinar la concentración de metales se utilizó un espectrofotómetro de absorción atómica, marca SpectrAA-400 Varian.

NOMENCLATURA

A	Área de la sección transversal del digestor
AGV's	Ácidos grasos volátiles
Alc	Alcalinidad
Alfa (α)	Relación de alcalinidades
Bv	Carga orgánica volumétrica
B_M	Carga orgánica másica
DQO	Demanda química de oxígeno
DQOrem	Demanda química de oxígeno removida
IVL	Índice volumétrico de lodos
Q	Flujo de alimentación
R	Reactor
RALLFA	Reactor de lecho de lodos de flujo ascendente (conocido como UASB por sus siglas en ingles)
STT	Sólidos totales
STF	Sólidos totales fijos
STV	Sólidos totales volátiles
SST	Sólidos suspendidos totales
SSF	Sólidos suspendidos fijos
SSV	Sólidos suspendidos volátiles
T	Temperatura
TPN	Temperatura y presión normales (273 K y 1atm)
TRH	Tiempo de residencia hidráulica
Vasc	Velocidad ascensional
Vc	Volumen de lodos en la cama del reactor
Vr	Volumen útil del reactor
Y_{CH₄}	Tasa de rendimiento de metano
Y_x	Tasa de conversión de biomasa

Tabla A-1. RESULTADOS DEL MUESTREO INTENSIVO PARA LA CARACTERIZACIÓN DE VINAZAS PROCEDENTES DE LA DESTILACIÓN DE LAS MIELES INCRISTALIZABLES FERMENTADAS DE LA CAÑA DE AZUCAR.

PARÁMETRO	UNIDADES	1	2	3	4	5
TEMPERATURA	°C	88	86	85	83	83
pH		4.6	4.5	4.5	4.3	4.5
CONDUCTIVIDAD	μSIEMENS	13800	17500	16080	16600	12670
SÓLIDOS SEDIMENTABLES MATERIAL FLOTANTE	mL/L	47	50	53	61	49
DQO	mg/L	126,336	117,312	112,800	115,808	121,824
CLORUROS	mg CL/L	3,949	3,999	4,149	4,049	5,398
SULFATOS	mg/L	1,340	2,600	1,860	1,136	1,550
FOSFATOS	mg/L	700	700	700	700	700
S.T.T.	mg/L	116,200	127,460	110,020	125,630	120,720
S.T.V.	mg/L	89,780	102,250	84,780	94,695	93,140
S.T.F.	mg/L	26,420	25,210	25,240	30,935	27,580
S.S.T.	mg/L	12,640	10,760	12,050	11,810	10,040
S.S.V.	mg/L	11,480	9,760	8,310	10,390	8,830
S.S.F.	mg/L	1,160	1,000	3,740	1,420	1,210
S.D.T.	mg/L	103,560	116,700	97,970	113,820	110,680
S.D.V.	mg/L	78,300	92,490	76,470	84,305	84,310
S.D.F.	mg/L	15,260	24,210	21,500	29,515	26,370
ZINC	mg/L	14.6		13.6		20.5
COBRE	mg/L	62.8		58.2		63.2
MANGANESO	mg/L	3.3		3.3		3.6
CALCIO	mg/L	2,507		2,334		2,707

PARÁMETRO	UNIDADES	6	7	8	9	10	*
TEMPERATURA	°C	88	85	85	88	80	86
pH		4.5	4.5	4.5	4.4	4.8	4.5
CONDUCTIVIDAD	μSIEMENS	17,000	16,800	18,730	17,120	13,800	16,300
SÓLIDOS SEDIMENTABLES MATERIAL FLOTANTE	mL/L	50	51	45	40	38	47
DQO	mg/L	118,816	118,816	111,296	118,816	116,936	120,320
CLORUROS	mg Cl/L	4,049	3,849	3,749	4,049	3,699	3,999
SULFATOS	mg/L	1,448	1,400	1,366	1,843	1,640	1,250
FOSFATOS	mg/L	700	700	700	700	700	700
S.T.T.	mg/L	111,710	114,570	113,110	113,110	109,440	107,060
S.T.V.	mg/L	84,000	86,570	85,070	86,670	85,260	80,730
S.T.F.	mg/L	27,710	28,000	28,040	26,440	24,180	26,330
S.S.T.	mg/L	12,600	13,400	8,200	7,400	7,900	8,000
S.S.V.	mg/L	11,050	11,440	7,440	6,500	6,950	6,850
S.S.F.	mg/L	1,550	1,960	760	900	980	1,150
S.D.T.	mg/L	99,110	101,170	104,910	105,710	101,510	99,060
S.D.V.	mg/L	82,950	75,130	77,630	80,170	78,310	73,880
S.D.F.	mg/L	26,160	26,040	27,280	25,540	23,200	25,180
ZINC	mg/L		11.7			13.8	15.2
COBRE	mg/L		60.2			55.3	62.8
MANGANESO	mg/L		3.4			3.4	3.4
CALCIO	mg/L		2,653			2,876	2,840

* Compuesta

Tabla A-2. RESULTADOS DEL MUESTREO INTENSIVO PARA LA CARACTERIZACIÓN DE VINAZAS PROCEDENTES DE LA DESTILACIÓN DE LAS MIELES INCRISTALIZABLES FERMENTADAS DE LA REFUNDICIÓN.

PARÁMETRO	UNIDADES	11	12	13	14	15
TEMPERATURA	°C	80	78	85	83	77
pH		4.7	4.7	4.7	4.8	4.8
CONDUCTIVIDAD	μSIEMENS	16700	15070	16200	15910	15590
SÓLIDOS SEDIMENTABLES	mL/L	48	23	23	23	25
MATERIAL FLOTANTE	NINGUNO	NINGUNO	NINGUNO	NINGUNO	NINGUNO	NINGUNO
DQO	mg/L	132,352	106,784	103,776	102,272	102,272
CLORUROS	mg Cl/L	3,1349	3,249	3,499	3,099	3,249
SULFATOS	mg/L	1,254	1,432	1,227	1,168	930
FOSFATOS	mg/L	600	600	600	600	600
S.T.T.	mg/L	120,830	103,000	106,940	103,950	99,210
S.T.V.	mg/L	95,140	80,200	84,420	81,910	76,250
S.T.F.	mg/L	25,690	22,800	22,520	22,040	22,960
S.S.T.	mg/L	7,120	8,700	8,000	9,800	10,220
S.S.V.	mg/L	7,000	7,600	7,400	8,030	9,090
S.S.F.	mg/L	120	1,100	600	1,770	1,130
S.D.T.	mg/L	113,710	94,300	98,940	94,150	88,990
S.D.V.	mg/L	88,140	72,600	77,020	73,880	67,160
S.D.F.	mg/L	25,570	21,700	21,920	20,270	21,830
ZINC	mg/L	19.2		11.0		12.8
COBRE	mg/L	47.3		47.0		42.9
MANGANESO	mg/L	4.2		3.4		3.4
CALCIO	mg/L	3,132		3,931		4,290

PARÁMETRO	UNIDADES	16	17	18	19	20	*
TEMPERATURA	°C	77	86	85	92	85	85
pH		4.8	4.9	4.9	4.8	4.9	4.9
CONDUCTIVIDAD	μSIEMENS	13,700	13,540	13,500	13,440	13,600	13,500
SÓLIDOS SEDIMENTABLES	mL/L	23	28	25	26	24	25
MATERIAL FLOTANTE	NINGUNO	NINGUNO	NINGUNO	NINGUNO	NINGUNO	NINGUNO	NINGUNO
DQO	mg/L	115,808	111,296	103,776	96,256	100,768	105,580
CLORUROS	mg Cl/L	2,949	2,699	2,699	2,694	2,799	3,449
SULFATOS	mg/L	1,564	2,425	1,110	996	1,004	1,457
FOSFATOS	mg/L	600	600	600	600	600	600
S.T.T.	mg/L	119,820	105,220	101,060	97,490	98,090	97,000
S.T.V.	mg/L	89,840	85,120	81,410	77,050	77,290	75,790
S.T.F.	mg/L	29,980	20,100	19,650	20,440	20,800	21,210
S.S.T.	mg/L	8,820	8,350	7,640	7,620	5,360	10,055
S.S.V.	mg/L	6,880	6,680	6,840	6,090	4,800	6,900
S.S.F.	mg/L	1,940	1,670	800	1,530	560	3,155
S.D.T.	mg/L	111,000	96,870	93,420	89,870	92,730	86,945
S.D.V.	mg/L	82,960	78,440	74,570	70,960	72,490	68,890
S.D.F.	mg/L	28,040	18,430	18,850	18,910	20,240	18,060
ZINC	mg/L			9.2		13.9	6.3
COBRE	mg/L			47.5		56.1	42.2
MANGANESO	mg/L			3.1		3.15	2.5
CALCIO	mg/L			4822		9120	3784

* Compuesta

ANEXO B

RESULTADOS DE LOS ANÁLISIS REALIZADOS PARA LA ELABORACIÓN DEL PRESENTE TRABAJO:

Tabla B-1. MUESTRA: EFLUENTE

FECHA	No. DÍA	pH	ALCALINIDAD a 5.75 mg/L	ALCALINIDAD a 4.3 mg/L	RELACIÓN DE ALCALINIDADES (α)
3-SEP.	6	6.88	800	1780	0.55
4-SEP.	7	6.3	500	1720	0.70
5-SEP.	8	6.6	600	1900	0.68
6-SEP.	9	6.78	680	2160	0.68
7-SEP.	10	6.75	940	2500	0.62
8-SEP.	11	7.16	820	2340	0.64
9-SEP.	12	6.96	720	2340	0.69
10-SEP.	13	6.87	980	2500	0.60
11-SEP.	14	6.9	1140	2580	0.55
12-SEP.	15	7.28	1400	2860	0.51
13-SEP.	16	7.2	1660	1380	0.45
14-SEP.	17	7.15	1560	2840	0.45
15-SEP.	18	7.21	1640	2820	0.41
16-SEP.	19	7.27	1720	2680	0.36
17-SEP.	20	7.33	1700	2580	0.34
18-SEP.	21	7.15	1640	2500	0.34
19-SEP.	22	7.4	1720	2580	0.33
20-SEP.	23	7.09	1680	2500	0.32
21-SEP.	24	7.08	1640	2540	0.35
22-SEP.	25	7.56	1620	2500	0.35
23-SEP.	26	7.08	1620	2420	0.33
24-SEP.	27	6.99	1540	2440	0.36
25-SEP.	28	7.01	1460	2360	0.38
26-SEP.	29	6.9	1380	2280	0.39
27-SEP.	30	6.86	1340	2240	0.4
28-SEP.	31	6.5	1340	2300	0.41
29-SEP.	32	6.55	1360	2360	0.42
30-SEP.	33	6.92	1200	2060	0.41
1-OCT.	34	6.9	1240	2020	0.38
2-OCT.	35	7.08	1180	1920	0.38
3-OCT.	36	7.1	1380	2080	0.33
4-OCT.	37	6.9	1340	1980	0.32
5-OCT.	38	6.8	1220	2080	0.41
6-OCT.	39	6.83	1420	2060	0.31
7-OCT.	40	6.9	1420	2040	0.30
8-OCT.	41	6.86	1500	2060	0.27
9-OCT.	42	7.06	1580	2140	0.26
10-OCT.	43	7.11	1700	2180	0.22
11-OCT.	44	7.01	1760	2280	0.22
12-OCT.	45	7.02	1770	2260	0.21
13-OCT.	46	6.86	1820	2260	0.19
14-OCT.	47	7.5	1780	2200	0.19
15-OCT.	48	7.2	1840	2240	0.17
16-OCT.	49	7.11	1860	2200	0.15
17-OCT.	50	7.5	2040	2320	0.12

Tabla B-1. (continuación)

FECHA	No. DÍA	pH	ALCALINIDAD a 5.75 mg/L	ALCALINIDAD a 4.3 mg/L	RELACIÓN DE ALCALINIDADES (α)
18-OCT	51	6.86	2040	2320	0.12
19-OCT	52	6.81	2160	2420	0.10
20-OCT	53	6.83	2180	2420	0.10
21-OCT	54	7.56	2100	2360	0.1
22-OCT	55	7.12	2180	2480	0.12
23-OCT	56	7.07	2200	2480	0.11
24-OCT	57	7.05	2080	2380	0.12
25-OCT	58	6.94	1980	2280	0.13
26-OCT	59	6.67	2040	2380	0.14
27-OCT	60	6.75	2060	2400	0.14
28-OCT	61	6.83	2100	2540	0.17
29-OCT	62	7.11	2180	2480	0.12
30-OCT	63	6.95	2200	2560	0.14
31-OCT	64	6.67	2140	2560	0.16
1-NOV.	65	6.83	2100	2520	0.16
2-NOV.	66	6.90	2020	2520	0.19
3-NOV.	67	6.88	2140	2600	0.17
4-NOV.	68	6.67	1960	2500	0.21
5-NOV.	69	6.68	2060	2560	0.19
6-NOV.	70	6.76	2080	2540	0.18
7-NOV.	71	6.80	2140	2540	0.15
8-NOV.	72	6.9	2200	2640	0.16
9-NOV.	73	7.2	2220	2640	0.16
10-NOV.	74	7.3	2380	2800	0.15
11-NOV.	75	7.08	2200	2620	0.16
12-NOV.	76	7.4	2200	2640	0.16
13-NOV.	77	7.3	2060	2500	0.17
14-NOV.	78	6.6	1740	2120	0.18
15-NOV.	79	6.9	1780	2220	0.19
16-NOV.	80	7.2	1700	2160	0.21
17-NOV.	81	6.8	1720	2180	0.21
18-NOV.	82	7.3	1700	2180	0.22
19-NOV.	83	6.67	1780	2260	0.21
20-NOV.	84	6.9	1820	2340	0.22
21-NOV.	85	6.67	1880	2300	0.18
22-NOV.	86	6.97	2060	2740	0.24
23-NOV.	87	6.95	2240	2880	0.22
24-NOV.	88	7.1	2380	2880	0.17
25-NOV.	89	7.2	2360	2940	0.19
26-NOV.	90	7.23	2560	3060	0.16
27-NOV.	91	7.27	2800	3260	0.14
28-NOV.	92	7.10	2700	3120	0.13
29-NOV.	93	7.15	2840	3360	0.15
30-NOV.	94	7.09	2720	3200	0.15

..Tabla B-2. MUESTRA: LODOS

FECHA	No. DÍA	pH	ALCALINIDAD a	ALCALINIDAD	RELACION DE ALCALINIDADES ALFA
			5.75 mg/L	a 4.3 mg/L	
31-AGOS	3	5.93	40	120	0.66
1-SEP	4	6.0	760	2960	0.75
2-SEP	5	6.57	660	1760	0.62
13-SEP	16	8.96	8600	12860	0.30
20-SEP	23	7.71	3980	6480	0.38
25-SEP	28	8.44	3320	4140	0.19
28-SEP	31	8.38	3840	5100	0.24
5-OCT	38	6.78	1540	2640	0.42
7-OCT	40	7.18	2060	3100	0.33
9-OCT	42	6.7	2220	3280	0.32
11-OCT	44	6.81	2200	3200	0.31
12-OCT	45	7.4	2660	3760	0.29
14-OCT	47	7.26	2780	3400	0.18
16-OCT	49	6.77	2660	3420	0.22
18-OCT	51	6.6	2600	3270	0.20
19-OCT	52	6.8	2980	3740	0.20
23-OCT	56	7.03	2960	4000	0.26
27-OCT	60	6.6	2520	3500	0.28
3-NOV	67	6.72	3220	4280	0.24
14-NOV	78	6.76	3460	4380	0.21
20-NOV	84	7.07	3600	4520	0.20

Tabla B-3. MUESTRA: PRIMER NIVEL

FECHA	No. DÍA	pH	ALCALINIDAD	ALCALINIDAD	RELACION DE ALCALINIDADES ALFA
			a 5.75 mg/L	a 4.3 mg/L	
13-SEP.	16	7.3	1600	3220	0.5
15-SEP.	18	7.35	1720	2920	0.41
18-SEP.	21	7.65	2640	3820	0.30
20-SEP.	23	7.52	2320	3380	0.31
21-SEP.	24	7.39	1960	2820	0.31
22-SEP.	25	7.37	1960	2800	0.30
23-SEP.	26	7.05	1620	2520	0.35
24-SEP.	27	7.07	1720	2520	0.31
25-SEP.	28	6.72	1540	2600	0.40
26-SEP.	29	6.77	1420	2540	0.44
27-SEP.	30	6.8	1360	2340	0.41
28-SEP.	31	6.76	1340	2380	0.43
29-SEP.	32	6.79	1500	2440	0.38
30-SEP.	33	6.52	1080	1960	0.44
1-OCT.	34	6.9	1280	2100	0.39
2-OCT.	35	7.02	1560	2420	0.35
3-OCT.	36	6.57	1440	2160	0.33
4-OCT.	37	6.75	1460	2140	0.31
5-OCT.	38	6.6	1440	2140	0.32
6-OCT.	39	6.58	1400	2060	0.32
7-OCT.	40	6.65	1460	2080	0.29
8-OCT.	41	6.8	1440	2060	0.30

Tabla B-3. (continuación)

FECHA	No. DÍA	pH	ALCALINIDAD a 5.75	ALCALINIDAD a 4.3	ALFA
			mg/L	mg/L	
9-OCT.	42	6.63	1560	2180	0.28
10-OCT.	43	6.84	1680	2200	0.23
11-OCT.	44	6.92	1720	2240	0.23
12-OCT.	45	7.01	1760	2260	0.22
13-OCT.	46	7.0	1760	2260	0.22
14-OCT.	47	6.90	1800	2220	0.18
15-OCT.	48	6.96	1880	2260	0.16
16-OCT.	49	6.71	1860	2200	0.15
17-OCT.	50	6.84	2220	2620	0.15
18-OCT.	51	6.73	2200	2580	0.14
19-OCT.	52	6.6	2180	2480	0.12
20-OCT.	53	6.7	2500	3200	0.22
21-OCT.	54	7.26	2120	2360	0.10
22-OCT.	55	7.22	2260	2560	0.11
23-OCT.	56	7.09	2280	2580	0.11
24-OCT.	57	7.05	2320	2600	0.10
25-OCT.	58	6.87	2000	2300	0.13
26-OCT.	59	6.71	2060	2400	0.14
27-OCT.	60	6.70	2120	2500	0.15
28-OCT.	61	6.64	2240	2620	0.14
29-OCT.	62	6.85	2220	2520	0.11
30-OCT.	63	6.90	2200	2580	0.14
31-OCT.	64	6.69	2160	2520	0.14
1-NOV.	65	6.67	2080	2520	0.17
2-NOV.	66	6.8	2100	2580	0.18
3-NOV.	67	6.85	2140	2620	0.18
4-NOV.	68	6.61	1980	2540	0.22
5-NOV.	69	6.55	2080	2580	0.19
6-NOV.	70	6.9	2260	2780	0.19
7-NOV.	71	7.0	2280	2700	0.15
8-NOV.	72	6.9	2280	2700	0.15
9-NOV.	73	7.03	2300	2740	0.16
10-NOV.	74	7.0	2380	2800	0.15
11-NOV.	75	6.7	2100	2520	0.16
12-NOV.	76	6.8	2160	2620	0.17
13-NOV.	77	6.9	2220	2700	0.17
14-NOV.	78	6.7	1680	2080	0.19
15-NOV.	79	6.8	1680	2160	0.22
16-NOV.	80	6.6	1660	2100	0.20
17-NOV.	81	6.57	1720	2200	0.21
18-NOV.	82	6.58	1720	2200	0.21
19-NOV.	83	6.5	1860	2400	0.22
20-NOV.	84	6.7	1800	2340	0.23
21-NOV.	85	6.6	1920	2340	0.18
22-NOV.	86	6.7	2040	2720	0.25
23-NOV.	87	6.88	2240	3080	0.27
24-NOV.	88	6.79	2260	2880	0.21
25-NOV.	89	6.84	2420	2940	0.17
26-NOV.	90	7.07	2580	3100	0.16
27-NOV.	91	6.9	2620	3120	0.16
28-NOV.	92	6.85	2520	2980	0.15
29-NOV.	93	7.1	2420	2940	0.17
30-NOV.	94	6.9	2460	2980	0.17

Tabla B-4. MUESTRA: SEGUNDO NIVEL

FECHA	No. DÍA	pH	ALCALINIDAD a 5.75 mg/L	ALCALINIDAD a 4.3 mg/L	ALFA
13-SEP.	16	7.23	1640	2940	0.44
15-SEP.	18	7.48	1740	2940	0.40
20-SEP.	23	7.31	1680	2880	0.41
21-SEP.	24	7.3	1760	2900	0.39
22-SEP.	25	7.34	1920	2960	0.35
23-SEP.	26	7.06	1640	2560	0.35
24-SEP.	27	7.0	1620	2500	0.35
25-SEP.	28	6.83	1460	2360	0.38
26-SEP.	29	6.93	1380	2260	0.38
27-SEP.	30	6.88	1360	2280	0.40
28-SEP.	31	6.79	1360	2380	0.42
29-SEP.	32	6.9	1520	2440	0.37
30-SEP.	33	6.84	1380	2260	0.38
2-OCT.	35	6.86	1320	2040	0.35
3-OCT.	36	6.71	1380	2080	0.33
4-OCT.	37	6.75	1460	2180	0.33
5-OCT.	38	6.65	1440	2120	0.32
6-OCT.	39	6.53	1420	2100	0.32
7-OCT.	40	6.71	1440	2080	0.30
8-OCT.	41	6.8	1420	2000	0.29
9-OCT.	42	6.55	1580	2180	0.27
10-OCT.	43	6.89	1660	2180	0.23
11-OCT.	44	6.89	1740	2280	0.23
12-OCT.	45	6.91	1760	2280	0.22
13-OCT.	46	6.93	1780	2240	0.20
14-OCT.	47	6.9	1840	2240	0.17
15-OCT.	48	6.95	1940	2300	0.15
16-OCT.	49	7.0	1920	2240	0.14
17-OCT.	50	7.02	2060	2360	0.12
18-OCT.	51	6.94	2160	2440	0.11
19-OCT.	52	6.95	2200	2500	0.12
20-OCT.	53	6.9	2230	2480	0.10
21-OCT.	54	7.3	2220	2540	0.12
22-OCT.	55	7.19	2220	2520	0.11
23-OCT.	56	7.10	2200	2500	0.12
24-OCT.	57	7.04	2100	2400	0.12
25-OCT.	58	6.8	2060	2380	0.13
26-OCT.	59	6.9	2080	2380	0.12
27-OCT.	60	6.79	2080	2560	0.18
28-OCT.	61	6.64	2240	2560	0.12
29-OCT.	62	7.02	2160	2500	0.13
30-OCT.	63	6.9	2180	2540	0.14
31-OCT.	64	6.70	2160	2580	0.16
1-NOV.	65	6.78	2120	2560	0.17
2-NOV.	66	6.82	2100	2560	0.17
3-NOV.	67	6.85	2160	2660	0.18
4-NOV.	68	6.5	2020	2580	0.21
5-NOV.	69	6.5	2080	2560	0.18
6-NOV.	70	6.84	2240	2740	0.18
7-NOV.	71	6.9	2240	2680	0.16

Tabla B-4. Continuación

FECHA	No. DÍA	pH	ALCALINIDAD a 5.75 mg/L	ALCALINIDAD a 4.3 mg/L	ALFA
8-NOV.	72	6.9	2240	2720	0.17
9-NOV.	73	7.0	2180	2580	0.16
10-NOV.	74	6.69	1720	2180	0.21
11-NOV.	75	6.7	2180	2620	0.17
12-NOV.	76	6.7	2120	2600	0.18
13-NOV.	77	6.6	2100	2640	0.2
14-NOV.	78	6.6	1800	2220	0.18
15-NOV.	79	6.7	1680	2140	0.21
16-NOV.	80	6.6	1660	2140	0.22
17-NOV.	81	6.55	1700	2200	0.22
18-NOV.	82	6.6	1680	2180	0.22
19-NOV.	83	6.65	1720	2240	0.23
20-NOV.	84	6.76	1800	2380	0.24
21-NOV.	85	6.65	1900	2360	0.19
22-NOV.	86	6.9	2040	2740	0.25
23-NOV.	87	7.0	2260	2980	0.24
24-NOV.	88	6.88	2360	2960	0.20
25-NOV.	89	6.88	2380	2900	0.18
26-NOV.	90	7.05	2600	3100	0.16
27-NOV.	91	7.0	2680	3160	0.15
28-NOV.	92	6.8	2520	2980	0.15
29-NOV.	93	6.9	2460	2900	0.15
30-NOV.	94	6.95	2460	2960	0.16

Tabla B-5. Demanda química de oxígeno

MES DE SEPTIEMBRE

FECHA	No. DÍA	ENTRADA DQOt mg/L	SALIDA DQOt mg/L	REMOCIÓN mg/L	REMOCIÓN %
12-SEP	15	9580	5680	3900	41
14-SEP	17	9500	5624	3876	41
19-SEP	22	9324	5210	4114	44
23-SEP	26	9538	5300	4238	44
24-SEP	27	9350	5454	3896	42
25-SEP	28	9576	4712	4864	51
26-SEP	29	9500	5624	3876	41
27-SEP	30	9324	5113	4211	45
28-SEP	31	11520	4608	6912	60
29-SEP	32	9216	4608	4608	50
30-SEP	33	10769	4923	5846	54

MES DE OCTUBRE
ENTRADA SALIDA % REMOCIÓN

FECHA	No. DÍA	DQOt mg/L	DQOs mg/L	DQOt mg/L	DQOs mg/L	DQOt %	DQOs %
4-OCT	37	10329	9538	3645	3037	65	68
8-OCT	41	9216	8735	2634	2341	71	73
10-OCT	43	13518	10620	5012	3493	63	67
11-OCT	44	9600	9000	4200	3900	56	57
12-OCT	45	10200	7800	3949	3037	61	61
14-OCT	47	9280	7680	2880	2880	69	63
15-OCT	48	8700	7643	2946	2612	66	66
17-OCT	50	9473	7894	3076	2769	68	65
19-OCT	52	9038	8727	2181	1870	76	79
21-OCT	54	9846	8923	2769	2461	72	72
24-OCT	57	8422	7920	3037	3037	64	62
26-OCT	59	11111	10370	3259	2963	71	71
28-OCT	61	9974	8415	3428	2805	66	67
31-OCT	64	8076	7772	3037	2734	62	65

MES DE NOVIEMBRE
ENTRADA SALIDA % REMOCIÓN

FECHA	No. DÍA	DQOt mg/L	DQOs mg/L	DQOt mg/L	DQOs mg/L	DQOt %	DQOs %
2-NOV	66	8700	7554	3716	2787	57	63
4-NOV	68	9231	9077	4000	3384	57	63
7-NOV	71	9325	7491	4433	3515	52	53
9-NOV	73	11220	10597	4364	3740	61	65
11-NOV	75	9231	7692	4615	4308	50	44
14-NOV	78	9660	9057	4755	4151	51	54
16-NOV	80	9300	8400	4950	4500	47	46
18-NOV	82	9600	8700	5250	5100	45	41
21-NOV	85	11414	9951	4976	4683	56	53
23-NOV	87	9093	7900	4845	4248	47	46
25-NOV	89	14222	13481	4148	3852	71	71
28-NOV	92	10835	9863	3968	3248	63	67
30-NOV	94	9957	9100	3526	2986	65	67

Tabla B-6. DEMANDA QUÍMICA DE OXÍGENO. MUESTRA: PRIMER Y SEGUNDO NIVEL

FECHA	No. DÍA	PRIMER NIVEL		SEGUNDO NIVEL	
		DQOt mg/L	DQOs mg/L	DQOt mg/L	DQOs mg/L
4-OCT	37	9721	3037	6379	3341
8-OCT	41	2341	1463	3219	1756
10-OCT	43	5316	4101	5620	4709
11-OCT	44	11100	3000	10800	2700
12-OCT	45	4557	3949	5772	2430
14-OCT	47	4480	3200	4800	2880
15-OCT	48	6000	1621	3891	972
17-OCT	50	15473	3157	6315	2842
19-OCT	52	10909	2181	3428	2181
21-OCT	54	18461	3077	6769	3076
24-OCT	57	4861	2430	4860	3038
26-OCT	59	4000	2963	5630	2370
28-OCT	61	9351	3116	6233	2805
31-OCT	64	5165	3038	5165	2734

MES DE NOVIEMBRE

FECHA	No. DÍA	PRIMER NIVEL		SEGUNDO NIVEL	
		DQOt mg/L	DQOs mg/L	DQOt mg/L	DQOs mg/L
2-NOV	66	5109	3406	4955	1703
4-NOV	68	7077	4000	5230	3538
7-NOV	71	7185	4127	6879	4127
9-NOV	73	9974	5610	7792	4675
11-NOV	75	8615	4923	6154	5231
14-NOV	78	8151	6943	6943	4075
16-NOV	80	7950	4800	7650	4950
18-NOV	82	13800	5400	8550	4800
21-NOV	85	13170	5268	10609	4024
23-NOV	87	17739	5068	9242	4621
25-NOV	89	13037	4593	16888	3852
28-NOV	92	9360	4328	6723	3712
30-NOV	94	6845	3918	5836	3280

Tabla B-7. ANÁLISIS DE SÓLIDOS TOTALES TOTALES

FECHA	ENTRADA S.T.T.	SALIDA S.T.T.	REMOCIÓN
	mg/L	mg/L	%
19-SEP	9280	6780	27
23-SEP	9620	6800	29
25-SEP	10390	6690	36
26-SEP	10060	6520	35
28-SEP	10480	6890	34
29-SEP	10690	6560	39
1-OCT	9300	5600	40
4-OCT	9680	5820	40
8-OCT	8220	6560	20
10-OCT	11160	6230	44
12-OCT	8660	5590	35
13-OCT	8400	5440	35
17-OCT	8430	5765	32
19-OCT	10600	5750	46
21-OCT	10180	5600	45
24-OCT	8070	6270	22
26-OCT	13430	8250	39
31-OCT	10220	6800	33
2-NOV	10850	7220	33
4-NOV	11860	8980	25
8-NOV	10460	7190	31
10-NOV	14230	8530	40
11-NOV	10810	8170	24
14-NOV	9810	7680	22
16-NOV	10950	8050	26
18-NOV	9740	7460	23
21-NOV	12930	9270	28
23-NOV	10330	8010	22
25-NOV	15330	9100	40
28-NOV	10840	7900	27
30-NOV	11280	8020	29

Tabla B-8. ANÁLISIS DE SÓLIDOS TOTALES VOLÁTILES

FECHA	ENTRADA S.T.V. mg/L	SALIDA S.T.V. mg/L	REMOCIÓN %
19-SEP	6320	4200	34
23-SEP	6820	4270	37
25-SEP	7600	4250	44
26-SEP	7510	4070	46
28-SEP	8170	4690	43
29-SEP	8280	4390	47
1-OCT	6840	3620	47
4-OCT	7000	3480	50
8-OCT	5600	4280	24
10-OCT	8250	4000	52
12-OCT	6330	3490	45
13-OCT	5720	3240	43
17-OCT	5680	3270	42
19-OCT	7900	3220	59
21-OCT	7250	3200	56
24-OCT	5400	3730	31
26-OCT	9960	4820	52
31-OCT	6860	4350	37
2-NOV	7340	4240	42
4-NOV	8860	6070	31
8-NOV	7530	4650	38
10-NOV	10430	4970	52
11-NOV	8030	5830	27
14-NOV	6610	4950	25
16-NOV	7030	5070	28
18-NOV	6060	4360	28
21-NOV	8840	5670	36
23-NOV	6370	4590	28
25-NOV	10470	4750	55
28-NOV	6860	4800	30
30-NOV	6920	4820	30

Tabla B-9. ANÁLISIS DE SÓLIDOS TOTALES FIJOS

FECHA	ENTRADA S.T.F. mg/L	SALIDA S.T.F. mg/L	REMOCIÓN %
19-SEP	2960	2580	13
23-SEP	2800	2530	10
25-SEP	2790	2440	13
26-SEP	2550	2450	4
28-SEP	2310	2200	5
29-SEP	2410	2170	10
1-OCT	2460	1980	20
4-OCT	2680	2340	13
8-OCT	2620	2280	13
10-OCT	2910	2230	23
12-OCT	2330	2100	10
13-OCT	2680	2200	18
17-OCT	2750	2495	9
19-OCT	2700	2530	6
21-OCT	2930	2400	18
24-OCT	2670	2540	5
26-OCT	3470	3430	1
31-OCT	3360	2450	27
2-NOV	3510	2980	15
4-NOV	3000	2910	3
8-NOV	2930	2520	14
10-NOV	3800	3560	6
11-NOV	2780	2340	16
14-NOV	3200	2730	15
16-NOV	3920	2980	24
18-NOV	3680	3100	16
21-NOV	4090	3600	12
23-NOV	3960	3420	14
25-NOV	4860	4350	10
28-NOV	3980	3100	22
30-NOV	4360	3200	27

Tabla B-10. ANÁLISIS DE SÓLIDOS SUSPENDIDOS TOTALES

FECHA	ENTRADA S.S.T. mg/L	SALIDA S.S.T. mg/L	REMOCIÓN %
19-SEP	320	110	66
23-SEP	630	180	71
25-SEP	1820	140	92
26-SEP	260	180	31
28-SEP	220	100	55
29-SEP	600	40	93
4-OCT.	580	160	72
8-OCT.	420	230	45
10-OCT.	380	250	34
12-OCT.	530	240	55
13-OCT.	613	215	65
17-OCT.	660	160	76
19-OCT.	1033	200	81
21-OCT.	940	335	64
24-OCT.	833	310	63
26-OCT.	1235	650	47
31-OCT.	463	303	35
2-NOV.	380	180	53
4-NOV.	630	260	59
8-NOV.	390	230	41
9-NOV.	940	360	62
11-NOV.	280	210	25
14-NOV.	530	240	55
16-NOV.	515	400	22
18-NOV.	362	330	9
21-NOV.	1600	305	81
23-NOV.	940	335	64
25-NOV.	2180	1140	48
28-NOV.	1500	290	81
30-NOV.	960	330	66

Tabla B-11. ANÁLISIS DE SÓLIDOS SUSPENDIDOS VOLÁTILES

FECHA	ENTRADA S.S.V. mg/L	SALIDA S.S.V. mg/L	REMOCIÓN %
19-SEP	200	80	60
23-SEP	300	110	63
25-SEP	1640	80	95
26-SEP	150	110	27
28-SEP	200	80	60
29-SEP	580	20	96
4-OCT.	520	140	73
8-OCT.	320	170	47
10-OCT.	280	200	29
12-OCT.	345	150	57
13-OCT.	327	165	50
17-OCT.	380	90	76
19-OCT.	686	145	79
21-OCT.	640	215	66
24-OCT.	633	270	57
26-OCT.	795	410	48
31-OCT.	305	200	34
2-NOV.	300	140	53
4-NOV.	506	190	62
8-NOV.	330	210	36
9-NOV.	860	330	62
11-NOV.	190	160	16
14-NOV.	345	150	57
16-NOV.	445	330	26
18-NOV.	184	210	-
21-NOV.	940	180	81
23-NOV.	640	215	66
25-NOV.	1110	680	39
28-NOV.	840	170	80
30-NOV.	660	220	67

Tabla B-12. ANÁLISIS DE SÓLIDOS SUSPENDIDOS FIJOS

FECHA	ENTRADA S.S.F. mg/L	SALIDA S.S.F. mg/L	REMOCIÓN %
19-SEP	120	30	75
23-SEP	330	70	79
25-SEP	180	60	67
26-SEP	110	70	36
28-SEP	20	20	-
29-SEP	20	20	-
4-OCT.	60	20	67
8-OCT.	100	60	40
10-OCT.	100	50	50
12-OCT.	185	90	51
13-OCT.	286	50	83
17-OCT.	280	70	75
19-OCT.	347	55	84
21-OCT.	300	120	60
24-OCT.	200	4040	80
26-OCT.	440	240	45
31-OCT.	158	103	35
2-NOV.	80	40	50
4-NOV.	124	70	44
8-NOV.	60	20	67
9-NOV.	80	30	63
11-NOV.	90	50	44
14-NOV.	185	90	51
16-NOV.	70	70	-
18-NOV.	178	120	33
21-NOV.	660	125	81
23-NOV.	300	120	60
25-NOV.	1070	460	57
28-NOV.	660	120	82
30-NOV.	300	110	63

Tabla B-12. ANÁLISIS DE SÓLIDOS SUSPENDIDOS FIJOS

FECHA	ENTRADA S.S.F. mg/L	SALIDA S.S.F. mg/L	REMOCIÓN %
19-SEP	120	30	75
23-SEP	330	70	79
25-SEP	180	60	67
26-SEP	110	70	36
28-SEP	20	20	-
29-SEP	20	20	-
4-OCT.	60	20	67
8-OCT.	100	60	40
10-OCT.	100	50	50
12-OCT.	185	90	51
13-OCT.	286	50	83
17-OCT.	280	70	75
19-OCT.	347	55	84
21-OCT.	300	120	60
24-OCT.	200	4040	80
26-OCT.	440	240	45
31-OCT.	158	103	35
2-NOV.	80	40	50
4-NOV.	124	70	44
8-NOV.	60	20	67
9-NOV.	80	30	63
11-NOV.	90	50	44
14-NOV.	185	90	51
16-NOV.	70	70	-
18-NOV.	178	120	33
21-NOV.	660	125	81
23-NOV.	300	120	60
25-NOV.	1070	460	57
28-NOV.	660	120	82
30-NOV.	300	110	63

Tabla B-13. ANÁLISIS DE SULFATOS SO₄-2

FECHA	ENTRADA mg/L	SALIDA mg/L	% REMOCIÓN
13-OCT			
17-OCT	250	157	37
18-OCT	398	192	52
19-OCT	535	205	62
20-OCT	436	215	51
23-OCT	518	382	26
25-OCT	444	255	43
27-OCT	551	242	56
1-NOV	510	234	54
3-NOV	329	246	25
8-NOV	543	271	50
10-NOV	354	235	34
15-NOV	584	560	4
17-NOV	453	362	20
22-NOV	708	576	19
24-NOV	913	642	30
27-NOV	680	560	18

Tabla B-14. ANÁLISIS DE CLORUROS Cl-

FECHA	ENTRADA mg/L	SALIDA mg/L
25-SEP	899	1049
14-OCT	217	334
15-OCT	300	415
17-OCT	600	342
18-OCT	605	526
19-OCT	273	265
20-OCT	277	356
23-OCT	273	356
25-OCT	282	364
27-OCT	277	347
1-NOV	297	377
3-NOV	238	426
8-NOV	416	595
10-NOV	248	367
15-NOV	284	376
17-NOV	418	333
22-NOV	688	553
24-NOV	348	470
27-NOV	397	455

Tabla B-15. COMPOSICIÓN DE LAS MUESTRAS DE GAS (% CH₄ y %CO₂)

FECHA	COMPOSICIÓN	
	%CH ₄	%CO ₂
8-OCT	75	25
9-OCT	77	23
10-OCT	81	19
11-OCT	72	28
12-OCT	80	20
13-OCT	80	20
14-OCT	80	20
19-OCT	77	23
24-OCT	75	25
27-OCT	73	27
31-OCT	70	30
3-NOV	70	30
8-NOV	73	27
11-NOV	72	28
14-NOV	70	30
17-NOV	70	30
21-NOV	68	32
24-NOV	72	28
27-NOV	68	32
30-NOV	69	31

Tabla B-16. PRODUCCIÓN DE BIOGÁS

FECHA	PRODUCCIÓN L/d
12-NOV	3,500
13-NOV	3,600
14-NOV	5,000
15-NOV	5,300
16-NOV	5,600
17-NOV	5,800
18-NOV	6,000
19-NOV	5,700
20-NOV	6,800
21-NOV	7,300
22-NOV	7,300
23-NOV	7,000
24-NOV	7,400
25-NOV	7,900
26-NOV	8,800
27-NOV	8,600
28-NOV	8,200
29-NOV	8,600
30-NOV	8,400