



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

27  
28

FACULTAD DE QUÍMICA

"TRATAMIENTO AEROBIO DE VINAZAS PRETRATADAS  
ANAEROBIAMENTE EN UN REACTOR DE  
BIODISCOS DE 3000 LITROS"

TESIS MANCOMUNADA

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE

INGENIERO QUÍMICO

P R E S E N T A N :

TANIA CAMPOS GONZÁLEZ

Y

MIGUEL ÁNGEL RÍOS ENRÍQUEZ



MÉXICO, D. F.

1995

FALLA DE ORIGEN

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN



Universidad Nacional  
Autónoma de México



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

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

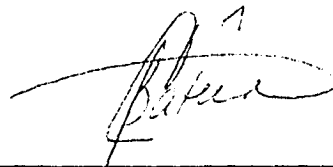
El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición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

## 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:**

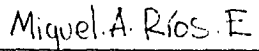


**Dra.-Ing. I.Q. Carmen Durán Domínguez**

**Sustentantes:**



**Tania Campos González**



**Miguel Ángel Ríos Enríquez**

## **AGRADECIMIENTOS**

***A la UNAM,***

Por darnos la oportunidad de realizar nuestros estudios profesionales.

***A la Dra. Carmen Durán de Bazúa  
y Dr. Víctor Manuel Luna Pabello,***

Por el gran apoyo, paciencia y confianza que depositó en nosotros, muchas gracias.

***A nuestros compañeros del PIQA y QA,***

En especial a Rosa M. Jiménez y Miguel A. Martínez, Rosa M. Picaso y Landy I. Ramírez, por su valioso apoyo desinteresado para el desarrollo de este trabajo.

*Tania y Miguel Ángel*

***A Dios,***

Por darme la vida y con ella lograr el objetivo más bello: servir.

***A mis padres,***

Salustia y Amador, por el gran apoyo, cariño, confianza que siempre me han brindado, gracias a ustedes hoy cumpla una parte muy importante de mi desarrollo profesional.

***A mis hermanos,***

Israel, Atzimba Tibisay, Omar, Ivan Amador y Marla, por todo lo que hemos compartido juntos y por el amor tan grande que existe entre nosotros.

***A Miguel Ángel,***

Por su comprensión, paciencia y valiosa cooperación para este trabajo, gracias.

***A mis amigos,***

Por la gran amistad que hay entre nosotros y el gran apoyo que me han brindado siempre.

*Jania*

### ***A mis Padres***

Don Gabino y Doña Eufracia por la oportunidad que me dieron y el apoyo que fueron la clave y motor para realizar mis estudios.

### ***A mis hermanos y sus familias***

Arturo, Chucho y Manuel, y muy especialmente a Beto y a Mayra, por su paciencia que de verdad fue grande y su apoyo importante.

### ***A mis amigos***

Sergio, Juan, David, Pancho y Alberto

A Tania Campos y sus padres Amador y Salustia por su valiosa participación, que sin duda sin ella esto no tuviera el valor, que ahora tiene.

A todos aquellos que no mencioné, pero que en su momento pusieron su granito de arena en esto

***Gracias de verdad muchas gracias!***

*Miguel Angel*

## ÍNDICE

	Pag.
Resumen	1
1. Introducción	3
2. Situación y problemática actual de la industria de la caña de azúcar	8
2.1. Estadísticas de producción anual de alcohol, azúcar y caña de azúcar	8
2.2. Tecnología	15
2.2.1. El proceso de modernización tecnológica en México	16
2.2.2. La tecnología azucarera en el siglo XX	16
2.2.3. Caso tipo	19
2.3. Generación de residuos	24
3. Descripción del proceso industrial para la producción de azúcar y alcohol a partir de la caña de azúcar	34
3.1. Recepción y preparación de la caña de azúcar	35
3.2. Extracción del jugo (molienda)	35
3.3. Depuración del jugo (clarificación)	37
3.4. Evaporación del jugo	38
3.5. Cristalización	39
3.6. Centrifugación	41
3.7. Refinación del azúcar	42
3.7.1. Clarificación y decoloración	44
3.7.2. Cristalización de "refinado"	45
3.7.3. Centrifugación de "refinado"	46
3.8. Secado y envasado	46

3.9.	Elaboración de alcohol	47
3.9.1.	Fermentación	47
3.9.1.1.	Preparación del mosto	47
3.9.1.2.	Desarrollo de levaduras (inóculo)	48
3.9.1.3.	Preparación de las tinas de fermentación	48
3.9.2.	Destilación	49
3.9.2.1.	Columna "destrozadora" o de agotamiento	49
3.9.2.2.	Columna depuradora	50
3.9.2.3.	Columna rectificadora	50
4.	Generación de subproductos y efluentes de los ingenios	52
4.1.	Caña de azúcar, subproductos y derivados	52
4.1.1.	Bagazo	55
4.1.2.	Melaza	56
4.1.3.	Cachaza	58
4.1.4.	Residuos de la cosecha	58
4.2.	Residuos (Efluentes gaseosos y líquidos y residuos ,sólidos y semisólidos)	61
4.2.1.	Aguas crudas o de suministro	65
4.2.2.	Aguas de proceso	65
4.2.3.	Aguas residuales	66
4.2.4.	Caso específico: Vinazas	72
5.	Descripción de la utilización de los subproductos aprovechables de la fabricación de azúcar y alcohol de caña en la región de América Latina y el Caribe	74
5.1.	Desarrollo de derivados de bagazo	74
5.1.1.	Requerimientos de bagazo en la producción de derivados	78
5.1.2.	Producción de energía y cogeneración	79
5.1.3.	El bagazo como combustible	80
5.1.4.	Pulpa celulósica	80
5.1.5.	Tableros aglomerados	81
5.1.6.	Furfural	83
5.1.7.	Bagazo como materia prima para la producción de carbón activado	84
5.2.	Desarrollo de los derivados de cachaza	85
5.2.1.	Uso como mejorador de suelos	85
5.2.2.	Alimento animal	85
5.2.3.	Cera de caña	86



5.3. Desarrollo de los derivados de la melaza	87
5.3.1. Alcohol por vía fermentativa	90
5.3.2. Levaduras	91
5.3.3. Miel proteica	93
5.3.4. L-lisina	93
5.3.5. Glutamato monosódico	94
5.3.6. Ácido cítrico	95
5.3.7. Goma xantana	96
5.3.8. Dextrana	97
5.4. Alcohol etílico	98
5.4.1. Alcoquímica	98
5.4.2. Otros subproductos (cabezas, colas, aceite "fusel")	100
5.5. Vinaza	102
6. Tipos de tratamientos para los efluentes líquidos	107
6.1. Tratamiento preliminar	107
6.2. Tratamiento primario	107
6.3. Tratamiento secundario (biológico)	108
6.3.1. Sistemas floculados	111
6.3.1.1. Sistemas aerobios	111
6.3.1.2. Tratamiento anaerobio floculado clásico (digestión)	113
6.3.2. Sistema de película biológica	115
6.3.2.1. Sistemas aerobios	115
6.3.2.2. Tratamiento anaerobio	121
6.3.3. Sistemas combinados	124
6.4. Tratamiento terciario (físicoquímico)	126
7. Instalación y arranque de una planta piloto (tren de tratamiento biológico anaerobio-aerobio, caso tipo: vinazas)	128
7.1. Experimentación previa	128
7.2. Etapa 1: Arreglo e instalación del tren de tratamiento biológico (equipos)	128
7.3. Caracterización de las vinazas	136

	Pag.
7.4. Modificaciones al sistema	137
7.5. Etapa 2: Arranque de la planta piloto	139
7.6. Etapa 3: Preoperación (adaptación del sistema)	140
7.7. Evaluación de resultados en cada una de las etapas	140
7.8. Manual de operación de la planta piloto	147
8. Propuesta técnico-económica de solución (caso tipo: vinazas)	149
8.1. Costo de la planta piloto	149
8.2. Cálculo y dimensionamiento del equipo de proceso	150
8.3. Estimación económica del equipo a nivel industrial	155
8.3.1. Inversión fija del proyecto	157
8.3.2. Bases de cálculo para los costos de operación	158
8.3.3. Gastos financieros	160
8.3.4. Consideración económica de la biomasa y aguas tratadas producidas en el reactor biológico rotatorio	161
8.4. Aspectos económicos del proyecto	162
8.5. Costo del tratamiento biológico a las vinazas	165
8.6. Costo del no tratamiento de las vinazas (cuotas y multas a la CNA)	166
9. Conclusiones y recomendaciones	170
Bibliografía	172
Apéndice I	185
Apéndice II	196
Apéndice III	206

## RESUMEN

La industria azucarera es una de las cinco ramas industriales más contaminantes de las cuencas acuíferas de México. Para la producción de azúcar y alcohol de caña se requiere de cantidades considerables de agua que, en México, superan el millón de metros cúbicos por día. Este trabajo contribuye con una recopilación concienzuda de la operación de los ingenios azucareros/alcoholeros que utilizan la caña de azúcar, con énfasis en el reaprovechamiento de sus subproductos y residuos en los países de la región de Latinoamérica y el Caribe. Asimismo, aprovecha la instalación y arranque de una planta piloto de depuración de seis metros cúbicos de capacidad en un ingenio azucarero/alcoholero en el estado de San Luis Potosí en México, en la que los efluentes de las torres agotadoras de mostos fermentados de mieles finales de ingenios azucareros, conocidos como vinazas, fueron tratados anaerobia-aerobiamente. De esta experiencia, que corroboró lo ya evaluado a nivel de laboratorio, y que se realizó en un lapso de cinco zafra en las que se fueron variando diferentes parámetros de operación, se propuso la estrategia de solución para reaprovechar este subproducto evaluando preliminarmente el costo de instalación y operación de una planta similar que pudiera generar biogás rico en metano en un reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente (conocido en español como RALLFA y en inglés como UASB-reactor) y biomasa microbiana para dietas no convencionales de especies acuícolas en un reactor aerobio de discos rotatorios (conocido como reactor de biodiscos o RBR) en forma secuencial y permitiendo el uso de esas vinazas tratadas como aguas de riego de los cañaverales (sin representar ya ningún peligro a los cuerpos receptores ya que su pH, de ser fuertemente ácido se torna a neutro o neutro-alcalino, su temperatura de estar a casi 80°C queda cercana a la ambiental y su contenido de material biodegradable se reduce de 40-70,000 mg DBOu/L a valores entre 50 y 60 mg DBOu/L).

En algunos ingenios azucareros alcoholeros del estado de Veracruz, México, se usa ácido clorhídrico para acidular las mieles antes de la fermentación (a diferencia de los ingenios del resto del país donde se emplea exclusivamente ácido sulfúrico), por lo que se planteó verificar si los iones cloruro tienen algún efecto en la depuración de las vinazas. En el año de 1994, la producción de alcohol etílico en un ingenio del estado de Veracruz, México, que cuenta con planta alcoholera, fue de 2,584,813 L, por lo que se generaron alrededor de 30 millones de litros de vinazas (y una carga orgánica de 3,000 T DQO/año, para una concentración promedio de 100 g/L), aciduladas con ácido clorhídrico. Por ello, algunos de los equipos de la planta piloto de tratamiento de aguas residuales que se tenía en San Luis Potosí, tomando como base el tren de tratamiento biológico anaerobio-aerobio, se rearmaron como sigue: un sedimentador enfriador de 5,000 L, un tanque intermedio de 700 L para controlar el flujo y las condiciones de alimentación del reactor anaerobio, un reactor anaerobio de lecho de lodos de 7,000 L y, finalmente, un reactor biológico rotatorio aerobio de 3,000 L. En este trabajo se llevó a

cabo la supervisión de la transportación, ubicación, arreglo, instalación y arranque de los equipos, incluyendo la selección de accesorios según los requerimientos del tren de tratamiento biológico para su mejor operación. En la etapa de pre-operación de la planta piloto se manejó una concentración de vinazas del 10% a la entrada del reactor anaerobio, pasando el efluente de éste al reactor aerobio. Se realizaron análisis monitorios: demanda química de oxígeno (DQO), sólidos en todas sus formas, etc., para seguir el comportamiento del sistema, así como la adaptación de los lodos en ambos reactores. Además, se evaluó el comportamiento durante el arranque del reactor biológico rotatorio, tanto con la adición de vinazas crudas como diluidas a pH neutro (considerando la alimentación del reactor anaerobio de vinazas tratadas anaerobiamente). Con esta información preliminar se planteó el dimensionamiento y costo preliminar de una planta de tratamiento para este ingenio y se consideró la producción promedio de alcohol y de vinazas durante el período de zafra que comprende de diciembre a junio aproximadamente. Por esta razón el flujo de diseño de la planta a dimensionar se hará tomando seis meses de operación, dejando el período de reparación o "interzafra" para el mantenimiento. Las bases de diseño de la planta fueron las siguientes:

1) Flujo de diseño:	230 m <sup>3</sup> /d
2) Flujo de operación:	216 m <sup>3</sup> /d
3) Factor de operación:	0.95
4) Lugar de ubicación de la planta:	Cualquier ingenio azucarero/alcoholero en México o país de Latinoamérica y el Caribe

El costo de la planta es de aproximadamente N\$ 4'000,000.00, a pesos nuevos mexicanos del 10 de diciembre de 1994 y si el sistema bancario prestara el 75% de la inversión con una tasa CPP+6% (suponiendo que sea un préstamo preferencial, dando una tasa de 29% anual, donde el valor del CCP anual es del 23%) y el otro 25% fuera aportado por la misma empresa, la tasa interna de retorno sin gastos financieros sería de 39% y con gastos financieros de 21% y el período de recuperación del capital de 9.5 años.

## CAPÍTULO 1

### INTRODUCCIÓN

El hombre por esencia y por la capacidad de raciocinio que posee, constantemente crea, desarrolla y transforma su "hábitat"; sin embargo, estos cambios han contribuido en gran escala al deterioro ambiental del planeta.

Se ha visto la preocupación y la concientización acerca de la importancia de la preservación así como de la calidad de los recursos naturales, tales como agua, aire y suelo, que son severamente contaminados por desechos tanto industriales como domésticos.

El problema de la contaminación proviene de dos sectores: el industrial y el doméstico. El industrial, incluyendo actividades agropecuarias y pesqueras, que utilizan grandes cantidades de agua y casi toda si no es que toda, es contaminada tanto física como química y biológicamente. Y el doméstico, incluyendo actividades comerciales que descargan sus efluentes líquidos en las redes de los drenajes municipales.

En México, el agua es uno de los recursos cuyo consumo se ha ido incrementando, contra una posibilidad restringida, ya que actualmente se consume más agua de la que se recibe por precipitación pluvial. Adicionalmente, se atenta contra la pureza de los ríos y de los depósitos subterráneos que van deteriorando la calidad de los recursos hídricos. Ya no se puede confiar a los fenómenos de autopurificación la restitución de las condiciones idóneas de la calidad del recurso. 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 y la fauna acuáticas y en una serie de trastornos de diversa índole.

Actualmente, se están desarrollando grandes esfuerzos en varios países para la mejor utilización de los residuos agrícolas e industriales, especialmente los relacionados con la caña de azúcar, conforme a las necesidades locales y/o con el fin de solucionar problemas de escasez de materias primas aplicadas a la industria de los países en vías de desarrollo.

La industria del azúcar se ha desarrollado en México en forma ininterrumpida desde la década inicial de la conquista española, siendo una de las actividades de mayor tradición y trascendencia en el desarrollo histórico del país. La evolución de un sector industrial a lo largo de cuatro siglos y medio presenta naturalmente una muy amplia variedad de cuestiones y problemas a dilucidar. Lo primero que se debe destacar es la enorme importancia que tuvo la industria azucarera desde sus inicios en el contexto colonial

novohispano, tanto por los capitales que requería, como por los volúmenes de fuerza de trabajo que ocupaba. Esta significación e importancia han permanecido constantes por siglos y la elaboración de azúcar sigue siendo uno de los sectores estratégicos de la economía mexicana, por el carácter básico del bien producido y su esencial papel de satisfacción de la demanda de calorías de consumo generalizado, por su participación en el producto interno bruto, los empleos industriales y agrícolas que genera y sus efectos multiplicadores en la actividad económica. Su distintivo rango de agroindustria que, por las necesidades técnicas de la producción debe asentarse en forma integrada en espacios rurales, ha constituido siempre a sus asentamientos en polos regionales de desarrollo, dando peculiares características sociales y económicas a sus zonas de influencia.

La agroindustria cañera tiene la particularidad de que, al diversificarse para la obtención de derivados, produce residuos secundarios, a los cuales hay que darles tratamiento o uso adecuado para evitar la contaminación del medio ambiente.

Una consideración de gran trascendencia a favor de la diversificación se relaciona precisamente con su aporte al mejoramiento del medio ambiente.

Hablando del recurso acuífero, para poder orientar los flujos y tratarlos de acuerdo a sus características, se debe conocer el lugar de la planta en donde se originan las aguas residuales.

Las aguas residuales pueden contener millones de microorganismos acompañando a las sustancias y compuestos orgánicos. Si su contenido de material orgánico es muy alto, al incorporarse a un cuerpo receptor sin el tratamiento adecuado consumen el oxígeno disuelto del líquido receptor a una tasa mayor a la que éste se disuelve nuevamente del aire. Ello ocasiona que las especies aerobias superiores, como los peces, perezcan. Por tanto, los efluentes sólo deben descargarse en una corriente receptora cuando no pongan en peligro su sistema ecológico.

De todas las corrientes líquidas que se generan en un ingenio azucarero, las más contaminantes por su carga orgánica, son las aguas residuales de los fondos de las torres de destilación, especialmente de la primera, que se conocen con el nombre de vinazas. La relación es de 12-13 L de vinaza por cada litro de alcohol etílico producido.

Para minimizar la contaminación, la industria azucarera debe hacer el tratamiento de sus efluentes. Los objetivos de todo tratamiento deben estar encaminados a:

1. Separar o descomponer la materia orgánica a tal grado que el punto final del proceso no permita el desarrollo de microorganismos heterótrofos.
2. Destruir los microorganismos patógenos.
3. Reducir las sustancias o elementos tóxicos a niveles permisibles.

Con ello, el agua tratada puede utilizarse para fines agrícolas y/o industriales o descargarse a una corriente receptora sin romper o alterar el equilibrio ecológico.

Este trabajo contribuye con una recopilación concienzuda de la operación de los ingenios azucareros/alcoholeros que utilizan la caña de azúcar, con énfasis en el reaprovechamiento de sus subproductos y residuos en los países de la región de Latinoamérica y el Caribe.

Asimismo, aprovecha la instalación y arranque de una planta piloto de depuración de seis metros cúbicos de capacidad en un ingenio azucarero/alcoholero en el estado de Veracruz en México, en la que los efluentes de las torres agotadoras de mostos fermentados de mieles finales de ingenios azucareros, conocidos como vinazas, son tratados anaerobia/aerobiamente. De esta experiencia, que corrobora lo ya evaluado durante cinco zafras en otro ingenio azucarero/alcoholero ubicado en San Luis Potosí, México, se propone la estrategia de solución para reaprovechar este subproducto evaluando preliminarmente el costo de instalación y operación de una planta similar que pudiera generar biogás rico en metano en un reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente (conocido en español como RALLFA y en inglés como UASB-reactor) y biomasa microbiana para dietas no convencionales de especies acuícolas en un reactor aerobio de discos rotatorios (conocido como reactor de biodiscos o RBR) en forma secuencial y permitiendo el uso de esas vinazas tratadas como aguas de riego de los cañaverales (sin representar ya ningún peligro a los cuerpos receptores ya que su pH, de ser fuertemente ácido se torna a neutro o neutro-alcalino, su temperatura de estar a casi 80°C queda cercana a la ambiental y su contenido de material biodegradable se reduce de 30,000-50,000 mg DBOu/L a valores entre 50 y 60 mg DBOu/L).

Este proyecto global tiene como objetivo principal verificar el efecto de la acidulación con ácido clorhídrico de los mostos, ya que en los experimentos anteriores se emplearon vinazas que contenían concentraciones muy importantes de iones sulfato provenientes de la acidulación con ácido sulfúrico en las tinas de fermentación, siendo estos iones un fuerte inhibidor de la depuración anaerobia (ya que la presencia de bacterias sulfatorreductoras que producen ácido sulfhídrico, inhiben la metanogénesis). Se estudiará particularmente el arranque de los sistemas anaerobio y aerobio empleando como influente las vinazas que contienen iones cloruro.

Las metas que se desean alcanzar con la experimentación a nivel piloto en el proyecto global (del que este trabajo es la primera parte), para cumplir con el objetivo propuesto) son las siguientes:

1. Supervisión de la transportación del equipo de tratamiento biológico (reactores anaerobio y aerobio) de la Ciudad Universitaria en la Ciudad de México al ingenio azucarero del estado de Veracruz
2. Estudio del arreglo óptimo teórico que permita depurar las aguas de desecho con un costo mínimo
3. Supervisión de la instalación de los reactores, construcción y/o adaptación de los tanques que operen como sedimentador primario/enfriador y como tanque alimentador al reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente

4. Verificación del estado de los lodos anaerobios
5. Arranque de los reactores con vinazas diluidas
6. Adaptación hasta alcanzar la alimentación de vinazas "crudas" (sin ninguna dilución) provenientes de las torres de destilación
7. Evaluación de la productividad del sistema (producción y calidad del biogás generado y producción y calidad de la biomasa generada, en ambos sistemas)
8. Estudio del uso de las vinazas tratadas anaerobia/aerobiamente en lisímetros rellenos con suelos de la región para verificar su efecto sobre la capacidad de intercambio de cationes y otras características de los suelos
9. Evaluación técnico-económica de pre-factibilidad
10. Presentación de la ingeniería conceptual a la empresa y/o empresas interesadas en llevarla a la práctica
11. Supervisión de la realización de la ingeniería de detalle y el paquete llave en mano (hecho por una firma de ingeniería)
12. Supervisión de la construcción de la planta de tratamiento anaerobia/aerobia
13. Supervisión del arranque de la planta
14. Supervisión de la operación y entrenamiento del personal técnico de operación.

Este trabajo representa la realización de los primeros cinco puntos, con énfasis en lo siguiente:

- a) Arranque de la planta piloto (tren de tratamiento anaerobio-aerobio) con vinazas diluidas al 10% para evaluar los lodos existentes de los experimentos anteriores en San Luis Potosí
- b) Modificaciones de la instrumentación real para el arranque y funcionamiento adecuados
- c) Evaluación de la remoción real de la carga orgánica de las vinazas diluidas al 10%, pretratadas anaerobiamente, en un reactor biológico rotatorio, en relación con los parámetros estipulados en la legislación para la descarga de aguas residuales de la industria azucarera-alcoholera.



- d) Verificación del comportamiento del reactor biológico rotatorio adicionando, tanto vinazas tratadas anaerobiamente como vinazas crudas diluidas a un 50% y a pH neutro, para la fase de pre-operación (adaptación de los lodos)
- e) Establecimiento del análisis técnico-económico tanto del proyecto de la planta piloto como a nivel industrial por medio de los índices de Marshall.

En los siguientes capítulos se van dando cada uno de estos puntos. En los primeros cinco capítulos se da un panorama de la industria azucarera, tanto de México como del resto de América Latina y el Caribe, que permite aquilatar la problemática ambiental de esta agroindustria que emplea un recurso renovable, la caña de azúcar, cuyo potencial no ha sido completamente aprovechado. En los capítulos 6, 7 y 8 ya se dan los resultados del estudio de las vinazas aciduladas con ácido clorhídrico y el capítulo 9 presenta las conclusiones y recomendaciones derivadas de esta primera parte del proyecto.

## CAPÍTULO 2

### SITUACIÓN Y PROBLEMÁTICA ACTUAL DE LA INDUSTRIA DE LA CAÑA DE AZÚCAR

#### *2.1 Estadísticas de producción anual de alcohol, azúcar y caña de azúcar*

La industrialización en el tercer mundo se ha convertido en una necesidad, especialmente por los muy bajos precios asociados a las materias primas y los muy altos precios asociados a los productos manufacturados.

Sin embargo, debido a los altos precios de los paquetes tecnológicos, la obsolescencia en las tecnologías adquiridas es más la regla que la excepción, cuando la instalación de las plantas en estos países es concertada. Por lo tanto, los conceptos ecológicos de tecnologías más limpias difícilmente son aplicados y la generación de desechos y pérdidas de materias primas y de productos en los efluentes son un problema común, asociado con la mayoría de las ramas industriales.

En particular en México, los datos estimados sobre la generación de aguas de desecho para 1990 fueron 184 m<sup>3</sup>/s (105 de descargas municipales y 79 de los efluentes líquidos de la industria), y para el año 2000 se espera que sean 207 m<sup>3</sup>/s, con una carga orgánica, medida como demanda bioquímica de oxígeno de 2.4 millones de toneladas métricas (36% provenientes del sector municipal y el 64% de la industria). Estos datos dan idea de la magnitud de los enormes desafíos que tienen que confrontar los investigadores educativos, gubernamentales, privados y sociales de estos sectores de la sociedad mexicana, no solo para la provisión de servicios de agua sino también para el tratamiento y disposición de las aguas residuales (Sedue, 1990).

Hay 36 ramas industriales consideradas como los principales consumidores de las fuentes hidrológicas y 9 de éstas (caña de azúcar, química, celulosa y papel, petróleo y petroquímica, refrescos y bebidas alcohólicas, textiles, metalurgia, eléctrica y la industria de los alimentos) producen las más altas cantidades de aguas residuales (82% de la cantidad total de los efluentes líquidos de la industria). Las primeras dos ramas solas, la de la caña de azúcar e industrias químicas, generan el 59.8% de la cantidad total correspondiente al sector industrial (Sedue, 1990).

La agroindustria azucarera/alcoholera es uno de los sectores industriales más importantes en México y los efluentes líquidos que genera representan una carga contaminante severa para las cuencas hidrológicas del país, como se mencionó en el párrafo anterior. Por esta razón, en 1986, la empresa paraestatal Azúcar, S.A., que manejaba el 90% de las agroindustrias azucareras/alcoholeras y el Instituto para el

Mejoramiento de la Producción de Azúcar firmaron un convenio de cooperación con la UNAM, la UASLP y el IPN, tres instituciones de educación superior e investigación, para llevar a cabo estudios sobre el reaprovechamiento integral de los residuos líquidos de esta agroindustria. Como resultado de este proyecto se generó la ingeniería conceptual de una planta para el tratamiento de las aguas residuales generadas en las plantas alcoholeras y se iniciaron los pasos para estudiar el tratamiento de los otros efluentes generados, en especial, los del lavado de la caña. Dentro de los productos generados por el tratamiento de esos efluentes, destaca la biomasa microbiana producida por la conversión de la materia orgánica presente en esas aguas residuales. Esta biomasa, usada como complemento de dietas para especies acuícolas, especialmente camarones y langostinos por su alto valor comercial, puede ser completamente reciclada, así como los subproductos no comestibles de esas especies acuícolas. Dentro de los productos finales destacan harinas de alto contenido proteínico, pigmentos como las astaxantinas y polímeros como la quitina y su derivado, la quitosana (Calderón-Villagómez y col., 1992).

A nivel mundial hay alrededor de 70 países productores de caña de azúcar, cuya área sembrada abarca 13 millones de hectáreas, de la cual el 61% se encuentra en América Latina y el Caribe. En 1990 la producción de azúcar de caña se estimó en 68 millones de toneladas (U.S.D.A., 1989; Light, 1990).

Estas estadísticas indican la importancia de la industria azucarera, en general, y el peso relativo de la industria de la caña de azúcar, en particular, a nivel mundial.

El azúcar que se extrae de la caña contribuye significativamente a la alimentación de la población como fuente de energía de bajo costo, a la vez que para muchos países de América Latina y el Caribe, tradicionalmente ha representado una importante fuente de divisas y uno de los pilares principales para las economías nacionales.

Sin embargo, esa actividad enfrenta actualmente un importante reto tecnológico-comercial constituido por la irrupción en los mercados nacionales e internacionales de edulcorantes sintéticos y sustitutos y, además, por la revolución biotecnológica. Estos elementos hacen de la modernización de la estructura productiva de esta agroindustria, un imperativo impostergable a fin de garantizar que la misma siga siendo un factor fundamental de desarrollo.

Actualmente, la importancia económica de la agroindustria cañera puede observarse en las estadísticas contenidas en la tabla 2.1 que caracterizan a esta agroindustria y ponen de manifiesto el papel preponderante de este sector en el desarrollo económico y social de los países de la región.

En resumen, la producción de caña en la región representa un potencial de producción de azúcar de alrededor de 36 millones de toneladas de caña que se destinan a la producción de alcohol.

El nivel tecnológico de las fábricas de azúcar de la región está rezagado con respecto al desarrollo existente en otras industrias de la competencia. Igual sucede con el aprovechamiento de los recursos energéticos, lo que limita la operación eficiente de las

empresas azucareras e impacta negativamente los costos de producción. Mejorar esta situación resulta de gran relevancia, especialmente en los momentos actuales cuando los países de la región atraviesan por serias dificultades en su desarrollo económico.

**TABLA 2.1**  
**América Latina y el Caribe, caracterización de la agroindustria cañera**  
**(GEPLACEA/PNUD, 1990)**

<b>Superficie cañera</b>	<b>8 millones de hectáreas</b>
Caña molida	450 millones de T/año (para la producción de azúcar y alcohol)
Ingenios	611
Destilerías	503
Otras fábricas	Alrededor de 400 de pulpa y papel, tableros y alimento entre otras
Producción azucarera	25.6 millones de T(66.7 kg/habitante)
Producción alcoholera	Alrededor de 15 mil millones L/año
Producción de subproductos	243 millones de T/año
Fuentes de trabajo	Alrededor de 2.5 millones de empleos directos (incluye los de las fábricas de derivados)

México cuenta en la actualidad con 61 ingenios azucareros situados en quince estados de la República Mexicana (Tabla 2.2). Estos estados están localizados en la zona centro-sur del país y se dividen en cuatro regiones que son:

Región Oriente: San Luis Potosí, Oaxaca, Tamaulipas y Veracruz

Región Sureste: Campeche, Quintana Roo, Tabasco y Chiapas

Región Occidente: Colima, Nayarit, Sinaloa, Jalisco y Michoacán

Región Centro: Morelos y Puebla

**TABLA 2.2**

**Ingenios actuales en la República Mexicana (Estados Unidos Mexicanos) (Manual Azucarero, 1995)**

REGIÓN SURESTE						
INGENIO	TON CM	TAP	KMF*TC	Alcohol L	EFE	LP*TC
La Joya	282,759	26,000	37.61	14,000	9.16	24.70
Alvaro Obregón	810,761	71,672	41.99	-	8.84	16.75
Dos Patrias	93,051	8,256	37.30	4,600	8.87	15.67
Hermenegildo Galeana	190,212	18,598	28.20	-	9.78	16.27
Pdte. Benito Juárez	595,491	53,504	40.69	-	8.99	19.46
Santa Rosalía	447,458	36,938	38.97	14,700	8.25	18.72
Belisario Domínguez	457,571	40,184	35.18	-	8.78	8.68
Pujilic	1,094,486	118,945	35.76	20,000	10.87	2.78

TON CM: Tonelada de caña molida

EFE: Eficiencia

TAP: Tonelada de azúcar producida

LP\*TC: Litros de petróleo utilizado por tonelada de caña molida

KMF\*TC: kg de miel final por tonelada de caña

**TABLA 2.2 (Continua)**

REGIÓN OCCIDENTE						
INGENIO	TON CM	TAP	KMF*TC	Alcohol L	EFE	LP*TC
Quesería	618,352	59,180	47.11	-	9.57	9.58
El Molino	644,874	59,265	23.89	-	9.19	3.54
Puga	1,152,818	123,209	43.35	9,500	10.68	8.60
El Dorado	539,674	47,362	48.89	-	8.77	22.13
La Primavera	248,182	19,541	36.37	-	7.87	28.02
Los Mochis	410,789	28,016	45.668	26,400	6.82	31.06
Rosales	511,505	32,556	32.96	26,000	3.67	19.50
Bella Vista	539,183	58,886	40.39	-	10.92	5.28
José Ma. Morelos	396,640	34,991	50.29	-	8.82	15.96
Melchor Ocampo	526,334	63,831	30.36	-	12.13	7.68
San Fco. Ameca	624,330	70,941	26.06	-	11.36	6.77
José Ma. Mtz.	1,641,810	176,024	43.79	-	10.72	7.84
Tamazula	974,198	106,317	38.49	-	10.91	18.31
Lázaro Cárdenas	270,396	31,368	36.96	-	11.60	13.81
Pedernales	299,874	30,035	38.59	3,000	10.02	15.12
San Sebastián	485,296	59,221	38.41	12,000	12.20	15.01
Santa Clara	485,297	59,222	39.06	12,000	12.20	21.71

TABLA 2.2 (Cont.)

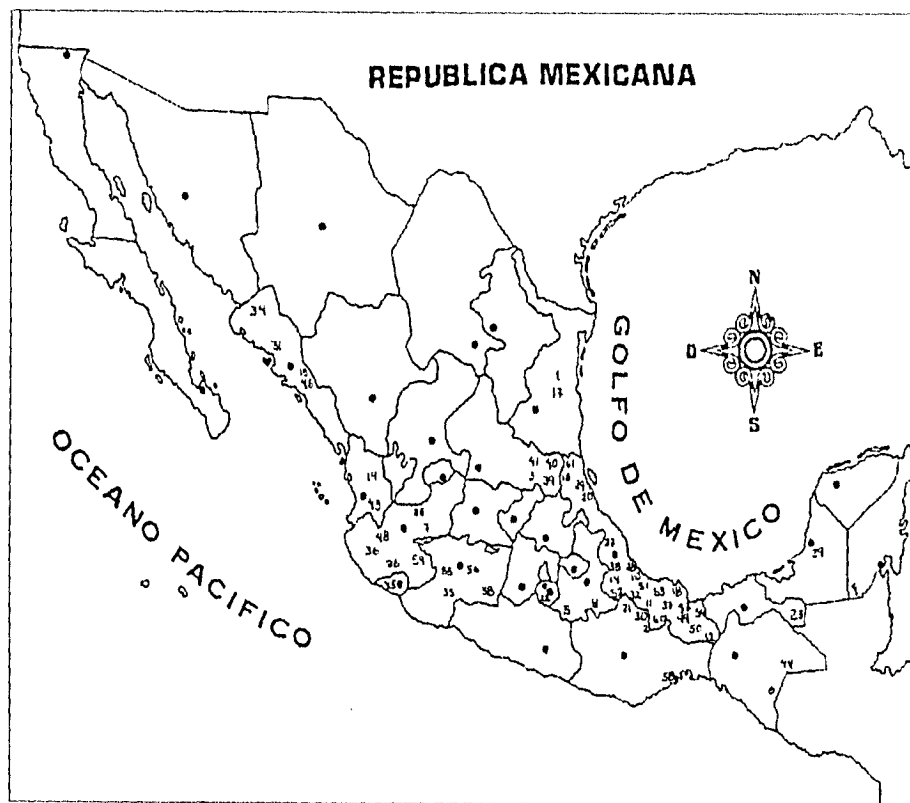
REGIÓN CENTRO						
INGENIO	TON CM	TAP	KMF*TC	Alcohol L	EFE	LP*TC
Casasano	303,103	27,153	37.22	8,500	8.96	39.77
Emiliano Zapata	886,728	86,721	40.38	22,500	9.78	52.68
Atencingo	980,192	100,374	40.03	-	10.24	19.70
Calipam	213,734	21,501	36.56	-	10.06	51.26

REGIÓN ORIENTE						
INGENIO	TON CM	TAP	KMF*TC	Alcohol L	EFE	LP*TC
Alianza Popular	773,413	86,744	34.03	28,800	11.21	1.84
Plan de Ayala	963,409	97,283	35.55	-	10.10	10.30
Plan de San Luis	707,849	80,502	33.14	-	11.37	17.32
Ponciano Arriaga	1,129,006	136,341	33.04	-	12.08	12.08
Adolfo López Mateos	943,859	109,607	27.86	-	11.61	8.01
El Refugio	377,489	33,362	26.62	-	8.83	18.16
La Margarita	779,233	82,546	33.01	-	10.59	16.91
Santo Domingo	22,541	1,031	51.79	-	4.57	20.48
El Mante	748,938	74,000	34.71	24,000	9.89	25.26
Aarón Sáenz	1,092,714	103,524	48.89	28,500	9.48	11.06
Central Progreso	534,224	51,341	32.92	-	9.61	17.81
Constancia	639,712	66,084	32.02	30,000	10.33	9.19
Cuatotlapam	457,927	43,254	32.39	24,500	9.44	22.47
El Carmen	481,162	48,054	31.98	18,000	10.00	35.36
El Higo	724,319	63,558	39.19	-	8.77	7.68
El Modelo	1,033,407	118,160	33.64	-	11.39	16.01
El Potrero	1,567,800	182,219	33.60	13,500	11.62	21.03
Independencia	290,273	23,660	38.22	14,132	8.15	21.44
La Concepción	348,046	36,066	32.40	-	10.35	18.67
La Gloria	501,493	59,833	34.82	-	11.94	23.69
La Providencia	599,287	66,083	35.06	21,000	11.02	17.43
Mahuixtlán	338,149	35,014	34.74	3,150	10.53	8.23
Motzorongo	916,941	97,450	34.80	-	10.63	32.14
San Cristóbal	2,292,630	202,285	34.74	70,000	8.82	29.29
San Francisco	401,559	37,300	27.62	-	9.28	17.10
San Gabriel	382,106	39,502	31.51	8,000	10.33	19.00
San José de Abajo	481,285	55,037	31.24	15,000	11.43	33.65
San Miguelito	527,837	59,497	31.03	9,000	11.27	30.95
San Nicolás	363,682	38,482	31.41	20,000	10.58	6.13
San Pedro	623,860	60,832	20.18	25,000	9.75	12.50
Tres Valles	1,288,138	149,339	31.05	-	11.59	34.29
Zapoapita	717,028	68,985	32.85	-	9.62	32.03

En la figura 2.1 se muestra la ubicación de los ingenios que laboraron en la zafra 93/94 en un mapa de la República Mexicana.

- |                              |                               |
|------------------------------|-------------------------------|
| 1. AARON SAENZ "Xicoténcatl" | 33. LÁZARO CÁRDENAS           |
| 2. ADOLFO LÓPEZ MATEOS       | 34. LOS MOCHIS                |
| 3. ALIANZA POPULAR           | 35. MAHUIXTLÁN                |
| 4. ÁLVARO OBREGÓN            | 36. MELCHOR OCAMPO            |
| 5. ATENCINGO                 | 37. MOTZORONGO                |
| 6. BELISARIO DOMÍNGUEZ       | 38. PEDERNALES                |
| 7. BELLAVISTA                | 39. PLAN DE AYALA             |
| 8. CALIPAM                   | 40. PLAN DE SAN LUIS          |
| 9. CASASANO                  | 41. PONCIANO ARRIAGA          |
| 10. CENTRAL PROGRESO         | 42. PRESIDENTE BENITO JUÁREZ  |
| 11. CONSTANCIA               | 43. PUGA                      |
| 12. CUATOTOLAPAM             | 44. PUJILTIĆ                  |
| 13. DOS PATRIAS              | 45. QUESERÍA                  |
| 14. EL CARMEN                | 46. ROSALES                   |
| 15. EL DORADO                | 47. SAN CRISTOBAL             |
| 16. EL HIGO                  | 48. SAN FRANCISCO AMECA       |
| 17. EL MANTE                 | 49. SAN FRANCISCO EL NARANJAL |
| 18. EL MODELO                | 50. SAN GABRIEL               |
| 19. EL MOLINO                | 51. SAN JOSÉ DE ABAJO         |
| 20. EL POTRERO               | 52. SAN MIGUELITO             |
| 21. EL REFUGIO               | 53. SAN NICOLÁS               |
| 22. EMILIANO ZAPATA          | 54. SAN PEDRO                 |
| 23. HERMENEGILDO GALEANA     | 55. SAN SEBASTIÁN             |
| 24. INDEPENDENCIA            | 56. SANTA CLARA               |
| 25. JOSÉ MARÍA MARTÍNEZ      | 57. SANTA ROSALÍA             |
| 26. JOSÉ MARÍA MORELOS       | 58. SANTA CLARA               |
| 27. LA CONCEPCIÓN            | 59. TAMAZULA                  |
| 28. LA GLORIA                | 60. TRES VALLES               |
| 29. LA JOYA                  | 61. ZAPOAPITA                 |
| 30. LA MARGARITA             |                               |
| 31. LA PRIMAVERA             |                               |
| 32. LA PROVIDENCIA           |                               |

**FIGURA 2.1**  
**Ingenios azucareros que trabajaron en la zafra**  
**1993/1994**





## 2.2 Tecnología

Considerando el proceso global, el objetivo final es lograr recuperar la sacarosa que originalmente se encuentra en la planta, separándola de todos sus otros componentes. Pueden caracterizarse en él cinco grandes pasos, que lo vertebran secuencialmente.

- a) Prensado de la caña para obtener sus líquidos, que incluyen la sacarosa
- b) Limpieza de este jugo inicial
- c) Evaporación del agua que contiene para formar una miel
- d) Sobresaturación de la meladura resultante y cristalización de la sacarosa
- e) Separación de los cristales de azúcar de las mieles incristalizables

Lo esencial de la estructura del proceso de elaboración del azúcar ha permanecido constante a lo largo de toda la historia de la industria. Las variaciones de la tecnología no han alterado el contenido de estos pasos ni su secuencia, sino que se han centrado fundamentalmente en optimizar la cantidad de sacarosa recuperada, acortar el tiempo del proceso de elaboración y, subsidiariamente, en mejorar la pureza del producto obtenido y hacer más eficiente la utilización de los insumos industriales, en particular, los energéticos y el agua.

Se puede establecer una tipología azucarera: una tradicional y otra moderna. Sin embargo, la cuestión merece algunas aclaraciones. Inicialmente, subrayar la permanencia del esquema estructural básico del proceso industrial azucarero en ambos sistemas tecnológicos. Luego, el hecho de que cuando se refiere a una tecnología como "tradicional" se hace en el sentido de designar un tipo de instrumental y una matriz de operaciones que sirvieron secularmente para la elaboración del azúcar: un sistema tecnológico construido esencialmente por un molino para la extracción del jugo de las cañas, accionado por energía animal o hidráulica, un conjunto de hornallas para la provisión de calor aplicado directamente a una serie de pailas u ollas donde se efectuaba la clarificación, evaporación, sobresaturación y cristalización de los jugos y, finalmente, la separación de los cristales de azúcar de las mieles no cristaliza mediante un proceso de decantación lenta (sistema empleado en los llamados *trapiches*).

Más allá de todos los ajustes, renovaciones parciales y aumentos de eficiencia, cambios en las prácticas y en los calendarios de labores -hechos todos de innegable importancia-, la industria azucarera en México seguía operando pasada la primera mitad del siglo XIX sobre la base del sistema *trapiche* con tracción a sangre o hidráulico, la aplicación del fuego directo y de la purga.

En la industria azucarera, como en cualquier otra rama industrial donde se haya aplicado, la introducción del vapor a las distintas fases del proceso de elaboración resultó un cambio cualitativo y radical. Puede asumirse entonces como correcta la periodicidad planteada por Felipe Ruiz de Velasco para el desarrollo de la tecnología fabril azucarera en México (Ruiz de Velasco, 1937).

- a) Período cortesiano o de fuego directo. Siglo XVI - segundo tercio del siglo XIX.
- b) Edad de vapor. Último tercio del siglo XIX - siglo XX.

Por cierto, hay que tener en cuenta la complejidad del proceso de transición de la tecnología tradicional a la utilización del vapor, que se fue incorporando sucesivamente a los diversos pasos de la elaboración, segmentariamente en algunos casos o con una modificación completa de los equipos, de un solo golpe, en otros; así como innovaciones paralelas a su incorporación que tuvieron gran significado, tales como la desmenuzadora en la molienda, los filtros prensa y -la más importante de todas- las centrífugas en sustitución del purgado. El punto de llegada fue el gran ingenio mecanizado, con la función plena de todos los cambios tecnológicos desde la entrada de la caña al batey hasta el envase del producto final.

### **2.2.1 El proceso de modernización tecnológica en México**

"Uno de los elementos más importantes en la historia azucarera mexicana es el proceso de modernización tecnológica desarrollado a partir de mediados del siglo XIX hasta el fin del porfiriato. En este período, la industria se apropió del conjunto de innovaciones que en materia azucarera se habían producido a partir del último tercio del siglo XVIII, cambiando por completo su sistema productivo, con las profundas consecuencias económicas y sociales que esto trajo de suyo. Sobre la base de la rica información proporcionada por viajeros, documentos de haciendas y los archivos de algunas empresas proveedoras de nueva tecnología se puede decir lo siguiente:

En los años 1856 a 1890 se importan maquinaria y accesorios para la industria azucarera proveniente de las casas McOnie y Mirrless Watson & Co., que refleja adecuadamente la incorporación de una nueva tecnología, en la medida en que fueron los principales proveedores de la industria azucarera mexicana en este período crucial de la modernización" (Crespo y col., 1988).

### **2.2.2 La tecnología azucarera en el siglo XX**

Como señaló en 1950 C. van Dillewijn (González-Gallardo, 1964):

"La investigación es tan sólo el primer paso para mejorar la producción, el segundo es la divulgación y el tercero es su aplicación a la práctica diaria. En muchos países hay una laguna entre la investigación y su aplicación. Durante los últimos 35 años de investigación de la caña de azúcar, se han hecho más progresos que en toda la historia de su cultivo. El principal problema es aplicar los conocimientos adquiridos a la práctica del campo".

En México, los esfuerzos tanto de investigación como de divulgación fueron durante largo tiempo producto de iniciativas individuales sin mayor apoyo institucional. Cabe aquí recordar los programas "del hacendado" como los de Felipe Ruiz de Velasco y Ramón Portillo y Gómez, que habían establecido verdaderos campos experimentales a finales del siglo XIX, o los de Manuel Mendoza Cortina con sus preocupaciones respecto a la tecnología industrial algunas décadas antes en su ingenio de Cuahuixtla. Esto conspiró contra una verdadera difusión masiva y orgánica de la modernización azucarera y, en particular, de la agricultura cañera. Inclusive, la crisis de comienzos de 1930 no arrojó como resultado ningún intento de abordar la cuestión de manera organizada en un nivel de toda la industria, quedando estos aspectos al arbitrio de empresarios y técnicos tal como se había desarrollado durante el siglo pasado" (Ruiz de Velasco, 1937).

La grave situación de estancamiento y retroceso de la producción azucarera del país para la zafra de 1942 originó una reflexión profunda en torno a la experimentación y difusión tecnológica. En el balance de las actividades de la UNPASA de 1946, se planteó la necesidad de la creación de estaciones agrícolas experimentales dentro del conjunto de medidas a adoptar para superar la crítica situación deficitaria de la producción de azúcar y trazar un plan de desarrollo estabilizador en el mediano plazo (UNPASA, 1946).

El estudio se basó en una inspección de todas las zonas cañeras del país, investigando las condiciones naturales y las prácticas agrícolas. Asimismo, se examinaron los ingenios en operación para determinar su capacidad, condiciones y métodos de trabajo. Como complemento, se estudió el sistema de distribución del azúcar y algunos de los problemas del mercado y se hizo una recopilación de estadísticas de producción, consumo y comercio interno y externo y de la legislación azucarera de los principales países productores en el mundo. En la parte agrícola se trabajó sobre agronomía, patología, entomología, suelos y climas.

El resultado constituye el balance más general y profundo de la actividad azucarera mexicana en toda su historia.

El proyecto inicial planteaba la instalación de una Estación Central Experimental de la caña de azúcar donde se realizaran estudios relacionados con la producción agrícola, abonos, variedades de caña, combates de plaga y enfermedades, así como la organización de bancos de variedades en cada una de las regiones más importantes de la República (UNPASA, 1948, 1949).

Los proyectos de los cinco primeros años se orientaron a resolver problemas en cuatro actividades básicas:

- 1) Introducción de nuevas variedades comerciales de caña y creación por hibridación de variedades mexicanas adaptadas específicamente a cada región cañera del país.

- 2) Estudio y análisis de los suelos para aconsejar el uso económico de fertilizantes y mejoradores y métodos para conservar la fertilidad.
- 3) Combate de plagas y enfermedades.
- 4) Relación e intercambio de informes, personal técnico y material experimental con instituciones e investigadores nacionales y extranjeros.

Los logros que, en general, se han obtenido en materia de investigación, experimentación y divulgación tecnológica han resentido siempre la escasez de los recursos asignados que, por ejemplo, en 1983 sólo representaban un 5.2% de lo destinado por Estados Unidos para investigación cañera y un 18.1% de los recursos de Cuba para la misma finalidad.

El Programa de Reversión de la Industria Azucarera Paraestatal estableció, en 1986, la necesidad de impulsar programas de investigación destinados al desarrollo de nuevas variedades de caña con mejores características industriales y fitosanitarias y a proyectos de aprovechamiento de nuevos productos y subproductos de la caña como alimento para ganado, abonos orgánicos, ácido oxálico, azúcar líquido a partir de mieles y guarapo, alcohol carburante y otros resultados de la biotecnología.

La caña de azúcar es una de las principales cosechas agrícolas en México. Su único producto es el azúcar estándar, la refinada y la semi-refinada. Sin embargo, en los últimos 20 años su producción y mercadeo ha estado fluctuando, principalmente debido al desafío impuesto por los edulcorantes artificiales (**sweeteners** en inglés), los potenciadores de sabor (**enhancers** en inglés) y las mieles fructosadas obtenidas a partir de la hidrólisis de almidones, principalmente de cereales y tubérculos. Esta situación ha afectado adversamente a los países productores de azúcar de caña, la mayor parte pertenecientes a las economías del tercer mundo, altamente dependientes de las exportaciones de sus materias primas.

En México, la producción anual promedio de caña de azúcar está alrededor de 40 millones de toneladas métricas, con un rendimiento de 3.5 millones de toneladas métricas de azúcar refinada o semi-refinada (estándar). Claramente se ve que los productos remanentes representan considerables cantidades de material orgánico re-utilizable, que actualmente están siendo tomados la mayoría de ellos como desechos. En los siguientes párrafos son comentados los puntos expuestos.

El enfoque lineal de los procesos es la forma usual con la que los seres humanos han abordado 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 nutrimentos complementarios, etc.).

En la naturaleza, cuando ésta no ha sido afectada por el *Homo sapiens*, los procesos son cíclicos. Esto es, no hay subproductos que no sean reciclados o reutilizados por otras especies.

Es por ello que, al procesar la caña de azúcar de una manera lineal, se tendrán subproductos y residuos que pueden producir impactos ambientales si no son reciclados o utilizados en otros procesos.

Con objeto de ubicar las características de un ingenio azucarero en México, se tomará el ejemplo de una planta en la que se producen azúcar refinada y alcohol, siguiendo las operaciones unitarias involucradas desde la llegada de la caña de azúcar al batey hasta la obtención del producto final.

### **2.2.3 Caso tipo**

El siguiente es un ejemplo tomado del Manual Azucarero (1995):

#### **a) Abastecimiento de caña**

La caña procede de los ejidatarios arrendatarios y pequeños propietarios.

#### **b) Equipo de transporte**

Camiones propiedad de cañeros y fleteros.

#### **c) Manejo de caña**

La caña se maneja en bultos atados con cadenas cañeras de 6,000 kg y se pesa en dos básculas Toledo, una de 25,000 y otra de 80,000 kg de capacidad. Se descarga en el batey por medio de dos grúas Mirón autoestables de 6 T, de capacidad cada una de 21.35 m de radio por 12 m de elevación, movidas por motores eléctricos Schorch de 40 HP. Hay tres arañas Povel, que abastecen dos mesas alimentadoras-lavadoras, construidas en lámina de hierro y estructuras de vigueta H movidas por motores eléctricos de 60 HP y reductores Falk de 125 HP, con cinco hileras de arreadores tipo Cameco. Cada mesa tiene un gallego para nivelar la caña, movido por un motor eléctrico de 25 HP y un reductor Alfredo Gutiérrez tipo 12 de 40 HP. Esta mesa descarga a un reductor de tablillas de acero, de 9.45 m de largo.

#### **d) Equipo de molienda**

Tiene dos juegos de cuchillas de 147 cm (58 plg) de diámetro con 72 machetes de 57 cm (22.5 plg) cada uno. El primero es movido por una turbina Murray de 375 HP con reductor de velocidad de la misma marca (relación 7:2, 500 rpm) y el otro por una turbina Murray de 400 HP, acoplada a un reductor de relación

5:1 de la misma marca. Un conductor de tablillas de acero, montadas en cadenas de rodillos de 1.52 m de ancho por 17.50 m de largo, conduce la caña picada para alimentar la desfibradora. Una desfibradora Silver de 1.52 m está compuesta de 66 martillos y acoplada directamente a un reductor de velocidad Lufkin con relación 6:1; la flecha de baja velocidad está acoplada directamente a un tren de engranes trasero con relación 10:1. Los molinos tres y cuatro están accionados por una turbina Ellicott de 1,200 HP, acoplada directamente a reductores Lufkin de alta y baja velocidad, con una relación entre los dos de 6:1. El último reductor está acoplado a un tren de engranes de acero de 2 pasos, que tiene una relación de 10:1. Los molinos cinco y seis están accionados por una turbina Elliott de 1,200 HP, 4,200 rpm, acoplada directamente a reductores de velocidad Lufkin, con una relación entre los dos de 6:1. El reductor de baja velocidad está acoplado a un tren de engranes de acero de 2 pasos, que tiene una relación de 10:1. Para el manejo de jugo y llevar a cabo la imbibición (proceso de "lavado" con agua caliente del producto fibroso resultante o bagazo para extraerle más sacarosa), se adiciona una proporción de agua del 22% con respecto al peso de caña que entra y se emplean cuatro bombas centrífugas inatascables Manuel López, acopladas directamente a motores eléctricos de 5 HP. Para el bombeo del jugo a proceso se emplean dos bombas American Marsh de 300 L/min, 5 kg/cm<sup>2</sup> acopladas directamente a motores eléctricos de 75 HP. Se tiene un colador de jugo tipo rastrillo, con 190 m<sup>2</sup> de superficie. Se usan dos coladores DSN Dorr Oliver, para circular el jugo del colador tipo rastrillo.

#### e) *Planta de vapor*

Hay seis calderas Babcock & Wilcox, que generan vapor a 13.5 kg<sub>f</sub>/cm<sup>2</sup> de las siguientes capacidades: Núms. 1 y 6 de 20 T/h cada una, Núm. 7 de 40 T/h. Todas están equipadas con horno de cuello de botella para quemar bagazo y cámara especial para quemar petróleo al mismo tiempo. Las calderas Núms. 2, 3 y 4 tienen hornos para quemar petróleo. Las calderas Núms. 1, 2, 4, 6 y 7 cuentan con sobrecalentador de vapor. Hay dos economizadores Green, con ventilador de tiro inducido, movidos por reductores Elliott de 125 HP. La caldera 7 cuenta con un precalentador de aire compuesto de 1,050 tubos de 6 cm (2.375 plg) de diámetro por 610 cm (20 ft) de largo. Tiene un ventilador de tiro inducido y un ventilador de aire frío a través del precalentador. La caldera 2, cuenta con un precalentador de aire de 750 tubos de 6 cm (2.375 plg) por 610 cm (20 ft) de largo y ventilador de tiro forzado. La caldera 5, Riley Stocker, de tipo acuotubular, utiliza combustóleo y bagazo de caña de azúcar y tiene una capacidad de 66,000 kg/h de vapor, potencia nominal: 2,232 HP, presión de operación: 12.10 kg<sub>f</sub>/cm<sup>2</sup>, superficie de calefacción: 2,231.94 m<sup>2</sup>. Para el tratamiento de agua de alimentación a calderas, cuenta con una planta semiautomática Control Industrial, de 40 T/h, compuesta de un equipo de filtración a base de grava y arena y un equipo ablandador de agua con columna de intercambio iónico, tanques saturadores y medidores de salmuera

y todos los accesorios necesarios para su operación. El equipo de bombeo de agua para la alimentación es American Marsh, con dos bombas de 160,000 L/min y 150 HP y dos bombas de 250,000 L/h, todas con 175 m de cabeza, accionadas por turbinas Dean Hill. Hay dos plantas de bombeo de petróleo de 250 L/min y dos de 150 L/min a 20 kg/cm<sup>2</sup>. Se tienen tres chimeneas, dos de concreto, una de 68 m de altura, por 3.60 m de diámetro en la corona y la otra de 62 m de altura por 2.4 m de diámetro en la corona y una metálica de 1.80 m de diámetro por 25 m de altura. La chimenea de 68 m desaloja los gases de las calderas 1, 2, 3 y 4, la chimenea de 57 m desaloja los gases de las calderas 5 y 6, la chimenea metálica desaloja los gases de la caldera 7.

#### *f) Planta eléctrica*

Hay un turbogenerador General Electric acoplado directamente a una turbina Curtis operada a 3,600 rpm, con una potencia de 750 kW.; un generador G.E. de 3,500 kW, 3,600 rpm y un turbogenerador AEG Kanis tipo GT 63 de 3,000 kW 6,237/1,800kW con reductor integrado. Todos trabajan con vapor vivo de 13 kg/cm<sup>2</sup> y generan a 440 V y 60 Haz. Existe una subestación para recibir corriente de la C.F. con una capacidad de 337.5 kv. 6.6/0.44 kv. con transformadores ES.

#### *g) Clarificación del jugo*

Se tiene una torre de sulfitación de acero inoxidable de 1.50x1.50 m con básculas automáticas Mantro Mes para la entrada de jugo, de 200 T/h y el óxido de azufre que sube a través de la torre en contracorriente con el jugo se genera en un horno donde el azufre se quema directamente con inyección de aire por convección natural. La alcalinización del jugo sulfitado es continua y automática ya que procesa 200,000 L/h de jugo, con un tanque de alcalinización de 18,800 L. El control se realiza con un medidor de pH marca F&P. Hay cuatro calentadores para guarapo de 174.7 m<sup>2</sup> de superficie de calefacción cada uno y un calentador con 131.7 m<sup>2</sup> de superficie de calefacción, que elevan la temperatura del jugo de 30 a 105°C con un flujo máximo 200,000 L/h. Se tienen dos clarificadores de tipo "flujos paralelos", construidos en el ingenio, uno de 7.92 m de diámetro, por 7.30 m de altura y el otro de 7.92 m de diámetro por 5.79 m de altura, ambos de cuatro charolas de decantación.

Hay dos filtros para cachaza Eimco de 2.44 y 4.68 m y 3.05 m x 6.10 m, uno de 37.3 y uno de 58.5 m<sup>2</sup> de superficie y dos cachaceras con borboteadores de vapor, con capacidad de 20,000 L cada una, que separan los sólidos del jugo. Dos bombas de jugo clarificado de 3,500 L/min, 50 HP, American Marsh y un tanque receptor de jugo clarificado de 16,000 L están al final de este tren.

#### *h) Evaporación*

Dos preevaporadores, uno de 1,057.67 m<sup>2</sup> y el otro de 658.65 m<sup>2</sup> de superficie calórica, que dan vapores a los calentadores y a los evaporadores, se tienen al inicio de esta operación unitaria. Dos cuádruples efectos construidos en el ingenio, el primero de 1,769 m<sup>2</sup> de superficie total, con cuerpos de 3.20x3.08 m, y el segundo cuádruple efecto con 2,523 m<sup>2</sup> de superficie total, con cuerpos de 3.65x3.36 m concentran el jugo clarificado.

Nueve tachos de tipo cabeza baja, construidos en el ingenio, cristalizan la sacarosa. El Núm.1, de 47,765 L, que maneja la templa "B", tiene 207 m<sup>2</sup> de superficie total, diámetro de 3.35 m y cuerpo de 3.96x2.44 m de altura, el Núm.2, de 34,870 L, también de templa "B", 135 m<sup>2</sup>, diámetro 3.05 m, 3.66 x2.03 m de altura, el Núm.3 de 44,390 L para templa "A", 212m<sup>2</sup>, diámetros 3.35, 3.96x1.98 m de altura, el Núm.4, de 53,792 L para templeas "A" y "C", 215 m<sup>2</sup>, diámetros 3.66, 4.27x2.46 m de altura, el Núm.5, de 56,147 L para templa "C", 243 m<sup>2</sup>; dimensiones como el Núm.4, el Núm.6, 51,885 L para la templa "A", 195 m<sup>2</sup>, diámetros 3.35, 3.90x2.73 m de altura, el Núm.7, tipo recto de 25,203 L para refinado, 139 m<sup>2</sup>, diámetros 3.05x2.54 m de altura, el Núm.8, de 30,568 L para refinado 174 m<sup>2</sup> de superficie, diámetros de 3.05x3.20 m de altura y el Núm.9, de 54,994 L para refinado, 205 m<sup>2</sup> de superficie, diámetros 3.35, 4.08x2.94 m de altura. Hay dos graneros tipo vertical de 72,868 L para almacenar los cristales de siembra.

#### *i) Equipos de condensación y vacío*

Los evaporadores y cada uno de los tachos cuentan con condensadores barométricos del tipo de contracorriente. Para el vacío hay cuatro bombas, de las cuales una es Worthington y tres Ingersoll Rand. Hay otras tres bombas de vacío Nash, rotativas, una de 500 ft<sup>3</sup>/min y dos de 2,000 ft<sup>3</sup>/min, de desplazamiento positivo. Las bombas de agua de enfriamiento son: dos American Marsh de 28,350 L/min y 300 HP, una de Laval de 22,680 L/min y 250 HP y una Worthington de 13,230 L/min, 137 HP, todas con 36 m de cabeza hidráulica.

#### *j) Torre de enfriamiento*

Hay dos torres de enfriamiento de agua Marmex 402E para 400 L/s que enfrían agua, desde 50 hasta 35°C y se recircula esa agua de los tachos de refinado a los tachos 1, 2 y 3 de crudo.

#### *k) Cristalizadores*

Se tienen ocho cristalizadores en forma de "U" construidos en el ingenio, con movimiento de aspás y circulación de agua para enfriamiento, con capacidad de 26,600 L cada uno. Hay otros dos cristalizadores con discos de



enfriamiento, de 2.50 m de diámetro, 55 discos y una capacidad de 46,965 L cada uno.

*l) Centrifugas*

Para separar los cristales hay dieciséis centrifugas en total, repartidas en cuatro baterías, en la siguiente forma: la primera para plantas "A", cuatro centrifugas de 1.22x0.76 m semiautomáticas, Western States, la segunda para plantas de "B" con dos centrifugas iguales a las anteriores. La tercera batería para azúcar refinada compuesta de cuatro centrifugas, dos de 1.22x0.91 m automáticas y las otras dos de 1.22x0.76 m semiautomáticas Western States. La cuarta batería de seis unidades continuas Western States 5 de 0.94 mx30° y una de 0.86 mx34°.

*m) Almacenamiento de azúcar*

Hay dos almacenes con capacidad de 150,000 sacos de azúcar de 50 kg.

*n) Tanques para mieles*

Existen tres tanques cilíndricos de lámina de hierro: uno de 11.56 m de diámetrox5.73 m de altura con 601,397 L, uno de 14.00 m de diámetrox8.65 m de altura con 1,331,567 L y uno de 17 mx12 m de altura con 2,723,767 L, así como dos fosas, una de 114,000 L y otra de 525,935 L.

*o) Tanques para petróleo*

Se tienen un tanque de lámina de hierro cilíndrico vertical con capacidad de 585,000 L y otro rectangular de 119,320 L.

*p) Secado y envase*

Un granulador-secador de azúcar, tipo Roto-Louvre, de 1.80x8.00 m y un granulador enfriador construido en el ingenio de 2.10x8.00 m secan 450,000 T de azúcar en 24 h; están provistos de separadores de polvo marca Roto-Clone, radiadores Wing y ventiladores auxiliares. Secuencialmente, se tienen dos básculas pesadoras de azúcar Parsons, automáticas, tipos automático eléctrico de 720 sacos/h y una báscula comprobadora marca Ohaus.

*q) Edificios*

Son de estructura de hierro, paredes de mampostería y techo de lámina galvanizada. La superficie total del terreno de la fábrica es de 4-21-25 ha con 2.8 hectáreas construidas.

#### *r) Refinería*

La refinería se compone de dos tanques "fundidores" de azúcar de 3,800 L de capacidad cada uno, cuatro tanques para la adición de carbón vegetal activado con capacidad total de 24,000 L y tres tanques para la adición (primer tratamiento), de ácido fosfórico, con capacidad de 18,000 L. Hay un clarificador circular de 3.65 mx3.65 m, un calentador de "fundido" de 37 m<sup>2</sup> y un equipo para preparación y dosificación de agente floculante y aeración del "fundido" y seis filtros Sweetland de 83.61 m<sup>2</sup> de área total de filtración. Uno de éstos se emplea como filtro trampa y el área total es de 715 m<sup>2</sup>.

#### *s) Destilería*

El sistema consta de un alambique tipo Barbet, con columna de agotamiento (conocida como "destrozadora"), columna rectificadora, columna depuradora y demás accesorios, con capacidad de 18,000 L de alcohol de 96°G.L. en 24 horas. La capacidad de las 8 tinas de fermentación es de 570,000 L.

### **2.3 Generación de residuos**

Entre los objetivos comprendidos en la diversificación de la agroindustria azucarera están los de dar un mejor uso a los residuos (subproductos) del proceso agrícola y de la industrialización de la caña de azúcar ya que, al procesarse la caña de azúcar de una manera lineal, se tendrán subproductos que pueden producir impactos ambientales si no son reciclados.

La mejor utilización se asocia a aspectos no sólo económicos sino también a los que contribuyen a la preservación del medio ambiente y las repercusiones del problema energético. Es decir, se busca una solución integral de problemas, viejos o nuevos, que por muchos años no fueron considerados y que actualmente se ha decidido brindarles la máxima atención.

En la actualidad, se están desarrollando grandes esfuerzos en varios países para la mayor utilización de los subproductos agrícolas e industriales de la caña de azúcar, conforme a necesidades locales y/o con el fin de solucionar problemas de escasez de materias primas aplicadas a la industria de los países en vías de desarrollo.

#### **a) Campo**

La agroindustria de la caña de azúcar, como otros cultivos agrícolas, tiene los mismos problemas asociados con el uso de sus residuos, especialmente para las hojas verdes, paja y cogollos.

Se han empezado a desarrollar tecnología para minimizar su desperdicio, como es el caso de la instrumentación de los centros de acopio y limpieza que se han instalado en Cuba para recuperar esta "biomasa" asociada con su recolección previa al procesamiento (Zegarra, 1984).

Las pajas, hojuelas y cabezas de caña pueden ser dadas al ganado como forraje o enriquecedor del alimento. Sin embargo, su recolección representa altos costos asociados que, en ocasiones, son más altos que su valor como alimento. Por lo tanto, estos subproductos son frecuentemente quemados en el campo, sin rendimientos ni beneficios y creando, además, problemas de contaminación en el aire.

Estos residuos agrícolas resultantes de la cosecha cañera, al quemarse en el campo, no se aprovechan como fuente de alimentación animal y de energía. Lógicamente, la solución del aprovechamiento de estos residuos depende de una serie de factores, algunos de los cuales deben estudiarse y desarrollarse, tales como el corte, la recolección, el transporte, el almacenamiento y los procesos tecnológicos, entre otros. En diversos países de la región, como se mencionó anteriormente, existe interés y experiencia en su utilización alternativa.

En la cosecha manual de la caña de azúcar existe la tradición de quemar el cañaveral para eliminar a las alimañas que viven allí (especialmente animales venenosos), así como para evitar el daño que producen los filos cortantes de las hojas a los cortadores cañeros. Esto constituye una fuente contaminante a través del humo y las cenizas que se producen en la quema de las hojas y paja en el campo.

En algunos países (Estados Unidos, Sudáfrica) se lleva a cabo un monitoreo de las partículas en suspensión en el aire, a consecuencia de la quema de los cañaverales y de la combustión del bagazo en las calderas. Se ha determinado que el total de partículas en suspensión en la zona de cultivo de la caña de azúcar es más alto que los valores que se encuentran en las zonas urbanas o en las zonas rurales donde esta práctica no se realiza. Se corroboró que, en las propias zonas azucareras, estos valores no exceden a las normas exigidas por el control del medio ambiente y que los altos índices de contaminación sólo ocurren cuando se queman la caña y el bagazo, es decir, que está asociada a los trabajos industriales y agrícolas (que son estacionales).

Con base en lo anterior, se deben establecer sistemas de monitoreo en las regiones cañeras para determinar cuánto afectan al ambiente las operaciones que se desarrollan en la quema de la caña y del bagazo.

#### b) Fábricas (ingenios y destilerías)

En los países en desarrollo, con escasos recursos humanos capacitados y financieros, no se toma muy en cuenta el impacto de la contaminación. Tampoco

se hacen inversiones para realizar estudios de valorización del impacto de la contaminación, pues no se dispone de la infraestructura para monitorear e instrumentar las recomendaciones que resulten de los estudios.

Aproximadamente, una tonelada métrica de caña genera los productos que se presentan en la tabla 2.3.

**TABLA 2.3**  
**Productos obtenidos de 1 tonelada métrica de caña**  
**(Durán y col., 1991)**

Cantidad, kg	Parte	Por ciento
350	bagazo húmedo	35
100	azúcar	10
60	paja y hojuelas	6
40	melazas finales	4
40	cachazas	4
100	cabezas de caña	10
310	agua evaporada	31

Si se ve el bagazo, que es el residuo celulósico de la caña después de la extracción del jugo, está constituido principalmente por fibra, mezcla de compuestos orgánicos solubles (65% de fibra, 25% médula y 10% de agua con los compuestos solubles). En México, su uso está limitado casi exclusivamente para la producción de vapor en los ingenios azucareros por su combustión. Su proceso de producción es totalmente ineficiente y genera considerables cantidades de cenizas volátiles que son altamente contaminantes en las áreas vecinas a los ingenios azucareros.

Hay sólo dos tipos de plantas de México que tienen otro uso para el bagazo, uno para producir celulosa (cerca de 10 fábricas) y otro para la fabricación de tablero de bagazo comprimido (sólo 2 plantas).

Otra fuente de contaminación en la agroindustria azucarera se refiere a las aguas residuales que se vierten en las corrientes acuíferas y/o suelos, que egresan de los ingenios y destilerías. Algunos de estos efluentes líquidos o semilíquidos tienen temperaturas excesivas. Otros, arrastran grandes volúmenes de material contaminante, como es el caso de la cachaza (cuando no es filtrada) y de la vinaza o de las propias aguas residuales del lavado de los equipos de las llamadas

"liquidaciones" (desalajo de materiales líquidos o pastosos cuando un equipo o sus partes se dañan y deben ser retirados para su reparación o desalajo final al término de la zafra), cuyos contenidos perjudiciales rebasan los límites que establecen los reglamentos de protección ambiental de nuestros países.

Los impactos de la contaminación de las aguas residuales de la industria azucarera se agrupan en dos categorías: 1) efectos ecológicos y 2) efectos socio-económicos. Son efectos inter-relacionados. Los primeros se pueden clasificar con su relación al clima, calidad del aire, calidad del agua y suelo, geología, zonas sensibles a la contaminación, uso del suelo, ruido, vibración y calidad visual. En los segundos, hay que considerar los peligros potenciales a la salud producidos por enfermedades endémicas de la población, distribución y economía de la producción, distribución de ingreso, consumo y organización social.

La evacuación de las aguas residuales generalmente se hace sin mayor control, originando reclamos de agricultores o de los pobladores que están aguas abajo de las descargas. Estas aguas contienen materias orgánicas putrescibles, con potencial de ser usadas para otros fines, considerando que contienen pocas sustancias tóxicas y, generalmente, en bajas concentraciones.

Estas aguas usadas, si son directamente arrojadas al suelo o a fuentes acuíferas (ríos, lagos, etc.), permiten que los microorganismos presentes en esos cuerpos receptores utilicen la fuente de carbono representada por la sacarosa y consuman otros substratos presentes en esos cuerpos, como el oxígeno, reduciendo su disponibilidad para otros seres vivos, especialmente para aquellos cuyas rapideces de consumo son menores que las de estos microorganismos (como plantas o animales superiores).

Cuando la tasa de disolución de oxígeno atmosférico en el agua o en el suelo es menor que la de consumo parte de los microorganismos, conocidos como aerobios obligados, se inicia la aparición de los microorganismos facultativos y/o anaerobios que son los que, al desaparecer el oxígeno, pueden metabolizar la fuente de carbono sin la presencia de éste y que producen metabolitos cuyo mal olor es característico de los procesos anaerobios (en los que no hay oxígeno disuelto o aire), como el  $\text{CH}_4$ , el  $\text{H}_2\text{S}$  y el  $\text{NH}_3$ .

El primero de los efluentes de este giro industrial lo constituyen las aguas de lavado de la caña de azúcar, cuando no se usa limpieza neumática o mecánica, las cuales contienen no solamente tierra, piedras y arena, sino residuos de sustancias químicas antropogénicas agregadas durante el cultivo de la planta, como fertilizantes y plaguicidas, sino parte de la propia sacarosa del interior de la caña que está siendo lixiviada por el agua.

Para el caso de los clarificadores, se tienen los lodos que llevan principalmente tierra, la cal adicionada al jugo y fibras pequeñas, provenientes de la clarificación

del jugo de caña, conocidos como cachaza, como ya se dijo, que contiene parte de la materia orgánica extraída con el jugo.

Para facilitar su manejo, estos lodos se filtran y lavan (normalmente en filtros rotatorios al vacío, regresando el líquido nuevamente a proceso para recuperar la sacarosa) y se arrojan directamente a los suelos ya que, teóricamente, no contienen sustancias tóxicas. El calcio, de hecho, es un catión que no daña las características químicas de los suelos.

Ha habido estudios para tratar de recuperar algunos compuestos orgánicos a partir de las "tortas" obtenidas en las etapas de filtración al vacío, como las ceras pero, hasta el momento no han sido tecnologías económicamente viables.

Se tienen, obviamente, las aguas de proceso (aguas de lavado de equipos, aguas de enfriamiento, aguas de tipo sanitario, purgas de sistemas de suavización de agua para calderas, purgas de las propias calderas, etc.), que deben ser tratadas antes de arrojarse a los cuerpos receptores o a los suelos cañeros.

Dentro de las aguas de lavado de los equipos, para el lavado de los equipos de concentración del jugo de caña se usan soluciones con valores de pH extremos (sosa y ácido clorhídrico), lo que genera aguas residuales que contienen concentraciones relativamente altas de cloruro de sodio. Especialmente las llamadas aguas ácidas y alcalinas que se emplean para desincrustar los cuerpos de los evaporadores representan un problema severo de contaminación ya que, además, contienen polifenoles y otros compuestos generados por la caramelización de los azúcares (aunque, afortunadamente, su volumen es pequeño). Estos residuos deben ser confinados de tal manera que no causen daño al entorno, precisamente por su alto contenido de sodio y de polifenoles. Actualmente, en los ingenios donde sí se separan y dejan secar, las sales residuales son depositadas en zonas o terrenos apartados de los ingenios pero, hasta donde se sabe, sin llevar a cabo estudios geohidrológicos previos que permitan escoger aquellos donde no se lixivien y contaminen, tanto el suelo como las aguas subterráneas (Durán y Cordovés, 1994). En este caso se deben buscar sustancias desincrustantes o antiincrustantes que no resulten dañinas para el proceso y/o asumir el costo de su disposición o del uso de otros sistemas de limpieza de los equipos que generan menos problemas ecológicos o, de entrada, tener un mejor control de la alcalinización para evitar la adición de cantidades excesivas de cal que no pueden ser precipitadas completamente en los clarificadores.

Para las agroindustrias que producen azúcar siguiendo el sistema de sulfitación en vez de refinar el azúcar cruda o verde, las torres de sulfitación tienen como efluente gaseoso dióxido de azufre, el cual es considerado como contaminante primario por la legislación mexicana.

Por ello, estos gases deben ser lavados para eliminarlos y las aguas resultantes, llamadas aguas ácidas de torres de sulfitación y que contienen el ácido sulfúrico diluido generado por su disolución, deben ser recicladas, cuando existe planta alcoholera para diluir las melazas para hacer el medio de cultivo de las levaduras o tratadas cuando no se tiene este posible uso. Podrían entonces ser tratadas con bacterias sulforreductoras para generar azufre flor y volverlo a enviar al quemador de azufre, aunque para ello es necesario construir un reactor ad hoc y reciclar las aguas al lavado de los gases de la torre de sulfitación. La mejor opción es operar la torre y el quemador de azufre de manera adecuada para generar solamente la cantidad de óxidos de azufre necesarios para inactivar las enzimas que favorecen las reacciones de oscurecimiento del jugo y que no haya óxidos de azufre en la salida superior de la torre.

Las aguas que se usan para lavar los gases de las chimeneas de las calderas se conocen como aguas ácidas provenientes del lavado de hollín. El bagazo de la caña es usado como combustible en las calderas que generan el vapor utilizado en la planta. Esta combustión, generalmente, es incompleta y produce hollín en cantidades apreciables. En algunas plantas han resuelto el problema lavando los gases de combustión con agua, que arrastra el hollín y disuelve otros contaminantes gaseosos (sobre todo los óxidos de nitrógeno y azufre que se forman por la combustión, tanto del bagazo como del diesel, cuando el bagazo es insuficiente). Consecuentemente, se tienen aguas residuales que contienen en forma suspendida el hollín, arena, tierra y otros residuos inorgánicos que acompañan al bagazo y ácidos disueltos como el nítrico y sulfúrico que se forman a partir de los óxidos generados durante la combustión. Para evitar que contaminen los cuerpos receptores deben ser tratadas y, de preferencia, recicladas (López-Fierros, 1995).

Las aguas de eyectores y condensadores barométricos (condensados), en principio, solamente representan un problema ambiental cuando su temperatura rebasa en gradientes de 3°C la temperatura a la que se encuentre el cuerpo receptor o cuando, por problemas de separación de los equipos de evaporación y cristalización, se contaminan con azúcar. El principal problema actualmente asociado con ellas es el gran volumen de agua que se emplea en las agroindustrias que producen azúcar ya que se usan para generar vacío en esos equipos y condensar los vapores generados y el uso de torres o albercas de enfriamiento convencionales es poco adecuado por las condiciones climatológicas de las zonas donde están enclavados los ingenios.

Finalmente, se tienen las mieles incristalizables o melazas, que son los residuos del jugo concentrado que tienen cantidades bastante menores de sacarosa.

Las mieles incristalizables o melazas sí han tenido un uso indiscutible como fuente de carbono para diversos procesos biotecnológicos. El más conocido, puede decirse que el más antiguo, es el de la producción de alcohol etílico por

fermentación usando levaduras del género Saccharomyces, como S. cerevisiae. El etanol obtenido, con una pureza de 96% en volumen, tiene múltiples usos en la industria química.

En este proceso, las mieles se diluyen con agua, se acidifican con ácido sulfúrico para impedir la proliferación de otras especies, manteniendo el pH cerca de 3.0 para que solamente las levaduras hagan uso de los azúcares fermentables y se agregan algunas sales para mejorar la relación C:N:P del líquido resultante (medio o caldo de cultivo). Se inocula con cepas hiperproductoras de etanol y, una vez fermentados los azúcares a etanol, el caldo fermentado o vino, que contiene entre 8 y 12% de alcohol etílico en volumen, es enviado a los sistemas de separación del etanol (torres de destilación donde se separan las corrientes que tienen puntos de ebullición mayor que el etanol, conocidas como vinazas y que representan una de las corrientes líquidas contaminantes de este proceso y de aquellas con puntos de ebullición menor, que son vendidas como subproducto de la destilación).

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. Estas levaduras necesitan, para poder llevar a cabo el proceso de fermentación, una cantidad de sacarosa tal, que no genere concentraciones mayores al 10% en volumen de alcohol, ya que las funciones de la levadura se ven inhibidas por su producto metabólico (Durán y Wilke, 1975). Por tal motivo, estas mieles, que contienen alrededor del 30% de sacarosa, deben ser diluidas con grandes cantidades de agua, obteniéndose a la hora de su separación grandes cantidades de aguas residuales en comparación a la producción de alcohol.

De la fermentación, el subproducto principal son las levaduras agotadas. En algunas plantas, antes de enviar el vino a destilación se separa la levadura muerta para ser usada como complemento alimenticio para dieta de animales. Sin embargo, en la mayor parte de los ingenios mexicanos, esta levadura (que se va al fondo de las tinas al final de la fermentación), se tira al drenaje durante el lavado de los tanques, causando problemas por su contenido de material orgánico. También, en otros ingenios, se envía junto con el vino a las torres de destilación.

Otros usos de las mieles en sistemas biotecnológicos, son la producción de ácido cítrico, levadura para pan y cerveza, aminoácidos (lisina, metionina, etc.) y muchos derivados más.

Como algunos ingenios llevan a cabo la fermentación de las melazas, *in situ*, los subproductos de la fermentación y de las operaciones de la fermentación y las de destilación, son usualmente considerados como parte de los ingenios azucareros también.

Como ya se mencionó, en el paso de la destilación, el principal subproducto son los residuos líquidos del fondo de la primera columna, ya que en ella se inyecta



vapor vivo, lo que aumenta el contenido de aguas de desecho de esa torre. En México y otros países de Latinoamérica estos líquidos son conocidos como vinazas o mosto desalcoholizado. Sus cantidades son considerables, dado que por cada volumen unitario de alcohol etílico producido son generados, al menos, 10 volúmenes unitarios de vinazas. Como se dijo anteriormente, este efluente usualmente acarrea considerables cantidades de materia suspendida o en forma coloidal (levadura agotada, impurezas de la melaza, etc.), así como de materia orgánica disuelta producto de la caramelización de los azúcares, de las fermentaciones secundarias, etc.

Las vinazas tienen valores de pH relativamente bajos (4.0 a 4.5), alta temperatura (cerca de los 80°C) y elevada concentración de material disuelto y en suspensión (Tabla 2.4). Estas características hacen de ellas un contaminante para los suelos o aguas a donde son arrojadas y, por ello, las legislaciones propuestas establecen límites relativamente severos para ellas (Tabla 2.5).

En el caso de los suelos, si éstos son salino-sódicos, pueden a corto plazo "neutralizarlos" pero deben eliminarse las sales de sodio que se generan ya que después de un tiempo éstas afloran y crean problemas de sodificación para las plantas. Es claro que la cantidad de materia orgánica que llevan disuelta y en suspensión y el contenido de sulfatos altera el equilibrio de los suelos por lo que, antes de plantear esta opción deben hacerse estudios edafológicos que garanticen la 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°C, con respecto a la temperatura normal del suelo o el agua a donde sean arrojadas pueden causar problemas severos a las diferentes especies que se encuentren en ambos medios. Cuando son enviadas a recursos hídricos (ríos arroyos, lagunas, etc.), tienen la agravante de que las bacterias presentes en ellos consumen el oxígeno disuelto a mayor rapidez que la disolución produciendo reacciones anaerobias. Estas condiciones anaerobias 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.

Para resumir estos datos, la tabla 2.6 presenta datos para estos subproductos y sus cantidades. Es claro que una importante ventaja para restablecer la economía de la industria de la caña de azúcar como fuente de dinero, particularmente de procedencia extranjera, es usar de una manera muy eficiente los subproductos de su proceso.

**TABLA 2.4**  
**Composición promedio de las vinazas generadas en una destilería**  
**de alcohol de caña**  
**(Durán y col., 1988)**

PARÁMETRO	CANTIDAD
Temperatura, °C	25-35
pH	4.2-7.0
Alcalinidad, gCaCO <sub>3</sub> /litro	5.8
Turbiedad, NTU (unidades nefelométricas)	30,000
Sólidos totales, g/litro	69-90
DBO <sub>5</sub> , mgO <sub>2</sub> /litro	31,500*
DQO, gO <sub>2</sub> /litro	69-128
Nitrógeno Kjeldhal, mgN/litro	1,600
Nitrógeno total, g/litro	1.2-1.6
Nitrógeno amoniacal, mgN/litro	150
Sulfatos, g/litro	3.1-5.8
iones potasio, g/litro	8.1
Ion sodio, g/litro	0.14

\* Dilución de 1/100

**TABLA 2.5**  
**Propuesta de norma NOM-064-ECOL-1994 para las aguas residuales de la**  
**industria de la destilería (Diario Oficial, 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 (ml/L)	1.0	2.0
Sólidos suspendidos (mg/L)	200	240
Fósforo total (mg/L)	5	6
Nitrógeno total (mg/L)	10	12

**TABLA 2.6**  
**Generación de subproductos de la caña de azúcar**  
**(Zedillo, 1990)**

AÑO	CAÑA	AZÚCAR	BAGAZO	MELAZA	CACHAZA	ETANOL	VINAZA
	(X10 <sup>6</sup> toneladas métricas)					(x10 <sup>6</sup> m <sup>3</sup> )	
1980	31.3	2.60	11.03	1.27	1.32	0.09	0.96
1981	28.7	2.37	10.10	1.12	1.20	0.10	1.18
1982	31.8	2.68	10.77	1.30	1.33	0.09	0.92
1983	32.5	2.89	11.47	1.28	1.36	0.11	1.22
1984	34.7	3.05	11.92	1.36	1.46	0.11	1.25
1985	35.7	3.23	12.06	1.39	1.50	0.11	1.24
1986	40.8	3.69	14.13	1.59	1.70	0.12	1.40
1987	41.4	3.74	13.82	1.53	1.37	0.073	0.81
1988	37.2	3.59	12.95	1.38	1.83	0.070	0.77
1989	35.5	3.47	11.62	1.32	1.17	0.068	0.76
1990	34.9	3.17	15.71	1.32	1.15	0.071	0.78

Es importante mencionar que la base de la estrategia del desarrollo sustentable es el conocimiento preciso de los procesos productivos, que permita mejorarlos para optimizar el uso de sus subproductos y minimizar la generación de residuos, así como estudiar las metodologías más adecuadas para estabilizar y tratar esos residuos para que no impacten al ambiente. Por ello, en los próximos capítulos, se presenta una descripción de los procesos más comúnmente seguidos en las instalaciones que industrializan la caña de azúcar y las metodologías existentes para usar sus subproductos y estabilizar sus residuos, especialmente los líquidos.

### CAPÍTULO 3

#### DESCRIPCIÓN DEL PROCESO INDUSTRIAL PARA LA PRODUCCIÓN DE AZÚCAR Y ALCOHOL A PARTIR DE LA CAÑA DE AZÚCAR

La caña de azúcar es una gramínea gigante perenne, del género *Saccharum* (en la denominación linneana), que crece en los espacios tropicales y subtropicales con temperaturas promedio de entre 20° y 30°C. Su tallo está formado por canutos o cañutos separados por nudos de donde nacen las yemas, bases de la reproducción asexual, en un número de 20 a 80, dependiendo de la altura que alcance, que oscila entre los dos metros y medio hasta los ocho, en forma excepcional. Presenta un follaje abundante, de hojas dispuestas en forma alternada de aproximadamente un metro de largo. La coloración pasa del amarillo al verde intenso, rojo púrpura o violeta, según las variedades. El diámetro del tallo es de tres y medio a cinco centímetros, y está recubierto de tejido duro bañado de una sustancia llamada cerosina, que le proporciona su brillo tan característico. En los intersticios de su materia fibrosa interna se alojan celdillas microscópicas que contienen la sacarosa, fundamento de toda la actividad que gira en torno a la planta. La proporción de sacarosa es bastante variable. Se ha estimado que está entre 7% a 20% en sus cantidades extremas, completándose la planta con un 69% a 75% de agua, 8% a 16% de fibra, 3% a 8% de ceniza, 1% a 5% de sólidos orgánicos no azúcares y hasta 2% de azúcares reductores, proporciones fluctuantes de acuerdo a las variedades y condiciones específicas de crecimiento y maduración y, obviamente, de la cosecha (Chen, 1991).

El ciclo vital de la planta también muestra un arco temporal muy amplio relacionado esencialmente a las distintas combinaciones promedio de humedad y temperatura que se presentan. La caña florece luego de estar completamente madura por lo que el corte para uso industrial se produce antes de la floración y la semilla generalmente aborta. La reproducción sexual se logra por autopolinización o polinización cruzada, siendo una notable característica botánica la enorme variación de descendencia con las más heterogéneas combinaciones de caracteres, que luego pueden fijarse al reproducirse. La planta se produce también asexualmente, por estacas, que es el sistema practicado en la agricultura. Esta inestabilidad genética ha sido aprovechada para la más amplia experimentación en variedades y obtención de híbridos adecuados a las condiciones concretas de las plantaciones, que son las que en la actualidad se cultivan en forma generalizada.

La caña de azúcar, se puede considerar formada principalmente por dos componentes: fibra, que es la parte leñosa que le da forma a la caña y jugo que es el contenido azucarado dentro de la misma.

A su vez el jugo está compuesto por agua, sacarosa e impurezas minerales y orgánicas; el proceso industrial, consiste en tratar de separar en la forma más económica y total posible todos los componentes, fibra, agua, sacarosa e impurezas. A continuación se describe el proceso global, siguiendo el texto de Chen (1991).

### ***3.1 Recepción y preparación de la caña de azúcar***

La caña de azúcar se recibe en el patio de recepción (conocido como "batey del ingenio"), en camiones de redilas, góndolas de ferrocarril u otro medio de transportación, donde es descargada para su almacenamiento o molienda con grúas durante el tiempo de operación de las fábricas, lapso conocido como "zafra".

Estas grúas colocan la caña en el batey o directamente en las mesas lavadoras alimentadoras, las cuales tienen una inclinación en contra de los transportadores de duelas, en donde se aplica agua de lavado, si esta operación existe, con el fin de eliminar la tierra de la caña que se le adhiere en los campos y otras impurezas.

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 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 martillos, montados sobre un eje giratorio que golpean los trozos sobre un diente para separarlos en astillas y dejar la caña en condiciones para su molienda.

### ***3.2 Extracción de jugo (molienda)***

La extracción del jugo, se realiza prensando la caña entre pesados rodillos o masas lo cual constituye la primera etapa del procesamiento del azúcar crudo. En los pasos previos de preparación para la molienda se desmenuza la caña pero no se extrae el jugo (o se busca que se pierda lo menos posible). El molino o "trapiche" consta de unidades múltiples que utilizan combinaciones de tres rodillos, a través de los cuales pasa sucesivamente la caña siendo exprimida. El objetivo en esta parte del proceso es separar el jugo de la fibra.

La desfibradora descarga las astillas de caña en otro transportador de bandas para llevarla al equipo de molienda, el cual consta de un "tándem" formado por cinco molinos de tres masas cada uno en donde se realiza la separación del jugo de la fibra. Las tres 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. Esa masa superior comunica el movimiento a las masas inferiores por medio de un sistema de coronas (las masas inferiores son fijas y la masa superior es flotante) y un sistema de presión hidráulica la obliga 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 (que cae a un canal) de la fibra, que sigue su paso hasta un conductor que la llevará a las calderas para su combustión (o a sistemas separadores de fibra para el reaprovechamiento de la fibra larga en la industria papelera).

Al residuo fibroso a partir del primer molino, como ya se mencionó, se le llama bagazo y contiene, además de fibra, parte del jugo ocluido entre sus partículas. Para ayudar a la extracción de ese jugo (conocido en la industria como "guarapo"), se aplican aspersiones de agua caliente o guarapo diluido sobre la capa de bagazo según sale de cada unidad de molienda. Esta extracción contribuye a recuperar por lixiviación el azúcar remanente. El proceso, conocido como "imbibición" (o, con menor frecuencia, saturación o maceración), consiste básicamente en aplicar agua (de preferencia caliente) al bagazo en la salida del penúltimo molino y el jugo que extrae el último molino, en consecuencia, está sumamente diluido. Éste se agrega al bagazo que sale del antepenúltimo molino y así sucesivamente, hasta la salida del último molino. En las prácticas de molienda más eficientes, más de 95% del azúcar contenido en la caña pasa al guarapo. A este porcentaje de extracción se le conoce como la "extracción de sacarosa" (Pol de la extracción) o, más sencillamente, la extracción.

El bagazo final que sale del último molino contiene el azúcar no extraída, fibra leñosa y de un 45 a un 55% de agua. En algunas fábricas (como la que se tomó como estudio para este trabajo), todo el bagazo de fibra larga es vendido a la planta de Kimberly-Clark para la producción de papel y el bagazo de fibra corta (bagacillo o médula) es quemado en calderas y utilizado en la fábrica en labores de limpieza, ya que este material absorbe grandes cantidades de aceite.

Solamente el jugo de los 2 primeros molinos se envía al siguiente proceso.

El jugo arrastra partículas finas 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 (también puede usarse como "ayuda-filtro" en la separación de los lodos de los

clarificadores de jugo en filtros rotatorios al vacío, conocidos como filtros de "cachaza", como ya se mencionó previamente).

### **3.3 Depuración del jugo (clarificación)**

El jugo color verde oscuro procedente del "trapiche" o molinos es ácido y turbio. El proceso de clarificación (o defecación), está diseñado para remover las impurezas, tanto solubles como insolubles y las que pueden flocular por la neutralización de los ácidos y por el efecto de la temperatura; esto es, la neutralización por la adición óxido (cal viva) o hidróxido de calcio (cal apagada) formando sales insolubles de calcio, en su mayor parte fosfato de calcio. El calentamiento del guarapo alcalinizado hasta el punto de ebullición ligeramente arriba coagula la albúmina y algunas grasas, ceras y gomas y 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 el ingenio en estudio, existe además un sistema de sulfitación para lograr la inactivación de las enzimas que promueven el encafecimiento, pardeamiento u oscurecimiento enzimático del jugo. Este sistema consiste de un horno para quemar azufre en presencia de aire y generar  $\text{SO}_2$ . El óxido de azufre resultante se pone en contacto a contracorriente con el jugo o guarapo en una torre absorbidora. El  $\text{SO}_2$  inhibe las reacciones de oscurecimiento enzimático que, de manera natural, tienden a realizarse.

Estas dos operaciones (sulfitación y alcalinización) se realizan como sigue:

El jugo colado de los molinos llega por bombeo a la torre de sulfitación y descarga a un par de tanques conectados a dos dinamómetros de pesado. Una vez pesado el jugo en los tanques, descargan automáticamente a un tanque de alcalinización en donde se agrega una lechada de cal controlada por un medidor de pH.

El jugo alcalinizado se bombea y pasa a través de intercambiadores de calor a tanques flash (o de evaporación espontánea) a  $105^\circ\text{C}$  de temperatura. Estos tanques separan el exceso de vapor producido por el sobrecalentamiento del jugo y el jugo pre-evaporado pasando a clarificadores continuos formados por tanques cilíndricos, cerrados, con 4 compartimentos individuales, con fondos inclinados y con un sistema de barrido del fondo para los lodos depositados en éstos. Los lodos que se producen son más pesados que el líquido y se asientan en el fondo y el líquido sobrenadante en la parte superior se separa de cada compartimento como jugo clarificado caliente.

La alimentación del jugo alcalizado caliente, se efectúa a través de un tubo central con aberturas, en cada compartimento de este tubo central están unidas las aspás barreadoras de lodos que, 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 el bagacillo, que se ha colado a la salida de los molinos, 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 posible de azúcar de los lodos y esa agua azucarada de lavado de la torta se retorna al tanque de alcalinización (o "alcalización" como se le llama en el "ingenio"). La torta ya lavada se descarga a tolvas. Este producto se llama cachaza "seca" (aunque su contenido de agua es todavía bastante considerable).

El jugo clarificado transparente y de un color pardusco, se envía a un tanque de proceso de donde se bombea a la sección de concentración y cristalización (conocida como área de "elaboración").

### **3.4 Evaporación del jugo**

El jugo ya clarificado, tiene mas o menos la misma composición que el jugo crudo (excepto las impurezas que haya arrastrado por el tratamiento con azufre y/o cal), contiene aproximadamente el 85% de agua. La evaporación consiste en separar la mayor parte posible del agua contenida en el jugo para obtener un concentrado que se le llama meladura.

Esta operación unitaria se efectúa a través de un sistema de múltiple efecto (que, de hecho, fue una innovación en su momento que representó ahorros considerables de generación de vapor), el cual consiste 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 a presiones de 60 a 65 cmHg (86.66 kPa). La operación se realiza al vacío con objeto de que el jugo y la meladura generada hiervan a temperaturas cada vez más bajas (reduciendo los problemas asociados con la "caramelización" o polimerización de los azúcares y el aumento de la viscosidad del material).

Los vapores de un cuerpo, al estar a mayor temperatura que el líquido del cuerpo subsiguiente, lo hacen hervir. De esta manera, el agua del jugo contenido en el siguiente cuerpo se evapora y así sucesivamente hasta el último cuerpo, logrando la eliminación de entre un 70 y un 80% del agua contenida en el jugo que entró al sistema.

El agua evaporada de cada uno de los primeros cuerpos y condensada en el siguiente, se emplea para la imbibición, la disolución del azúcar cruda para su refinación, el lavado de las centrifugas, la dilución de mieles en la planta alcoholera, etc.

El vapor producido en el último cuerpo, en el caso de todos los ingenios mexicanos, va a un condensador de contacto directo con agua que cae a través de un tubo (que para el ingenio en estudio tenía una altura de aproximadamente 10 m), a un tanque receptor. Este sistema, conocido como condensador barométrico o



de "pierna barométrica", ayuda a la generación de vacío en el evaporador de múltiple efecto. 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.

Actualmente, desde el punto de vista ecológico, este sistema de condensación del vapor del último efecto o cuerpo del sistema de evaporación presenta varias desventajas. Por su propia temperatura y el contenido de azúcares (debidos a los arrastres de gotas de miel en la parte superior del cuerpo de evaporación o "domo"), estos efluentes no deben ser vertidos a los cuerpos receptores sin tratamiento, lo que representa costos adicionales de operación. Las cantidades de agua caliente y azucarada generadas, que son bastante grandes para hacer el vacío requerido, deben enviarse a sistemas de enfriamiento. Cuando estos son los tradicionales (torres o albercas) se promueve la proliferación de bacterias, algas y mohos que pueden taponar los aspersores de las albercas o las tablillas de enfriamiento de las torres (tanto por la fuente de carbono de las gotas de miel, como por la temperatura a la que está el agua y la propia aeración que le proporciona el sistema de enfriamiento).

No se sabe de estudios comparativos del costo de enfriamiento con tratamiento para eliminar las bacterias, algas y mohos versus la sustitución de estos condensadores barométricos por sistemas "cerrados" de condensación (sistemas de enfriamiento indirecto de acero inoxidable de alta calidad con salmueras enfriadas en "refrigeradores" solares) y el uso de bombas de vacío para mantener el vacío requerido en el tren de evaporación. Un estudio costo-beneficio sería muy útil para determinar la bondad de ambos sistemas. Obviamente, el condensado producido (llamado "agua vegetal") en este posible sistema "cerrado" es un volumen mucho menor que el del sistema de condensación barométrica y puede usarse como los otros condensados de los cuerpos anteriores en las operaciones de imbibición, lavado de torta de bagazo o de centrifugas, dilución de mieles, etc., obteniéndose un ahorro de agua considerable y, muy probablemente, cerrando el "círculo" de uso de agua en el ingenio.

La meladura con aproximadamente un 65% de sólidos y un 35% de agua, se envía a tanques de almacenamiento (retención o tanquería) para el proceso de cristalización.

### **3.5 Cristalización**

La cristalización consiste en continuar la concentración de la meladura, para lograr la separación de la sacarosa de las impurezas. Se lleva a cabo en evaporadores de simple efecto, conocidos como "tachos", cada uno de ellos, dotado con condensadores barométricos individuales y el agua de cada condensador cae también a un tanque. De allí, estos condensados se mezclan con el agua condensada del último efecto del evaporador de múltiple efecto y son enviados, en

el caso del ingenio en estudio, a un sistema de enfriamiento, de donde la mayor parte se recircula para volver a usarla para los mismos condensadores, siendo repuesta el agua perdida durante el enfriamiento con agua de suministro. Al final de la zafra, esta agua es vertida a un cuerpo receptor sin mayor tratamiento.

En esta operación discontinua, la sacarosa se separa por cristalización en forma sucesiva. En el primer paso, se adicionan cristales "semilla" a la meladura que viene del último cuerpo del evaporador, haciendo que esos cristales aumenten de tamaño conforme la solución se sobresatura al evaporarse el excedente de agua. A la mezcla de cristales y miel resultante se le llama magma o "masa cocida" (o mazacote, por las palabras equivalentes en francés). Los cristales van 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 el magma cae a un recipiente horizontal abierto con movimientos de aspas longitudinales que se llama mezclador. La descarga de cada "tacho" se conoce como "templa".

La función de estos evaporadores de simple efecto es reducir las pérdidas de sacarosa en las mieles o melazas. En la práctica, el agotamiento de las mieles comprende cuatro pasos: (1) evaporar una masa cocida a la consistencia máxima posible en un "tacho" al vacío, (2) enfriar la masa cocida en el cristizador para que cristalice la sacarosa que permanece en solución y es recuperable, (3) recalentar la masa cocida fría hasta su temperatura de saturación para reducir la viscosidad y (4) separar por centrifugación los cristales de las mieles agotadas.

Las aguas madres en las "masas cocidas" finales de baja pureza no pueden ser agotadas de manera adecuada en los tachos, principalmente a causa de la rápida disminución de la velocidad de cristalización y las altas viscosidades de las aguas madres al aproximarse al estado de agotamiento. Por consecuencia, después de que la "masa cocida" se ha calentado hasta la consistencia máxima posible del tacho, es descargada al cristizador donde prosigue la cristalización con agitación hasta que las aguas madres se convierten en una miel considerablemente agotada.

El mezclador sirve como recipiente para descargar por cargas 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 procedimiento 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, que hace subir la sobresaturación de la miel, depositándola en recipientes en 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 y, por lo tanto, el agotamiento de la miel de la "masa cocida".

Posteriormente, pasa a 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. A estos recipientes se les llama cristalizadores.

Para la "templa" final, en el "tacho" se hace una cristalización espontánea por concentración de la miel, que sirve para generar los cristales "semilla" (conocidos en el ingenio como "pie de templa"), para después hacer crecer los cristales con una nueva alimentación de miel de los evaporadores de múltiple efecto.

Los cristales de azúcar de esta "templa" son de grano fino y muy impuros, por lo que se mezclan con meladura, miel o lavados, para servir de "pie de templa" a las "templadas de segunda". A su vez, el azúcar de segunda se mezcla con agua para servir como "pie de templa" a las "templadas de primera". El azúcar de las "templadas de primera", es la llamada "azúcar cruda" o estándar, que se disuelve con agua de condensados del evaporador, para enviarla a la refinería para elaborar azúcar refinada o de "primera" o se vende directamente (sobre todo, si el jugo fue "sulfitado", lo que la hace menos oscura que el azúcar cruda sin sulfitar o "mascabado").

### **3.6 Centrifugación**

Se efectúa en centrifugas semiautomáticas repartidas en cuatro baterías. La "masa cocida" proveniente del cristalizador se lleva a las centrifugas, cada una de las cuales está formada por un tambor o canasta cilíndrico, el cual tiene paredes laterales perforadas forradas en el interior con tela metálica. El tambor gira a velocidades que oscilan entre 1000 y 1800 rpm, que 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 por un motor de velocidades múltiples para que por la fuerza centrífuga la masa se pegue 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 la miel y las "aguas" de los lavados, las cuales son recicladas separadamente a un tanque donde se bombean a la tanquería de "tachos" para su procesamiento.

Para la descarga del azúcar, entra un sistema de raspado que descarga y limpia la tela metálica, operado en forma semiautomática, que hace caer el azúcar a un transportador helicoidal para llevarla al sistema de refinación o, en el caso del azúcar estándar, al secado y envasado.

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 de primera excepto que no tienen el paso correspondiente al lavado de los cristales.

Para resumir, la primera ebullición del jarabe crudo produce azúcar cruda y "miel A", mismas que se regresan al "tacho" al vacío para que vuelvan a hervir sobre un "pie" de "masa cocida" de primer grado y se forme una segunda "masa cocida B", la que a su vez produce una segunda carga de cristales. El azúcar B se mezcla con el azúcar A para constituir la producción comercial del ingenio. La miel B, o de segunda, tiene una pureza mucho más baja y a su vez vuelve a hervir sobre un "pie" de cristales de jarabe para formar una "masa cocida" de grado bajo o C. Estas "masas cocidas" de bajo grado permanecen varios días en los cristalizadores donde se enfrían y mantienen en movimiento por medio de brazos agitadores. El azúcar C se mezcla con el jarabe y se utiliza como semilla para las "masas cocidas" A y B.

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 y, 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 caen hacia el fondo por separado y la miel, llamada final o melaza, se envía a un tanque para, de él, ser bombeada a los tanques de almacenamiento de melaza.

Estas mieles finales o melazas, que son un material denso y viscoso, contienen aproximadamente una tercera parte de sacarosa, una quinta parte de azúcares reductores y el resto de cenizas, compuestos orgánicos no azúcares y agua. Sirven como base para la alimentación del ganado, la producción de alcohol de caña o etanol industrial, etc.

El azúcar final, cae a un transportador helicoidal que la conduce a un sistema de mezclado, conocido como "Mingler" (por la marca comercial), para preparar un magma que va a ser bombeado a recipientes semejantes a los cristalizadores para ser usada como "pie de temple". El azúcar de segunda se procesa de esta misma forma.

### **3.7 Refinación del azúcar**

Las refineras se dividen en tres clases: (1) aquéllas que producen muchas calidades de azúcar incluyendo especialidades; (2) aquéllas que producen azúcar granulado o unas pocas variantes, incluyendo jarabes y (3) aquéllas que producen únicamente azúcar refinada. Las primeras dos clases incluyen a la mayoría de las refineras que usan carbón de huesos o carbón activado granulado como los principales decolorantes. Las refineras de jarabes se subdividen a su vez sólo en

dos tipos: aquellas que usan sistemas de afinación, clarificación, casa de carbón e instalaciones de recuperación y aquellas que simplemente funden el crudo entero. Estas últimas son de menor tamaño y llevan a cabo la decoloración mediante carbones vegetales activados y resinas decolorantes y la remoción de cenizas es por resinas. En ambos casos, el azúcar se procesa por el método de disolución y no se usan tachos, excepto en el caso de aquellas que utilizan una planta de lavado y que evaporan los lavados para elaborar un fundido.

La clasificación anterior es poco usada ya que muchos ingenios no siguen exactamente estas líneas y usan muchas combinaciones de decolorantes y resinas eliminadoras de cenizas.

Las refinерías convencionales que producen jarabes disuelven en agua caliente o "funden" las "templás" ya granuladas (con posterior tratamiento en filtros-prensa y carbón vegetal) o bien los producen directamente de los licores filtrados a través de carbón y resinas removedoras de cenizas. Las refinерías con casas de carbón grandes pueden usar el último sistema, lo que disminuye el trabajo de los "tachos". Aquéllas con mucha capacidad de "tachos" producen, por evaporación, grano o cristal para disolverlo (o "fundirlo", siguiendo la "jerga azucarera") y tratarlo después con carbones y resinas. No obstante, en la actualidad, la gran mayoría de las refinерías producen jarabes "fundiendo" granulado.

El término azúcar crudo es el nombre de productos comerciales como disoluciones de sacarosa y soluciones que contienen diversas proporciones de azúcar invertido. La composición varía, desde prácticamente una solución de sacarosa pura (a una saturación de 67% de sólidos) hasta el "jarabe de inversión total", que en realidad contiene de 4 a 6% de sacarosa no invertida con base en los sólidos. El jarabe de inversión total se vende generalmente con 70 a 72% de sólidos; pero, en condiciones especiales que permitan manejarlo y almacenarlo a mayores temperaturas, es posible venderlo con 75% de sólidos. El jarabe más importante es el de "inversión media", en el cual el 50% de la sacarosa se ha invertido y se vende con un 76 a un 78% de sólidos.

En refinación, el término *licor* se refiere a una solución muy concentrada de azúcar, a la que no se ha eliminado azúcar por cristalización desde su último tratamiento o filtración con carbón animal. *Jarabe* es una solución muy concentrada de la cual se acaba de eliminar azúcar por cristalización. De este modo, la palabra *jarabe* equivale a la de *mieles finas* en la fábrica de crudo, donde *jarabe* significa una solución concentrada de azúcar que no ha sido sometida a cristalización. Aunque, la palabra más frecuente es la palabra "*meladura*" en la llamada "fábrica de crudo". *Agua dulce* son los lavados que contienen suficiente azúcar para que su recuperación sea costeable. Estrictamente hablando, *magma* es una mezcla artificial de cristales y jarabe, pero el término se usa ocasionalmente como sinónimo de "*masa cocida*", el cual tiene el mismo significado en la refinería y en la fábrica de crudo. En inglés existe otro sinónimo, la palabra *fillmass* (del alemán

*fùlmasse*) que también se usa por "masa cocida" tanto en fábricas de crudo de remolacha como en las refinerías de azúcar de caña. El término *fundición* quiere decir disolución de azúcar cruda en agua caliente y el "fundido" es la materia prima de la refinería.

### **3.7.1 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 conoce como azúcar fundido.

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

Actualmente, en la planta estudiada, se lleva a cabo una doble clarificación, la primera con un clarificador cilíndrico vertical abierto, donde el fundido bombeado pasa por un sistema de aeración a presión hasta un tanque elevado de presión constante. En este tanque se le agrega floculante para lograr una mejor separación de líquido e impurezas; se forman flóculos que se elevan a la superficie del líquido por liberación del aire y, por medio de este sistema de aeración, se sacan del clarificador, mientras que por el sistema de espas rotativas 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 otro intercambiador de calor y un sistema de bombas aeradoras 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 reprocessada y recuperar el azúcar arrastrada.

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 un filtro ayuda (dicalite) antes de enviar a filtración o se envía a torres empacadas con carbón activado y luego a los filtros.

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 sale para ser enviado a tanques de almacenamiento. Los filtros son cerrados herméticamente y trabajan hasta con 4 kg/cm<sup>2</sup> 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 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/cm<sup>2</sup> y la velocidad del flujo del licor disminuye, termina el ciclo de filtración. Se descarga el contenido del filtro quedando la torta de carbón y filtro ayuda pegada 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 2% de azúcar, 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.

### **3.7.2 *Cristalización de "refinado"***

El proceso se lleva a cabo también en "tachos" semejantes a los de "crudo". El sistema de "templás" 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 de tres a cuatro "templás". La primera, directamente del licor decolorado, se separa igualmente por centrifugación. Las mieles de refinado se llaman "siropes" o "mieles de refino" y, en este caso, no hay separación de siropes y lavados. Con el sirope de la "templa" de primera se hace una "templa" de segunda, con el sirope de segunda se hace una "templa" de tercera y si el color del sirope de tercera lo permite, se hace una "templa" de cuarta.

Los siropes de tercera o de cuarta según sea el caso, se retornan a la tanquería de crudo, para emplearse como meladura, y se les llama mieles residuales de refinado ("run off" en inglés).

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

### **3.7.3 Centrifugación de "refinado"**

Las centrifugas usadas son máquinas iguales a las empleadas para las "templadas" 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.

### **3.8 Secado y envasado**

El azúcar depositado en las tolvas, cae a un sistema de transporte y mezcla para llevarla 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 huecas o "persianas" (palabra derivada del inglés *louvre*) interiores, inclinadas, que conducen el azúcar y 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, que 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. Se reciben en otra tolva inferior en cuya boca se colocan los costales de azúcar que descansan sobre una banda de tablillas, que los lleva a una cosedora automática para cerrar los sacos y, por medio de un sistema de bandas, son llevados a la bodega de almacenamiento.

En este paso se genera azúcar en polvo, cuyo valor comercial es muy alto porque se usa en repostería (se conoce comercialmente como azúcar "glass"), la cual debe ser recuperada con ciclones extractores y envasada en condiciones de humedad controlada ya que es muy higroscópica). En algunos ingenios, que no cuentan con este sistema de ciclones recuperadores de "polvos" y envasadora, los polvos son disueltos en agua y el "agua dulce" retornada a "tachos".



### **3.9 Elaboración de alcohol**

La miel final o melaza, un subproducto espeso y oscuro, que en el proceso de azúcar crudo se envió a tanques de almacenamiento es una miel incristalizable por los sistemas normales de cristalización. No se le puede separar mayor cantidad de sacarosa, a pesar de que estas mieles están formadas por casi 40% de sacarosa. Contiene además, azúcares reductores, monosacáridos y polisacáridos formados durante la caramelización, así como las impurezas que no se pudieron separar en la cachaza.

El alcohol etílico se puede producir a partir de estas mieles a través de su fermentación, como resultado de la acción de las levaduras, las que invierten primero la sacarosa mediante la invertasa que producen y luego, convierten el azúcar invertido en alcohol etílico y dióxido de carbono.

#### **3.9.1 Fermentación**

Tanto la sacarosa como los monosacáridos son fermentables y pueden ser convertidos en alcohol y en anhídrido carbónico. La fermentación se produce por la levadura *Saccharomyces cerevisiae* transformando primero el bisacárido en monosacárido y descomponiéndolo en alcohol etílico y anhídrido carbónico.

Para llevar a cabo este proceso, el primer paso es diluir la miel y, teniendo en cuenta que la levadura cesa en sus funciones cuando el contenido alcohólico sobrepasa un 10% en volumen, se requiere preparar la miel a una dilución tal, que no se alcance este límite. Al mismo tiempo, la levadura necesita un medio ácido que le ayude a desdoblar la sacarosa para su fermentación e impedir la proliferación de otros microorganismos que consuman los azúcares fermentables. Por ello, se agrega un ácido hasta tener valores de pH en el medio de cultivo de aproximadamente 3.0.

Cuando el líquido contiene suficientes nutrimentos (fósforo, potasio, nitrógeno, etc.), la levadura se reproduce y crece. Cuando no encuentra suficiente alimento, se enquistada y muere lentamente. Por ello, se adicionan sales inorgánicas que den un medio de cultivo adecuado para la fermentación. A éste se le denomina mosto.

##### **3.9.1.1. Preparación del mosto**

Para la preparación del mosto; se mezclan en las tinajas de dilución las mieles finales o incristalizables del proceso de producción de azúcar de caña (melazas) provenientes de los tanques de almacenamiento, con agua (en el caso del ingenio en estudio, con un volumen de 12,500 L por tina, en una relación de dos partes de agua por una parte de melaza aproximadamente). Asimismo, se le agregan urea y

otros nutrimentos e inhibidores de otros organismos diferentes a las levaduras en proporciones predeterminadas.

Esta mezcla se logra por medio de una línea de aire que se encuentra en la parte inferior de la tina. La cantidad de miel varía de acuerdo a la calidad de las mieles (contenido de sacarosa), el cual debe dar un contenido de azúcar de 24°Brix. Una vez alcanzada la concentración deseada en el mosto, éste es bombeado a la llamada tina de fermentación.

### **3.9.1.2 Desarrollo de levaduras (inóculo)**

Para la preparación del inóculo se lleva a cabo en el laboratorio a partir de levadura en polvo comercial la producción de levadura activa. Para ello, se produce un mosto "rico" en nutrimentos que, en tubos de ensaye es inoculado con la levadura en polvo y aerado con aire estéril activamente. De los tubos de ensaye se pasa a matraces Erlenmeyer y de éstos a tanques pequeños, todos ellos aerados para promover el "crecimiento" de las levaduras y no la producción de etanol. Esta preparación generalmente se mantiene "secreta" en cada ingenio para tener cepas hiperproductoras de alcohol etílico. Finalmente, cuando se tienen unos 300 a 500 L de "mosto activo" (aproximadamente 5 cm de altura del contenido de la tina; para el ingenio en estudio, equivalen a 290 L), se le agrega mosto preparado (una tina de dilución de 12,500 L y 24°Brix aprox.), urea (14 kg grado fertilizante) como fuente de nitrógeno para su reproducción y antibiótico (40 g de penicilina G de potasio) para evitar contaminación por hongos, mohos y otras levaduras y se deja desarrollar hasta el punto necesario para permitir la inoculación de otra tina de levadura, es decir hasta una densidad de 14 a 15°Brix. La miel contiene suficientes nutrimentos para la producción de levadura. Cabe mencionar que para crear las condiciones ácidas necesarias para la reproducción de las levaduras se emplean 14 L de ácido sulfúrico por tina, con una concentración del 60% en volumen aproximadamente.

Una vez que ya se tienen tinas de fermentación trabajando, el inóculo de 300 L puede tomarse de una para inocular la siguiente. Sin embargo, en los laboratorios de control de calidad de las fábricas de alcohol de caña se lleva un estudio microbiológico cuidadoso de cada tina de fermentación para evitar "contaminaciones" o degeneraciones de la levadura que bajen la productividad de etanol de la levadura inoculada (ya que en forma natural van habiendo mutaciones y puede llegarse a tener inóculos ineficientes, o sea, que producen poco alcohol etílico a partir de la misma cantidad de azúcar en el mosto).

### **3.9.1.3 Preparación de las tinas de fermentación**

Después de la inoculación continúa su desarrollo hasta su plenitud, punto en el cual se descarga el mosto con levadura a las tinas de fermentación, donde se

adiciona el mosto preparado (para el ingenio en estudio, de cinco tinas de dilución), se acidula para conservar el valor de pH en 3.0 (en el caso de este ingenio, se usa ácido clorhídrico impuro o "muriático", 30 L aproximadamente) y se permite la fermentación hasta que la levadura deje de actuar por haber fermentado el total de los azúcares contenidos en la miel. Durante la fermentación, que es una reacción exotérmica, se eleva la temperatura del mosto, lo cual es perjudicial para la levadura (ya que su temperatura óptima de "crecimiento" y metabolismo está entre 30 y 32°C), por lo que se tienen sistemas de enfriamiento indirecto con agua rociada por tubería perforada instalada en el exterior de la tina. Cuando cesa de producirse gas carbónico, indicación de que la fermentación ha terminado, se dice que la tina "está muerta" (generalmente, la concentración de azúcar es de aproximadamente 7 a 8°Brix) y el mosto fermentado o "vino" está listo para su concentración por destilación fraccionada, ya que contiene entre 8 y 12% en volumen de etanol.

### **3.9.2 Destilación**

Esta operación tiene por objeto separar el mosto del alcohol de las impurezas de la miel final y de algunas impurezas que se producen en la fermentación.

El mosto fermentado se bombea a un tanque elevado, que sirve como depósito y "colchón amortiguador" para ser alimentado a las columnas de destilación. La alimentación pasa por un intercambiador de calor, conocido como calentavinos primario, que recibe los vapores alcohólicos de la primera columna de destilación que, al condensarse parcialmente, calientan el mosto. Éste pasa nuevamente por un calentador secundario o recalentador, en donde el calentamiento se hace con vapor de calderas para ser alimentado a la primera columna de destilación.

#### **3.9.2.1 Columna "destrozadora" o de agotamiento**

El proceso se inicia en esta primera columna, alambique o columna destrozadora donde, por arrastre de vapor, se separa el alcohol y los componentes más volátiles de las impurezas inorgánicas y la mayor parte de las orgánicas del mosto. Se produce un alcohol o aguardiente de alrededor del 25% en volumen de alcohol. La columna consta de platillos de agotamiento exclusivamente, sin reflujo de alcohol, el mosto pierde todo el etanol y los compuestos más volátiles, conforme desciende a través de los platillos y en el fondo de la columna hay un borboteador (rehervidor) de vapor 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 la vinazas a través de un sifón invertido para su descarga al exterior.

Los vapores alcohólicos suben a través de un separador o trampa para salir por un turbante hacia el calentavinos primario, donde parte de ellos se condensan, el resto

de los vapores se van a un condensador de tubos de agua para terminar la condensación 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.

### **3.9.2.2. Columna depuradora**

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

Esta columna consta de un borboteador (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. En la parte superior de la columna 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. De esta 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.

### **3.9.2.3 Columna rectificadora**

En esta tercer columna de destilación, que también tiene una sección de agotamiento y otra de rectificación, se obtiene un alcohol de 96% en volumen de alcohol con un máximo de impurezas de 125 mg/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 platillos se va enriqueciendo hasta salir por la parte superior para condensarse en dos condensadores en serie con tubos de agua. Del segundo condensador se extrae 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, 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 a la olla (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 del equipo.

Las colas se extraen de la parte central del aparato, separándose colas de alto grado alcohólico 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.

Con base en esta descripción de los procesos desarrollados en una fábrica típica de procesamiento de caña, en el próximo capítulo se procederá a describir el uso de los subproductos y residuos, así como los posibles derivados generados a partir de ellos. La información fue obtenida, principalmente, del grupo de Países Latinoamericanos y del Caribe Exportadores de Azúcar, Geplacea.

## CAPÍTULO 4

### GENERACIÓN DE SUBPRODUCTOS Y EFLUENTES DE LOS INGENIOS

#### **4.1 Caña de azúcar, subproductos y derivados**

A partir de la caña de azúcar, recurso agrícola de gran valor, se extrae no solo el azúcar aunque este producto es la razón fundamental de su cultivo sino, además, una variedad de productos intermedios y finales. Respondiendo a la denominación técnica de *Saccharum officinarum*, esa gramínea, se caracteriza por su alto contenido de azúcares. Originaria de Nueva Guinea y sus islas aledañas e introducida a otros países hace unos 800 años, la caña de azúcar pronto se cultivó extensamente en regiones tropicales y subtropicales, donde se verifican la condiciones agroclimáticas óptimas para su crecimiento.

El cultivo de la caña de azúcar lo introdujeron en el continente americano los conquistadores españoles en 1493, durante el segundo viaje de Cristóbal Colón. Originalmente la gramínea fue plantada en la isla de Santo Domingo y, poco después, gracias a las excelentes condiciones agroclimáticas, se extendió rápidamente en varias zonas del llamado Nuevo Mundo por los europeos, particularmente en Cuba (1512), Puerto Rico (1515), México (1524) y Perú (1529).

Las potencialidades para la diversificación de la agroindustria cañera de azúcar se derivan precisamente de los elementos fisiológicos que constituyen a la materia prima. La caña de azúcar está compuesta básicamente de azúcares (fundamentalmente sacarosa) y de carbohidratos estructurales del complejo lignocelulósico, los cuales ofrecen diferentes posibilidades de industrialización.

Por ejemplo, a partir de los sacáridos de la caña de azúcar vía fermentativa o química, se obtienen productos intermedios o finales con grandes posibilidades de utilización en el sector agropecuario, la industria alimentaria, química, farmacéutica y otros. Por su parte, el compuesto lignocelulósico está constituido básicamente de celulosa, lignina y pentosanas; a partir de estos componentes pueden obtenerse tableros, pulpa y papel, combustible, electricidad y otros derivados.

Considerando las dos partes principales de la gramínea, esto es, por un lado los tallos y por otro los cogollos y hojas, se tiene que en los primeros, un 29% está constituido por materia seca, entre la que se destacan los azúcares y los compuestos lignocelulósicos y 71% de agua. Por otra parte, el cogollo y las hojas presentan la siguiente constitución: 26% de materia seca, entre la que sobresalen

también los compuestos lignocelulósicos (19.80%), las cenizas (2.31%), los azúcares (2.18%) y un contenido de agua de 74%.

Los rendimientos de la caña, en comparación con los de otras plantas similares, son superiores en términos de materia seca y contenido de carbohidratos y se obtienen en ciclos menores. A pesar de que estos rendimientos son muy variados, puede obtenerse un promedio de 38 toneladas de materia seca/ha/año. Su aprovechamiento integral implica la valorización económica de los subproductos agrícolas e industriales vinculados a dicha materia prima, a saber, los residuos de la cosecha que quedan en el campo, la llamada "agua vegetal", la cachaza, la miel final, el azúcar, el bagazo y las cenizas de los hornos de bagazo. El azúcar, producto principal derivado de la caña, representa alrededor del 10% de dicha materia prima.

Tomando en cuenta como base el período de un año, la caña resulta una de las plantas más eficientes del mundo en la conversión de energía solar en energía almacenada. A pesar de la existencia de variaciones en función de las características particulares del área sembrada, suelo, clima, variedad, fertilizante, riego, nivel de mecanización y distancia de tiro, diversos estudios confirman que la caña proporciona materia seca con un equivalente energético de 10 a 20 veces mayor que la energía empleada en su producción. En términos de materia seca, su valor calórico es de alrededor de 4,000 kcal/kg.

Cosechada la caña en el campo, la materia prima se transporta al ingenio o central, como se conoce a las fábricas de procesamiento de caña donde, después de trozarse para facilitar el proceso siguiente, pasa a un tándem de molinos para extraer el jugo. Aquí se produce el primer subproducto industrial importante, el bagazo, el cual es almacenado y posteriormente conducido a las calderas.

El jugo obtenido de la molienda se somete a un proceso de clarificación, donde se separan las impurezas. De aquí se obtiene otro subproducto industrial conocido como torta de filtro o cachaza.

El jugo clarificado se somete a un proceso de evaporación con la finalidad de obtener un concentrado que, al ser posteriormente sometido a un proceso de centrifugado, ocurre la separación de otras impurezas del azúcar propiamente dicho; en este proceso se obtiene la melaza, otro subproducto importante de la agroindustria de la caña de azúcar.

El azúcar que queda, denominado azúcar crudo, contiene normalmente entre 94 y 97.5% de sacarosa. Un ingenio que opere en condiciones de eficiencia, recupera el 87% de la sacarosa originalmente contenida en la caña de azúcar.

La necesidad de hacer uso racional y eficiente del área agrícola, por su creciente escasez, convierte a la intercalación y rotación de cultivos en un imperativo a

contemplarse en el marco de la modernización y desarrollo de la agroindustria cañera.

En el uso alternativo de la caña de azúcar se presentan tres opciones: la utilización de la materia prima directamente en la alimentación animal, la producción de alcohol y la de mieles invertidas, proporcionando esta última bagazo sobrante.

En la industrialización de los subproductos sobresale la utilización de estos, principalmente del bagazo y de la melaza, en la obtención de una gama de derivados así como toda una serie de productos dedicados a la alimentación animal que ofrecen amplias perspectivas a los países de América Latina y el Caribe debido a que esta región cuenta con una fuerte industria azucarera, disponibilidad adecuada de subproductos, experiencia industrial e investigativa, lo que permitirá realizar una expansión integrada de azúcar-derivados y con lo cual se podrán contrarrestar los efectos negativos de las fluctuaciones del precio del azúcar en el mercado internacional.

#### *Subproductos y derivados*

Bagazo, melaza, torta de filtro o cachaza, ceniza de hornos, efluentes líquidos y gases de combustión, además de los residuos agrícolas, son producciones colaterales a la producción azucarera y que constituyen los subproductos de esa agroindustria.

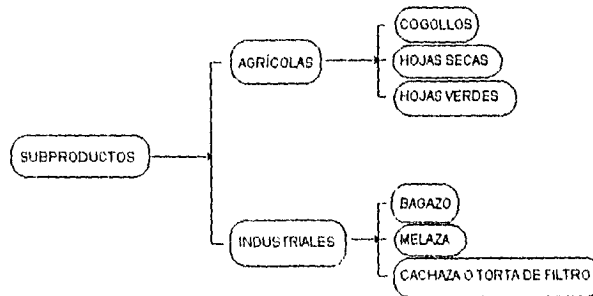
Se denominan derivados de la caña de azúcar aquellos que se obtienen industrialmente a partir de los subproductos de la agroindustria cañera.

Por ejemplo, la melaza es un subproducto, mientras que el alcohol y la levadura torula son derivados que se obtienen a partir de ese subproducto.

Los subproductos que se obtienen del proceso agrícola e industrial cañero se pueden agrupar según el lugar en que se obtienen, sea en campo o en fábrica. Como se menciona en la figura 4.1, los subproductos agrícolas están constituidos por cogollos, hojas secas y hojas verdes (paja), principalmente y los industriales por bagazo, melaza y cachaza o torta de filtro.



**FIGURA 4.1**  
**Tipo de subproductos del sistema agroindustrial cañero, según su origen**  
**(GEPLACEA/PNUD, 1990)**



A continuación se hace una caracterización de los principales subproductos y sus potencialidades respectivas para la obtención de una serie de derivados.

#### **4.1.1 Bagazo**

Un subproducto importante en el proceso agroindustrial cañero es el bagazo, el cual se utiliza como materia prima para la producción de una serie de derivados. Debido a sus características fisiológicas, principalmente como su valor como combustible y su empleo tradicional en la generación de vapor y energía eléctrica, este subproducto presenta una situación de alta competencia para su empleo en otras producciones asociadas directamente con el proceso de producción de azúcar y que presentan niveles atractivos de rentabilidad.

En la industrialización del bagazo es preciso tomar en cuenta una serie de factores, entre los que sobresalen el tamaño de los ingenios y su localización respecto a la fábrica del derivado en cuestión; es importante contemplar la vinculación tecnológica ingenio-fábrica de derivados, los métodos de almacenamiento del bagazo, tecnología de desmedulado y medio de transporte.

Cuando el bagazo se utiliza para la producción de pulpa, papel y tableros, que requieren de celulosa con fibras largas, se obtiene por medio del desmedulado, un subproducto conocido como médula, bagacillo o meollo que representa entre el 25 y el 30% del bagazo total. Esa médula puede emplearse para producir vapor, electricidad y en la formulación de piensos.

#### **4.1.2 Melaza**

Por su parte, las mieles o melazas se destinan fundamentalmente a la producción de alcohol, levaduras, lisina, glutamato monosódico y para alimentación animal. La mayor dificultad para que los países utilicen las melazas internamente radica en su disponibilidad, ya que el precio en el mercado internacional es muy atractivo.

El alcohol puede obtenerse directamente del jugo de caña en las destilerías integradas a los ingenios así como las destilerías autónomas donde se muele la caña sólo para la producción de alcohol; esta vía constituye un caso de uso alternativo de la caña de azúcar y es Brasil el más sobresaliente a nivel mundial.

En la tabla 4.1, se presenta la información relativa a producción de la melaza de países en la región y la proporción que la misma representa en relación con la producción de azúcar. Como puede observarse, el coeficiente promedio en la región de la relación azúcar/melaza es 0.47.

**TABLA 4.1**  
**América Latina y el Caribe: relación de producción de melaza y azúcar**  
**1988/89 (Licht, 1990)**

PAÍS	PRODUCCIÓN DE AZÚCAR a	PRODUCCIÓN DE MELAZA a	RELACIÓN DE PRODUCCIÓN MELAZA/AZÚCAR b
Argentina	1,017	863	0.85
Barbados	67	25	0.37
Bolivia	170	55	0.32
Brasil	7,326	4,380	0.66
Colombia	1,523	380	0.25
Costa Rica	220	87	0.40
Cuba	7,579	2,680	0.35
Ecuador	300	82	0.27
El Salvador	196	97	0.49
Guatemala	735	288	0.39
Guyana	170	85	0.50
Haití	30	36	1.20
Honduras	180	74	0.41
Jamaica	205	86	0.43
México	3,570	1,350	0.38
Nicaragua	160	85	0.53
Panamá	110	39	0.53
Perú	625	241	0.39
R. Dominicana	639	219	0.32
Trinidad y Tobago	100	48	0.48
Uruguay	88	16	0.18
Venezuela	569	255	0.45
<b>Total</b>	<b>25,633</b>	<b>11,924</b>	<b>0.47</b>

a: Miles de toneladas

b: Coeficiente que mide la proporción, en t, de melaza que se obtiene por cada t de azúcar producido.

Las melazas pueden obtenerse directamente de la caña en forma de mieles ricas o mieles invertidas. También es posible obtener mieles "A" o mieles "B" en el proceso de producción de azúcar.

#### **4.1.3 Cachaza**

Otro subproducto de la agroindustria cañera es la cachaza o torta de filtro. Aunque este subproducto no tiene un uso significativo, en vista de que es un efluente contaminante de la industria, en algunos países de la región, especialmente Brasil, se están desarrollando tecnologías exitosas para la llamada "fertirrigación". Estas naturalmente dependen de la disponibilidad de tierras cultivables y la ubicación orográfica de las fábricas con respecto a ellas, así como del tipo de suelos y sus características.

Por su parte, en Cuba y Colombia se les concentra para utilizarla en alimentación de ganado bovino. También puede utilizarse en la producción de cera refinada, producto que ofrece buenas perspectivas debido a la diversidad de usos como adhesivos, recubrimiento de alimentos, frutas y artesanías finas, betunes, cosméticos, pulimentos y otros.

#### **4.1.4 Residuos de la cosecha**

Gran importancia, por su volumen, tienen los residuos de la cosecha, los cuales usualmente se queman directamente en el campo cañero salvando así las dificultades existentes en el corte manual. En los residuos pueden identificarse dos componentes fundamentales: los verdes, como el cogollo y las hojas verdes y los fibrosos secos como la paja. Los residuos verdes se caracterizan por su contenido de jugo con azúcares y los secos por poseer, además de una baja densidad, una geometría muy variada.

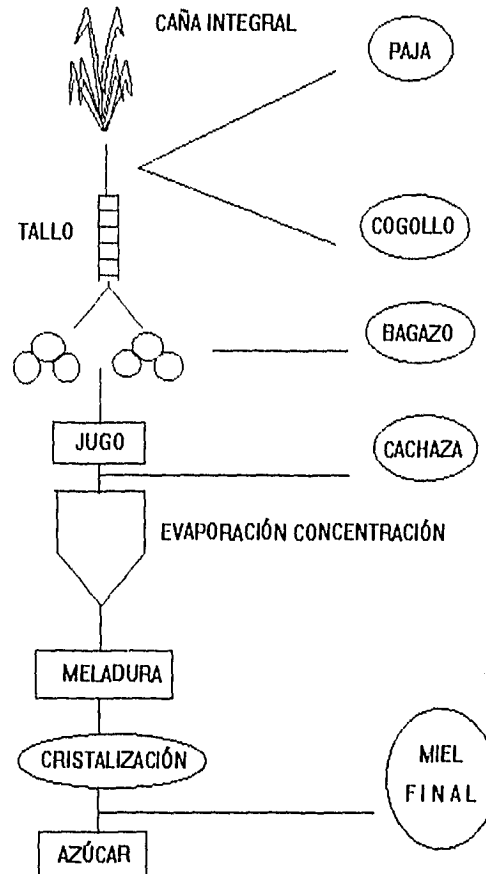
Hasta la fecha los residuos agrícolas han sido exigüamente utilizados, no obstante el gran potencial que representa su empleo, principalmente en su producción de energía y la alimentación animal.

Por ejemplo, solamente con el cogollo, las hojas verdes y las secas si se expresan en términos energéticos considerando un valor calórico, similar al del bagazo, equivaldrían cada año a 18 millones de toneladas de petróleo (ICIDCA, 1986).

El análisis anterior pone en evidencia que la caña de azúcar es un cultivo que ofrece grandes oportunidades para su aprovechamiento integral por medio de la industrialización de los subproductos para la producción de derivados, con los cuales es posible contribuir a la solución de diversas limitaciones que confrontan países de la región como son la demanda insatisfecha de pulpa y papel, tableros, alimentación animal, necesidades energéticas y otros.

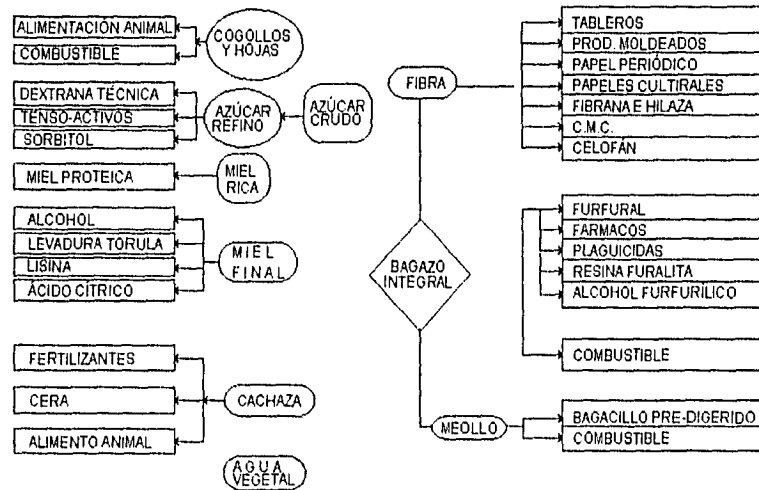
En la figura 4.2, se presenta esquemáticamente la generación de subproductos de la agroindustria cañera. Aparecen los residuos agrícolas, constituidos por paja (hojas verdes y secas) y cogollo y los que se originan en el proceso agroindustrial, esto es, el bagazo, la melaza y la cachaza.

**FIGURA 4.2**  
**Subproductos de la industria azucarera (GEPLACEA/PNUD, 1991)**



La figura 4.3 presenta las principales opciones de diversificación industrial que pueden desarrollarse mediante el procesamiento de los principales productos y subproductos de la agroindustria para obtener los derivados de la caña de azúcar.

**FIGURA 4.3**  
**Principales derivados de la caña (ICIDCA, 1986)**



Tradicionalmente, los subproductos agrícolas e industriales de la caña de azúcar fueron calificados y tratados como desechos, en la mayoría de los casos indeseables. Sin embargo, cada día se aprecia más el valor económico de los mismos en tanto que sirven de materia prima para la producción de una extensa gama de bienes y servicios.

Tomando como base una molienda en la región de 450 millones de toneladas de caña de azúcar, se obtiene una producción de alrededor de 26 millones de toneladas de azúcar, 124 millones de toneladas de bagazo húmedo, 11 millones de toneladas de melaza, 11 millones de toneladas de cachaza, 35 millones de toneladas de hojas secas y otros 31 millones de toneladas de cogollo. El volumen total de subproductos que se generan en el complejo agroindustrial cañero regional asciende a 243 millones de toneladas, además del azúcar que se obtiene como producto principal.

La disponibilidad del volumen adecuado de subproductos es la condición necesaria para el desarrollo de la diversificación en su dimensión industrial. A pesar de que la diversificación industrial en América Latina y el Caribe, presenta un desarrollo relativamente alto, persisten, sin embargo, grandes posibilidades subutilizadas.

Se plantea a la diversificación como una estrategia dirigida a optimizar el uso de los recursos naturales, tecnológicos e industriales con que cuenta la región, a la vez que representa la alternativa de modernización más viable para garantizar la rentabilidad y competitividad de la ya mencionada agroindustria.

#### ***4.2 Residuos (efluentes gaseosos y líquidos y residuos sólidos y semisólidos)***

La industria del azúcar de caña utiliza grandes cantidades de agua, sobre todo en el lavado de la caña y la condensación de vapor. En una refinería azucarera, el mayor uso (aparte de los condensadores) incluye el lavado del carbón animal y carbón activado, suministro de agua a las calderas, soluciones del proceso, lavado de los filtros y para el intercambio de iones y en el enfriamiento sin contacto.

Las emisiones gaseosas incluyen las procedentes de las calderas, sistemas de transporte y hornos de regeneración de tierra de diatomáceas y carbón animal, secado del azúcar granulado y sistemas de transporte.

Durante el proceso de industrialización de la caña de azúcar se genera una cierta cantidad de residuos líquidos, pastosos y/o aceitosos, sólidos y gaseosos, cuyas características potencialmente contaminantes hacen necesario su tratamiento con el fin de lograr una recirculación parcial de algunos de ellos y de disminuir su impacto negativo en los cuerpos receptores o en las zonas de disposición final, como se muestra en las tablas 4.2 y 3 y figura 4.4.

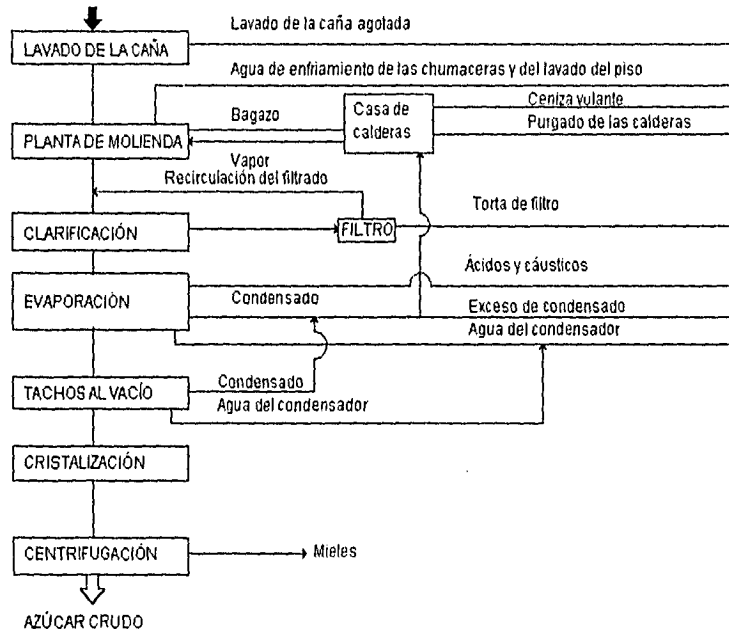
**TABLA 4.2**  
**Aguas residuales, desechos y emisiones en un ingenio azucarero/alcoholero**  
**(Zedillo, 1989)**

AGUAS RESIDUALES	LODOS RESIDUALES o SEMISÓLIDOS PASTOSOS y/o ACEITOSOS	RESIDUOS SÓLIDOS	EMISIONES ATMOSFÉRICAS
Aguas de lavado de caña	Lodos primarios, lodos de clarificadores (cachaza)	Caña	Gases y cenizas volantes de chimeneas
Aguas de enfriamiento de equipos de preparación y molenda de caña	Lodos obtenidos de sistemas de tratamiento primario y secundario de aguas residuales, grasas y aceites de trampas y de equipos de generación de corriente eléctrica	Bagazo	Polvo de las zonas no pavimentadas o jardinadas
Aguas de lavado de torta de cachaza y filtros de bagacillo		Cenizas	
Aguas de condensados		Arena	
Aguas de limpieza química de equipos de intercambio de calor		Tierra de hornos de calderas y de lavadores/sedimentadores de gases de chimeneas	
Aguas de regeneración de sistemas de ablandamiento		Piedras	
Aguas de lavado y liquidación de equipos		Tierra del batey	
Aguas de lavado de pisos, aguas de tipo sanitario (baños, cocinas, zonas habitacionales, etc.)		Chatarra	
Aguas de desecho de laboratorios químicos		Material plástico y de papel de oficinas, estopas, contenedores vacíos (bolsas, botes, bidones, etc.),	
Aguas de lavado de gases de chimeneas		residuos de alimentos	
Aguas de proceso (vinaza, regeneración de carbón activado, etc.)			



FIGURA 4.4

Diagrama simplificado del flujo de agua de desecho en una fábrica de azúcar cruda (Chen, 1991)



Los usos del agua dentro de la planta son, como pudo verse en las tablas 4.2 y 3, agua para lavado de caña y equipos (batey, molienda, elaboración), agua para proceso (imbibición, dilución, disolución, etc.), agua para el enfriamiento de equipos y condensación de vapores (secciones de batey, molienda, elaboración), agua para compensar las pérdidas en la alimentación de la caldera, agua para la depuración de gases (ceniza volante, gases ácidos de torres de sulfitación) y agua para servicios sanitarios y de limpieza de los pisos.

Para facilitar los estudios del agua y los efluentes residuales en la industria se debe conocer la fuente de los distintos efluentes parciales que van a formar el efluente total de la fábrica. Actualmente se sugiere que las aguas residuales se dividan según sus propiedades fisicoquímicas y biológicas, sean tratadas

separadamente y que se construyan diferentes equipos de depuración adecuados a sus diferentes características.

En esta fase del proyecto, se dará un enfoque específico al problema de los efluentes líquidos por lo que, a continuación, se presenta en forma resumida en tres incisos su descripción en la industria de la caña de azúcar.

**TABLA 4.3**  
**Dispositivo para el control de la contaminación en la industria azucarera**  
**(Zedillo, 1989)**

AGENTE CONTAMINANTE	SISTEMAS Y EQUIPO
Agua de lavado de caña	Envío de aguas a equipos clarificadores para separar tierra y arena y sistemas de tratamiento biológico secundario si hubo pérdidas de azúcares en el agua (DBO <sub>5</sub> > 20 mg/L). Tratamiento, estabilización y disposición en campos cañeros o uso de los lodos generados
Agua de enfriamiento de equipos preparadores de caña y molinos	Envío de aguas a trampas para separar grasas y aceites y disposición de las grasas y aceites por incineración en hornos de las calderas
Agua de condensadores	Instalación de equipos enfriadores y recirculación al proceso
Agua de limpieza de superficies de transferencia de calor en evaporadores y precalentadores	Dirigirlas a un tanque de homogeneización-neutralización y separación y disposición controlada de las sales y compuestos orgánicos
Aguas de purga de calderas y sistemas de ablandamiento	Tanque de homogeneización-neutralización y separación de sales
Aguas residuales sanitarias	Instalaciones de sistemas de tratamiento por métodos biológicos y tratamiento y uso de los lodos generados
Arrastre líquido de vinazas, aguas de lavado de fermentadores, etc.	Conducción a canales para su riego controlado. Concentración para su utilización como alimento. Concentración y secado para su uso como alimento animal. Tratamiento aerobio y anaerobio para producir biogás y "proteína unicelular"
Cachaza	Conducción en forma suspendida por canales para su uso en riego. Manejo en forma semisólida en tolvas y envío al campo. Sedimentación en fosas y posterior dragado y reutilización de los sólidos en el campo
Aguas de lavado de emisiones atmosféricas	Tratamiento de fosas de sedimentación, acondicionamiento y recirculación y envío de las cenizas y arena a los campos cañeros
Cenizas de calderas y de arrastre con gases y residuos sólidos	Envío a los campos cañeros de los residuos inocuos e incineración de los residuos combustibles
Gases de chimeneas	Uso de deshollinadores y/o de lavadores de gases

#### **4.2.1 Aguas crudas o de suministro**

En casi todas las plantas procesadoras de caña de azúcar el agua de suministro se extrae de pozos o se bombea de los ríos aledaños. Como estas aguas, llamadas crudas, generalmente contienen cantidades apreciables de sales y otras impurezas, no deben ser utilizadas directamente en la generación de vapor en las calderas o en los sistemas de enfriamiento, a menos que sean tratadas en forma drástica para evitar incrustaciones en las superficies de intercambio de calor. El método más económico para el primer caso es el de utilizar aguas de condensados para las calderas, una vez que estos son generados. Sin embargo, al inicio de la zafra es necesario contar con agua desmineralizada, por lo que deben tenerse sistemas de ablandamiento de agua que garanticen este primer suministro. Para el caso del agua de enfriamiento también debe usarse al inicio de la zafra de estas aguas de suministro tratadas e introducirse un sistema cerrado de enfriamiento para su reuso, cuidando de no contaminarlas y, conforme se vayan concentrando, realizar purgas periódicas que eviten la incrustación en los sistemas de enfriamiento. Estas purgas deben, al igual que las aguas de regeneración de los sistemas de ablandamiento usados, ser tratadas antes de su disposición final.

Asimismo, para su uso en las instalaciones sanitarias, las aguas de suministro deben ser potabilizadas (o si se desea, puede usarse también agua de condensados limpios, si es que ésta está en exceso en la planta). Para su potabilización, deben emplearse sistemas convencionales, a menos que su nivel de contaminación sea muy grande y sea necesario darles un tratamiento específico.

#### **4.2.2 Aguas de proceso**

Son las aguas que se requieren para la imbibición del bagazo, para el lavado de la torta de cachaza, para el lavado de los filtros de bagacillo, para la preparación de la lechada de cal, para disolver los polielectrolitos en la ayuda de la clarificación del jugo, para los lavados de los cristales en las centrifugas y el lavado de los equipos de cristalización (almacenamiento de mieles, de "templos", etc.), para la condensación directa de condensados de los últimos efectos de los evaporadores y de los "tachos", para la regeneración de los filtros de carbón, etc., etc.

En general, hay un gran desperdicio de agua de alta calidad que podría aprovecharse para estos usos si se hiciera un adecuado arreglo de la operación. Esto provoca pérdidas de recursos económicos e incrementa grandemente el caudal de aguas residuales.

Muchas investigaciones hasta el presente han planteado que, con el máximo uso de los condensados, mediante una correcta recirculación se puede lograr la eliminación total o parcial de las aguas crudas en los ingenios azucareros. Los condensados "contaminados" con arrastres de miel deben ser empleados en la

imbibición, lavado de filtros, preparación de la lechada de cal, en las centrifugas para la purga de las "templás" y para las diluciones de las mieles A y B.

#### **4.2.3 Aguas residuales**

Se entiende por aguas residuales los desechos líquidos que se producen en las diferentes actividades socioeconómicas/productivas: industrias, viviendas, instalaciones agropecuarias y otros. En la tabla 4.4 se enlistan los ocho componentes de contaminantes que habitualmente transportan las aguas residuales. Estos varían, naturalmente, con su origen y la magnitud del cuidado del agua y de los residuos que se tengan en la planta de manufactura antes de la descarga.

**TABLA 4.4**  
**Componentes de las aguas residuales industriales, sus consecuencias y sus**  
**orígenes típicos (Zámano y col., 1991)**

COMPONENTES	CONSECUENCIAS	ORÍGENES FÍSICOS
1) Bio-oxidables expresados como DBO <sub>5</sub>	Desoxigenación, situaciones anaerobias, peces muertos.	Grandes cantidades de carbohidratos solubles; producción de azúcar; enlatado; destilerías; fábricas de cerveza; procesamiento de productos lácteos; producción de pulpa y fabricación del papel a partir de bagazo de caña, etc.
2) Elementos y compuestos tóxicos: As, CN <sup>-</sup> , Cr, Cd, Cu, F, Hg, Pb, Zn, plaguicidas, etc.	Peces muertos, ganado envenenado, placton muerto, acumulaciones en la carne de los peces y moluscos.	Limpieza de los metales, recubrimientos galvánicos y decapado de metales; tratamiento de fosfatos y bauxita; producción de cloro; fabricación de acumuladores; enlatado; arrastres de aguas de riego; procesamiento de vegetales y otros productos del campo, etc.
3) Ácidos y álcalis	Eliminación de los sistemas amortiguadores de pH, desorganiza los sistemas ecológicos previos.	Drenaje de las minas de carbón; decapado de productos metálicos; manufactura química y textil, limpieza de la lana; lavanderías, etc.
4) Desinfectantes: Cl <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> , formalina, fenol	Muertes selectivas de microorganismos, sabores y olores.	Blanqueado textil y del papel; cohotería; síntesis de resinas; preparación de gas; coque y alquitrán mineral; manufactura química y colorantes, producción de agentes conservadores para alimentos, etc.
5) Formas iónicas: Fe, Ca, Mg, Mn, Cl <sup>-</sup> , SO <sub>4</sub> <sup>-2</sup>	Cambios de características del agua. dureza, salinidad, incrustaciones.	Metalurgia; fabricación de cemento; cerámica; bombeo de los pozos de petróleo, etc.
6) Agentes de oxidación y reducción: NH <sub>3</sub> , NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> , NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> , S <sup>2-</sup> , SO <sub>4</sub> <sup>-2</sup>	Equilibrios químicos alterados, extendiéndose desde agotamiento rápido del oxígeno a supernutrición, olores, crecimientos microbianos selectivos.	Producción de gas y coque; industrias; manufactura de explosivos; fabricación y teñido de fibras sintéticas; pulpa de madera, blanqueo, etc.
7) Evidentes para la vista y el olfato	Espumas, sólidos flotantes, sedimentables, hedor; depósitos anaerobios en el fondo; aceites y grasas; daños a las aves acuáticas y peces.	Residuos de detergentes; enlatado; procesado de carnes y alimentos; molinos de azúcar de caña y de remolacha y para la lana; refinerías de petróleo, etc.
8) Organismos patógenos, B. anthracis, leptospira, hongos tóxicos, virus, etc.	Infecciones en el hombre, reinfecciones en la ganadería, en fermedades de las plantas procedentes de las aguas de riego.	Residuos de mataderos y rastros; procesado de lana; lodos de las plantas de tratamientos de residuos, aguas residuales de hospitales y centros asistenciales y de granjas de aves de corral y ganado mayor, etc.

En la industria azucarera y sus derivados, los desechos se originan en los procesos de fabricación, por lo que existen diferencias entre los ingenios que fabrican mascabado, azúcar estándar, azúcar refinada y las que tienen destilerías. La caracterización de sus efluentes es particular para cada ingenio, debido a las diferencias mencionadas previamente. Sin embargo, existen parámetros del gasto y composición dentro de las cuales caen las descargas de muchos ingenios.

Los valores del contenido de material contaminante disuelto presente en ellas puede medirse de muchas formas. Una de las más comúnmente usadas, por cuestión histórica mas que por su utilidad, es la demanda bioquímica de oxígeno (DBO) que se realiza a tiempos determinados y temperaturas específicas (por lo que generalmente aparece con un superíndice, la temperatura, y con un subíndice, el tiempo de realización de la prueba, que va de cero hasta u, que significa última, porque ya no hay actividad microbiológica y, por ende, consumo de oxígeno).

La comparación con el intervalo de valores para este parámetro, fijados en las condiciones particulares de descarga de algunos ingenios por las autoridades mexicanas, muestra que el contenido de material contaminante disuelto en estos efluentes líquidos rebasa en gran medida los valores permitidos.

Existen también otros parámetros que tienen valores mayores a los permitidos, tales como la materia flotante, los sólidos sedimentables, las grasas y aceites, el valor de pH, la temperatura, los coliformes totales y fecales, etc.

Los principales parámetros para la industria azucarera, que aparecen en la mayoría de las normatividades, se dan en las siguientes subdivisiones.

#### Contenido de material disuelto

Este parámetro, como ya se mencionó, es difícil de medir y por ello se han planteado varios métodos indirectos para hacerlo. Uno de ellos es la medición del consumo de oxígeno por inóculos específicos de microorganismos y en esta medición se considera que el contenido de material biodegradable consumido por los organismos es equivalente al de oxígeno consumido. A este parámetro se le denomina demanda bioquímica de oxígeno. Consecuentemente, este parámetro mide la capacidad de consumo de oxígeno durante la descomposición microbiológica de la materia orgánica disuelta en los efluentes (prueba hecha durante varios días a una temperatura dada y las condiciones clásicas son a 20°C y cinco días porque así fue diseñada en Inglaterra, ya que era el tiempo que tardaba en llegar un efluente contaminado de Londres al Mar del Norte a través del río Támesis y su temperatura era ésa durante el verano).

La DBO se mide y expresa generalmente en partes por millón o miligramos por litro de oxígeno consumido por los microorganismos durante la metabolización del

material biodegradable. Los efluentes que proceden de una fábrica de azúcar crudo o de una refinería de azúcar varían entre cinco hasta varios miles de miligramos por litro. La concentración de desechos individuales de una refinería varía de 10 a cerca de 1000 ppm. La descarga total de la refinería a las aguas superficiales va desde 0 hasta quizás 25 ppm en promedio, sobre todo si se diluye con las aguas de enfriamiento y condensación. Los niveles de DBO en la industria de la caña de azúcar se encuentran generalmente entre los límites que se dan en la tabla 4.5.

Es importante mencionar que éste es un parámetro difícil de medir y, a menudo, sus valores no reflejan las características de la actividad bioquímica de las aguas receptoras. La precisión y exactitud de los análisis de DBO pueden ser incorrectos, ya que si se encuentran presentes sustancias tóxicas no hay consumo de oxígeno pues los microorganismos mueren, dando valores falsos del contenido de material disuelto.

**TABLA 4.5**

**Niveles de la demanda bioquímica de oxígeno última (DBOu) en la industria de la caña de azúcar (Chen, 1991)**

	FABRICA DE "CRUDOS" (mg/L)	REFINERÍA (mg/L)
Agua de lavado de la caña	260-700	-
Agua de condensadores	30-150	4-21
Suspensión de lodo del filtro de cachazas	2,900-11,000	730
Desechos de carbón animal	-	750-1,200
Agua de lavado de vagones y camiones	-	15,000-18,000

Otra forma de medir este material disuelto es con un parámetro denominado demanda química de oxígeno (DQO). El nombre no es muy afortunado ya que implica un consumo de oxígeno y la metodología no consiste en ello. De hecho, lo que se mide es la cantidad de sustancias fuertemente oxidantes residuales en una muestra problema y, por diferencia, del contenido inicial de ellas adicionado en otra muestra que solamente contenía agua destilada, se infiere que lo que reaccionó de ellas es estequiométricamente equivalente a la materia orgánica contaminante disuelta en el agua residual.

Actualmente es el parámetro de medición de material disuelto usado por la Comisión Nacional del Agua de México para determinar el grado de contaminación del agua vertida por los usuarios. Cabe mencionar, sin embargo, que se están buscando otras metodologías a nivel mundial ya que en ésta, los residuos de los laboratorios analíticos que realizan estas pruebas contienen cromo hexavalente, plata y mercurio, lo que los hace residuos peligrosos y, por ende, difícil de disponer de ellos.

#### Oxígeno disuelto (OD)

Constituye un componente de la calidad del agua. Cuando su concentración es la adecuada, los organismos vivientes se mantienen en un estado vigoroso y la reproducción y la población se mantienen. El agua de condensadores (90 a 95% del flujo total de aguas servidas o usadas en la mayor parte de los ingenios) ha sido calentada y desgasificada, por lo que su calidad de acuerdo a este parámetro es muy mala.

El OD se mide y expresa en partes por millón o miligramos por litro. En el caso de los cuerpos de agua con baja capacidad asimilativa, el OD es un indicador del agotamiento de oxígeno.

#### Sólidos totales en suspensión (STS)

Los sólidos en suspensión son estéticamente desagradables, pero cuando se asientan para formar depósitos de lodos en el lecho de la corriente de agua o del lago resultan más perjudiciales para la vida acuática. Cubren el fondo del río o del lago con una capa de material que destruye la fauna del fondo que constituye el alimento de los peces. Los depósitos que contienen materiales orgánicos pueden agotar los depósitos de oxígeno del fondo y producir gases nocivos, tales como el ácido sulfhídrico, el metano y el amoníaco.

En la industria azucarera, la mayor parte de los sólidos en suspensión son de naturaleza mixta, orgánica-inorgánica. Los lavados de la caña contienen principalmente materiales inorgánicos mientras que las cachazas son una mezcla de materiales inorgánicos y orgánicos. El agua de enfriamiento de un condensador barométrico está esencialmente libre de sólidos suspendidos. El agua de enfriamiento de las zonas de preparación y molienda de la caña se contaminan con trozos de caña, bagazo y grasas y aceites provenientes de los equipos eléctricos, así que contienen materiales en suspensión orgánicos y aceitosos/grasosos.

En la parte de la refinería de azúcar, los STS presentes son poco importantes. Los STS de los lavados del carbón animal son muy bajos (deseablemente deben ser esencialmente cero), excepto en el caso de un mal funcionamiento. Los STS en otros desechos del proceso de refinación son prácticamente insignificantes.



### pH, acidez y alcalinidad

Los cambios extremos del pH pueden provocar alteraciones del equilibrio fisiológico (estrés o destruir la vida acuática). Los desechos de una fábrica de azúcar cruda se pueden mantener dentro de un pH de 6.0 a 9.0. El pH del agua de los condensadores no experimenta cambios por causa de la refinera. El pH del total de desechos del proceso no cambia en la mayoría de los casos. Una excepción podría ocurrir cuando se descarga  $\text{CaCO}_3$  en los desechos, en cuyo caso podría experimentar un aumento de quizá 0.5 en el pH o si empiezan a fermentarse los azúcares disueltos que contiene y generar ácidos grasos volátiles, acidificando el efluente hasta valores de 3.0.

En el caso de las vinazas y lavados de las tinas de fermentación de las plantas de etanol, como los mostos son acidificados *ex-profeso*, estos efluentes son muy ácidos (valores de pH de 3.5 a 4.5).

### Otros parámetros

Como ya se dijo, la demanda química de oxígeno (DQO) se usa ampliamente para medir la cantidad total de compuestos oxidantes necesaria para la oxidación de la materia orgánica. Esta prueba se lleva a cabo en un período corto (de una a tres horas), a diferencia de la prueba de la  $\text{DBO}_U$  (que se realiza hasta que se termina la actividad bioquímica de los inóculos) pero, tiene la desventaja de que no establece diferencia entre la materia biológicamente activa y la inerte o incluso la tóxica. En diferentes condiciones, la DQO asciende alrededor de dos a varios cientos de veces el valor de la  $\text{DBO}_U$  y todavía no se ha establecido ninguna relación definida entre ambas. En presencia de cloruros, como en el caso de la intrusión de agua de mar o agua salobre, la prueba de la DQO queda fuera de proporción con la prueba de la  $\text{DBO}_U$ , ya que el  $\text{Cl}^-$  también reacciona con los compuestos oxidantes adicionados.

La temperatura constituye uno de los principales reguladores de los procesos naturales en el medio acuático. Los organismos que constituyen el alimento de los peces resultan severamente alterados cuando la temperatura excede de los  $35^\circ\text{C}$ .

Como en las industrias de procesamiento de la caña de azúcar no se segregan los efluentes sanitarios, estas aguas contienen millones de microorganismos fecales y totales, ya que con la presencia de los azúcares y las temperaturas relativamente elevadas, estos se reproducen profusamente.

El peligro del vertimiento indiscriminado de las aguas residuales de la industria de la caña de azúcar en los cuerpos receptores (aguas y suelos cañeros), no está solamente en su efecto económico directo por el costo que representa el pago de aguas de suministro, sino en su efecto indirecto, ya que cuando se contaminan las

aguas superficiales y subterráneas surge una amenaza de alcance impredecible para la salud de la población (generalmente los empleados y obreros de la propia industria), así como trastornos de la producción, en la agricultura y la propia economía del agua.

#### **4.2.4 Caso específico: Vinazas**

No es nada fuera de lo común en los países productores de azúcar de caña que al azúcar cruda se le asocie con una refinería azucarera o una fábrica de alcohol, o ambas. A los principales desechos de la fábrica de alcohol se les conoce como colas, residuos de destilación, heces o vinazas. El volumen de la vinaza es aproximadamente de 12 a 15 veces al del alcohol producido, dependiendo del origen y composición de la materia prima utilizada, del tipo y preparación del mosto y de los procesos de fermentación y destilación que se realicen. La manipulación de un volumen tan grande es muy problemática y costosa. Es un producto altamente contaminante por su composición y características físicas.

La vinaza se puede definir como una disolución de sustancias y sales minerales y orgánicas, con valor relativo y con potencial para diversos usos. La vinaza contiene sólidos disueltos y en suspensión, está a alta temperatura y tiene valores de pH muy bajos (Tabla 2.4), por lo cual se debe evitar su disposición a cuerpos receptores y darles un uso adecuado a las condiciones de cada ingenio, de cada región y de cada país. Debido a que se trata de un efluente "difícil" y que se genera en otros giros industriales (producción de bebidas espirituosas como el ron, whisky, tequila, etc.), preocupa tanto a autoridades como empresarios, investigadores y técnicos dedicados a obtener alternativas de utilización económica, evitando siempre el deterioro del medio ambiente.

La vinaza, como todo residuo industrial presenta variabilidad en su composición, por lo que se debe hacer su caracterización para cada industria en particular, ya que para llevar a cabo un tratamiento es necesario conocer sus características. En la tabla 4.6 se presenta la composición promedio de vinazas empleando otros parámetros diferentes a los de la tabla anteriormente citada. Éstos fueron obtenidos de fábricas en Brasil y el origen de las vinazas es diferente, dependiendo del mosto fermentado (a partir de melaza, jugo directo y caldo mixto). Asimismo, en la tabla 4.7 se presenta la comparación entre vinazas obtenidas a partir de la fermentación de melazas de caña y de remolacha.

**TABLA 4.6**  
Composición de la vinaza (ICIDCA, 1986)

ORIGEN	MATERIA ORGÁNICA	Ca	Mg	K	N	PO <sub>4</sub> <sup>F</sup>	SO <sub>4</sub> <sup>F</sup>
Melaza	6.34	0.26	0.06	0.65	0.12	0.02	0.64
Jugo	1.98	0.05	0.01	0.10	0.03	0.01	0.06
Mixto	3.80	0.12	0.04	0.38	0.07	0.02	0.27

**TABLA 4.7**  
Composición de la vinaza de caña y remolacha (parámetros, excepto el pH, en mg/L) (IMPA, 1986)

PARÁMETRO	ORIGEN: MELAZA DE REMOLACHA	ORIGEN: MELAZA DE CAÑA
Densidad	1.060	1.051
pH	4-5	4-5
Demanda bioquímica de oxígeno última, DBOu	78,300	57,400
Demanda química de oxígeno, DQO	81,200	103,000
Sólidos totales	135,000	111,900
Nitrógeno total	7,340	1,190
Fósforo	91	120

Los grandes volúmenes de vinaza, con elevados contenidos de materia orgánica y sales minerales, pueden recuperarse, sea en uso directo o como materia prima para la obtención de otros productos. La utilización representa un reciclado de recursos naturales de alto valor y permite además cumplir con las leyes y los reglamentos para el control de la contaminación.

Se ha determinado, sin embargo, que no hay respuestas sencillas para una solución técnica y económicamente adecuada en el problema de la vinaza. Investigadores americanos, de la empresa Bacardí de Puerto Rico, brasileños, venezolanos, mexicanos, etc., se han dado a la tarea desde hace más de 20 años de estudiar las soluciones más viables, tanto técnica como económicamente, y es posible afirmar que una solución global, a nivel nacional para el caso de México, exigirá grandes inversiones imaginativas y coordinadas. En caso de que no se considere el procesamiento de la vinaza para su recuperación y venta de productos derivados, el tratamiento para el control de la contaminación de la vinaza repercutirá en el precio del alcohol anhidro o de 96% por su elevado costo.

## CAPÍTULO 5

### DESCRIPCIÓN DE LA UTILIZACIÓN DE LOS SUBPRODUCTOS APROVECHABLES DE LA FABRICACIÓN DE AZÚCAR Y ALCOHOL DE CAÑA EN LA REGIÓN DE AMÉRICA LATINA Y EL CARIBE

#### **5.1 Desarrollo de derivados del bagazo**

El bagazo, subproducto fibroso que se obtiene en los molinos del ingenio azucarero durante el proceso de extracción del jugo para la fabricación de azúcar, en comparación con otros productos vegetales, puede decirse que reúne una serie de condiciones que hacen que sea el material fibroso con más posibilidades de industrialización, ya que se encuentra potencialmente disponible en grandes cantidades (por cada tonelada de azúcar se obtienen aproximadamente 2.5 toneladas de bagazo con 50% de humedad). Existe experiencia en su manipulación, almacenamiento, transportación y, además, se utiliza mundialmente en la producción de pulpas papeleras, productos aglomerados, furfural y otros.

El bagazo es una materia prima que, desde el punto de vista químico, está compuesto de aproximadamente 52% de celulosa, 29% de hemicelulosa (fundamentalmente pentosanos) y 19% de lignina. Morfológicamente consta de 60% de fibras, 30% de parénquima o médula conocida como "meollo" o bagacillo y 10% de finos o solubles.

Es el primer subproducto en orden de importancia, debido a su cantidad. Como se muestra en la tabla 5.1, alcanza cerca de 14 a 16 millones de toneladas (esta cantidad es equivalente a la producción anual de maíz en México).

Para tener una idea de su uso en México, la tabla 5.1 presenta algunos datos del uso en la industria del bagazo. Esta cantidad total representa el 2% de la generación anual de este subproducto. El resto es quemado en los ingenios azucareros para generar el vapor utilizado principalmente en los evaporadores y cristalizadores y en las columnas de destilación para enriquecer el etanol hasta 96% en volumen.

Por comparación, se estimó que el uso del bagazo como combustible en los ingenios azucareros-alcoholeros en los países del tercer mundo, como la India, requiere de un promedio de 3 kg de vapor necesarios para obtener 1 L de etanol y ellos son producidos con 2 kg de bagazo (Juneja, 1990).

La incineración del bagazo para la generación de vapor y electricidad es una práctica usual en la industria azucarera. Los esquemas energéticos de los ingenios en los países productores de azúcar de caña se diseñaron con el objetivo de quemar todo el bagazo que se producía ya que éste no tenía un uso industrial. Posteriormente, cuando se convierte en materia prima aprovechable para diferentes productos, sucede que los bajos precios del petróleo hacen que se adopte como política la sustitución del bagazo por combustóleo; pero, a partir de 1974, cuando empieza a elevarse el precio de éste, cambia la situación, entrando a competir el bagazo como combustible para producir vapor y electricidad contra su utilización como materia prima en la producción de derivados.

El alto valor calórico del bagazo ha determinado que a los efectos de su valoración como materia prima, sea práctica usual utilizar su equivalencia como combustible, estimándose que una tonelada de bagazo con el 50% de humedad puede sustituir 0.1897 toneladas de combustóleo (fuel oil) incrementándose el valor del bagazo de acuerdo con el incremento del valor del petróleo en el mercado mundial.

La obtención de excedentes de bagazo permite alternativas de utilización como combustible o para la producción de derivados. En los últimos cincuenta años, en los países afiliados a GEPLACEA (Grupo de países Latino Americanos y del Caribe Exportadores de Azúcar) se ha adquirido vasta experiencia en la obtención de pulpa y papel, tableros, furfural y en la elaboración de productos para alimentación animal. Con base a este conocimiento, se han generado tecnologías que se aprovechan en otras regiones.

**TABLA 5.1**  
**Uso industrial del bagazo de la caña de azúcar**  
**(Zedillo, 1986)**

INDUSTRIA	CAPACIDAD ANUAL (ton. métricas)	PRODUCTO
Celox, S.A.	-	Celulosa blanqueada
Celulosa y Fibra Nales, S.A. de C.V.	-	Celulosa blanqueada
Mexicana de Papel Periódico	100,000	Papel periódico
Compañía Industrial San Cristóbal	76,000	Pulpa, papel
Fábrica de Celulosa El Pilar, S.A.	22,500	Pulpa blanqueada
Kimberly Clark de México, S.A.	60,000	Pulpa
Productora de Papel, S.A.:	18,000	Pulpa
Fibrasin	40,000	Tableros aglomerados
Productos Furánicos Mexicanos(*)	18,000(*)	Furfural
Uso total de bagazo	316,500	
(porcentaje)	2	

Actualmente no está en operación

Para fabricar pulpa, papel y tableros, sólo se puede utilizar la fibra "aceptada" de la operación del desmedulado, debido a los requerimientos tecnológicos y de calidad. El bagacillo otorgaría propiedades indeseables a estos productos. En otros usos, se puede emplear indistintamente el bagazo integral o la médula (bagacillo) rechazada en el desmedulado.

Existen distintos tipos de desmedulado: en seco, húmedo y en suspensión, que se pueden utilizar aisladamente o en forma combinada, existiendo criterios técnicos sobre las mejores alternativas.

Cuando el bagazo se utiliza como materia prima en las plantas de pulpa y tableros, se obtiene como consecuencia del desmedulado un residuo (médula), que en la mayor parte de los casos, representa entre el 25 y el 30% del bagazo total. La composición química de la médula difiere poco de la fracción fibrosa o de la del bagazo integral; no obstante, posee mayores cantidades de cenizas teniendo un valor calórico similar. Debido a las semejanzas energéticas y químicas del bagazo tiene muchos usos donde sus características físicas no son una limitante.

El bagacillo se puede utilizar para generar vapor, electricidad, en alimentación animal en forma de mezclas de miel-urea-bagacillo, bagacillo predigerido hidrolizado, etc. Se han realizado investigaciones para la producción de furfural y mieles hidrolíticas. En algunos países se utiliza para acondicionar suelos y como portador de plaguicidas.

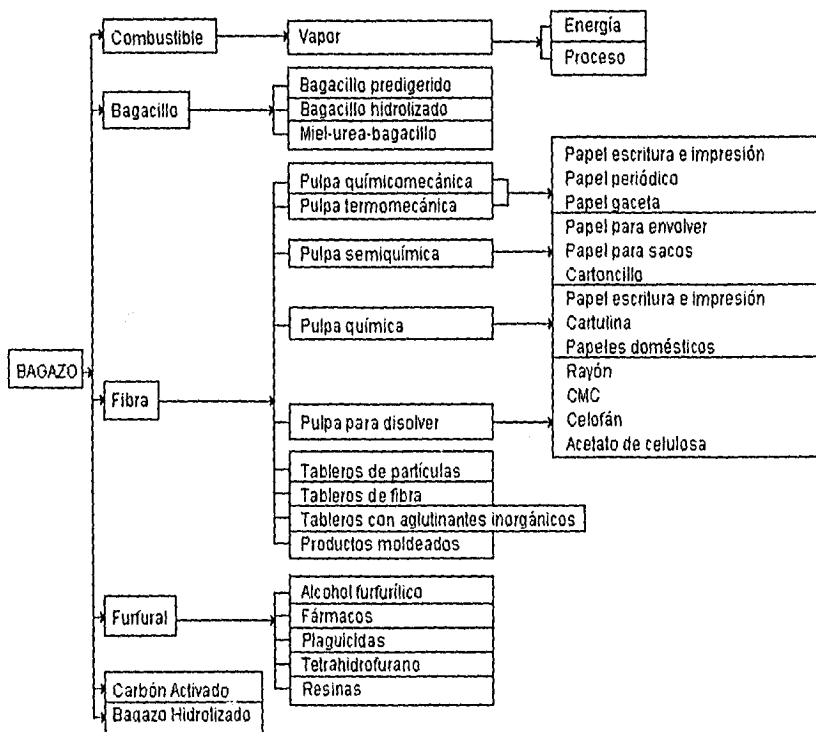
Su empleo en la producción de bagacillo predigerido y bagacillo hidrolizado además de ser novedoso, ha representado un campo de avance en la alimentación animal de varios países.

Actualmente los ingenios de la región tienen capacidades que van desde menos de 2 mil toneladas/día, hasta 40 mil toneladas/día. Se ha realizado un análisis que abarca los diferentes intervalos de capacidad que caracterizan a los ingenios de países miembros de GEPLACEA, con el fin de proporcionar la magnitud del costo y/o ahorro en dólares en que puede incurrirse al obtener bagazo sobrante.

El valor del petróleo puede ser de 1.77 millones de dólares en un ingenio con capacidad de 2 mil toneladas/día si se utilizan 82.5 mil toneladas métricas de bagazo (50% de humedad) que se producen en 150 días de zafra que equivale a 15.65 toneladas de combustóleo. Si se obtiene el 30% de bagazo sobrante en un ingenio con estas características, el ahorro en dólares sería de 0.53 millones, mientras que con la obtención del 40% de bagazo sobrante, el ahorro aumentaría a 0.71 millones de dólares (Noa, 1983; GEPLACEA/PNUD, 1990)\*.

Los principales usos del bagazo se presentan en la figura 5. 1.

**FIGURA 5.1**  
**Derivados del bagazo**  
**(GEPLACEA/PNUD, 1990)**



En el otro extremo, en un ingenio con capacidad de 20 mil toneladas/día, el costo en que incurre al sustituir las 825 mil toneladas de bagazo por el equivalente en petróleo de 156.5 mil toneladas, llegaría a los 17.69 millones de dólares. Con la obtención del 30% de bagazo sobrante, el ahorro sería de 5.31 millones de dólares, mientras que si se obtiene el 40% de bagazo sobrante, el ahorro llegaría a 7.08 millones de dólares (Noa, 1983; GEPLACEA/PNUD, 1990)\*.

\* Elaborado por el Proyecto de Diversificación GEPLACEA/PNUD con base a:  
 - capacidades promedio de los ingenios de GEPLACEA  
 - 150 días de zafra  
 - bagazo con 50% de humedad  
 - precio del "fusel oil 1%" en Mercado EEUU, Nueva York de US\$ 113/t en 1989. (En sept. 1990 pasó a 230 dólares) y con información de Noa (1993).

### **5.1.1 Requerimientos de bagazo en la producción de derivados**

Para obtener pulpa, papel, pulpa para disolver y tableros aglomerados, el bagazo se tiene que desmenuzar. Los requerimientos de bagazo se hacen con referencia al bagazo integral, por lo tanto, en la obtención de esos derivados hay alrededor del 25 al 30% de médula que se puede utilizar como combustible, bagacillo hidrolizado o predigerido y/o en formulaciones para alimentación animal.

En la producción de furfural y carbón activado se utiliza el bagazo integral. Para el bagazo hidrolizado y generación de vapor y electricidad, se puede hacer uso del bagazo tal como sale del ingenio o de la médula rechazada en la operación de desmenuzado.

Cuando se sustituye bagazo por petróleo como combustible en un ingenio de gran capacidad no existe dificultad para obtener bagazo sobrante y abastecer a las plantas de pulpa para disolver y de papel localizada cerca del ingenio. En cambio, las plantas de tableros, furfural y carbón activado pueden abastecerse de ingenios de capacidades de molienda menores a las 16,000 toneladas por día.

El papel tiene un bajo índice de consumo de bagazo por tonelada de producto. No obstante, debido al tamaño económico de las instalaciones requiere de grandes cantidades de materia prima por año. Sobre la base de bagazo sobrante, los ingenios con capacidades de alrededor de las 6,000 toneladas por día sólo pueden abastecer la mitad de los requerimientos de esta industria, por lo que es necesario transportar materia prima de más de un ingenio.

El furfural y el carbón activado tienen altos índices de consumo por tonelada de producto, pero se puede satisfacer las necesidades anuales sin grandes dificultades. Los tableros presentan bajos índices de materia prima por metro cúbico de producto anualmente.

En el caso de la electricidad, se pueden utilizar paja y otros residuos agroindustriales para sustituir al bagazo, cuestión que se debe analizar en todas las plantas de derivados.

La paja y en general los residuos de la cosecha, son los subproductos que menos se utilizan. La paja con 10% de humedad, posee un valor calórico de 3,000 kcal/kg, mientras que el petróleo que se quema industrialmente tiene un valor calórico de 9,800 kcal/kg. En Hawaii, se han empezado a utilizar residuos de la cosecha, además del bagazo, para la generación de electricidad, tanto para vender a la red nacional como para satisfacer las necesidades del ingenio (Noa, 1983).

En términos aproximados, una tonelada de paja puede sustituir a una tonelada de bagazo en base húmeda, que se obtiene de los centros de acopio cercanos a los ingenios (caso Cuba), lo cual contribuiría a liberar bagazo para la producción de derivados. La paja de caña no sólo por las cantidades en que se obtiene, sino por



sus características, ofrece grandes perspectivas de aprovechamiento. Sin embargo, su baja densidad afecta su transportación, por lo cual deben estudiarse métodos para dividir y compactar el material con el objetivo de mejorar su manipulación y disminuir los gastos de transportación (Noa, 1983).

En la región latinoamericana se están consumiendo alrededor de 6.5 millones de toneladas de bagazo para la producción de derivados. Para pulpa celulósica 4.8 millones; para tableros 0.7 millones de toneladas y en la producción de furfural se consumen un millón de toneladas (GEPLACEA/PNUD, 1990; Licht, 1990).

En México, el consumo de bagazo corresponde a la siguiente estructura de demanda: combustible el 84.5%, pulpa celulósica el 12.5%, tableros el 0.5% y para alimentación animal y otros usos el 2.5%. Estas cifras corresponden al promedio de cinco zafras, con base en una producción de bagazo promedio de 12.66 millones de toneladas por zafra (GEPLACEA/PNUD, 1990; Licht, 1990).

### ***5.1.2 Producción de energía y cogeneración***

Siempre ha existido una relación estrecha entre desarrollo y energía ya que la modernización de la estructura productiva requiere de la energía para su realización. No hay excepción para la agroindustria cañera. Sin embargo, esta actividad tiene la capacidad de auto-abastecerse sin que necesariamente se recurra al consumo de combustible fósiles.

Un factor técnico-económico que viabiliza y convierte en atractiva la instrumentación de iniciativas de diversificación del subsector cañero está relacionado con la disponibilidad de recursos energéticos.

Para ponderar directamente la importancia que puede tener la biomasa proveniente de la caña de azúcar como fuente energética en los países de América Latina y el Caribe, es relevante remitirse a la experiencia de los años ochenta, década en la cual quedó bien establecida la correlación crisis energética-endeudamiento externo y ajustes macroeconómicos.

La biomasa de la caña de azúcar es una fuente energética que, a diferencia de los fósiles, es renovable. Esto pone de relieve la importancia de la caña de azúcar como un cultivo excelente para la producción de biomasa en el futuro desarrollo energético de los países de América Latina y el Caribe.

Actualmente, la estructura del consumo de energía, según fuentes energéticas en la región es la siguiente: hidrocarburos 60%; biomasa 20%; carbón 4% y otros 16% (OLADE, 1990).

Los países del área cuentan con recursos suficientes de biomasa para instrumentar políticas de diversificación y sustitución de petróleo por otras fuentes

energéticas no convencionales. El bagazo, la vinaza y los residuos agrícolas de la agroindustria cañera constituyen una fuente muy importante, dadas las características de eficiencia de la caña en términos de conversión de la energía solar en biomasa y el hecho de que ese cultivo es renovable anualmente.

### **5.1.3 El bagazo como combustible**

El interés por mejorar el aprovechamiento del bagazo ha dado lugar a una serie de estudios y proyectos para elevar el porcentaje de excedentes orientados a la cogeneración de energía; es decir, abastecer al ingenio de vapor y electricidad y entregar a la red nacional los excedentes de energía en la época de no zafra. La cogeneración implica inversiones medias y altas; sin embargo, pueden justificarse con los resultados económico-financieros.

La experiencia señala que se pueden generar excedentes del 18 al 40%. A modo de ejemplo, se puede analizar un caso hipotético: con 261,000 toneladas de bagazo se pueden generar 153 millones de kilowatt-hora de electricidad al año, con lo cual podría obtenerse la energía que demanda una planta de papel periódico de 100,000 toneladas, una planta de lisina de 5,000 toneladas, una planta de torula de 12,000 toneladas y una planta de tableros de fibra de 12,000 metros cúbicos (Noa, 1978).

### **5.1.4 Pulpa celulósica**

La industria de la pulpa y el papel está considerada como una de las más importantes del mundo. El valor de la producción de pulpa virgen se estima en más de 80,000 millones de dólares que aumenta cuando se convierte en papel, al mezclarse con fibras secundarias (obtenidas del papel reciclado) y ciertos aditivos. El valor de la producción mundial de papel se estima en 160,000 millones de dólares. Para fabricar el producto final, papel o cartón, se requieren materias primas celulósicas conocidas como pulpa o celulosa. La pulpa es residuo de diversos procesos a los que se someten maderas, subproductos vegetales (bagazo de caña, paja, bambú) o papeles usados, consiguiendo la separación de las fibras entre sí, que se usarán en la fabricación del papel. Ocho de los países de la región (Argentina, Brasil, Colombia, Cuba, Ecuador, México, Perú y Venezuela) han encontrado en el bagazo de la caña de azúcar una fuente importante de materia prima para la producción de pulpa (GEPLACEA/PNUD, 1991).

Las nuevas disposiciones legales para la protección del medio ambiente están favoreciendo el uso de fibras secundarias o fibras vegetales (bagazo de caña de azúcar, paja, bambú) en la producción de pulpa. Al emplear las últimas, se pretende combatir el problema de la deforestación ya que se trata de fibras que se renuevan en cortos períodos de tiempo.

El bagazo es un material celulósico, cuyas fibras son de una longitud promedio de 1.7 mm (de 1.2 a 2.5 mm). Si se les compara con las de la madera resultan fibras cortas. El bagazo, como ya se mencionó, está compuesto de fibra y médula.

La composición química de la médula es similar a la de las fibras. Sin embargo, su estructura física es totalmente distinta ya que las fibras tienen una relación longitud:diámetro de aproximadamente 80:1 mientras que la relación de la médula es solo de 5:1 por ser más corta y de menor diámetro.

La experiencia ha demostrado la necesidad de remover el mayor porcentaje de médula en la producción de pulpa de papel. La separación se lleva a cabo en los equipos desmenzadores, donde entre 25 y 30% de la médula se rechaza.

Para producir pulpa papelera es necesario almacenar la cantidad de bagazo que se utilizará durante la época fuera de zafra.

Las pulpas, en su totalidad, se utilizan en la fabricación de papeles y cartones y requieren completarse con aditivos específicos para contar con las características de cada grado que se fabrique.

Las pulpas de tipo mecánico se emplean principalmente para la producción de papel periódico, revistas o libros de texto. Pueden emplearse para ciertos grados de cartones y papeles sanitarios, en este caso, para darle características de suavidad.

Las pulpas semiquímicas, sin blanquear, generalmente se emplean en la manufactura de papeles de empaque, cartones "liner", cartones para corrugar (en este caso, se trata de pulpas de alto rendimiento, en las cuales se ha utilizado bajo porcentaje de reactivos químicos). También se usan en cartón para cajas plegables y papeles para sacos y bolsas.

Las pulpas químicas blanqueadas se utilizan principalmente para papeles de escritura e impresión (bond, computadoras, "manifold", biblia, duplicador, etc.), papel doméstico (sanitario, facial, servilletas, toallas), cartulinas, papel base para recubrir, cartones blancos, etc.

#### **5.1.5 Tableros aglomerados**

Los productos aglomerados son paneles de gran superficie que se logran al unir partículas de materiales lignocelulósicos tales como: astillas, virutas de madera, bagazo y otros. Los productos aglomerados con materiales inorgánicos (minerales) se obtienen a partir de materiales fibrosos lignocelulósicos que utilizan como aglutinante sustancias inorgánicas, tales como el cemento, la magnesia y el yeso, entre otros.

Los tableros de partículas son productos que se presentan en forma de panel, fabricados generalmente de pequeños pedazos de madera, aglomerados por el uso de adhesivos orgánicos como resinas, urea-formaldehído o similares y por el efecto de la presión, calor y humedad. En la fabricación de estos tableros es posible utilizar también otros materiales lignocelulósicos.

Los tableros de fibra se obtienen en forma de paneles de fibras de madera o de otras fibras vegetales y se refinan total o parcialmente antes de la formación del panel. Pueden usarse agentes aglutinantes o incorporar otros materiales para mejorar sus propiedades físicas o resistencia a la putrefacción, humedad o fuego.

En la década de los veinte se instaló la primera planta de tableros de fibra a partir de bagazo en Louisiana, Estados Unidos, para producir paneles aislantes y acústicos. A principios de 1928 se instaló en Cuba una planta que utilizaba el proceso "Vazacane" para la producción de tableros de fibra. En 1958 esta planta se reubicó, tomando el nombre de Henetec (La Serna, 1982).

Desde esta época, el mundo aceptó la utilización del bagazo para la producción de tableros de partículas y de fibra. Se han hecho ensayos, con resultados aceptables, para fabricar productos moldeados y tableros con aglutinantes inorgánicos.

La fabricación de cualquier producto aglomerado a partir del bagazo da respuestas económicas y técnicamente posibles a las necesidades crecientes que enfrentan las industrias del mueble y de la construcción. En estas producciones cabe destacar la de tableros de partículas, la cual ha mantenido un desarrollo sostenido desde su inicio, observándose incrementos en el número de países productores, aumento sostenido de los surtidos e introducción de nuevos usos, los cuales le han impartido gran dinámica a este tipo de industria.

En la actualidad se conoce la existencia mundial de 47 plantas de tableros que utilizan bagazo como materia prima; de éstas, hay 19 plantas que producen tableros de fibra, con capacidades entre 3,500 y 120,000 m<sup>3</sup>/ año. Para producir tableros de partículas hay 28 plantas con capacidades entre 12,000 y 55,000 m<sup>3</sup>/año, con un total de 480,000 m<sup>3</sup>/año (La Serna, 1982).

Las fábricas de tableros a partir de bagazo en 16 países han afrontado dificultades de diversos tipos. Las principales han sido consecuencia de aplicar al bagazo esquemas tecnológicos similares a los empleados en la utilización de la madera. Asimismo, han enfrentado problemas de mercado debido al desconocimiento de los usos de estos productos. Por las condiciones locales, los tableros de bagazo se comercializan generalmente en el propio país productor. El comercio internacional de tableros de bagazo en la región es mínimo, ya que sólo se conoce el que realiza la planta de México (Fibrasin) que exporta el 60% de su producción hacia los Estados Unidos (La Serna, 1982).

### **5.1.6 Furfural**

El furfural es el aldehído heterocíclico que se deriva de los pentosanos presentes en todas las especies vegetales. Los pentosanos son carbohidratos complejos y forman parte de las hemicelulosas.

Este producto se obtiene por medio de la hidrólisis de residuos agrícolas y forestales, tales como "tusas" (olote de maíz), cáscara de arroz, bagazo de caña de azúcar, aserrín y otros. A escala industrial se produce mediante hidrólisis de pentosanos a elevadas temperaturas.

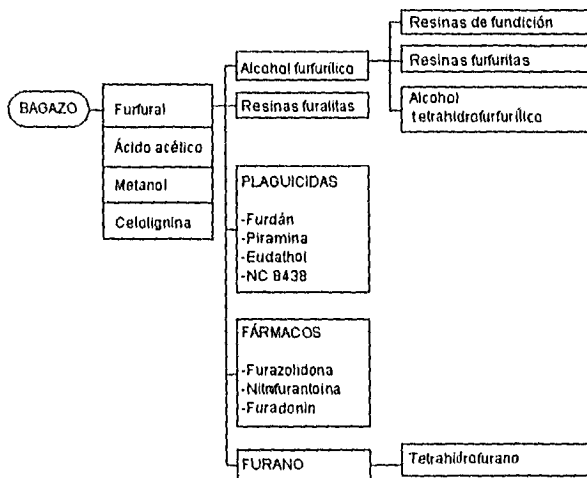
Cuando el bagazo de caña se utiliza como materia prima, no es necesario desmedularlo. El residuo lignocelulósico que se obtiene durante el proceso de producción del furfural, sirve como combustible en el propio proceso.

El furfural tiene la característica de ser un producto de alto valor por tonelada y en su elaboración consume pocos productos químicos. Por otra parte, la producción de furfural es autoenergética, en la medida en que se encuentre integrada al ingenio azucarero y utilice la lignina residual del bagazo (celolignina) como combustible. Esta producción resulta sumamente atractiva para la región latinoamericana ya que tanto las resinas furánicas como los demás productos que se obtienen permiten, además de sustituir importaciones, desarrollar posibilidades comerciales a nivel internacional.

Los procesos tecnológicos mayormente utilizados para la producción de furfural a partir de bagazo de caña de azúcar son el proceso discontinuo. Actualmente existen diversos estudios que abordan los aspectos tecnológicos y de inversión necesaria para una planta de furfural. Aunque la estimación para el monto de inversión difiere según características y condiciones particulares en cada país, en términos generales se calcula que para instalar una planta con capacidad de 5 mil toneladas/año que opere con método discontinuo y ácido sulfúrico como catalizador, requieren alrededor de 25 millones de dólares. Se considera que el bagazo abarca una tercera parte del total de los costos de producción y es el insumo de mayor incidencia. Es decir, para producir 1 tonelada de furfural, se requiere de alrededor de 25 toneladas de bagazo con 50% de humedad. La primera planta que empleó bagazo para la producción de este producto químico fue instalada en la República Dominicana, planta que actualmente tiene la mayor capacidad en el mundo (Ocampo, 1977).

En la figura 5.2 se presentan la diversidad de productos del furfural que se consideran viables técnica y económicamente, incluyendo los subproductos que se obtienen en el proceso de hidrólisis del bagazo.

**FIGURA 5.2**  
**Derivados de la hidrólisis del bagazo (Noa, 1983)**



### 5.1.7 Bagazo como materia prima para la producción de carbón activado

En la actualidad no existe ninguna planta en la región que está operando con bagazo como materia prima para la producción de carbón activado. Se sabe que hace algún tiempo en México operó una planta utilizando esta materia prima durante un corto periodo. Desde hace algunos años se está desarrollando en Cuba un intenso trabajo de investigación que ha demostrado la factibilidad técnica de producir carbón activado a partir del bagazo de la caña (ICIDCA, 1986).

Esta viabilidad se ha comprobado en ensayos realizados en una planta piloto ubicada en Polonia donde se utiliza un nuevo proceso de carbón activado a partir del bagazo desarrollado por el ICIDCA en Cuba. El proceso permite reducir en 6% las cenizas y mejorar en 15% la decoloración del azúcar. Entre otras ventajas, destaca la inexistencia de efluentes agresivos y la obtención de cloruro de potasio que puede usarse como fertilizante (ICIDCA, 1986).

Con base en los estudios de investigación realizados, puede aseverarse que los países de Latinoamérica y El Caribe cuentan con gran potencial para utilizar el bagazo como materia prima en la elaboración de carbón activado. De ahí, la importancia de incluir el análisis técnico-económico de este producto.

## **5.2 Desarrollo de los derivados de cachaza**

La cachaza es un subproducto de la caña de azúcar que se obtiene de la clarificación del jugo en la producción del azúcar. Se le llama también torta de filtro y lleva las impurezas que acompañan al jugo antes de su clarificación ya que, para evitar su efecto contaminante en cuerpos de agua, se filtra en filtros al vacío y la torta resultante se envía al suelo en forma semisólida.

La cantidad de cachaza que se obtiene varía entre países, ingenios y muchas veces en el mismo ingenio, pues el volumen depende de varios factores. Entre ellos se tienen los sistemas de clarificación, la tecnología de extracción del jugo, las variedades de caña y el tipo de corte (manual o mecanizado).

La cachaza tiene generalmente un alto porcentaje de agua, estimándose que el promedio para la torta oscila entre el 75% y 77%, es decir, que el material seco es de aproximadamente 23-25%.

Considerando la cachaza en términos de materia seca, su composición aproximada es la siguiente: 12 a 16 % de nitrógeno; 10 a 14% de cera, aceite y resina; 8 a 12% de cenizas; 3 a 5% de  $P_2O_5$ ; 2.5% de CaO; 10 a 14% de sacarosa y azúcares reductores; 18 a 25% de meollo de caña y 25 a 35% de otras materias (suelo, arena, etc.).

### **5.2.1 Uso como mejorador de suelos**

Por razones económicas, no existe actualmente un uso generalizado de la cachaza, por lo cual casi todo el volumen obtenido se envía como efluente contaminante, cuando no se tienen las facilidades de filtros de cachaza en el ingenio.

Para evitar los efectos de contaminación a los cuerpos receptores hídricos, en algunos lugares, se utiliza para la "fertirrigación" de las tierras dedicadas a la siembra de caña de azúcar, así como para alimentación animal.

En Colombia se ha empezado a utilizar este subproducto en mezclas con cenizas de la calderas en una proporción de 2 partes de ceniza por 1 parte de cachaza. La mezcla se denomina "cenichaza" y se está utilizando como base orgánica en viveros para resiembra (Alomá, 1973).

### **5.2.2 Alimento animal**

La cachaza es un subproducto cuyas propiedades características y componentes químicos son muy variados. Se han encontrado pocos usos prácticos de la misma. Se cuenta con información de su utilización en el campo de la alimentación animal.

en el sentido de utilizarse como aditivo en dietas para rumiantes, en mezcla melaza-urea y otros piensos.

En la composición de la proteína bruta hay alrededor de 4% de ácido glutámico, 2.5% de L-lisina, 0.5% de metionina, 5.4% de ácido aspártico y otros aminoácidos.

De acuerdo a la producción mundial de azúcar de caña, se obtienen alrededor de 27 millones de toneladas de cachaza (77% de humedad), que se utilizan en el mismo lugar en que se obtiene o se envía por drenaje de los ingenios a los cuerpos receptores.

En Argentina, Brasil y México se produce un compuesto que se obtiene por fermentación anaerobia de mezcla de bagazo y cachaza, transformándola en un "humus" en poco tiempo. En alimentación animal se han hecho varias experimentaciones secando la cachaza y mezclándola con otros alimentos, a los que se les adiciona sosa cáustica; el producto final queda conformado de pequeñas esferas, que es como se comercializa.

En Cuba, la cachaza se aprovecha en la alimentación animal mediante la formulación de un producto que recibe el nombre de Gicabú, el cual es el resultado de la mezcla de melaza y de cachaza, con vinaza, de 75% de humedad, que después de un secado, dan lugar a 12.5 toneladas de producto final con 85% de materia seca y 85% de proteína bruta (GEPLACEA/PNUD, 1991).

El secado, por medio de calor solar, demora dos días. Está en estudio el secado aprovechando los gases de las chimeneas de las calderas de vapor, con lo cual se evitaría el empleo de una gran superficie de terreno para el secado y se optimizaría el proceso.

En Cuba se han instalado 84 plantas en las que se produce el Gicabú, con una capacidad de producción de 100 toneladas por día, operando 150 días/año. La producción en 1986 se estimó en 384 mil toneladas (Almazán, 1977).

En Colombia, la industria panelera ofrece un producto llamado melote que se utiliza en la alimentación de ganado porcino y de novillos de engorda. En este caso, la cachaza fresca se preseca a 50% de sólidos, lo que permite su almacenamiento en forma estable sin que ocurra fermentación. Cuando se emplea en dietas de cerdos, el melote debe suplementarse con proteína para obtener mejores resultados (Asocaña, 1987a,b).

### **5.2.3 Cera de caña**

La caña de azúcar contiene entre 0.1 y 0.3% de cera, parte de la cual durante el proceso de molienda queda en el bagazo y alrededor de un 40% pasa al jugo, que se separa en la etapa de clarificación formando parte de la cachaza.



La producción de cera refinada de la cachaza consta de dos etapas; en la primera se extrae la cera cruda que, posteriormente, se somete a un proceso de refinación de donde se obtienen tres productos: cera refinada, aceite y resina, con una composición aproximada de 40% de cera cruda, 40% de aceite y 20% de resina. Posteriormente, la cera cruda se trata con disolventes para separar las tres fracciones.

El proceso tecnológico para producir cera refinada consiste en fundir la cera cruda, que después se filtra para quitarle las impurezas; enseguida se disuelve en una mezcla de alcohol-heptano, donde se separa el alcohol y la resina por etapas sucesivas, para posteriormente blanquear la cera obtenida.

El aceite que se obtiene de la cachaza es una fuente de fitoesteroles, que representan del 5 al 8% del aceite. Este contenido depende fundamentalmente de las condiciones en que se obtenga la cachaza en el ingenio azucarero.

Los fitoesteroles tienen uso en la industria farmacéutica. Su obtención se basa en los resultados de las investigaciones realizadas en Cuba, Estados Unidos, India y Alemania, en las cuales se logró hacer la separación de los fitoesteroles del aceite de cachaza determinándose las características específicas (Can, 1979).

### **5.3 Desarrollo de los derivados de la melaza**

La melaza o miel final es un subproducto rico en sacarosa, que sale de los equipos de cristalización como efluente en forma de líquido viscoso y del cual ya no es posible obtener cristales por sistemas convencionales.

La composición de la melaza varía en cada centro productor y no es posible definir un valor promedio para todas las melazas. Esta variación permite evaluar la viabilidad de los derivados que pueden obtenerse a partir de este subproducto.

Dentro de la composición de la melaza, además del agua y los azúcares o carbohidratos, hay compuestos minerales y orgánicos, en este caso, compuestos nitrogenados (proteínas, aminoácidos); ácidos no nitrogenados (ácidos aconítico, cítrico, málico); vitaminas (vitamina A, riboflavina, tiamina, ácido pantoténico); ceras, esteroides y fosfátidos.

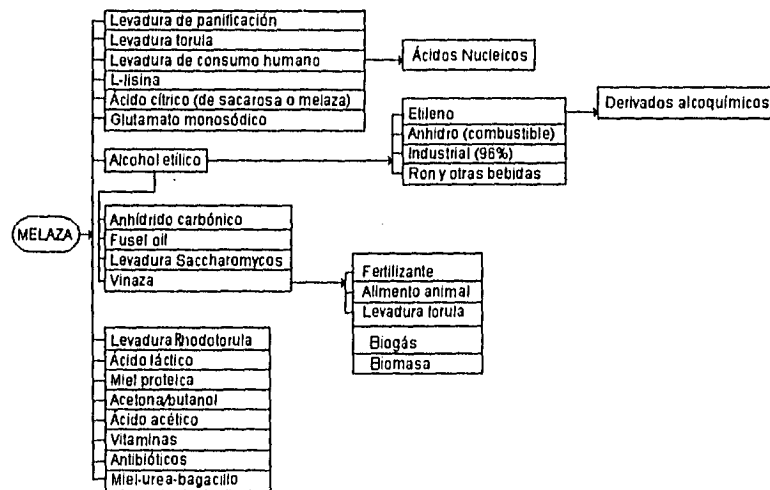
Por el volumen y la viscosidad no es muy fácil ni económico el almacenaje de la melaza. Además, si se almacenara en tanques a temperaturas por encima de los 40°C se podrían presentar diversos problemas, como la descomposición que conlleva pérdida de azúcares totales, aumento de azúcares reductores, incremento del porcentaje de no-azúcares, pérdida de sólidos totales y aumento de coloración e incluso su autoignición.

Este tipo de problemas son muy conocidos, por lo que el manejo, almacenamiento y transporte de la melaza se efectúa a temperaturas no mayores de 40-42°C.

La cantidad de melaza que se obtiene de la producción de azúcar, varía entre 2.75 y 4.5% del peso de la caña, porcentaje que está ligado a aspectos agrícolas (suelo, variedad, clima, fertilizantes) e industriales (recuperación, eficiencia, inversión).

La melaza puede dar origen a una serie de derivados de primera generación. En la figura 5.3, se exponen los principales derivados que pueden obtenerse a partir de la melaza.

**FIGURA 5.3**  
**Derivados de la melaza (Noa, 1983)**



En la industria de los derivados, los principales usos de las melazas se encuentran en la producción de alcohol etílico, levaduras, miel proteica, L-lisina, glutamato monosódico y ácido cítrico. Los países de América Latina y el Caribe, obtienen este último a partir de azúcar, mientras que la India es el único país que emplea la melaza como materia prima para la producción de ácido cítrico (ICIDCA, 1986).

La melaza de caña que se produce en los países en desarrollo es prácticamente la que se comercializa en el mercado internacional, después de atender su demanda interna en la producción de alcohol, raciones alimentarias y otros derivados. En los últimos años, se ha iniciado la producción de mieles ricas para alimentación animal y fines industriales, con lo que se libera un mayor volumen de melaza para atender la demanda internacional.

La calidad de la melaza determina su utilización. A modo de ejemplo, se puede señalar que al fabricar bebidas alcohólicas de alta calidad, la melaza debe tener alto grado de pureza, eliminando totalmente las impurezas previo al paso de fermentación. Cuando esto no se hace, la calidad del alcohol etílico debe ser corregida en la destilación y las impurezas se van con las vinazas generadas en la o las torres de destilación.

#### *Mieles intermedias*

Existen alternativas para la producción directa de mieles a partir de caña, como las mieles "A" y "B". Con ello, existen posibilidades de no llegar a agotar la sacarosa, obteniendo así mayores cantidades de mieles de mejor calidad.

La miel "A" se obtiene cuando se extrae el 75% del azúcar recuperable del jugo, (o sea con una sola templa), mientras que la miel "B" se produce cuando se completa el 86% de cristalización (con dos templeas) y la melaza cuando ya no se puede obtener sacarosa cristalizada.

Los resultados de diversos ensayos han permitido conocer más a fondo la composición de azúcar y otros factores útiles para la fermentación de las mieles "B", que superan las características de la melaza, obteniendo más azúcares fermentables, menos ácidos orgánicos, menos cenizas y microorganismos termófilos.

La extracción de mieles "B" simplifica la producción de azúcar crudo y permite obtener excedentes adicionales de bagazo, una mejor calidad de azúcar y un aumento en la eficiencia global del proceso azúcar-alcohol.

La obtención de mieles "B" permite su uso como alimento animal con mayor contenido de carbohidratos, dando como resultado una mayor producción de carne.

Otro tipo de miel que se puede obtener es la conocida como miel rica o invertida, cuyo contenido de azúcares totales es mayor y tiene un porcentaje más elevado de azúcares reductores, menos cenizas y proteínas. La inversión se realiza por dos métodos: enzimático y químico.

Las mieles invertidas y mieles integrales se obtienen a partir del jugo de la caña, sin ninguna extracción de azúcar, mediante la concentración e inversión de la sacarosa de forma total o parcial para evitar la cristalización. La diferencia esencial

que existe entre las mieles ricas invertidas e integrales es que estas últimas no se clarifican, ocasionando problemas de incrustaciones en su concentración. Por este motivo, las mieles invertidas son las que se producen normalmente.

La producción de mieles invertidas no ofrece ninguna dificultad y se pueden obtener en cualquier ingenio azucarero, en épocas de no zafra, cuando la caña no ha alcanzado su contenido óptimo de sacarosa. No se requiere de ningún cambio tecnológico y el ahorro de energía es significativo, ya que no es necesario cristalizar y centrifugar el azúcar. Su costo de producción representa aproximadamente el 70% del costo de producción de azúcar. Éstas pueden ser usadas directamente en la industria de alimentos y bebidas carbonatadas directamente, si se encuentran ubicadas en el radio de acción del ingenio, ya que el costo de transportación se vuelve aquí el paso limitante, reduciendo también los costos de dilución en estas industrias.

### **5.3.1 Alcohol por vía fermentativa**

La producción de alcohol etílico o etanol por la vía fermentativa es un proceso biotecnológico que utiliza como materias primas la melaza y/o el jugo de caña directamente. En los últimos quince años se ha incrementado la producción a partir de jugo directamente, especialmente para ser utilizado como carburante en automóviles, como es el caso de Brasil.

La tecnología de producción de alcohol etílico a partir de las mieles es muy conocida. Es la primera industria de derivados que se desarrolló utilizando un subproducto de la industria azucarera. Aunque es difícil conocer la producción total de alcohol a partir de mieles en el mundo, casi todos los países cultivadores de caña lo producen en mayor o menor escala, destinándolo en muchos casos a la producción de aguardientes o rones o incluso de otras bebidas espirituosas que no requieren de informar en sus etiquetas el origen del alcohol.

La producción de etanol ha evolucionado en los últimos años y la viabilidad económica está influenciada por diversos factores específicos de cada país. En muchos casos se considera que los factores determinantes son: el valor unitario de la materia prima; su disponibilidad actual o futura; usos a los que estará destinado; posibilidades de exportación y legislaciones ecológicas para la disposición de las vinazas generadas durante su concentración por destilación.

Hasta mediados de los setenta, la industria alcoholera utilizaba melaza como materia prima. En el momento en que se empezó a fabricar etanol para uso como combustible, el jugo de caña pasó a ser también materia prima ya que se eliminan los pasos intermedios para la producción de sacarosa y ésta se aprovecha directamente para la fermentación de las levaduras.

La utilización directa de la caña de azúcar en la producción de etanol permite liberar mieles para otros usos o para la exportación, debido a que en esta producción se ha comprobado que el jugo de caña no ofrece ningún tipo de problemas para la obtención del producto final. Este proceso permite, además, reducir el consumo de agua y de combustible. En esta variante, el valor de la inversión es inferior debido al sistema de molienda de la caña para la obtención de jugo. Si se utilizaran capacidades instaladas de molino, la inversión disminuiría hasta en un 35%, beneficiándose los costos por concepto de depreciación.

### **5.3.2 Levaduras**

La producción de levaduras se remonta en épocas muy lejanas; su tecnología es ampliamente conocida en todo el mundo. Se obtiene de mieles de caña, de remolacha, cítricos, mieles hidrolíticas y otras; también se puede recuperar a partir de la producción de alcohol etílico.

Entre las levaduras más conocidas están la panadera y la torula. La levadura panadera se produce en casi todos los países de América Latina y el Caribe, pues su presencia es fundamental para la producción de distintos tipos de panes. Por lo general, las levaduras de los géneros *Candida* y *Saccharomyces* se utilizan en la alimentación para aprovechar sus componentes nutricios especialmente proteínas y vitaminas.

Desde un punto de vista estratégico, la producción de levaduras es una alternativa para sustituir importaciones de productos en la formación de piensos para la alimentación animal. Los países en desarrollo, que en su mayoría no cuentan con recursos para satisfacer sus déficits de proteínas, pueden mejorar la situación alimentaria de sus habitantes, al aprovechar sus fuentes baratas de carbohidratos en la producción de levaduras, dando éstas al ganado y alimentando a la población con carne, huevos, leche y otras proteínas de "primera calidad" derivadas del ganado mayor (avícola, porcino y bovino).

En la formulación de piensos para aves y cerdos se emplean *Saccharomyces* obtenidas de la recuperación de la fermentación alcohólica, produciendo por este medio una levadura en plazo corto. También pueden analizarse alternativas para la obtención de levadura a partir de los jugos de filtros de cachaza, logrando por esta vía incrementar las posibilidades que ofrece la agroindustria azucarera.

A partir de las levaduras *Saccharomyces* se obtienen la invertasa, enzima que es capaz de invertir la sacarosa, desdoblándola en glucosa y fructosa. La invertasa se utiliza con éxito para la inversión enzimática de los diferentes tipos de miel. También mediante el autolizado de las levaduras se obtienen productos de amplia utilización en la industria alimentaria como potenciadores de sabor y en la industria fermentativa como fuente de nitrógeno.

La levadura panadera se produce en dos presentaciones: prensada y seca. Como su nombre lo indica, se emplea principalmente en la elaboración de panes y pastelería. La levadura panadera se produce por la fermentación de la melaza de caña o de remolacha, con la adición de nutrimentos. Después de la fermentación se hace la separación y se lava, posteriormente se prensa, hasta alcanzar una humedad de alrededor de 68.07%.

Se almacena en bloques bajo refrigeración con el fin de conservarla en buen estado. Otro tipo de almacenamiento, consiste en secar la levadura 90-92% en sistemas de lecho fluidificado (fluidizado es el barbarismo, muy usado en ingeniería, derivado de la palabra *fluidized* en inglés) o al vacío, conservando su actividad biológica. Se envasa en frascos herméticamente cerrados. La levadura panadera es una forma "especializada" de proteína unicelular, con una producción mundial superior a las 250 mil toneladas que se utiliza exclusivamente para la panificación y no como fuente de proteínas.

La levadura torula es un producto alimenticio con alto contenido proteico que se obtiene a partir de un proceso fermentativo de la melaza. Posee una relación proteína/carbohidratos más alta que la de los forrajes; contiene L-lisina, lo que hace que la torula sea un suplemento para la alimentación con cereales, que tienen un bajo contenido de este aminoácido esencial. La levadura torula se puede usar en cualquier especie de animales, aunque es más frecuente utilizarla en la preparación de piensos para el ganado avícola.

Las levaduras forrajeras se utilizan fundamentalmente para alimentar cerdos y aves, con lo que se puede incrementar el valor promedio del producto mediante la obtención de cepas ricas en metionina. Los resultados de las investigaciones en Cuba han sido satisfactorios (Negrete, 1977).

Con la producción de levadura torula se pretende obtener un sustituto de pastas de oleaginosas o harina de pescado en alimentación animal y, en algunos casos genéticos de intolerancia a las proteínas de origen animal, en alimentación humana. La justificación para aumentar este tipo de producción es la creciente demanda mundial de alimentos, especialmente la demanda de proteínas de alto valor nutricional. De tal manera, que es importante considerar que con la producción de levadura torula proveniente de la región latinoamericana es posible satisfacer la demanda creciente de esos productos. Con ello se contribuiría a disminuir la competencia de alimentos básicos para alimentación humana y animal.

El desarrollo de los microorganismos requiere de un medio de cultivo, en el que la fuente de carbono es fundamental, ya que representa hasta el 50% del costo de producción. Para la obtención de la levadura torula, también se necesitan fuentes de nitrógeno, fósforo, potasio y otros nutrimentos y debe hacerse una evaluación entre el costo y la eficiencia en la asimilación de estos elementos por el microorganismo. La melaza contiene un balance apropiado de minerales y de carbono adecuado para el crecimiento de los microorganismos.

Los microorganismos necesitan cubrir ciertos requisitos, tales como un alto contenido de proteínas con el balance necesario de aminoácidos esenciales, no patógenos para los humanos, que crezcan en forma eficiente en el medio de cultivo y que no produzcan sustancias tóxicas.

La levadura torula tiene alto contenido de proteínas (entre 55% y 60% ) y hasta 15% de ácido nucleicos. De ahí que la producción de levaduras puede dirigirse a la alimentación humana en niveles de entre 7 y 10 g/día de proteína, sometiéndola a un proceso de purificación, especialmente para minimizar el contenido del ácido nucleico a niveles por debajo de los valores aceptados para consumo humano directo.

Entre las ventajas de la levadura como recurso proteico se pueden citar la gran rapidez de producción, alto contenido de proteína con buena calidad, requerimientos nutritivos simples y alto contenido de minerales.

### **5.3.3 Miel proteica**

Los países en desarrollo, localizados en zonas tropicales, o subtropicales, no poseen las condiciones climáticas ni el desarrollo tecnológico para obtener cosechas productivas de cereales (con la excepción de Argentina y Brasil ), que son la fuente principal para la alimentación animal.

La llamada miel proteica es un producto desarrollado en Cuba con el fin de suministrar carbohidratos y proteínas en proporciones de 16% de proteína y 40% de materia seca. La miel proteica se obtiene por la mezcla de crema de levadura y mieles A y B o melaza. El producto es un líquido viscoso, con una composición variable que depende del tipo de miel utilizada en la producción. Por ello se pueden producir varios grados (tipo A, tipo B, tipo rica o mezcla A y rica).

El uso principal de la miel proteica es en alimentación de ganado porcino, de engorda y reproducción. La dieta se complementa con vitaminas y minerales para el balance nutricional de las diferentes especies animales.

Indudablemente, la producción de miel proteica para la alimentación del ganado porcino proporciona posibilidades para la producción de carne, basada totalmente en la caña de azúcar, garantizando una base no convencional con la utilización de métodos biotecnológicos.

### **5.3.4 L-lisina**

Se ha mencionado que para resolver los problemas de la nutrición humana, se requiere mejorar la nutrición animal. Existen soluciones parciales en cuanto a la alimentación en general, mediante la utilización de aminoácidos.

El mejoramiento del valor nutritivo de las proteínas contenidas en la mayoría de los cereales (trigo, arroz, maíz) se consigue al agregar L-lisina como fortificador. Al producir un cambio radical en su valor nutritivo se logran resolver algunos problemas en la alimentación animal.

La L-lisina se produce por procedimientos biotecnológicos, como la fermentación. En este caso la *Corinebacterium glutamicum* actúa sobre la melaza. El nombre técnico de este producto alifático es 2,6 diaminohexanoico, que es un producto alifático diamino mono carboxílico con un peso molecular de 146.

El producto se presenta en forma cristalina como clorhidrato. También se puede preparar en forma de bioconcentrado con 15 a 25% de L-lisina o como L-lisina cristalina con 80% de pureza.

La producción de L-lisina ofrece grandes perspectivas de exportación, ya que es un producto de alto valor comercial. Su elaboración requiere elevados volúmenes de miel por tonelada de producto. En virtud de que la producción de este aminoácido se caracteriza por un elevado consumo de electricidad, agua y combustible, es aconsejable su instalación integrada a un ingenio azucarero. Además, en la instalación de una planta para la producción de L-lisina es necesario tener en cuenta que se generan grandes volúmenes de efluentes líquidos contaminantes, por lo que necesariamente han de realizarse estudios sobre el control y tratamiento de esos efluentes. La L-lisina se comercializa en tres formas:

- 1) El monohidrocloreto de L-lisina, producto seco en polvo con un contenido no menor al 98.5% de monohidrocloreto de L-lisina. Esta presentación es la más común.
- 2) Acetato de L-lisina, cristales o polvo cristalino, con no menos de 98% del producto puro.
- 3) Solución al 50% de L-lisina.

Solamente la L-lisina tiene resolución óptica como aminoácido activo. Es posible obtenerlo, mediante la fermentación, utilizando un microorganismo mutante. Se conoce que sólo los L-aminoácidos son metabolizables por organismos vivos y se pueden aislar a través de rutinas de procedimientos físicos o químicos.

### **5.3.5 Glutamato monosódico**

A pesar de que por sí mismo no tiene sabor, el glutamato monosódico es un importante agente saborizante, que al adicionarse a algún alimento acentúa sus sabores. El glutamato monosódico se obtiene a partir de ácido glutámico que es uno de los aminoácidos esenciales, presente en todas las proteínas compuestas.



Este ácido igualmente llamado ácido 2-aminopentanodioico, con un peso molecular de 147, al reaccionar con sosa cáustica produce glutamato monosódico que tiene un peso molecular de 169. El glutamato monosódico se presenta en forma de pequeños cristales blancos conteniendo una molécula de agua.

La sal sódica del ácido L-glutámico es la que tiene la capacidad de acentuar el sabor. En la actualidad el proceso principal para su obtención es por la vía fermentativa. Otros procesos son: el de hidrólisis, que se utilizó para la producción a partir del gluten de trigo o de maíz, considerado obsoleto hoy en día y el proceso de la síntesis química en el acrilonitrilo.

Hay poca información disponible en cuanto a los procesos mencionados ya que éstos se encuentran protegidos por patentes.

El doctor S. Kinoshita, en 1975, fue quien desarrolló el proceso para obtener glutamato monosódico a partir de la melaza por vía fermentativa, para lo cual inoculó el *Micrococcus glutamicus* en un medio que además de la glucosa de la melaza contenía amoníaco o urea. Actualmente Japón es el país con mayor conocimiento y tecnología en relación a este derivado producido a partir de la melaza de caña de azúcar (GEPLACEA/PNUD, 1991).

Un aspecto a tenerse en cuenta es que la preparación del inóculo debe hacerse en condiciones asépticas, pues se debe evitar cualquier posibilidad de contaminación bacteriana. En algunos casos se adicionan antibióticos para verificar el crecimiento de la bacteria.

Los nucleótidos al mezclarse con el glutamato monosódico tienen efectos sinérgicos que activan el poder saborizante, de tal manera que al agregarse puede incrementarse hasta 20 veces la acción del glutamato monosódico.

### **5.3.6 Ácido cítrico**

El ácido cítrico es uno de los ácidos orgánicos que más se utiliza en el mundo. Es un ácido dibásico y ello permite la formación de sales neutras, una de tipo monoalcalina y dos sales diferentes dialcalinas. También forma sales complejas solubles con varios iones metálicos.

Es un producto que abunda en el reino vegetal especialmente en los productos cítricos (limón, toronja, naranja) y, en el jugo de limón se encuentra a una concentración de alrededor de 7%.

El ácido cítrico se extrajo por primera vez del jugo de limón en forma cristalina. Se obtuvo por la precipitación del citrato de calcio por la reacción del jugo caliente de limón con carbonato de calcio y su descomposición con ácido sulfúrico. Esta operación se sigue realizando después de 200 años de este primer desarrollo. La

materia prima era el principio limitante para alcanzar grandes producciones: se requerían 30 toneladas de limones para producir una tonelada de ácido cítrico.

En general, se considera que la materia prima debe ser melaza de remolacha, como se utiliza en Europa y en los Estados Unidos y solamente en la India se está empleando la melaza de la caña de azúcar para la obtención de ácido cítrico (GEPLACEA/PNUD/ICIDCA, 1990).

Hay dos procesos diferentes para producir ácido cítrico: el proceso de fermentación sumergida y el proceso de fermentación superficial. Para producir una tonelada de ácido cítrico, se necesitan alrededor de tres toneladas de sacarosa.

### **5.3.7 Goma xantana**

La goma xantana es un derivado de la agroindustria azucarera que últimamente ha alcanzado un gran éxito técnico y comercial, logrando desplazar a diversas gomas naturales exudadas por plantas (goma arábiga), de extractos de algas marinas (alginatos), de semillas (psyllium), de cereales (almidones) o de animales (gelatina).

La goma es un heteropolisacárido constituido por unidades monoméricas que contienen glucosa, manosa y ácido glucurónico en relaciones molares 2.8:2:2, respectivamente. Es un producto de muy alto peso molecular, aproximadamente 2 millones, con dispersión de los pesos moleculares e incluye en su molécula sustituyentes de acetilo y ácido pirúvico (Galindo, 1988).

Lo anterior contribuye a otorgarle características reológicas, tales como: la capacidad viscosificante en forma sinérgica y estabilidad en sus soluciones. Al ser una goma se puede disolver y dispersar fácilmente en agua formando geles, soluciones y suspensiones viscosas.

La goma xantana se obtiene por un proceso biotecnológico con la acción de microorganismos en sustratos que contienen sacarosa (melaza o azúcar). Se ha determinado que es aconsejable el uso de soluciones azucaradas, en parte por su pureza y porque la concentración se puede controlar de manera uniforme.

Como microorganismos se emplea *Xanthomonas campestris* presente en cultivos de coliflor y col, donde ataca fitopatológicamente a estas legumbres. Se les aísla de plantas enfermas o del suelo en que se cultivan dichas plantas (Galindo, 1988).

Las gomas obtenidas con microorganismos no están limitadas para su producción por el clima, enfermedades de las plantas o la contaminación en el mar (como ocurre con los alginatos). El producto es más homogéneo en su calidad y el volumen de producción se determina anticipadamente al dimensionar la planta

fermentativa. El microorganismo, por medio de las técnicas de la biotecnología, se orienta biológicamente a sintetizar la goma xantana con las características reológicas que se requieren en el mercado.

Estas características reológicas se deben a la estructura ramificada de su molécula y su elevado peso molecular. La viscosidad aparente aumenta en forma exponencial con la concentración de las soluciones o dispersiones de goma xantana, dando viscosidades más altas que los alginatos y la CMC (Carboxil-metil-celulosa). Tiene además otras características reológicas, tal como el punto de "cedencia", por el cual las soluciones de xantana requieren un esfuerzo inicial diferente de cero para que pueda fluir. Por esta propiedad, las soluciones o dispersiones de goma xantana, en ausencia de formación, se pueden considerar como un sólido. Este punto depende del porcentaje de la goma en las soluciones. Esta propiedad no la tienen otros hidrocoloides en solución, lo cual le proporciona campos de aplicación especiales. Otra propiedad reológica importante es la pseudoplasticidad, por la cual disminuye la viscosidad cuando hay un aumento de la deformación del fluido, es decir, que se produce un adelgazamiento de las soluciones por acción de la agitación (Galindo, 1990).

La goma xantana puede producirse en grado técnico y en grado alimenticio, dependiendo del nivel de purificación que se alcance en el proceso.

### **5.3.8 Dextrana**

La dextrana es un polímero de la glucosa, que se obtiene por la síntesis enzimática de la sacarosa con la enzima dextransucrasa generada por el microorganismo *Leuconostoc mesenteroides*. La hidrólisis y fraccionamiento de la dextrana técnica permite la obtención de dextrana de diferentes pesos moleculares, cuyas aplicaciones diversas se dan en la industria farmacéutica, como la dextrana clínica, la ferridextrana y el sulfato de dextrana.

Algo interesante es que en los ingenios azucareros, la presencia de este organismo es una plaga, ya que en las pruebas de medición de sacarosa usando polarometría, las dextranas dan una respuesta similar a la sacarosa y, por tanto, se "reportan" como sacarosa pero, naturalmente, no lo son y el rendimiento final de sacarosa es más bajo que el teóricamente esperado. Para evitar su proliferación y la generación de dextranas, continuamente se está usando vapor vivo para "esterilizar" sobre todo, la zona de batey y molinos, donde se ha encontrado que hay mayor contaminación por la presencia de este microorganismo. Además, la presencia de estas gomas dextranas hace que el manejo de las mieles sea más costoso (costos de bombeo), que su concentración y cristalización sean más difíciles y, en general, que la operación de "elaboración" se complique.

Por ello, una recomendación es que la industria azucarera opere más asépticamente (más como una industria de alimentos que una de proceso o

química, con áreas sanitarias con pisos y paredes de azulejos, con equipos de acero inoxidable de alta calidad con accesorios de tipo sanitario, etc., como operan los ingenios remolacheros europeos modernos). Esto, naturalmente, implica cambios estructurales de 180°, a lo que existe actualmente en casi toda la región Latinoamericana y del Caribe, con inversiones costosas, que deben dar cabida a nuevas tecnologías, más limpias y productivas y con el aprovechamiento integral de todos los subproductos de la caña.

#### **5.4 Alcohol etílico**

El etanol tiene diversas aplicaciones, estimándose que se emplea especialmente en los siguientes campos: producción de productos químicos, solventes, bebidas alcohólicas y carburante. Los usos del alcohol etílico están en relación directa a las condiciones de desarrollo del país consumidor.

Desde hace varios años, se considera que el etanol es un combustible para el funcionamiento de vehículos automotores, sustituyendo hasta en 20% la gasolina (como alcohol anhidro). Es por esta razón que varios países, como Brasil, han tomado la decisión de utilizar el alcohol etílico como carburante mezclado con gasolina hasta el máximo mencionado. El alcohol de fermentación se utiliza preferentemente adicionado a la gasolina para aumentar el octanaje y sustituir el plomo tetraetilico, como fue recomendado por la Agencia de Protección del Medio Ambiente de Estados Unidos (Almeida-Lima, 1980).

Los volúmenes utilizados en productos químicos, solventes y bebidas, han mostrado una estabilidad con pequeños cambios en el caso de los solventes, básicamente porque se trata de un producto que no es tóxico ni cancerígeno.

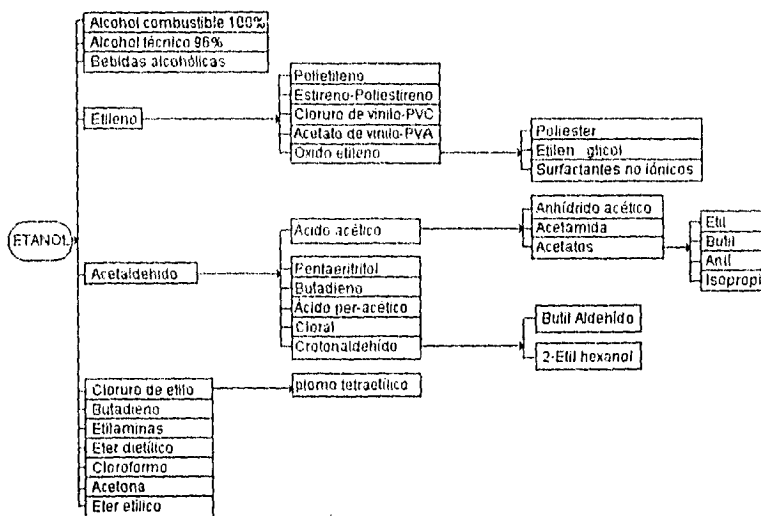
El etanol destinado a la obtención de productos químicos se utiliza en las industrias productoras de vinagre (23.9%), acetato de etilo (9.8%), acrilato de etilo (18.5%), etilaminas (16.3%), éteres glicólicos (15.2%) y otros (16.3%) (Blanco, 1982).

##### **5.4.1 Alcoquímica**

La elaboración de diversos productos químicos a partir del alcohol etílico como materia prima, fue el origen de lo que actualmente se denomina industria alcoquímica, la cual se inició en Brasil en la década de 1920 al utilizar el alcohol para producir cloruro de etilo. También se comenzó a fabricar cloruro de etilo, éter etílico y aldehído acético.

Se ha modificado ampliamente el esquema del etanol que muestra los principales derivados que se producen a partir de esta sustancia, los cuales se basan principalmente en el etileno, acetaldehído, tal como se muestra en la siguiente figura (Fig. 5.4).

**FIGURA 5.4**  
**Derivados del etanol**  
**(GEPLACEA/PNUD, 1990)**



Mundialmente así se inició la alcoquímica, una alternativa para la síntesis química en sus orígenes, que con el transcurso de los años constituyó una gran competencia con la industria petroquímica.

El éxito de la alcoquímica depende de que el precio unitario del alcohol etílico sea competitivo con el petróleo o el gas natural. La instalación de esta industria y su expansión tiene que estar basada en las condiciones favorables que se presenten para usar este derivado, originado por la fermentación de la melaza o del jugo directo de la caña de azúcar.

El uso de una materia prima renovable y abundante, como es el caso de los subproductos de la caña, proporciona características favorables para desarrollar la alcoquímica.

Muchos países en desarrollo cuyos mercados no son de gran volumen y que disponen de destilerías, pueden aprovechar los excedentes de energía que se generan en esas plantas.

Para poder desarrollar la industria alcoquímica es necesario estudiar las condiciones propias de cada país, tanto en su mercado local como de exportación. También es necesario que la petroquímica no constituya competencia, que los volúmenes de consumo justifiquen la construcción de plantas de gran capacidad, que se disponga de suficiente cantidad de alcohol y se tenga una tecnología adecuada para este tipo de industria (sobre todo para el reaprovechamiento de sus efluentes de torres de destilación).

En la industria petroquímica es necesario tener presente que el petróleo constituye, en términos generales, el 50% al 65% del costo de producción, por lo que es de suma importancia considerar las bruscas variaciones de su precio a nivel internacional.

El segundo grupo es el que presenta mayores perspectivas de desarrollo para la alcoquímica. Ya sea que provengan de la alcoquímica o de la petroquímica, los derivados del etileno (etano), del acetaldehído (aldehído acético) y de la acetona tienen las mismas características.

Si se acepta que los procesos alcoquímicos se caracterizan por su eficiencia, el precio del alcohol etílico sería lo que definiría la economía de esta industria. Como el costo del etanol depende del precio de la caña, la economía de la industria alcoquímica está basada en el precio del azúcar y de la melaza.

#### 5.4.2 Otros subproductos (cabezas, colas, aceite "fusel")

El aceite fusel es una mezcla compleja de productos que apenas alcanza unas décimas de por ciento en una fermentación alcohólica ordinaria. Así lo muestran las cantidades de *fusel oil*, como se le conoce por su nombre en inglés, producido por cuatro destilerías con procesos patentados. Por cada 455 L de alcohol absoluto obtenido, con diferentes materiales fermentados (granos de cereales, para este caso particular), se obtiene alrededor de 0.4 a 0.6% en volumen (Tabla 5.2).

**TABLA 5.2**  
Porcentaje de aceite fusel dependiendo del proceso de fabricación de whiskey (Appendix Q, 1909)

BEBIDAS	ACEITE FUSEL (g)	%
A English	2,111	0.58
B Scotch	1,421	0.39
C Scotch	1,371	0.38
D Irish	1,825	0.51

El aceite fusel es la mezcla principalmente de cuatro alcoholes pesados, es decir, n-propil, iso-butil, amil activo y alcohol amil inactivo. El último es el constituyente más grande. Pequeñas cantidades de ácidos grasos libres están también presentes con más o menos alcohol etílico y agua. Además de los anteriores, otro alcohol de la familia del butil y de la serie amil, especialmente n-butil, han sido notados como presentes en el aceite fusel, y también pequeñas cantidades de alcoholes heptil y hexil, furfural, terpenos y sustancias básicas.

Por el uso de fermentadores especiales, el almidón o la fécula de granos pueden ser directamente fermentados a acetona o aceite fusel, con poco o incluso sin alcohol etílico. El aceite fusel así obtenido contiene una gran proporción de alcohol butílico. La acetona es separada del aceite fusel por una destilación fraccionada.

Como referencia a la fuente de los alcoholes pesados en el aceite fusel común. En 1907, Ehrlich demostró que son formados por la acción de la levadura sobre los aminoácidos, los cuales son resultado de la descomposición de cuerpos proteicos presentes en los almidones o féculas y también en la propia levadura. La leucina  $(\text{CH}_3)_2\text{CHCH}_2\text{CH}(\text{NH}_2)\text{COOH}$  es uno de los aminoácidos que contribuyen a la formación de los alcoholes amílicos (Ber., 1907).

En una fermentación normal de melaza de azúcar por levadura, el porcentaje de aceite fusel calculando sobre el total del rendimiento de alcohol varía entre cerca de 0.4 a 0.7%. Cuando se le agrega leucina a la solución, la producción de aceite fusel puede ser incrementada hasta 3%. Este rendimiento se obtiene cuando la proporción de levadura/melaza es de uno a cinco (Ber., 1907).

El Dr. J. Bell, en 1891, obtuvo las composiciones de aceite fusel en dos destilerías comerciales (que producían alcohol por fermentación de granos y melazas) listadas en la Tabla 5.3 (Select Committee on Spirits, 1891).

**TABLA 5.3**

**Tabla comparativa de producción de aceite fusel, granos y melazas  
(Select Committee on Spirits, 1891)**

ALCOHOL	GRANOS %	MELAZAS %
etílico	5.5	9.0
propílico	18.9	13.0
butílico	33.4	42.0
amílico	42.2	36.0

El aceite fusel sintético para su uso en la industria se obtiene con diferentes procesos y su composición varía dependiendo de la naturaleza de los materiales de que proviene, de si éstos son o no fermentables, probablemente también del tipo de levadura y el método de destilación. En los ingenios azucareros/alcoholeros de México se vende para su uso en la industria de las pinturas, principalmente.

### **5.5 Vinaza**

Se ha determinado que no hay respuestas sencillas para la solución técnica y económicamente adecuada en el problema de la vinaza. Es posible afirmar que una solución global, a nivel nacional, exigirá grandes inversiones imaginativas y coordinadas. En caso de que no se considere un procesamiento de la vinaza para su recuperación y venta de productos derivados, el tratamiento para el control de la contaminación de la vinaza repercutirá en el precio del alcohol anhidro por su elevado costo.

En un estudio realizado en Brasil se determinó que, desde el punto de vista técnico, económico y financiero, para reducir la carga contaminante de la vinaza a niveles compatibles con la legislación del medio ambiente, sólo es viable en los casos siguientes:

1. Utilizar la vinaza como "abono" en el cultivo de la caña de azúcar (requiriendo superficies de cultivo estratosféricas),
2. Producir y utilizar en el Ingenio y/o destilería el vapor generado por la combustión del metano; producido por la fermentación de la vinaza,
3. Producir y vender la proteína unicelular producida por el tratamiento aerobio de la vinaza o por la venta de la vinaza directamente purificada y concentrada para el mercado de las materias primas de raciones para animales, previos estudios nutrimentales y
4. Producir y vender cenizas potásicas en el mercado de fertilizantes.

La viabilidad económica de estas opciones se relaciona directamente con la economía de escala, de la calidad de la vinaza y los parámetros económicos y financieros, entre ellos la tasa interna de retorno, así como las legislaciones de protección ambiental vigentes en torno a la industria alcoholera.

La utilización de la vinaza en cualquiera de los casos mencionados está ligada al mercado potencial de la misma y sus derivados, así como a sus precios.



El uso de la vinaza como "abono" orgánico/mineral de los cañaverales es una práctica que requiere de estudios continuos de la calidad del suelo donde son regadas, porque en caso de exceso tendría efectos contraproducentes en el desarrollo del cultivo. Con ello se pone en práctica el regresar al suelo parte de lo extraído por la caña, ya que la vinaza es rica en materia orgánica y en potasio, relativamente pobre en nitrógeno y muy pobre en fósforo, con un contenido razonable o, a veces, exagerado de azufre, calcio y magnesio. Desafortunadamente, sale muy caliente, con un pH muy ácido por la presencia de los sulfatos (y, para el caso del ingenio objeto de este estudio, de cloruros) y, por el tipo de materiales de construcción de los equipos de todo el ingenio y de las materias primas impuras usadas (cal y azufre, sobre todo, en la etapa de clarificación y sulfitación del jugo), con arrastres de metales y metaloides en concentraciones a veces excesivas (Carmona y col., 1994, 1995).

Se ha determinado que al abonar cada hectárea con 35 m<sup>3</sup> de vinaza, se incorporan al suelo 2,219 kg de materia orgánica, 91 kg de calcio, 21 kg de magnesio, 227.5 kg de potasio, 42 kg de nitrógeno y 7 kg de fósforo; la cantidad del potasio es superior a lo requerido por el suelo (lo que puede crear problemas subsecuentes), cubre las necesidades de nitrógeno y proporciona un exceso de otros minerales. Ello hace que la incorporación de la vinaza al campo aunque sea viablemente técnica y económicamente, debe ser "monitoreada" muy cuidadosamente, considerando los tipos de suelo, la época de aplicación, la dosis y la mezcla con otros fertilizantes, etc. (GEPLACEA/PNUD, 1991).

Un exceso de vinaza en los cañaverales puede ocasionar un gran desarrollo vegetativo, con cambios en su maduración y contenido de sacarosa, que puede ser perjudicial a la producción de alcohol. Se ha encontrado, asimismo, que se presentan leves alteraciones en las propiedades químicas de los suelos después de doce meses de aplicación de vinazas, con aumento del pH (relativo al tipo de iones que se encuentren en el suelo), contenido del potasio intercambiable y en la capacidad de cambio de cationes (GEPLACEA/PNUD, 1991).

La aplicación de la vinaza como abono tiene muchas limitaciones. Por ejemplo, no es posible usarla en suelos arenosos pues puede ocasionar acidez del suelo, "envenenamiento" del suelo por exceso de materiales orgánicos, aumento de cationes, atraso en la maduración de la caña, desarrollo de moscas y otros insectos dañinos; aumento en el contenido de almidón en el jugo, etc., (GEPLACEA/PNUD, 1991).

Se ha realizado mucho trabajo de investigación con relación al volumen de vinaza que se puede adicionar al campo cañero cubano y que varía con la composición química de la vinaza. Se determinó que, para la vinaza de mosto de melaza la dosis adecuada es de 35-50 m<sup>3</sup> por hectárea y, para el caso de vinaza de mosto de jugo, la dosis es de 100 a 150 m<sup>3</sup> por hectárea. La economía de la aplicación de la vinaza está ligada con la capacidad del tanque o sistema que se use en la

aplicación y de la distancia a recorrer. Esto se puede realizar en suelos alcalinos por el carácter ácido de la vinaza ya que si el suelo fuera ácido éste podría acidificarse aún más y, posteriormente, salinizarse por el intercambio sodio/potasio, haciendo a esos suelos inútiles para la agricultura.

La vinaza se puede aplicar por cualquiera de los dos métodos estudiados en Cuba y que se presentan en la tabla 5.4, con las condiciones que permiten la toma de decisión para seleccionar el método que conviene más.

Los beneficios directos e indirectos del uso de la vinaza "in natura", se presentan en la tabla 5.5 donde se aprecia que, indirectamente, hay eliminación de contaminación de los recursos hídricos (siempre que el residuo no se lixivie a mantos acuíferos) durante el riego.

La aplicación en Cuba por aspersión de estas vinazas diluidas, sólo se realiza en el 18% de los casos, debido a la escasa difusión del sistema, por existir un número reducido de empresas especializadas en esa técnica y por la distribución de las áreas de abastecimiento de las destilerías.

Se ha encontrado para la vinaza cuando se concentra, o sea, cuando se elimina parte del agua que contiene, y con ello, se incrementa el contenido de los sólidos, que se puede suministrar como sustituto de la melaza en la ración alimenticia de algunos animales. Concentrar la vinaza a 60% de sólidos totales, por medio de evaporadores de efectos múltiples requiere de grandes volúmenes de vapor. De ahí que concentrar la vinaza puede producir déficit de generación de vapor o necesitar de algún combustible extra (bagazo, combustible fósil o biogás). En general, se requieren 0.22 kg de vapor para evaporar 1 L de agua. Este uso de la vinaza tiene limitaciones económicas, además de que el concentrado puede seguir siendo una fuente de contaminación del medio ambiente.

También la vinaza concentrada a 60-65% de sólidos, se puede utilizar como combustible en una caldera generadora de vapor, pudiéndose recuperar la suficiente energía para justificar la inversión y devolver valiosas sustancias orgánicas al suelo en forma de cenizas, las cuales actúan como mejoradores de suelos (con las mismas limitaciones de la vinaza fresca (sobre todo con el potasio).

Las calderas que utilizan la vinaza como combustible, operan similarmente a las calderas de recuperación de reactivos químicos de las plantas de pulpas celulósicas. Se alcanzan alta eficiencia en las calderas y se produce vapor de alta presión para el proceso. Para el arranque se necesita combustible adicional, el cual puede ser el propio alcohol etílico.

**TABLA 5.4**

**Sistemas de fertirrigación con vinazas condicionantes para la aplicación por este método (Castro,1984)**

<p style="text-align: center;"><b>1) CAMIONES TANQUE</b></p> <ul style="list-style-type: none"><li>* Método tradicional de aplicación, usado con éxito por más de 10 años.</li><li>* Rapidez de implantación y facilidad de operación.</li><li>* Líneas de financiamiento sin exigencia de proyectos específicos.</li><li>* Compatible para vinazas de destilerías anexas a mostos, melaza o mezclas más ricas en nutrimentos.<ul style="list-style-type: none"><li>- Menor número de viajes/ha.</li><li>- Reducción en el costo de aplicación/ha.</li></ul></li></ul> <p style="text-align: center;"><b>2) ASPERSIÓN</b></p> <ul style="list-style-type: none"><li>* Monitoreo de todas las aguas residuales de la industria.</li><li>* Control más racional de las dosis aplicadas.</li><li>* Posibilidad de aplicación en todas las fases del cultivo y en la mayoría de los suelos y situaciones topográficas.</li><li>* Posibilidad de realizar trabajo equivalente a 10 camiones de 15 m<sup>3</sup>, al mismo tiempo.</li><li>* Facilidad de dilución de la vinaza.</li><li>* Auxilio en el brote de semilla, mantenimiento de la densidad de las plantas y longevidad del cultivo.</li><li>* Obtención de mayores incrementos en la productividad.</li><li>* Compatible para vinazas de las destilerías autónomas.</li><li>* No favorece la compactación del suelo.</li></ul>
---

**TABLA 5.5**

**Aspectos económicos del uso de la vinaza "In natura" (Castro, 1984)**

<p><b>1. BENEFICIOS DIRECTOS</b></p> <ul style="list-style-type: none"><li>- Sustitución parcial o total de fertilizante.</li><li>- Aumento de la producción de la caña de azúcar.</li></ul> <p><b>2. BENEFICIOS INDIRECTOS</b></p> <ul style="list-style-type: none"><li>- Eliminación de la contaminación de los recursos hídricos superficiales (si la vinaza no se lixivia).</li><li>- Aumento en la fertilidad de los suelos por la adición de materia orgánica y otros elementos (aunque hay modificaciones del valor del pH dependiendo de la composición del suelo).<ul style="list-style-type: none"><li>- Mejoría de la estructura y aumento en la retención de agua de los suelos.</li><li>- Mantenimiento de la densidad (plantas/área).</li><li>- Auxilio en los brotes de caña.</li><li>- Aumento en la longevidad del cañaveral.</li><li>- Disminución de los costos de renovación de los cañaverales.</li></ul></li></ul>
---

Una destilería autónoma de 120 m<sup>3</sup> de alcohol por día, que es la capacidad tipo que se está instrumentando en Brasil, tiene un residuo de vinaza de 65,000 L/h (que si se regaran al campo 50 m<sup>3</sup>/ha, se regarían 11,388 ha/año) a una concentración de 8% de sólidos. Para que esta vinaza se concentre a 60% de sólidos, requiere de 0.22 kg de vapor por tonelada de agua a ser evaporada. En este cálculo se determina que hay que evaporar alrededor de 56.3 toneladas de agua por hora, que necesitan 12.4 ton/h de vapor.

La combustión de la vinaza concentrada a 60% de sólidos permitirá generar 20 Ton/h de vapor y por tanto un excedente de 7.6 Ton/h de vapor para su uso en el proceso. Como consecuencia de esta combustión se obtienen alrededor de 2 Ton/h de cenizas secas, con un contenido aproximado de 0.65 Ton/h de K<sub>2</sub>O, que se puede manipular fácilmente como abono en el campo. Es decir, que esta forma alternativa de aprovechamiento de la vinaza no sólo da rendimientos económicos sino que elimina completamente el peligro de contaminación (claro, si existen análisis de gases de combustión que garanticen que no se emiten gases tóxicos o reactivos a la atmósfera en el proceso de combustión).

Con esta revisión sobre el posible uso de los subproductos y derivados de la caña de azúcar se han sentado las bases para definir, para el ingenio en estudio, es conveniente instalar una planta de tratamiento biológico anaerobia/aerobia para la depuración de sus vinazas aciduladas con ácido clorhídrico, con objeto de corroborar si los iones cloruro no afectan a los microorganismos depuradores.

En el próximo capítulo se da una somera descripción de los sistemas de tratamiento usados.

## CAPÍTULO 6

### TIPOS DE TRATAMIENTOS PARA LOS EFLUENTES LÍQUIDOS

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

- Tratamiento preliminar
- Tratamiento primario
- Tratamiento secundario (biológico)
- Tratamiento terciario (físicoquímico)

Esta clasificación, así como cualquiera otra sobre los métodos de tratamiento, es arbitraria.

#### ***6.1 Tratamiento preliminar***

Tiene como objetivo la remoción de aquellos desechos formados por materiales voluminosos. Puede usarse uno o varios de los siguientes sistemas para este tratamiento:

- 1.- Rejas de barra o rejas finas
- 2.- Desarenadores
- 3.- Desmenuzadores
- 4.- Tanques de pre-aeración
- 5.- Trampas de grasa

#### ***6.2 Tratamiento primario***

En el tratamiento primario existen tanques o reactores de estabilización que sirven para amortiguar los efectos que pudieran tener las variaciones de concentración sobre los sistemas de tratamiento biológico. En ocasiones se tienen sistemas de mezclado para acelerar ese efecto amortiguador, aunque estos sistemas incrementan el costo del sistema de tratamiento, por lo que debe hacerse un balance económico y encontrarse el punto de equilibrio. También pueden existir unidades de regulación del pH si éste pudiera alterar sensiblemente a las biocomunidades presentes en los sistemas de tratamiento secundario. Existen

plantas "sofisticadas" (por opuesto a sencillo o natural) en las que se tienen sistemas de control de pH y alarmas para prevenir cualquier envío de aguas residuales que tengan pHs inadecuados. También se tienen separadores de aceites para evitar la llegada de éstos al suministro de oxígeno. La separación de sólidos en suspensión, que constituyen los lodos primarios, se concentran y remueven del sistema usando unidades de flotación o clarificadores por floculación, así como sedimentadores, donde estos sólidos se eliminan para evitar problemas y daños en los equipos usados en las siguientes etapas de tratamiento (bombas, aeradores, etc.). En algunas plantas, debido a las características de las aguas residuales, es necesario agregar nutrimentos adicionales y este enriquecimiento se realiza durante esta etapa.

En este tratamiento se separa o elimina la mayor parte de la materia sedimentable de las aguas residuales. Aproximadamente del 40-60% se separa por medios físicos o mecánicos. El proceso de sedimentación 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 estos tratamientos es disminuir suficientemente la velocidad de las aguas para que puedan sedimentar los sólidos. Estos dispositivos son llamados tanques de sedimentación que por, su diversidad de diseño pueden dividirse en tres grupos generales:

1. Tanques sépticos
2. Tanques de doble acción
3. Tanques de sedimentación simple ascendente con eliminación mecánica de cienos (lodos)

### **6.3 Tratamiento secundario (biológico)**

El tratamiento biológico de las aguas residuales se basa en el proceso donde una población de microorganismos descomponen la materia orgánica para utilizarla como fuente de nutrimentos y la convierten en nuevas células y gases. Este es el mecanismo por el cual las corrientes de aguas naturales, como lagos y ríos, se autopurifican.

La purificación biológica se utiliza comúnmente para tratar aguas de desecho que contienen materia orgánica biodegradable disuelta. Las bacterias desdoblan los compuestos complejos en otros más sencillos y estables; los productos finales normales son bióxido de carbono, agua, nitratos y sulfatos y nuevos organismos (Chanlett, 1976).

Las aguas residuales que contienen solutos biodegradables contaminantes se ponen en contacto con con una densa población de microorganismos apropiados,

durante un tiempo suficiente que permita a los microorganismos descomponer o eliminar los solutos contaminantes.

Por lo general, es a través de la oxidación del metabolismo microbiano y conversión en materias microbianas celulares. En el tratamiento biológico, los organismos que contribuyen a la remoción del sustrato tienden a ser de autoselección por lo que no es necesario tomar estrictas precauciones de operación (condiciones asépticas).

Los microorganismos se pueden dividir en aquellos que necesitan oxígeno para su crecimiento y los que no lo necesitan. Los que lo requieren se describen como aerobios y el oxígeno debe de estar disponible en forma de oxígeno libre disuelto. A los organismos que sólo pueden crecer en presencia de oxígeno se les llama aerobios obligados. A los que crecen en ausencia total de oxígeno se les llama anaerobios obligados.

Algunos organismos son capaces de cambiar su metabolismo de manera que pueden crecer esté presente o no el oxígeno y se les llama facultativos.

El oxígeno libre disuelto es el reactivo esencial para los procesos aerobios y cuando los organismos aerobios utilizan los nutrientes orgánicos, consumen al mismo tiempo el oxígeno disuelto. Si no se repone el oxígeno disuelto, el crecimiento aerobio se detiene cuando se agota el oxígeno y sólo pueden continuar los procesos anaerobios que son más lentos y malolientes (generan metano, amoníaco y ácido sulfhídrico, entre otros productos metabólicos).

La disponibilidad de oxígeno libre disuelto en el agua es, por lo tanto, el factor clave que limita la capacidad de autopurificación de una corriente de agua empleando organismos aerobios.

Algunos tipos de microorganismos son capaces de utilizar el oxígeno combinado en compuestos químicos disueltos como nitratos y nitritos cuando no está disponible el oxígeno libre disuelto, por lo que los procesos son aerobios-anóxicos o anaerobios-anóxicos.

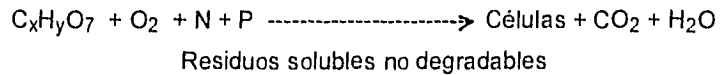
Cuando la materia orgánica biodegradable se pone en contacto con el lodo biológico, la materia orgánica disuelta, medida como demanda bioquímica de oxígeno (DBO) se remueve por varios mecanismos. Los sólidos suspendidos y muy finos se eliminan por medio de la adsorción y coagulación. Parte de la materia orgánica soluble se remueve inicialmente por medio de adsorción y se almacena en la célula como reserva de alimento. La materia orgánica restante en disolución se remueve progresivamente durante el proceso de aeración, resultando en la síntesis de nuevos organismos y la producción de bióxido de carbono y agua (Luna-Pabello, 1987; Montesinos y Durán, 1986).

La facilidad de oxidación de la materia orgánica disminuye a medida que la complejidad de los compuestos aumenta. Las partículas grandes se subdividen por medio de la hidrólisis antes de oxidarse. Las reacciones que representan la remoción de la DBO durante la biooxidación se puede interpretar de la siguiente manera:

1. La remoción inicial de la materia orgánica al ponerse en contacto los desechos con un lodo biológico activo, que la almacena como reserva de alimento.
2. La remoción está en proporción directa al crecimiento de lodo biológico.
3. Oxidación de la materia celular biológica a través de respiración endógena.

Estas reacciones se ilustran con las siguientes ecuaciones (Zámano y col., 1991):

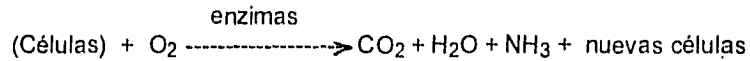
*Oxidación de material disuelto*



*Síntesis de materia celular:*



*Oxidación de materia celular:*



Los procesos aerobios por lo regular son bioquímicamente eficientes y rápidos y generan productos secundarios que casi siempre son químicamente simples y están altamente oxidados, como el anhídrico carbónico y el agua. Los procesos anaerobios son bioquímicamente más lentos y dan origen a productos secundarios químicamente complejos y/o malolientes.

Los dos principales procesos de tratamiento biológico son los sistemas floculados y los sistemas de película biológica. También se han desarrollado procesos de tipo anaerobios floculados y de película fija pero su uso no es tan común como los de tipo aerobio.



### 6.3.1 Sistemas floculados

#### 6.3.1.1 Sistemas aerobios

##### a) Lodos activados

El sistema más comúnmente usado es el de lodos activados o, en su defecto, el de aeración extendida. En ambos, se considera un sistema continuo donde los bioecosistemas están perfectamente mezclados con las aguas residuales y son posteriormente separados del agua ya tratada por medio de sedimentadores. Como el proceso es continuo y están saliendo los flóculos activos del sistema y siendo separados en el sedimentador secundario, para mantener su concentración constante en el reactor se recircula una parte de ellos. La relación de recirculación R/Q o reflujo depende de la concentración deseada en el tanque.

El principio básico del proceso consiste en que las aguas residuales se pongan en contacto con una población microbiana mixta, en forma de suspensión floculenta en un sistema que pasa aire a través del líquido. Esto desarrolla una suspensión bacteriana que da origen a la descomposición aerobia. Una vez que se alcanza el grado de tratamiento que se desea de la masa microbiana floculante, conocida como lodo, se separa del agua residual por sedimentación. La mayor parte del lodo asentado en la etapa de separación se regresa a la etapa de aeración para mantener la concentración de los lodos en el tanque de aeración al nivel necesario para su tratamiento efectivo y para que actúe como inóculo microbiano. Parte de estos lodos se extraen para su descarga. Las eficiencias de depuración varían del 75 al 95% dependiendo del agua de desecho y de la concentración de bacterias que contenga el agua del tanque de aeración. Casi siempre pueden obtenerse mayores eficiencias con concentraciones de bacterias más altas, pero para esto debe tenerse en cuenta que se requiere una mayor cantidad de aire (Noyola, 1986; Scriban, 1985).

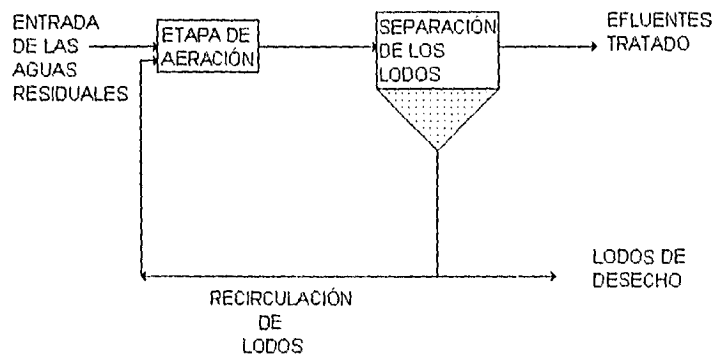
El agua sobrenadante puede ser canalizada a sistemas terciarios de tratamiento para mejorar su calidad.

El proceso de lodos activados fue desarrollado al inicio de este siglo por Arden y Lockett (Ouan, 1981). Consiste de un reactor biológico o tanque aerador y un separador sólido-líquido. En el tanque aerador coexisten dos fases, el llamado licor mezclado, que es el agua a tratar (LM) y los sólidos suspendidos en el licor mezclado (SSLM), que son los microorganismos activos que biooxidan la materia orgánica presente y que se encuentra generalmente en un intervalo de concentraciones entre 2000 a 4000 mg/L en peso seco. Durante los primeros 20 a 50 minutos, los flóculos de microorganismos activados (lodos activados) adsorben la materia que se encuentra en forma coloidal o suspendida y sorben (ab y adsorben) los materiales solubles oxidándolos biológicamente en un tiempo normalmente menor que el requerido para adsorber los materiales coloidales y suspendidos. El aire requerido para esta oxidación está generalmente dado por

compresoras o por aeradores mecánicos superficiales que, además de proveer el oxígeno, garantizan el mezclado eficiente para mantener en contacto a los flocos activos el material orgánico y las burbujas de aire (Fig. 6.1).

**FIGURA 6.1**

**Características de los procesos de lodos activados (Zámano y col., 1991)**



### *b) Lagunas de oxidación*

Las lagunas aeradas son estanques con diques que tienen aeración artificial, generalmente proveniente de aeradores flotantes y tienen, al final, un tanque de sedimentación o estanque de estabilización facultativo que sirve como clarificador final. Los lodos generados en las lagunas no se reciclan sino que se eliminan ya sea en el tanque sedimentador o en el tanque de estabilización. Para el segundo caso, estos se van al fondo del estanque y es necesario removerlos cada dos o tres años. La concentración de lodos en las lagunas es de 200 a 500 mg/L.

Estos sistemas son muy usados en el tratamiento de efluentes biodegradables agroindustriales ya que son mucho más económicos que los sistemas de lodos activados. Sin embargo, requieren de grandes extensiones de terreno y, en ocasiones, estos no están disponibles. Muy frecuentemente, una planta de tratamiento de aguas residuales industriales emplea un estanque de estabilización (y conforme la carga orgánica se va incrementando, se le agrega aeración y se le convierte en una laguna aerada).

Pueden ser clasificadas como lagunas aerobias o como facultativas, dependiendo de su perfil de oxígeno disuelto. En las aerobias, la cantidad de oxígeno disponible resulta suficiente para mantener un nivel mínimo de 2 ppm en toda la profundidad de la laguna así como tener un mezclado natural que impida la sedimentación de los sólidos biológicos (biocomunidades). La sedimentación final o secundaria del sistema se logra en una segunda laguna de tipo facultativo o estanque de estabilización o en un sedimentador secundario. En las lagunas facultativas se tiene oxígeno disuelto solamente en las capas superiores pero no en las capas más profundas. Normalmente, el mezclado es insuficiente para mantener oxidada toda la laguna y para que las biocomunidades estén en suspensión por lo que parte de ellas se van al fondo descomponiéndose anaerobiamente allí. Las lagunas facultativas no cuentan normalmente con una clarificación final ya que ésta ocurre en forma natural en la propia laguna.

Las lagunas aeradas se emplean para tratar aguas residuales industriales biodegradables ya que ocupan menos extensión territorial que los tanques de estabilización y tienen menos costos de construcción, operación y mantenimiento que las plantas de lodos activados.

Las lagunas aeradas son sistemas que se aplican cuando las cargas orgánicas no son muy elevadas ya que no existe la recirculación de lodos. Se desarrollaron a partir de los tanques de estabilización en zonas de clima templado o frío donde el oxígeno proveído por un número menor de aeradores era usado para suplementar el oxígeno generado por las poblaciones de algas en el invierno. Se encontró, sin embargo, que al poner los aeradores en operación las algas desaparecían y que los bioecosistemas eran muy similares a los de los sistemas de lodos activados. Un aerador flotante de aproximadamente 0.002 a 0.016 HP por cada metro cúbico mantiene una parte de los bioecosistemas activos en suspensión, a pesar de que estas lagunas normalmente están completamente mezcladas.

Las lagunas de oxidación o estanques de estabilización son una modificación del proceso de lodos activados. En esta adaptación, el agua de desecho se retiene durante varios días en un estanque poco profundo. Con la aeración que recibe de la atmósfera se propicia el desarrollo de crecimientos bacterianos. En estos estanques puede eliminarse hasta el 95% de la DBO y destruirse el 99% de las bacterias coliformes. En consecuencia, el grado de purificación obtenido, casi siempre permite que el efluente se descargue a una corriente (Sasson, 1985).

### **6.3.1.2 Tratamiento anaerobio floculado clásico (digestión)**

La oxidación de la materia orgánica en condiciones anaerobias la realizan microorganismos, casi todos de tipo facultativo con excepción de las bacterias metanogénicas que son organismos anaerobios obligados.

La biooxidación es realizada sin la presencia de oxígeno molecular y se basa en tres etapas: la de "licuefacción" de los sólidos suspendidos, la "digestión" de los materiales solubles y la producción de gases.

La digestión involucra de manera muy general tres pasos. El primero es la degradación de las moléculas de mayor tamaño a sustancias de menor peso molecular (hidrólisis). El segundo lleva a cabo la degradación de estas sustancias a ácidos volátiles. El tercero, que es la producción de los gases, emplea a estos ácidos volátiles como sustrato para la producción de metano.

Parte del dióxido de carbono generado durante la digestión reacciona con el agua creando un sistema de autoamortiguamiento que resulta sumamente importante para la generación de metano. En un reactor que opera en forma eficiente, los ácidos volátiles generados son metabolizados tan rápidamente como son producidos. Cuando por alguna razón esto no ocurre así, la acción amortiguadora del bicarbonato formado por el dióxido de carbono en el agua, da flexibilidad en el sistema ya que el pH es un parámetro importante en el metabolismo de las bacterias metanogénicas (entre 6.7 y 7.4). Sin embargo, si el pH baja a pesar del efecto de los bicarbonatos, la producción de metano decrece.

Otro factor importante para la anaerobiosis es la temperatura. La digestión mesofílica se realiza en el intervalo normal de temperatura presente en países templados con un óptimo a los 35°C mientras que la digestión termofílica requiere de temperaturas arriba de los 50°C, con el óptimo a 55°C.

La tecnología anaerobia ofrece la posibilidad de recuperar la energía contenida en el biogás, además de generar muy pocos lodos residuales (ya que del contenido carbonoso, prácticamente el 90% se convierte en gases, en contraparte a cualquier sistema aerobio, donde casi el 50% del contenido carbonoso se convierte en biomasa). Por otro lado, los lodos anaerobios son muy estables y pueden conservarse sin recibir sustrato por varios meses sin sufrir un deterioro considerable, lo que los hace sumamente atractivos para el tratamiento de aguas residuales estacionales.

Sin embargo, las bacterias metanogénicas son muy susceptibles a inhibiciones por condiciones ambientales y parámetros fisicoquímicos, además de su baja rapidez de reacción para convertir a metano los compuestos orgánicos de bajo peso molecular.

Como en esta parte del proyecto se trabajará con un reactor aerobio, no se darán más detalles sobre esta tecnología, la cual se aborda con mucho mayor detalle en la continuación de este proyecto (Jiménez y col., 1995).

### **6.3.2 Sistemas de película biológica**

En este proceso se ponen en contacto las aguas residuales con una población microbiana en forma de película que está adherida a la superficie de un medio sólido. Este medio sólido puede estar fijo o en movimiento. En el primer caso, el agua residual se mueve a través del líquido. Los reactores de película han estado en uso desde hace mucho tiempo para el tratamiento de las aguas residuales (Pypyn, 1979).

Estos sistemas se basan en la remoción de contaminantes de las aguas residuales por medio de biocomunidades que se fijan sobre una superficie inerte, a diferencia de los lodos activados que se encuentran libremente suspendidos en las aguas a tratar.

#### **6.3.2.1 Sistemas aerobios**

La forma natural de la que se deriva este sistema son los biocistemas que proliferan sobre los guijarros que se encuentran formando el lecho de los ríos. Debido a la corriente se tiene una buena oxigenación del sistema que permite que estos microorganismos sean totalmente aerobios y, simultáneamente, esta misma corriente ejerce un esfuerzo cortante sobre la superficie activa, conocida como biopelícula, manteniéndola de un espesor relativamente constante (Fig. 6.2).

Aunque la mayor parte de los microorganismos que forman la biopelícula son aerobios, los que se encuentran inmediatamente después del soporte (y, por tanto, más alejados de la película de aire) son anaerobios. Estos, al recibir los metabolitos provenientes de las aguas residuales los convierten en biogás, cuyas burbujas afloran a la superficie de la biopelícula y de la película del líquido haciendo que parte de los microorganismos que encuentran en su camino se desprendan de la biopelícula y coadyuvando (junto con los esfuerzos cortantes provocados por el flujo de la biopelícula líquida) a mantener un grosor específico de esta biopelícula activa. Esta biomasa desprendida de la biopelícula es colectada en el sedimentador secundario que se encuentra después del reactor y tiene la enorme ventaja sobre los microorganismos floculados que, debido a su tamaño, siempre sedimenta fácilmente.

Su aplicación en plantas de tratamiento de aguas residuales construidas por el hombre se encuentra ejemplificada en los reactores empacados, conocidos como biofiltros (filtros percoladores) y en los sistemas rotatorios llamados genéricamente biodiscos.

En el primer caso, el soporte inerte se encuentra estático y las aguas residuales fluyen a través de dicho soporte. Naturalmente, con el objeto de facilitar la transferencia de masa del oxígeno y la materia orgánica hacia la biopelícula y de

los productos y la materia orgánica hacia la biopelícula y de los productos metabólicos, sobre todo el dióxido de carbono, hacia el agua y el aire se busca tener un medio de soporte que dé la mayor área superficial posible. Estos biofiltros funcionan como columnas empacadas en las que fluyen a contracorriente el agua a tratar y el aire que provee el oxígeno (que puede fluir hacia arriba por convección natural o forzada). Por ellos, los primeros "biofiltros", llamados así porque el agua pasaba a través del medio inerte como a través de un filtro, estaban rellenos de lava (tezontle) y, con el advenimiento de los plásticos, están rellenos de un medio altamente poroso. Este cambio ha sido ventajoso ya que los costos de cimentación eran extremadamente elevados. Sin embargo, hay efluentes industriales que no pueden ser tratados en estos sistemas con rellenos plásticos ya que algunos de ellos contienen sustancias que reaccionan con el relleno creando problemas de toxicidad a los bioecosistemas que se usan para depurarlos.

El otro tipo de sistema se basa en el movimiento simultáneo del material inerte y de las aguas residuales. Esto evita la necesidad de introducir el aire por convección ya que el movimiento del material de soporte permite airear y mantener el sistema perfectamente mezclado. Generalmente, el material de soporte se encuentra en forma de discos o cilindros con gran área superficial que giran sobre una flecha y que se encuentran parcialmente sumergidos en las aguas a tratar para que se combine el contacto de la biopelícula con el agua residual y el aire ambiente.

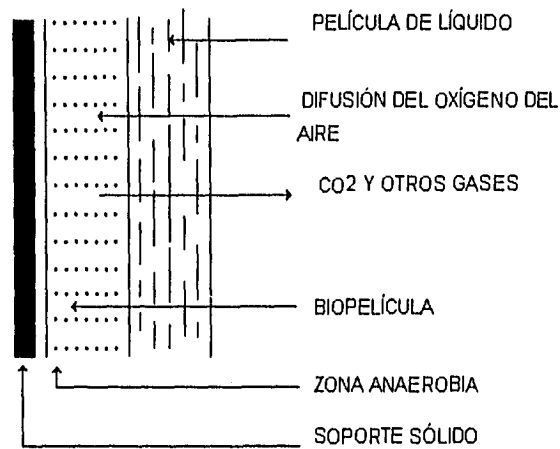
#### *a) Sistemas de medio fijo*

En los sistemas de medio fijo, el medio sólido de soporte está dispuesto en forma de un lecho empacado a través del cual pasa el agua residual, las superficies (arena, roca porosa, rellenos o empaques sintéticos) del medio de empaque desarrollan una película microbiana y el agua residual fluye sobre la superficie del empaque en una capa delgada que está en contacto con los microorganismos por un lado y con la atmósfera en los espacios intersticiales del empaque por el otro (Montesinos y Durán, 1986).

El oxígeno se disuelve en la superficie del líquido en movimiento a través de la capa líquida a la superficie microbiana. El oxígeno y los nutrimentos del líquido para ser metabolizados por éstos pasan a través de su pared celular.

Estos reactores son conocidos con una serie de nombres diferentes, la mayoría de ellos no representan realmente su operación. Se les llama filtros de goteo, filtros biológicos, biofiltros, filtros de percolación, percoladores o lechos bacterianos. Actualmente, se tiende a llamarlos reactores empacados.

**FIGURA 6.2**  
**Sistema de biopelícula (Zámano y col., 1991)**



#### a.1) El "filtro percolador" o reactor empacado

El filtro percolador es un lecho de roca granulada, o cualquier otro material inerte que se sostiene mediante un sistema de drenaje inferior para la recolección del líquido que fluye encima de él. En la parte superior hay un distribuidor giratorio que disemina el agua sobre el lecho de un modo uniforme. El sistema inferior de drenado tiene muchos ductos de aire que permite que éste circule a través del lecho impulsado por corrientes naturales, esto proporciona el oxígeno necesario para una buena acción biológica. La piedra u otro material de soporte ofrece una superficie para el crecimiento de los organismos que efectúan la descomposición aerobia. Las dimensiones del lecho en que se dispone el medio sólido de soporte dependen de la naturaleza del medio y de la concentración y tipo del agua residual por tratar. Las eficiencias de las unidades individuales de "percolación" varían de 35 a 85% para la eliminación de la materia orgánica. Cuando se requieren eficiencias más elevadas, se instala una segunda unidad para que opere en serie con la primera, aplicando un tratamiento en dos etapas. Se obtiene casi siempre una purificación del 80 al 95%.

### *b) Sistemas de medios en movimiento*

En los sistemas de medios en movimiento, la película microbiana y el medio sólido de soporte a la que está adherida, se mueven a través del líquido que está bajo tratamiento.

Los principales sistemas que utilizan este principio son los lechos fluidificados y los reactores biológicos rotatorios.

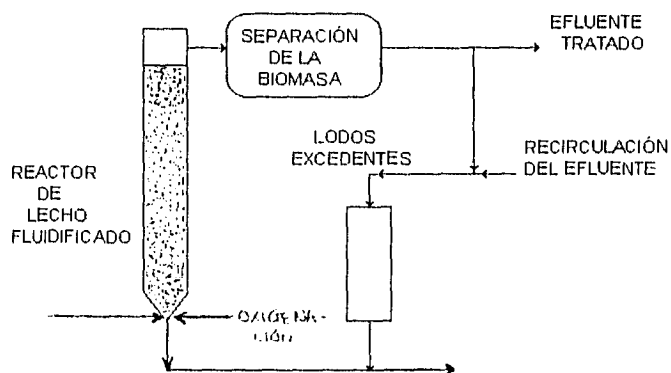
#### *b.1) Sistema de lecho fluidificado ("fluidizado" de fluidized en inglés)*

Estos sistemas son una combinación de los sistemas de crecimiento adherido y de crecimiento en suspensión. Se desarrolla una película biológica sobre un medio sólido de soporte que consiste de partículas pequeñas para ser mantenidas en suspensión, por medio del flujo ascendente del líquido bajo tratamiento (Bazúa y col., 1991; Durán de Bazúa y Poggi-Varaldo, 1988; Speece, 1983).

Las ventajas que se obtienen de estas condiciones son: se elimina el peligro de bloqueo del lecho por la acumulación de biomasa sobre el medio sólido de soporte, como sucede en el sistema de lecho fijo, ya que las partículas tienen libertad de movimiento. La superficie de las pequeñas partículas de soporte sólido es muy alta y puede ser equivalente a varios miles de metros cuadrados por metro cúbico del lecho, se mantienen altas densidades de biomasa, es controlable y no representa amplias variaciones estacionales que se encuentran en los sistemas de medio fijo (Fig. 6.3).



**FIGURA 6.3**  
**Esquema de un reactor de lecho fluidificado**  
**(Zámamo y col., 1991)**



#### b.2) Reactor biológico rotatorio

Los reactores de discos rotatorios fueron desarrollados en Alemania desde 1900. Tenían discos de madera que, al girar, pasaban por el agua a tratar sorbiendo los materiales orgánicos y perdiendo parte de la biopelícula por el esfuerzo cortante producido al chocar contra la superficie del agua. Al seguir girando se ponían en contacto con el aire ambiente que rodeaba a los discos ya que se encontraban parcialmente sumergidos (entre un 40 y un 45%) en una tina semicilíndrica por la que pasaba el agua residual a tratar.

Sobre la superficie de los discos se desarrolla la biopelícula que lleva a cabo la biooxidación de la materia orgánica usando el oxígeno del aire que rodea a los discos durante la mitad del tiempo que pasan en ese medio fijo.

Dado que la madera no era un material idóneo para este tipo de sistema no tuvo mucho éxito y fue hasta la década de los sesentas que, con el advenimiento de los plásticos, resurgió la idea de este tipo de tratamiento, nuevamente en Alemania. La patente generada fue vendida a una compañía americana quienes patentaron este sistema como "Biodisco". Posteriormente, modificaron el grupo de discos a un cilindro de material de plástico muy poroso que permitió aumentar considerablemente el área superficial de transferencia haciendo al sistema altamente eficiente. Este nuevo sistema se conoce como "Biosurf" (Weigand, 1900).

La biosorción y biooxidación que ocurre es similar a la del reactor empacado. En este tipo de sistema no se usa la recirculación sino que el efluente del reactor pasa directamente al sedimentador secundario. En ocasiones, los lodos generados pasan al sedimentador primario para espesarlos. Esta mezcla de lodos tiene de 4 a 6% de sólidos en base seca (Antonie, 1976). Aquí como en los otros sistemas la temperatura es un factor crucial para que la remoción de contaminantes sea adecuada. Por ello, estos sistemas deben trabajar a temperaturas mayores de 13°C y si las temperaturas son más bajas, los discos deben cubrirse para evitar pérdidas de calor. En países templados y cálidos no es necesario cubrirlos mas por razones estéticas y para que el plástico de los discos tenga una vida más larga al no estar directamente bajo los rayos del sol (Luna-Pabello, 1990).

La principal ventaja de este sistema es su bajo requerimiento energético ya que, comparado con el sistema de lodos activados, consume un tercio de la energía que este último requiere. Además, puede soportar cambios drásticos en las cargas de alimentación y pueden instalarse de manera muy sencilla varias unidades en serie para obtener un alto grado de nitrificación.

El reactor biológico rotatorio (RBR) es uno de los sistemas más recientemente usados para el tratamiento de las aguas residuales. De este sistema ya existen instalaciones comerciales en el primer mundo e incluso en México ya han empezado a ser usadas en la industria alimentaria y en instalaciones especiales, como campos de golf y fraccionamientos habitacionales específicos.

El RBR original consiste en una serie de discos con diámetros que varían entre 2.5 y 3.5 m con un espaciado entre 2 y 5 cm (Fig. 6.4).

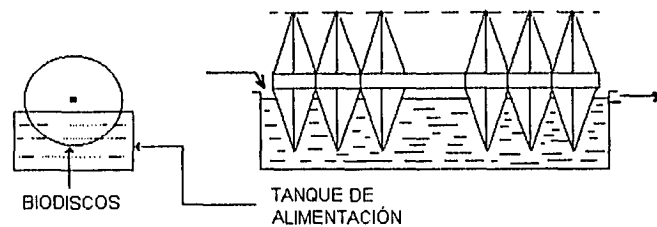
Estos discos giran lentamente sobre un eje horizontal dentro de un tanque, el cual está construido por una serie de cámaras, de tal manera que aproximadamente el 40% de la superficie de los discos, se sumerge en las aguas residuales.

Sobre la superficie de los discos se forma una biopelícula, la cual provoca la metabolización del material orgánico e inorgánico contenido en el agua de desecho. Al rotar el tren de discos, la biopelícula se ve así sucesivamente expuesta a los nutrientes, al aire y se 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 (Castro-Villela y Villegas, 1989; Durán y col., 1990; Durán y col. 1988).

Al multiplicarse los microorganismos, el espesor de la biopelícula empieza a aumentar hasta que el oxígeno que se difunde en la biomasa es consumido antes de que llegue a los microorganismos que están próximos al medio inerte. Esto provoca que se forme un medio anaerobio. También la materia orgánica es metabolizada antes de que llegue a lo más profundo de la biopelícula provocando que los microorganismos más cercanos al medio de soporte entren a una fase de crecimiento endógeno y pierdan la habilidad de adherirse al material de soporte.

Las condiciones anaerobias ocasionan la formación de bolsas de gases lo que tiene por resultado que la biopelícula se empiece a desprender del soporte y el esfuerzo cortante que sufre la biopelícula al friccionarse contra el agua de desecho termine arrancándolo. Este es otro de los mecanismos que mantiene a la población microbiana relativamente constante en los discos. Los microorganismos que se desarrollan sobre la superficie de los discos pueden ser bacterias, algas, hongos, protozoarios, entre estos últimos los ciliados.(Luna-Pabello, 1987).

**FIGURA 6.4**  
**Reactor biológico rotatorio (Zámano y col., 1991)**



El agua una vez tratada en el reactor, se recolecta en un sedimentador secundario donde, por gravedad se separa, la biomasa producida en el reactor. A partir de los años setenta, se han hecho modificaciones en el tren de discos para aumentar el área superficial sin incrementar el consumo energético durante su rotación.

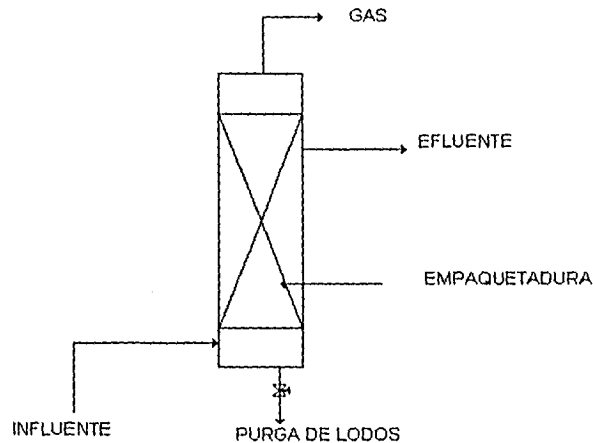
### **6.3.2.2 Tratamiento anaerobio**

#### **a) El "filtro" o reactor anaerobio empacado**

Los primeros en reconocer la necesidad de mantener altos TRS y de esa forma incrementar las cargas orgánicas de los digestores tradicionales fueron Young y McCarty, que iniciaron trabajos en este sentido en el año de 1963 y desarrollaron el llamado filtro o reactor de lecho empacado (Young y McCarty, 1969).

Este es un sistema constituido por un reactor de flujo ascendente formado por una empaquetadora de piedras o plástico. El proceso de degradación anaerobia se desarrolla una vez que los microorganismos se adhieran al medio (empaquetadura) y el agua residual pasa a través de él, garantizándose de esta forma altos TRS (Fig. 6.5).

**FIGURA 6.5**  
**"Filtro" anaerobio de flujo ascendente (Zámano y col., 1991)**



El reactor de lecho empacado se emplea en tratamientos de efluentes residuales líquidos solamente con una concentración de sólidos totales volátiles (STV) menor de 2000 mg/L. De forma general pueden aplicarse cargas orgánicas entre 0.5 y 12 kg/m<sup>3</sup>/d de STV.

Este sistema resulta eficiente y se obtiene en el efluente una concentración baja de sólidos suspendidos (Bories y col., 1988; Cail y Barford, 1985a, b; Rico, 1984; Van der Berg y Lentz, 1979).

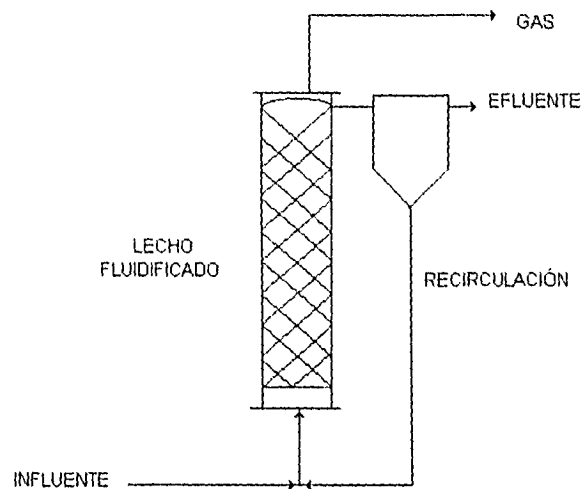
*b) Reactor de lecho fluidificado (fluidizado, anglicismo muy usado)*

Otro proceso anaerobio que garantiza altos TRS es el llamado reactor de lecho fluidificado. Este proceso requiere la recirculación con vistas a mantener la velocidad necesaria del fluido para que las partículas del lecho permanezcan en suspensión. Para ello, debe garantizarse una velocidad del fluido mayor que la velocidad mínima de fluidificación, pero que sea tal que no provoque el arrastre de las partículas sólidas (Fig. 6.6).

El reactor de lecho fluidificado fue usado primeramente por Jewis y Owens en la desnitrificación de aguas residuales y, posteriormente, por Switzenbaum y Jewell (1980), en el tratamiento de aguas residuales, en el que observaron un mejor contacto entre los microorganismos (adheridos al medio y el residual). (Sánchez y col., 1985).

Este sistema garantiza un mejor contacto entre los microorganismos y el agua residual a tratar que un digestor clásico (Bories y col., 1988; Maier, 1966).

**FIGURA 6.6**  
**Reactor de lecho fluidificado (Zámano y col., 1991)**



*c) Reactor de lecho de lodos de flujo anaerobio*

Uno de los nuevos procesos más interesantes es el llamado reactor de manto o lecho de lodos, que se conoce como UASB-reactor por sus siglas en inglés ("Upflow anaerobic sludge blanket"), el cual fue desarrollado por Lettinga y colaboradores en Holanda (Lettinga, 1980).

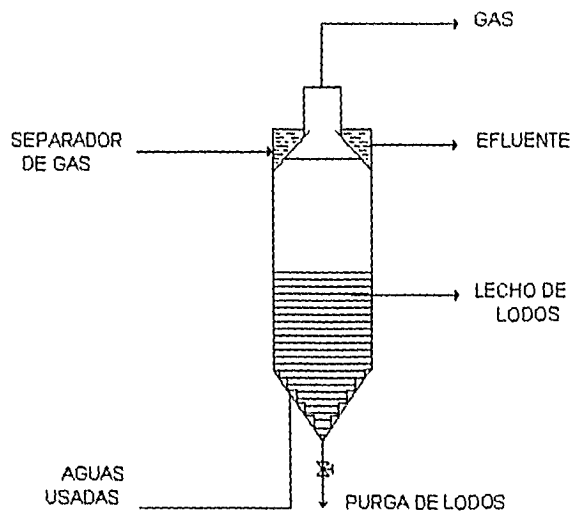
Éste consta de un reactor de flujo ascendente y está equipado con un separador de gas-sólido (GSS). Además, el mezclador mecánico y la recirculación del lodo se mantiene al mínimo con el fin de garantizar su sedimentación (Fig. 6.7).

Se mantiene un alto tiempo de retención de sólidos (TRS) debido a que posee en su parte superior características de un tanque de sedimentación cuando las condiciones físicas y químicas del lodo flocculante son favorables. Una vez que esta condición queda establecida, la retención del lodo depende principalmente de la separación efectiva del gas producido, siendo ésta la primera función del GSS. La segunda es la de separar las partículas dispersas del lodo, de la solución y retornarlo al compartimiento de digestión, el cual se encuentra situado por debajo del GSS.

El proceso RALLFA o "UASB" trabaja a altas cargas orgánicas, obteniéndose altos porcentajes de remoción y bajos TRH. Esto lo hace un método muy prometedor para los efluentes residuales industriales que contienen material biodegradable disuelto y/o coloidal (Cail y Barford, 1985a, b; Calzada y col., 1988; Lara, 1990; Lettinga, 1980; Mc Kinney, 1962; Rosas y col., 1993; Russo y col., 1985).

**FIGURA 6.7**

**Lecho de flujo anaerobio ascendente de lodos (Zámano y col., 1991)**



### **6.3.3 Sistemas combinados**

Los sistemas combinados son una respuesta al tratamiento de efluentes con características especiales y que plantean el uso de los diferentes procesos estudiados hasta ahora.

La selección de las combinaciones depende de los estudios de caracterización que se hagan de las aguas residuales a tratar. Estos estudios se realizan generalmente a escala de laboratorio y representan arduos años de investigación ya que para la implantación de cada sistema se requiere meses de experimentos continuos que permitan dar soluciones confiables. Después de esos experimentos a escala de laboratorio es necesario probar los resultados obtenidos en sistemas a nivel de planta piloto y, finalmente, probar con plantas prototipo que darán ya la pauta para el diseño de detalle de la planta industrial de tratamiento.

Son, desafortunadamente, muy contados los casos en que esta metodología se sigue y esto ocasiona problemas de selecciones inadecuadas de equipos o sistemas de tratamiento con el consecuente gasto innecesario de recursos, tanto materiales como humanos.

Dado que para las grandes concentraciones urbanas el problema de espacio es vital, a continuación se presentan algunos ejemplos de sistemas combinados de alta tasa que garantizan un tratamiento adecuado de los efluentes.

#### *a) Sistemas anaerobio-aerobio*

Para aguas residuales biodegradables con cargas orgánicas muy elevadas, este tipo de sistemas resulta idóneo ya que en los reactores anaerobios de alta tasa, sean del tipo que sean (de digestión, de lecho de lodos, empacados o de lecho fluidificado), la remoción de materia orgánica puede alcanzar hasta un 90% de los sólidos volátiles o de los disueltos.

Un pulimento posterior con un sistema aerobio de biopelícula garantiza la remoción de la materia orgánica biodegradable restante y permite separar los lodos anaerobios poco densos por lisis y metabolización posterior, seguido de una sedimentación de la biomasa aerobia formada. Además, este arreglo garantiza una producción importante de biogás rico en metano y una generación más modesta de lodos aerobios, haciendo su disposición más simple.

Un ejemplo fue la instalación en una planta productora de etanol para depurar las vinazas de la torre "destrozadora" de destilación de una combinación de sistemas anaerobios (lechos empacados anaerobios de flujo ascendente y descendente, lecho fluidificado anaerobio y lecho de lodos anaerobios) con un sistema de biodiscos aerobios. El resultado de cinco zafras fue de que no se encontró diferencia significativa entre los tres sistemas anaerobios estudiados en lo que a eficiencia depurativa concierne y que esta eficiencia no puede ser mayor de 60-70% de la cantidad de material soluble, medida como DQO, ya que hay compuestos disueltos que no pueden ser eliminados en estos sistemas, probablemente por el exceso de iones sulfato que se convierte en sulfuros e impiden el adecuado metabolismo de las bacterias anaerobias, el exceso de potasio y el exceso de otros iones disueltos. En el sistema de biodiscos se eliminó prácticamente toda la materia biodegradable y se obtuvo un efluente neutro, con

elevados contenidos de humatos y fulvatos (que daban una DQO de aproximadamente 5,000 mg/L, versus la inicial de 70,000 mg/L reducida a 20,000-25,000 mg/L en el sistema anaerobio) (Durán de Bazúa, 1993, 1994a,b; Durán de Bazúa y col., 1988, 1990, 1991, 1993, 1994a,b,c).

*b) Sistemas aerobio/aerobio (biodiscos-lodos activados)*

Esta combinación fue probada para efluentes de la industria petroquímica secundaria con éxito. La razón de seleccionar este arreglo fue la problemática causada por la presencia de compuestos derivados de aminas en las aguas residuales que generan cantidades muy grandes de espumas en los tanques de aeración de los sistemas de lodos activados. Enviando parte de los efluentes (aguas que contienen estos compuestos) a reactores de biodiscos, la concentración de estos compuestos decrece considerablemente y cuando son enviados al sistema de lodos activados el problema de espuma desaparece prácticamente (Galindo y Durán, 1985; Lucero y col., 1991).

#### **6.4 Tratamiento terciario (físicoquímico)**

Los compuestos orgánicos disueltos como detergentes ramificados, plaguicidas, compuestos sintéticos, colorantes y otros, así como los iones metálicos y de metaloides, si sus concentraciones se encuentran abajo de los umbrales de toxicidad para los sistemas biológicos de depuración, pasan a través de los tratamientos convencionales (primario y secundario), prácticamente, sin cambio alguno; por lo que, cuando los efluentes van a ser enviados a los cuerpos receptores y utilizados como abastecimiento, se requiere de tratamientos terciarios como único recurso para eliminar estas sustancias del agua a enviar a dichos cuerpos receptores. Entre los tratamientos terciarios se tienen:

1. Floculación
2. Adsorción con carbón activado
3. Intercambio iónico
4. Electrodialisis
5. Ósmosis inversa
6. Destilación
7. Congelación
8. Flotación
9. Desinfección (para posibles microorganismos patógenos residuales)

Su descripción se encuentra en todos los textos sobre tratamiento de aguas, por lo que no se dará ninguna información adicional (Metcalf y Eddy, 1979).



En el caso de los ingenios azucareros, los efluentes de plantas de suavización, de purgas de calderas, de purgas de torres y sistemas de enfriamiento, de lavados ácidos y alcalinos, entre otros, deben ser tratados con alguno o algunos de estos sistemas terciarios. Deberá hacerse un estudio técnico-económico de factibilidad para corroborar cuál o cuáles son los más adecuados.

En el próximo capítulo se presenta la información sobre la planta piloto de depuración biológica de vinazas instalada en el ingenio en estudio y los resultados que se obtuvieron de su arranque.

## CAPÍTULO 7

### INSTALACIÓN Y ARRANQUE DE UNA PLANTA PILOTO (TREN DE TRATAMIENTO BIOLÓGICO ANAEROBIO-AEROBIO; CASO: TIPO VINAZAS)

#### **7.1 Experimentación previa**

El objetivo de esta etapa de experimentación es instalar, arrancar y operar un reactor biológico rotatorio en una planta de tratamiento de aguas residuales a escala piloto con vinazas pretratadas en un reactor anaerobio. En esta primera etapa, para arrancar los equipos, se emplearon vinazas diluidas y se espera lograr operar con vinazas crudas y sin neutralizar en etapas posteriores de este proyecto.

Aguas residuales de características similares fueron tratadas en otra planta piloto, ubicada en Tambaca, S.L.P., donde se utilizó el mismo reactor de biodiscos arrancado durante esta etapa experimental. Las aguas que fueron estudiadas en esta planta y los resultados obtenidos con ellas fueron presentados en los trabajos publicados por Castro-Villela y Villegas (1989), Zámamo (1991), Olvera y col. (1992). Otros trabajos en reactores de biodiscos a nivel laboratorio fueron realizados con las mismas aguas residuales y los resultados fueron publicados por García-Díaz y Durán-de-Bazúa (1988), Camacho y col. (1994) y Pompa-Osorio y col. (1993). Trabajos con las mismas aguas, pero en reactores anaerobios a escala laboratorio fueron realizados en el Instituto de Ingeniería por Espinosa y Noyola (1992); Kuppusamy y Durán de Bazúa (1993) y Noyola y Briones (1988).

#### **7.2 Etapa 1: Arreglo e instalación del tren de tratamiento biológico (equipos)**

A continuación se presenta la descripción de la planta piloto (tren de tratamiento biológico de las vinazas). La planta piloto de tratamiento biológico usada para la vinaza, en el momento se localiza en un ingenio ubicado en el estado de Veracruz.

El sistema está compuesto por dos reactores: el primero es el reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente (RALLFA) y un segundo reactor biológico rotatorio (RBR).

El reactor anaerobio fue conectado en serie con el reactor aerobio. El equipo anaerobio es un reactor de lecho o manto de lodos de flujo ascendente (RALLFA) construido para otro ingenio azucarero-alcoholero y el sistema aerobio es un

reactor biológico rotatorio (RBR) conocido como reactor de biodiscos ya ha sido utilizado anteriormente para realizar estudios con aguas residuales generadas por molinos de nixtamal y fábricas de harina de maíz nixtamalizado, así como en el ingenio azucarero/alcoholero donde se construyó el RALLFA (Espinosa y Noyola, 1992).

La vinaza sale de la torre destrozadora con una temperatura de aproximadamente 80° C, por lo que es necesario enfriarla en un tanque que actúa, además, como sedimentador para la levadura muerta, del cual pasan al tanque de preparación para la alimentación al RALLFA. De este reactor pasa al reactor estudiado en este trabajo; un reactor de biodiscos de la marca Stengelin (RFA).

La vinaza, una vez tratada en la planta piloto se evacua al drenaje de la planta. La materia orgánica de las vinazas será medida como demanda química y bioquímica de oxígeno (DQO y DBO), también se medirá el pH, temperatura, alcalinidad, sólidos totales, suspendidos y disueltos, su contenido de iones sulfato e iones cloruro, así como nitrógeno Kjeldahl (APHA, 1990).

El reactor biológico rotatorio consta de cuatro cámaras y cada una de ellas posee 18 discos de poliuretano montados sobre una flecha que permite su rotación. El 40% del área superficial de los discos se encuentra sumergida en el agua residual (vinazas). El reactor es un sistema comercial construido, como ya se dijo, por la firma Stengelin de la RFA y tiene un volumen de trabajo de 3000 L.

La planta piloto para el tratamiento de vinazas se compone de las siguientes áreas:

#### 1) Área de acondicionamiento de las vinazas

Esta área se compone de dos tanques puestos en serie: el primer tanque tiene como objeto la recepción y enfriamiento de la vinaza y sedimentación de la levadura muerta y el segundo tanque, el acondicionamiento para su tratamiento.

##### 1.1) Tanque sedimentador-enfriador

El tanque sedimentador-enfriador, está conectado a la línea de descarga de vinaza proveniente de la torre destrozadora de 0.1 m de diámetro (4 plg), la cual tiene una válvula de compuerta con una reducción a 0.05 m (2 plg). La válvula tiene como fin controlar el flujo de vinaza que entra al tanque sedimentador-enfriador. Este primer tanque, de fondo cónico tiene un volumen de 2500 L de capacidad tomando en cuenta el volumen ocupado por un serpentín de enfriamiento que tiene en su interior. Este serpentín tiene aproximadamente 10 m de largo distribuidos en 5 vueltas con un diámetro de 0.05 m (2 plg). Esta línea de enfriamiento cuenta con una válvula de compuerta a la entrada y salida del tanque con el fin de regular el flujo de agua de enfriamiento de la vinaza en el tanque.

Este tanque receptor de vinazas tiene una entrada de hombre de 56x56 cm para dar mantenimiento al serpentín cuando sea necesario. El tanque se encuentra elevado a una altura de 230 cm sobre el nivel del piso, soportado en una estructura de 4 vigas de acero. En su fondo cónico, se encuentra conectada una línea con un arreglo de tuberías de 0.05 m (2 plg.) de diámetro de las cuales; una sirve como purga de los lodos sedimentados, la cual está conectada al drenaje de salida de la planta piloto; otra de las líneas del arreglo, sale directamente del fondo cónico del tanque y descarga directamente al tanque de alimentación; la última línea, sirve para desalojar o tomar vinaza del tanque sedimentador-enfriador en caso de ser necesario.

En la parte inferior cilíndrica del tanque y antes de empezar la parte cónica de éste, está colocada una línea de 0.05 m (2 plg) de diámetro con una válvula. Esta línea puede alimentar la vinaza libre de sedimentos al tanque de alimentación.

## 1.2) Tanque de alimentación

Una vez que la vinaza está más fría (entre 35-55°C) y libre de sedimentos, las vinazas son decantadas al tanque de alimentación que se encuentra en la parte de abajo del tanque sedimentador-enfriador soportado por la misma estructura del primer tanque.

El tanque de alimentación es cilíndrico, de fondo plano abierto a la atmósfera, con un diámetro interior de 93 cm y una altura de 100 cm, acabado en lámina de 0.005 m (3/16 plg) de espesor, con un volumen 700 L. Este tanque cuenta con una línea de purga de 0.05 m (2 plg.) de diámetro con su respectiva válvula, y que está conectada al drenaje de la planta piloto. Al otro lado del tanque está conectada una línea de salida de 0.006 m (1/4 plg.) a 1 cm del fondo del tanque, la cual cuenta con una válvula antes de conectarse a la bomba peristáltica, con la cual es alimentado el reactor anaerobio.

Este tanque tiene conectada en la parte superior una línea de 0.05 m (2 plg.) con su respectiva válvula, que proviene de la parte superior del reactor anaerobio, con el fin de recircular la vinaza tratada al tanque de alimentación en caso de ser necesario.

Este tanque, en la etapa de arranque, es utilizado como un tanque de acondicionamiento de la vinaza, ya que éstas son diluidas y neutralizadas para dar inicio a la reactivación de los lodos en el interior del reactor anaerobio.

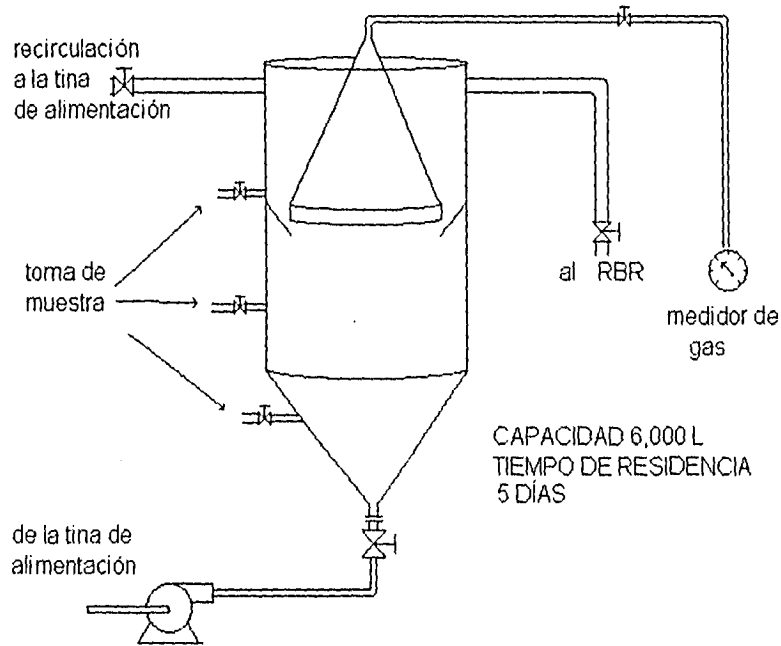
Para alimentar la vinaza ya acondicionada a pH 7 y una temperatura entre 35-55°C al reactor anaerobio, se cuenta con una bomba peristáltica Masterflex, de flujo regulable y con un motor de 0.1 HP de potencia.

### 1.3) Área de tratamiento anaerobio

Esta área tiene como objetivo depurar parte de la materia orgánica presente en la vinaza, por medio de un reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente (RALLFA). Los detalles de la construcción, del montaje, arranque y operación y los resultados de la fase de depuración son tratados con detalle en la segunda parte de este trabajo (Jiménez y col., 1995).

Solamente se mencionará aquí que el RALLFA tiene un volumen de 6000 L (Fig. 7.1). En la parte superior del reactor están conectadas dos líneas de 0.05 m (2 plg.) de diámetro, la primera se encuentra 1 cm abajo de la otra, la cual descarga en la parte superior del tanque de alimentación; esta línea tiene como fin recircular el efluente. La segunda línea, la cual se encuentra a 16 cm hacia abajo del borde superior del reactor está conectado a una tubería de 0.05 m (2 plg.) de diámetro, baja por medio de un codo 1.5 m, para luego dirigirse hasta la entrada del reactor aerobio. Sobre esta línea se encuentra conectada una línea de 0.006 m (1/4 plg.) de diámetro que sirve de toma de muestra 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 sirve para regular el flujo de entrada al reactor aerobio y la otra se encuentra en una derivación que llega a la línea de drenaje de la planta.

**FIGURA 7.1**  
**Diagrama del RALLFA**

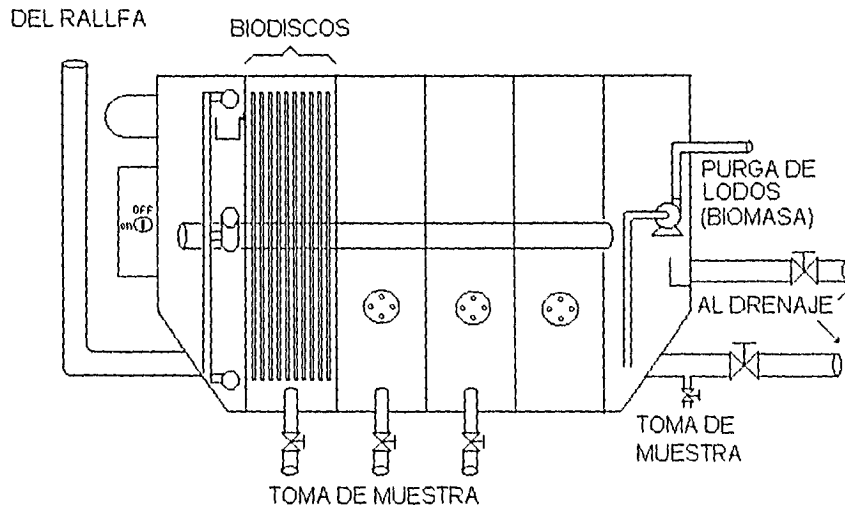


#### 1.4) Área de tratamiento aerobio

Con el fin de someter a la vinaza a un tratamiento final y tener el mayor grado de depuración, se hace pasar por un segundo tratamiento, el aerobio.

En esta área se encuentra el reactor aerobio de biodiscos, que está formado de un tanque rectangular dividido en 6 cámaras, una a la entrada del reactor que permite alimentarlo sin necesidad de bomba, cuatro cámaras en serie para los discos y una al final, donde se sedimentan los lodos formados. En cada una de las cuatro cámaras centrales se tiene un paquete de 18 discos de poliuretano de 2.0 m de diámetro, fijos a una flecha, sobre la cual también está soportado un rosario de cuatro cangilones (que alimentan líquido de la cámara de entrada del reactor a la primera cámara con discos) (Fig. 7.2). La flecha es puesta en movimiento por un motor trifásico de 1/4 HP de potencia, que hace girar a los discos y al rosario de cangilones alimentadores. El líquido es conducido por gravedad a las siguientes cámaras por medio de unas canaletas que se encuentran entre cámara y cámara para, finalmente, llegar a la cámara sedimentadora, donde se separaran los lodos que fueron arrastrados durante el proceso del agua tratada.

**FIGURA 7.2**  
**Esquema Del RBR**



En el sedimentador secundario del reactor de biodiscos se tienen dos líneas: una de ellas en la parte inferior, para purgar y muestrear los lodos y la otra que va al drenaje de la planta piloto. Las características del reactor de biodiscos se muestran en la tabla 7.1.

**TABLA 7.1**  
**Características del RBR**

CARACTERÍSTICAS	UNIDADES
Cámaras	4
Discos de cámara	18
Diámetro	2 m
Espesor de los discos	10 mm.
Área superficial de discos	454 m <sup>2</sup>
Volumen total de trabajo	3 m <sup>3</sup>
Relación área.volumen	152 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>
Velocidad de rotación de los discos (velocidad periférica, m/s)	2 r.p.m. (6.3 m/s)

### 1.5) Actividades de instalación de la planta piloto

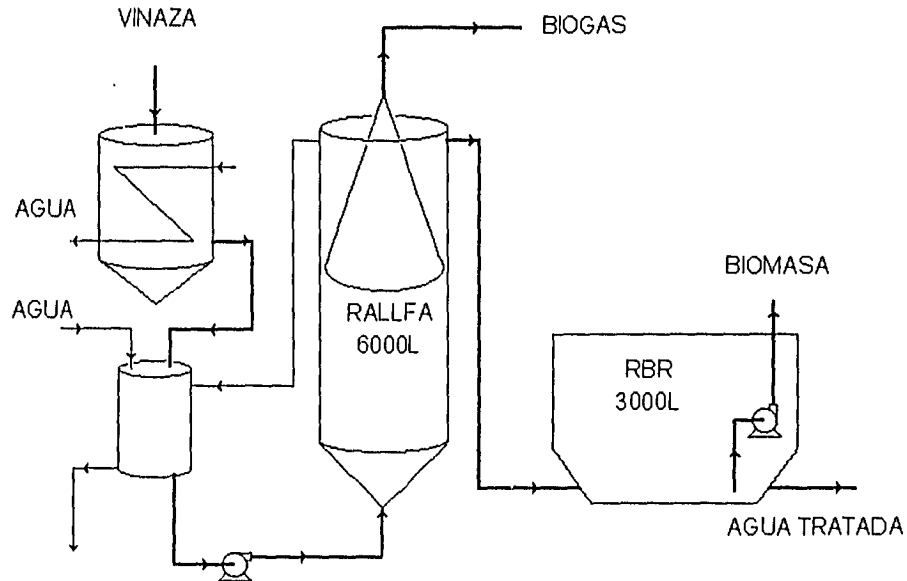
A continuación se enlistan las actividades realizadas para la instalación de la planta piloto (Fig. 7.3).

- 1.- Colocación de una línea con tubería de 0.635 m (2 1/2 plg.) y una válvula para controlar el flujo, conectada al sifón de la torre destrozadora tren de destilación, para alimentar la planta de tratamiento de aguas.
- 2.- Acondicionamiento e instalación de dos tanques: uno de 2,500 L, para ser utilizado como sedimentador y enfriador de las vinazas crudas y otro de 700 L que servirá para acondicionar las vinazas para ser tratadas posteriormente (Fig. 7.3).
- 3.- Acondicionamiento e instalación de la tubería necesaria para los reactores (RALLFA Y RBR). Además, se colocó una escalera para tener acceso a la válvula que regula el flujo de alimentación de vinazas al tanque sedimentador (el de 2,500 litros, ver Fig. 7.3).
- 4.- Construcción de un registro de drenaje para el desagüe de los reactores (aguas tratadas).
- 5.- Construcción de una línea de agua que alimenta al tanque de 700 L, con una válvula para la regulación del flujo.
- 6.- Instalación de una línea de corriente eléctrica de 110 V cerca del reactor anaerobio (RALLFA), para la conexión de la bomba peristáltica que lo alimenta.
- 7.- Instalación de una línea de corriente eléctrica trifásica de 220 V para el tablero de control del RBR (caja gris) que arranca dos motores, el que hace girar los discos y el que purga los lodos a través de una bomba de lodos en el sedimentador secundario.
- 8.- Instalación del tablero de control del RBR y verificación del estado y funcionamiento del motorreductor del mismo.
- 9.- Construcción del techo para la protección de la planta piloto (reactores y equipo)



FIGURA 7.3

Diagrama de la planta piloto de tratamiento biológico de vinazas ubicada en un ingenio azucarero en el estado de Veracruz



#### 1.5.1) Actividades para la instalación de cada uno de los reactores

Para el RBR:

- 1.- Quitar la tapa del reactor para observar el estado físico de los discos y las cámaras.
- 2.- Corroborar el buen funcionamiento del motorreductor, revisar y engrasar las partes mecánicas que hacen que giren los biodiscos.
- 3.- Reinstalar el control eléctrico del motor RBR (caja gris depositada en el almacén del ingenio) y hacer las conexiones necesarias para su funcionamiento (toma de corriente eléctrica de 220 V).
- 4.- Prolongación del tubo posterior de 0.15 m (6 plg.); de manera vertical, hasta la altura del borde superior del reactor (como se indica en la Fig. 7.3). Este tubo recibirá las vinazas pretratadas anaerobiamente provenientes del RALLFA (conectar una reducción).

5.- Conectar una línea con tubería de 0.10 m (4 plg.) al reactor que vaya al drenaje y que tenga una separación de 0.10 cm. del piso (esto con el fin de coleccionar el agua ya tratada).

6.- Instalar una válvula a la salida de la tubería de purga de lodo con tubería de 0.05 m (2 plg.) como lo indica la Fig. 7.3.

### **7.3 Caracterización de las vinazas**

Para la caracterización de la vinaza, es necesario conocer la variabilidad en su composición, la cual depende de la materia prima utilizada durante la fermentación, así como el proceso de destilación. En el ingenio en estudio, por ejemplo, la levadura muerta no es separada del mosto fermentado (o vino) antes de enviarse a las torres de destilación, lo que aumenta la carga orgánica de las aguas residuales.

Para la caracterización de las vinazas se realizó un muestreo intensivo durante un día, tomándose un total de 10 muestras instantáneas en intervalos de 2 h durante el día, dejando un intervalo de tiempo mayor en la noche. Con las 10 muestras instantáneas se elaboró una muestra compuesta, con 50 mL de cada una de las muestras instantáneas. Este muestreo se realizó en vinazas procedentes de la fermentación de las mieles incristalizables de caña. Se realizó otro muestreo con las mismas características que el primero, para las vinazas procedentes de las mieles de azúcar de refundición.

A cada una de las muestras instantáneas y compuestas se les determinaron los siguientes parámetros: temperatura, pH, sólidos sedimentables, conductividad, materia flotante, demanda química de oxígeno y sólidos suspendidos, obteniendo resultados que evidencian una clara diferencia entre los dos tipos de vinaza (y que son dependientes del tipo de las mieles de procedencia).

Para la caracterización, la materia orgánica disuelta fue medida como demanda química de oxígeno (DQO); también se midieron el pH, la temperatura, la alcalinidad y los sólidos sedimentables, tanto para las vinazas frescas como para las almacenadas, siguiendo las metodologías aprobadas por la APHA (1990).

Cabe mencionar que el punto de muestreo fue la salida del tanque sedimentador. Es importante mencionar que este tanque, antes de ser instalado en la planta piloto fue utilizado para almacenar combustóleo, lo que dio como resultado que las vinazas estuvieran contaminadas por ese material pegado a las paredes y fondo del tanque. Sin embargo, los resultados de este análisis, son de utilidad desde un punto de vista relativo (Tabla 7.2).

**TABLA 7.2**

**Caracterización de las vinazas del ingenio en estudio**

PARÁMETRO	FRESCAS DE MIELES INCRISTALIZABLES	FRESCAS DE MIELES DE REFUNDICIÓN	ALMACENADAS *	DILUIDAS
Temperatura (°C)	85	83	25	23
pH	4.51	4.81	3.87	7.00
Conductividad (μS)	16,036	14,614	11,800	1,180
Sólidos sedimentables (mg/L)	48.27	26.6	25	-
DQOt (mg/L)	118,098*	107,357*	94,268*	9,886**
S.T.T.(mg/L)	115,366	96,277	88,492	11,124
S.T.V.(mg/L)	88,469	82,220	71,369	7,600
S.T.F.(mg/L)	26,898	14,057	17,123	3,471
S.S.T(mg/L)	10,436	8,335	7,849	861
S.S.V.(mg/L)	9,000	7,028	6,702	568
S.S.F.(mg/L)	1,436	1,307	1,147	295
S.D.T.(mg/L)	105,020	87,492	86,419	10,263
S.D.V.(mg/L)	80,359	75,192	65,039	-
S.D.F.(mg/L)	24,664	11,580	21,380	-
Cloruros (mg/L)	4,085	3,067	3585	241
Sulfatos (mg/L)	1,585	1,324	-	244
Fosfatos (mg/L)	700	600	-	-

\* Dilución 1/100

\*\* Dilución 1/10

Las vinazas de mieles incristalizables y de mieles de refundición fueron almacenadas en las mismas tinajas; por lo que solo se presenta una columna los resultados.

#### **7.4 Modificaciones al sistema**

Se hizo una revisión de las instalaciones en la planta piloto que condujo a sugerir modificaciones al arreglo inicial, por imprevistos y factores que no se habían contemplado. Tal fue el caso de las tomas de muestra para las salidas de cada uno de los reactores con el fin de realizar análisis para determinar las condiciones del reactor, así como el porcentaje de remoción de materia orgánica por parte de los mismos. De la misma manera, se sugirió la creación de una línea para almacenar vinazas ya que la fábrica de alcohol iba a terminar de laborar y la planta de tratamiento se quedaría sin suministro de vinazas. Se realizaron varias obras para acondicionar la planta piloto, como fueron las tomas de corriente, techo de la planta, etc.

Las tomas de muestra del reactor anaerobio quedaron obstruidas por la línea de recirculación al tanque de alimentación, por lo que se solicitó el arreglo de éste por medio de un movimiento de la línea bajante al tanque. Además, se prolongaron las líneas de toma de muestra con el fin de tener las válvulas a un nivel adecuado considerado desde el piso.

Uno de los imprevistos para el arranque de la planta fue el hecho de no considerar el final de la operación de la fábrica de alcohol. La fábrica de alcohol, al terminar su producción, cortaría el suministro de vinaza a la planta piloto, por lo que se decidió almacenar vinazas para no posponer el arranque de los reactores. Consecuentemente, la línea de recolección de vinaza del tanque sedimentador-enfriador, en la fase de arranque se utilizó como la línea para el almacenamiento de vinaza en las tinas de fermentación y, posteriormente, se utilizó como línea de retorno de vinazas al tanque sedimentador-enfriador. El almacenamiento de la vinaza se realizó por gravedad (de la misma forma como son recibidas normalmente en el tanque sedimentador-enfriador, pero con la diferencia de que del tanque se mandaron por medio línea de tubería a las tinas de revoltura de la fábrica de alcohol para finalmente ser bombeadas a las tinas de fermentación para su almacenamiento).

Para regresar la vinaza al tanque sedimentador, se modificó la línea que en un principio estaba conectada del tanque sedimentador a las tinas de revoltura, para ser conectada una bomba de 5 HP (bomba que manda el mosto fermentado al calentavinos de la fábrica de alcohol) y que regresa la vinaza al tanque.

El reactor anaerobio cuenta con una tapa en la parte superior para que al ser transportado, se evite el derramamiento de los lodos anaerobios que se encuentran en su interior. Esta tapa fue removida porque al arrancar el equipo esta tapa se debe cambiar por un cono de metal que funge como recolector del biogás producido durante el proceso de tratamiento anaerobio, el cual puede ser quemado o almacenado. El cono que lleva en la parte superior el reactor anaerobio se construyó en el mismo ingenio.

Después de haber destapado el reactor se procedió a colocar las reducciones necesarias para instalar la bomba peristáltica y poder empezar a acondicionar los lodos con vinaza diluida al 10%. Antes de esto se realizó un análisis de DQO para corroborar la cantidad de material orgánica en las vinazas y realizar la dilución correcta para alimentar al reactor.

Se recalculó el volumen del tanque sedimentador y el del tanque preparador con el fin de conocer sus volúmenes reales ya que no fueron construido de acuerdo con las especificaciones del arreglo inicial. El tanque sedimentador primario tiene un volumen de 2,132 L (sin tomar en cuenta el volumen que resta el serpentín de enfriamiento que contiene) y el tanque preparador tiene un volumen de 708 L.

Dentro de la fase de acondicionamiento se comenzaron a activar los lodos anaerobios que habían sido mantenidos sin alimentación durante varios meses. A su vez fue necesario recircular la alimentación para ajustar la alcalinidad en la que opera adecuadamente un reactor de tipo anaerobio.

En la primera etapa, en este tanque fue donde se suministraba el calor necesario para alcanzar la temperatura adecuada de la vinaza, ya que se estaba trabajando con vinaza almacenada (que ya se había enfriado). El calor fue suministrado por medio de una línea de vapor que está conectada a un aspersor que se encuentra en el fondo del tanque, la cual proviene de la línea general de suministro de vapor de la planta de alcohol. Esta línea de vapor tiene una derivación que está conectada a una línea de agua del serpentín antes de la válvula de la línea de agua (de 0.025 m, 1 plg) y descarga en el tanque de alimentación. Estas líneas tienen como fin calentar el agua para la dilución de la vinaza durante la fase de arranque.

Al reactor aerobio de biodiscos solamente se le repararon algunos de los discos que se habían dañado durante el viaje y se le reconectó la bomba de lodos.

## **7.5 Etapa 2: Arranque de la planta piloto**

### ***a) Reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente***

La descripción del arranque del reactor anaerobio se encuentra prolijamente detallado en la segunda parte de este proyecto (Jiménez y col., 1995).

### ***b) Reactor biológico rotatorio***

Para el arranque de este reactor se tuvieron que realizar una serie de actividades previas, para conseguir las mejores condiciones para ello.

El arranque del reactor se realizó con agua de la llave para llevar a cabo un cálculo del porcentaje de evaporación y detectar las posibles fugas entre mamparas, así como para detectar posibles fallas en el motor y probar las reparaciones realizadas a los biodiscos.

El arranque de este reactor fue posterior al RALLFA, ya que la alimentación del RBR es el efluente del RALLFA, por lo que se esperó hasta que el RALLFA estuviera sin recircular su efluente para poder arrancarlo.

Con el fin de favorecer la proliferación de los microorganismos aerobios dentro del reactor y acortar el tiempo requerido para la formación de la biopelícula activa, en su fase de estabilización o meseta, se preparó un inóculo con vinaza cruda, vinaza

pretratada anaerobiamente, agua y tierra del lugar y se aireó con una bomba para pecera; con el cual se inoculó diariamente cada una de las cuatro cámaras por un período de 38 días.

Una vez que ya se recibía el efluente del RALLFA se colocó una bomba para recircular parte del líquido ya tratado con el fin de acelerar la formación de la película sobre los discos y así reducir el período de arranque que, en total, fue de 38 días.

La alimentación durante el periodo de arranque del reactor no fue de modo continuo sino intermitente y duró 51 días, con lo que se tuvo un periodo de operación normal (sin recirculación, ni inoculación y alimentando solo con el efluente del RALLFA) de 20 días.

### **7.6 Etapa 3: Preoperación (adaptación de los sistemas)**

En el tratamiento anaerobio de aguas residuales, existen varios parámetros que regulan el buen funcionamiento del proceso. Para el caso del reactor anaerobio estos se encuentran descritos en la segunda parte de este trabajo (Jiménez y col., 1995).

El reactor anaerobio, durante esta etapa, se trabajó de forma continua alimentándolo ininterrumpidamente con vinazas en las mismas condiciones de dilución y pH que en el arranque; con un flujo de 0.7 L/min (se llena dos veces al día la tina de alimentación), para lograr la adaptación gradual del sistema, cuidando los parámetros antes descritos. Durante esta etapa fue donde se realizaron la mayor parte de los trabajos de análisis de los reactores, ya que los resultados obtenidos durante este período son los que dieron la información para estos estudios.

Para la depuración en el RBR no hubo mayor problema, el flujo de alimentación era el del reactor anaerobio y la temperatura fue dada por el medio ambiente.

### **7.7 Evaluación de resultados de cada una de las etapas**

Para resumir los resultados obtenidos durante el arranque del tren de tratamiento se presentan en la tabla 7.3 los valores promedio obtenidos de los análisis fisicoquímicos realizados a las corrientes líquidas más importantes en esta etapa experimental.

**TABLA 7.3**

**Resultados de los análisis fisicoquímicos, en m/L (excepto el pH y la temperatura)**

PARÁMETRO	PRETRATADA ANAEROBIAMENTE	TRATADA EN EL RBR	REMOCIÓN PORCENTUAL
Temperatura, °C	22.6	20.3	-
pH	6.82	8.56	
Sólidos totales*	7,473	5,169	31
Sólidos totales fijos*	3,155	2,079	34
Sólidos totales volátiles*	4,317	3,090	28
Sólidos totales disueltos*	6,282	4,796	24
Sólidos totales suspendidos*	954	467	51
DQO <sub>t</sub> *	3,170	1,560	51
Iones sulfato*	244	244	-
Iones cloruro*	241	274	-
Alcalinidad	2,347	1,750	-
Conductividad	4,460	3,700	-

\* expresados en mg/L

Durante esta etapa experimental (arranque y estabilización), la vinaza alimentada a la planta piloto fue diluida para alcanzar una concentración del 10% en volumen y neutralizado su pH con sosa cáustica al 50% en volumen durante el mayor lapso de tiempo y cal viva cuando no se dispuso de la sosa (solo un par de días).

En las figuras 7.4 a 7.6 se presentan los datos (resultados promedio) obtenidos en los experimentos en forma gráfica.

Como puede observarse, el pH de alimentación a la planta es casi neutro (7.12) y al salir del RALLFA casi no sufrió cambio (6.82), pero ya en la cámara de alimentación del RBR el líquido en tratamiento tiene valores de pH por arriba del neutro (7.54). Esto es debido a los propios sistemas de microbianos que, en la primera cámara con discos, de manera muy activa, producen un amortiguamiento del valor de pH mediante la generación de CO<sub>2</sub>. De las cámaras 1 a la 4 el pH se torna francamente neutro-alkalino (8.31-8.56) (Fig. 7-4), como ocurre en todos los sistemas aerobios de biodiscos (Luna-Pabello, 1990).

Si se comparan las figuras 7.4 y 5, se puede observar que el comportamiento de la DQO en el RBR es muy similar en las dos condiciones de operación; es decir, con los valores promedio de todo el periodo de operación y durante el periodo en que,

además de la alimentación proveniente del RALLFA, se le alimentó simultáneamente vinaza cruda neutralizada para promover la formación de la biopelícula (Apéndice I).

Como puede verse de la figura 7.5, a medida que el líquido avanza en el proceso de tratamiento, la DQO se abate, así como la cantidad de DQO removida también es menor. La mayor cantidad de DQO se remueve en la primera y segunda cámaras, mientras que en la tercera y cuarta cámaras no hubo prácticamente formación de biopelícula. Esto indica que el reactor de biodiscos es capaz de soportar mayores cargas orgánicas de materiales biodegradables sin que esto afecte notablemente su comportamiento. Es importante recordar que la DQO mide, no solamente el material biodegradable sino también las sustancias refractarias al tratamiento biológico. Dado que en la planta piloto no se tenía el equipamiento para medir DBO, solamente se puede inferir indirectamente este último aserto.

En la tabla 7.4 se muestra el comportamiento del RBR; cuando trabaja en las condiciones de operación más adecuadas (alimentación constante proveniente del RALLFA) al proporcionar una mayor proporción de materia orgánica biodegradable (comparado con la etapa inicial cuando el RALLFA no lo alimentó continuamente), el comportamiento del RBR fue mejor. Esto se reflejó en la formación de la película sobre los discos, ya que al inicio del arranque, cuando se alimentó solamente el efluente del RALLFA intermitentemente, ésta sólo se formó en la primera cámara (en el primer paquete de discos) y en la segunda solo se tenía una película muy delgada de microorganismos y cuando la alimentación fue regular la capa se formó bien en las dos primeras cámaras, en la tercera ya se tenía una película delgada y en la cuarta se comenzaba a formar. Esto significa que cuando la planta piloto completa opere con vinazas crudas (con la alcoholera en operación) se espera una mejor formación de biopelícula en todas las cámaras y una eficiencia depurativa adecuada.

**TABLA 7.4**

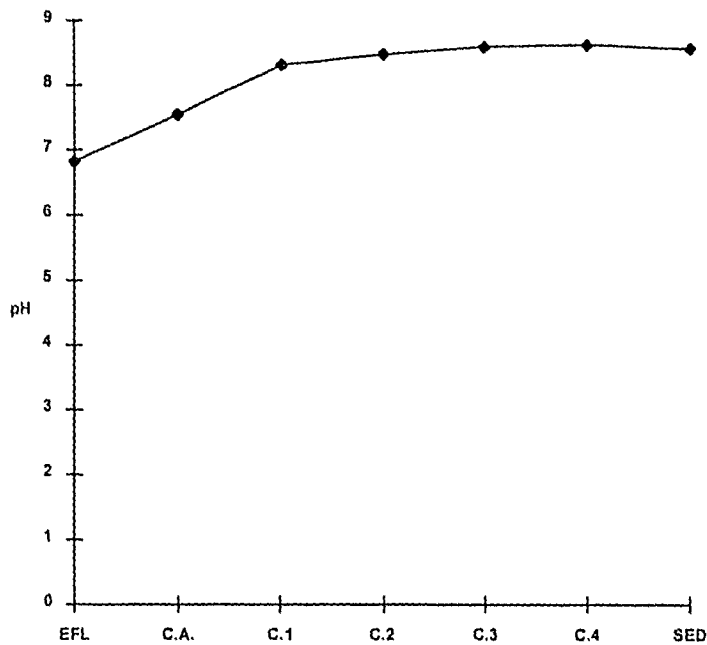
**Tabla comparativa del comportamiento de la DQO en el RBR a condiciones normales operación**

CÁMARA	D Q O	% DE REMOCIÓN
	RALLFA	PROMEDIO RALLFA
de alimentación	3170	18.32
uno	2881	39.32
dos	2248	20.43
tres	1918	7.24
cuatro	1801	14.86
sedimentador	1560	50.85



En la figura 7.6 se muestran las remociones porcentuales promedio y máxima que se alcanzaron durante el periodo experimental de cada uno de los reactores, así como de la planta piloto en su conjunto. Como se puede notar, las remociones promedio son mucho menores que las máximas; esto se debe a que gran parte de el periodo experimental no se trabajó con las condiciones adecuadas para el reactor RALLFA, es decir, no se contó con suministro de vapor para calentar la vinaza alimentada y el RBR no tuvo una alimentación homogénea con respecto a la DQO.

En la misma figura se puede ver que el RALLFA contribuyó con la mayor parte de la remoción global, como es lo deseable, ya que la disposición de los sistemas se hace justamente para que el equipo que requiere menor suministro de energía (el RALLFA), sea el que depure la mayor parte del material contaminante presente en el agua residual y que el sistema aerobio estabilice el efluente, le quite el mal olor y remueva la materia biodegradable remanente.



**Figura 7.4 Comportamiento del pH de la vinaza tratada en el reactor de biodiscos RBR**

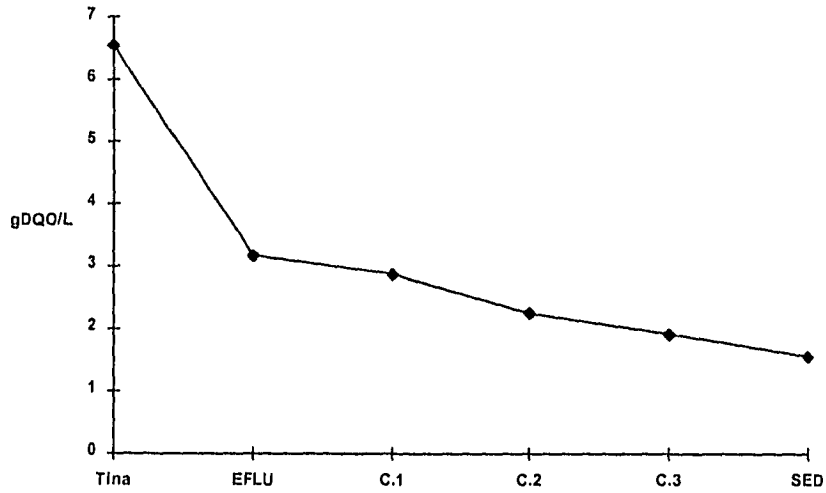


Figura 7.5 Comportamiento de la DQO en la planta piloto de tratamiento de vinazas

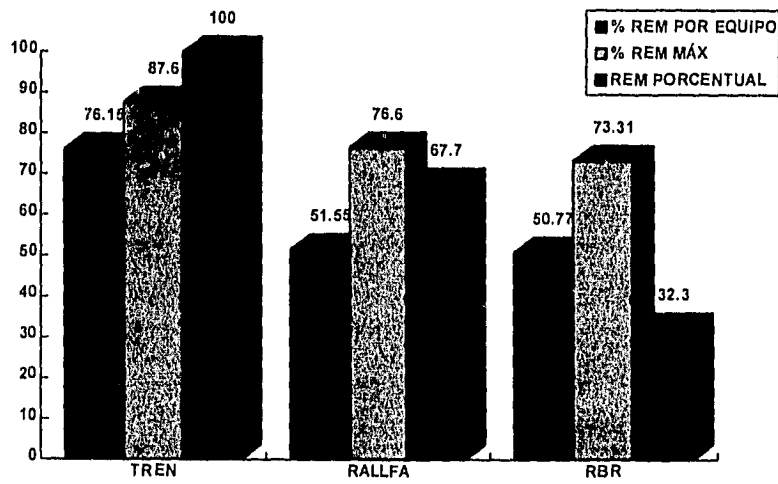


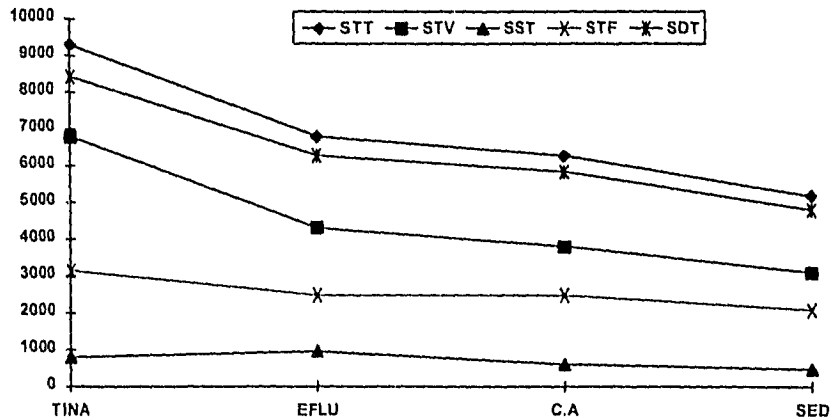
Figura 7.6 Porcentaje de remoción de la DQO en la planta piloto

**TABLA 7.5**

**Resultados promedio de los análisis de sólidos**

PUNTO DE MUESTREO	S Ó L I D O S				
	STT	STV	SST	STF	SDT
Tina de alimentación	9296	6811	804	2485	8432
Efluente RALLFA	7473	4317	956	3155	6282
C. de alimentación	6279	3804	603	2475	5838
Sedimentador	5169	3090	467	2079	4796
% remoción tren	44.39	54.63	45.95	16.34	43.12
% rem RALLFA	19.61	36.62	10.42	26.96	24.50
% rem RBR	30.83	28.42	51.05	34.10	23.65

Los sólidos en todas sus formas tuvieron una remoción, en promedio, de alrededor de 43%, siendo los sólidos totales fijos los que sufrieron menos cambios contrastando con los sólidos totales volátiles y disueltos. De hecho, el agua residual ya tratada era cristalina y de color café rojizo, comparada con el agua a la entrada al RALLFA turbia y de color café oscuro casi negro o con el efluente del mismo RALLFA negra y turbia. La remoción de sólidos suspendidos fue mejor cuando se tuvieron mejores condiciones de operación para el RALLFA. Cabe mencionar que gran parte de la remoción fue debida a las buenas características de sedimentación de la biomasa y sólidos aerobios del RBR.



**Figura. 7.7 Sólidos en la tina de alimentación, en el efluente, en la cámara de alimentación y en el sedimentador**

Como puede observarse en la figura 7.7, la tendencia de la concentración de los sólidos conforme avanza el proceso es muy similar en todas sus formas, ya que tiende a disminuir (con lo que debiera ser la excepción, los sólidos suspendidos totales, los cuales debieran aumentar, ya que el proceso es una "precipitación" bioquímica).

**TABLA 7.6**  
Resultados de los análisis de cloruros y sulfatos

PUNTO DE MUESTREO	P A R Á M E T R O S	
	CLORUROS, mg/L	SULFATOS, mg/L
Tina de alimentación	213	256
Efluente del RALLFA	241	244
Cámara alimentación del RBR	257	204
Sedimentador del RBR	274	244

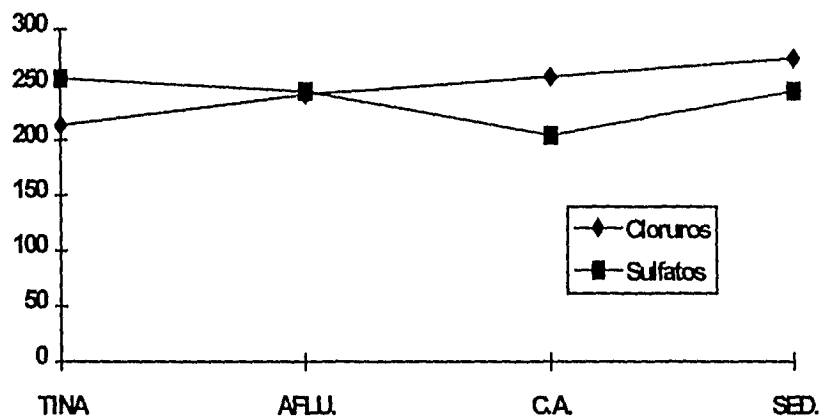


Figura 7.8 Comportamiento de los iones sulfato y cloruros en el tren de tratamiento

En la figura 7.8 puede observarse el comportamiento de los iones cloruro y sulfato dentro de la planta piloto. Puede verse que ambos iones, en el sistema aerobio no cambian significativamente, indicando que los sistemas microbianos no interactúan con ellos. Los sulfatos están dentro un margen que va de 200 a 300 ppm. Los iones cloruro, aparentemente siguen una tendencia a aumentar conforme se avanza en el tren de tratamiento. Esto puede explicarse ya que dichos iones permanecen sin cambio en el tratamiento, mientras las demás sustancias presentes en el agua residual sí cambian (por la propia rotación de los discos parte del agua residual es evaporada) y por eso los iones cloruro que, en cantidad son los mismos, en forma relativa aumentan su concentración.

### **7.8 Manual de operación de la planta piloto**

Con el fin de facilitar la operación de la planta piloto a todo el personal que trabaje en ella, se elaboró esta serie de instrucciones para cada equipo y accesorios, así como la combinación en la cual deben estar para cada caso (operación normal, operación con recirculación del efluente del RALLFA, con el RBR en "by pass", etc.) y algunas medidas de seguridad para evitar accidentes o daños en general.

Para poder tener suministro de vinaza fresca a la planta piloto se debe tener abierta la válvula que está conectada al sifón de la torre destrozadora: Para abrir esta válvula se deben utilizar guantes de asbesto y equipo protector, ya que la línea a la cual se encuentra conectada la válvula está a una temperatura entre 80 y 90°C.

El flujo de vinazas al tanque sedimentador puede ser regulado por la válvula (antes de abrir la válvula se deben cerrar todas las válvulas de este tanque y abrir las válvulas del agua de enfriamiento) que está justamente arriba de este tanque; también esta válvula debe ser manipulada con guantes de asbesto. Ya regulado el caudal de entrada al tanque se procede a llenar el tanque de alimentación abriendo la válvula de la línea que descarga del tanque sedimentador y cerrando las válvulas de purga y salida del tanque de alimentación. En el caso de dilución de la vinaza, se cierra la válvula a la salida del serpentín de enfriamiento para desviar el agua a la tina de alimentación. En el caso de que la fábrica de alcohol esté parada y se esté trabajando con vinaza almacenada, se cuenta con una línea de vapor con un difusor en el fondo del tanque para calentar la vinaza, el flujo de vapor es controlado por la válvula de la línea de 0.64 cm (1/4 plg).

Ya lleno el tanque alimentador, se bombea la vinaza abriendo la válvula de salida del tanque alimentador y la válvula del fondo cónico del RALLFA, se prende la bomba peristáltica y se regula el flujo deseado con el controlador de flujo de la bomba. (Antes de alimentar al RALLFA se debe estar seguro de tener cerradas las válvulas de muestreo). Para recircular el efluente del RALLFA se abre la válvula de la línea puesta para ese propósito y se cierra la válvula de la línea que lo conecta con el RBR. Si se quiere eliminar el efluente del RALLFA se cierra la válvula de

recirculación, se abre la válvula de salida del RALLFA, se cierra la válvula que se encuentra sobre la línea antes del RBR y se abre la válvula de purga de la línea situada en la derivación de la línea.

Para alimentar al RBR se abren la válvulas de salida del RALLFA y la que está justo antes del RBR, se cierra la válvula de purga de la línea, arranca el motor que lo hace funcionar y girar los discos; se cierran la válvulas de purga de las cámaras, se cierra la válvula que lo conecta al drenaje y se abre la válvula de salida del RBR.

Para la toma de muestra se abre simplemente la válvula en el punto deseado para tomar la muestra.

La lectura de gas se hace directamente en el gasómetro conectado a la línea de salida del cono recolector de gas.

La recolección de biomasa se realiza por la válvula de muestreo del RBR conectada a la línea de purga del sedimentador secundario del mismo.

Para una mejor operación de la planta piloto se recomienda instalar un medidor de nivel y un termómetro de reloj a los tanques sedimentador enfriador y de alimentación.

Asimismo, se recomienda aislar el reactor anaerobio (RALLFA) en la parte de la cama o lecho de lodos para una mejor depuración.

También es deseable reconectar la caja de control del reactor biológico rotatorio para así tener control del motor, así como de la bomba de purga de lodos del sedimentador secundario.

Durante toda operación dentro de la planta se recomienda utilizar una mascarilla de aire o por lo menos tapabocas ya que las bacterias depuradoras del agua pueden ser dañinas, así como bata y casco de seguridad por cualquier eventualidad.

## CAPÍTULO 8

### PROPUESTA TÉCNICO-ECONÓMICA DE SOLUCIÓN (CASO TIPO: VINAZAS)

#### 8.1 Costo de la planta piloto

La planta piloto ubicada en el ingenio en estudio consta del siguiente equipo y accesorios:

- un tanque sedimentador/enfriador con capacidad de 2500 L
- un tanque alimentador con capacidad de 700 L
- una bomba peristáltica de 1/10 HP con controlador de flujo
- un reactor de lecho de lodos de flujo ascendente de 6000 L
- un reactor biológico rotatorio de 3000 L

Para el cálculo del costo de la planta se utilizó la "regla del factor exponencial" y los índices de "Marshall & Swift" para la actualización de los costos.

$$\text{Costo del equipo 1} = \text{costo del equipo 2} \left( \frac{\text{capacidad 1}}{\text{capacidad 2}} \right)^{0.6}$$

$$C = \text{Costo original} \left( \frac{\text{Índice presente}}{\text{Índice original}} \right) = \text{costo presente}$$

Costo de los tanques: un tanque de 2,800,000 L tiene un costo comercial de N\$202,800. Con base en este precio se calculará el costo de los tanques de la planta piloto.

Costo del tanque sedimentador enfriador:	N\$ 3,002
Costo del tanque alimentador	N\$ 1,340

El costo de la bomba peristáltica fue cotizado por la empresa El Proveedor Científico: N\$ 1,500

El costo del RALLFA se hizo tomando como base el costo de uno cotizado por el Instituto de Ingeniería de la UNAM (Noyola, 1993,1994): N\$ 7,616

EL costo del RBR se calculó tomando como base el costo real en Alemania dado por el proveedor (Stengelín, 1994) que, en nuevos pesos, es de N\$ 40,391.

En la tabla 8.1 se presenta el costo calculado de la planta piloto que se instaló en el ingenio en estudio.

**TABLA 8.1**

**Costo de la planta piloto instalada**

CONCEPTO	COSTO N\$
Tanques	4,342
Bomba	1,500
RALLFA	17,616
RBR	40,391
Tubería	3,192
Instalación	15,962
<b>Total</b>	<b>83,003</b>

El costo de la planta piloto aquí calculado no incluye los gastos de arranque, operación, acondicionamiento del local donde fue instalada, ni del laboratorio donde se realizaron los análisis en el período experimental.

## **8.2 Cálculo y predimensionamiento del equipo de proceso**

### *Función de la planta*

Este tipo de planta está diseñada para tratar aguas residuales de una fábrica de alcohol. Dado que el agua tratada por el sistema no es todavía la adecuada para ser descargada al acuífero, de acuerdo con la legislación actual, se considera una opción aceptable para aquellos ingenios que cuentan con alcoholera.

### *Tipo de proceso*

El proceso para la eliminación de la materia orgánica es de tipo biológico debido a que la degradación se lleva a cabo por medio de bacterias anaerobias en el primer reactor y aerobias en el segundo.

### *Factor de servicio*

El sistema puede operar las 24 horas durante todos los días del año; en este caso durante toda la operación de la alcoholera.



### *Capacidad de tratamiento*

En el ingenio en estudio se producen alrededor de 2 millones 600 mil litros de alcohol por zafra con una relación de 12 L de vinaza por litro de alcohol, por lo que el volumen de vinazas generadas por el ingenio es de aproximadamente de 31 millones 200 mil litros por zafra.

El flujo de vinaza producido por la fábrica de alcohol es de 2.5 L/s por lo que se tiene un gasto de 216 m<sup>3</sup>/d y considerando un 5% de sobrediseño del flujo para el dimensionamiento del equipo se tiene un flujo de diseño de 230 m<sup>3</sup>/d.

### *Flexibilidad en la operación de la planta*

El sistema puede ser operado en continuo o intermitentemente, además tiene la capacidad de soportar picos altos de materia orgánica que se pudieran generar por las características de las vinazas durante la operación de la alcoholera.

De hecho, de permanecer sin alimentación, por varias semanas o incluso meses, no se afectará el sistema en forma considerable.

### *Dimensionamiento del equipo*

Para el dimensionamiento de la planta se consideró la producción promedio de alcohol y de vinazas durante el periodo de zafra que comprende de diciembre a junio aproximadamente. Y por esta razón el flujo de diseño de la planta se hará considerando seis meses de operación, dejando el periodo de "interzafra" para el mantenimiento.

A continuación se presentan las bases de diseño para el dimensionamiento de la planta:

1) Flujo de diseño:	230 m <sup>3</sup> /d
2) Flujo de operación:	216 m <sup>3</sup> /d
3) Factor de operación:	0.95
4) Lugar de ubicación de la planta:	Un ingenio azucarero-alcoholero en Veracruz, México

### *Cálculo del sedimentador primario de vinaza*

El objeto de este equipo, es el de regular y mantener el flujo constante de influente al reactor anaerobio (RALLFA) y así evitar fluctuaciones considerables en la carga orgánica alimentada al reactor.

Conociendo el gasto de diseño, es posible calcular sedimentador utilizando nomogramas y proponiendo un tiempo de residencia (recomendado en la literatura) de 2.0 horas y un valor de velocidad de reflujó para sedimentación primaria de 35.5 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> se obtienen los siguientes valores.

área de decantador	6.50 m
volumen del decantador	18,900 L
profundidad	2.91 m
diámetro	2.90 m
gasto	2.5 L/s
gasto del vertedero	170 m <sup>3</sup> /d/m

*Vertedero de salida*

$$L = Q / V$$

donde:

L = longitud necesaria del vertedero (m)

Q = caudal a tratar (m<sup>3</sup>/d)

V = velocidad de salida del vertedero (m<sup>3</sup>/d/m)

L = 230 m<sup>3</sup>/d / 170 m<sup>3</sup>/d/m = 1.35 m

**L = 1.35 m**

*Cálculo del sedimentador secundario*

Utilizando el mismo procedimiento de cálculo, pero cambiando el tiempo de residencia 1.5 horas y la velocidad de reflujó a 40.5 y relacionando los nomogramas se obtiene los siguientes datos:

área del decantador	5.70 m
volumen del decantador	14,200 L
profundidad	2.50 m
diámetro	2.70 m
gasto	2.5 L/s
gasto del vertedero	170 m <sup>3</sup> /d/m
vertedero de salida	1.35 m

## *Diseño del reactor de biodiscos (RBR)*

### Explicación básica del sistema

Los parámetros básicos para realizar el diseño del reactor de biodiscos son (López-Martínez, 1992):

- 1) Número de etapas
- 2) Velocidad de rotación de los discos
- 3) Volumen del tanque
- 4) Área superficial

#### 1) Número de etapas

Generalmente se recomienda la operación del proceso con cuatro etapas pues, aunque no se requiera de un control riguroso del contenido de amoníaco en el agua tratada ya que es un residuo carbonoso, la última etapa funciona como un eliminador de turbidez debido a la presencia de organismos depredadores (protozoarios, rotíferos, nemátodos) que se alimentan de las partículas (microorganismos o sustancias orgánicas) suspendidas en el agua de desecho.

#### 2) Velocidad de rotación

Antonie (1976), recomienda emplear una velocidad periférica de 0.30 m/s, porque con un valor mayor no se obtiene una diferencia significativa en la eliminación de contaminantes. Tal sugerencia está fundamentada en la experimentación; ya que para el caso de las vinazas, a nivel de laboratorio esta velocidad periférica funcionó adecuadamente (García-Díaz, 1988; Camacho y col., 1994).

#### 3) Volumen del tanque

El volumen está relacionado con el tiempo de residencia hidráulico y con el gasto. La mayoría de las investigaciones realizadas hasta la fecha consideran que el tiempo de residencia hidráulica tiene una influencia menor que la velocidad de rotación.

#### 4) Área superficial

El área superficial es el parámetro más importante para el diseño de un reactor de biodiscos. Se recomienda construir las instalaciones de biodiscos con una relación volumen/área de 4.9 a 6.9 a fin de que el proceso sea más eficiente.

Se tiene a disposición las características y especificaciones de diseño de un bioreactor patentado y construido por la empresa estadounidense Autotrol Corp. (1978), para su instalación en la "Planta de tratamiento de aguas residuales" en la Ciudad Universitaria de la UNAM en el año de 1982 (Ochoa, 1983). Realizando el escalamiento de este reactor se tiene como resultado la tabla 8.2.

**TABLA 8.2**

**Dimensionamiento de los equipos necesarios**

<b>PARA EL TANQUE DEL RBR</b>		
<b>VARIABLE</b>	<b>CAPACIDAD RBR AUTOTROL</b>	<b>CAPACIDAD RBR DISEÑADO</b>
Volumen (m <sup>3</sup> )	92.48	230
Área (m <sup>2</sup> )	43.	79
Ancho (m)	4.66	6.31
Largo (m)	9.23	12.51
Profundidad (m)	2.15	2.91
<b>PARA LOS DISCOS DEL RBR</b>		
<b>VARIABLE</b>	<b>CAPACIDAD RBR AUTOTROL</b>	<b>CAPACIDAD RBR DISEÑADO</b>
Diámetro (m)	3.62	4.89
Área total (m <sup>2</sup> )	8,752	11,858
Nº de etapas	4	4
Área 1ª etapa (m <sup>2</sup> )	4,560	6,178
Etapas posteriores	4,134	5,601
<b>PARA EL MOTOR ELÉCTRICO DEL RBR</b>		
<b>VARIABLE</b>	<b>CAPACIDAD RBR AUTOTROL</b>	<b>CAPACIDAD RBR DISEÑADO</b>
Potencia (HP)	5	6.77
RPM	1,150	1,150
Fases	3	3
Ciclos	60	60
Voltaje	220	220

### *Dimensionamiento del RALLFA*

Las dimensiones del reactor anaerobio no se determinaron, ya que no se cuenta con la información necesaria para su cálculo. Solo se consideró su volumen, tomando en cuenta un tiempo de residencia hidráulico de cinco días; lo que arrojó el siguiente resultado:

$$V = \text{Gasto} \times \text{TRH} = 230 \text{ m}^3/\text{d} \times 5 \text{ d} = 1150 \text{ m}^3$$

### **8.3 Estimación económica del proyecto (nivel industrial)**

En la evaluación de una planta química es necesario determinar el monto de la inversión fija, costos de producción mantenimiento, reparaciones, mano de obra, costos administrativos, costo de servicios auxiliares, etc. que, en combinación, hacen los estados financieros y con los que finalmente se determina la tasa interna de retorno.

#### *Inversión fija*

El costo de los equipos será determinado de acuerdo con la ecuación logarítmica conocida como " la regla del factor exponencial" (0.6). Todos los costos serán calculados en dólares estadounidenses del año de referencia, para posteriormente ser convertidos a dólares del año actual con los índices de "Marshall y Swift" y finalmente serán convertidos a nuevos pesos mexicanos (al 10 de diciembre de 1994):

$$\text{Costo del equipo 1} = \text{costo del equipo 2} (\text{capacidad 1}/\text{capacidad 2})^{0.6}$$

#### *Costo de inversión para el reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente*

La base para el cálculo de la inversión fue proporcionada por el Instituto de Ingeniería de la UNAM y, para un reactor con un volumen de 2000 m<sup>3</sup>, el costo de inversión es de USD\$ 400,000:

$$\begin{aligned} C_1 &= \$ 400,000 \times (1150 \text{ m}^3/2000\text{m}^3)^{0.6} \\ &= \$ 286,986 \text{ USD}_{1993} \end{aligned}$$

#### *Costo de los sedimentadores*

La inversión para la construcción de estos equipos es posible considerar igualdad de inversión con un error del 15% del valor real. La inversión puede ser calculada mediante gráficas, donde se relacionan los costos de componentes de construcción del equipo (millones de dólares) versus flujo de diseño (millones de galones por día). En la gráfica proporcionada por la I.Q. Rosaura Guerra (1994), aparecen líneas rectas que involucran los costos desglosados de aspectos como: costo del concreto, equipo y excavación. Las ecuaciones que describen las rectas son las siguientes:

- a) Concreto:  $C_1 = (5.85 \times 10^4) Q^{0.83}$   
 b) Equipo:  $C_2 = (5.1 \times 10^4) Q^{0.6}$   
 c) Excavación:  $C_3 = (5.72 \times 10^3) Q^{0.94}$

donde Q = Flujo de diseño de los equipos (MGD)

$$Q = 230 \text{ m}^3/\text{d} = 0.061 \text{ MGD}$$

Estos datos dan los costos establecidos en la tabla 8.3

**TABLA 8.3**  
**Costos para los tanques sedimentadores**

COSTO	SEDIMENTADOR 1	SEDIMENTADOR 2
C <sub>1</sub>	\$ 5714	\$ 4285
C <sub>2</sub>	\$ 9491	\$ 7118
C <sub>3</sub>	\$ 410	\$ 307
Total	\$15,615 USD	\$ 11,710 USD

La suma del costo de los dos sedimentadores es \$27,325 USD<sub>1993</sub>

*Costo del reactor biológico rotatorio*

La base de cálculo que se empleó para determinar la inversión de este equipo fue la del reactor instalado en la planta de tratamiento de aguas residuales de la UNAM. El costo de este reactor en 1980, fue de \$ 50,500 USD.

$$C_1 = \$ 50,500 \times (230 \text{ m}^3 / 92.48 \text{ m}^3)^{0.6}$$

$$= \$ 87,237 \text{ USD}_{1980}$$

Para actualizar este valor (USD<sub>1993</sub>) se utilizaron los índices de "Marshall & Swift Equipment Cost Index" reportados en la revista Chemical Engineering (1981, 1992)

$$C_3 = \text{Costo original (índice presente / índice original)} = \text{costo presente}$$

$$C_3 = \$ 87,237 \times 965.1 / 688 = \$ 122,499 \text{ USD}_{1993}$$

### 8.3.1 Inversión fija del proyecto

#### a) Costos fijos tangibles

En la tabla 8.4 se presentan los datos de estos rubros.

**TABLA 8.4**  
**Costos de los reactores y accesorios**

UNIDAD	CONCEPTO	INVERSIÓN (\$USD <sub>1993</sub> )
2	Sedimentadores	27,325
1	Reactor anaerobio	286,986
1	Reactor aerobio	122,499
5%	Tubería y accesorios <sup>1</sup>	21,840
25%	Gasto de instalación <sup>2</sup>	109,203
1%	Terreno <sup>3</sup>	4368
25%	Fletes, seguros e impuestos <sup>4</sup>	109,203
Total		681,424

<sup>1</sup> Representa el 5% del costo del equipo    <sup>2</sup> Representa el 25% del costo del equipo  
<sup>3</sup> Representa el 1% del costo del equipo    <sup>4</sup> Representa el 25% del costo del equipo

Estos porcentajes se tomaron con base, en lo establecido por Peters and Timmerhaus (1986)

#### b) Costos fijos intangibles

Este rubro está integrado por:

- Planeación e integración del proyecto
- Ingeniería del proyecto
- Supervisión de la construcción
- Administración del proyecto
- Gastos de pruebas y arranque

En el cálculo de este concepto se consideró el 10% del total de la inversión fija, obteniendo un costo de:

\$ 82,994 USD

c) Imprevistos

El gasto para este concepto se calculó considerando un 15% del total de los equipo:

\$ 65,521 USD

La tabla 8.5 presenta el monto total de la inversión.

**TABLA 8.5**  
**Monto total de la inversión**

CONCEPTOS	INVERSIÓN USD
Activos fijos tangibles	681,424
Activos fijos intangibles	82,994
Imprevistos	65,521
<b>Total</b>	<b>829,939</b>

**8.3.2 Bases de cálculo para los costos de operación**

a) Determinación del costo de la energía eléctrica

Requerimientos energéticos

Motores para bombas (purga de lodos RBR y alimentación RALLFA) 10 HP

Motor RBR 7 HPs eficiencia 0.85 total 20 HP

Total 20 HP carga total conectada  $20 \times 0.75 \text{ kW/HP} = 15 \text{ kW}$

4- Costo variable

$15 \text{ kW} \times 24 \text{ h/día} \times 30 \text{ días/mes} = 10,800 \text{ kW/mes}$

El precio del kW variable en 1993 (N\$ 186.84 / kW en promedio)

Costo variable Cv =  $10,800 \text{ kW/mes} \times \text{N} \$186.84 / \text{kW} = \text{N} \$2,017.872 / \text{mes}$



El costo fijo del kW en 1993 fue de N\$ 28.215

$$Cf = 15 \text{ kW} \times 28.215 / \text{kW} = \text{N\$ } 423.225$$

$$Ct = Cv + Cf = (\text{N\$ } 2,017.872 + \text{N\$ } 423.225) / \text{mes} = \text{N\$ } 2,441.097 / \text{mes}$$

$$Ct = \text{N\$ } 2,441.097 / \text{mes} \times 6 \text{ meses} / \text{año} = \text{N\$ } 14,467 / \text{año}$$

b) Costo de la mano de obra

Para la adecuada operación de la planta es necesario contar con el número óptimo de personal para el su correcto funcionamiento. Para ello, se propone el siguiente personal (para los tres turnos de trabajo):

- un gerente de planta
- un laboratorista
- un auxiliar de laboratorista
- dos jefes de mantenimiento
- 6 operarios

El desembolso que representaría el pago del sueldo, primas, tiempo extra, vacaciones, etc., de acuerdo a la propuesta de personal, para cada año sería el siguiente:

**SUELDO POR AÑO (N\$ M.N)**

AÑO	1995	1996	1997	1998	1999
<b>TOTAL</b>	175,735	183,535	188,485	192,500	193,600

c) Mantenimiento

El mantenimiento se estima como el 4.0% de la inversión fija por año y esto da un total de:

$$\text{\$ } 27,257 \text{ USD}_{1993} \times 1.04^2 \times \text{N\$ } 4.50 / \text{USD} = \text{N\$ } 132,665 / \text{año}$$

d) Seguros e impuestos

Estimado como el 1% de la inversión fija por cada año, da un resultado total de:

$$\text{\$ } 6,814 \text{ USD}_{1993} \times 1.04^2 \times \text{N\$ } 4.5 / \text{USD} = \text{N\$ } 33,165 / \text{año}$$

El 1.04<sup>2</sup> corresponden a la inflación promedio de los últimos dos años en los Estados Unidos.

e) Depreciación y amortización

Los artículos del 41 al 45 de la Ley del Impuesto sobre la Renta señalan que el equipo destinado a prevenir y controlar la contaminación ambiental en cumplimiento de las disposiciones legales respectivas está sujeto a una tasa de depreciación y amortización de 35%. Para la evaluación de este proyecto se utilizó una tasa de depreciación y amortización del 10%. La tabla 8.6 presenta los resultados para este rubro.

**TABLA 8.6**  
**Costos de la planta**

CONCEPTO	INVERSIÓN INICIAL (N\$)	TASA DE DEPRECIACIÓN	PERÍODOS ANUAL (N\$)		
			1	2	3 al 10
Activo fijo tangible	3,316,627		331,663	331,663	331,663
Activos fijo intangible	403,948		40,395	40,395	40,395
Imprevistos	318,904	10%	31,890	31,890	31,890
Total	4,039,479		403,948	403,948	403,948

Así, el total de gasto de operación anual, considerando que la planta de tratamiento operaría sólo seis meses, es decir durante la operación de la planta de alcohol, se calcularía como:

$$\text{Costos de operación} = (a + b + c + d + e) \text{ en nuevos pesos}$$

### 8.3.3 Gastos financieros

Si la empresa solicita un préstamo para cubrir la inversión fija del proyecto, o sea, N\$ 4'039,479<sup>oo</sup>, dicho préstamo se solicitaría a una institución de crédito o a un banco y se haría de la siguiente forma:

El banco prestaría el 75% de la inversión con una tasa CPP + 6% (suponiendo que sea un préstamo preferencial), dando una tasa de 29% anual, donde el valor del CCP anual es del 23%. El otro 25% será aportado por la misma empresa.

La tabla 8.7 presenta esta información.

**TABLA 8.7**  
**Gastos financieros del proyecto**

Fin de año	75% de la inversión N\$	Amortización anual N\$	Interés 29% anual	pago total N\$	Saldo N\$
0	3,029,610				3,029,610
1		605,922	878,587	1,484,509	2,423,688
2		605,922	702,870	1,308,792	1,817,766
3		605,922	527,152	1,113,074	1,211,844
4		605,922	351,435	957,357	605,922
5		605,922	175,717	781,639	0
Total pagado				5,645,371	

**8.3.4. Consideración económica de la biomasa y aguas tratadas producidas en el reactor biológico rotatorio**

De acuerdo a datos obtenidos en la planta piloto acerca de la productividad del sistema, basado en el rendimiento de biomasa por unidad de masa de materia orgánica removida o metabolizada en el reactor de biodiscos (capacidad = 3000 L), se consideró que está alrededor de 48 kg de biomasa por kg de DQO removida por día, de acuerdo a las condiciones de operación establecidas en la planta piloto. Como se mencionó en capítulos anteriores, la cantidad estimada de DQO que estará contenida en el efluente al reactor de biodiscos será de alrededor de 10,000 a 15,000 mg/L. De esta forma los valores más altos para cada una de las etapas del sistema de tratamiento serían las siguientes:

Influente :           39,000 mgDQO/L  
Efluente :            13,000 mgDQO/L

EL valor más alto de este intervalo se usará para evaluar el estimado de régimen permanente en el equipo escalado y obtener una aproximación de la mayor cantidad de biomasa que se produciría para su comercialización. Por tanto, la cantidad de DQO removida para las condiciones de diseño sería:

$$\text{DQO removida / día} = \frac{\text{DQO} \times \text{Volumen reactor}}{\text{tiempo de residencia hidráulico}}$$

$$\text{DQO removida/día} = \frac{(39 - 13 \text{ g/L}) \times (230,000 \text{ L})}{1 \text{ día}} = 5,980,000 \text{ g DQO/ día}$$

$$\text{DQO removida} = 5.98 \text{ T DQO/ día}$$

Cuando fue alimentada con vinazas crudas, la planta piloto, la cantidad de biomasa generada en 400 cm<sup>2</sup> de área de disco promedio en los discos considerados fue de 30 g (base húmeda) en "n" días. Consecuentemente, el rendimiento del sistema para el área total de 454 m<sup>2</sup> (área del reactor piloto) fue de 1.78 kg de biomasa húmeda por kg de DQO (Castro y Villegas, 1988). Pero lo anterior está considerado para un influente con un concentración de 69,000 mg/L contra un valor propuesto de 39,000 mg/L, lo que considera una remoción de materia orgánica del 70%. Suponiendo que el remanente es consumido por los microorganismos en forma proporcional a la realizada anteriormente, la cantidad calculada de biomasa sería de 54.34 g de biomasa por metro cuadrado.

Consecuentemente, el rendimiento del sistema calculado sería:

$$Y = \frac{(54.34 \times 10^{-6} \text{ T biomasa / m}^2 \text{ d}) (11.858 \text{ m}^2)}{5.98 \text{ T DQO rem/ día}}$$

$$= 0.108 \text{ T biomasa húm / T DQO rem}$$

y su cálculo para el año operacional:

$$Y \text{ anual} = (0.108 \text{ T biomasa húm./T DQOrem}) (5.98 \text{ T DQOrem/d})$$

$$(180 \text{ d/año operación})$$

$$Y \text{ anual} = 116.25 \text{ T biomasa / año}$$

que, con contenidos de humedad de 80 y 90% y de proteína del 20%, se obtendría de este total de biomasa una cantidad de proteína no convencional aproximadamente de 23.25 T /año.

Si se considera que la proteína de soya es una fuente convencional de este nutrimento en los alimentos balanceados y que el precio en agosto de 1992 del grano fluctuaba alrededor de \$ 6,700 M.N., conteniendo 389 g de proteína por kg de harina, el costo de la proteína de soya era de \$ 17,223 M.N.

Tomando este dato para evaluar las ganancias brutas que se obtendrían de la venta de la biomasa durante el lapso enunciado, se tiene una cifra de \$ 400.435 x 10<sup>6</sup> M.N. Tomando en cuenta la inflación acumulada en México en los años de 1993 y 1994 para dar un total de \$ 506.710 x 10<sup>6</sup> M.N.

#### **8.4 Aspectos económicos del proyecto**

En este capítulo se abordan los aspectos y conceptos que hasta el momento se han considerado en materia económica en puntos anteriores, pero se han calculado y establecido en forma aislada. Es necesario agruparlos ordenadamente

para obtener información adicional que permita establecer conclusiones acerca de la posible factibilidad económica del proyecto presentado.

Para establecer la factibilidad económica de un proyecto es necesario desarrollar una serie de cálculos y adecuaciones de tipo económico, englobados en diferentes tipos de reportes, de acuerdo a la información agrupada.

Resultados económicos de operación del sistema para le tratamiento de las aguas residuales de la alcoholera del un ingenio azucarero,

CONCEPTO	PERÍODO ANUAL N\$					
	1	2	3	4	5	6-10
Ahorro	1,231,410	1,231,410	1,231,410	1,231,410	1,231,410	1,231,410
útil por venta de biomasa	507,710	507,710	507,710	507,710	507,710	507,710
Costos de operación	962,954	970,752	957,704	979,719	980,600	376,003
Gastos financieros	878,587	702,870	527,152	351,435	175,717	175,717
utilidad bruta	1,739,120	1,739,120	1,739,120	1,739,120	1,739,120	1,739,120
utilidad neta	-102,421	65,498	206,264	407,966	582,803	1,187,400

#### TASA INTERNA DE RENDIMIENTO SIN GASTOS FINANCIEROS

CONCEPTO	PERÍODO ANUAL N\$					
	0	1	2	3	4	5-10
Utilidad reinvertida	0	1,231,410	1,231,410	1,231,410	1,231,410	1,231,410
Depreciaciones	0	403,948	403,948	403,948	403,948	403,948
Inc. en la inversión	4,039,479	0	0	0	0	0
Flujo neto de efectivo	4,039,479	1,635,358	1,635,358	1,635,358	1,635,358	1,635,358
T.I.R.		38.9784179		%	a 10 años	

**TASA INTERNA DE RETORNO INCLUYENDO GASTOS FINANCIEROS**

CONCEPTO	PERIODO ANUAL N\$						
	0	1	2	3	4	5	6-10
Utilidad de operación	0	-102,421	65,498	206,264	407,966	582,803	1,187,400
Depreciación	0	403,948	403,948	403,948	403,948	403,948	403,948
Cred. al inicio	3,029,610	0	0	0	0	0	0
Incremento a la inversión	-	0	0	0	0	0	0
Amortización del crédito	0	-605,922	-605,922	-605,922	-605,922	-605,922	-605,922
Flujo neto de efectivo.	1,009,869	-304,395	-136,476	4,290	205,992	380,829	985,426
<b>T.I.R.</b>		<b>21.031027 %</b>				<b>A 10 AÑOS</b>	

**PERÍODO DE RECUPERACIÓN DE LA INVERSIÓN A VALOR PRESENTE**

AÑO	FLUJO NETO	FACTOR DE DESCUENTO 20%	FLUJO DESCONTADO	FLUJO DE EFECTIVO DESCONTADO ACUMULADO
0	-1,009,869	1	-1,009,869	-1,009,869
1	-304,395	0.833	-253,561	-1,263,430
2	-136,476	0.694	-94,714	-1,358,144
3	4,290	0.579	2,484	-1,355,660
4	205,992	0.482	99,288	-1,256,372
5	380,829	0.402	153,093	-1,103,279
6	985,426	0.335	330,118	-773,161
7	985,426	0.279	274,934	-498,227
8	985,426	0.233	229,604	-268,623
9	985,426	0.194	191,173	-77,450
10	985,426	0.162	159,639	82,189
<b>PERÍODO DE RECUPERACIÓN = 9.485 AÑOS</b>				

## RESUMEN DE LOS ASPECTOS FINANCIEROS

ASPECTO	VALOR
T.I.R. sin gastos financieros	38.978 %
T.I.R. con gastos financieros	21.031 %
Periodo de recuperación	9.485 años

### 8.5 Costo del tratamiento biológico a la vinaza

El costo del tratamiento de la vinaza esta determinado por los costos fijos de la planta así como el costo de operación, además del volumen de vinaza tratada.

El volumen tratado	388,800 m <sup>3</sup>
Los costos fijos de la planta	N\$ 4,039,479
El costo fijo de tratamiento unitario	N\$ 10.39 / m <sup>3</sup>
Los costos de variables	N\$ 962,654
El costo de tratamiento variable	N\$ 2.48 / m <sup>3</sup>
El costo de tratamiento total	N\$ 12.87 / m <sup>3</sup>

### 8.6 Costo del no tratamiento de las vinazas (cuotas y multas a la CNA)

Para determinar el importe del derecho de descarga de aguas residuales, el contribuyente debe considerar los siguientes aspectos:

- El importe del pago trimestral está en función de los volúmenes de agua residual descargados mensualmente, así como por la cantidad de contaminantes disueltos medidos como kg de demanda química de oxígeno (DQO) y de contaminantes suspendidos medidos como sólidos suspendidos totales (SST) descargados por encima de las Normas Oficiales Mexicana y/o condiciones particulares de la descarga.
- Para determinar el volumen de la descarga de aguas residuales, los contribuyentes con descarga igual o mayor a los 3,000 m<sup>3</sup> mensuales, deberán colocar medidores totalizadores o de registro continuo o intermitente en cada una de las descargas de agua residual. Si el volumen mensual es menor a 3,000 m<sup>3</sup>, podrán optar entre: poner medidores o efectuar cuatro aforos con intervalo de seis horas en un día del mes, bajo su responsabilidad.

- Para determinar la masa de contaminantes, el contribuyente deberá determinar en primera instancia las concentraciones promedio de DQO y SST, efectuando un examen de pruebas compuestas que resulten de las mezclas de cuatro muestras instantáneas tomadas en periodos continuos de 24 horas, con una periodicidad de 6 horas y una frecuencia mensual. Estos análisis se ajustarán a las normas que la SEDESOL o sus equivalentes que se hayan publicado en el Diario Oficial de la Federación, de acuerdo a lo dispuesto en la Ley General del Equilibrio Ecológico y la Protección al Medio Ambiente. A las concentraciones resultantes se les respetará las permisibles correspondientes y el resultado se multiplicará por el volumen descargado en el mes.
- Las concentraciones máximas permisibles de DQO y SST, cuando no exista norma oficial mexicana (solamente hay una propuesta de norma que fue publicada en enero 1995) y/o condiciones particulares de descarga, así como las cuotas por zona de disponibilidad, se indican en los artículos 278, 280 y 281 de la Ley Federal de Derechos. Las cuotas a aplicar se ajustan trimestralmente y el método para actualizar se presenta en el artículo 1º de la misma ley.
- La Ley Federal de Derechos (CNA, 1991) permite a los contribuyentes a optar por pagar este derecho, calculado mediante el procedimiento de aplicación general cuando el contribuyente efectúa descargas mayores a 3,000 m<sup>3</sup> en un mes calendario; o bien por en procedimiento simplificado, el cual procede cuando el contribuyente descarga aguas residuales en cantidades menores o iguales a 3000 m<sup>3</sup> en un mes calendario.

A continuación se presenta el método para la determinación del importe del derecho.

Procedimiento de cálculo:

1.- Concentraciones medidas que exceden de las permisibles.

Se les estima las concentraciones medidas de DQO y SST que exceden las permisibles, en mg/L. La Norma Oficial Mexicana NOM-ECO 002 (1993), que controla las emisiones de la industria productora de azúcar de caña marca como límite máximo de materia orgánica medida como DBO, el de 60 mg/L como promedio diario y de 72 mg/L como promedio instantáneo. Asimismo, la CNA, determina que los valores que excedan de 300 mg/L para la DQO deberán pagar por este concepto; así que tomando este valor, se harán los cálculos.

Concentración de demanda química de oxígeno que excede la permisible en las caracterización de la vinaza  $DQO_{prom} = 94,250$  mg/L y de 14,135 mg/L de la vinaza ya tratada en el tren (suponiendo una remoción total del 85%).



$$A = \text{DQO} - \text{DQO}^*$$

$$A1 = 94,250 - 300 = 93,950 \text{ mg/L}$$

$$A2 = 14,135 - 300 = 13,835 \text{ mg/L}$$

$$A1 - A2 = 93,950 - 13,835 = 80,115 \text{ mg/L}$$

Concentración de sólidos suspendidos totales que exceden lo permisible (medidos a las vinazas crudas y suponiendo una remoción del tren del 50%):

$$B = \text{SST} - \text{SST}^*$$

$$B1 = 47,300 - 30 = 47,270 \text{ mg/L}$$

$$B2 = 23,690 - 30 = 23,660 \text{ mg/L}$$

$$B1 - B2 = 47,270 - 23,660 = 23,610 \text{ mg/L}$$

2.- Cálculo de la masa de contaminantes gravable de la descarga de agua residual.

El cálculo de la masa gravable de contaminantes que tiene la descarga mensual de aguas residuales, tanto de demanda química de oxígeno como de sólidos suspendidos totales se efectúa en dos fases sucesivas:

Primera fase: se transforma de mg/L a kg/m<sup>3</sup> los valores de las concentraciones medidas que exceden a las permisibles, utilizando la siguiente conversión, 1mg/L = 0.001 kg/m<sup>3</sup>.

$$A' = A \times 0.001$$

$$A'1 = 94,150 \times 0.001 = 94.15 \text{ kg/m}^3$$

$$A'2 = 14,035 \times 0.001 = 14.035 \text{ kg/m}^3$$

$$B' = B1 \times 0.001$$

$$B'1 = 47,270 \times 0.001 = 47.27 \text{ kg/m}^3$$

$$B'2 = 23,660 \times 0.001 = 23.66 \text{ kg/m}^3$$

Segunda fase: se calcula la masa de contaminantes gravables que contienen la descarga mensual de aguas residuales, por concepto de DQO y SST, multiplicando los valores de las concentraciones medidas en exceso de las permisibles en kg/m<sup>3</sup> por el volumen total de agua residual descargado en el mes (V)

- ♦ Masa de contaminantes gravable de la DQO en kg

$$A = A' \cdot V$$

$$A1 = 94.15 \text{ kg/m}^3 \times 6480 = 610,092 \text{ kg DQO/mes}$$

$$A2 = 14.035 \text{ kg/m}^3 \times 6480 = 90,947 \text{ kg DQO/mes}$$

- ♦ Masa de contaminantes gravables de sólidos suspendidos totales

$$B = B' \cdot V$$

$$B1 = 47.27 \text{ kg/m}^3 \times 6,480 = 306,050 \text{ kg SS/mes}$$

$$B2 = 23,660 \text{ kg/m}^3 \times 6,480 = 153,317 \text{ kg SS/mes}$$

- ♦ Selección del valor de los parámetros a, b y c (Apéndice III)

La selección de los valores de los parámetros a, b y c, es realizada con el auxilio del artículo 278.

Para el caso en cuestión, los valores de éstos parámetros son (véase tabla A):

$$a = \text{N\$ } 0.258 / \text{m}^3$$

$$b = \text{N\$ } 0.183 / \text{kg}$$

$$c = \text{N\$ } 0.326 / \text{kg}$$

- ♦ Cálculo del importe mensual

El cálculo del importe mensual del derecho por la descarga de agua residual de la industria, según el artículo 278 de la Ley Federal de Derechos, es igual a la suma de los siguientes productos :

Sustituyendo en la ecuación (A), los valores obtenidos previamente, de a, b, c, A, B y V (en ambos casos: vinaza tratada y sin tratar) se obtiene el importe mensual del derecho de descarga residual, correspondiente al mes en curso:

$$(A) I = aV + bA + cB$$

$$I_1 = aV + bA_1 + cB_1 =$$

$$I_1 = \text{N\$ } 0.143/\text{m}^3 \times 6,480 \text{ m}^3 + \text{N\$ } 0.092/\text{kg} \times 610,092 \text{ kg/mes} + \text{N\$ } 0.183/\text{kg} \times 306,050 \text{ kg/mes} =$$

$$I_1 = \text{N\$ } 113,062.00/\text{mes}$$

$$I_2 = aV + bA_1 + cB_1 =$$

$$I_2 = \text{N\$ } 0.143/\text{m}^3 \times 6,480 \text{ m}^3 + \text{N\$ } 0.092/\text{kg} \times 90,947 \text{ kg/mes} + \text{N\$ } 0.183/\text{kg} \times 153,317 \text{ kg/mes}$$

$$I_2 = \text{N\$ } 37,351.00/\text{mes}$$

Ahorro por el tratamiento del agua residual es por tanto

$$I_1 - I_2 = \text{Ahorro en N\$ por mes}$$

$$\text{N\$ } 113,062 \text{ /mes} - \text{N\$ } 37,651 \text{ /mes} = \text{N\$ } 75,711 \text{ /mes}$$

Como se nota, el ahorro logrado con el tratamiento de la vinaza, repercute indirectamente en forma positiva a la empresa, ya que un ahorro de N\$ 75,711 /mes es bastante significativo. Este ahorro es, de hecho, el costo del no tratamiento de la vinaza.

Con base en estos resultados pueden deducirse las siguientes conclusiones y recomendaciones.

## CAPÍTULO 9

### CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

#### 9.1 Conclusiones

Con base en los resultados obtenidos en este trabajo puede concluirse lo siguiente:

1. El reactor biológico rotatorio empleado en la planta piloto arrancada alcanzó un alto rendimiento de depuración con la alimentación del efluente del reactor anaerobio (RALLFA) y podría trabajar con mayores cargas orgánicas medidas como DQO
2. La concentración de los iones sulfato y cloruro no son parámetros importantes de operación dentro del reactor de biodiscos en las magnitudes que fueron medidas en esta etapa del experimento, aún y cuando los iones cloruro tuvieron cierta tendencia a aumentar su concentración debido a la autoevaporación
3. Los picos de carga orgánica alimentados al RBR fueron soportados por los sistemas microbianos con éxito (hasta con una variación del 50% del promedio que se tuvo en el periodo de operación en esta etapa), lo que plantea que puede ser usado exitosamente a lo largo de la operación normal de la destilería
4. Dados los resultados obtenidos de la evaluación económica preliminar, se debe confirmar con métodos de optimización la relación tamaño-costo de cada uno de los equipos involucrados en el estudio; así como de un cálculo con mayor exactitud de los equipos y aspectos considerados como un porcentaje de un monto dado
5. Realizar un estudio de mercado a fondo sobre la posible comercialización de la proteína no convencional obtenida del tratamiento de la vinaza
6. Los resultados del estudio de prefactibilidad económica indican que el proyecto es viable, pero no de manera contundente, por lo que, para aprobar el proyecto se tendría que realizar un estudio más detallado y con mayor profundidad, tocando todos los aspectos que involucra el estudio

7. Aún logrando remociones de la DQO superiores a las obtenidas en esta etapa experimental, no se podrá lograr cumplir con las Normas Oficiales Mexicanas, especialmente la propuesta por el INE y que está a punto de publicarse en el Diario Oficial para su evaluación y discusión, ya que la vinaza contiene cierta cantidad de materias no biodegradables, por lo que no es posible lograr eliminarlas con métodos biológicos. Esto implicaría la inclusión de tratamientos terciarios que encarecerían el sistema de tratamiento global
8. La solución de los problemas de contaminación de los ingenios azucareros, está en la diversificación del uso de los subproductos y derivados de esta industria y, en especial en el caso de la vinaza; que puede pasar de ser un efluente contaminante a ser un subproducto aprovechable o comercializable, una vez tratada

## **9.2 Recomendaciones**

Sería recomendable para la continuación de este trabajo realizar lo siguiente:

1. Continuar aumentando la concentración de la vinaza alimentada a la planta, para así lograr alcanzar la estabilidad del sistema con vinazas sin diluir y verificar la bondad del sistema con este tipo de vinazas aciduladas con ácido clorhídrico
2. Trabajar con vinaza fresca, ya que con esto se aseguraría ciertas variables importantes para la mejor operación de los reactores: Tal es el caso de la temperatura, que es una variable de operación no solo importante para el RALLFA, sino también para el RBR. esto puede representar mejores condiciones de operación y resultados más representativos y confiables para el escalamiento industrial
3. Buscar usos alternativos para la vinaza cruda, así como para los subproductos de su tratamiento biológico dentro de la planta piloto
4. Colocar o dotar de un sistema de intercambio de calor en la tina de alimentación para así tener las condiciones mejores de alimentación, en caso de trabajar en periodos de no operación de la fábrica de alcohol
5. Probar el uso de equipos de acero inoxidable para cuantificar el ahorro alcanzado por reducción de costos de mantenimiento versus costos iniciales de capital

## BIBLIOGRAFÍA

- Almazán, O. 1977. "Los subproductos de la industria azucarera como fuente de alimentación animal en el trópico". *Informe Interno ICIDCA*. La Habana, Cuba.
- Almeida-Lima, O. 1980. "Alcohol como combustible alternativo". *Seminario de Racionalización de la Industria Alcohólica. (ONUDI-GEPLACEA-OLADE)*. Septiembre. La Habana, Cuba.
- Alomá, J. 1973. "La cañaza como fertilizante de la caña de azúcar". Academia de Ciencias de Cuba. La Habana, Cuba.
- Antoine, L. 1976. "*Fixed biological surfaces wastewater treatment: The rotating, biological contactor*". Ed. CRC Press. Boca Raton, U.S.A.
- APHA. 1990. *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*. 16th. edn. American Public Health Association, Washington, D.C.
- Appendix Q. 1909. *Royal Commission on Whisky Report*. Londres, Inglaterra.
- Asocaña, Santander. 1987a. Citado por Preston, T.R. en GEPLACEA/PNUD en "Sistemas de Alimentación Animal en el Trópico basados en la caña de azúcar". CIPAV. *Colección GEPLACEA, Serie Diversificación*. Colombia, P.90.
- Asocaña, 1987b. *Informe sobre el Melote*, Colombia.
- Autotrol, 1978. "Installation, operation and maintenance manual for an Autotrol wastewater treatment system". Autotrol Corporation. Bio-Systems Division. Wisconsin, U.S.A.
- Bazúa, C.D., 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.
- Ber. 1907. Berichte der Deutschen Chemischen *Gesellschaft* 40:1027.
- Blanco, G. 1982. "La producción de alcohol a partir de la industria azucarera y sus posibilidades". *ICIDCA*, Ed. Científico-Técnica, La Habana, Cuba.

- Bories, A., Raynal, J. y Bazile, F. 1988. "Anaerobic digestion of high-strength distillery wastewater (cane-molasses stillage) in a fixed-film reactor". *Biol. Wastes*, 23:261-267.
- Cail, R.G. y Barford, J.P. 1985a. "A comparison of an upflow floc tower digester and UASB anaerobic sludge blanket system treating cane juice stillage". *Agric. Wastes*, 14:292-299.
- Cail, R.G. y Barford, J.P. 1985b. "The development of granulation in an upflow floc digester and upflow anaerobic sludge blanket digester treating cane juice stillage". *Biotechnol. Letters*, 7(7):493-498.
- Calderón-Villagómez, H. E.; González, G.; Pérez, V. M.; Jáber, C. y Durán de Bazúa, C. 1992. "Reaprovechamiento de cabezas de camarón, un proyecto con futuro". *Rev. IMIQ*, 33(3):44-57.
- Calzada, J.F., Rolz, C., Arriola, M.C., Porres, C. y Valladares, J. 1988. "Methanogenic bioconversion of liquid agroindustrial wastes in a two-section reactor". *En Proc. 5th Intl. Symp. on Anaerobic Digestion*, Bolonga, Italia. Pp. 125-132.
- Camacho, A.; Luna V. M. y Durán de Bazúa, C. 1994. "Determinación de energías de activación y constantes cinéticas de un reactor de biodiscos para vinazas diluidas". *Informe técnico de proyecto VIN-01-94*. 83 pags. Pub. Facultad de Química, UNAM, México, D.F.
- Carmona, H., Castillo, H. y Durán de Bazúa, C. 1994. "Auditoría de calidad en la industria azucarera". *Informe técnico de proyecto AZÚCAR-01-94*. Pub. Facultad de Química, UNAM, México, D.F.
- Carmona, H., Castillo, H., Klomp, E., Clancy, J. y Durán de Bazúa, C. 1995. *Presentado en Seminario Internacional de Jekyll Island*, Georgia, EEUUA.
- Can., 1979. "Evaluación de los efectos de los fitoesteroles presentes en el aceite de cachaza". *Informe Interno*. La Habana, Cuba.
- Castro-Villela, J. M. y Villegas, R. 1989. "Obtención de proteína microbiana empleando como substrato vinazas de ingenios azucareros/alcoholeros". *Tesis profesional*. Facultad de Ciencias Químicas, Universidad Autónoma de San Luis Potosí, San Luis Potosí, S.L.P.
- Castro, J. de. 1984. "Fertirrigación con vinazas en el Brasil". *Taller Regional PNUMA/CEPAL/GEPLACEA*, Santiago de Chile.
- Chanlett, E.T. 1976. "La protección del medio ambiente". Ed. Mc Graw-Hill Book Company, Pp. 188-200.

- Chemical Engineering Journal* 1981, 1993 (December 1981, December 1986, April 1992). Economic indicators.
- Chen, J. C. P. 1991. "**Manual del azúcar de caña para fabricantes de azúcar de caña y químicos especializados**". Versión en español García Ferrer Carlos Alberto, Constantino Álvarez Medina, Editorial Noriega/Limusa, México, D.F.
- Crespo, H., Reyes, R.S., Vega V.E., Embriz, A., Zolla, C., González, H.C., Pinet, A. y Scharrer, B. 1988. "**Historia del Azúcar en México**", Vol. I. AZÚCAR Fondo de Cultura Económica. México, D.F.
- CNA, 1991. Comisión Nacional de Agua. Ley federal de derechos en materia de agua. México, D.F.
- Diario Oficial de la Federación. 1993, 1995. Normas Oficiales Mexicanas en Materia de Protección Ambiental. Proyecto de norma NOM-064-ECOL-1995, Norma oficial mexicana NOM-002-ECOL-1993.
- Durán de Bazúa, C. y Wilke, C.R. 1975. "Fermentación alcohólica continua de residuos celulósicos sacarificados para establecer el patrón cinético de la cepa *Saccharomyces cerevisiae*". ATCC 4126. En **Primer Congreso Nacional de Ingeniería Bioquímica**. México, D.F. Noviembre de 1975.
- Durán de Bazúa, C. y Poggi-Varaldo, H.M., P. 1988. "Utilización de recursos renovables en la producción de energéticos secundarios y fuentes alternas de alimento". **Informe de avance del proyecto**. México, D.F. Conacyt-UNAM-IPN-UASLP.
- Durán de Bazúa, C.; Medellín, P.; Noyola, A.; Poggi-Verardo, 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., González, S., Medellín, P., Noyola, A., Poggi-Varaldo, H. 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 micribiana". **Memorias del XVI Congreso de la Academia Nacional de Ingeniería, AC**. Pp. 34-39. Querétaro, QRO.
- Durán de Bazúa, C.; Noyola, A.; Poggi-Verardo, H. y Zedillo, L. E. 1991. "Biodegradation of process industry waste water. Case problem: Sugarcane industry". En **Biological degradation of wastes**. Ed. A.M. Martin. Cap. 17. Pp 363-388. Elsevier Appl. Sci. Pub. Ltd. 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. PIQA y QA, Facultad de Química, UNAM. Ciudad Universitaria, México D.F.
- Durán de Bazúa, C.; Noyola, A.; Poggi-Veraldo, H. y Zedillo, L. E. 1993. "Paquete tecnológico para tratar vinazas de ingenios azucareros alcoholeros: sistema anaerobio/aerobio". **Memorias del Simposio Nacional: La Capacitación y Desarrollo Tecnológico en el Campo Cañero Mexicano**. Xalapa, Ver. Torno I. Pp. 349-357.
- Durán de Bazúa, C. (Responsable global). 1994a. "Aplicaciones de la biotecnología en la agroindustria de la caña de azúcar". **REV. IMIQ**, 35(9):18-25.
- Durán de Bazúa, C., Cordovés, M. y Zedillo, L.E. 1994a. "Demonstration of cleaner production techniques for the sugar cane agroindustry, final consultancy report". United Nations Industrial Development Office. **Project US/INT/91/217/15-01-2**. 134 Pags. Pub. UNIDO/UNDP. Mexico, City. **Informe final de proyecto**. Pub. ONUDI-UNAM. México D.F.
- Durán de Bazúa, C.; Noyola, A.; Poggi-Veraldo, H. y Zedillo, L. E. 1994b. "Water and energy use in sugar mills and ethyl alcohol plants". En **Efficient Water Use**. Ed. H. Garduño-Velasco y F. Arreguín-Cortés. Pub. UNESCO-ROSTLAC. Pp. 361-370. Montevideo, Uruguay.
- Durán de Bazúa, C. (Coordinadora global). 1994b. "Saneamiento de aguas residuales y desechos en un ingenio azucarero". **UNAM HOY, AÑO 3, N° 14**. Pp. 57-62. Sep.-Oct.
- Durán de Bazúa, C.; Noyola, A.; Poggi-Veraldo, H. y Zedillo, L. E. 1994c. "Paquete tecnológico para tratar vinazas de ingenios azucareros alcoholeros: sistema anaerobio/aerobio". **Rev. IMIQ**, 35(8):42-47 (1994)
- Espinosa, S.A. y Noyola, A. 1992. "Tratamiento anaerobio de vinazas, recuperación de un reactor UASB acidificado". **Memorias del VIII Congreso Nacional de Ingeniería Sanitaria y Ambiental**, Cocoyoc, Morelos, México.
- Galindo, E., 1988. "Xanthan gum. A microbial polysaccharide obtained from sugar with extraordinary properties and wide range of applications". **Boletín GEPLACEA V** (9).
- Galindo, E., 1990. "La Goma Xantana: Estado del Arte en Tecnología y Mercado". **Colección GEPLACEA, Serie Diversificación**, México, D.F.
- Galindo, E. y Durán, C. 1985. **Informe Interno de Proyecto**. Celanese Mexicana. México D.F.

- García-Díaz, G. y Durán de Bazúa, C. 1988. "Tratamiento aerobio de vinazas en un reactor biológico rotatorio (reactor de biodiscos) de 50 Litros". **Informe técnico de trabajo VIN-01-88**. UNAM-AZÚCAR-IMPA. 69 Pags. Pub. Facultad de Química, UNAM. México, D.F.
- GEPLACEA/PNUD 1990. "Manual de los Derivados de la Caña de Azúcar", 2da. Edición. **Colección GEPLACEA. Serie Diversificación**. México, D.F.
- GEPLACEA/PNUD/ICIDCA, 1990. "Manual de los Derivados de la Caña de Azúcar", 2da. edición. **Colección GEPLACEA. Serie Diversificación**. México, D.F.
- GEPLACEA/PNUD 1991. "La diversificación de la agroindustria de la caña de azúcar América Latina y el Caribe". **Colección GEPLACEA. Serie Diversificación**. México D.F.
- González-Gallardo, A. Enero, 1964. "Ponencia presentada en: Mesa redonda sobre el cultivo de la caña de azúcar", **Boletín Azucarero Mexicano**, P. 14.
- Guerra, R. 1994. Comunicación personal.
- ICIDCA. 1986. "La industria de los derivados de la caña de azúcar. Instituto Cubano de Investigaciones de los Derivados de la Caña de Azúcar". Editorial Científico-técnica. La Habana, Cuba.
- IMPA. 1986. "Aprovechamiento de los subproductos de la caña de azúcar en México, situación actual y perspectivas". **IMPA, Subgerencia de Investigación tecnológica**. México, D.F.
- Jiménez, R.M.; Martínez, M.A.; Espinosa, A.; Noyola, A. y Durán de Bazúa, C. 1995. "La caña de azúcar, su entorno ambiental. Parte II. Tratamiento de vinazas en una planta piloto en México en un reactor anaerobio de lecho de lodos". **Informe Técnico de Proyecto VIN-01-95**. Grupo de Países Latinoamericanos y del Caribe Exportadores de Azúcar, GEPLACEA, Cámara Nacional de las Industrias Azucarera y Alcohólica, CNIAA, Programa de Ingeniería Química Ambiental y Química Ambiental de la Facultad de Química de la Universidad Nacional Autónoma de México, PIQAYQA-FQ-UNAM. Pub. Facultad de Química, UNAM. México, D.F.
- Juneja, J.S. 1990. "Use of biomass as fuel for the rural industries and village applications". Presented at **International Symposium on Application and Management of Energy in Agriculture-The Role of biomass Fuels**. New Delhi, 21-24 May.
- Kuppusamy, I. y Durán de Bazúa, C. 1993. "Remoción de contaminantes de aguas y suelos (metales pesados, microorganismos patógenos y compuestos orgánicos)". **Memorias del primer simposio internacional**. Junio 23. Instituto de Ingeniería y Facultad de Química UNAM, México, D. F.

- Lara, M. 1990. "Arranque y operación de reactores UASB a escala piloto, bajo diferentes condiciones de alimentación". *Tesis profesional*. Facultad de Ciencias Químicas, Universidad Veracruzana, Orizaba, Veracruz, México.
- La Serna, N., 1982. "Productos aglomerados a partir del bagazo de la caña de azúcar". Ed. Científico-Técnica, La Habana, Cuba.
- Lettinga, G. 1980. "Anaerobic treatment for wastewater treatment and energy production". En *Inter American Seminar on Biogas*, Novv. 1981, Joao Pessoa, Brasil.
- Licht, F.O. 1990. *International Sugar and Sweetener Report*. V.122, No.16; Intl Molasses and Alcohol Report, V. 27, No. 9.
- López-Fierros, F. 1995. "Problema tipo: Ingenio San Francisco Ameca". En *Primer Seminario Internacional de Contaminación en la Industria Azucarera*. Marzo 13-16. México D.F.
- López-Martínez, J. L. 1992. "Modelamiento matemático de un reactor rotatorio (reactor de biodiscos): Estudio de la temperatura, la carga orgánica y la velocidad de rotación". *Tesis profesional*. Facultad de Química, UNAM, México, D.F.
- Lucero S.H.; Saval-de-Hach y Durán-de-Bazúa, C. 1991. "Degradación aerobia de aguas residuales que contienen metilaminas y dimetilformamida". Vol.2 *Serie: Química Ambiental del Agua. PIQA y QA*, Ciudad Universitaria, México D.F.
- 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. Efectos de la temperatura en la población de protozoarios y ciliados en un reactor de biodiscos. *Tesis de maestría*. Facultad de Ciencias, UNAM, México, D.F.
- Luna-Pabello, V.M., Mayén, R., Olvera-Viascan, V., Saavedra, J. y Durán-de-Bazúa, C. 1990. *Biol. Wastes* 32, 82.
- Luna-Pabello, V.M., Aladro, L.M.A., Durán-de-Bazúa, C. 1994. "Efecto del sustrato sobre las poblaciones de ciliados en un reactor de biodiscos. Caso tipo: Nejayote, vinazas y aguas blancas de papel". Vol. 3 Serie: Química Ambiental del agua. PIQA y QA. Ciudad Universitaria, México, D.F.
- Maier, W.J. 1966. "Mass transfer and growth kinetics on a slime layer. A simulation of the trickling filter". *Ph. D. Thesis*, Cornell University, New York. EEUUA.

- Manual Azucarero. 1995. Editora del Manual Azucarero Mexicano. 1994-95. Trigésima octava edición. México, D. F.
- Mc Kinney, R.E. 1962. "Microbiology for Sanitary Engineers". Ed. Mc Graw-Hill, Nueva York, EEUUA.
- Metcalf y Eddy Inc. 1979. **Wastewater Engineering**. "Treatment disposal and Reuse". Mc Graw Hill Pub. Co. Nueva York, NY, EUA.
- Metcalf y Eddy Inc. 1981. Tratamiento y depuración de las aguas residuales, 2da. edición, Ed. Labor, España, Pp. 295-309, 407-428, 624-641.
- Montesinos, M. A. y Durán, C. 1986. "Estudio dinámico de un reactor biológico rotatorio en la producción de proteína microbiana". **Presentado en el XVI Congreso de la ATAM**. Cholula, Puebla, México.
- Negrete, M. 1977. "Estudio taxonómico de las cepas usadas en las nuevas plantas de fabricación de levadura forrajera en Cuba". **Informe Interno**. ICIDCA. La Habana, Cuba.
- Noa, H., 1978. "Aspectos Económicos de la Industrialización del Bagazo". **Revista ATAC**, Pp. 16-26. Mayo-Junio.
- Noa, H. 1983. "Perspectivas económicas de los derivados de la caña de azúcar". **Tesis de grado**. La Habana, Cuba.
- 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. 1993. "Reactores anaerobios de lecho de lodos". En **Memorias del Primer Simposio Internacional Sobre Remoción de Contaminantes de Aguas y Suelos (metales pesados, microorganismos patógenos y compuestos orgánicos tóxicos)**. Pub. UNAM, F.Q.-II México D.F. Junio, 23.
- 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". **Informes Internos de trabajo. Instituto de Ingeniería, UNAM. Memorias del VI Congreso Nacional SMSA**. AC. Sec. III, 5 pags., Agosto 10 al 13. Querétaro, Qro., México.
- Noyola, A. 1994. "Tratamiento anaerobio de aguas residuales. Una experiencia de adaptación de tecnología en México". Instituto de Ingeniería, UNAM. Pub. interna. México D.F.

- Ocampo, G. 1977. "Desarrollo de la producción de furfural a partir de bagazo". **ICIDCA, Vol. XI, Nos. 2 y 3**, Ed. Científico-Técnica, La Habana, Cuba Pp. 55-81.
- Ochoa, R. 1983. "Evaluación de la planta de tratamiento de aguas residuales de C.U". **Tesis de Maestría**. Departamento de Ingeniería. Facultad de Ingeniería, UNAM, México, D.F.
- OLADE, 1990. "Balances Energéticos de América Latina y el Caribe".
- Olvera, A.; y Durán de Bazúa, C. 1992. "Evaluación fisicoquímica de la biomasa microbiana obtenida de un reactor aerobio de biodiscos". **Informe Técnico de proyecto VIN-01-92**. PIQA y QA-FQ-UNAM, IMPA, Azúcar, S.A. México, D.F.
- Ouano, E.A.R. 1981. "Principles of Wastewater Treatment". Vol. 1. **Biological Process. Natl. Sci. Development Board**, Manila, Filipinas.
- Peters, M. y Timmerhaus, R. 1986. "Plant Design and Economics for Chemical Engineers". 3rd. Edition. Mc Graw-Hill. Singapur.
- Pompa-Osorio, M.R., Camacho-Martínez, M.A., Luna-Pabello, V.M. y Durán de Bazúa, C. 1993. "Depuración de vinazas diluidas a tres diferentes temperaturas en un reactor de biodiscos". **Informe técnico de proyecto VIN-02-93**. UNAM-BMFT-UNEP. 91 Pags. Pub. Facultad de Química, UNAM. México D.F.
- Pypyn, P., Verstraete, W. y Ombregt, J.P. 1979. "A pilot scale anaerobic upflow reactor treating distillery waste waters". **Biotechnol. Letters**. 1:495-500
- Rico, M. 1984. "Las bolsas de azúcar y su utilización por los productores". **Colección GEPLACEA. Serie Mercado y Estadísticas**. México, D.F.
- Rosas, L., Saules, A., Espinosa; Ilangovan K. y Noyola, A. 1993. "Efectos de los microorganismos en la degradación anaerobia y ácidos grasos volátiles en un reactor UASB alimentado con vinazas. **Tecnología 3 (1993)** : AM59-AM66.
- Ruiz de Velasco, F. 1937. "Historia y Evoluciones del Cultivo de la Caña y de la Industria Azucarera en México, hasta el año 1910". Publ. AZÚCAR, S.A., Edit. Cultura. México 340p.
- Russo, C., Sant Anna, G.L. y De Carvalho Pereira, S.E. 1985. "An anaerobic filter applied to the treatment of distillery wastewaters". **Agric. Wastes**, 14:301-313.

- 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.
- Sasson, A. 1985. "Las biotecnologías, desafíos y promesas". La Habana, Cuba. *UNESCO/Centro de investigaciones Biológicas*. Pp. 238-247.
- Scriban, R. 1985. "Biotecnología". Ed. El manual moderno, México D.F. Pp. 544-555.
- Sedue 1990. Programa Nacional para la protección del medio Ambiente 1990-1994. Secretaría de Desarrollo Urbano y Ecología, México, D.F. p. 22.
- Select Committee on Spirits, 1891, Minutes, Pp. 93. Londres, Inglaterra.
- Speece, R. E. 1983. "Anaerobic biotechnology for industrial wastewater treatment". *Environ. Sci. Technol.* 9(7):416-427.
- Spencer, D.; Guilford, L. 1957. "Cane sugar handbook, a manual for cane sugar manufacturers and their chemists". John Wiley and Sons, Inc. Londres y Chapman and Hall Ltd. EEUUA.
- Stengelin 1994. Comunicación personal.
- Switzenbaum, M. S. y Jewell, W.J. 1980. "Anaerobic attached film expanded reactor treatment". *J. WPCF*, 52:1953-1965.
- Szendrey, L.M. 1986. "Methane production from anaerobic digestion of distillery residues". En *Biomass Energy Development*, ed. W.H. Smith. Pp. 517-531. Plenum Press, New York, EUA.
- UNPASA. 1946. Informe 1946, pp. 70-71.
- UNPASA, 1948. Informe 1948, pp. 9-10.
- UNPASA. 1949. Informe 1949, pp. 42-43.
- U.S.D.A., 1989. *Sugar and Sweetener Situation and Outlook Report*. Washington, D.C. EEUUA.
- Van der Berg, L. y Lentz, C.P. 1979. "Comparison between up and downflow anaerobic fixed film reactors of varying surface-to-volume ratios for the treatment of bean blanching waste". En *Proc. 34 th Purdue Indust. Waste Conf.* 319-325.
- Weigand, P. 1900. "Verfahren zur biologischen Reinigung von Abwassern". *Patente Alemana No. 135755. RFA.*

- Young, J. C. y Mc Carty, P.L. 1969. "The anaerobic filter for waste treatment". *J. WPFC*, **41**:160-173.
- Zámano, A. H.; Zedillo L. E. y 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*. Pub. Facultad de Química, UNAM, México, D. F.
- Zedillo, L.E. 1986 "Aprovechamiento de los subproductos de la caña de azúcar en México. Situación actual y perspectivas". *Instituto para el mejoramiento de la producción azucarera (IMPA)*. Azúcar, S.A., México, D.F.
- Zedillo, P. L. 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.
- Zegarra, J. Julio, 1984. "Utilización de los Residuos Agrícolas y Agroindustriales de la caña de azúcar". *Taller Regional PNUM/CEPAL/GEPLACEA*, Santiago de Chile.

### BIBLIOGRAFÍA CONSULTADA (no citada)

- Antoine, R.L.; Kluge, D.L. y Mielke, J. H. 1974. "Evaluation of a rotary disc wastewater treatment plant". *J.W.P.C.F.*, **46**(3):498.
- Aries, R. y Newton, R. 1995. "*Chemical Engineering Cost Estimation*". Mc Graw-Hill. U.S.A.
- Arzola, N. 1968. "Utilización de la cachaza en el cultivo de la caña de azúcar". Academia de Ciencias de Cuba No. 10.
- Balch, W.E., Schobert, R.S., Tanner, S. y Wolfe, R.S. 1977. "Acetobacterium, a new genus of hydrogen-oxidizing, carbon-dioxide-reducing, anaerobic bacteria". *Int. J. Syst. Bacteriol.*, **27**:355-361.
- Battle, E. 1980. "Valoración económica de los residuos de la cosecha de la caña de azúcar". No. 2. Ciudad de la Habana, Cuba.
- Battle, E. 1980. "Posibilidades económicas del cogollo y hojas de la caña de azúcar". *Cuba-Azucar. No.2*. Enero-Marzo:3-16. Ciudad de La Habana, Cuba.

- Bekris, J. 1992. "Aplicación de la ecuación de Arrhenius al efecto de la temperatura en la operación de un reactor de biodiscos". **Tesis profesional**. Facultad de Química, UNAM. México, D. F.
- Blanco, G. y H. Noa, 1978. "Diagnóstico de la Industria para la producción de alcohol etílico". ICIDCA.
- Blanco, G. 1989. "Evaluación integral perspectiva de las alternativas en el uso de las mieles de caña". Junio. Tesis de Candidatura.
- Brindis-Olvera, F. N., Orihuela-García, R. y Durán-de-Bazúa, C. 1993. "Evaluación económica preliminar de una planta anaerobia-aerobia para depurar aguas blancas de la industria papelera". **Informe técnico de proyecto PAP-01-93. UNAM-BMFT-CONACYT-UNEP**, 1150 pags. Pub. PIQA y QA, Facultad de Química, UNAM. México, D.F.
- Briones, M.R. y Rodríguez, B.D. 1988. "Tratamiento del agua residual de la UAM-Iztapalapa con un reactor de lecho (UASB), a nivel laboratorio y planta piloto". **Reporte de servicio social. UAM-I**. México D.F.
- Cabello, A. 1986. "**La industria de los Derivados de la Caña de Azúcar**". Capítulo IV. Ed. Científico-Técnico, La Habana, Cuba.
- Cano, V. 1982. "Infraestructura de agua potable alcantarillado en México". Presentado en Simposio sobre tratamiento y reuso de Aguas Residuales Municipales e Industriales. **Sociedad Mexicana de Ingeniería Sanitaria y Ambiental (SMISA)**, México, D.F.
- Carrondo, M.J.T., Silvia, J.M.C., Figuerira, M.I.I., Ganho, R.M.B., y Oliveira, J.F.S. 1983. "Anaerobic filter treatment of molasses fermentation wastewaters". **Water Sci., Technol.**, Pp. 8-9, 15, 117-126.
- Carvajal, O. y N. La Serna, 1981. "Investigación preliminar sobre elaboración de tableros de partículas a partir de la paja de caña". **Informe Interno**. Dpto. Tableros, ICIDCA, Ciudad de la Habana, Cuba.
- Castro-Villela, J.M.. 1963. "Diseño de tanques sedimentadores". **Tesis de maestría**. Escuela de Ingeniería, ITESM. Monterrey, N.L., México.
- Gálvez, L.O. Marzo, 1979. "Perspectivas de los derivados hasta el año 2000". **Seminario Internacional de los Derivados de la Caña de Azúcar. ICIDCA, GEPLACEA**.
- González, E. 1981. "Utilización energética de la paja de la caña de azúcar". **Informe interno**. Academia de Ciencias de Cuba, Ciudad de la Habana, Cuba.
- González, S., Elias, J. 1989. "Diseño de Biodiscos". **Serie del Instituto de Ingeniería # 520**. Instituto de Ingeniería, UNAM, México, D.F.



- Hernández, M. A. 1990. "**Depuración de aguas residuales**". Ed. Paraninfo. 1a. edición. Madrid, España. J.W.P.C.F. 1988.
- Kuppusamy, I. 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.
- López, P., 1980. "Potencialidad de la caña de azúcar como recurso energético renovable". *Seminario de racionalización de Energía en la Caña de Azúcar. GEPLACEA*. Ciudad de la Habana, Cuba.
- Luna-Pabello, V.M. 1993. *Tesis doctoral*. Facultad de Ciencias, UNAM. México, D.F. México.
- Navia, D.A. 1981. "El aceite de caña y su posible empleo en la terapéutica". **42 Conf. ATAC**.
- Noa, H. 1979. "Economía de la producción de los derivados". *Seminario Internacional de los Derivados de la Caña de Azúcar. ICIDCA, GEPLACEA*. Marzo.
- Noyola, A.; Morgan, J. M y Sámano, J. S. 1993. "Diseño de un sistema de tratamiento y disposición de aguas residuales para cuatro colonias de Coyoacán". *Informe de proyecto 3302*. Instituto de Ingeniería UNAM. México, D. F.
- Obayashi, A., Stensel, H.D. y Kominek, E. 1981. "Anaerobic treatment of high-strength wastes". *CEP*, April, Pp. 68-73.
- Padilla, J. y J. Lois, 1980. "Importancia del aprovechamiento de los residuos ligoceulósicos derivados de la producción de azúcar de caña". *Informe Temático, ICIDCA*, Ciudad de la Habana, Cuba.
- Santiesteban, C. y E. León, 1979. "Análisis de los derivados del furfural en producción en el mundo". *Informe interno*. ICIDCA.
- Santiesteban, C., 1987. "Alternativas de disposición y aprovechamiento de los efluentes de la industria azucarera y de derivados". *Seminario Científico ICIDCA, Mayo, 1986 y Revista sobre los derivados de la caña de azúcar XXI (3)* 40-44.
- Simmonds, B. Ch.1919. "*Alcohol, its production, properties, chemistry, and industrial applications with chapters on methyl alcohol, fusel oil, and spirituous beverages*". McMillan and Co. Ltd., Londres, Inglaterra.
- Stronach, M.S., Rudd, T. y Lester, N.J. 1986. "*Anaerobic digestion process in industrial wastewater treatment*", Ed. Spring-Verlang. Alemania (5). 72.

- Suárez, e., 1970. "Estudio sobre la recolección mecánica de la paja y el cogollo". **34 Conf. ATAC**. La Habana, Cuba.
- Szendrey, L.M. 1982. Pollution and energy managment through the anaerobic aproach. **Ind. Wastes**, 28:31-34.
- Willkie, H.; y Prochaska, J.A. 1943. "**Fundamentals of distillery practice Handbook on the manufacture of ethyl alcohol and destillers feed product from cereals**". Joseph E. Seagram & Sons, Inc. Louisville, Kentucky, EEUUA.
- Zamudio, A. 1993. "Evaluación de una planta prototipo para tratamiento aerobio de aguas residuales industriales empleando un sistema de biodiscos. Caso tipo: Vinazas de un ingenio azucarero/alcoholero". **Tesis profesional**. Facultad de Química, UNAM, México, D. F.
- Zamudio, A.; Luna-Pabello, V. M. y Durán de Bazúa, C. 1993. "Estudio de prefactibilidad de un sistema aerobio (biodiscos) de tratamiento de vinazas de alcohol de caña". **Informe técnico de trabajo, VIN-01-93**. 94p. Pub. Facultad de Química, UNAM, UNEP, BMFT. México, D. F.

## APÉNDICE I

**Resultados de los análisis realizados a las aguas del reactor biológico rotatorio en la planta piloto de tratamiento de aguas residuales de un ingenio azucarero/alcoholero en el estado de Veracruz**

**TABLA 1 Períodos de trabajo RBR**

DÍA CONSECUTIVO	FECHAS	ETAPA
1 al 11	28 agosto al 8 sep.	Supervisión de instalación de la planta
12 al 17	9 al 14 sep.	Adecuación del RBR
18 al 22	15 al 19 sep.	Pruebas
23	20 sep.	Inicio del arranque
23 al 61	20 sep. al 28 oct.	Recirculación e inoculación
62 al 74	29 oct. al 10 nov.	Alimentación adicional de vinaza cruda
74	10 nov.	suspensión de la alimentación de vinaza cruda
74 al 94	11 al 30 nov.	Operación normal
94	30 nov.	Fin de arranque

28 de agosto de 1994=día consecutivo 1

**TABLA 2.a Resultados de los análisis para la caracterización de las vinazas frescas generadas a partir de mieles incristalizables del jugo de caña**

PARÁMETRO	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 (mL/L)	47	50	53	61	49
DQO <sub>t</sub> (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

Continúa TABLA 2.a

PARÁMETRO	6	7	8	9	10	Comp.1.
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 (ml/L)	50	51	45	40	38	47
DQO <sub>t</sub> (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

TABLA 2.b Miel de azúcar de refundición

PARÁMETRO	11	12	13	14	15	16
Temperatura °C	80	78	85	83	77	77
pH	4.7	4.7	4.7	4.8	4.8	4.8
Conductividad (µSiemens)	16700	15070	16200	15910	15590	13,700
Sólidos sedimentables(ml/L)	48	23	23	23	25	23
DQO <sub>t</sub> (mg/L)	132,352	106,784	103,776	102,272	102,272	115,808
Cloruros (mg Cl/L)	3,349	3,249	3,499	3,099	3,249	2,949
Sulfatos (mg/L)	1,254	1,432	1,227	1,168	930	1,564
Fosfatos (mg/L)	600	600	600	600	600	600
S.T.T. (mg/L)	120,830	103,000	106,940	103,950	99,210	119,820
S.T.V. (mg/L)	95,140	80,200	84,420	81,910	76,250	89,840
S.T.F. (mg/L)	25,690	22,800	22,520	22,040	22,960	29,980
S.S.T. (mg/L)	7,120	8,700	8,000	9,800	10,220	8,820
S.S.V. (mg/L)	7,000	7,600	7,400	8,030	9,090	6,880
S.S.F. (mg/L)	120	1,100	600	1,770	1,130	1,940
S.D.T. (mg/L)	113,710	94,300	98,940	94,150	88,990	111,000
S.D.V. (mg/L)	88,140	72,600	77,020	73,880	67,160	82,960
S.D.F. (mg/L)	25,570	21,700	21,920	20,270	21,830	28,040
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	

Continua TABLA 2.b

PARÁMETRO	17	18	19	20	Comp.2
Temperatura °C	86	85	92	85	85
pH	4.9	4.9	4.8	4.9	4.9
Conductividad (µSiemens)	13,540	13,500	13,440	13,600	13,500
Sólidos sedimentables (mL/L)	28	25	26	24	25
DQO <sub>t</sub> (mg/L)	111,296	103,776	96,256	100,768	105,580
Cloruros (mg Cl/L)	2,699	2,699	2,694	2,799	3,449
Sulfatos (mg/L)	2,425	1,110	996	1,004	1,457
Fosfatos (mg/L)	600	600	600	600	600
S.T.T. (mg/L)	105,220	101,060	97,490	98,090	97,000
S.T.V. (mg/L)	85,120	81,410	77,050	77,290	75,790
S.T.F. (mg/L)	20,100	19,650	20,440	20,800	21,210
S.S.T (mg/L)	8,350	7,640	7,620	5,360	10,055
S.S.V. (mg/L)	6,680	6,840	6,090	4,800	6,900
S.S.F. (mg/L)	1,670	800	1,530	560	3,155
S.D.T. (mg/L)	96,870	93,420	89,870	92,730	86,945
S.D.V. (mg/L)	78,440	74,570	70,960	72,490	68,890
S.D.F. (mg/L)	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

TABLA 3. Demanda química de oxígeno (DQO)

S E P T I E M B R E 1 9 9 4					
FECHA	TINA DE ALIMENTACIÓN	EFLUENTE RALLFA	CÁMARA DE ALIMENTACIÓN	SEDIMENTADOR RBR	PORCIENTO DE REMOCIÓN RBR
6		4,957			
12		6,000			
14		6,805			
17		11,132			
19		14,875		346	97.67
21		4,830			
23		10,279	1,854	2,127	79.30
26	4,405	4,709	1,823	1,367	70.97
28	11,053	4,364	2,368	2,132	54.99
30	10,831	4,364	3,974	1,162	62.85

Continúa TABLA 3.

O C T U B R E 1 9 9 4					
FECHA	TINA DE ALIMENTACIÓN	EFLUENTE RALLFA	CÁMARA DE ALIMENTACIÓN	SEDIMENTADOR RBR	PORCIENTO DE REMOCIÓN RBR
3	1,923	3,385	1,477	1,662	50.90
5	7,000	4,143	3,000	2,143	48.27
7	3,470	3,325	1,735	2,087	37.2
10	5,561	3,512	1,288	1,405	59.99
14	6,720	4,000	1,600	1,280	68.00
17	3,077	3,200	1,385	308	90.375
19	9,231	2,154	1,477	1,169	45.72
21	8,154	2,615	1,726	1,662	36.44
24	5,268	2,634	2,751	1,405	46.65
26	9,570	3,038	2,856	1,580	47.99
28	7,500	2,700	1,800	1,080	60.00
31	5,550	3,000	2,175	1,575	47.5
N O V I E M B R E					
2	6873	2,961	5,760	1,683	43.16
4	7,292	3,520	7,148	2,688	23.63
7	7366	4,370	6,280	2,000	54.23
9	7,747	3,585	5,875	1,701	52.55
11	7,292	3,815	5,995	1,600	58.06
14	4,923	4,254	3,923	1,462	65.63
16	8,195	4,829	3,512	1,785	63.03
18	7,630	5,222	4,185	1,896	63.69
21	9,630	3,733	3,437	2,370	36.51
Promedio	3,171	3,176	3,176	1,560	50.80

TABLA 4 Sólidos en todas sus formas

S E P T I E M B R E 1 9 9 4					
FECHA SÓLIDOS	TINA DE ALIMENTACIÓN	EFLUENTE RALLFA	CÁMARA DE ALIMENTACIÓN	SEDIMENTADOR RBR	% REMOCION RBR
20	STT	7050			
	STF	3330			
	STV	3720			
	SST	500			
	SDT	6550			
27	STT	7000	5080	5990	44
	STF	3580	2690	2900	62
	STV	3420	2390	3090	1
	SST	280	336	168	86
	SDT	6720	4744	5822	39

Continua TABLA 4

O C T U B R E 1 9 9 4						
FECHA		TINA DE	EFLUENTE	CÁMARA DE	SEDIMENTADOR	PORCIENTO DE
SÓLIDOS		ALIMENTACIÓN	RALLFA	ALIMENTACIÓN	RBR	REMOCIÓN RBR
1	STT	8080	8380	5620	5470	32
	STF	5920	5780	3830	3130	47
	STV	2960	2580	1790	2340	21
	SST	648	292	552	524	19
	SDT	7432	8088	5068	4946	33
4	STT	8,330	6,540	5,590	5,110	39
	STF	5,990	3,250	2,990	2,760	53
	STV	2,340	3,290	2,600	2,350	-
	SST	1,130	670	710	590	48
	SDT	7,200	5,870	4,480	4,520	37
8	STT	6,450	6,970	4,480	4,350	33
	STF	4,130	4,620	2,530	2,530	39
	STV	2,320	2,350	1,950	1,820	22
	SST	510	2,050	660	890	-
	SDT	5,940	4,920	3,820	3,460	42
11	STT	10,570	6,650	6,270	4,670	56
	STF	8,820	2,510	1,880	1,760	80
	STV	1,750	4,050	4,390	2,910	-
	SST	1,170	830	520	630	46
	SDT	9,400	5,730	1,750	4,040	57
15	STT	8,400	5,680	4,780	4,370	48
	STF	6,150	3,610	3,440	2,580	58
	STV	2,250	2,070	1,340	1,790	20
	SST	880	1,630	420	160	82
	SDT	7,520	4,050	4,360	4,210	44
18	STT					
	STF					
	STV					
	SST	1,090	590	240	250	77
22	STT		6,270	5,750	4,460	29
	STF		3,440	3,340	2,590	25
	STV		2,830	2,410	1,900	33
	SST		600	400	200	67
	SDT		5,670	5,350	4,260	25
25	STT		6,240	5,410	4,980	22
	STF		4,420	3,230	3,010	32
	STV		2,300	2,180	1,970	14
	SST		1,150	620	260	69
	SDT		5,270	4,790	4,620	12

Continua TABLA 4

NOVIEMBRE 1994					
FECHA	SÓLIDOS	EFLUENTE RALLFA	CÁMARA DE ALIMENTACIÓN	SEDIMENTADOR RBR	PORCIENTO DE REMOCIÓN RBR
1	STT	7,470	10,490	5,410	28
	STF	4,610	9,990	3,730	19
	STV	2,880	3,500	1,680	41
	SST	400	750	435	42
	SDT	7,070	1,740	4,975	30
5	STT	9,160	7,070	6,540	29
	STF	3,820	3,360	2,770	27
	STV	5,340	3,710	3,770	29
	SST	840	730	680	19
	SDT	8,320	6,340	5,860	30
8	STT	7,950	7,600	6,290	21
	STF	2,820	3,020	2,330	17
	STV	5,130	4,580	3,960	23
	SST	610	700	590	3
	SDT	7,340	6,900	5,700	22
12	STT	6,190	6,100	4,630	25
	STF	2,360	2,150	960	59
	STV	3,830	3,950	3,670	4
	SST	830	740	430	48
	SDT	5,360	5,360	4,200	22
15	STT	8,790	10,550	5,800	34
	STF	5,720	7,350	3,250	43
	STV	3,070	3,200	2,550	17
	SST	840	760	470	44
	SDT	7,950	9,790	5,330	33
19	STT	17,930	7,200	4,900	73
	STF	8,030	4,230	1,660	79
	STV	9,900	2,970	3,240	67
	SST	12,600	540	580	95
	SDT	5,330	6,660	4,320	19
22	STT	8,710	9,050	6,250	28
	STF	2,930	2,890	1,910	35
	STV	5,780	6,160	4,340	25
	SST	930	1,050	520	44
	SDT	7,780	8,000	5,730	26



TABLA 5 Parámetros que se midieron diariamente

MES DE SEPTIEMBRE A PARTIR DEL 23							
PARÁMETRO	EFLU	CAM. ALIM.	C1	C2	C3	C4	SED
pH	6.69	8.01	8.30	8.39	8.43	8.47	8.33
T(°C)	27	21.5	21	21	20.9	21.2	21
pH	7.01	8.85	8.43	8.62	8.70	8.66	8.9
T(°C)	21	21	20.8	20.5	20.4	20.4	21
pH	6.75	8.60	8.58	8.59	8.59	8.57	8.54
T(°C)	25	23	21.4	21.2	21.1	21.2	21.3
pH	6.70	8.65	8.78	8.85	8.90	8.86	8.70
T(°C)	22	21	21	21	21	21	22
pH	6.49	8.27	8.29	8.37	8.47	8.64	8.53
T(°C)	22.6	22.3	22	22	22	22	22.4
pH	6.71	8.05	8.39	8.47	8.55	8.57	8.53
T(°C)	22	20.5	19	19	19	19	20
pH	6.73	8.60	8.70	8.72	8.62	8.59	8.50
T(°C)	22.4	22.4	19.1	18.9	18.9	19.0	22.6
pH	6.78	7.71	8.27	8.44	8.55	8.65	8.51
T(°C)	23.4	23.2	21.2	20.8	20.5	20.4	23.3

Continua TABLA 5

O C T U B R E							
pH	6.63	8.05	8.54	8.63	8.76	8.79	8.64
T(°C)	23	24	21	21	21	21	24
pH	6.69	8.82	8.71	8.73	8.80	8.79	7.90
T(°C)	19.9	20.3	20	20	20	20	19.5
pH	6.43	8.67	8.75	8.79	8.84	8.81	8.65
T(°C)	24	24	20	20	20	20	24
pH	6.86	7.85	8.59	8.58	8.65	8.48	8.62
T(°C)	23	21	21	21	21	21	21
pH	6.67	7.53	8.20	8.21	8.63	8.85	8.69
T(°C)	23	22	21	21	21	21	21
pH	6.56	8.63	8.63	8.67	8.80	8.81	8.73
T(°C)	22.1	20.5	18.9	18.9	18.8	18.8	20.5
pH	6.71	8.71	8.61	8.70	8.77	8.78	8.77
T(°C)	25	22.1	21	20.9	20.9	20.9	22.4
pH	7.34	8.73	8.53	8.69	8.82	8.81	8.84
T(°C)	25	22	21.5	21.2	21.2	21.2	22
pH	6.79	8.90	8.33	8.73	8.90	8.93	8.91
T(°C)	24	23.5	23.5	23.2	23	23	24
pH	6.81	8.86	8.63	8.75	8.87	8.87	8.89
T(°C)	20.9	19.8	18.1	18	18	18.1	19.6
pH	6.87	7.44	8.42	8.70	8.90	8.92	8.83
T(°C)	19	19	18	17.8	17.5	17.5	18.5
pH	6.94	7.73	8.25	8.50	8.66	8.60	8.70
T(°C)	19.5	19.5	17.3	17	16.8	16.7	19.5
pH	6.78	7.28	8.22	8.57	8.70	8.75	8.65
T(°C)	22.5	22.0	18.1	18	17.9	18.1	22.5
pH	6.66	8.04	8.52	8.63	8.66	8.67	8.65
T(°C)	22.0	20.5	18.9	18.8	18.6	18.5	20.5
pH	6.52	7.74	8.38	8.47	8.56	8.57	8.48
T(°C)	22.7	21.1	19.9	20	20.2	20.2	20.8
pH	6.57	7.25	8.27	8.32	8.40	8.44	8.45
T(°C)	24.7	24.6	21.4	21	21	21	24.6
pH	7.03	8.06	8.35	8.40	8.45	8.47	8.49
T(°C)	26	25	22.5	22.2	22.2	22.1	25
pH	6.61	7.60	8.14	8.32	8.42	8.50	8.54
T(°C)	24.5	23.0	21.7	21.5	21.4	21.3	21.3
pH	6.01	7.62	8.47	8.51	8.54	8.54	8.47
T(°C)	24.5	24.0	22.1	22.8	21.7	21.7	21.7
pH	6.82	7.50	8.05	8.30	8.33	8.35	8.35
T(°C)	23.9	21.0	21.0	20.6	20.4	20.3	20.3
pH	7.42	7.79	8.21	8.40	8.55	8.61	8.63
T(°C)	23.5	21.5	19.8	19.4	19.2	19.1	19.2
pH	6.80	7.34	8.23	8.47	8.61	8.67	8.68
T(°C)	24.3	21.3	18.4	17.9	17.5	17.5	19.65
pH	6.89	7.39	8.20	8.49	8.67	8.75	8.74
T(°C)	24.7	21.9	19.7	19.3	19.1	19.0	19.1
pH	6.93	7.56	8.30	8.60	8.79	8.88	8.11
T(°C)	24.9	22.6	21.2	20.6	20.4	20.3	19.8
pH	6.98	7.51	8.23	8.49	8.74	8.84	8.83
T(°C)	25.5	25.0	20.5	19.8	19.5	19.3	19.6
pH	6.96	7.85	8.33	8.60	8.80	8.89	8.87
T(°C)	22.7	20.1	20.2	19.6	19.3	19.3	19.5
pH	6.91	8.11	8.28	8.42	8.58	8.68	8.68
T(°C)	22.2	18.2	18.9	18.5	18.2	18.0	18.2
pH	6.78	7.82	8.27	8.47	8.62	8.70	8.70
T(°C)	22.6	19.7	20.2	19.7	19.4	19.3	19.2
pH	6.85	7.69	8.26	8.43	8.59	8.67	8.68
T(°C)	20.4	19.1	19.7	19.1	18.9	18.7	18.8
pH	6.72	7.74	8.25	8.43	8.60	8.70	8.70
T(°C)	19.1	19.2	19.8	19.7	19.1	19.0	19.0
pH	6.48	7.53	8.00	8.18	8.34	8.45	8.44
T(°C)	21.8	19.5	20.0	19.6	19.4	19.2	19.4

Continua TABLA 5

NOVIEMBRE HASTA EL 22							
pH	6.84	7.60	8.21	8.35	8.50	8.64	8.64
T(°C)	20.6	20.4	21.1	20.8	0.6	20.7	20.5
pH	7.04	7.60	8.23	8.33	8.39	8.55	8.57
T(°C)	18.3	17.9	18.7	18.3	18.1	17.9	18.0
pH	6.74	7.86	8.25	8.33	8.39	8.51	8.50
T(°C)	22.7	21.0	20.5	20.1	20.0	19.8	21.6
pH	6.71	7.66	8.21	8.36	8.43	8.55	8.55
T(°C)	23.4	20.1	20.2	19.9	19.7	19.6	19.7
pH	6.69	7.68	8.20	8.34	8.46	8.51	8.50
T(°C)	24.1	20.9	21.2	20.9	250.6	20.5	21.0
pH	6.63	7.47	8.11	8.33	8.43	8.50	8.49
T(°C)	22.6	21.7	21.3	21.0	20.7	20.6	20.7
pH	6.83	7.39	7.98	8.25	8.42	8.50	8.49
T(°C)	22.1	20.4	20.2	19.9	19.7	19.4	9.4
pH	6.84	7.63	8.12	8.33	8.50	8.53	8.51
T(°C)	22.4	19.8	19.3	18.7	18.4	18.2	18.4
pH	6.88	7.54	8.28	8.56	8.62	8.63	8.60
T(°C)	23.0	19.0	19.6	19.2	18.7	18.6	18.8
pH	6.90	7.34	8.12	8.55	8.65	8.72	8.60
T(°C)	21.2	19.7	19.8	20.0	19.0	18.9	19.0
pH	6.76	7.20	8.04	8.30	8.55	4.58	8.56
T(°C)	21.1	18.5	19.0	18.5	18.1	17.9	18.0
pH	6.81	7.29	8.15	8.32	8.57	8.64	8.61
T(°C)	24.0	19.8	19.5	19.0	18.7	18.4	18.6
pH	6.93	7.38	8.27	8.37	8.60	8.65	8.64
T(°C)	21	18.6	19.4	19.0	18.7	18.6	18.8
pH	6.87	7.22	8.16	8.42	8.54	8.55	8.56
T(°C)	19.9	18.1	18.8	18.5	18.2	17.9	18.1
pH	6.82	7.39	8.22	8.42	8.55	8.52	8.52
T(°C)	20.2	19.1	18.3	18.0	17.8	17.4	18.7
pH	6.71	7.18	8.12	8.36	8.50	8.44	8.43
T(°C)	19.3	19.0	19.1	18.9	18.4	18.4	19.1
pH	6.73	7.33	8.20	8.46	8.56	8.49	8.54
T(°C)	19.3	19.2	19.9	19.6	19.3	19.1	19.2
pH	6.70	7.30	8.20	8.48	8.58	8.48	8.45
T(°C)	18.8	18.8	17.8	17.7	17.5	17.2	18.9
pH	6.93	7.33	8.22	8.44	8.53	8.45	8.44
T(°C)	21.1	18.5	18.1	19.9	17.2	17.1	17.2
pH	6.94	7.60	8.27	8.55	8.61	8.56	8.50
T(°C)	21.1	18.5	17.8	17.4	16.7	16.6	16.9
pH	6.54	7.09	7.93	8.18	8.26	8.21	8.17
T(°C)	21.1	18.5	17.5	17.1	16.4	16.3	16.5
pH	6.90	7.50	8.29	8.48	8.55	8.52	8.49
T(°C)	24.0	22.2	20.8	20.2	19.8	19.6	19.6

**TABLA 6 Iones cloruros y sulfatos en mg/L**

FECHA	CLORUROS			SULFATOS		
	EFLU	CAM. ALIM.	SED.	EFLU	CAM. ALIM.	SED.
20-OCT	228	257	223	78	115	70
23-OCT	213	223	237	-	-	-
27-OCT	218	242	525	91	66	99
03-NOV	257	282	302	115	259	198
06-NOV	228	272	312	-	-	-
10-NOV	237	272	272	272	-	226
13-NOV	208	233	287	-	-	-

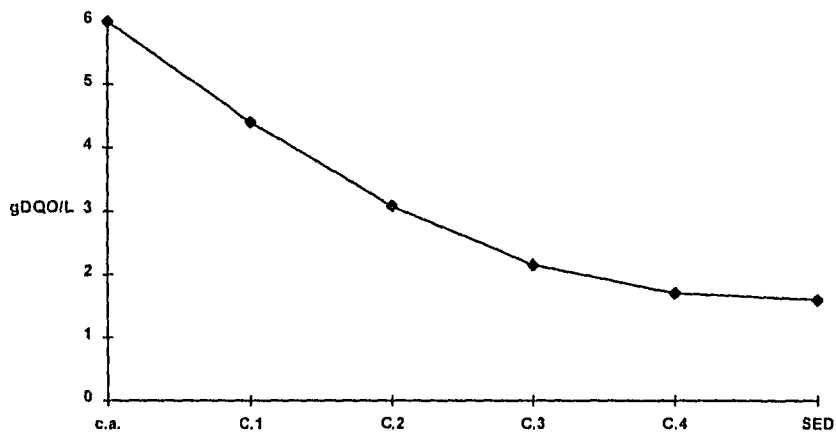
**TABLA 7 DBO (mg/L)**

FECHA	DILACIÓN	CÁMARA DE ALIMENTACIÓN	SEDIMENTADOR	EFLUENTE
28-SEP	(1:1000)	--	--	2,900
30-SEP	(1:250)	250	1,275	--
10-OCT	(1:50)	133	88	--
17-OCT	(1:50)	--	221	--
	(1:25)	--	107	--
21-OCT	(1:50)	294	233	--
	(1:42.857)	--	235	--

En la tabla 8 puede notarse que cuando se le alimentó vinaza diluida al 50%, al proporcionar una mayor proporción de materia orgánica biodegradable, el comportamiento del RBR fue mejor. Esto se reflejó en la formación de la película sobre los discos, ya que al inicio del arranque, cuando se alimentó solamente el efluente del RALLFA, ésta sólo se formó en la primera cámara (en el primer paquete de discos) y en la segunda solo se tenía una película muy delgada de microorganismos y cuando se le adicionó la vinaza cruda la capa se formó bien en las dos primeras cámaras, en la tercera ya se tenía una película delgada y en la cuarta se comenzaba a formar. Esto significa que cuando la planta piloto completa opere con vinazas crudas (con la alcoholera en operación) se espera una mejor formación de biopelícula en todas las cámaras y una eficiencia depurativa adecuada.

**TABLA 8** Tabla comparativa del comportamiento de la DQO en el RBR a diferentes condiciones de operación

CÁMARA	D Q O		% DE REMOCIÓN	
	RALLFA	RALLFA MÁS VINAZA AL 50%	PROMEDIO RALLFA	RALLFA MÁS VINAZA AL 50%
de alimentación	3170	5995	18.32	36.38
uno	2881	4396	39.32	31.38
dos	2248	3077	20.43	19.63
tres	1918	2154	7.24	8.30
cuatro	1801	1705	14.86	4.30
sedimentador	1560	1600	50.85	73.31



**Comportamiento de la DQO en el reactor de biodiscos (alimentada con vinaza diluida al 50% y neutralizada)**

## APÉNDICE II

### FUNDAMENTOS FISICOQUÍMICOS

Pruebas químicas

DQO

#### Método volumétrico de oxígeno con dicromato de potasio (Reflujo cerrado, micrométodo)

##### Fundamento

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

##### Interferencias

Las sustancias inorgánicas como los iones ferroso ( $\text{Fe}^{++}$ ), sulfato ( $\text{SO}_4^-$ ), sulfitos ( $\text{SO}_3^-$ ) y tiosulfatos ( $\text{S}_2\text{O}_3^-$ ) se oxidan bajo ciertas condiciones y crean una DQO inorgánica, la cual interfiere cuando se estima el contenido de material potencialmente contaminante del agua residual.

El ion cloruro ( $\text{Cl}^-$ ) también interfiere, pero se elimina al agregar el sulfato mercuríco  $\text{Hg}_2\text{SO}_4$ .

**Nota:** Mediante esta prueba no es posible conocer el tipo de compuestos orgánicos presentes, ni diferenciar entre materia biodegradable y sustancias tóxicas, por lo cual sólo constituye un análisis global para la determinación del material orgánico total presente en una muestra de agua residual.

##### Reactivos

- Solución acuosa de dicromato de potasio 0.25 N
- Sulfato de plata (cristales)
- Solución de sulfato de plata en ácido sulfúrico

Esta se prepara: disolviendo 22g de sulfato de plata en 4kg de ácido sulfúrico. La solución debe protegerse de la luz.

- Ácido sulfúrico concentrado

- Solución de sulfato ferroso amoniacal para valoración en una concentración aproximada de 0.05 N
- Sulfato mercúrico

### **Material**

- Tubos de borosilicato de calcio con tapón roscado de baquelita y sello de teflón
- Gradilla metálica para los tubos
- Estufa a 150° C
- Bureta de 50 ml
- Soporte universal con pinzas para bureta
- Matraz Erlenmeyer de 50 ml

### **Procedimiento**

- Colocar 5mL de muestra o de una dilución adecuada en el tubo de borsilicato con pipeta volumétrica.
- Colocar en dos tubos 5mL de agua destilada en cada uno para utilizarlos como blanco: un blanco frío y un blanco caliente.
- Añadir a cada uno de los tubos 3mL de la solución de dicromato de potasio
- Adicionar 7mL de la solución de ácido sulfúrico con plata a cada uno de los tubos
- Adicionar a los tubos .1g de sulfato mercúrico (para evitar interferencias de los iones cloro)
- Tapar los tubos y se voltean para verificar que no tengan fugas y hornogenizarlos
- Meter a la estufa (previamente calentada a 150° C) durante 2 horas (reflujo cerrado)

Pasadas las 2 horas ya se termino el reflujo. Se retiran de la estufa, se dejan enfriar al chorro de agua y el dicromato restante se valora de la siguiente manera:

- Destapar el tubo y se vierte su contenido al matraz Erlenmeyer de 50mL
- Lavar el tubo con 5mL de agua destilada y se vierte en el matraz
- Agregar al matraz 3 gotas de ferroina como indicador y
- Titular con Sulfato ferroso amoniacal 0.05N. El punto final de la valoración (titulación ) es el vire del indicador de azul verdoso a pardo rojizo.

Para la obtención de los resultados se emplea la fórmula :

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

donde:

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

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

N = la normalidad del sulfato ferroso amoniacal.

f = fracción volumétrica decimal de la muestra inicial en la solución de la cual se tomó la alícuota de 5 mL para la determinación.

Normalidad del sulfato ferroso amoniacal (FAS) :

En el matraz colocar :

- 10mL de dicromato de potasio 0.5N

## **Sólidos Método volumétrico**

### **1. Sólidos totales (ST)**

Se limpian las cápsulas de porcelana de toda la materia adherida a ellas, se colocan dentro de la mufla durante 2 horas a una temperatura de 550° C para eliminar la humedad o alguna sustancia extraña. Pasadas las 2 horas. Se transfieren a la estufa caliente a 103° C y se dejan allí durante 15 minutos y luego al desecador durante 15 minutos, después se pesan en balanza analítica (peso A).

Utilizando una pipeta volumétrica se les agrega a las cápsulas muestras homogéneas del la muestra. Se colocan las cápsulas dentro de la estufa calentada previamente a 103°C por un mínimo de 6 horas (hasta que se haya evaporado todo el líquido). Las cápsulas se enfrían durante 15 minutos en un desecador para después ser pesados (peso B). La diferencia de los pesos de las cápsulas (con muestra y sin muestra), da la cantidad de materia sólida total contenida en ésta. Con la siguiente fórmula se calculan los sólidos totales.

Donde:

ST = sólidos totales (mg/L)

B = peso de la cápsula con la muestra desecada (g)

A = peso de la cápsula vacía (g)

V = volumen de la muestra colocada en el crisol (mL)



## 2. Sólidos totales fijos (STF)

Una vez el peso B las cápsulas se introducen a la mufla calentada a 550°C durante 30-60 minutos, se enfrían en una estufa a 103°C durante 15 minutos y después en un desecador durante 15 minutos y se pesan (peso C). Con la siguiente fórmula se calcula los sólidos totales fijos:

$$STF = \frac{(C-A) \times 1000}{V}$$

Donde:

STF = Sólidos totales fijos (mg/L)

C = peso del crisol con la muestra calcinada (g)

A = peso de la cápsula vacía

## 3. Sólidos totales volátiles (STV)

Se obtienen de la diferencia de los sólidos totales menos los sólidos totales fijos

$$STV = ST - STF \text{ en mg/L}$$

### Alcalinidad Método potenciométrico a pH 5.75 y 3.5

La alcalinidad de las aguas naturales es debida principalmente a sales de ácidos débiles, contribuyendo también las bases débiles y fuertes. Los bicarbonatos representan la principal forma, siendo formado por la acción del CO<sub>2</sub> sobre materiales básicos en el suelo. Aunque son muchos los materiales que pueden contribuir a la alcalinidad en las aguas naturales o tratadas, se debe principalmente los hidróxidos, carbonatos y bicarbonatos presentes.

Las aguas altamente alcalinas no son aceptables para el abastecimiento público, teniendo que ser sometidas a tratamiento para su uso. La alcalinidad total se determina por métodos volumétricos usando como indicador Fenolftaleína y el pH se puede medir bien, sea colorimétricamente o potenciométricamente.

PARÁMETROS BIOLÓGICO  
Prueba química  
Demanda bioquímica de oxígeno en 5 días a 20°C

**Fundamento**

Este método se basa en estimar la cantidad de oxígeno que requieren los microorganismos para efectuar la oxidación de la materia orgánica presente en aguas naturales y residuales. El consumo de oxígeno disuelto, a partir de la respiración microbiana, constituye una medida indirecta de la cantidad de materia prima biodegradable. El oxígeno requerido se determina a partir de la diferencia entre el oxígeno disuelto al inicio de la prueba (previa inoculación de la muestra) y el oxígeno disuelto remanente al cabo de 5 días de incubación a 20°C (DBO<sub>5</sub>, de acuerdo con o establecido con APHA, 1981). El tiempo y la temperatura de incubación, son parámetros fijos, convencionalmente establecidos a nivel internacional, que permite establecer comparaciones confiables. En el criterio anterior, se supone que a 20°C, es la temperatura media idónea para la actividad de los microorganismos, y 5 días, el tiempo aproximado para que realice la biodegradación aproximadamente del 70% (en aguas residual de uso doméstico) del material orgánico disuelto biodegradable (libre de tóxicos). Esta valoración de contaminantes fue adoptada como parámetro de calidad por la Norma Oficial Mexicana.

**Interferencias**

Interfieren con la determinación de DBO, la acidez o alcalinidad presentes en las agua, el cloro residual, una sobresaturación de oxígeno disuelto, la presencia de sustancias tóxicas para los microorganismos y los procesos de nitrificación.

Estas interferencias pueden removerse si se le da un pretratamiento adecuado a la muestra.

**Nota:** La extrapolación de los resultados de DBO<sub>5</sub>, a cuerpos de agua es altamente cuestionable debido a que el ambiente en el laboratorio no reproduce las condiciones naturales como temperatura, luz solar, poblaciones biológicas, movimientos del agua y concentración de oxígeno.

En la determinación de DBO<sub>5</sub>, se utilizó el siguiente método:

**Procedimiento**

1. Neutralizar las muestras a un pH entre 6.5 a 7.5 con solución ácida de ácido sulfúrico o alcalina con hidróxido de sodio según sea el caso. Utilizando un potenciómetro, o el indicador de azul de bromotimol.

2. Colocar un mismo volumen de muestra en dos frascos de DBO: Este volumen depende del tipo de agua del que se trate la muestra, es decir, si tiene mayor cantidad de materiales suspendidos se agrega un volumen mayor de agua y viceversa
3. Llenar los frascos lentamente con el agua de dilución haciendo que el agua resbale por las paredes de cada de cada frasco cuidando de no introducir burbujas de aire.
4. Tapar los frascos con cuidado
5. Llevar uno de ellos a incubar durante cinco días a una temperatura de 20° C, en la oscuridad y sellar el frasco con agua destilada.
6. Al otro frasco medir el oxígeno disuelto de la siguiente manera
7. Adicionar al frasco 1ml. de sulfato manganoso y 2mL de alcali-ioduro-azida
8. Tapar el frasco y agitar vigorosamente
9. Dejar reposar para que sedimente el precipitado
10. Agregar 2mL de ácido sulfúrico concentrado
11. Tapar el frasco, agitar vigorosamente y dejar reposar
12. Tomar 100 mL de líquido del frasco utilizando una pipeta volumétrica y transferir a un matraz Elenmeyer de 250mL
13. Agregar unas gotas de solución de almidón
14. Titular con tiosulfato de sodio hasta el vire de azul a incoloro
15. Determinar el oxígeno disuelto al segundo frasco después de los cinco días siguiendo el mismo procedimiento.

### Cálculos

$$\text{mg/L de OD} = \frac{\text{mL de tiosulfato gastados} \times N \times 8,000}{\text{mL de muestra}}$$

donde:

N = normalidad del tiosulfato de sodio

$$\text{mg/L DBO}_5 = (\text{mg / L OD}_i) - (\text{mg / L OD}_5) / \% \text{ dilución expresado en decimales.}$$

## Determinación de cloruros Método argentométrico

### Principio

Es una solución neutra o ligeramente alcalina, el  $K_2CrO_4$  puede indicar el punto final de la titulación de  $Cl^-$  con  $AgNO_3$ , precipita  $AgCl$  cuantitativamente antes de formarse el cromato de plata rojo.

### Interferencias

No interfieren las sustancias en las cantidades encontradas normalmente en le agua potable. El  $Br^-$ , y el  $CN^-$ , se registran como las concentraciones de equivalentes de  $Cl^-$ . Los iones sulfuro, tiosulfatos y sulfito interfieren, pero se pueden eliminar con un tratamiento de peróxido de hidrógeno. El ortofosfato por encima de 25mg/L interfiere por fosfatos, fosfatos como  $Ag_3PO_4$ : El hierro por encima de 10mg/L interfiere por enmascaran el punto final.

### Material

- Matraz Erlenmeyer de 250mL
- Bureta de 50mL

### Reactivos

- Solución indicadora de  $K_2CrO_4$
- Titulante de nitrato de plata patrón 0.0141 N
- Cloruro de sodio patrón
- Reactivos especiales para eliminar interferencias
  - Suspensión de  $Al(OH)_3$
  - Hidróxido de sodio,  $NaOH$  1N
  - Ácido sulfúrico,  $H_2SO_4$  1N
  - Peróxido de hidrógeno,  $H_2O_2$ , 300x100.

### Procedimiento

— Preparación de la muestra :

Utilizando una muestra de 100mL o una porción adecuada diluida a 100mL.  
Si la muestra tiene mucho color, adicionar 3mL de suspensión de  $Al(OH)_3$ , mezclar dejar sedimentar y filtrar.

Si hay sulfuros, sulfito o tiosulfato, añadir 1 mL de H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> y agitar durante un minuto.

#### — Titulación

Valorar directamente las muestras con pH=7 y 10 ajustando con NaOH o H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, si no estuviera en esa zona. Añadir 1.0 mL de solución indicadora de K<sub>2</sub>CrO<sub>4</sub>. Titular con AgNO<sub>3</sub> titulante patrón hasta en punto final amarillo rosado, con un criterio constante al punto final.

Estandarizar el nitrato de plata titulante y establecer el valor del blanco de reactivos por el método de titulación descrito anteriormente. Lo usual es n blanco de 0.2 0.3 mL.

#### Cálculos

$$\text{mg Cl-/L} = \frac{(A-B) \cdot N \cdot 35.450}{\text{mL de muestra}}$$

Donde:

A= mL valorados para la muestra

B= mL valorados para el blanco

N= normalidad del nitrato de plata

### Determinación de sulfatos Método gravimétrico con combustión de residuos

#### Principio

El sulfato precipita en una solución de ácido clorhídrico (HCl) como sulfato de bario (BaSO<sub>4</sub>) por adición de cloruro de bario (BaCl<sub>2</sub>).

La precipitación se realiza cerca de la temperatura de ebullición y tras un período de digestión, el precipitado se filtra, se lava con agua hasta eliminar los cloruros, se somete a combustión o seca y se pesa como sulfato de bario (BaSO<sub>4</sub>).

#### Interferencia

La determinación gravimétrica de sulfatos está sujeta a muchos errores, tanto positivos como negativos. En aguas potables es baja, pueden tener una importancia mínima.

- Interferencias que producen resultados elevados: la materia en suspensión, sílice,  $\text{BaCl}_2$  precipitante, nitratos, sulfatos y licor madre excluido en el precipitado son los factores principales de errores positivos. La materia suspendida puede estar presente tanto en la muestra como en la solución precipitante; los silicatos solubles pueden hacerse insolubles y los sulfitos pueden ser oxidados a sulfatos durante el análisis. El nitrato de bario, cloruro de bario y agua son ocluidos en parte con sulfato de bario, aunque el agua es excluida si la temperatura de combustión es suficientemente alta.
- Interferencias que producen resultados bajos: los sulfatos de metales alcalinos suelen dar resultados bajos, especialmente los sulfatos alcalinos hidrogenados, la oclusión de sulfatos alcalinos con sulfato de bario ( $\text{BaSO}_4$ ) da lugar a a sustitución de un elemento de peso atómico menor que el bario en el precipitado. Los sulfatos hidrogenados de metales alcalinos actúan de forma parecida y además se descomponen al calentarlos.

Los metales pesados, como cromo y hierro, producen resultados bajos por interferir con la precipitación completa de sulfato y por formar sulfatos de metales pesados. El sulfato de bario tiene solubilidad escasa, pero significativa, que aumenta en presencia de ácido. Aunque es necesario un medio ácido para evitar la precipitación de carbonato y fosfato de bario, es importante limitar su concentración que reducir al mínimo el efecto de solución.

### Material

- Baño de vapor
- Horno de secado provisto de control termostático
- Muffa con indicador de temperatura
- Balanza analítica
- Filtro; utilícese uno de los siguientes:
  - 1) papel filtro, lavado al ácido, sin cenizas, de acabado duro, con suficiente retención para precipitados finos.
  - 2) filtro de membrana, con tamaño de poro alrededor de  $0.45\mu\text{m}$ .
- Aparato de filtración

### Reactivos

- Solución indicadora rojo de metilo
- Solución ácido clorhídrico 1:1
- Solución de cloruro de bario
- Reactivo de nitrato de plata-ácido nítrico
- Silicona líquida

### Procedimiento

- √ *Precipitación de sulfato de bario:* ajustar el volumen de la muestra clarificada para que contenga aproximadamente 50 mg de sulfato en un volumen de 250mL. Pueden tolerar concentraciones menores de sulfato, cuando sea imposible concentrar la muestra al nivel óptimo, pero en esos casos límitese el volumen total a 150mL. Ajustar el pH con HCl a 4.5-5.0 utilizando un medidor de pH. Calentar a ebullición y añadir lentamente, con agitación, solución templada de cloruro de bario hasta precipitación completa; añadir 2mL de exceso. Si el precipitado es pequeño, añadir un total de 5mL de solución de cloruro de bario. Digerir el precipitado a 80-90°C, preferiblemente toda una noche pero no menos de 2 horas.
- √ *Filtración y pesada:* mezclar una pequeña cantidad de pulpa de papel filtro sin cenizas con el sulfato de bario, transfiriéndose cuantitativamente a un filtro y filtrarse a temperatura ambiente. La pulpa ayuda a la filtración y reduce la tendencia del precipitado a deslizarse. Lávese el precipitado con pequeñas porciones de agua destilada templada hasta que los lavados estén libres de cloruros comprobado mediante pruebas con reactivos de nitrato de plata-ácido nítrico.
- √ Poner el filtro y el precipitado en un crisol tarado y llévese a ignición a 800°C durante 1 hora. no dejar que se inflame el papel de filtro. Enfriese en un desecador y pésese.

### Cálculos

$$\text{mg SO}_4/\text{L} = \frac{\text{mg Ba SO}_4 \times 411.6}{\text{mL muestra}}$$

## APÉNDICE III

### Normatividad Infraestructura para la aplicación de descargas

#### a) Procedimiento de cálculo para la determinación del importe del derecho.

La determinación del importe del derecho es responsabilidad del contribuyente. Sin embargo, la Subdirección General de Planeación y Finanzas podrá asistir al contribuyente en la determinación de este importe, de acuerdo con lo señalado a continuación, donde se especifica el procedimiento de cálculo de las diversas alternativas que contempla la Ley (arts. 278, 279, 280 y 281-IV-f).

El derecho de descargas contempla tres posibles alternativas para determinar el importe de este derecho federal. Dichas alternativas están en función de las siguientes variables:

- 1) Volumen total de agua residual descargada por los diferentes tipos de personas físicas o morales.
- 2) Grado de contaminación de las aguas residuales medido a través de las concentraciones de demanda química de oxígeno (DQO) y sólidos suspendidos totales (SST).
- 3) Zona de disponibilidad en donde se encuentre ubicada la descarga del contribuyente.
- 4) Tipo de contribuyente

#### b) Caso general

La primera alternativa, contenida en el derecho de descargas, es el caso general que puede presentarse para un usuario que descargue un volumen mensual de agua mayor a 3,000 m<sup>3</sup>.

En caso de no cumplirse los parámetros posibles de DQO y SST, establece en las normas técnicas ecológicas, en las condiciones particulares de descarga ó los parámetros señalados por la fracción II del artículo 282, entonces, de acuerdo con lo establecido en el artículo 278, el derecho federal a pagar trimestralmente se determinará, para cada mes de ese trimestre, con la siguiente ecuación:

$$I = aV + bA + cB \dots \dots \dots (A)$$

donde:

I = Importe mensual del derecho

a = Cuota por m<sup>3</sup> de agua residual descargada, en \$/m<sup>3</sup>, según la zona de disponibilidad

b = Cuota por kg de DQO, en \$/kg

c = Masa por kg de SST, en \$/kg



A = Masa mensual gravable de contaminante correspondiente a la demanda química de oxígeno (DQO), en kg

B = Masa mensual gravable de contaminante correspondiente a los sólidos suspendidos totales (SST), en kg

V = Volumen total de agua residual descargada en un mes, en m<sup>3</sup>.

El valor de los parámetros a, b y c, dependen de la zona de disponibilidad en donde se encuentre ubicada la descarga de aguas residuales. En el artículo 278 de la ley Federal de Derechos, se encuentran los valores de éstos para las cuatro zonas de disponibilidad.

**TABLA 1 Valores de los parámetros a, b y c por zonas de disponibilidad**

ZONAS	a (\$/m <sup>3</sup> )	b (\$/kg deDQO)	c (\$/kg de SST)
zona 1	400	260	460
zona 2	100	65	115
zona 3	40	26	46
zona 4	20	13	23