

*Universidad de Matanzas*  
*“Camilo Cienfuegos”*

*Facultad de Ingenierías Química y Mecánica*

*Departamento de Química e Ingeniería Química*



*Trabajo de Diploma*

*Título: Propuesta de tratamiento al residual líquido de la destilería Jesús Rabí*

*Autor: Denise Antonieta Soares Fernandes*

*Tutores: Dra. Juna Zoila Junco Horta*

*MSc. Damarys González Rodríguez*

*Matanzas, 2010*

## *Dedicatoria*

*Es un honor para mí el poder dedicar este trabajo que es la culminación de mi propósito como estudiante a mi madre María Antonieta Soares Fernandes y a mi padre Félix Pereira Fernandes porque a pesar de la distancia que nos separa, siempre estuvieron conmigo apoyándome, depositándome su confianza, brindándome su sabiduría, en el surgimiento de cada etapa de mi vida. Dos personas con una historia de lucha y de amor que me enorgullece, y que ahora me ayudan a construir la mía.*

## *Agradecimientos*

*Al Señor Todo Poderoso que gracias a Él y su amor incondicional y a su voluntad hoy soy lo que soy.*

*Al Gobierno de Cabo Verde y a la Revolución Cubana por brindarme la oportunidad de estudiar, de conocer, de disfrutar y de aprender todo lo que sé todos estos años, facilitando así que hoy se haga realidad este sueño.*

*A mis padres por todo su apoyo, cariño y constante preocupación hacia mí durante todo ese tiempo.*

*A mis hermanos Denis, Paty, Nelson y Patrick, que amo mucho que aunque lejos seguimos unidos, por su afecto y sincera amistad y por ser la fuerza motriz de mi vida.*

*A todos mis primos, abuelos, tías y tíos, principalmente a tío Beto (Cota) por contribuir en mi formación y por la constante preocupación.*

*Al colectivo de Profesores que con amor y entrega nos han dado lo mejor de sí; también al maravilloso grupo de estudiantes con el cual he compartido.*

*A mis tutores Dr. Juana Zoila Junco Horta y MSc. Damarys González Rodríguez por todo lo que aprendí con ellos, por su atención, dedicación y ayuda durante todo este tiempo.*

*A profesora Lurdes, Mario YLL (Mayto), Milagro, Orozco, Ena y a Marisel, por todo el apoyo y atención durante la etapa más importante de mi vida.*

*Al colectivo de trabajadores del Instituto de Investigaciones de los Derivados de la Caña de Azúcar ICIDCA, principalmente al Ing. Francisco Diez Torres por su sincera colaboración.*

*Autor: Denise Antonieta Soares Fernandes*

*A los trabajadores de Jesús Rabí, en especial a Anaibis y su familia por dedicar parte de su valioso tiempo y compartiendo conmigo sus ideas.*

*A Fillipus, por su amor verdadero que gracias a eso conseguí seguir adelante y realizar un sueño que vengo luchando hace años.*

*As mis amigas Mónica, Carmen, Samira, Dinora, Equitania, Mara, Isabel, Ana, Tchuda, Cintia, Admilsa y Doly por su amistad y confianza y por todos los momentos compartidos....*

*A Antão, Lycinia, Carlos, Helio, Ulises, Rosaría, Jandira, que gracias al apoyo de uno al otro hoy logramos el sueño de todo.*

*A Admir, a pesar de disgustos y peleas, siempre con una sonrisa alivianaba cada situación difícil, haciendo más gratos los momentos de estudio y trabajo.*

*Por último no menos importante, a Jorge y su familia por brindarme la comodidad de su casa y por aceptarme con un miembro de familia.*

*Alcanzar esta meta sólo ha sido posible gracias al esfuerzo de todos aquellos que de una forma u otra han estado muy cerca de mí.*

*A todos muchas gracias.*

*El autor*



## *Pensamiento*

*“... utilícese toda la ciencia necesaria para un desarrollo sostenido, sin contaminación. Páguese la deuda ecológica y no la deuda externa.*

*Desaparezca el hambre y no el hombre”.*

*Fidel Castro Ruz.  
Cumbre de Río, 1992*

## *DECLARACIÓN DE AUTORIDAD*

*Declaro que soy el único autor de este Trabajo de Diploma y como tal autorizo a la Universidad de Matanzas “Camilo Cienfuegos” y la empresa azucarera “Jesús Rabí” a hacer uso del mismo.*

---

*Denise Antonieta Soares de Carvalho Fernandes*

# *NOTA DE ACEPTACION*

---

---

---

---

---

---

---

---

---

---

---

Presidente

---

Secretario

---

Oponente

Matanzas, \_\_\_\_ de \_\_\_\_\_ de \_\_\_\_\_.

**Resumen**

Esta investigación se realizó en la destilería Jesús Rabí del municipio Calimete, provincia de Matanzas con el objetivo de minimizar la contaminación ambiental producida por el vertimiento de las aguas residuales de la destilería. Para dar solución a esta problemática se realizó la caracterización físico-química del residual líquido. Se efectuó la selección y propuesta del sistema de tratamiento sobre la base de criterios técnicos, económicos, ecológicos y sociales, adquiridos a partir del análisis bibliográfico más actualizado, donde se seleccionó el método de diseño del digestor anaeróbico de flujo ascendente con lechos de lodo (UASB). El reactor tiene un volumen de  $3333,33\text{m}^3$ , con recirculación de efluente 1:1, una altura de 6 m y un área de  $555,55\text{m}^2$ . El material seleccionado para la construcción del mismo debe ser de hormigón, las tuberías de admisión deben ser preferentemente de polietileno (PE) o *polyvinyl chloride* (PVC). Para determinar la factibilidad de la implantación de este reactor se realizó un análisis económico en donde se determinó un costo de inversión de \$ 541711,1707. El VAN es igual a 39960985 para un plazo de recuperación de la inversión de menos de un años. Estos valores garantizan la rentabilidad de su implantación para un interés de 10%.



**Summary**

The present research has been carried out at the distillery of Jesús Rabí in the municipality of Calimete (Matanzas), in order to reduce environmental pollution generated by the residual liquids from that distillery. For the solving of this problematic a physical-chemical characterization of the liquid has been made. The treatment system has been selected and proposed basing on technical, economical, ecological, and social criteria obtained from the analysis of the most updated bibliography whereby we selected the designing method for the anaerobic digester having an ascending rate with mud bottoms (UASB). The reactor's volume is 3333, 33m<sup>3</sup> with an 1:1 effluent recirculation, a 6m high and a 555,55m<sup>2</sup>. Concrete should be the selected material for the reactor's construction. The reception pipes should be made of polyethylene (PE) or polyvinyl chloride (PVC). In order to determine the possibilities of implanting the reactor, an economical analysis has been made, which showed an investment cost of \$ 541711, 1707. The VAN is 39960985 for the investment recuperation term of less than a year. These values assure the profitability of its implantation for 10% interest rate.

<b>INDICE</b>	<b>Páginas</b>
<b>Resumen</b>	
<b>Introducción</b>	1
<b>Capítulo I: Revisión Bibliográfica.</b>	4
1.1 Residuales líquidos	4
1.2 Aguas residuales de la industria azucarera y sus derivados	5
1.2.1 Características de las aguas residuales de las fábricas azucareras	6
1.2.2 Características de las aguas residuales de las destilerías	7
1.3 Impacto ambiental generado por las aguas residuales de la industria azucarera y sus derivados	7
1.4 Norma del vertimiento de las aguas residuales	9
1.5 Sistemas de tratamientos de residuales líquidos	10
1.5.1 Tratamientos y/o usos más frecuentes de las vinazas	14
1.5.1.1 Lagunas de estabilización	15
1.5.1.2 Fertirriego	16
1.5.1.3 Digestión anaerobia	17
1.5.1.3.1 Factores que inciden en el proceso de la digestión anaerobia	20
1.5.1.3.2 Reactores o sistemas anaeróbicos	23
1.5.1.3.3 Métodos de diseño de reactores anaeróbicos	24
1.6 Aspectos económicos del tratamiento de aguas residuales	27
Conclusiones Parciales	28
<b>Capítulo II. Metodología de la investigación</b>	29
2.1 Características de la instalación objeto de estudio y ubicación geográfica	30
2.2 Análisis documental e intercambio con especialistas sobre el tema	31
2.3. Análisis físico-químico y bacteriológico del residual líquido	31
2.3.1 Aforo	32
2.3.2 Muestreo	32
2.3.3 Análisis físicos y químicos de los efluentes líquidos del sistema de estudio (vinazas)	33
2.4 Determinación del flujo residual (vinazas)	34
2.5 Cálculo de la carga contaminante	34
2.6 Determinación de la biodegradabilidad del residual líquido	35
2.7 Potencialidades de producción de biogás	35

2.8 Selección del tratamiento anaeróbico (reactor) adecuado para las vinazas	36
2.9 Método de diseño de UASB	36
2.9.1 Procedimiento de diseño de reactor UASB	37
2.10 Material de construcción de reactor UASB	42
<b>Capítulo III Análisis y discusión de los resultados</b>	<b>43</b>
3.1 Análisis de los resultados físicos-químicos y bacteriológicos del residual de la industria azucarera Jesús Rabí	43
3.1.1 Resultados físicos-químicos y bacteriológicos del residual de la industria azucarera Jesús Rabí en los últimos tres años	44
3.2 Análisis físicos y químicos de los efluentes líquidos del sistema de estudio (vinazas)	44
3.2.1 Análisis de los resultados físicos y químicos obtenidos: Conductividad Eléctrica, pH, Temperatura, Sólidos en general, DBO y DQO	45
3.3 Determinación del flujo residual (vinazas)	47
3.4 Cálculo de la carga contaminante	48
3.5 Determinación de la biodegradabilidad del residual líquido	48
3.6 Valoración sobre el vertimiento de las aguas residuales	48
3.7 Potencialidades de producción de biogás	49
3.8 Emisiones actuales de gases de efecto invernadero (GEI) provocado por la destilería Jesús Rabí	50
3.9 Método de diseño de UASB	52
3.10 Materiales de construcción	66
3.11 Evaluación económico-financiero y ambiental de la utilización del sistema anaeróbico	66
3.12 Beneficios ambientales y sociales	71

**Bibliografía****Anexos**

**Introducción**

El incesante desarrollo actual ha traído aparejado al gran beneficio que reportan las nuevas tecnologías, un aspecto negativo sobre la biosfera. Todas las producciones en menor o mayor grado provocan que sus residuales contaminen al medio ambiente. La toma de conciencia acerca del tratamiento de los residuales líquidos es de vital importancia para disminuir la contaminación ambiental, motivo por el cual la mayoría los países destinan anualmente parte de sus recursos en el tratamiento de estos líquidos antes de ser vertidos a mares, ríos, lagunas, entre otras.

La preocupación y atención de Cuba sobre la protección de los recursos naturales y el medio ambiente se incrementó en los últimos tiempos, lo que se refleja en el establecimiento de reglamentaciones y leyes ambientales por parte del gobierno cubano, como por ejemplo la (Ley 81 del Medio Ambiente, del 11 de julio 1997). En particular el impacto ambiental que se genera a partir del vertimiento de residuales es un tema de prioridad y una de las medidas para minimizar o eliminar dicho impacto es el cumplimiento de esta ley.

El desarrollo de la industria azucarera y sus derivados, con sus procesos de altos índices de consumo de agua, empleo de nutrientes y desarrollo de una gran cantidad de materia orgánica, provocan el vertimiento de grandes volúmenes de residuales con una elevada carga orgánica los cuales deben ser tratados adecuadamente a fin de reducir las afectaciones que por contaminación ambiental producirían sobre el ecosistema si se vertieran o se dispusieran sin tratar.

Aunque en Cuba la industria azucarera se ha visto deprimida en los últimos años, sigue constituyendo un renglón económico importante para el país, siendo su principal derivado el alcohol, que se produce fundamentalmente a partir de mieles.

Independientemente del decrecimiento de la producción azucarera cubana, la mayoría de los países que en el mundo producen azúcar tanto de caña como de otras materias primas como la remolacha continúan su producción (CITMA, 2008) incrementándose la producción de alcohol anhidro para uso como combustible fundamentalmente en países como Brasil, China, India y Colombia

con caña de azúcar, otros como Estados Unidos a partir de maíz y otros como los países de la Unión Europea a partir de remolacha.

En el proceso de destilación se obtiene como residuo final, la vinaza, la cual posee un potencial contaminante (concentración de Demanda Química de Oxígeno mayor que 10kg DQO/m<sup>3</sup>) muy alto. Esa producción es del orden de los 70 m<sup>3</sup>/d por destilería a partir de la cual se generan 700-1000 m<sup>3</sup> de vinaza al día y estas tienen aproximadamente una concentración de materia orgánica (DQO) de 70 kg/ m<sup>3</sup> (CITMA, 2008). Esta situación se mantiene en la actualidad.

Por las razones arriba expuestas es que se exige con tanto rigor la calidad del tratamiento de las aguas residuales de esta industria. Si se tiene en cuenta que las instalaciones depuradoras para estos casos pueden tener un costo relativamente elevado, se debe prever la utilización de sistemas de tratamiento que permitan la obtención de algunos subproductos con valor utilitario como por ejemplo, el biogás, los biofertilizantes orgánicos y los alimentos para animales (CITMA, 2008).

En los últimos años se desarrollaron múltiples investigaciones sobre los tratamientos de los residuales líquidos de la industria alcoholera por métodos biológicos, fundamentalmente anaeróbico debido a ser menos costoso, no necesitar de altos consumos energéticos, producir una fuente de energía alternativa, así como menos volúmenes de lodo, el cual puede ser utilizado como abono orgánico.

Estos estudios han tenido como objetivo fundamental el de ofrecer sistemas de tratamiento anaeróbico más eficientes con cinéticas más rápidas y con una minimización de las etapas limitantes del proceso, como puede ser la transferencia de masa. Además, los reactores anaeróbicos utilizados que suelen ser de flujo ascendente con manto de lodo (UASB) fundamentalmente, debido a las ventajas que presentan en el tratamiento de residuales como las vinazas, deben permitir la mayor retención posible de biomasa en su interior, con o sin su recirculación.

En la empresa azucarera Jesús Rabí perteneciente al Ministerio del Azúcar (MINAZ), ubicada en el Consejo Popular Céspedes-Rabí, municipio de Calimete de la provincia de Matanzas, se encuentra una planta de producción

de alcohol etílico, donde se utiliza como materia prima miel proveniente de centrales azucareros la cual llega a la instalación mediante transporte ferroviario fundamentalmente. En la instalación se fermentan los azúcares presentes en la miel y después se procede a realizar la destilación y resulta un residual líquido, conocido como vinaza.

Las vinazas de la destilería se dirigen a una laguna de oxidación y posteriormente se emplean en el fertirriego, pero los problemas de contaminación asociados a este residual no son resueltos con este tratamiento.

Esa situación conduce a declarar el siguiente **problema científico**:

La vinaza generada en la destilería Jesús Rabí ocasiona problemas de contaminación al entorno.

En correspondencia con las características que poseen los residuales de destilería se adelanta como **hipótesis**:

La digestión anaerobia es una alternativa a aplicar para el tratamiento de los residuales de la destilería Jesús Rabí.

Para esto se plantea el siguiente objetivo general que genera las sucesivas tareas.

**Objetivo General:**

Diseñar un digestor anaerobio UASB para tratar el residual de la destilería Jesús Rabí.

**Tareas:**

- Análisis documental sobre investigaciones y estudios procedentes de la destilería Jesús Rabí.
- Actualización del diagnóstico ambiental de la destilería Jesús Rabí.
- Actualización de las características del residual de la destilería en términos de Demanda Química de Oxígeno (DQO), Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO), Oxígeno Disuelto, Sólidos Totales, Sólidos Fijos y Sólidos Volátiles, pH, temperatura, Conductividad Eléctrica y determinación del caudal.
- Cálculo de los parámetros de diseño del digestor anaerobio UASB.

## **Capítulo I. Análisis Bibliográfico**

En el presente capítulo se expondrán los fundamentos teóricos reportados en la literatura científica que sustentan la investigación que aborda el tema de tesis referido a la contaminación que generan los residuales industriales y en particular los de la destilería de la industria azucarera. Se aborda también las alternativas de solución y tratamiento de los referidos residuales, con énfasis en los residuales de destilería.

El tratamiento de residuales líquidos se realiza con el objetivo de minimizar la materia contaminante presente en ellos. Después de ser tratada, el agua residual se dispone al medio ambiente o reutilizada.

El grado de tratamiento requerido para un agua residual depende fundamentalmente de los contaminantes que contiene y lo normado para su disposición final, en función de los límites de vertido establecidos por el marco normativo para la protección del medio ambiente, además debe considerarse la posibilidad de aprovechamiento económico del mismo.

### **1.1. Residuales líquidos**

Se entiende por aguas residuales o residuales líquidos, de acuerdo a su origen, la combinación de agua y residuos procedentes de diferentes actividades socioeconómicas y productivas, industrias, viviendas, instalaciones agropecuarias a las que pueden agregarse de forma eventual determinados volúmenes de aguas subterráneas, superficiales y pluviales (Castro; Reyes, *et al*, 2006).

El problema de los residuales líquidos industriales está íntimamente relacionado con la contaminación ambiental, ya que constituye una de sus principales causas. La denominación de residuales líquidos industriales se aplica a un conjunto muy variado de residuos que se obtienen como consecuencia de la actividad industrial. Con el aumento de la población y las necesidades creadas se incrementan los problemas que ocasionan los residuos generales, que lógicamente van en aumento. No sólo es el incremento lógico de las aguas cloacales sino también de los residuos industriales.

Las aguas residuales deben considerarse una materia prima que contiene una cierta cantidad de productos útiles como: el agua, la materia orgánica y algunas sales, pero que además posee otros productos perjudiciales que es necesario eliminar y posteriormente lograr el aprovechamiento de los restantes mediante la aplicación más beneficiosa de las mismas (Cabrera, 2002).

Dentro de las industrias que contribuyen en gran medida a la contaminación ambiental en muchos países se encuentra la azucarera, tanto la que emplea caña como la que emplea remolacha.

En Cuba, la industria azucarera y sus derivados aportan anualmente una contaminación equivalente a una población de 10 millones de habitantes. De todos ellos, los más contaminantes por su carga orgánica (60 000 a 150 000 mg de Demanda Química de Oxígeno por litros) , casi 1000 veces mayor que la permitida por la normativa, son las aguas residuales procedentes de la industria azucarera y alcoholera, y dentro de ellas, los residuales de las columnas de destilación, conocidas con el nombre de vinazas, las que en Cuba, con la tecnología utilizada, se producen en una proporción de 12 a 15 litros por cada litro de alcohol destilado (MINAZ, 2003).

### **1.2 Aguas residuales de la industria azucarera y sus derivados**

De todas las aguas residuales provenientes de los complejos (sucro-alcoholeros), las más contaminantes por su concentración de materia orgánica biodegradable y no biodegradable, son las vinazas y aguas de las limpiezas químicas con ácido clorhídrico y sosa cáustica que se utilizan, periódicamente. Estas últimas revisten especial importancia porque aunque no son de gran magnitud comparadas con el resto, sus características químicas (pH, contenido de metales y otras) las hacen potencialmente muy contaminantes. Para tener una idea de la problemática y considerando sólo los efluentes líquidos, se puede decir que los centrales, vierten anualmente millones de m<sup>3</sup> de aguas residuales con una Demanda Química de Oxígeno (DQO) entre (3 y 5) kg/m<sup>3</sup> (Solano, L. Escalona, *et al*; 2003).



### **1.2.1 Características de las aguas residuales de las fábricas azucareras**

Según Serrano; Tortosa; *et al*, 2006 y Martínez; Benítez, *et al*, 2007, las principales características físicas de los residuos de agua son su contenido de sólidos, color, olor y temperatura.

El total de *sólidos* en aguas residuales incluye los sólidos insolubles o sólidos en suspensión y los compuestos disueltos en agua, lo cual permite conocer de forma general su naturaleza.

El *color* es una característica cualitativa que puede ser utilizada para evaluar el estado general de las aguas residuales. Las aguas residuales de color marrón claro corresponden a residuos inferiores a seis horas de edad, mientras que las de color gris medio responden a residuos de edades superiores a seis horas que son características de las aguas residuales que han sido objeto de cierto grado de descomposición. Por último, si el color es gris oscuro o negro, las aguas residuales son normalmente sépticas, después de haber sido objeto de amplia descomposición por las bacterias en condiciones anaeróbicas.

La determinación del parámetro *olor* es cada vez más importante, dado que el público en general se ha preocupado más por esto que por el buen funcionamiento de las instalaciones de tratamiento de aguas residuales. El olor de aguas frescas generalmente no es ofensivo, sin embargo una gran variedad de compuestos olorosos se liberan cuando las aguas residuales se descomponen biológicamente en condiciones anaeróbicas. Un agua residual que está descomponiéndose desprende olor a sulfuro de hidrógeno y otros compuestos, como el indol, escatol.

La *temperatura* de las aguas residuales es comúnmente más alta que la del suministro de agua caliente. La temperatura de las aguas residuales varía de temporada a temporada y también con la ubicación geográfica.

#### *Características químicas*

Los principales productos químicos inorgánicos incluyen amoníaco, nitrógeno orgánico, ión nitrito, ión nitrato, cloruro, sulfato, oligoelemento, fósforo-orgánico y fósforo inorgánico. Nitrógeno y fósforo son dos nutrientes responsables del crecimiento de plantas acuáticas (González, *et al*, 2009).

La materia orgánica en aguas residuales está representada por hidratos de carbono, (azúcares, almidones), proteínas, grasas, celulosa, lignina, orgánicos sintéticos y otros. Se han ideado métodos para medir la materia orgánica en conjunto en base a la demanda de oxígeno para su oxidación o el contenido total de carbono (Mendonça, 2000; González, Oteló, *et al*, 2009).

### **1.2.2 Características de las aguas residuales de las destilerías**

Los residuales de la destilería son efluentes de la producción de alcohol que se obtienen durante la fermentación de la miel final de la industria azucarera.

Durante la destilación se obtiene un mosto que, aún mezclado con aguas residuales de otra naturaleza, resulta biológico y químicamente muy agresivo (temperatura de salida de hasta 102°C).

El mosto se caracteriza por presentar los siguientes parámetros:

- Una acidez media (pH 4,2-4,8).
- La Demanda Bioquímica de Oxígeno es muy elevada al igual que la Demanda Química de Oxígeno. Consumen todo el oxígeno de las aguas donde se vierten provocando la muerte de peces (Peneque y Mazón, 2001).
- Los sólidos totales son muy elevados.

En el anexo 1 está presente una tabla donde sobre las principales características de los residuales de la producción de alcohol de una destilería típica de Cuba

Según el criterio de la autora el conocimiento de la naturaleza del agua residual es fundamental para la realización del tratamiento y evacuación de las aguas residuales, así como para la gestión medio ambiental.

### **1.3 Impacto ambiental generado por las aguas residuales de la industria azucarera y sus derivados**

La dimensión ambiental debe analizarse, en un sentido amplio, tanto en sus aspectos naturales (como el suelo, la flora, la fauna) como de contaminación

(aire, agua, suelo, residuos), de valor paisajístico, de alteración de costumbres humanas y de impactos sobre la salud de las personas. En definitiva, la preocupación surge con todas las características del entorno donde vive el ser humano cuya afectación pueda alterar su calidad de vida (Canter, L.W.2000).

En la industria del azúcar y sus derivados los efluentes líquidos se originan en los procesos de fabricación. Producto de ello, las aguas residuales del ingenio, como desechos del proceso tecnológico se caracterizan por un alto contenido de materias en suspensión de bagacillo y cachaza y residuos de productos químicos que se utilizan en las limpiezas de equipos. Además contienen, en menor cuantía, jugos azucarados, grasas y aceites y otros productos químicos empleados en la fabricación del azúcar, en el laboratorio azucarero y en el tratamiento de las aguas que se alimentan a las calderas para generar vapor. Estas sustancias y compuestos orgánicos al acumularse o transformarse afectan el medio ambiente (Perdigón, 2005).

De todos ellos, los más contaminantes por su carga orgánica de 60 000 a 90 000 mg/ L de DQO<sub>Cr</sub> es el residual de la destilería de alcohol, (MINAZ, 2003), casi 700 veces mayor que la permitida por la normativa. Este aspecto está muy relacionado con el impacto negativo que ejercería sobre el medio biótico (flora y fauna) y el paisaje, pues de verterse en un río o embalse, dados los parámetros de caracterización (Perdigón, 2005) provocaría un grado de contaminación alto en el cuerpo receptor, afectaría el equilibrio de la flora y la fauna, produciría un efecto de eutrofización no controlable y por tanto afectaría el paisaje al cambiar el aspecto del cuerpo receptor.

En Cuba, la industria azucarera y sus derivados aportan anualmente una contaminación equivalente a la que puede aportar una población de siete millones de habitantes.

En el periódico *Inter Press Service*,( anexo 2), se publicó un artículo que expone uno de las mayores contaminaciones ocurridas en el municipio Calimete provincia Matanzas provocada por el complejo industrial de refinación del azúcar, Jesús Rabí, donde se le adjudica la acumulación de un metro de gas metano y otras violaciones de la ley ambiental.

Es del criterio de la autora que con lo anteriormente expuesto se puede decir que el peligro del vertimiento indiscriminado no está solamente en su efecto

económico directo por el costo que representan las aguas de suministro, (que en Cuba es barato), 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 (empleados y obreros de la propia industria, generalmente), así como trastornos de la producción en la agricultura y la propia economía del agua.

#### **1.4 Norma del vertimiento de las aguas residuales**

Como es conocido el cuerpo receptor de las aguas residuales de la industria azucarera y sus derivados es Clase (C): ríos, embalses, zonas hidrogeológicas de menor valor desde el punto de vista del uso como: riego con aguas residuales, industrias poco exigentes con respecto a la calidad de aguas a utilizar, riego de cultivos tolerantes a la salinidad y al contenido excesivo de nutrientes y otros parámetros. La tabla 1.1 reporta los parámetros límites máximos permisibles promedios para descargas de aguas residuales.

**Tabla 1.1** Límites Máximos Permisibles Promedios (LMPP) para descargas de aguas residuales según la clasificación del cuerpo receptor según la norma cubana NC27-99.

<b>Parámetros</b>	<b>LMPP</b>
Conductividad ( $\mu\text{mhos/cm } 25^{\circ}\text{C}$ )	4000
pH	6 – 10
Temperatura $^{\circ}\text{C}$	50
Sólidos sedimentables totales (mg/L)	5,0
DBO5 (mg/L)	100
DQO (Dicromato) (mg/L)	250
Nitrógeno total (mg/L)	15
Fósforo Total (mg/L)	10
Oxígeno disuelto (mg/L)	4

Fuente: (NC27:1999)

### **1.5 Sistemas de tratamientos de residuales líquidos**

El tratamiento de aguas residuales tiene como objetivo la transformación de la materia orgánica en material inorgánico y la reducción o eliminación de los organismos patógenos (Mendonça, 2000).

Varios autores (Mendonça, 2000; Montalvo, Guerrero, 2003; Junco, González, 2007) coinciden en que es posible combinar y complementar diferentes métodos de tratamiento donde predominan los fenómenos físicos, operaciones unitarias, con aquellos en los que la eliminación de los contaminantes se realiza mediante procesos químicos o biológicos conocidos como procesos unitarios para lograr diversos niveles de tratamiento a las aguas.

Los sistemas de tratamiento de residuales líquidos se clasifican de acuerdo con diferentes criterios (Serrano; Tortosa, *et al*, 2006), atendiendo a:

- El tipo de proceso utilizado para la remoción de los contaminantes en físicos, químicos y biológicos.
- El grado o nivel de tratamiento que debe aplicarse, en función de los objetivos que se quieren alcanzar: pretratamiento, tratamiento primario, tratamiento secundario y tratamiento terciario o avanzado (Junco, González, 2007).
- El objetivo de los diferentes tipos y niveles de tratamiento es en general, reducir la carga de contaminantes del vertido y que no sea perjudicial para el medio ambiente y la salud humana.

*Tratamiento físico.* Son todos aquellos en los que se utilizan las fuerzas físicas para el tratamiento. En general se utilizan en todos los niveles. Sin embargo algunas de las operaciones son propias de la fase de pretratamiento. Algunas de las operaciones físicas son:

Tamizado

Homogenización de caudales

Intercepción de aceites y grasas

Mezclado

Sedimentación

Flotación natural o provocada con aire

Filtración.- Con arena, carbón, cerámicas

Evaporación

Adsorción. Con carbón activo, zeolitas

Desorción (*Stripping*). Se transfiere el contaminante al aire.

Extracción.- Con líquido disolvente que no se mezcla con el agua.

*Tratamiento Químico.* Son todos aquellos procesos en los que la eliminación de los contaminantes presentes en el agua residual se lleva a cabo mediante la adición de reactivos químicos, o bien mediante las propiedades químicas de diversos compuestos. Se utiliza junto con tratamientos físicos y biológicos.

Algunas de las operaciones químicas son:

Coagulación-floculación. Agregación de pequeñas partículas con el uso de coagulantes y floculantes (sales de hierro, aluminio y polielectrólitos).

Precipitación química. Eliminación de metales pesados los cuales se hacen insolubles con la adición de hidróxido de calcio (lechada de cal), hidróxido sódico u otros que incrementan el pH.

Oxidación-reducción. Con oxidantes como el peróxido de hidrógeno, ozono, cloro, permanganato potásico o reductor como el sulfito sódico. Reducción electrolítica. Provoca la deposición en el electrodo del contaminante. Se usa para recuperar elementos valiosos.

Intercambio iónico. Con resinas que intercambian iones. Muy utilizado en la eliminación de dureza al agua.

Ósmosis inversa. Se hace pasar el agua a través de membranas semipermeables que retienen los contaminantes disueltos.

*Tratamiento Biológico.* Se basan en fenómenos naturales de degradación, metabolismo y utilización de los productos contenidos en el agua residual (Zepeng, C. *et al*; 2000; Bloskaja, 2003,).

El tratamiento biológico del agua residual tiene como objetivo la coagulación y eliminación de los sólidos coloidales no sedimentables y la estabilización de la materia orgánica que se encuentra suspendida y disuelta en la misma, mediante la acción de microorganismos. En este proceso se produce una serie

de reacciones bioquímicas mediante las cuales los microorganismos utilizan la materia presente en el agua, la sintetizan y aprovechan la energía.

Los procesos de tratamiento biológico generalmente se utilizan como tratamientos secundarios, siendo precedidos por operaciones de filtración, sedimentación y/o separaciones mecánicas.

Para Weiland, P. and A. Rozzil; 2006, los sistemas de tratamiento biológico en general, deben separar primeramente la materia sólida que contiene el residual y deben lograr siempre la máxima producción, máxima economía y la utilidad y aplicación social de los productos y del agua, recuperados o producidos.

Los tratamientos biológicos se pueden clasificar según la presencia o ausencia de oxígeno disuelto en los mismos, en aerobios y anaerobios, donde intervienen microorganismos aerobios o anaerobios. En los casos en que intervienen microorganismos facultativos, estos se adaptan a las condiciones existentes.

El *pretratamiento* de las aguas residuales es un tratamiento previo, diseñado para remover partículas grandes, se realiza para preservar las instalaciones mediante la eliminación de aquellos constituyentes que pueden provocar problemas posteriores en el funcionamiento de las diferentes operaciones y procesos (Theodore, 1999; Junco, González, 2007).

En esa primera etapa se emplean procesos físicos o mecánicos para las separaciones de sólidos groseros, tales como tamices, rejillas, cribas de malla fina, desmenuzadoras y separadoras de aceite y grasa.

*Tratamiento primario.* Su objetivo es preparar al residual para recibir el tratamiento fundamental, químico o biológico. En este tratamiento se elimina un gran porcentaje de sólidos en suspensión, sobrenadante y materia inorgánica. En este nivel se hace sedimentar los materiales suspendidos con el uso de tratamientos físicos o fisicoquímicos. También se utiliza la flotación.

Las operaciones que incluyen el desengrase, la sedimentación primaria, la filtración, la neutralización y la desorción. Estos procesos se realizan en depósitos o estanques descritos por diferentes autores (Castro, Reyes, *et al.*,

2006; Solano, Escalona, *et al.*, 2003). En ocasiones ha sido necesario recurrir al empleo de métodos biológicos en este tratamiento (Martínez, 2000).

El *tratamiento secundario* constituye el proceso principal del sistema de tratamiento de residual líquido. Muchos autores (Almeida, 2000; Marcillo, 2005) hacen referencia solamente a la reducción del contenido de materia orgánica por aceleración de los procesos biológicos naturales. En realidad, en esta fase del tratamiento se produce la eliminación tanto de los sólidos en suspensión y compuestos orgánicos biodegradables del residual mediante procesos biológicos, así como la eliminación de otros contaminantes de carácter inorgánico mediante procesos químicos, todo está en dependencia de la composición de dichos residuales.

En el caso de residuales orgánicos el tipo de tratamiento más empleado en este nivel es el biológico, donde se produce la estabilización de la materia orgánica biodegradable mediante la acción de los microorganismos.

Aunque para la mayoría de los casos, el tratamiento secundario sea suficiente, en determinadas circunstancias se hace necesario un tratamiento terciario o avanzado (Acebedo, 2001; Junco; González, 2007), en el cual mediante procesos biológicos, químicos, físico-químicos o combinaciones, se logra eliminar otros componentes cuya reducción no ha sido posible en el tratamiento anterior (Martínez, 2002). Este tratamiento también se emplea para la eliminación de constituyentes que merecen especial atención como los nutrientes y contaminantes prioritarios o cuando es necesario obtener efluentes de alta calidad para su reutilización, donde las exigencias normativas incluyen también la separación de compuestos orgánicos refractarios, metales pesados y en algunos casos, sólidos inorgánicos disueltos (Castro, Reyes, *et al.*, 2006; Solano, Escalona, *et al.*, 2003).

Esta etapa adquiere gran importancia en la actualidad debido a la necesidad de una mayor eficiencia en el tratamiento y gestión de las aguas residuales con vistas a lograr la calidad necesaria para su reutilización.



### **1.5.1 Tratamientos y/u usos más frecuentes de las vinazas**

En un estudio realizado en Brasil (Campos; Casañé, 2000) se determinó que reducir la carga contaminante de las vinazas a niveles compatibles con la legislación del medio ambiente, sólo es viable desde el punto de vista económico y financiero en los siguientes casos:

- Utilizar la vinaza como *abono* en el cultivo de la caña de azúcar (requiere superficies de cultivo estratosféricas).
- Producir y utilizar en el Ingenio y/o destilería el vapor generado por la combustión del metano; producido por la fermentación anaeróbica de la vinaza.
- Recuperar y vender la proteína unicelular obtenida por el tratamiento aerobio de la vinaza o la venta de la vinaza directamente, purificada y concentrada para el mercado de las materias primas de raciones para animales, previo estudios nutricionales.
- Producir y vender cenizas potásicas en el mercado de Fertilizantes. (Considerado muy costoso en destilerías de la India).

Valdés, 2002, plantea la proyección actual y futura de la Industria de los Derivados, en Cuba, hacia una tendencia a encontrar métodos de tratamientos que den mayor aprovechamiento a los residuales con la obtención de subproductos de mayor utilidad, tanto para la industria como para la sociedad. El tratamiento para combatir la contaminación en lo referente a la vinaza no debe ser una carga económica para la destilería sino por el contrario la vía de obtener un producto con valor comercial, cuya venta le permita un ingreso extra de los que tradicionalmente obtiene, así como una reducción de las erogaciones que por concepto de vertimiento de aguas residuales o multas se deben hacer (Perdigón, 2005).

A continuación viene explicado los diferentes equipos, medios o sistemas de tratamiento más frecuentes de las vinazas.

### **1.5.1.1 Lagunas de Estabilización**

Las lagunas de estabilización son sistemas de tratamiento de residuales líquidos con estructura muy simple, en las que se llevan a cabo procesos de depuración natural altamente eficientes y muy complejos, aún no muy bien comprendidos; entre los que se encuentran: sedimentación, digestión, estabilización aeróbica y anaeróbica de parte de la carga suspendida y disuelta, fotosíntesis, floculación biológica; procesos afectados por la temperatura, radiación solar, viento, lluvia, infiltración del agua del subsuelo hacia las lagunas y la percolación de agua de las lagunas hacia el subsuelo (Perdigón, 2005; Junco, 2007).

Valdés, 2002 propone las lagunas anaeróbicas como la solución de tratamiento económicamente más acertada para el residual de destilería en Cuba, dadas las altas concentraciones orgánicas del mismo; sólo en los casos en que no fuera posible su utilización, estudiar otras vías. Enfatiza, además que el residual una vez tratado por combinaciones de lagunas facultativas y aeróbicas, no presentará condiciones estéticas adecuadas, y tendrá aún un alto contenido de materia orgánica, lo que no permite disponerlo directamente a un curso receptor natural. La remoción de esta materia orgánica y color implicarían gastos no justificados, de ahí la política a seguir en su utilización como mejoramiento de suelos.

En la actualidad ha cobrado auge el aprovechamiento de la vinaza con diferentes fines, lo que se aleja de su tratamiento en lagunas de estabilización. Sin embargo, algunas de sus ventajas, la sitúan como el sistema más difundido para países como Cuba, subdesarrollado y con las condiciones climáticas idóneas. Entre estas ventajas pueden citarse:

- Bajos costos de inversión y de mantenimiento con los cuales ninguno sistema puede competir.
- Su funcionamiento es por autodepuración, proceso simple que no necesita ningún personal calificado para su operación.
- Pueden recibir cargas orgánicas muy altas.
- Mayor actividad biológica para temperaturas promedios altas.

Cabe destacar que en ocasiones muchas de estas ventajas se convierten en desventajas por el funcionamiento del sistema, cuando se desconocen o no se aplican las normas según las cuales debe trabajar. Así, son frecuentes las siguientes ineficiencias:

- Pobre mantenimiento y limpieza de las lagunas.
- Producción de malos olores.
- Gasto del afluente por encima del de diseño, lo que trae tiempos de residencia y % de remoción menores.
- No se controla la calidad del efluente del sistema antes de su disposición al medio.
- Desarrollo de la corrosión en el medio ambiente circundante.

#### **1.5.1.2 Fertirriego**

Los mostos de destilería muestran una composición relativamente estable para su uso en el fertirriego (Velazco, 2007), presentan:

1. Alto valor de materia orgánica y bajo pH (presencia de sulfatos).
2. Buena relación entre el nitrógeno y el carbono.
3. Valores medios de conductividad eléctrica extremadamente altos.
4. 5 % de sólidos suspendidos (75 % de volátiles).
5. Cu, Fe, Mg y Al en concentraciones superiores a las permisibles para ser regados continuamente.
6. Elevada concentración de potasio, que trae consigo un exceso de cenizas en el azúcar, con la consecuente pérdida de calidad de la misma, y cambios negativos en el suelo cuando es aplicada sin control (Valdés 2002).

La autora coincide con los aspectos anteriores, pero de esta forma, las vinazas sólo pueden ser usadas como enmienda orgánica al suelo, en dosis equivalentes a la fertilización mineral, debido a su alto valor biofertilizante.

### **1.5.1.3 Digestión anaerobia**

La digestión anaerobia es un proceso biológico en el cual la materia orgánica, en ausencia de oxígeno, y mediante la acción de un grupo de bacterias específicas, se descompone en *biogás* (CH<sub>4</sub>, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S, otros) y en *digestato*, que es una mezcla de productos minerales (N, P, K, Ca, entre otros) y compuestos de difícil degradación. Es un proceso natural que se produce en pantanos, lagos y ríos (Suchil; Jain *and* P.K.; 2001).

La fermentación bacteriana interviene en poblaciones microbianas diversas, en las que se distinguen cuatro etapas: hidrólisis, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis (González; Alonso; *et al*, 2009), aunque algunos autores la dividen en tres solamente, uniendo en una sola las etapas de hidrólisis y acidificación o acidogénesis.

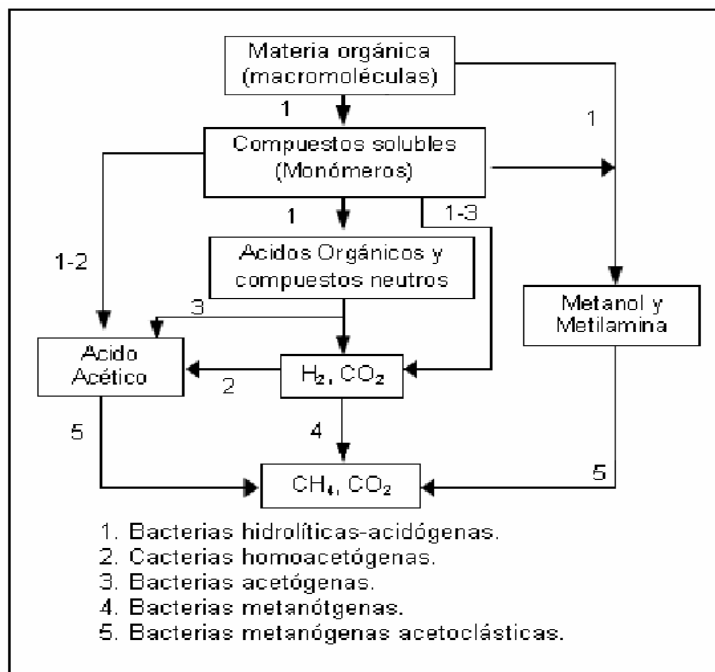
*Hidrólisis o licuefacción.* Los compuestos orgánicos son solubilizados por enzimas excretadas por bacterias hidrolíticas que actúan en el exterior de células por lo que se consideran exoenzimas. La hidrólisis es la conversión de polímeros en sus respectivos monómeros.

*Acidogénesis.* Los compuestos orgánicos solubles que comprenden los productos de la hidrólisis son convertidos en ácidos orgánicos tales como acético, propiónico y butírico, fundamentalmente.

*Acetogénesis.* Se le conoce también como acidogénesis intermediara en la cual los productos correspondientes son convertidos en ácido acético, hidrógeno y dióxido de carbono.

*Metanogénesis.* El metano es producido a partir del ácido acético o de mezclas de hidrógeno y dióxido de carbono, y puede formarse también a partir de otros sustratos tales como ácido fórmico y metanol.

Las cuatro etapas metabólicas que ocurren en los procesos de digestión anaerobia pueden ser representadas según la Figura 1.1.



**Figura 1.1** Etapas de fermentación bacteriana (Montalvo, 2003; Pieper, 2000 Sánchez, 2003; Domínguez y Ly, 2003)

La producción de metano a partir de desechos orgánicos, mediante fermentación anaeróbica ha proporcionado una serie de ventajas adicionales a la producción misma del recurso energético (Methane, 2005, Conteras, 2006) conocido como biogás. Entre estas cabe mencionar las siguientes:

- Reduce olores en la utilización de los desechos.
- Evita la contaminación ambiental y la propagación de malos olores.
- Reduce la población de elementos portadores de enfermedades (tales como moscas y otros insectos).
- Deja un residuo sólido inodoro de excelentes características fertilizantes.

Bigeriego, 2000, MINAZ 2000, Valdés 2002, hacen referencia a otras como:

- Resulta un tratamiento efectivo que reduce en hasta un 75 % la carga contaminante.

- Se obtiene un combustible en forma de biogás, equivalente a 2 790 t de petróleo al año, con el cual se podría satisfacer del 30% al 45 % de la demanda energética de una destilería.
- Utilización del biogás como combustible doméstico.
- Requerimientos mínimos de área.
- Bajo o ningún requerimiento de energía.
- Baja producción de lodo.
- Presenta un sistema de separador de sólidos y gases que evita un proceso de decantación secundaria.
- Sistema autorregulado.
- Se ha desarrollado un tipo de reactor, reactor de flujo ascendente con lechos de lodo (UASB), sencillo en su construcción, operación y eficiencia de tratamiento de residuales y con alta eficiencia en producción de biogás.
- Con perturbaciones en la carga aplicada del (25 al 50) % la digestión responde bien y retorna a las condiciones normales de operación entre (10 - 15) días.

Investigaciones realizadas por el Instituto de Investigaciones de los Derivados de la Caña de Azúcar (ICIDCA) con el reactor UASB, dieron como resultado el diseño de una tecnología en la que se basa el proyecto de la destilería de Heriberto Duquesne, en estado de ejecución actualmente, cuyos resultados tecnológicos principales se presentan en el anexo 3.

Estos resultados son comparables con experiencias obtenidas en otros países como Brasil, donde se obtiene una eficiencia del tratamiento entre (70- 90) % de DQO y una producción de metano de 0,35 m<sup>3</sup> / kg. de DQO removido.

Debido a lo anteriormente expuesto, la digestión anaerobia se ha consolidado como una de las opciones más utilizadas para el tratamiento de las vinazas, así

como el reactor de flujo ascendente con manto de lodo (UASB) como el más utilizado en el tratamiento anaeróbico de las mismas.

#### **1.5.1.3.1 Factores que inciden en el proceso de la digestión anaerobia**

Según Campos; Casañé, 2000, Conteras, 2006, *ETHANOL* 2009, los factores ambientales que hay que controlar hacen referencia a condiciones que deben mantenerse o asegurarse para el desarrollo del proceso.

Estos son:

- pH

El intervalo de pH es de 6,6 a 7,6. Los ácidos grasos volátiles (AGV) y el acetato tienden a disminuir el pH del sustrato. Si las bacterias metanogénicas no alcanzan a convertir rápidamente los AGV a medida que lo producen las bacterias acetogénicas, estos se acumulan y disminuyen el pH en el biorreactor. Sin embargo, el equilibrio  $\text{CO}_2$ - bicarbonato opone resistencia al cambio de pH. Existen métodos prácticos para corregir los bajos niveles de pH en el biorreactor. El primero es parar la alimentación del biorreactor y dejar que las bacterias metanogénicas asimilen los AGV; de esta forma aumentará el pH hasta un nivel aceptable. Al detener la alimentación disminuye la actividad de las bacterias fermentativas y se reduce la producción de los AGV. Una vez que se haya restablecido el pH se puede continuar la alimentación del biorreactor pero en pocas cantidades, después se puede ir aumentando gradualmente para evitar nuevos descensos. El segundo método consiste en adicionar sustancias *buffer* para aumentar el pH, como el agua con cal. Las cenizas de soda (carbonato de sodio) constituyen una variante más costosa, pero previenen la precipitación del carbonato de calcio. Los requerimientos de *buffer* varían según el residual, los sistemas y tipo de operación.

- Alcalinidad

El parámetro alcalinidad informa sobre la capacidad tampón para evitar la acidificación. Es recomendable una alcalinidad superior a 1,5 g/L  $\text{CaCO}_3$ .

- Nutrientes

Además de una fuente de carbono orgánico, los microorganismos requieren de nitrógeno, fósforo y otros factores de crecimiento que tienen efectos complejos. Los niveles de nutrientes deben estar por encima de la concentración óptima para las metanobacterias, ya que ellas se inhiben severamente por falta de nutrientes. Sin embargo la deficiencia de nutrientes no debe ser un problema con los alimentos concentrados, pues estos aseguran suficiente cantidad de nutrientes.

Por otra parte, la descomposición de materiales con alto contenido de carbono ocurre más lentamente, pero el período de producción de biogás es más prolongado.

- Toxicidad

Los compuestos tóxicos incluso en bajas concentraciones, afectan la digestión y disminuye los niveles de metabolismo. Las bacterias metanogénicas son generalmente las más sensibles, aunque todos los grupos pueden ser afectados. Un nutriente esencial también puede ser tóxico si su concentración es muy alta, como es el caso del nitrógeno, el cual se debe mantener en un nivel óptimo para garantizar un buen funcionamiento sin efectos tóxicos es particularmente importante.

- Temperatura

La formación de metano se produce en la naturaleza a diferentes temperaturas. Los niveles de reacción química y biológica normalmente aumentan con el incremento de la temperatura. En aplicaciones técnicas, tres intervalos de temperatura se distinguen: temperatura psicrófila (10°C - 25 °C), temperatura mesófila (25°C - 45°C), temperatura termófila (49°C - 60°C). Sin embargo, la actividad enzimática de las bacterias depende profundamente de la temperatura. Las altas temperaturas causan una declinación del metabolismo, debido a la degradación de las enzimas; y esto es crítico para la vida de las células.

La mayoría de los biodigestores anaerobios han sido diseñados para actuar en el intervalo mesófilo, en el que la temperatura ideal para el trabajo varía entre



los 30°C - 35°C, ya que los requisitos térmicos para el funcionamiento del sistema son menores en comparación con el rango termófilo, donde se puede permitir variaciones de la temperatura de trabajo en un intervalo mayor que el sistema termofílico. No obstante, lograr estabilizar automáticamente la temperatura en los intervalos de variación permitidos para este último ( $\pm 1^\circ\text{C}$ ) trabajar en este rango de temperaturas incrementaría la producción de biogás y de metano.

- Agitación

La agitación es un factor importante. En función de la tipología del reactor debe transferirse al sistema el nivel de energía necesario para favorecer la transferencia de substrato a cada población o agregados de bacterias, así como homogenizar para mantener concentraciones medias bajas de inhibidores.

- Tiempo de retención

El tiempo de retención es el cociente entre el volumen y el caudal de tratamiento, es el tiempo medio de permanencia del influente en el reactor, sometido a la acción de los microorganismos. En el análisis del tiempo como factor que interviene en el control de los procesos anaerobios, hay que considerar tanto la edad del lodo como el tiempo de retención hidráulico.

La edad del lodo tiene mucha aplicación en el diseño y control de los reactores completamente mezclados, pero en película fija o reactores en los que la biomasa no es homogénea no tiene uso. Esto se debe a la dificultad práctica de medir la concentración de sólidos suspendidos volátiles (SSV) dentro del reactor.

- Carga Orgánica Volumétrica (OLR en inglés por *Organic Loading Rate*)

Es la cantidad de materia orgánica introducida por unidad de volumen y tiempo. Valores bajos implican baja concentración en el influente y/o elevado tiempo de retención. El incremento en la OLR implica una reducción en la producción de gas por unidad de materia orgánica introducida, por lo que se debe encontrar un valor óptimo técnico/económico para cada instalación y residuo a tratar.

### 1.5.1.3.2 Reactores o sistemas anaeróbicos

Existen diferentes maneras de clasificar los reactores anaerobios que procesan aguas residuales, pero la forma más general es agruparlos y clasificarlos en biodigestores de primera generación y de segunda generación tal como muestra la Tabla 1.2.

**Tabla 1.2.** Clasificación de los reactores anaerobios.

De 1ra generación	De 2da generación	
	<b>Con crecimiento en soporte</b>	<b>Con crecimiento disperso</b>
Tanques sépticos	Híbrido	Lodo activado anaerobio
Lagunas anaerobias	Lecho fijo	UASB
Minibiodigestores	Lecho fluidizado o expandido	Reactor anaerobio con lecho granular expandido (EGSB)
Biodigestores convencionales	Filtro anaerobio con carbón activado	Circulación interna
	Inmovilización de microorganismos	Con ascensión de gas
	Fascinado a partículas suspendidas	Modificado de alta velocidad
	Contactador rotatorio anaerobio	Membrana
	Columna de plato	Flujo horizontal con deflectores
		Dos etapas
		Tubular inclinado
		Percoladores en serie

(Fuente: Conteras, 2006)

En los reactores de primera generación, el tiempo de retención hidráulico es igual al tiempo de retención de sólidos. En ellos la biomasa se encuentra sedimentada y existe un mínimo contacto con el sustrato, o bien en suspensión sin recirculación de sólidos, lo que deriva una relación unitaria entre el tiempo de retención celular y el tiempo de retención hidráulica (TRC/TRH).

En los de segunda generación tienen como rasgo distintivo, un aumento en la retención de los microorganismos dentro del reactor, lo que se logra mediante la adhesión de soportes o por su sedimentación (Súchil *and* P.K. 2001).

Los sistemas de tratamientos anaerobios de segunda generación más aplicados a escala real son: reactor o biodigestor anaerobio de flujo ascendente

con manto de lodo (UASB por las siglas de su nombre en Inglés: *Upflow Anaerobic Sludge Blanket*), reactor anaerobio de lecho fijo, proceso de contacto anaerobio o biodisco anaerobio o contactor rotatorio anaerobio, reactor anaerobio con circulación interna (IC), reactor anaerobio con lecho granular expandido (EGSB por las siglas de su nombre en Inglés *Expanded Granular Sludge Blanket*), reactor híbrido, lecho fluidizado y /o expandido (Novoa y López, 2008).

### **1.5.1.3.3 Métodos de diseño de los reactores anaeróbicos**

En el cálculo de los digestores se pretende definir principalmente el volumen de digestión anaerobio. También se suele valorar la cantidad de gas producido y la reducción de sólidos.

Esencialmente hay dos enfoques para el diseño de reactores anaerobios: los que se basan en métodos empíricos y los que utilizan criterios cinéticos (Bigeriego, 2000).

#### *Métodos empíricos*

Los métodos empíricos se utilizan fundamentalmente cuando se necesita digerir lodos producidos en alguna etapa anterior del tratamiento. A continuación figuran diversos métodos para el cálculo de los digestores convencionales de alta, media y baja carga.

#### *Método de las cargas*

El método de las cargas o tradicional para el diseño de digestores brinda buenos resultados en la medida que los criterios que se utilicen se basen en la experiencia previa.

Este método determina el volumen requerido de reactor en función de una carga asumida. El cálculo del volumen de digestión se efectúa a partir de dividir los kilogramos de sólidos volátiles producidos cada día en la estación depuradora, por el factor de carga.

Es obligado el tiempo de retención en función de la concentración del fango, para comprobar que dicho tiempo es aceptable.

El factor de carga más utilizado es el que se basa en los kg de sólidos volátiles añadidos por cada m<sup>3</sup> de reactor por día. La carga recomendada para los reactores normales está entre 0,03 kg y 0,10 kg de sólidos volátiles (SV) por m<sup>3</sup> por día, con tiempos de retención de 30 días a 90 días. En el caso de reactores de alta carga por día, es posible utilizar cargas de hasta (1,6 a 6,4) kg de SV por cada m<sup>3</sup>, con tiempos de retención de 10 días a 20 días.

Para el tratamiento de vinazas hoy en día el reactor más utilizado en su uso es el UASB que se puede diseñar y construir con configuración circular o rectangular. Es necesario seleccionar un rango adecuado de los parámetros de funcionamiento para su diseño, por ejemplo, la carga orgánica volumétrica (OLR), la velocidad ascendente del líquido (en lo sucesivo como la velocidad de ascendente o ascensional del flujo de líquido o del flujo líquido), y el tiempo de retención hidráulica (TRH). Las recomendaciones de todos estos parámetros y procedimiento de diseño presentes en la literatura deben tener en cuenta a la hora de diseñar (Zepeng, *et al*, 2000; Weiland, P. *and* A. Rozzil, 2006, Banerjee, Biswas, 2004).

#### *Método de la reducción de volumen*

Otra forma de diseñar los digestores es sobre la reducción del volumen del lodo alimentado, producto del proceso de digestión.

El sobrenadante del digestor se recircula hasta la entrada de la planta de tratamiento para ser mezclado con el residual crudo y es reprocesado, por lo que el lodo remanente en el digestor reduce su volumen aproximadamente de manera exponencial.

Si se confecciona una grafica de volumen remanente en el digestor contra el tiempo, el volumen requerido se puede calcular como el área bajo la curva y puede expresarse de la siguiente manera:

$$V = \left[ V_f - \frac{2}{3}(V_f - V_d) \right] \cdot t \quad (1.1)$$

donde:

V: volumen del digestor.

V<sub>f</sub>: volumen diario de lodo crudo.

$V_d$ : volumen diario de lodo digerido.

$t$ : tiempo de retención.

### Método cinético

#### Método del tiempo de residencia medio celular

El método se basa en el análisis cinético del reactor, que asume que en el mismo se cumple el modelo de Van Uden antes expuesto:

$$\mu_{obs} = \mu_m \frac{S}{K_s + S} - b \quad (1.2)$$

Además la relación entre el rendimiento real de biomasa / sustrato ( $Y_{obs}$ ) y el rendimiento teórico ( $Y$ ) será:

$$Y_{obs} = \frac{Y}{1 + \theta_x b} \quad (1.3)$$

donde:

$\theta_x$ : tiempo de residencia medio celular (d)

$b$ : velocidad específica de muerte endógena ( $d^{-1}$ )

La expresión de trabajo es la siguiente:

$$F_x = \frac{Y Q E S_0}{1 + \theta_x b} \quad (1.4)$$

donde:

$F_x$ : biomasa neta producida ( $kg \cdot d^{-1}$ )

$Y$ : rendimiento teórico

$E$ : eficiencia del proceso (%) =  $(S_0 - S)/S_0 = 0,6 - 0,9$

$S_0$ : DBO total del afluente ( $kg \cdot m^{-3}$ )

$Q$ : flujo másico del residual ( $m^3 \cdot d^{-1}$ )

En el caso de no existir recirculación,  $\theta_x$  es igual a tiempo de residencia hidráulico.

Para la estimación del volumen de metano producido en el proceso se recomienda la siguiente expresión:

$$Q_{CH_4} = f_c [E Q S_o - 1,42 F_2 F_x ] \quad (1.5)$$

donde:

$Q_{CH_4}$ : volumen de metano producido diariamente a TPN (m<sup>3</sup>. d-1)

$F_c$ : factor de conversión  $V_{CH_4}/ DBO_{total\ removida}$  (usualmente se emplea 0,35)

1,42: factor de conversión de  $DBO_{total}$  a biomasa

## **1.6 Aspectos económicos del tratamiento de aguas residuales**

La consideración de aspectos económicos es de suma importancia, ya que, evita que se tomen decisiones no factibles, que posteriormente ocasionen más dificultades.

En países donde el agua es un recurso muy escaso, muchos tratamientos de aguas sofisticados y que no son económicamente viables en Estados Unidos, empiezan a ser rentables. Al evaluar un proceso de tratamiento de aguas residuales específico es importante estimar la relación coste/beneficio entre el beneficio derivado del tratamiento para obtener agua de una calidad específica y el coste en conseguir este grado de calidad (Zepeng, 2000).

Al contemplar estos procesos como un medio de descontaminación ambiental, se ha de tratar de encontrar la alternativa más adecuada a cada problema, de forma que permita obtener algunos beneficios, con el fin de recuperar la inversión en un plazo de tiempo lo más corto posible (Zepeng, 2000; Weiland, Rozzil ,2006).

### **Conclusiones parciales**

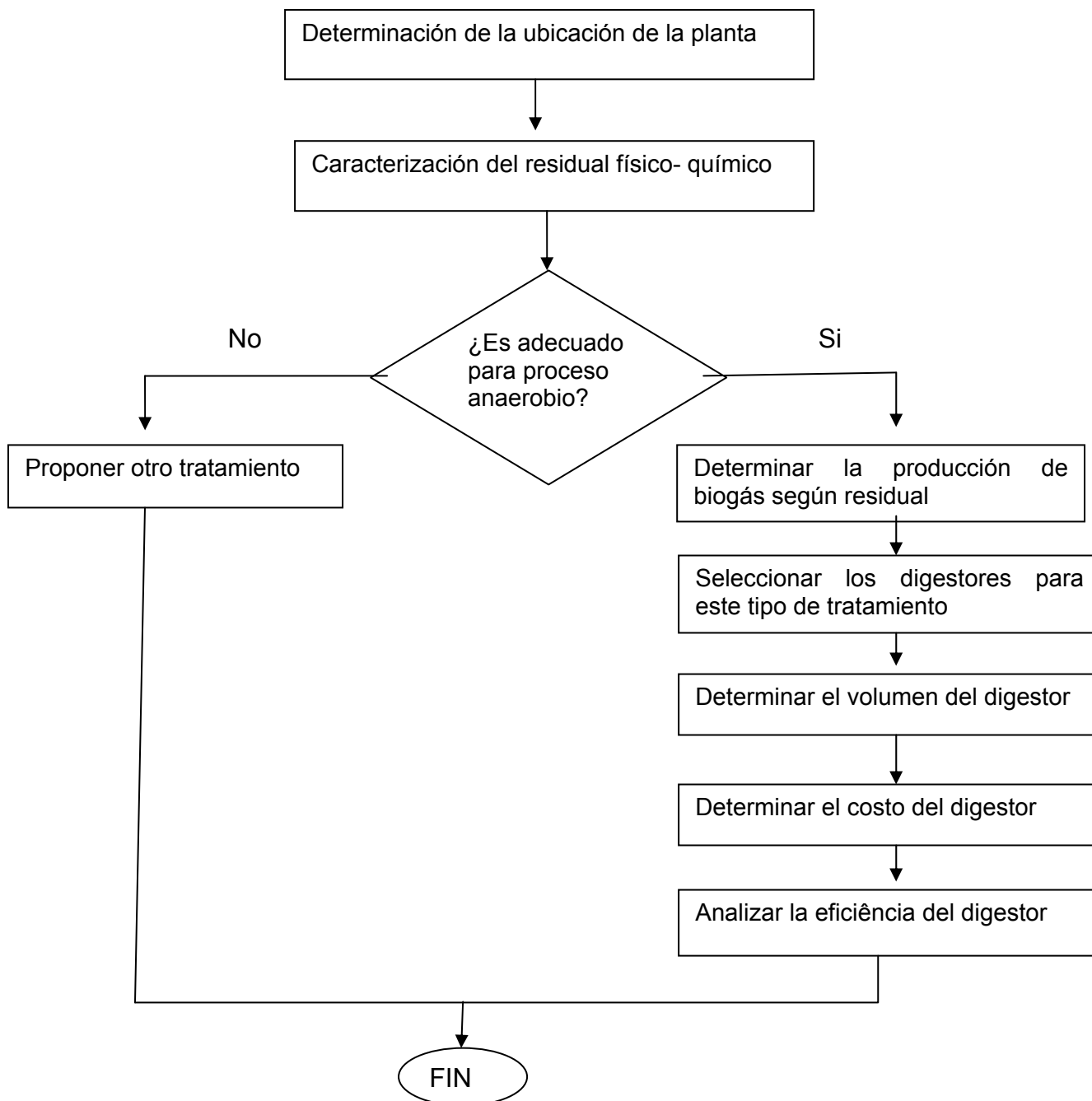
La tendencia de la Industria de Derivados en Cuba se proyecta a encontrar métodos de tratamiento que logren un mayor aprovechamiento de los residuales con la obtención de subproductos de mayor utilidad para la industria y sociedad.

De los desechos orgánicos provenientes de la fabricación de azúcar y sus derivados el residual de mayor poder contaminante es la vinaza ya que tiene elevadas concentraciones de materia orgánica C [DQO] >> 10 kg/m<sup>3</sup>.

El impacto económico de la aplicación de un sistema de tratamiento está en función de la adopción de la técnica y los resultados exitosos dependen de aspectos como la manera en la que la tecnología se introduce, adapta y mejora según las condiciones locales y técnicas.

## Capítulo II. Metodología de la investigación

En el presente capítulo se abordan los métodos y técnicas que se utilizaron para lograr el cumplimiento del objetivo propuesto en esta investigación, es por ello que se dedica el mismo a plasmar:



**Figura 2.1** Esquema de desarrollo de la investigación en la planta de interés.



## 2.1 Características de la instalación objeto de estudio y ubicación geográfica

La empresa Jesús Rabí posee un central azucarero con una capacidad de molida de 4641 t/d y una destilería anexa con capacidad de producción de 15000000 litros de alcohol por año. La de la empresa azucarera Jesús Rabí fue diseñada para producir alcohol a partir de mieles obtenidas de los centrales azucareros Mario Muñoz, René Fraga y Jesús Rabí con un flujo de producción de 50 000 litros de alcohol diariamente. En la figura 2.2 y en el anexo 4 aparecen la unidad que se encuentra ubicada en el Consejo Popular Céspedes-Rabí, municipio de Calimete perteneciente a la provincia de Matanzas, organismo perteneciente al Ministerio del Azúcar (MINAZ) y el área que ocupa su superficie edificada es de 90 m<sup>2</sup>. En la planta se producen las siguientes variedades de alcoholes de acuerdo con su calidad:

- Alcohol técnico B
- Alcohol técnico A
- Alcohol fino A
- Alcohol F-5

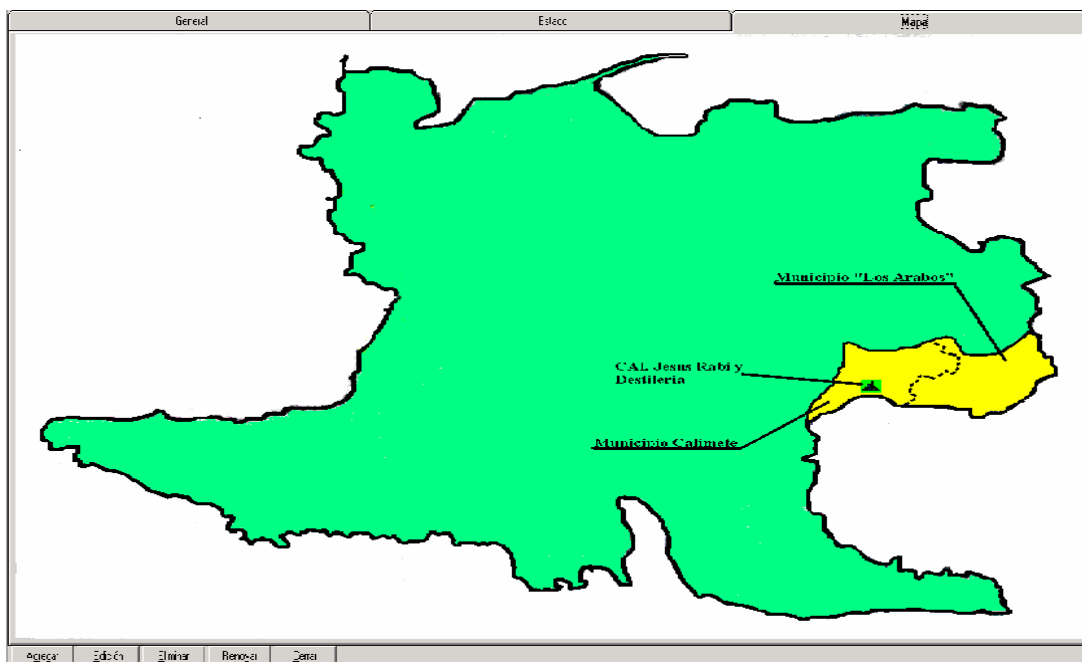


Figura 2.2 Ubicación de la Planta Jesús Rabí

## **2.2 Análisis documental e intercambio con especialistas sobre el tema**

Como parte de la investigación se procedió al análisis y estudio de documentos, informes técnicos, informes de investigación acerca de las características de las aguas residuales de destilería (vinazas) en Cuba y las alternativas de disposición final de las mismas desde el punto de vista ambiental. Se efectuó también intercambio con especialistas en el tema por experiencias docente y de investigación.

Los especialistas contactados fueron:

- Dr. C Mario Yll Lavín. Profesor de La Universidad Matanzas "Camilo Cienfuegos" especialista en Reactores.
- Licenciada Anaibis López Delgado. Jefa de la destilería Jesús Rabí.
- Colectivo de trabajadores de Investigaciones de los Derivados de la Caña de Azúcar (ICIDCA) en especial:
  - Ingeniero Mecánico Francisco Diez
  - Dr. Fidel Domenech
- Colectivo de profesores de ingeniería química de La Universidad de Las Villas "Marta Abreu"

## **2.3. Análisis físico-químico y bacteriológico del residual líquido**

Para este estudio se tomaron como base las caracterizaciones y aforos de las aguas residuales de los últimos tres años de la empresa azucarera Jesús Rabí, realizadas por la Empresa Nacional de Análisis y Servicios Técnicos de Matanzas para tomar como referencia, a partir de los cuales se realizó una nueva caracterización directamente por la autora de la tesis.

Las caracterizaciones a las que se hizo referencia anteriormente se realizaron como parte de los estudios que se ejecutaron por parte de los especialistas Manuel Sentmanat y Daniel González de esta provincia como respuesta a la solicitud de la empresa para la evaluación de los residuales líquidos vertidos del área industrial, en los últimos años.

### **2.3.1 Aforo**

Para el aforo se utilizó el método de aforo por molinete. Se realizó en los tres turnos de la industria, durante la producción de forma continua con intervalos promedio de mediciones de 2 horas, para lo que se tuvo en cuenta las fluctuaciones del flujo.

La frecuencia del muestreo se estableció a partir del análisis de las características del proceso tecnológico, para garantizar la fidelidad estadística de los resultados analíticos.

### **2.3.2 Muestreo**

El lugar de muestreo, es el normal existente y utilizado en esta fábrica, situada a la salida de la sifa instalada en la parte inferior de la columna destiladora, la temperatura es de 99,0° C a 100° C durante los muestreos.

Las muestras bien identificadas, se obtuvieron en intervalos de tiempo fijo en las estaciones seleccionadas de manera individual, se enfriaron y, se guardaron bajo congelación cuando fue necesario, hasta llevarlas a los Laboratorios de Recursos Hidráulicos, de la Universidad Matanzas y Tratamiento de Aguas Residuales en Varadero donde se caracterizaron por los análisis correspondientes.

Las muestras fueron preservadas según las normas establecidas por el *Standard Methods for Examination of Water and Waste Water*, Edición 20 de 1998; que son las establecidas para ser utilizadas por los Laboratorios pertenecientes al Instituto Nacional de Recursos Hidráulicos.

### **2.3.3 Análisis físicos y químicos de los efluentes líquidos del sistema de estudio (vinazas)**

#### *Determinaciones*

Se utilizaron las técnicas operatorias del Standard Methods for Examination of Water and Waste Water, Edición 20 de 1998; que son las establecidas para emplearse por los Laboratorios del Instituto Nacional de Recursos Hidráulicos.

#### *Análisis organoléptico*

La determinación de este parámetro se basa en la medición del color y olor.

#### *Conductividad eléctrica ( $\mu\text{mhos/cm } 25^\circ\text{C}$ )*

La determinación de este parámetro se basa en la medición de la habilidad de una solución acuosa para conducir la corriente eléctrica. Para su medición se empleó un conductímetro, marca Hanna EC 215.

#### *Temperatura*

Medición *in situ*, con termómetro, de intervalo de 0-100°C.

#### *pH*

Para su determinación se empleó el equipo *pH-meter* TM4.

#### *Sólidos Totales*

Método gravimétrico por volatilización en estufa de 103°C -105°C.

#### *Sólidos Volátiles y Fijos*

Ambas determinaciones se realizaron mediante el método gravimétrico por volatilización, en Horno Mufla para operación a 550°C.

#### *Demanda Química de Oxígeno (DQO)*

Su valor se determinó por el método de reflujo cerrado, donde se produce la oxidación de la muestra con un oxidante específico bajo condiciones

controladas. Se emplearon como oxidantes el dicromato de potasio ( $K_2Cr_2O_7$ ) y ácido sulfúrico ( $H_2SO_4$ ) que contiene plata.

#### *Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO)*

Para su determinación se utilizó el método de incubación o prueba de los cinco días, por medición del oxígeno consumido durante la oxidación de la materia orgánica presente en el agua residual, por cinco días, a 20°C en una incubadora.

### **2.4 Determinación del flujo residual (vinazas)**

La destilería tiene una capacidad de producción de 50 000 litros de alcohol diariamente, cuenta con tecnologías atrasadas que generan más de 16 m<sup>3</sup> de vinaza por m<sup>3</sup> de alcohol producido.

Para el cálculo de flujo de vinazas se tomó en cuenta las siguientes premisas:

Premisas para los cálculos

16 L de vinaza /L alcohol

270 días de trabajo

$$F_{\text{vinazas}} = \frac{(V_p \times 16)}{1000} \quad (2.1)$$

Donde:

$F_{\text{vinazas}}$ : flujo vinazas (m<sup>3</sup>/d)

$V_p$ : volumen producción

### **2.5 Cálculo de la carga contaminante**

Se determinó la carga contaminante para conocer la cantidad de contaminación que se vierte en un punto en un intervalo de tiempo determinado, en este caso, 24 horas. La carga contaminante depende del valor del caudal del agua de desecho.

La concentración de contaminante que puede estar dada por las características que interese, se expresó en kg de DBO<sub>5</sub> por día.

El cálculo se realizó a partir de la ecuación 2.2:

$$Carga\ cont. \text{ 4Kg de DBO}_5/\text{día} = DBO \times Gasto \times Factor \quad (2.2)$$

Factor= 0,00864 (Velazco, 2007)

## 2.6 Determinación de la biodegradabilidad del residual líquido

La determinación de la biodegradabilidad de un residual líquido se calculó por la relación entre la DBO<sub>5</sub> y la DQO, que si su valor es igual o mayor que 0.4, se corrobora que el residual es biodegradable.

## 2.7 Potencialidades de producción de biogás

La cantidad volumétrica de CH<sub>4</sub> por los sistemas anaerobios se calcula de acuerdo a la ecuación de JulesVan Lier (2.3).

$$CH_4 = Q \times DQO_{biodeg} \times (1 - Y) \times \eta_{DQObiodeg} \times 0,35 \times \left( \frac{(t + 273)}{273} \right) \quad (2.3)$$

donde:

Q=Flujo de residual que entrada al reactor (m<sup>3</sup>/d)

DQO biodegradable = DQO de entrada al reactor (kg/ m<sup>3</sup>) = 50 kg/ m<sup>3</sup>

Y = Crecimiento de bacterias esperado (0.02 - 0.15) kg biomasa/ kg DQO

$\eta_{DQObiodegr}$  = Eficiencia de remoción de la DQO / 100

0,35 = equivalencia volumétrica del metano en 1 kg de DQO (m<sup>3</sup>/kg)

T = Temperatura de operación del reactor (°C)

Basados en los diseños empíricos de expertos se toma:

Y = 0,1

$\eta_{DQObiodegr}$  = 70%

T= 35 °C

Se calculó el volumen de biogás diaria por la expresión 2.4.

$$V_{biogas} = \frac{V_{CH_4}}{\%CH_4} \quad (2.4)$$

#### *Producción de biogás en tiempo de zafra*

Al tomar en consideración que en tiempo de zafra la destilería produce durante 119 días la potencialidad de producción de biogás se calcula según 2.5:

$$V_{biogas\ total} \times 119 \quad (2.5)$$

#### *Producción de biogás en tiempo de no zafra*

$$V_{biogas\ total} \times 151 \quad (2.6)$$

## **2.8 Selección del tratamiento anaeróbico (reactor) adecuado para las vinazas**

Dada la dificultad de tratar vinazas y debido a la presencia de numerosos compuestos aún de interés presentes en las mismas y por los elevados valores de carga orgánica, y volúmenes que se generan, resulta viable la aplicación de la digestión anaerobia con la construcción de reactores de tasa alta (UASB) *Upflow Anaerobic Sludge Blanquet* o reactor de flujo ascendente anaerobio de manto de lodos.

## **2.9 Método de diseño de UASB**

### **2.9.1 Procedimiento de diseño de reactor UASB**

De las dos maneras de diseñar un reactor UASB se selecciona el método en base en la Carga Orgánica Volumétrica (OLR) debido a que la DQO de entrada es mayor que  $10 \text{ kg} / \text{m}^3$ , por lo que la Carga Orgánica Volumétrica es restrictiva.

Para mantener la máxima eficiencia posible de conversión de DQO del reactor mediante la selección de las condiciones adecuadas de carga orgánica y reducir al mínimo el coste del reactor se comenzó con porcentajes máximos de

carga posible de aguas residuales y se continúa iterativamente los cálculos hasta que el diseño satisfaga todos los requisitos.

Como las vinazas son residuales ácidos, es necesario garantizar en tratamiento primario la neutralización de los mismos, mientras que al ser un residual azucarero, no acidificado es necesario reciclar los efluentes del reactor en una tasa de al menos 1:1 (recirculación interna) en el primer lugar con el fin de evitar la sobreacidificación del sistema durante la etapa de hidrólisis y acidificación con lo que se logra además disminuir la cantidad de neutralizante a ser utilizado, para evitar o disminuir la formación de espuma en la superficie líquida del reactor, que puede traer consigo el entorpecimiento de la evacuación del efluente en las canaletas y la necesidad de utilizar baffles en estas para el rompimiento de la misma, el entorpecimiento del proceso de sedimentación del lodo durante el ascenso del líquido en la superficie inclinada de los domos del separador GLS que funciona como un clarificador y donde ésta tiende a depositarse y formar una capa gruesa y áspera, así como la necesidad de evitar una sobrepresión de gas en la interfase gas-líquido dentro de los domos por obstrucción de la salida de gases.

Según la guía práctica para diseño de reactores UASB dejada por el profesor Dr. Jules Van Lier (quien fue alumno, compañero de trabajo del Dr. Lettinga, creador del reactor UASB en la década de los años 1970 en la Universidad de *Wageningen*, Holanda) en el curso por el impartido por el en el ICIDCA, La Habana en 2006 para el tratamiento de los residuales no acidificado como vinazas a una temperatura de 30 °C - 35 °C la carga orgánica ORL (kg DQO/m<sup>3</sup> de reactor al día) varía de (12-18) kg DQO/m<sup>3</sup> de reactor al día.

ORL seleccionada = 15 kg DQO/m<sup>3</sup> de reactor al día. Se considera DQO/m<sup>3</sup>.d de trabajo a 30 °C - 35 °C.

[DQO] = 50kg / m<sup>3</sup>

Recirculación de efluentes: 1:1



El volumen del reactor se calcula mediante la ecuación 2.7:

$$V_{\text{reactor}} = (C \times Q) / r_v \quad (2.7)$$

Donde:

C: concentración de DQO en aguas residuales (kg/m<sup>3</sup>)

Q: caudal de las aguas residuales (m<sup>3</sup>/d)

r<sub>v</sub>: carga orgánica seleccionada

*Dimensiones del reactor:*

La altura (H) del reactor y la superficie (A) del tanque:

Con vistas a que se requiera la menor área posible se escoge la mayor altura del reactor posible. Aunque la altura más utilizada es de 6 m, se selecciona

H<sub>reactor.</sub> = 7 m

*La superficie del tanque UASB (A):*

La superficie del tanque depende del volumen del reactor (V) y de la altura (H) del mismo.

$$A = \frac{V}{H} \quad (2.8)$$

*Longitud total (l)*

Si se selecciona un frente (ancho) del reactor, preferiblemente entre 15 m y 16 m. Entonces:

$$l = \frac{A}{F_{\text{reactor}}} \quad (2.9)$$

*Cálculo del Tiempo de retención hidráulico (TRH):*

- Sin recirculación

$$TRH = \Theta = \frac{V}{Q_{\text{sin recircular}}} \quad (2.10)$$

Q Flujo por hora de vinaza cruda, sin recirculación.

- **Con recirculación**

$$TRH = \Theta = \frac{V}{Q_{con.recircular}} \quad (2.11)$$

El flujo de recirculación debe ser el doble del flujo real.

Se calcula de nuevo de la  $H_{max}$  a partir de TRH:

$$H_{max} = \frac{\Theta \cdot Q}{A_{min}} \quad (2.12)$$

**Cálculo de la Velocidad Ascensional del Líquido:**

La velocidad del líquido del flujo ascendente,  $V_{liq}$ , viene dada por:

- **Sin recirculación**

$$v_{liq} = \frac{Q_{sin.rec}}{A} \quad (2.13)$$

- **Con recirculación**

$$v_{liq} = \frac{Q_{conrec}}{A} \quad (2.14)$$

**Cálculo de la Velocidad Ascensional del Gas**

- **Sin recirculación**

$$v_{gas} = C \langle DQO \rangle \cdot EfCH_4 / 100 \cdot 0,35 / CH_{4biog} \cdot \langle T + 273 \rangle / 273 \cdot v_{liqsinrecircular} \quad (2.15)$$

donde:

C: concentración de DQO en el afluente (kg/m<sup>3</sup>)

E<sub>F</sub>: eficiencia de remoción basada en la producción de CH<sub>4</sub>= fracción de DQO convertido en CH<sub>4</sub> x 100%

0,35= CH<sub>4</sub> aforado equivalente a 1 kg DQO (m<sup>3</sup>/kg)

CH<sub>4</sub>biogas: fracción de CH<sub>4</sub> en biogás

T: temperatura del reactor en funcionamiento en ° C

v<sub>liq</sub>: velocidad del líquido ascendente (m/h)

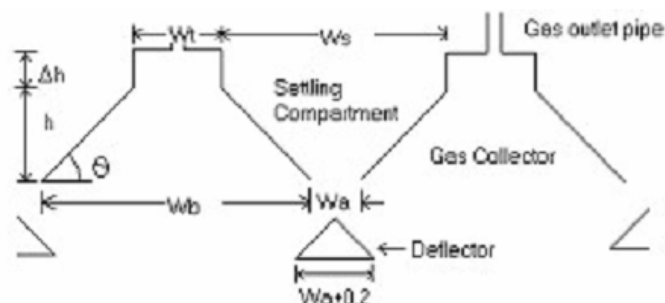
- **Con recirculación**

$$v_{gas} = C \langle DQO \rangle \cdot EfCH_4 / 100 \cdot 0,35 / CH_{4biog} \cdot \langle T + 273 \rangle / 273 \cdot v_{liqcon.recirc} \quad (2.16)$$

## Separador gás – líquido -sólido (GLS):

Con el fin de lograr la máximo posible capacidad de lodos en condiciones operativas, es necesario dotar al reactor UASB de un dispositivo separador de GLS. El objetivo principal de este diseño es facilitar el retorno de lodos sin ayuda de ninguna energía externa y el dispositivo de control. Las directrices para las formas y el diseño del separador GLS están dadas por *Lettinga y Hülshoff*.

La forma del dispositivo de GLS a considerar en el diseño se presenta en la figura 2.3.



**Figura 2.3** Separador GLS (Van Lier, 2006).

#### Altura del Separador $H_{GLS}$

En un principio, la altura del separador GLS se puede considerar como el 25% de la altura total del reactor.

$$H_{GLS} = h + \Delta h \approx 25 \% H_{react} \quad (2.17)$$

$$H_{reactor} = H_s + H_{se}$$

$H_{se}$  = Altura de Sedimentación

$H_s$  = Altura de la cama de lodos.  $H_s = v_{liq} \cdot TRH$  (ambos con recirculación)

Verificación de la altura de sedimentación:

- El ancho de la base del domo ( $W_b$ ) se puede calcular como:

$$W_b = \frac{2(h + \Delta h)}{\text{tg } \theta} \quad (2.18)$$

donde:

$\Delta h$ : profundidad desde la parte superior del domo

$\text{tg } \theta$ : ángulo de domo (45°-60°)

Para estimar inicialmente el número de cúpulas requiere el ángulo de la cúpula respecto a la horizontal puede ser asumido como  $\theta = 45^\circ$

La  $\Delta h$  es que se calcula como:

$$\Delta h = (W_r / 2) \text{tg } \Theta \quad (2.21)$$

El ancho de la parte superior de la cúpula ( $W_T$ ) se puede considerar como  $W_r = (0,2 - 0,3)m$  en principio, porque realmente se admite  $W_r = 0,3 \div 0,7m$  y hasta  $W_r = 1,0m$  en ocasiones excepcionales.

Se toma 0,25 m.

- Cálculo del número de domos:

$$N_d = \frac{W_R}{W_B} \quad (2.22)$$

donde:

$N_d$ : número de domos

$W_R$ : ancho de reactor

$W_B$ : ancho de la cúpula (domo)

- Revisar la proporción de flujo por domo:

$$A_p = \frac{F_{h/d}}{v_{liq - max}} \quad (2.23)$$

$F_{h/d}$ : flujo horario/domo

$V_{as-liq}$ : velocidad ascensional del líquido máxima permitida = 3m/h

- Comprobar el ancho de la interfase gas-líquido:

La eficiencia en la degradación del residual en el reactor es 0,9 y con 0,7 de remoción, conversión de materia orgánica o degradación en el reactor anaeróbico, que como máximo es de 0,75.

$$Q m^3 \text{ inf}/d \cdot C[DQO] kgDQO/m^3 \text{ inf} \cdot 0,7 \cdot 0,35 m^3 CH_4/kgDQO \quad (2.24)$$

**2.10 Material de construcción de reactor UASB**

Para una adecuada selección de los materiales a emplear en la construcción de reactor UASB se utilizó la metodología del Perry presente en la sección 25 que basase en la utilización de gráficos, donde es necesario conocer y establecer, además de sus propias características o propiedades, las posibles uniones y combinaciones entre ellas, el concepto estructural y la tecnología constructiva, sin menospreciar el factor económico.

## **Capítulo III Análisis y discusión de los resultados**

### **3.1 Análisis de los resultados físicos-químicos y bacteriológicos del residual de la industria azucarera Jesús Rabí**

#### *Determinación del gasto o caudal (Q)*

Los gastos registrados mínimos, medios y máximos obtenidos en los últimos tres años por el método de aforo por molinete de cada uno de los muestreos realizados a la empresa se muestran en la tabla 3.1

**Tabla 3.1** Caudales registrados en los últimos años

Gasto (L/s)	año 2007	año 2008	año 2009
Q. Máximo	88,48	152,04	123,12
Q. Mínimo	74,15	57,60	58,76
Q. Media	85,48	88,50	87,32

(Fuente: Central Jesús Rabí)

Como puede observarse el volumen de residual líquido que se vertió diariamente en los últimos tres años es muy elevado en todas las caracterizaciones realizadas, lo cual indica el uso inadecuado de las aguas en el proceso productivo y la necesidad de realizar cambios que permitan el adecuado manejo de este recurso.

Los valores en los dos primeros años son muy elevados al compararlos con el año 2009 debido a que la empresa tenía tecnologías muy atrasadas lo que consecuentemente traía al mal uso del agua, pero todavía en 2009 el valor del gasto medio asciende a 805 m<sup>3</sup>/día, pues si se compara con otros países que aplican las nuevas tecnologías, por medio de mecanismos de Producción Más Limpia (PML), de producir menos cantidad de vinaza por litro de alcohol producido, esta cantidad de agua residual vertida es muy elevada. Por ejemplo las tecnologías de DEDINI de Brasil, solo producen (11-12) litros de vinaza por litro de alcohol y la tecnología de la PRAJ de La India recircula vinaza a la fermentación para disminuir su cantidad como residual que es de acuerdo con

la experiencia de la compañía PRAJ, la cantidad de vinaza recirculada es una función de la composición del alimento, del diseño del proceso, del tipo de levadura utilizado, motivo por el cual la planta se puede genera entre (2 -13) L de vinaza/L de alcohol (ICIDCA, 2010).

### **3.1.1 Resultados físicos-químicos y bacteriológicos del residual de la industria azucarera Jesús Rabí en los últimos tres años**

En las tablas presentadas en el anexo 5, se relacionan los resultados de los análisis físico – químico y bacteriológicos realizados en los últimos tres años.

Los resultados están dados en mg/L excepto aquellos en los que se especifican otras unidades. El signo (<) significa el límite que detecta el método o el equipo donde fue realizado el análisis.

De acuerdo con las características presentes en el residual de la destilería de Jesús Rabí en los últimos tres años se puede aplicar la digestión anaerobia, ya que se corrobora por la relación DBO/DQO sus características biodegradables. Para el diseño de un reactor para tratar el residual de destilería solamente, se puede proponer una segregación de corrientes y tomar los datos precisos que atañen a la destilería y mantener separada la vinaza de otros flujos de aguas residuales (aguas de limpieza) a fin de garantizar el máximo control de su concentración.

### **3.2 Análisis físicos y químicos de los efluentes líquidos del sistema de estudio (vinazas)**

A continuación aparece en la Tabla 3.2 los resultados de los análisis físico-químicos de las vinazas.

**Tabla 3.2** Características físicas y químicas de la vinaza de destilería Jesús Rabí

Indicador	Vinazas
Color	café oscuro
Olor	Fuerte
Temperatura (° C)	99 – 100
pH	3,9 - 4,5
Conductividad ( $\mu\text{mhos/cm } 25^{\circ}\text{C}$ )	11000 – 11400
DBO (mg/L)	24000
DQO (mg/L)	50 000
Sólidos totales (mg/L)	53 204-54 252
Sólidos volátiles (mg/l)	37 032- 39 962
Oxígeno disuelto (mg/l)	0

Fuente: Propia

### 3.2.1 Análisis de los resultados físicos y químicos obtenidos: Conductividad Eléctrica, pH, Temperatura, Sólidos en general, DBO y DQO

*Conductividad eléctrica.* Su valor varía de (11000 – 11400)  $\mu\text{mhos/cm } 25^{\circ}\text{C}$  lo que indica una alta salinidad en el residual comparado con el valor de los límites máximos permisibles de vertimientos de residuales que es de 4000  $\mu\text{mhos/cm } 25^{\circ}\text{C}$ .

*pH:* Como puede apreciarse el valor promedio de este parámetro es de 4,1 lo que indica que el residual es muy ácido, y resulta muy agresivo al medio, favorece la corrosión de cualquier superficie metálica.



Para el tratamiento biológico el pH del sistema debe mantenerse en un intervalo comprendido entre 6,5 y 8,5 y para eso se debe aplicar un pretratamiento al residual, lo que significa, que el pH debe ser corregido por medio de la neutralización.

*Temperatura.* El alto valor de la temperatura en este residual influye directamente en la disminución del oxígeno disuelto en el agua, que como puede observarse en la Tabla 3.2, en todas las determinaciones su valor fue 0. También impide el crecimiento de los microorganismos ya que según van Haandel y Lettinga, la temperatura es el factor ambiental de mayor importancia en la digestión anaerobia de aguas residuales, cuya temperatura óptima para ese proceso es de (30 °C a 35°C), por lo que la temperatura de la vinaza debe ajustarse a los valores máximos tolerables de la degradación biológica, para eso se puede utilizar un intercambiador o torre de enfriamiento.

*Sólidos Totales.* El resultado de este análisis está en el intervalo comprendido entre (53204 - 54252) mg/L, su valor promedio es 53665 mg/L y está en correspondencia con los valores que se reportan de este tipo de residual según Instituto de Investigaciones de los Derivados de la Caña de Azúcar (ICIDCA).

*Sólidos Totales Volátiles.* El valor promedio resultante de este parámetro fue 38588 mg/L. Su valor elevado expresa, una alta concentración de material orgánico en el residual analizado.

*Sólidos Totales Fijos.* Como puede apreciarse, el valor elevado obtenido de este parámetro, evidencia la riqueza en nutrientes como minerales esenciales para el crecimiento y las divisiones celulares de los microorganismos.

*Oxígeno disuelto.* Debido a la alta concentración de materia orgánica y de la temperatura elevada del residual analizado, este parámetro ha estado ausente en todos los estudios. En estos residuales sin tratar, su valor es cero, ya que los residuos orgánicos que contienen ejercen una *demanda de oxígeno* que consume una parte o generalmente todo el oxígeno disuelto en esa agua.

La *Demanda Química de Oxígeno (DQO)*. Como se aprecia en la tabla 3.2 el valor reportado es muy alto. Este parámetro es importante debido a que brinda una aproximación de la cantidad de materia orgánica que puede ser susceptible de aprovechar por los microorganismos, por lo que puede ser extrapolable para los digestores anaerobios.

La *Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO<sub>5</sub>)*. La proporción entre la DBO<sub>5</sub> (demanda bioquímica de oxígeno en una prueba de 5 días) y la DQO es un indicador del tratamiento biológico. El comportamiento de este análisis es también elevado comparado con la norma de vertimiento de este residual que es 100mg/L.

El elevado valor de ambos indica la presencia de un alto contenido de materia orgánica en el residual analizado y la necesidad de su tratamiento, pues si el mismo se vierte sin tratar conlleva al agotamiento de los recursos naturales de oxígeno y al desarrollo de condiciones sépticas en el cuerpo receptor. Además infiere la necesidad de utilizar para su tratamiento, un método que permita la degradación de la materia orgánica que se encuentra disuelta y suspendida en el agua residual.

### **3.3 Determinación del flujo residual (vinazas)**

El flujo de vinazas que se obtuvo por la ecuación 2.1, en la producción del alcohol en la destilería de Jesús Rabí es de 800 m<sup>3</sup> de vinaza por m<sup>3</sup> de alcohol producido diariamente, que son conducidos hacia tres lagunas de oxidación, anexo 6, con capacidad de almacenaje de 16 000 m<sup>3</sup>, donde ocurre una digestión de la materia orgánica con emisiones de malos olores y metano a la atmósfera.

Actualmente con el tipo de tratamiento que se aplica a ese residual, no es suficiente, ya que, la vinaza generada en la destilería Jesús Rabí ocasiona problemas de contaminación al entorno, como emisiones de los gases invernadero lo que contribuye para el cambio climático, afecta el equilibrio de la flora y la fauna, produce un efecto de eutrofización no controlable.

### **3.4 Cálculo de la carga contaminante**

Por la ecuación 2.2 se determina la carga contaminante.

$$\text{Carga cont.}_{\text{Kg. de DBO}_5/\text{día}} = \text{DBO} \times \text{Gasto} \times \text{Factor}$$

$$\text{DBO} = 24000 \text{ mg/L}$$

$$\text{Gasto} = 800\text{m}^3$$

$$\text{Factor} = 0,00864$$

El residual tiene una carga contaminante muy elevada, de 191995 kg DBO<sub>5</sub>/día, por lo que no debe permitirse que se vierta al medio sin realizar un tratamiento adecuado, por las afectaciones en el sistema ecológico de esta zona.

Si se tiene en cuenta que las zafra actuales duran como promedio 100 días, se concluye que la carga contaminante generada por el proceso fabril al medio ambiente es muy elevada, pues la misma asciende a 19 199 500 kg de DBO<sub>5</sub>/zafra.

### **3.5 Determinación de la biodegradabilidad del residual líquido**

Cálculo de la relación entre DBO y DQO.

$$\text{DBO}_5 = 24000 \text{ mg/L}$$

$$\text{DQO} = 50000 \text{ mg/L}$$

$$\text{DBO}_5/\text{DQO} = 0,48$$

Al determinar la relación entre la DBO<sub>5</sub> y la DQO se obtuvo que cumpla la condición de ser mayor o igual a 0,4, lo que corrobora que el residual es biodegradable y por tanto se puede utilizar el tratamiento biológico.

### **3.6 Valoración sobre el vertimiento de las aguas residuales**

Al comparar los valores de los parámetros en la Tabla 3.1 con lo establecidos por la NC 27: 1999, para la valoración del vertimiento del residual líquido, se concluye que no se cumplen los requisitos de ninguno de los parámetros.

En la tabla 3.3. se hace una comparación entre los resultados del análisis realizado por la autora con la norma permisible de vertimientos de los residuales.

**Tabla 3.3** Característica de vinaza de destilería Jesús Rabí vs Límites Máximos Permisibles Promedio de vertimientos

Parámetros	Vinaza	LMPP
Conductividad (µmhos/cm 25°C)	11200	4000
pH	4,2	6 – 10
Temperatura °C	99,5	50
DBO5 (mg/L)	24000	100
DQO (Dicromato) (mg/L)	50000	250
Oxígeno disuelto (mg/L)	0	4

Según la Norma Cubana 27: 1999 los valores de la temperatura, conductividad eléctrica, DBO<sub>5</sub>, DQO están por encima de los límites establecidos, por lo que no deben ser vertidos estos efluentes sin realizar tratamiento.

### 3.7 Potencialidades de producción de biogás

La pontencialidad de producción de biogás se calcula por la ecuación 2.4:

$$CH_4 = Q \times DQO_{biodeg} \times (1 - Y) \times \eta_{DQObiodeg} \times 0,35 \times \left( \frac{(T + 273)}{273} \right)$$

donde:

$$Q = 800 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$\text{DQO biodegradable} = \text{DQO de entrada al reactor (kg/ m}^3) = 50 \text{ kg/ m}^3$$

$$Y = 0,1 \text{ kg biomasa/ kg DQO}$$

$$\eta_{DQObiodegr} = 70\%$$

$$0,35 = \text{equivalencia volumétrica del metano en 1 kg de DQO (m}^3/\text{kg)}$$

$$T = 35^\circ\text{C}$$

La cantidad de biogás es de  $9951 \text{ m}^3/\text{d}$ . La cantidad exacta de biogás depende de la producción de CO<sub>2</sub>, además de CH<sub>4</sub>. El importe de CO<sub>2</sub> depende del estado de oxidación de la DQO del afluente.

El biogás en el tiempo de zafra es de  $1184142 \text{ m}^3/\text{d}$  y en no zafra es de  $1502566 \text{ m}^3/\text{d}$ . En total al año se produce  $2\ 686\ 708 \text{ m}^3/\text{año}$  de biogás.

### 3.8 Emisiones actuales de gases de efecto invernadero (GEI) provocado por la destilería Jesús Rabí

Los cálculos abajo indicados se obtiene según los cursos impartidos por Dr. Álvarez Brito y Dr. Mercadet Portillo del Instituto de Investigaciones Forestales de Cuba, sobre el cambio climático impartido en la Universidad Matanzas "Camilo Cienfuegos" en el mes de abril de 2010.

- *Cálculo de las toneladas de CO<sub>2</sub> equivalente por metano emitido a la atmósfera en lagunas*

Si se considera 70 % de eficiencia de remoción en dicho sistema, el biogás que se produce al año es de 2418037 m<sup>3</sup>/año (Van Lier, 2006).

Por lo que las toneladas de metano producido al año se calculan de la siguiente forma:

$$CH_4_{t/año} = V_{biogás} \times 0,503 / 1000 \quad (3.1)$$

0,503: factor de conversión

Lo que equivale de CO<sub>2</sub>:

$$CO_2_{equivalente} = CH_4_{producido} \times 21 \quad (3.2)$$

Emisión de CO<sub>2</sub> equivalente (21 t CO<sub>2</sub>/t Metano)

- *Cálculo de la producción de electricidad a partir del biogás producido.*

La producción de electricidad a partir del biogás producido anualmente tomando como índice de generación 1.7 kW.h/ m<sup>3</sup> se determina a partir de la ecuación 3.3:

$$\text{Electricidad (MW.h/a)} = V_{biogásproducido} \times 1,7 = 4567 \text{ MW.h/a} \quad (3.3)$$

Que equivalen a 1452 toneladas de fuel oil que se consume por año según ecuación 3.4. Para un índice de conversión de fuel oil a electricidad de 0,31791 t fuel oil/ MWh.

$$\text{Fueloil} = \text{Electricidad} \times 0,31791 = 1452\text{t/año} \quad (3.4)$$

Teniendo en cuenta que la generación de CO<sub>2</sub>/ fuel oil combustionado es de 2,03 t CO<sub>2</sub> / t de fuel oil, el total de emisiones de CO<sub>2</sub> al año es:

$$CO_2 = \text{Fueloil} \times 2,03 \quad (3.5)$$

Por el cálculo anterior el índice de ahorro de fuel oil es de 1452 ton/año, lo que equivale a una reducción de CO<sub>2</sub> de 2948ton / año.

Si se suma las emisiones provocada actualmente provocado por los residuales de la destilería Jesús Rabí y las toneladas de CO<sub>2</sub> equivalente por producción de Bio-electricidad se tiene:

$$28380 \text{ t/a} + 2948 \text{ t/a} = 31327 \text{ t/a de emisiones de CO}_2 \text{ en el año}$$

En la tabla 3.4 se plantea una estimación de reducción de emisiones de CO<sub>2</sub> que se logrará con implantación del reactor UASB.

**Tabla 3.4** Estimado de reducción de emisiones de CO<sub>2</sub> que se logrará con el reactor UASB

Cálculo de las toneladas de CO <sub>2</sub> equivalente por metano emitido a la atmósfera en lagunas		
▪ Metano emitido en Zafra	t/a	596
▪ Metano emitido en No Zafra	t/a	756
▪ Total Metano	t/a	1351
▪ Emisión de CO <sub>2</sub> equivalente (21 t CO <sub>2</sub> /t Metano)	t/a	28380
Cálculo de las Toneladas de CO <sub>2</sub> equivalente por producción de Bio-electricidad		
▪ Generación total energía	MWh/a	4567
▪ Consumo Fuel Oil por año	t/a	1452
▪ Emisión CO <sub>2</sub> /año	t/a	2948
<b>TOTAL DE EMISIONES DE CO<sub>2</sub> EN EL AÑO</b>	t/a	31327
▪ Reducción de emisiones CO <sub>2</sub> / año al 20 %	t/a	6265

Fuente: Propia

Por una parte, la recuperación del metano producido por la digestión anaerobia de los residuales y su posterior combustión, reduce las emisiones de este compuesto y su efecto invernadero (considerado 21 veces al del CO<sub>2</sub>), y por otra parte, su empleo como biocombustible sustituye el uso de combustibles fósiles y por consecuente, la reducción de dióxido de carbono no renovable.

El total de emisiones de CO<sub>2</sub> dejadas de emitir con la implementación del reactor anaerobio UASB sería 6 265 t/año.

Por lo que se ve el tratamiento que se da actualmente a los residuales de la destilería Jesús Rabí no es la adecuada ya que se emite una gran cantidad de dióxido de carbono a la atmósfera.

### **3.9 Método de diseño de UASB**

Para el tratamiento de de las vinazas, se recomienda recircular efluente del reactor con el objetivo de atenuar o eliminar las posibilidades de sobre acidificación durante la etapa de acidogénesis, debido a ser la vinaza un residual no acidificado. Al mezclar la vinaza con efluente del reactor, que posee una alcalinidad propia de bicarbonato, con una alta capacidad *buffer*, se evita la sobreacidificación y además disminuye la cantidad de neutralizante, y atenúa la posibilidad de formación de espumas indeseables para el proceso. Estas espumas pueden ocasionar obstrucciones en las campanas, conductos de gas, canaletas de evacuación del efluente, entre otras, por lo cual deben utilizarse accesorios para atenuar sus efectos perjudiciales, como atomizadores (*Sprayers*) en la caja de acumulación de biogás, en los separadores trifásicos GLS y la utilización de baffles en las canaletas, por eso, se tomó una recirculación de efluentes de 1:1. La experiencia de trabajo del ICIDCA, ha demostrado que el ajuste de pH y la mezcla con efluente debe de automatizarse y realizarse en un tanque agitado, para que sea instantánea y los sistemas de medición y control puedan actuar instantáneamente también, puesto que cuando se hacía en el DSP (Disolutor-Sedimentador Primario-Preacidificador) con tiempos de retención altos para tomar mediciones de pH, ésta práctica se hacía realmente difícil o casi imposible. Se decidió además construir un tanque SP (ahora sería solo Sedimentador-Preacidificador, puesto que la disolución se realiza antes) por cada módulo de reactor, y así poder separar el funcionamiento del reactor por cada uno de ellos, lo que permite paradas para mantenimiento y reparación sin que se produzca sobreacidificación en el SP debido al aumento de los tiempos de retención cuando se detenga el trabajo de un módulo o vaso del reactor.

### *Dimensionamiento del Reactor*

- *Volumen del Reactor*

$$C [\text{DQO}] = 50 \text{ kg DQO/m}^3$$

Recirculación Efluente= 1:1

$$Q=800 \text{ m}^3/\text{d}=33,33 \text{ m}^3/\text{h} \text{ (sin recirculación)}$$

$$V_{\text{reactor}}= 800 \text{ m}^3/\text{d} \times 50 \text{ kg DQO/m}^3 / 15 \text{ kg DQO/m}^3 \cdot \text{d} \rightarrow V_{\text{reactor}} = 2667 \text{ m}^3$$

La altura varía de 6 m – 7 m, se selecciona  $H_{\text{reactor.}} = 7 \text{ m}$ .

Cálculo del área:

$$A_{\text{reactor}} = 2667 \text{ m}^3 / 7 \text{ m} = 381 \text{ m}^2$$

$$A_{\text{reactor}} = 381 \text{ m}^2$$

Con ancho del reactor de 16 m.  $L_{\text{reactor.}} = 381 \text{ m}^2 / 16 \text{ m} = 23,81 \text{ m} \approx 24 \text{ m}$

Se divide en dos módulos la longitud total, entonces quedaría un reactor de  $16 \text{ m} \times 24 \text{ m} \times 7 \text{ m}$ , dividido en dos módulos de  $16 \text{ m} \times 12 \text{ m} \times 7 \text{ m}$ .

### *Tiempo de Retención Hidráulica (TRH)*

- Sin recirculación

$$\text{TRH} = \Theta = V_{\text{reactor}} / Q = 2667 \text{ m}^3 / 33,33 \text{ m}^3/\text{h} \rightarrow \text{TRH} \approx 80 \text{ h} = 3,33 \text{ d}$$

- Con recirculación

$$\text{TRH} = \Theta = 2667 \text{ m}^3 / 66,66 \text{ m}^3/\text{h} \rightarrow \text{TRH} \approx 40 \text{ h} = 1,66 \text{ d}$$

El TRH deberá ser siempre mayor de 30 h para residuales de tan alta carga.

$$H_{\text{reactor}} \text{ a partir del TRH} \rightarrow 3,33 \text{ d} \times 800 \text{ m}^3/\text{d} / 381 \text{ m}^2 = 6,992 \approx 7 \text{ m}$$

### *La Velocidad Ascensional del Líquido.*

- Sin recirculación

$$V_{\text{as-liq}} = Q (\text{m}^3/\text{h}) / A_{\text{reactor}} (\text{m}^2) \rightarrow 33,33 \text{ m}^3/\text{h} / 381 \text{ m}^2 = 0,087 \text{ m/h}$$

- Con recirculación

$V_{\text{as-liq}} = 66,66 \text{ m}^3/\text{h} / 381 \text{ m}^2 = 0,175 \text{ m/h}$ . Que lógicamente es el doble pues se duplica el flujo al hacer recirculación 1:1.



**La Velocidad Ascensional del Gas**

- Sin recirculación

$$V_{\text{as-gas}} = C [\text{DQO}] \times E_f \text{CH}_4/100 \times 0,35 / \text{FCH}_4 \text{ biog.} \times (T^\circ\text{C}+273)/273 \times V_{\text{as-liq}}$$

$$V_{\text{as-gas}} = 50 \times 0,7 \times 0,9 \times 0,35/0,6 \times (35+273)/273 \times 0,087 = 1,80 \text{ m/h}$$

$$V_{\text{as-gas}} = 1,80 \text{ m/h}$$

- Con recirculación

$$V_{\text{as-gas}} = 25,42 \times 0,7 \times 0,9 \times 0,35/0,6 \times (35+273)/273 \times 0,175 = 1,84 \text{ m/h}$$

$$V_{\text{as-gas}} = 1,84 \text{ m/h}$$

Aquí hay que tener en cuenta que la DQO no es la misma, pues tienes una parte del influente o vinaza con 50 kg DQO/m<sup>3</sup> y efluente tratado al que solo le resta un 0,05% del 75% biodegradable en el sistema anaeróbico pues se nosotros predijo que tendría una biodegradabilidad del 70% con una eficiencia del 90%, por lo tanto, la DQO del efluente que será:

50-(50X0,7X0,9)= 18,5 kg DQO/m<sup>3</sup>, solo el 0,05% será posible de degradar (aunque ya no en nuestro reactor) por lo que quedaría 18,5 X 0,05 X 0,9=0,83 kg DQO/m<sup>3</sup>. Como la proporción es a partes iguales, para calcular la DQO de la mezcla, no es necesario multiplicar por las concentraciones de cada uno de los componentes, por lo que queda: 50+0,83/2=25,4 kg DQO/m<sup>3</sup>. Se puede decir que en realidad para nuestro reactor se calcularía 50+0/2=25 kg DQO/m<sup>3</sup>, con lo que daría una velocidad del gas de 1,81 m/h más cercana a la que se obtiene sin recirculación que es de 1,80 m/h. Esto es totalmente lógico, puesto que la recirculación es interna, no interviene en el proceso, solo incremente los parámetros hidráulicos y la velocidad del líquido se incrementa en una proporción similar a la disminución de la DQO.

**Separador Trifásico Gas – Líquido - Sólido (GLS)**

- Altura del Separador:

$$H_{\text{reactor}} = 7 \text{ m} \rightarrow H_{\text{GLS}} = h + \Delta h \approx 25\% H_{\text{react}} \quad H_{\text{GLS}} = 0,25 \times 7 = 1,75 \text{ m} = H_{\text{se}}$$

$$H_{\text{reactor}} = H_s + H_{\text{se}} \rightarrow H_s = v_{\text{liq}} \cdot \text{HRT} = 0,175 \text{ m/h} \cdot 40 \text{ h} = 7 \text{ m}$$

$$W_b = \frac{2(1,75 \text{ m})}{\text{tg}45^\circ} = \frac{3,5}{1} = 3,5 \text{ m}$$

Autor: Denise Antonieta Soares Fernandes

Se toma  $W_t=0,25$  la  $\Delta h$  es:

$$\Delta h = (W_t/2) \operatorname{tg} \Theta \quad \Delta h = (0,25/2)1 = 0,125m$$

$$W_t = 250mm \quad \Delta h = 125mm$$

$$W_B = W_b + W_a; \quad W_a = 0,2m \quad W_B = 3,5 + 0,2 = 3,7m$$

- Número de domos  $N_d$

$$N_d = \frac{16m}{3,7m} = 4,34 \text{ Lo cual quiere decir que se requieren 5 domos, 4 enteros y}$$

dos mitades en las paredes laterales del reactor.

- La proporción de flujo por domo

La proporción del flujo por domo se calcula teniendo en cuenta el flujo horario/domo y la velocidad ascendente máxima permitida del líquido.

$$A_p = \frac{F_{h/d}}{v_{liq-max}} = \frac{66,66m^3/h/2 \operatorname{mod} s/5 \operatorname{domos}}{3m/h}$$

$$= \frac{6,666}{3} = 2,22m^2 \Rightarrow W_{a-ned} = \frac{2,22m^2}{12m} = 0,185m \quad W_{a-nec.} = 0,185m < W_a = 0,2m \Rightarrow O.K.$$

- Comprobación del Ancho de la Interfase Gas-Líquido

$Q_{recirc} \times C[DQO]_{recirc} \times 0,7 \times 0,35 = 1600 m^3/d \times 25,42kgDQO/m^3 \times 0,7 \times 0,35 = 9965m^3/d$   
(gas en todo el reactor)

$$9965m^3/24h \cdot d = 415,21m^3/d/2 \operatorname{mod} s/5 \operatorname{domos} = 41,52m^3/h \cdot d \operatorname{omo}$$

$$W_t = 0,25m; \quad L_{react.} = 12m \Rightarrow \frac{41,52m^3/h \cdot d \operatorname{omo}}{(0,25 \cdot 12)m^2}$$

$= 13,84m/h \cdot d \operatorname{omo} > 3m/h \Rightarrow$  Es necesario incrementar  $W_t$  el fin de cumplir la condición:

$$\frac{Q_{gas}}{W_t \cdot L_{react.}} < 3m/h \therefore W_t > \frac{Q_{gas}}{3 \cdot L_{react.}} \Rightarrow W_t > \frac{41,52m^3/h}{3m/h \cdot 12m} = 1,15m$$

$W_{t \text{ nec.}} > 1,15m$  que es mayor que  $1,0m$  que es la máxima  $W_t$  permitida.

Se puede calcular de nuevo el separador GLS disminuyendo su altura a  $20\%H_{reactor} = 0,2 \times 7m = 1,4m \rightarrow H_{GLS} = 1,4m$

$$W_b = 2(h + \Delta h)/\operatorname{tg} \theta; \quad \theta = 45^\circ \div 60^\circ, \text{ pero se toma } 45^\circ \rightarrow \operatorname{tg} \theta = 1 \rightarrow W_b = 2(1,4)/1 = 2,8m;$$

$$W_b = 2,8m$$

Autor: Denise Antonieta Soares Fernandes

$$\Delta h = (W_t/2) t_g \theta; \text{ se tomando } W_t=0,25 \rightarrow \Delta h = (0,25/2)1 = 0,125; \Delta h=0,125\text{m}$$

$$W_B = W_b + W_a; W_a=0,2\text{m} \rightarrow W_B = 2,8 + 0,2 = 3,0\text{m}$$

- *Número de domos  $N_d$*

$N_d = 16\text{m}/3,0\text{m} = 5,33$  lo cual quiere decir que se requieren 6 domos, 5 enteros y dos mitades en las paredes laterales del reactor.

- *La proporción de Flujo por Domo*

$$A_p = \frac{66,66\text{m}^3/h/2 \text{ mod } s/6\text{domos}}{3\text{m}/h} = 1,85\text{m}^2$$

$$W_{a-ned} = \frac{1,85\text{m}^2}{12\text{m}} = 0,15\text{m}$$

$$W_{a-nec.} = 0,15\text{m} < W_a = 0,2\text{m} \Rightarrow O.K.$$

- *Comprobar el Ancho de la Interfase Gas-Líquido*

$$Q_{recirc} \times C[DQO]_{recirc} \times 0,7 \times 0,35 = 1600 \text{ m}^3/d \times 25,42\text{kgDQO}/\text{m}^3 \times 0,7 \times 0,35 = 9965\text{m}^3/d$$

(gas en todo el reactor)

$$9965\text{m}^3/24h \cdot d = 415,21\text{m}^3/d/2 \text{ mod } s/6\text{domos} = 34,6\text{m}^3/h \cdot d \text{ omo}$$

$$W_t = 0,25\text{m}; L_{react.} = 12\text{m} \Rightarrow \frac{34,6\text{m}^3/h \cdot \text{domo}}{(0,25 \cdot 12)\text{m}^2} = 8,65\text{m}/h > 3\text{m}/h$$

8,65 m/h > 3m/h (permitido) → calcula la  $W_t$  nec.

$$\Rightarrow W_t > \frac{34,6\text{m}^3/h}{3\text{m}/h \cdot 12\text{m}} = 0,96\text{m}$$

$W_t$  nec. > 0,96 m que es prácticamente 1,0 m que es la máxima  $W_t$  permitida.

No obstante, se puede seleccionar  $W_t=1,0\text{m}$  como caso extremo y comprobarlo:

$$34,6/1,0 \times 12 = 2,833 \approx \frac{2,8\text{m}}{h} < \frac{3\text{m}}{h} \Rightarrow o.k.$$

Aunque se puede construir el separador GLS con  $W_t=1,0\text{m}$ , se puede utilizar un sistema de múltiples hileras de domos para disminuir el tamaño de estos y de paso la  $W_t$  (que está en el límite máximo permitido excepcionalmente). También se puede disminuir la altura del reactor ( $H_{reactor}$ ) a 6 m con lo que aumentará el área del mismo (lo que no siempre es conveniente) o en último caso, disminuir la carga orgánica volumétrica (OLR), que traerá como consecuencia dimensiones mayores del reactor.

Ahora se hace los cálculos empezando por un sistema de múltiples hileras de domos.

Para esto se toma la nueva altura del separador GLS y la multiplica por el número de hileras de domos. Se supone una doble hilera, quedaría

$$h + \Delta h = 1,4 \times 2 = 2,8m$$

$H_{GLS}=2,8m$  y ahora se tiene 12 domos en lugar de 6.

Con estos 12 domos se comprueba el ancho de la Interfase Gas-Líquido

$$415,21m^3/h/2/12 = 17,30m^3/h.domo \Rightarrow (17,3m^3/h/dom)/(0,25m \times 12m) = 5,76m/h > 3m/h$$

Pero se puede ver la  $W_t$  necesaria:  $W_t > \frac{17,3m^3/h/dom}{3m/h \times 12dom} = 0,48m \Rightarrow W_t = 0,5m$

Así,  $W_t$  se disminuyó pero realmente para una doble hilera de domos, todavía es algo grande, aunque realmente la  $W_t$  permitidas están entre 0,3m y 0,7m.

Ahora se disminuye la altura del reactor  $H_{reactor}$ .

- Dimensiones Finales

Con vistas a que se requiera la menor área posible se escoge la mayor altura del reactor posible. Se selecciona  $H_{reactor} = 6m$

Cálculo del área:

$$A_{reactor} = V_{reactor}/H_{reactor} \rightarrow A_{reactor} = 2667 m^3/6 m = 444,5 m^2$$

$$A_{reactor} = 444,5 m^2$$

Se selecciona un ancho del reactor, preferiblemente entre 15 m y 16 m.

Entonces:

$$L_{reactor} = A_{reactor}/F_{reactor} \rightarrow L_{reactor} = 444,5m^2/16m = 27,78m \approx 28 m$$

Se divide en dos módulos la longitud total, quedaría un reactor de 16m × 28m × 6m, dividido en dos módulos de 16m × 14m × 6m

*Cálculo del Tiempo de Retención Hidráulica (TRH)*

- Sin recirculación

$$TRH = \Theta = V_{reactor}/Q = 2667 m^3/33,33 m^3/h \rightarrow TRH \approx 80 h = 3,33 d$$

- Con recirculación

$$TRH = \Theta = 2667 m^3/66,66 m^3/h \rightarrow TRH \approx 40 h = 1,66 d$$

Recalcular la  $H_{\text{reactor}}$  a partir del TRH  $\rightarrow 3,33 \text{ d} \times 800 \text{ m}^3/\text{d} / 444,5 \text{ m}^2 = 5,99\text{m} \approx 6 \text{ m}$ .

#### Cálculo de la Velocidad Ascensional del Líquido.

- Sin recirculación

$$V_{\text{as-liq}} = 33,33 \text{ m}^3/\text{h} / 444,5 \text{ m}^2 = 0,07499 \text{ m/h} \approx 0,075\text{m/h}$$

- Con recirculación

$$V_{\text{as-liq}} = 66,66 \text{ m}^3/\text{h} / 444,5 \text{ m}^2 = 0,14998 \text{ m/h} \approx 0,15\text{m/h}$$

#### Cálculo de la Velocidad Ascensional del Gas

- Sin recirculación

$$V_{\text{as-gas}} = C [\text{DQO}] \times E_f \text{ CH}_4/100 \times 0,35 / \text{FCH}_4 \text{ biog} \times (T^\circ\text{C}+273)/273 \times V_{\text{as-liq}}$$

$$V_{\text{as-gas}} = 50 \times 0,7 \times 0,9 \times 0,35/0,6 \times (35+273)/273 \times 0,075 = 1,5536 \text{ m/h}$$

- Con recirculación

$$V_{\text{as-gas}} = 25,42 \times 0,7 \times 0,9 \times 0,35/0,6 \times (35+273)/273 \times 0,15 = 3,107 \text{ m/h}$$

$$V_{\text{as-gas}} = 3,11 \text{ m/h}$$

#### Cálculo del Separador Trifásico Gas-Líquido-Sólido (GLS)

- Altura del Separador:

$$H_{\text{reactor}} = 6 \text{ m} \rightarrow H_{\text{GLS}} = h + \Delta h \text{ se toma} = 25\% H_{\text{reactor}} = 0,25 \times 6\text{m} = 1,5 \text{ m}$$

$$H_{\text{GLS}} = 1,5 \text{ m}$$

$$H_{\text{se}} = 0,15 \text{ m/h} \times 40\text{h} = 6\text{m}$$

$$W_b = 2 (h + \Delta h) / \text{tg}\theta; \text{ se toma } 45^\circ \rightarrow \text{tg}\theta = 1 \rightarrow W_b = 2 (1,5) / 1 = 3,0\text{m}; W_b = 3,0\text{m}$$

$$\Delta h = (W_t/2) \text{tg}\theta; \text{ se toma } W_t = 0,25 \rightarrow \Delta h = (0,25/2) \times 1 = 0,125; \Delta h = 0,125\text{m}$$

$$W_B = W_b + W_a; \quad W_a = 0,2\text{m} \rightarrow W_B = 3 + 0,2 = 3,2\text{m}$$

- Número de domos  $N_d$

$N_d = W_{\text{reactor}} / W_B = 16\text{m} / 3,2\text{m} = 5$  domos, lo cual quiere decir que se requieren 5 domos, 4 enteros y dos mitades en las paredes laterales del reactor.

- Revisar la proporción de Flujo por Domo

$$A_p = 66,66\text{m}^3/\text{h} / 2\text{módulos} / 5\text{domos} / 3\text{m/h} \rightarrow A_p = 2,22\text{m}^2$$

$$W_{a \text{ nec}} = 2,22\text{m}^2 / 14\text{m} = 0,158\text{m} \approx 0,16\text{m} < 0,2\text{m} \rightarrow \text{O.K.}$$

- Comprobar el Ancho de la Interfase Gas-Líquido

$Q_{\text{recirc}} \times C[\text{DQO}]_{\text{recirc}} \times 0,7 \times 0,35 = 1600 \text{ m}^3/d \times 25,42 \text{ kgDQO} / \text{m}^3 \times 0,7 \times 0,35 = 9965 \text{ m}^3 / d$   
(gas en todo el reactor)

$\approx 415,21 \text{ m}^3/\text{h} \rightarrow 415,21 \text{ m}^3/\text{h} / 2 \text{ módulos} / 5 \text{ domos} = 41,52 \text{ m}^3/\text{h} \cdot \text{domo}; W_t = 0,25;$

$L_{\text{react}} = 14 \text{ m}$

$41,52 \text{ m}^3/\text{h} \cdot \text{domo} / 0,25 \times 14 = 11,86 \text{ m/h} > 3 \text{ m/h}$  (permitido)  $\rightarrow$  calculando la  $W_t$   
nec.  $> 41,52 \text{ m}^3/\text{h} / 3 \text{ m/h} \times 14 \text{ m}$

$W_t \text{ nec.} > 0,998 \text{ m}$  que es mayor prácticamente 1,0 m que es la máxima  $W_t$  permitida y con lo que daría 2,97 m/h de gas, casi 3m/h que es la máxima permitida. Entonces se vuelve a bajar la altura del separador a 20%  $H_{\text{reactor}}$ .

$H_{\text{GLS}} = 0,2 \times 6 \text{ m} = 1,2 \text{ m} \Rightarrow W_b = 2(1,2) / 1 = 2,4 \text{ m},$

$W_B = W_b + W_a = 2,4 \text{ m} + 0,2 \text{ m} = 2,6 \text{ m}; W_B = 2,6 \text{ m}$

Se toma  $W_t = 0,25 \rightarrow \Delta h = (0,25/2)1 = 0,125; \Delta h = 0,125 \text{ m}$

- Número de domos  $N_d$

$N_d = W_{\text{reactor}} / W_B = 16 \text{ m} / 2,6 \text{ m} = 6,15$  lo cual quiere decir que se requieren 7 domos, 6 enteros y dos mitades en las paredes laterales del reactor.

- Revisar la proporción de Flujo por Domo

$A_p = 66,66 \text{ m}^3/\text{h} / 2 \text{ módulo} / 7 \text{ domos} / 3 \text{ m/h} \rightarrow A_p = 1,6 \text{ m}^2$

$W_{a \text{ nec}} = 1,6 \text{ m}^2 / 14 \text{ m} = 0,11 \text{ m} < 0,2 \text{ m} \rightarrow \text{o.k.}$

- Comprobar el Ancho de la Interfase Gas-Líquido

$Q_{\text{recirc}} \times C[\text{DQO}]_{\text{recirc}} \times 0,7 \times 0,35 = 1600 \text{ m}^3/d \times 25,42 \text{ kgDQO} / \text{m}^3 \times 0,7 \times 0,35 = 9965 \text{ m}^3 / d$   
(gas en todo el reactor)

$\approx 415,21 \text{ m}^3/\text{h} \rightarrow 415,21 \text{ m}^3/\text{h} / 2 \text{ módulos} / 7 \text{ domos} = 29,65 \text{ m}^3/\text{h} \cdot \text{domo}; W_t = 0,25;$

$L_{\text{react}} = 12 \text{ m}$

$29,65 \text{ m}^3/\text{h} \cdot \text{domo} / 0,25 \times 14 = 8,47 \text{ m/h} > 3 \text{ m/h}$  (permitido)  $\rightarrow$  calculando la  
 $W_t \text{ nec.} > 29,65 \text{ m}^3/\text{h} / 3 \text{ m/h} \times 14 \text{ m}$

$W_t \text{ nec.} > 0,7059 \text{ m}$  que es prácticamente 0,7m que es la máxima  $W_t$  del rango permitido normalmente.

No obstante, con 0,7m no da y se toma  $W_t = 0,8 \text{ m}$  y se comprueba:

$29,65 / 0,8 \times 14 = 2,647 \approx 2,65 \text{ m/h} < 3 \text{ m/h} \Rightarrow \text{o.k.}$

Si ahora con  $H_{\text{reactor}}=6\text{m}$ , se pone una doble hilera de domos, quedaría:

$$H_{\text{GLS}} = 1,2\text{m} \times 2 = 2,4\text{m}$$

$$N_d = 7 \times 2 = 14 \text{ domos}$$

Ahora comprobar si se puede acomodar la doble hilera de domos en la altura de 6m.

$6\text{m} - 2,4\text{m} = 3,6$ ; y la mínima altura permitida de la cama y manto de lodos es de 2,5m, por lo que se puede acomodar la doble hilera de domos.

$$415,21 \text{ (m}^3 \text{ / h / 2 módulos / 14 domos} = 14,82\text{m}^3 \text{ / h. dom}$$

$$14,82 \text{ m}^3 \text{ / h / dom} / 0,25 \times 14 = 4,23\text{m/h, todavía} > 3\text{m/h} \therefore \text{comprobamos } W_t \text{ necesaria}$$

$$W_t = 14,82 \text{ m}^3 \text{ / h. dom} / 3 \text{ m/h} \times 14 = 0,35\text{m} \Rightarrow W_t = 0,4\text{m}$$

Comprobar:

$$14,82\text{m}^3 \text{ / h. dom} / 0,4 \times 14 = 2,646 \approx 2,65\text{m/h} < 3\text{m/h}$$

$$\Rightarrow 63,6 \text{ m}^3 \text{ / m}^2 \cdot \text{h} < 80 \text{ m}^3 \text{ / m}^2 \cdot \text{h}$$

Lo cual quiere decir que está bien.

En el cálculo de reactores UASB para residuales de tan alta carga orgánica como las vinazas y más con recirculación que incrementa los parámetros hidráulicos en la misma proporción en que se recircula efluente, se hace difícil llegar al final del cálculo del Separador Trifásico GLS con separadores sencillos. En lo común, o se hacen de una hilera de domos pero con una cantidad adecuada de estos, dimensiones suficientes para tener una buena altura de sedimentación sin lavado de lodo y con  $W_t$  suficiente para almacenar la cantidad de gas producido o con separadores de múltiples hileras de domos (también conocidos como campanas).

De hecho, los reactores de algunas empresas como BIOPAC, tienen sistemas modulares de separadores de múltiples hileras (hasta 3 hileras) con lo que se asegura una buena sedimentación y recepción de gas.

No obstante los sistemas de múltiples hileras de domos, son más difíciles de construir (por eso es que se construyen en sistemas modulares para facilitar la construcción y montaje) y en el caso de los que utilizan placas paralelas inclinadas, tienen la desventaja de que en residuales de alta carga y alta

producción de biomasa, pueden tender a obstruccionarse, lo que hace difícil el paso del líquido en su ascenso y la sedimentación de los lodos, sobre todo si no se lograra un lodo granular de alta sedimentabilidad que es lo que se busca en todo reactor UASB.

Es por esto que en el diseño y cálculo de un reactor anaeróbico UASB hay que tener en cuenta muchos factores, que van desde el tipo de residual a tratar, las cargas o DQO, la necesidad de neutralizar, las sustancias *buffer* que pueden ser utilizadas, la necesidad de recircular efluente, las posibilidades y facilidades constructivas, los materiales de construcción apropiados y con los que se cuenta, el presupuesto con el que se dispone, la relación coste/beneficio, el uso o aplicabilidad que se le dará al biogás, entre otros.

Quedaría desarrollar el cálculo del reactor seleccionando una Carga Orgánica Volumétrica más pequeña, con lo que aumentaría el volumen del reactor y asegurar una buena área, por lo que se empieza a recalcular a partir de  $H_{\text{reactor}}=6\text{m}$ , la que es la más comúnmente utilizada. Pudiera bajarse la altura a 5m, lo que no tiende a hacerse pues el área es cara en cualquier país y lo que se tiende a hacer es inclusive ir a reactores de menor área superficial, mayores alturas y mayores parámetros hidráulicos, los que para evitar la pérdida de biomasa por lavado de lodos, tienen más de un sistema de separadores trifásicos y cada uno de ellos de múltiples hileras de domos. Entre estos reactores se encuentran los EGSB (*Expanded Granular Sludge Blanket*) y los IC (*Internal Circulation*), que se consideran variantes modernas del UASB.

*Recálculo del reactor con un ORL a 12kg DQO/m<sup>3</sup>de reactor al día:*

Dimensionamiento del Reactor:

- *Volumen del Reactor*

$$V_{\text{reactor}} = 800 \text{ m}^3/\text{d} \times 50 \text{ kg DQO/m}^3 / 12 \text{ kg DQO/m}^3 \cdot \text{d} \quad \square \quad V_{\text{reactor}} = 3333,33 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{reactor}} = 3333,33 \text{ m}^3$$

- *Dimensiones Finales*

Se selecciona  $H_{\text{reactor}} = 6 \text{ m}$

$$A_{\text{reactor}} = 3333,33 \text{ m}^3 / 6 \text{ m} = 555,55 \text{ m}^2$$



Seleccionamos un ancho del reactor, preferiblemente entre 15 m y 16 m.

$$L_{\text{reactor}} = 555,55 \text{ m}^2 / 16 \text{ m} = 34,72 \text{ m} \approx 35 \text{ m}$$

Dividiendo en dos módulos la longitud total, entonces quedaría un reactor de  $16 \text{ m} \times 35 \text{ m} \times 6 \text{ m}$ , dividido en dos módulos de  $16 \text{ m} \times 17,5 \text{ m} \times 6 \text{ m}$

#### *Cálculo del Tiempo de Retención Hidráulica (TRH)*

- Sin recirculación

$$\text{TRH} = \Theta = V_{\text{reactor}} / Q = 3333,33 \text{ m}^3 / 33,33 \text{ m}^3/\text{h} \rightarrow \text{TRH} \approx 100 \text{ h} = 4,166 \text{ d}$$

- Con recirculación

$$\text{TRH} = \Theta = 3333,33 \text{ m}^3 / 66,66 \text{ m}^3/\text{h} \rightarrow \text{TRH} \approx 50 \text{ h} = 2,08 \text{ d}$$

$$H_{\text{reactor}} \text{ a partir del TRH} \rightarrow 4,166 \text{ d} \times 800 \text{ m}^3/\text{d} / 555,5 \text{ m}^2 = 5,99 \text{ m} \approx 6 \text{ m}$$

#### *Cálculo de la Velocidad Ascensional del Líquido.*

- Sin recirculación

$$V_{\text{as-liq}} = 33,33 \text{ m}^3/\text{h} / 555,55 \text{ m}^2 = 0,0599 \text{ m/h} \approx 0,06 \text{ m/h}$$

- Con recirculación

$$V_{\text{as-liq}} = 66,66 \text{ m}^3/\text{h} / 555,55 \text{ m}^2 = 0,1199 \text{ m/h} \approx 0,12 \text{ m/h}$$

#### *Cálculo de la Velocidad Ascensional del Gas*

- Sin recirculación

$$V_{\text{as-gas}} = C [\text{DQO}] \times E_f \text{ CH}_4 / 100 \times 0,35 / \text{FCH}_4 \text{ biog} \times (T^\circ\text{C} + 273) / 273 \times V_{\text{as-liq}}$$

$$V_{\text{as-gas}} = 50 \times 0,7 \times 0,9 \times 0,35 / 0,6 \times (35 + 273) / 273 \times 0,06 = 1,24 \text{ m/h}$$

$$V_{\text{as-gas}} = 1,24 \text{ m/h}$$

- Con recirculación

$$V_{\text{as-gas}} = 25,42 \times 0,7 \times 0,9 \times 0,35 / 0,6 \times (35 + 273) / 273 \times 0,12 = 1,26 \text{ m/h}$$

$$V_{\text{as-gas}} = 1,26 \text{ m/h}$$

#### *Cálculo del Separador Trifásico Gas-Líquido-Sólido (GLS)*

- Altura del Separador:

$$H_{\text{reactor}} = 6 \text{ m} \rightarrow H_{\text{GLS}} = h + \Delta h \text{ se toma} = 25\% H_{\text{reactor}} = 0,25 \times 6 \text{ m} = 1,5 \text{ m}$$

$$H_{\text{GLS}} = 1,5 \text{ m}$$

$$H_{\text{se}} = 0,12 \text{ m/h} \times 50 \text{ h} = 6 \text{ m}$$

Autor: Denise Antonieta Soares Fernandes

$$W_b = 2 (h + \Delta h) / \operatorname{tg} \theta; \text{ Se toma } 45^\circ \rightarrow t_g \theta = 1 \square W_b = 2 (1,5) / 1 = 3\text{m}$$

$$\Delta h = (W_t / 2) \operatorname{tg} \theta; \text{ Se toma } W_t = 0,25 \rightarrow \Delta h = (0,25 / 2) \cdot 1 = 0,125$$

$$W_B = W_b + W_A; W_A = 0,2\text{m} \rightarrow W_B = 3 + 0,2 = 3,2\text{m}$$

- Número de domos  $N_d$

$N_d = W_{\text{reactor}} / W_B = 16\text{m} / 3,2\text{m} = 5$  domos; significa que se requieren 4 domos enteros y dos mitades en las paredes laterales del reactor.

- Revisar la proporción de Flujo por Domo

$$A_p = 66,66\text{m}^3/\text{h} / 2\text{módulos} / 5\text{domos} / 3\text{m}/\text{h} \rightarrow A_p = 2,22\text{m}^2$$

$$W_{a \text{ nec}} = 2,22\text{m}^2 / 17,5\text{m} = 0,1268\text{m} \approx 0,13\text{m} < 0,2\text{m} \rightarrow \text{O.K.}$$

- Comprobar el Ancho de la Interfase Gas-Líquido

$$Q_{\text{recirc}} \times C[\text{DQO}]_{\text{recirc}} \times 0,7 \times 0,35 = 1600\text{ m}^3/\text{d} \times 25,42\text{kgDQO}/\text{m}^3 \times 0,7 \times 0,35 = 9965\text{m}^3/\text{d}$$

(gas en todo el reactor)

$$\approx 415,21\text{m}^3/\text{h} \rightarrow 415,21\text{m}^3/\text{h} / 2\text{módulos} / 5\text{ domos} = 41,52\text{ m}^3/\text{h}.\text{domo}; W_t = 0,25;$$

$$L_{\text{react}} = 17,5\text{m}$$

$$41,52\text{ m}^3/\text{h}.\text{domo} / 0,25 \times 17,5 = 9,49\text{ m}/\text{h} > 3\text{m}/\text{h} \text{ (permitido)} \rightarrow \text{calcular la}$$

$$W_{t \text{ nec.}} > 41,52\text{m}^3/\text{h} / 3\text{m}/\text{h} \times 17,5\text{m}$$

$W_{t \text{ nec.}} > 0,79\text{ m}$  por lo que se puede seleccionar  $W_t = 0,8\text{m}$  que es  $> 1,0\text{ m}$  que es la máxima  $W_t$  permitida.

$$\text{Comprobar: } 41,52 / 0,8 \times 17,5 = 2,96\text{m}/\text{h} < 3\text{m}/\text{h}$$

Calcular de nuevo el separador GLS para una altura a  $20\% H_{\text{reactor}} = 0,2 \times 6\text{m} = 1,2\text{m} \rightarrow H_{\text{GLS}} = 1,2\text{m}$

$$W_b = 2 (h + \Delta h) / \operatorname{tg} \theta; \text{ se toma } 45^\circ \rightarrow t_g \theta = 1 \rightarrow W_b = 2 (1,2) / 1 = 2,4\text{m}; W_b = 2,4\text{m}$$

$$\Delta h = (W_t / 2) \operatorname{tg} \theta; \text{ Se toma } W_t = 0,25 \rightarrow \Delta h = (0,25 / 2) \cdot 1 = 0,125; \Delta h = 0,125\text{m}$$

$$W_B = W_b + W_a; W_a = 0,2\text{m} \rightarrow W_B = 2,4 + 0,2 = 2,6\text{m}$$

- Número de Domos  $N_d$

$N_d = W_{\text{reactor}} / W_B = 16\text{m} / 2,6\text{m} = 6,15$ ; entonces se requieren 7 domos, 6 enteros y dos mitades en las paredes laterales del reactor

- Revisar la proporción de Flujo por Domo

$$A_p = 66,66 \text{ m}^3/\text{h} / 2 \text{ módulos} / 7 \text{ domos} / 3 \text{ m/h} \rightarrow A_p = 1,587 \text{ m}^2 \approx 1,59 \text{ m}^2$$

$$W_{a \text{ nec}} = 1,59 \text{ m}^2 / 17,5 \text{ m} = 0,091 \text{ m} < 0,2 \text{ m} \rightarrow \text{o.k.}$$

- Comprobar el Ancho de la Interfase Gas-Líquido

$$1600 \text{ m}^3/\text{d} \times 25,42 \text{ kgDQO} / \text{m}^3 \times 0,7 \times 0,35 = 9965 \text{ m}^3 / \text{d} \text{ (gas en todo el reactor)}$$

$$\approx 415,21 \text{ m}^3/\text{h} \rightarrow 415,21 \text{ m}^3/\text{h} / 2 \text{ módulos} / 7 \text{ domos} = 29,657 \text{ m}^3/\text{h.domo}; W_t = 0,25;$$

$$L_{\text{react}} = 17,5 \text{ m}$$

$$29,657 \text{ m}^3/\text{h.domo} / 0,25 \times 17,5 = 6,779 \text{ m/h} > 3 \text{ m/h} \text{ (permitido)}$$

$$W_{t \text{ nec.}} > 29,657 \text{ m}^3/\text{h} / 3 \text{ m/h} \times 17,5 \text{ m}$$

$W_{t \text{ nec.}} > 0,565 \text{ m}$ . Se toma  $W_t = 0,6 \text{ m}$ , que entra en el rango que puede ser normalmente utilizado, que es

$$W_t = 0,3 \text{ m} - 0,7 \text{ m}.$$

Comprobar con  $W_t = 0,6 \text{ m}$ :

$$29,66 \text{ m}^3 / \text{h.domo} / 0,6 \times 17,5 = 2,82 \text{ m/h} < 3 \text{ m/h}$$

Comprobar con  $W_t = 0,7 \text{ m}$ :

$$29,66 \text{ m}^3 / \text{h.domo} / 0,7 \times 17,5 = 2,42 \text{ m/h} < 3 \text{ m/h}$$

Lo que con  $W_t = 0,7 \text{ m}$  se queda mejor.

$$2,42 \text{ m/h} \Rightarrow 58,08 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{domo} \ll 80 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{domo} \text{ que es restrictivo.}$$

Por esta razón, el cálculo se puede quedar aquí y solo restaría calcular un separador con múltiples hileras de domos, que seguramente sería mucho más adecuado.

No obstante sería prudente trabajar con  $\text{OLR} = 15 \text{ kgDQO}/\text{m}^3 \text{ reactor día}$  y un sistema separador de múltiples hileras, pero de no poseer tecnología para construirlo, bajar la carga orgánica como en este caso a  $12 \text{ kgDQO}/\text{m}^3 \text{ reactor.d}$ .

Para dar una idea de como será el reactor se puede observar en el diagrama esquemático del reactor UASB se presenta en el anexo 7.

Al culminar los cálculos se obtiene un reactor con:

- Carga Orgánica Volumétrica de 12kgDQO/m<sup>3</sup> reactor.d.
- Recirculación de efluente 1:1.
- Temperatura de trabajo igual a 35°C.
- Volumen 3333, 33m<sup>3</sup>.
- Área 555,55m<sup>2</sup>.
- Altura 6m.

#### *Otros requisitos*

Es necesario tener disposición para la extracción de fangos en exceso del reactor. Si bien, el exceso de lodo se pierde de media altura cerca del reactor, también es necesario hacer arreglos en la parte inferior del reactor.

Además, de 5 a 6 válvulas deben ser prestados a través de la altura del reactor para facilitar la toma de muestras de los lodos. Las muestras de lodos a diferentes alturas nos permite conocer la “edad” del lodo y su actividad, así realizar las extracciones en el momento adecuado para que el reactor trabaje lo más eficientemente posible, con una relación adecuada entre cama (más compacta) y manto de lodos, una buena actividad bacteriana, una adecuada mezcla del residual ascendente con la biomasa y una alta retención de biomasa, sin lavado de lodos. Para la extracción final de lodo, debe de asegurarse una instalación lo más pegada al fondo que permita extraer los lodos más pesados y de mayor edad, junto con las precipitaciones de compuestos de sulfatos que puedan sedimentar.

Los otros equipos que se proporcionan son para la medición de pH, temperatura, caudal afluente, y la tasa de producción de gas.

Por lo tanto, este diseño del reactor se reunirá todas las recomendaciones de diseño propuesto en la literatura.

### **3.10 Materiales de construcción**

Por razones de precio y la disponibilidad, el hormigón es el material más utilizado para el depósito y componentes internos del reactor, tales como columnas, vigas y separado GLS.

El sistema que separa gas, sólido y líquido (GLS) necesita materiales especiales. Muchos recomiendan concreto para la construcción de GLS, sin embargo, necesita atención especial para que cumpla con los requerimientos, lo cual muchas veces es difícil o costoso conseguir y mejorar en un futuro. La alternativa de usar algunas resinas de recubrimiento resulta también costosa.

El acero o plásticos para el tanque no son el precio competitivo, pero los componentes internos podrían ser de poliéster o de polietileno de si estos materiales están disponibles a un precio competitivo. El hormigón debe ser de calidad superior, bien compactado y emitidos en forma suave. El hormigón expuesto a una atmósfera corrosiva, tales como estructuras de salida, podría estar protegido con revestimiento o recubrimiento de un material resistente a la corrosión. Cajas más grandes son divisoras en general, de hormigón y otras más pequeñas de poliéster. Las tuberías de admisión son de preferencia de polietileno (PE) o *polyvinyl chloride* (PVC). Otras tuberías pueden ser de tubos de PVC o de polietileno de gas (hostelene). El uso de metales debe reducir al mínimo, ya que el gas y el efluente tratado son muy corrosivos. Cuando metal es esencial, de acero inoxidable se debe utilizar, superficies galvanizadas puede utilizarse en espacios no sumergidos o abierto.

### **3.11 Evaluación económico-financiero y ambiental de la utilización del sistema anaeróbico**

Al contemplar estos procesos como un medio de descontaminación ambiental, se ha de tratar de encontrar la alternativa más adecuada a cada problema, de forma que permita obtener algunos beneficios, con el fin de recuperar la inversión en un plazo de tiempo lo más corto posible.

Para saber se la implantación del reactor es factible se calcula el Valor Actual Neto y el tiempo de recuperación de la inversión.

Para obtener el flujo de caja es necesario determinar el costo de inversión y los costos de operación totales.

Primeramente se hace un análisis económico de la producción del alcohol para poder determinar el costo de materia prima que será tratada en el reactor.

#### Datos obtenidos de la destilería del alcohol

Volumen de producción: 79015 Hectolitros

Precio de los productos según resolución P-93-2010 del ministerio de finanzas y precios establece los siguientes precios para la producción de alcohol.

ALCOHOL FINO A	HL	\$54.00
ALCOHOL TECNICO A	HL	\$47.00
ALCOHOL TECNICO B	HL	\$43.90
ALCOHOL F-5	HL	\$46.10

La cantidad de los trabajadores en la empresa es de 63.

#### Cálculos

Cálculo de los costos fijos (CF), costos variables (CV) y costos totales (CT)

Los costos fijos, variables y totales de la producción de alcohol se determinan por las ecuaciones abajo indicadas:

$$CF = \sum CF \quad (3.6)$$

$$CV = \sum CV \quad (3.7)$$

$$CT = CF + CV \quad (3.8)$$

<i>Costos Fijos</i>	pesos
Salarios	157239,85
Aportes de seguridad e impuesto por utilización de F.W	61631,7
Amortización de A.F.T.	215710,95
Otros gastos	86126,35
Gastos de mantenimiento	45828,7
Gastos Generales de administración	47409
Trasposos (vapor, energía)	176993,6

$$CF = \sum CF = \$ 790940,15$$

*Costos Variables*

Materia prima y material	1984066,65
Combustibles	462237,75
Energía eléctrica	53730,2
Servicio de transportación de miel	220451,85

*Nota:* La material prima para la producción del alcohol es la miel y también se incluye las levaduras que se utiliza.

$$CV = \sum CV = \$ 2720486,45$$

$$CT = \$ 3\,511\,426,60$$

*Valor de la producción anual (VP)*

Para el cálculo del valor de producción anual si tiene en cuenta:

Precio Unitario del producto (PUP) = \$ 47,725

Volumen de la producción(n) = 79015 Hectolitros

$$VP = n * PUP \quad (3.9)$$

$$VP = \$ 3\,770\,990,88$$

Ya se tiene el valor de producción anual del alcohol lo que corresponde al valor de la producción de la materia prima (vinaza) que se obtiene al año.

Por la ecuación 2.1 se determinó la cantidad de vinazas que se produce diariamente que es de 800m<sup>3</sup> que es igual a 800000L. Y como la destilería trabaja 270 días, entonces se produce 216000000L de vinazas al año.

Ahora con este valor se determina el costo de materia prima que entra diariamente al reactor, que es de \$13 966,63.

Para obtener el flujo de caja es necesario determinar el costo de inversión y los costos de operación totales.

*Costo de inversión:*

El costo de inversión corresponde al costo de adquisición del equipamiento necesario para desarrollar cada mecanismo. El costo de adquisición del equipamiento (reactor UASB) es de \$46800 para un volumen de 2500m<sup>3</sup> de vinaza, según las informaciones de Instituto Cubano de Investigaciones de los Derivados de la Caña de Azúcar (ICIDCA).

Este costo se adecua o actualiza teniendo en cuenta regla del factor 0,6 o fórmula de Willams (ec 3.10) utilizada como índice de escalado cuando es necesario estimar el costo de un equipo para una capacidad o tamaño dado a partir de la información disponible de uno similar, pero de diferente magnitud (Branan, 2000; Fernández, 2002).

$$Costo_1 = Costo_2 \left( \frac{Capacidad \text{ o tamaño }_1}{Capacidad \text{ o tamaño }_2} \right)^{0.6} \quad (3.10)$$

donde: 1- Calculado (actual)  
2- Referido.

$$Costo_1 = 46800 \left( \frac{3333,33}{2500} \right)^{0.6} = \$55617,16$$

Para estimar el costo de inversión total del equipamiento se utilizan los factores del método propuesto por Peters (1991) y Fernández (2002) y que aparecen en el anexo 8.

En la tabla 3.5 están representadas los porcentajes que se tomó para determinar la inversión.



**Tabla 3.5.** Factores para la estimación de la inversión del equipamiento seleccionado según el método de Peters

<b>Elementos de costo</b>	<b>Criterio</b>
<b>Costos Variables</b>	
Salarios de Producción ( $C_{SP}$ )	10 % CT
Servicios Auxiliares ( $C_{SA}$ )	10-20% CT
Mantenimiento ( $C_M$ )	10% CF
Laboratorios ( $C_L$ )	2 % CT
Otros gastos	0,4% CM
<b>Costos Fijos y Gastos Generales</b>	
Administración ( $C_A$ )	0 % CT
Investigación y Desarrollo ( $C_{I+D}$ )	5 % CT
Depreciación (D)	10% CF
Distribución y ventas ( $C_{DV}$ )	20% CT

Fuente: Propia

El VAN reportó un valor, 39960985, por encima de cero lo que por lo tanto la implantación del reactor UASB es factible ya que se financian todos los gastos de inversión e interés y reporta además una ganancia.

El plazo de recuperación de la inversión es menos de un año.

Se debe tener en cuenta que para montar un digestor, los costos depende básicamente de la tecnología que se use en el, así como también de los requerimientos de producción, teniendo presente que la implantación de un biodigestor no constituye un gasto, sino una inversión que traerá beneficios económicos y ambientales a la empresa.

En las condiciones actuales, si el país no dispone de las tecnologías apropiadas ni del financiamiento requerido para ejecutar este proyecto. Puede proceder a su formalización bajo las reglas del Mecanismo para un Desarrollo Limpio (MDL), donde podrán lograrse los efectos ambientales previstos y en particular, la reducción estimada en las emisiones de gases de efecto invernadero a la atmósfera. Los Certificados de Reducción de Emisiones (CRE) que se logren por el proyecto, constituirán un elemento esencial de las negociaciones para el financiamiento de este proyecto.

Los valores de los CERs varían con el tipo de proyecto, demanda del mercado,

Tecnología implantada para el *secuestro* del carbono y otros. De acuerdo con la planta de energía que produce energía a partir de residuos(*Econergy*), en España, el precio de cada tonelada de CO<sub>2</sub> para CRE puede variar entre US\$ 7 a US\$ 12, pero ese valor ya alcanzó el valor de 31 Euros a 35 Euros en marzo de 2006 (Conpet, 2006).

### **3.12 Beneficios ambientales y sociales**

La implantación de una tecnología de avanzada que ayude a reducir los gases del efecto invernadero (GEI), traería los siguientes beneficios:

#### *Beneficios ambientales:*

- Tratamiento adecuado de los residuales líquidos emitidos por la destilería.
- Reducción de las emisiones de gases de efecto invernaderos (GEI), emitidas por la digestión espontánea de estos residuales en lagunas de oxidación.
- Generación de electricidad empleando el metano recuperado en la planta de biogás como combustible y por tanto, la sustitución de crudo nacional que tendría que utilizarse en las Centrales Eléctricas convencionales para generar una energía similar, con la consecuente reducción en las emisiones de CO<sub>2</sub>.
- Eliminar las emisiones de SO<sub>2</sub> que acompaña la quema del crudo nacional, de alto contenido de azufre.

#### *Beneficio Social.*

- Desde el punto de vista social, el funcionamiento mejorado de la economía de la industria azucarera ayudará a sostener la economía rural, con la preservación del ambiente, generación de empleos y la mejoría de la salud de la población aledaña al área. Se logrará disminuir las emisiones atmosféricas causadas por el tratamiento de residuales.

**Conclusiones Generales**

Se diseña un reactor anaeróbico del tipo UASB para el tratamiento del residual de la destilaría Jesús Rabí factible desde el punto de vista económico con las dimensiones, volumen 3333, 33 m<sup>3</sup>, que da respuesta a la problemática de contaminación que genera en el entorno con lo que queda validada la hipótesis.

La aplicación de la digestión anaerobia a partir de un reactor UASB trae beneficios de índole ambiental, económica y social.

Los materiales a emplear en la construcción del reactor son: el hormigón para el depósito y componentes internos del reactor, las tuberías pueden ser de tubos de PVC o de polietileno.

El VAN calculado resultó positivo, lo que indica la inversión es factible con un tiempo de recuperación de menos de un año.

### **Recomendaciones**

1. Presentar los resultados de la investigación a la dirección de la Empresa para su análisis y continuidad de la misma donde se apruebe como solución definitiva a la contaminación que provoca su vertimiento.
2. Continuar la investigación con experimentaciones a escala piloto y el diseño del equipamiento requerido como tratamientos primarios para el ajuste del pH y la temperatura.

**Bibliografía:**

- Acebedo M. 2001. Valoración de los lodos residuales de la planta depuradora de aguas albañales del complejo turístico Tainos I para uso agrícola. Tesis en opción del Título Académico de Master en control y tratamiento de la Contaminación Ambiental, Univ. Matanzas. Cuba.
- Almeida M .2000. Análisis preliminar del residual sólido y líquido procedente de una planta de tratamiento anaerobio que depura los efluentes de una fabrica procesadora de hoja de henequén. Trabajo de Fórum. Laboratorio provincial de suelo y fertilizantes.
- Banerjee, S., Biswas, G.K., (2004), *Studies on biomethanization of distillery wastes and its mathematical analysis*, Chemical Engineering Journal, 102, 193-201 p.
- Bigeriego, F. 2000. Nuevas tecnologías. Congreso IESPO Mundial, Acapulco. Disponible en: <http://www.cema-sa.org>
- Bloskaja, V., Menert, A., Vilu, R., (2003), *Use of Two-stage anaerobic treatment for distillery waste*, Advances in Enviromental Reserch, N° 7, 671-678 p.
- Branan, C.R. 2000. *Rules of thumb for Chemical Engineers. A manual of quick, accurate solutions to everyday process engineering problems*. Second Edition. Gulf Publishing Company. p 227-242.
- Brito A. Álvarez; Portillo, A. Mercadet, 2010. El cambio climático y la actividad agraria. Cursos Postgrado Universidad Matanzas " Camilo Cienfuegos ". INSTITUTO DE INVESTIGACIONES FORESTALES DE CUBA.
- Cabrera, A. 2002. El ABC del Medio Ambiente y el Desarrollo Sostenible. Evaluación Ambiental Integrada en Indicadores de Sostenibilidad. En: Curso Doctoral, Doctorado Gestión Ambiental y Desarrollo Sostenible. Universidad de Matanzas. Cuba.
- Campos, E, Flotats, X., Casañé, A., Palatsi, J., Bonnatí, A. 2002. *Anaerobic codigestion of pig slurry witch olive bleaching earth*. VI Seminario Latinoamericano de digestión anaerobia. Recife, Brasil. Vol. II pp. 57-60.

- Canter, L.W.2000. Manual de Evaluación de Impacto Ambiental. Técnicas para la elaboración de los estudios de impacto. 2da ed. Madrid: Mc Graw-Hill. 841 p.ISBN 84-481-1251-2
- Castro De Doens, L.; Reyes, E. E.; De Simonovic, H. L.; Young, R. N. y Ramírez, A.L. 2006. Guía de prevención de la contaminación de recurso hídrico, caracterización y tratamiento de aguas residuales para el sector de tenerías, Autoridad Nacional del Ambiente.
- Castro De Dones, L.; Reyes, E., et al.2006. Guía de prevención de la contaminación de recurso hídrico, caracterización y tratamiento de aguas residuales para el sector de tenería. Autoridad Nacional del Ambiente.
- CITMA, 2008. Programa Territorial de Medio Ambiente del CITMA. Enfoque Integral Industria + Agricultura para la solución del problema ambiental que generan los residuales de la actividad productiva en la empresa azucarera Jesús Rabí.
- CONPET, 2006. Programa del Ministerio de Minas y Energía coordinado por representantes de entes del Gobierno Federal, de la iniciativa privada y gestionado con recursos técnicos, administrativos y financieros de Petrobras S.A. Brasil.
- Conteras, L. 2006. Producción de biogás con fines energéticos. De lo histórico a lo estratégico. Revista futuros. Vol. 6
- Econergy. Disponible en [www.econergy.es](http://www.econergy.es) Acceso en Mayo 2010.
- Espinosa, G. (2001). Fundamento de evaluación de Impacto Ambiental. Santiago de Chile: Banco Interamericano de Desarrollo –BID-. Centro de Estudio para el Desarrollo –CED-.
- Estévez, B.R. 2003. Torula con vinazas. Presentación en *Power Point*. MINAZ Nacional.
- ETHANOL, K. (2009) *Evaluation of Analytical Methods for Analysis of Dried Distillers Grains whit Soluble*. KANSAS. *United States, University of Minnesota Distiller Grain Site*.
- Fernández, E. 2002. Ingeniería Económica para Ingenieros Químicos.

- (Monografía).ISBN: 010-366-10-366
- Fernández Rubio, A. 1999. Ley 81 del Medio Ambiente. ISBN 959-7143-08-9. La Habana, Cuba. Ministerio de Justicia. 300 p.
  - Fontúrel, F y D. Achá. 2003. Sinopsis de los estudios de bioremediación de ambientalmente viable a los problemas de contaminación por hidrocarburos. En: Fontúrel, F y G. García (eds.). Propuesta Para Un Desarrollo Sostenible: Lago Titikaka Por Estrategias K. Publicaciones Integrales. La Paz, 93-100pp.
  - FSIWA, 2007. *Sewage Treatment Plant Design, Manual of Practice*
  - González Sáez, L. Y, Alonso Pedroso, Y; Pérez Rojas, A. 2009. Propuesta técnica-económica para mejorar la producción y comercialización del bioplaguicidas *Bacillus Thuringiensis* que se obtienen en la Planta de biopreparados de la Provincia de Matanzas. Revista Cubana de Química. (aprobada). BDI: EBSCO, *Chemical Abstracts*, Cuba Ciencia, LATINDEX, Índice de revista Latinoamericanas y Actualidad Iberoamericana. ISSN 0258-5995
  - González Sáez, L. Y. Oteló Cabelo, M; Junco Horta, J. Z. Pardini, G. 2009. Aprovechamiento de lodos de depuradoras urbanas como adsorbente: Efecto del método de activación. Revista Cubana de Química. (aprobada). BDI: EBSCO, Chemical Abstracts, Cuba Ciencia, LATINDEX, Índice de revista Latinoamericanas y Actualidad Iberoamericana. ISSN 0258-5995
  - González Sáez, L. Y.; Casañola, Y; González, J; Acosta, A; García, I. 2009. Purificación de aguas residuales albañales de las EDARs urbanas de varadero a partir de la aplicación de carbón activado obtenidos de sus residuos sólidos (lodos). Convención Internacional de la Universidad de Matanzas. [CD-ROM]. Universidad de Matanzas. ISBN
  - ICIDICA, 2010. *Environmental Management Expert mission to “Instituto de Investigaciones de los Derivados de la Caña de Azúcar”, ICIDICA Technical Report: Index Number: E780449*. La Habana. Cuba

- Junco, J. Z.; González, J.C.2007. Metodología para el Monitoreo y Control de la Contaminación. Curso de Maestría de Contaminación Ambiental. Junio, 18-22.
- Jure, J. y S. Rodríguez. 1997. Aplicabilidad del sistema de evaluación de impacto ambiental a los planos reguladores comunales. Instituto INACAS
- Lettinga, G. y Van Haandel (1994). "*Anaerobic treatment of sulfate containing wastewater*". Bioenvironmental System
- Marcillo, A. 2005.Tratamiento de aguas residuales. Disponible en : <http://www.tierramor.org/GranjaTierramor/biodigestor.htm> Consulta 20/2/2006
- Martínez Y. 2002. Estudio de variantes operacionales para el mejoramiento de la calidad de efluentes EDARs, a través de simulación matemática. Tesis en opción al Título Académico de Master en Control y Tratamiento de la Contaminación Ambiental. Universidad de Matanzas. Cuba.
- Martínez, Y., Benítez, A., Domínguez, F.J., Junco, J.Z., 2007. Alternativas de eliminación biológica de fósforo en Estaciones Depuradoras de Aguas Residuales. *III Convención Científica Internacional de la Universidad de Matanzas (CIUM): VII Taller de Ecología y Desarrollo (ECODES)*. Varadero, Junio 13-14.
- Mendonça, S. R. 2000. Sistemas de Lagunas de Estabilización. Como utilizar aguas residuales tratadas en sistemas de regadío. Colombia: Mc Graw- Hill Interamericana. 370p. ISBN 958-41-0090-0.
- MINAZ (CU). 2000. Minimización del agua y uso eficiente de los residuales en la agroindustria azucarera. La Habana
- MINAZ. 2000. Programa alcohol-levadura y bebidas alcohólicas. Ciudad de la Habana. Documento Interno.
- MINAZ. 2003. CD- ROM. Seminario a Especialistas de Ciencia y Técnica del MINAZ. CNCA. La Habana.



*Autor: Denise Antonieta Soares Fernandes*

- Methane: *Sources and Emissions*, disponible en <<http://www.epa.gov/methane/scientific.htm>> Acceso en Abril de 2005.
- Montalvo, S.J. y Guerrero, L.; 2003. Tratamiento Anaerobio de Residuales. Universidad Técnica Federico Santa María, Valparaíso, Chile.
- NC: 27:1999(CU). Vertimiento de aguas residuales a las aguas terrestres y al alcantarillado. Oficina Nacional de Normalización. 11 p.
- Novoa, M. C. y López, C. 2008. Microbiología de la digestión anaerobia en algunos ecosistemas naturales. Revista del Centro Nacional de Investigaciones Científicas (CENIC) Ciencias Biológicas. 22p, Rittman, B. y P. McCarty
- Peneque, V. M; Mazón, B.2001. Fertirriego, vía económica y eficiente para la descontaminación ambiental, Rev. Cuba – Azúcar, Enero – Marzo, 40-42 pp.
- Perdigón S. M., 2005. Impacto sobre el medio ambiente de las vinazas de jugos de caña energética más miel final en la destilería Paraíso. Tesis presentada en opción del grado de Master en Gestión Ambiental y Protección de los Recursos Naturales, Universidad de Matanzas.
- Pieper, D. & W. Reineke. 2000. *Engineering bacteria for bioremediation. Current Opinión in Biotechnology*, Vol. 11, 262-270pp.
- Peters, M; *et al.* 1991. Plant Design and Economics for Chemical Engineers. Fourth Edition. International Edition. Mc Graw Hill Book. Chemical Engineers Serie.
- Perry, R.H. 2008. *Perry's Chemical Engineer's Handbook. Octava Edición.* Mc GRAW – HILL. Barcelona.
- Sahm, H.; 2000. *Anaerobic wastewater treatment.* Seminario de tratamiento anaerobio de aguas residuales. La Habana
- Serrano, J. H.; Tortosa, B. I., et al 2006. Protección Ambiental y Producción Más Limpia. En Suplemento Especial Universidad para todos. Parte 1. La Habana: Academia16p.ISBN 978-959-270-097-0.

- Serrano, J. H.; Tortosa, B. I., et al 2006. Protección Ambiental y Producción Más Limpia. En Suplemento Especial Universidad para todos. Parte 2. La Habana: Academia. 16p.ISBN 978-959-270-097-0.
- Serrano, J. H.; Tortosa, B. I.; Terry Berro C. (a) et al 2007. Protección Ambiental y Producción Más Limpia. Parte 1. Folleto Universidad Para Todos.
- Serrano, J.H.; Tortosa, B.I., et al. 2006. Protección Ambiental y producción + limpia. En Suplemento Especial Universidad para todos. Parte 1. La Habana: Academia. 16 p. ISBN 978-959-270-097-0
- Solano S., G., L. Escalona, Margarita Díaz y F. García.2003”Nuevas alternativas para el tratamiento sostenible de residuales de ingenios productores de azúcar de caña” [en línea]. Granma Ciencia. Volumen 7, No. 2, Mayo-Agosto. Disponible en: [http://www.grciencia.granma.inf.cu/vol7/no.2/Resumen/2003\\_07\\_02\\_r06.htm](http://www.grciencia.granma.inf.cu/vol7/no.2/Resumen/2003_07_02_r06.htm)
- *Standard Methods for Examination of Water and Waste Water*.1998. 20 ed.
- Súchil Kumar, M.C. Jain and P.K. 2001. *A note on simulation of biogas production from cattle dung by addition of charcoal. Biological Waste*. Vol. 20. 212-214pp.
- Terry, C. Abó, M.; García, J.M. 2003. Producción Más Limpia en las Políticas y Prácticas Vigentes en Cuba. Rede Nacional de Producción Más Limpia, La Habana, Cuba, 36p.
- Theodore, L, et al.1999. *Waste Management*. En PERRY, R. H., et al. Perry'r Chemical Engineers Handbook [CD-ROM]. 7ma ed. USA: Mc Graw-Hill Companies, INC. Sección 25.
- Valdés, E. 2002. Tratamientos de residuales de la industria azucarera. Folleto ICDCA.
- Valdés, E. 2006. Tratamientos de residuales de la industria azucarera. Folleto ICDCA.

*Autor: Denise Antonieta Soares Fernandes*

- Van Lier Jules, 2006. *Design of an UASB Reactor*. Cursos de biogás. La Habana.
- Van Lier Jules, 2006. *Methods for UASB Reactor Design*. Cursos de biogás. La Habana.
- Van Lier Jules, 2006. Guía práctica para el cálculo de reactores UASB. Cursos de biogás. La Habana.
- Velazco Verónica. 2007. Propuesta de sistema de tratamiento para los residuales líquidos de la empresa Azucarera Cuba Libre. Tesis en opción al Título Académico de Master en Control y Tratamiento de la Contaminación Ambiental. Universidad de Matanzas. Cuba.
- Weiland, P. and A. Rozzil; 2006. *The start-up operation and monitoring of highrate anaerobic treatment systems* Water Sci. Tech., vol. 28, no. 14.
- Zepeng, C. et al; 2000.: *The application of two phase anaerobic digestion on the disposal of organic wastewater* Proc. 4 Int. Symposium on anaerobic digestion, Guanghou, China

**Anexos****Anexo 1****Tabla 1:** Caracterización de los residuales de la producción de alcohol de una destilería típica de Cuba (Peneque y Mazón, 2001; Estévez 2003)

<b>Indicador</b>	<b>Mieles</b>	<b>Jugo</b>
pH	4.2-5.0	3.7-4.6
DBO (mg/l)	25 000	6 000-16 500
DQO (mg/l)	65 000	15 000-33 000
Sólidos totales (mg/l)	81 500	23 700
Sólidos volátiles (mg/l)	60 000	20 000
Nitrógeno (mg/l)	450-1610	150-700
Fósforo P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> (mg/l)	180-290	10-210
Potasio (mg/l)	450-5100	130-1540
Relación C/N	16.0-16.3	19.7-21.1
Materia orgánica (mg/l)	63 400	19 500
Azúcares reductores (mg/l)	9500	7 900

**Anexo 2****Artículo del periódico IPS'****AMBIENTE-CUBA: Sugar Mill Poses Explosive Risk**

Por Patricia Groog

LA HABANA, 10 may (IPS) - Uno de los principales complejos industriales de refinación del azúcar en la provincia de Matanzas, en el oeste de Cuba, ha sido culpado de un metro acumulación de gas metano y otras violaciones de la ley ambiental que están poniendo miles de las familias en la zona de riesgo.

El caso salió a la luz después de que se informó en un extenso artículo en el diario Juventud Rebelde - la prensa en Cuba es un monopolio del gobierno - que incluía los testimonios de muchos residentes y expertos, que confirman la amenaza que representa la contaminación causada por el Jesús Rabí complejo agroindustrial en Calimete, un municipio de Matanzas, con una población de 30.000 habitantes.

Según los expertos, la refinería de la empresa y la destilería, tanto descarguen sus desechos sin tratar en la misma zanja, contaminando las aguas subterráneas. "Esta es la disposición inadecuada de residuos, y el principal problema es la destilería," una fuente en el Ministerio del Azúcar, dijo a IPS.

Cuando gotean abajo en el subsuelo, los productos de desecho crear bolsas subterráneas de metano, un gas incoloro que es inflamable cuando se mezcla con el aire. El metano es producido por la digestión anaerobia (en ausencia de oxígeno) de bacterias metanogénicas que descomponen el material vegetal.

"Al comienzo de la temporada de lluvias cuando sube el nivel del agua subterránea, el agua llega a los bolsillos y comprime el gas metano, que es forzado a la superficie", el ingeniero químico Manuel Pereira al diario.

Y Jorge Luis Bregio, un funcionario del gobierno en Calimete que solía trabajar para la compañía de Jesús Rabí, dijo que cuando el clima era frío, el gas metano acumulado dentro de la zona de los tejados de las casas ", como si estuviera en una campana extractora. El gas subió entre las baldosas del suelo, a través de grietas en paredes y pisos, o en los patios a través de pequeñas grietas en el suelo, dijo.

"Yo sabía de una persona que entró en una cueva, y casi asfixiado por la presencia de gas metano antes de ser llevado a cabo", dijo Alberto Pino, quien vive a 10 kilómetros del complejo Jesús Rabí, dijo a IPS por teléfono.

Otros residentes de Matanzas, dijo el martes que aún no había obtenido una copia de Juventud Rebelde, pero que estaban interesados en la lectura del artículo.

El Domingo, 7 de mayo la edición de Juventud Rebelde, el testimonio de María del Carmen Herrera, quien sufrió graves quemaduras en los brazos, espalda y piernas de un incendio en su cuarto de baño. Durante un apagón, intentó encender su camino con un encendedor de

cigarrillos, y el gas provocó una explosión. En el pasado, algunas personas utilizaban el gas que sale de los pozos en el suelo para improvisar fogatas al aire libre. "Hoy en día parece que el metano es ir a otra parte, a causa de la zanja que cavaron en el complejo, pero no sabemos quienes serán perjudicados en el futuro Calimete. El área tiene una gran cantidad de cuevas", dijo Raimundo Rodríguez, otro residente local.

"El metano es altamente peligroso y puede provocar explosiones. De hecho, ha habido explosiones en otros tiempos y lugares", dijo un experto en la materia, que deseaba permanecer en el anonimato, dijo a IPS.

Oscar Santalla, un experto, dijo al periódico que para los últimos años, debido a las "deficiencias técnicas", los residuos de destilación ha sido muy ácidos, y cuando se añade a la pérdida de molino de azúcar, no puede ser utilizado para "fertirriego", un técnica de la combinación de la fertilización y el riego que aumentar los rendimientos de caña de azúcar y reducir los contaminantes.

En fertirrigación, los residuos líquidos de la refinería, residuos de destilación y el mosto de cultivo de levadura torula (*Cándida Utilis*) se aplican directamente a los cultivos. Esperanza Valdés, director del Centro Nacional para la Gestión Ambiental para la industria azucarera y sus derivados, confirmó que el complejo Jesús Rabí y siete agronegocios otros tipos de azúcar se han dado financiamiento para proyectos de fertirrigación, que hacen buen uso de sus residuos industriales. El director general del complejo, Tomás Zamora, a quien IPS no pudo ponerse en contacto por teléfono, dijo a Juventud Rebelde que la refinería ya ha recibido algunos de los materiales para la creación de cinco sistemas de riego que hacen uso de la tecnología brasileña.

En su opinión, el problema está a punto de ser resuelto, porque el sistema permitirá "la recuperación de los lagos, y el tratamiento de las aguas residuales." Los residuos de destilería se decantan de un tanque a otro, hasta que es apto para su uso en fertirrigación.

Pero hasta el momento en que las soluciones propuestas en vigor, las autoridades municipales tienen miedo de que el agua potable para las personas en la zona pudiera llegar a ser contaminados, debido al impacto de los residuos sin tratar en el suelo y las aguas subterráneas. Algunos pozos ya que sólo sirven para el riego.

Hay dos pozos en el área que proporcionan agua potable para 4.700 personas, más de 2.000 de los cuales - que comprende 685 familias - viven en el batey Rabí "(la vida en comunidad en el recinto de la fábrica). En la provincia de Matanzas, el 48 por ciento del agua proviene de la superficie, y el resto es agua subterránea.

La investigación de la Universidad de La Habana, Cuba Centro de Estudios Económicos (PECO), consideró que el principal problema de contaminación planteados por la industria azucarera es la descarga de residuos líquidos de los ingenios azucareros, las refinерías, fábricas de levadura torula y destilerías. Estas industrias se extendieron durante la mayor parte de los municipios en este país caribeño

y, en mayor o menor medida tienen un impacto en las cuencas hidrográficas, bahías, zonas costeras y las aguas interiores, y también afectan a los suelos alrededor de sus canales de residuos, cuando estos están en malas condiciones. Sin embargo, Santiago Rodríguez Castellón, que ha escrito un informe de investigación sobre este tema, dijo que el programa de reestructuración de la industria azucarera, que comenzó en 2002, podría contribuir a la mejora de la gestión ambiental y para "cambiar la perspectiva socio-económica" en la los problemas ecológicos.

Se calcula que los 157 ingenios existentes en la mitad de la década de 1970 utilizado para aprobar un promedio de 36 millones de metros cúbicos de residuos líquidos de un año en sus alrededores.

La reestructuración de lo que fue durante décadas la industria más importante del país ha dejado de sólo 71 ingenios activos, 14 empresas productoras de miel, 25 empresas que combinan la agricultura y la ganadería, 13 destilerías y 11 fábricas de levadura torula. Alrededor de 40 ingenios azucareros tomaron parte en la cosecha de este año. El complejo Jesús Rabí, uno de los tres negocios agrícolas, en Matanzas, lo que contribuyó a la cosecha de este año, ha sido amonestado en varias ocasiones por las prácticas ambientales que contravienen el Decreto-Ley No. 200 de 1999. (FIN/2006)

**Anexo 3****Tabla 2:** Resultados tecnológicos principales del reactor UASB de la destilería Heriberto Duquesne.

Carga contaminante de los mostos a la entrada del proceso	65-70 kg /m <sup>3</sup> DQO
Carga contaminante a la entrada del reactor.	20 kg /m <sup>3</sup> DQO
Carga contaminante del afluente del proceso.	6 kg /m <sup>3</sup> DQO
Eficiencia de remoción de la carga contaminante	70 %
Rendimiento de Biogás.	0.45 NM <sup>3</sup> /kg DQO removido
Rendimiento de Lodo.	20 Kg /m <sup>3</sup> de mosto.
Composición del Biogás (vol)	CO <sub>2</sub> : 38 %, CH <sub>4</sub> : 60 % y SH <sub>2</sub> : 2 %
Características del lodo biofertilizante:	Nitrógeno 2,27 kg./t lodo  Potasio (K <sub>2</sub> O) 0,03 Kg./t lodo  Fósforo (P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> ) 0,10 Kg./t lodo

Fuente:(ICIDCA, 2006)



Anexo 4



Figura 1. Ubicación de la Planta Jesús Rabí (Maps 2010).



Figura 2. Central Azucarera Jesús Rabí (Maps 2010).

**Anexo 5****Tabla 3:** Características de las aguas residuales de la destilería Jesús Rabí en los últimos tres años

<b>Determinaciones</b>	<b>2007</b>	<b>2008</b>	<b>2009</b>
Conductividad ( $\mu\text{mhos/cm } 25^{\circ}\text{C}$ )	6208	1204	11932
pH	4,51	4,66	4,07
Temperatura $^{\circ}\text{C}$ (media)	62	92,60	78,60
Turbiedad (NTU)	1100	1019	1391
Cloruro	795	220	1446
Nitrógeno total	20,60	21,80	9,05
Fósforo total	41,35	17,90	59,77
Oxígeno Disuelto	0	0	0
DQO	37461	31140,50	61080
DBO <sub>5</sub>	27990	25440,0	51900
Sulfhídrico ( $\text{H}_2\text{S}$ )	0	0	0
Hierro total (Fe t)	2,75	56,0	57,0
Sacarosa	2500	42000	44,45
Sólidos sedimentales	2,50	0,25	1,80
Sólidos totales	18379	40724	19667
Sólidos Suspendidos. totales	15345	8246	7087
Sólidos Disueltos totales	2202	28521,5	11796
Cloroformas totales (NMP/100ml)	< 2	36	< 2
Cloroformas fecales	Negativo	36	Negativo

Fuente: Jesús Rabí.

Anexos 6

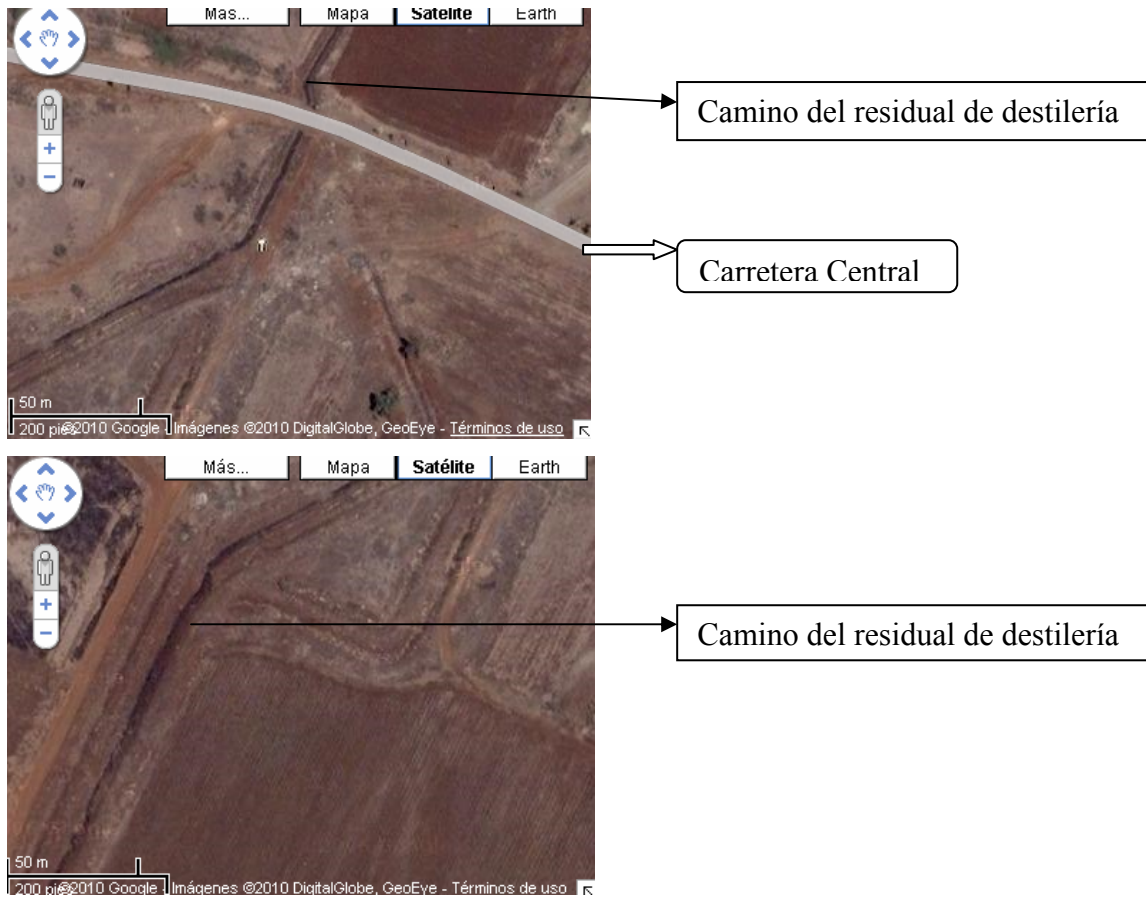


Figura 3. Camino del residual de la destilería Jesús Rabí hacia la laguna (Maps 2010)

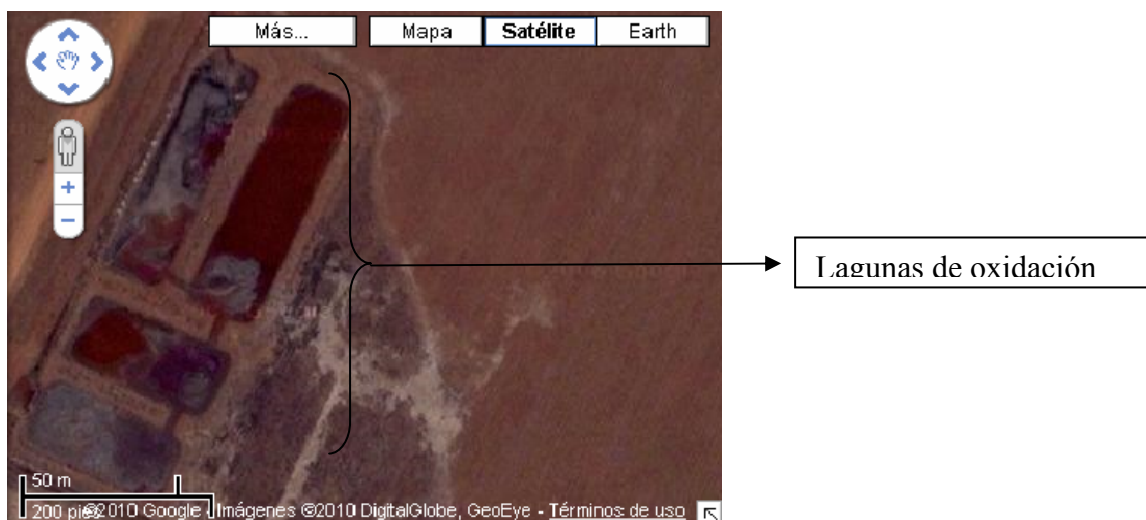


Figura 4. Lagunas de oxidación de la empresa Jesús Rabí (Maps 2010).

Anexo 7

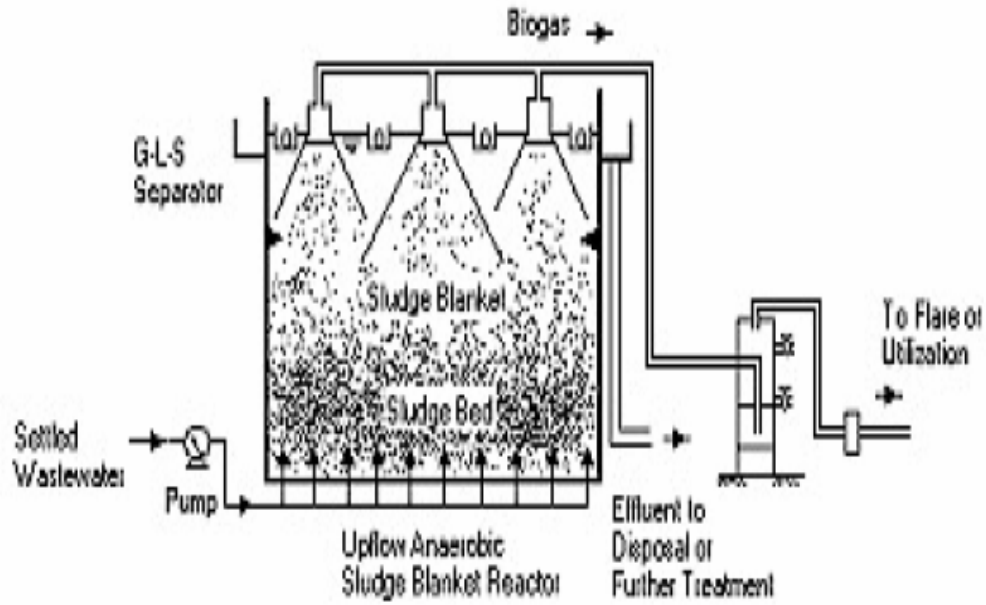


Figura 5 Esquema del reactor UASB

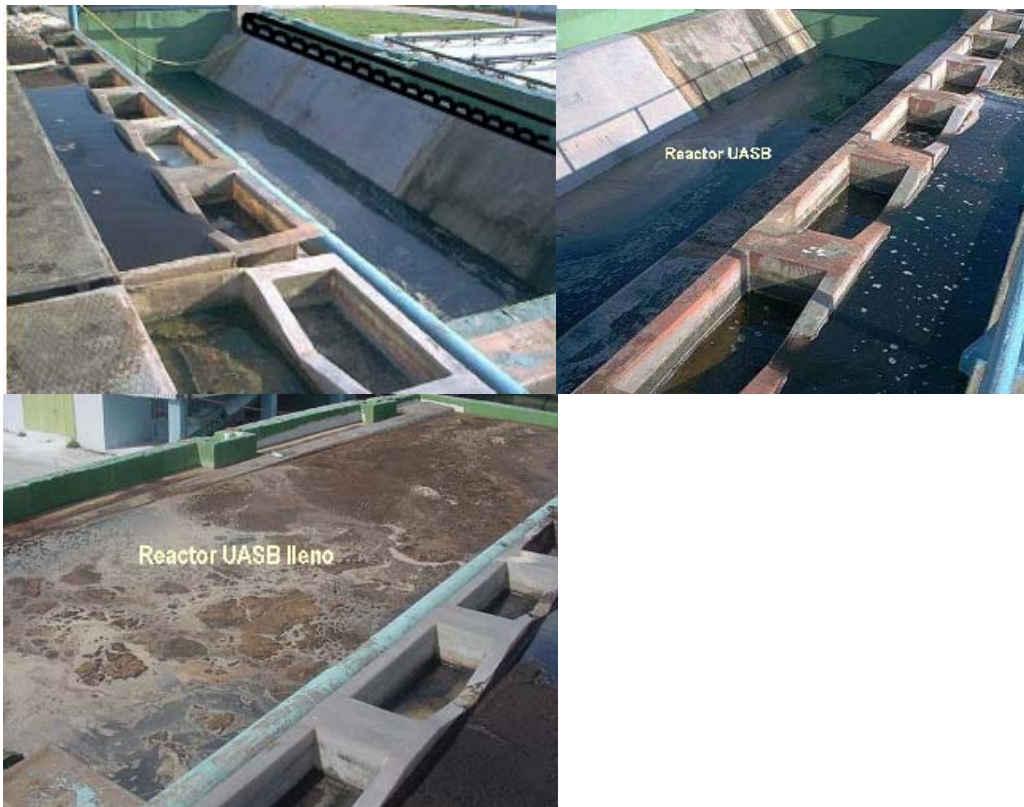


Figura 6. Reactor UASB de la destilería Heriberto Duquesne (ICIDCA, 2010).

**Anexo 8****Tabla 4.** Factores del método de Peters (1991) para la estimación de la inversión del equipamiento.

<b>Elementos de costo</b>	<b>Criterio</b>
<b>Costos Variables</b>	
Salarios de Producción ( $C_{SP}$ )	10-20% CT
Servicios Auxiliares ( $C_{SA}$ )	10-20% CT
Mantenimiento ( $C_M$ )	2-10 % CT
Laboratorios ( $C_L$ )	10-20 % $C_{SP}$
Otros gastos	10-20% CM
<b>Costos Fijos y Gastos Generales</b>	
Administración ( $C_A$ )	2-6 % CT
Investigación y Desarrollo ( $C_{I+D}$ )	5 % CT
Depreciación (D)	10% CF
Distribución y ventas ( $C_{DV}$ )	10-20% CT

Fuente: Peters. (1991)

CT costo total

CF costo fijo

CM costo materia prima

 $C_{SP}$  costo de salario de producción

## Anexo 9

Tabla 5. Resultados del VAN. (Fuente Propia)

I	0,1							
A	0	1	2	3	4	5	6	
$1/(1+i)^a$	1	0,90909091	0,826446281	0,751314801	0,683013455	0,620921323	0,56447393	
p.u.p (\$/L)	9,25							
	0	1	2	3	4	5	6	
<b>Inversión</b>	541.711,17							
<b>Cf</b>	295.070,73	7.091,10	7.091,10	7.091,10	7.091,10	7.091,10	7.091,10	
<b>Cv</b>		19.176,61	19.827,85	20.479,10	20.479,10	20.479,10	20.479,10	
<b>Total Pagos</b>	541.711,17	26.267,71	26.918,95	27.570,20	27.570,20	27.570,20	27.570,20	
<b>Total Cobros</b>	0,00	5.920.000,00	6.660.000,00	7.400.000,00	7.400.000,00	7.400.000,00	7.400.000,00	
<b>Mov.Fondos</b>	-541.711,17	5.893.732,29	6.633.081,05	7.372.429,80	7.372.429,80	7.372.429,80	7.372.429,80	
<b>Mov.Fondos Acumulados</b>	-541.711,17	5.352.021,12	11.985.102,17	19.357.531,97	26.729.961,76	34.102.391,56	41.474.821,36	
<b>Mov.Fondos Actualizados</b>	-541.711,17	5.357.938,45	5.481.885,16	5.539.015,63	5.035.468,75	4.577.698,86	4.161.544,42	
	7	8	9	10				
	0,513158118	0,46650738	0,424097618	0,385543289				
	7	8	9	10				
	7.091,10	7.091,10	7.091,10	7.091,10				
	20.479,10	20.479,10	20.479,10	20.479,10				
	27.570,20	27.570,20	27.570,20	27.570,20				
	7.400.000,00	7.400.000,00	7.400.000,00	7.400.000,00				
	7.372.429,80	7.372.429,80	7.372.429,80	7.372.429,80				
	48.847.251,16	56.219.680,96	63.592.110,76	70.964.540,56				
	3.783.222,20	3.439.292,91	3.126.629,92	2.842.390,84				
<b>VAN</b>			<b>39.960.985</b>					

Anexo 10

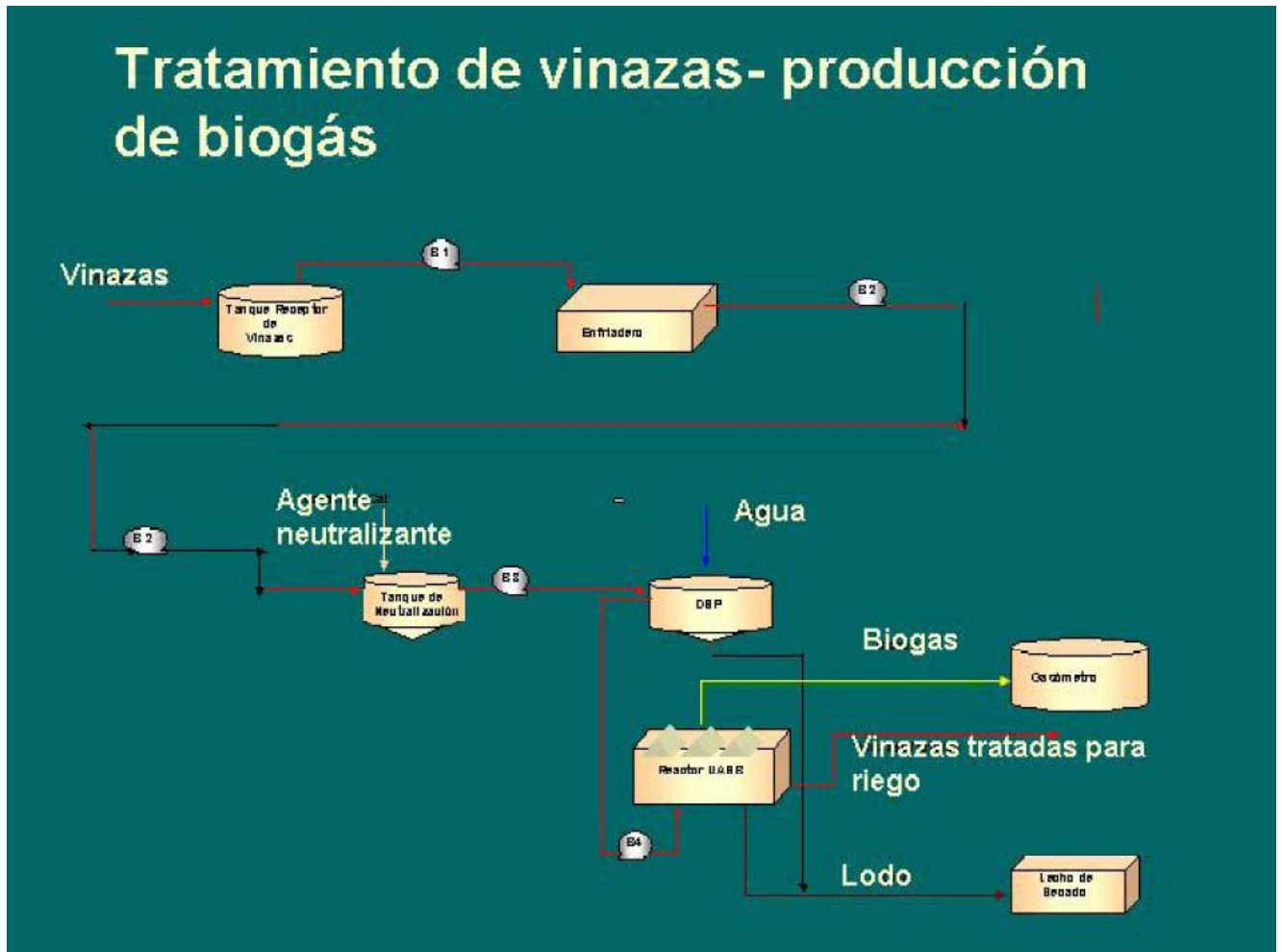


Figura 7: Sistemas de tratamiento de vinazas (ICIDCA,2010)