

*Universidad Central “Marta Abreu” de las
Villas*

Facultad de Química -Farmacia

Dpto. de Ingeniería Química



*Título: Diseño de una instalación integrada para la
producción de bioetanol y biodiesel a partir de residuos
de la industria de la caña de azúcar.*

Diplomante: Ramón Valladares Ruiz

Tutores: MSc. Néstor Ley Chong

Ing. Yaillet Albornas Carvajal

Curso 2005 - 2006

“Año de la Revolución Energética en Cuba”



“Un científico puede ser más o menos inteligente, estudioso o crítico .Puede estar mejor o peor preparado en un área de trabajo .Puede haber obtenido mejores o peores calificaciones en sus estudios .Pero a un científico auténtico no le puede faltar una cualidad emocional, la curiosidad”.

Ernesto Altshuler.



Dedicatoria.
Dedicatoria.

❖ *A mis padres, mi novia y demás familiares por su constante preocupación y deseo de convertir en realidad mi sueño.*



- ❖ *A mis padres ,a mi novia , por el amor, el cariño, el ejemplo, el esfuerzo, la confianza y la dedicación que me han brindado durante todo , y el pasar de los años.*
- ❖ *A mis tutores MSc. Néstor Ley Chong, Ing. Yaillet Albornas Carvajal y demás profesores de la facultad Química - Farmacia por su dedicación, consagración y su amplio interés en ayudarme y brindarme todo el tiempo, el apoyo necesario en la realización de este trabajo.*
- ❖ *A mis hermanos y demás familiares, por depositar toda su confianza en mis estudios.*
- ❖ *A todos mis compañeros de estudio, por el tiempo y la amistad compartida en especial a Rolando Dennis Pérez.*
- ❖ *A la Revolución por haberme dado la oportunidad de realizar mis estudios.*
- ❖ *A tantos y todos.....muchas, muchas gracias.*



Resumen

En este trabajo se analizó las posibilidades de producción de biocombustibles a partir de residuos sólidos de la industria azucarera para este caso fue la producción de bioetanol a partir de bagazo de caña y biodiesel a partir de cachaza.

Para la realización de este trabajo se realizó el dimensionamiento de los equipos fundamentales para cada uno de los procesos y se tomaron los datos técnicos de la Planta Piloto José Martí para una integración de estos dos procesos productivos .

Se hizo un análisis de los costos con la variante tecnológica propuesta teniendo en cuenta las características de la materia prima tratada y los requerimientos del proceso.

Se pudo comprobar la factibilidad económica a partir de los indicadores dinámicos de factibilidad empleando el VAN, además se obtuvo resultados positivos en la posibilidad de realizar una integración de estos procesos (bioetanol y biodiesel) a la Planta Piloto José Martí.



Abstract

In this work it was analyzed the possibilities of biofuel production starting from solid residuals of the sugar industry for this case it was the bioethanol production starting from cane trash and biodiesel starting from phlegm.

For the realization of this work he/she was carried out the equipment design of the fundamental teams for each one of the processes of and they took the technical data of the Plant I Steer José Martí for an integration of these two productive processes. An analysis of the costs was made with the variant technological proposal keeping in mind the characteristics of the matter it prevails treated and the requirements of the process.

It could be proven the economic feasibility starting from the dynamic indicators of feasibility using the VAN; it was also obtained positive results in the possibility of carrying out an integration of these processes (bioethanol and biodiesel) to the Plant I Steer José Martí.



Índice.

		Pág.
<i>Capítulo I. Revisión Bibliográfica.</i>		
1	Generalidades de los biocombustibles	
1.1	Aspectos relacionados con el Bioetanol.	
1.2	Materias primas utilizadas en el proceso de producción de bioetanol.	
1.2.1	Materia azucarada (sustancias sacarinas).	
1.2.2	Materias Amiláceas. (sustancias feculantes.)	
1.2.3	Materias celulósicas.	
1.4	Limitaciones para la producción de bioetanol a partir de materiales lignocelulósicos	
1.5	<i>Etapas de la producción de bioetanol.</i>	
1.6	Generalidades del Biodiesel	
1.6.1	Recursos oleaginosos en la producción de Biodiesel.	
1.6.2	Naturaleza del Biodiesel.	
1.6.3	Etapas del proceso de Producción de Biodiesel.	
1.7	Integración de Procesos.	
<i>Capítulo II. Selección y Dimensionamiento de los equipos para la producción de Bioetanol y Biodiesel.</i>		
2.1	Descripción de las etapas de producción de bioetanol	
2.2.	Descripción de las etapas de producción de biodiesel	
2.3	Dimensionamiento de los equipos para la producción de bioetanol.	
<i>Capítulo III. Integración y Análisis de la factibilidad técnico – económica de la producción de las plantas de bioetanol y biodiesel a la planta Piloto José Martí</i>		
3.1	Integración de los procesos.	
3.2	Análisis de la factibilidad técnico-económico.	



Introducción.

El mundo encara un agotamiento progresivo de sus recursos energéticos basados mayoritariamente en combustibles no renovables. Al mismo tiempo, el consumo de energía aumenta a ritmos cada vez más crecientes. Aparejado a esto está ocurriendo un aumento acelerado de los precios de los combustibles por encima de los indicadores previstos por los economistas, por otra parte, el empleo indiscriminado de estos portadores energéticos, tales como el petróleo y sus derivados y otros como la turba, hulla; han provocado una gran preocupación e incertidumbre por las consecuencias desastrosas que generaría la pérdidas de estos materiales fósiles no renovables para la sociedad y el impacto medioambiental que enfrenta el hombre hoy y en el futuro.

Cuba no está exenta de esta crisis mundial, aunque dispone de reservas naturales propias de combustibles fósiles pero todavía son insuficientes para la demanda existente en el país importándose grandes volúmenes del crudo.

Una de las vías para dar solución a esta problemática es el aprovechamiento de los recursos energéticos que pueden ser obtenidos de los residuos agroindustriales que pueden ser empleados para la producción de biocombustibles como el bioetanol y biodiesel , los cuáles pueden ser capaces de sustituir los combustibles fósiles tradicionales.

La producción de etanol tradicionalmente ha sido a partir de materia primas azucaradas, principalmente de las mieles finales de la industria azucarera. No obstante, ellas son una fuente importante de alimentos para animales y presentan una limitada disposición, para ser utilizada en la producción de etanol y su posterior empleo en la producción de biocombustibles como el biodiesel, el hidrógeno o para otros usos.

El bioetanol en un producto elaborado a partir de materiales lignocelulósicos como el bagazo y el biodiesel a partir de aceites que se obtienen de la cachaza de caña, el empleo de estos materiales representa una alternativa

favorable para la conservación del medio ambiente gracias al reciclado de residuos de desecho que se originan en la Industria Azucarera.

Problema científico:

La Industria Azucarera genera una elevada cantidad de residuales sólidos, que de no ser adecuadamente tratados y reutilizados, se comportan como contaminantes del medio ambiente, y que pudieran ser aprovechados como materias primas para la producción de biocombustibles (bioetanol y biodiesel).

Hipótesis:

Es posible establecer una tecnología para la producción de bioetanol y biodiesel en nuestro país, a partir de los residuos sólidos (bagazo y cachaza) de la industria azucarera e integrarlos en las mismas.

Objetivo general:

Integrar las tecnologías propuestas para la producción de Bioetanol y Biodiesel con la Planta Piloto José Martí de la Universidad Central de Las Villas.

Objetivos específicos:

1. Análisis bibliográfico sobre la producción de bioetanol y biodiesel a partir de diferentes fuentes de materias primas.
2. Establecer un esquema tecnológico y realizar el dimensionamiento de los equipos fundamentales en la producción de bioetanol y biodiesel.
3. Integración industrial de los procesos para la producción de bioetanol y biodiesel a partir de su localización.
4. Realizar el estudio técnico – económico para la producción de bioetanol y biodiesel.



Capítulo I. Revisión Bibliográfica.

1. Generalidades de los biocombustibles.

Los biocombustibles son compuestos elaborados a partir de biomásas celulósicas tales como plantas herbáceas y leñosas, residuos agrícolas y forestales y una gran parte de los residuos sólidos urbanos e industriales. Los cuáles son utilizados como recurso para la generación de calor y energía eléctrica. De hecho, están emergiendo nuevas tecnologías prometedoras además de las tecnologías tradicionales las cuales presentan características muy favorables, por las ventajas que estos presentan. (<http://www.pangea.org/>).

- Es un recurso renovable que podría ser desarrollado sosteniblemente en el futuro
- Posee formidables características desde el punto de vista medioambiental y es menos dañino que el de los combustibles fósiles.
- Puede tener un potencial económico significativo teniendo en cuenta el aumento del precio de los combustibles fósiles en el futuro.
- La gran versatilidad de la biomasa como recurso energético es evidente dada la variedad de materiales que pueden ser transformados en combustibles sólidos, líquidos y gaseosos utilizando procesos biológicos y termoquímicos de conversión.
- En comparación con otras tecnologías renovables (geotérmica, eólica, solar...) la energía proveniente de la biomasa constituye un área más compleja debido al amplio alcance de ciclos potenciales de combustión
- No existe certidumbre sobre los efectos a largo plazo.

1.1 Aspectos relacionados con el Bioetanol.

Los actuales problemas ambientales y la sobreexplotación petrolífera, ponen de manifiesto la necesidad de buscar combustibles más ecológicos y de producción natural, por lo que se ha intensificado la producción de

bioetanol. El bioetanol es *un alcohol producido a partir de maíz, sorgo, patatas, trigo, caña de azúcar, e incluso de la biomasa, que no es más que el conjunto de materias orgánicas de procedencia vegetal o animal que puede utilizarse como fuente de energía renovable*”, como los tallos de maíz y residuos vegetales, en lugar de los forrajes tradicionales (cultivos ricos en almidones). En la era posterior a la Segunda Guerra Mundial, los productos derivados del petróleo tenían bajos precios y no se prestó atención a los estudios sobre la producción microbiana de materiales orgánicos a partir de productos vegetales. Este biocombustible líquido presenta determinadas propiedades que le permite ser una opción viable para ser utilizado como un combustible. (<http://www.abengoabioenergy.com/>)

- Reduce dependencia del petróleo del extranjero.
- Fuente de combustible renovable y doméstico
- Una fuente más limpia de combustible.
- Aumenta el octano del combustible con un costo pequeño.
- Virtualmente utilizable en todos los vehículos.
- Fácil de producir y almacenar.
- Los biocarburantes emiten un 40-80 % menos de gases invernaderos que los combustibles fósiles.
- El bioetanol es superior medioambientalmente al resto de los carburantes más importantes.

Otras ventajas medioambientales incluyen:

- Reducción de la lluvia ácida.
- Mejora de la calidad del aire en zonas urbanas.
- No contamina el agua.
- Reducción de sólidos

1.2 Materias primas utilizadas en el proceso de producción de bioetanol.

En la producción de alcohol pueden ser utilizadas diferentes materias primas, las cuáles pueden ser transformadas desde sustancias

macromoleculares como la celulosa que componen los materiales lignocelulósicos hasta azúcares fermentables para la producción de etanol. El uso práctico de la materia prima utilizada estará determinado por diferentes aspectos que hay que tener en cuenta tales como: la abundancia y la disponibilidad de la misma, el rendimiento en alcohol, su costo y el tipo de microorganismo que se utilice. Varios autores entre ellos Palacio y Almazán (**Palacio, H., 1956**), coincidieron en definir tres tipos de materias primas para la producción de etanol.

1.2.1 Materia azucarada (sustancias sacarinas).

En alcohol se produce por fermentación de azúcares con levaduras. La materia prima de la primera clase fermenta directamente, dentro de estas materias primas tenemos: azúcar de caña o remolacha, melazas, jugo de frutos, suero de leche entre otros.

1.2.2 Materias Amiláceas. (sustancias feculantes.)

La segunda clase consta de hidratos de carbono complejos, como el almidón, que primero se deben convertir en azúcares fermentables mediante la acción de enzimas: Cereales (arroz, maíz, cebada, malta, trigo, sorgo, avena, alforfón, centeno, mijo) y tubérculos (papa, yuca, boniato, mandioca, etc.)

1.2.3 Materias celulósicas.

Las materias primas celulósicas se convierten en azúcares fermentables por hidrólisis con ácidos inorgánicos. La alternativa de emplear residuos lignocelulósicos en la producción de etanol, constituye hoy día una posibilidad altamente prometedora por su amplia disponibilidad en el mundo. La existencia en los diversos países iberoamericanos, de abundantes recursos lignocelulósicos, justifica la dedicación por parte de estas naciones de un esfuerzo importante al desarrollo y adaptación de tecnologías tendientes a la utilización integral y racional de los mismos. Como materia prima, se emplean primordialmente el eucalipto como ejemplo de madera dura, el pino como representativo de madera blanda, el

bagazo, hoja, cogollo como residuo agroindustrial y el cardo como ejemplo de cultivo agroenergético además de emplear otros materiales como los residuos sólidos urbanos biodegradables (***Brasil Acucareiro, 1982***).

Los constituyentes mayoritarios de fibras lignocelulósicas son la celulosa, las hemicelulosas y la lignina, existen además algunos productos minoritarios como los extraíbles por solventes orgánicos, las proteínas, el almidón y otros productos inorgánicos. (<http://www.tdx.cesca.es/>).

Este es el tipo de materia prima es más abundante, pero a pesar del bajo costo del sustrato, el costo de la inversión biológica es muy alto, por tanto se hace necesario realizar un estudio comparativo para considerar seriamente la aplicación económica de los materiales celulósicos para la obtención de alcohol (***Nikitin, G.A., 1981***).

La composición química de las fibras representadas en el Anexo I (<http://www.tdx.cesca.es/>), depende de la fuente de la cual procedan, una parte mayoritaria que corresponde a la celulosa, entre un 40 y 50 %, aunque algunas veces es superior como en el caso de los linters de algodón, entre un 10 y 30 % de lignina y de 20 a 30 % de hemicelulosas. Estas últimas sustancias que son heteropolímeros presentan una gran variedad en composición según las diferentes especies. El contenido de cenizas varía de una manera sustancial como en el caso de la madera cuyo contenido es inferior al 1 % o en el caso de fibras naturales cuyo contenido normalmente es superior. En el caso de ciertas pajas de cereales como en el trigo y avena, existen porcentajes superiores al 3 % y en el caso particular del arroz, el orden es del 14 %. Otras fibras como la hierba elefante hay un contenido de cenizas importante. (<http://www.tdx.cesca.es/>).

Los materiales que más se han investigado son madera y residuos forestales, papel reciclado y residuos de la industria papelera, bagazo de caña, desechos agrícolas (*hojas, ramas, hierba, frutas, paja, etc.*) así como

residuos sólidos urbanos, que son generados producto a la actividad del hombre. El principal reto en la producción de etanol a partir de biomasa lignocelulósica es el pretratamiento e hidrólisis de la materia prima. El complejo lignocelulósico está compuesto principalmente de una matriz de carbohidratos compuesta de celulosa y lignina enlazada por cadenas de hemicelulosa **(Julián, S.Ó. y Ariel, C.C., 2005)** también que cada compuesto lignocelulósico presenta ventajas económicas de unos respecto a otro en el, *Anexo II (Moore C Michal and et., 1999)* se muestran estas ventajas económicas, esto se debe a la complejidad del material lignocelulósico así será el tratamiento para la separación de la celulosa y el tratamiento de los residuales que se generan . En la s figura 1.1 observamos como es el tratamiento de los diferentes componentes del material lignocelulósico. **(Julián, S.Ó. y Ariel, C.C., 2005)**

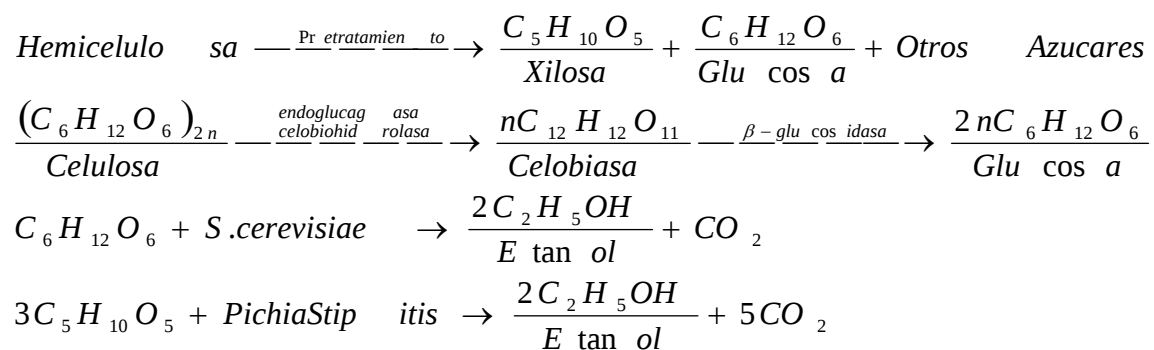


Fig 1.1 Tratamiento de los componentes de los materiales lignocelulósicos. Otros cultivos que se están investigando con fines alcoholígenos tales el sorgo azucarero (*Sorghum bicolor* (L)), resultarían todavía más rentables ya que se podrían emplear los tallos secos, caso de el bagazo (caso del sorgo azucarero). (<http://www.foro.upm.es/>)

Se ha explorado la producción de etanol a partir de residuos sólidos urbanos (RSU). Se estima que más del 70 % de los materiales enterrados en los rellenos sanitarios son lignocelulósicos (papel, cartón, desechos de

jardín, entre otros). El proceso de obtención de bioetanol a partir de estos residuos por hidrólisis ácida ya se ha patentado (*Titmas, J.A., 1999*).

1.4 Limitaciones para la producción de bioetanol a partir de materiales lignocelulósicos.

La síntesis de procesos puede aportar las herramientas necesarias para descartar las opciones con menos perspectivas en forma preliminar, teniendo en cuenta nuevos procedimientos, esquemas y alternativas que se planteen en la etapa de diseño. Durante la etapa de pretratamiento se han propuesto y desarrollado diferentes métodos, según (*Sun y Cheng 2002.*), en el *Anexo III*, (*Julián, S.Ó. y Ariel, C.C., 2005*) y en el *Anexo IV*, (<http://www.tdx.cesca.es/>) se muestra las características de estos métodos así como ejemplos de materiales que se tratan.

Estos pretratamientos presentan determinadas limitaciones económicas y medioambientales debido a que generan residuales nocivos para el medio ambiente, además el pretratamiento con ácidos resultan demasiado caros para su empleo presenta otras desventajas como, la necesidad de recuperar y reciclar el ácido como único modo de hacer viable económicamente el proceso, lo cual incluiría una inversión adicional para la adquisición del equipamiento necesario con este fin. Además esta tecnología requiere una etapa posterior de neutralización ya que los licores obtenidos presentan bajos valores de pH sobre los cuáles se hace imposible el desarrollo de los microorganismos encargados de llevar a cabo la fermentación a bioetanol de los azúcares contenidos en estos licores. Al neutralizar o incrementar ligeramente el pH se producirían cantidades apreciables de CaSO_4 que pueden obstruir las tuberías y el equipamiento provocando incrustaciones, aumentando en tiempo de para por limpieza, en general por lo que es imprescindible recuperar el ácido para obtener licores más concentrados y menos ácidos. Por otra parte en esta etapa se generan productos de degradación como el furfural e hidroximetil furfural que son inhibidores, afectando directamente el crecimiento de las levadura

y afectando además la contribución de la hemicelulosa al rendimiento del proceso al ser las pentosas muy sensibles a degradarse en medio ácido a furfural. El empleo de pretratamiento con solventes orgánicos, se puede desintegrar la estructura biomásica, al tiempo que rompe la barrera de lignina, eliminando así en un solo paso estas dos limitantes que impiden la hidrólisis celulolítica, produciendo un sustrato altamente degradable por enzimas y microorganismos **(García, N . N., 2005)**. Otros autores **(Kleinert, T., 1971,)**, **(Kleinert, T., 1975)**, **(Gomide, J., 1980)**; **(Green, J., 1982)** plantean que con el pretratamiento Organosolv se reducen los costos de operación y de inversión debido a que se puede recuperar el solvente utilizado en esta operación utilizando métodos sencillos de separación.

Como se ha venido tratando, la hidrólisis ácida presenta ciertas dificultades, lo que hace pensar que el potencial de desarrollo de esta tecnología se encuentra en los avances que puedan realizarse en la degradación enzimática de los materiales lignocelulósicos. El empleo de esta variante presenta diferentes inconvenientes tales como:, que tienen períodos de trabajo prolongados *(de cuatro a diez meses)* y los intentos por reducirlos pueden no ser efectivos, por los costos elevados de inversión cuando se realiza un tratamiento enzimático pues se requiere de una planta para producirlo. **(Diorio LA, et al. 2003)**. Otros autores plantean que el alto costo de producción de las celulasas, además de su baja actividad, inciden de manera negativa en la economía de este proceso. Algunos estudios revelan que el costo de celulasas puede representar hasta un 60 % del costo de producción de azúcares fermentables a partir de recursos celulósicos. La solución tecnológica para abaratar los costos está en la fase recuperativa de las enzimas y en la búsqueda de microorganismos que produzcan eficientemente celulasas y que las mismas sean estables. Esta variante a pesar de sus inconvenientes presenta un tremendo futuro por delante y la tecnología a nivel mundial marcha en esta dirección. **(García, N. N., 2005)**.

1.5 Etapas de la producción de bioetanol.

En el mundo se llevan a cabo gran cantidad de estudios para desarrollar la producción a gran escala de alcohol a partir de biomasa lignocelulósica. **(G.P. Marcos, 1989)**, en el caso más complejo, plantea que el proceso global de obtención de alcohol puede dividirse de forma general en las siguientes etapas:

a) Pretratamiento de materias primas.

El pretratamiento de la materia prima: tiene como objetivo preparar el sustrato a utilizar cuando esta es poco asequible a la hidrólisis o transformación posterior, reduciendo el grado de cristalinidad y el grado de polimerización de la celulosa aumentando la celulosa amorfa. Estos pretratamientos se clasifican en: Físicos, Químicos y Químico – Físico. Dentro de los pretratamientos físicos tenemos la molienda, este tipo de pretratamiento divide el material lignocelulósico en partículas finas que poseen una razón de superficie /volumen alta: ello trae como resultado que la celulosa se hace altamente susceptible a la hidrólisis. En el pretratamiento químico se encuentra una gran variedad de métodos desarrollados por diferentes autores al igual que el Químico – Físico, en el *Anexo III* y el *Anexo IV* podemos encontrar diferentes métodos de tratamientos según su clasificación para la materia prima lignocelulósica. **(Julián, S.Ó. y Ariel, C.C., 2005.)**, (<http://www.tdx.cesca.es/>) respectivamente.

El empleo del pretratamiento adecuado implica encontrar un método que minimice la agresividad de los residuales, con un costo económicamente factible que ofrezca ventajas en el proceso tecnológico. En la literatura aparecen investigaciones, en las que se propone el empleo de solventes orgánicos como el etanol, en el proceso de cocción, para la obtención de tecnologías más limpias ([http //www.cujae.edu.cu/.](http://www.cujae.edu.cu/)) , **(González, C. 2004)** , ya que estos además de favorecer la selectividad hacia la

separación de la lignina, que es el objetivo principal de esta etapa, propician la generación de un residual menos contaminante para el medio, se recupera parte del solvente empleado inicialmente **(González, C., 2004)** y considera la producción de bioetanol a partir de bagazo. **(González, S., 2003).**

En los métodos Organosolv se prefieren solventes con punto de ebullición más bajo que el del agua, debido a que se puede recuperar el alcohol de del licor residual por destilación simple, presentan mayor selectividad de deslignificación y por lo tanto, mayores rendimientos en el proceso de pulpeo, se evitan los compuestos de azufre que se convierten parcialmente en malolientes y tóxicos, se simplifica el proceso de recuperación de reactivos, ya sea para fines energéticos o para la obtención de subproductos con valor comercial (*azúcares hidrolizados y lignina*), se disminuyen los costos de inversión y operación, reduciendo la capacidad mínima rentable de una planta. **(Kleinert, T., 1971,), (Kleinert, T., 1975), (Gomide, J., 1980); (Green, J., 1982).**

b) Hidrólisis o sacarificación.

Hidrólisis o sacarificación: Tiene como finalidad la transformación de polímeros como la celulosa hasta azúcares más sencillos. La celulosa liberada es degradada hasta glucosa, lo cual puede hacerse con ácidos o enzimas. Al ser la celulosa sometida a hidrólisis enzimática con celulasas exógenas se obtiene una solución de azúcares fermentables que contiene principalmente glucosa, así como pentosas resultantes de la hidrólisis inicial de la hemicelulosa. **(Julián, S.Ó. y Ariel, C.C., 2005.)**

c) Fermentación.

Fermentación: Proceso que transforma en alcohol los azúcares obtenidos en la fase anterior, además se obtienen gran cantidad de compuestos que pueden inhibir la fermentación estas sustancias inhibitorias se originan como resultado de la hidrólisis de los diferentes componentes, de los ácidos orgánicos esterificados a la hemicelulosa, y de los derivados fenólicos solubilizados de la lignina. En este caso se realizará por métodos convencionales.

d) Concentración y purificación

Concentración y purificación: La destilación es el método empleado industrialmente para concentrar el etanol que proviene de la fermentación y purificarlo. Se utilizarán dos torres donde la primera es la destiladora de platos perforados y la segunda torre será rectificadora rellena con anillos rasching cerámicos.

1.6 Generalidades del Biodiesel.

El Biodiesel es un combustible sustituto del gas-oil para motores diesel, el cual puede ser producido partiendo de materias primas agrícolas (aceites vegetales y/o grasas animales) y metanol (el cual también puede ser producido a partir de residuos de la agricultura). (José, L.R., 2001), el cual constituye un recurso renovable que tiene un gran impacto ambiental, propiciando la producción de un combustible que presenta una serie de ventajas como las que se mencionan a continuación: (www.panoramaenergético.com/), (www.cablemodem.fibertel.com.ar/) (www.estrucplan.com.ar/)

- No es nocivo para la salud humana, para la vegetación, los animales vivos y no daña monumentos y/o edificios.

- El ciclo biológico en la producción y el uso del biodiesel reduce aproximadamente en 80 % las emisiones de anhídrido carbónico, y casi 100 % las de dióxido de azufre.
- Su empleo es ventajoso frente al combustible diesel sobre todo para el transporte público en las grandes ciudades.
- Es seguro y fácil de transportar debido a que es biodegradable y posee un punto de inflamación superior al del diesel petrolífero.
- El Biodiesel es el único combustible alternativo que funciona en cualquier motor diesel convencional, sin ser necesaria ninguna modificación.
- Puede almacenarse en cualquier lugar donde se guarda el diesel de petróleo.
- Puede usarse puro o mezclarse en cualquier proporción con el combustible diesel de petróleo.
- Proporciona significativas reducciones en la emanación de partículas y de monóxido de carbono, que el diesel de petróleo.
- Proporciona un leve incremento o decremento en óxidos de nitrógeno dependiendo del tipo motor. Distintos estudios, han demostrado que el biodiesel reduce en un 90 % los riesgos de contraer cáncer.
- Contiene 11 % de oxígeno en peso y no contiene azufre. El uso de biodiesel puede extender la vida útil de motores porque posee mejores cualidades lubricantes que el combustible de diesel de petróleo, mientras el consumo, encendido, rendimiento, y torque del motor se mantienen prácticamente en sus valores normales.
- Los olores de la combustión en los motores diesel por parte del diesel de petróleo, son reemplazados por un aroma más agradable.
- Es seguro manejar y transportar porque es biodegradable como el azúcar, 10 veces menos tóxico que la sal de mesa, y tiene un flash-point de aproximadamente 150° C comparado al diesel de petróleo cuyo flash-point es de 50° C.

- EL biodiesel tiene en general un poder calórico inferior algo menor al del gasoil (7.795 kcal/l vs. 8.74 kcal). Su viscosidad cinemática en general está entre 1.9 y 6.0 cSt., aunque éste parámetro no difiere sustancialmente en el gasoil (1.3-4.1 cSt). Su densidad es de aproximadamente 0.878 kg/l a 15°C, y su flash point llega a sobrepasar los 130°C, a diferencia del gasoil, cuyo punto de inflamación es de apenas 60 – 80 °C. Posee además un número de cetano ligeramente mayor al del gasoil, y duplica el poder de lubricación del mismo.

En el *Anexo V* se muestran algunas propiedades físico – químicas del biodiesel y el diesel petrolífero, (www.panoramaenergético.com), donde se observa que el biodiesel presenta características semejantes al otro combustible.

1.6.1 Recursos oleaginosos en la producción de Biodiesel.

Existe en la naturaleza una gran variedad de plantas como la soja, palma aceitera, la colza, el algodón, el girasol entre otras, (**López, D.G., 2006**) (www.secyt.gov.ar), (<http://waste.ideal.es/>), las cuales, se han empleado como fuente de materia prima en la obtención de aceite. Otros trabajos muestran estudios de otras alternativas empleando otras fuentes de materias primas como las grasas de animales en las que se tiene la grasa de pollo y la grasa vacuna (<http://www.e-troquimica.com.ar/>), que por sus características pueden ser empleadas en la producción biodiesel. A continuación se muestran algunas características de estas plantas que a partir de ellas se extrae el aceite.

- Soja: A nivel mundial, en la actualidad, es la más importante fuente de aceite, aunque también es ampliamente consumida como grano y como un conjunto de productos derivados (*leche de soja, sucedáneos de la carne*) debido a su alto contenido en proteínas de las oleaginosas.

- Palma aceitera: produce racimos de frutos cuyo mesocarpio carnoso rodea una almendra con una cáscara sumamente dura. El aceite de palma se extrae de la pulpa (*el rendimiento de un racimo oscila entre el 17 y el 27 %*) mientras que las almendras también son oleaginosas, con un contenido de aceite de entre el 4 y el 10 %.
- Colza: el valor comercial de la colza (“rapeseed”) reside básicamente en su contenido en aceite, (*también llamado aceite de canola*), con la salvedad de que las variedades más antiguas son ricas en ácido erúcico, considerado insoluble.
- Algodón: se cultiva tanto por su fibra como por sus semillas, que contienen entre un 55 y un 65 % de aceite.
- Girasol: sus semillas son valorizadas fundamentalmente por su contenido en aceite, aunque un pequeño porcentaje de la producción total se destina al consumo directo como alimento humano y componente en las raciones para alimentación de pájaros.

En el *Anexo VI* encontramos los litros de biodiesel que se obtienen por hectárea, en un proceso completo de molienda con su respectivo proceso químico. (<http://www.zoetecnocampo.com/>)

Hay otros productos que son generados a partir de otras plantas reportadas en la literatura a la cual se le puede separar el aceite utilizando solventes orgánicos dentro de esta tenemos la cachaza obtenida a partir de la caña de azúcar.

- Cachaza de caña de azúcar: La cachaza de caña está constituida fundamentalmente por cera cruda que contiene 35,5 % de ácidos y 60 % de materia no saponificable, además está constituida por ácidos grasos que comprenden un 20 % de ácidos volátiles, un 20 % de ácidos grasos solubles en NaCO_3H y estos a su vez están constituidos por 22 % de

hidroxiácidos y 56 % de ácidos grasos normales con la siguiente composición 5,8 % de oleico, 2 % de linoleico . La cachaza húmeda se mezcla con heptano caliente y se agita durante varios minutos, la cachaza debe ser usada con la humedad que contiene al salir de los filtros y la mezcla de cachaza con heptano debe ser agitada con un agitador de paletas (**ICIDCA., 1980**)

1.6.2-Naturaleza del Biodiesel.

Cuando hablamos de la naturaleza del biodiesel, nos referimos en general a ésteres de alquilo menores (*metilo y etilo*) de ácidos grasos de cadena par, que en general van del C₄ al C₂₄. La razón de esta naturaleza es la materia prima grasas y aceites de origen animal y vegetal. La biosíntesis en animales y plantas produce cadenas carbonadas de número par de carbonos con la mencionada longitud de cadena. Pueden además encontrarse aceites poliinsaturados, como el de lino, o más bien saturados como el aceite de coco. El proceso de síntesis consta normalmente de una transesterificación que sustituye el grupo glicerilo de los triglicéridos por un grupo metilo u etilo, proveniente en general de un alcóxido como el metóxido u etóxido de sodio. (<http://www.estrucplan.com.ar/>).

En la Fig 2 podemos observar de forma general la reacción de transesterificación básica:

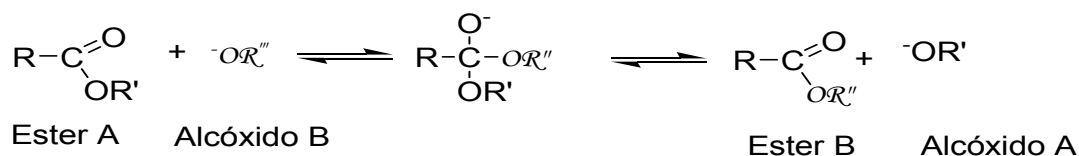


Fig. 2: Reacción de transesterificación básica

Según un trabajo de la Universidad de Iowa (<http://www.estrucplan.com.ar/>), los contaminantes más frecuentes en el biodiesel incluyen materia no saponificable, agua, glicerina libre, alcohol, ácidos grasos libres, jabones, catalizador remanente o residual y productos

de oxidación. Toda materia contenida en los aceites que no sea materia grasa se denomina *insaponificable*. Se conocen con el nombre genérico de gomas y comprende una larga lista de sustancias: polipéptidos, fosfátidos, lecitina, proteínas, mucilágenos, esteroides, hidrocarburos, etc. Al no participar en las reacciones de transesterificación, forman compuestos indeseados en el biodiesel. Esto puede alterar el funcionamiento del motor. En general, son tratados con algún ácido que luego se neutraliza junto con los ácidos grasos libres. La presencia de agua durante la reacción es tal vez uno de los mayores focos de contaminación, ya que favorece la saponificación y no la transesterificación, produciendo jabones y mermando el rendimiento. En forma de emulsión, su presencia es indeseada en el producto final, más cabe aclarar que el agua es muy soluble en determinados ésteres, pudiendo alcanzar concentraciones superiores a las 1500 ppm. El agua así disuelta no parece presentar inconvenientes para el motor. El biodiesel tiene la ventaja de ser muy biodegradable, pero el revés de la moneda lo constituye el hecho que justamente por esto, es muy susceptible de ser contaminado por *microorganismos*, más aún en lugares en que se espera pueda entrar en contacto con agua. La glicerina libre es un producto de la reacción de transesterificación, y en general no se encuentra presente si el éster es lavado con agua (*la glicerina es polar y tiene mayor afinidad por el agua*). Sin embargo, puede aparecer producto de decantados cortos y malos lavados, y se sospecha podría causar depósitos en el motor. Los glicéridos son el conjunto de monoglicéridos, diglicéridos y triglicéridos que pudieran existir. La utilización de un exceso de alcohol en un 100 % en general asegura su ausencia. Sin embargo, pueden presentarse tras reacciones incompletas. Los triglicéridos constituyen los aceites y lípidos en general que conforman la materia prima, por lo que en forma menos técnica, podríamos decir que éstos constituyen "el aceite que no reaccionó". El uso de aceites vegetales como combustibles en motores diesel también ha sido estudiado desde hace ya muchos años, pero en ese caso, deben adaptarse los mismos. Por ejemplo,

deben ser adaptados con sistemas de calentamiento de la línea de combustible (*para disminuir la viscosidad del aceite*), y debe ajustarse el sistema de inyección. En motores no preparados, la presencia de aceites puede llevar a la aparición de depósitos y otros problemas. Los ácidos grasos libres y los jabones son compuestos relacionados. En general el biodiesel es producido utilizando un catalizador como el metóxido de sodio, hidróxido de sodio o hidróxido de potasio. Cualquier ácido graso presente reaccionará con el catalizador en presencia de agua para formar jabones. Éstos suelen ser removidos en la etapa de lavado, aunque su presencia en exceso dificulta enormemente esta etapa. Durante el funcionamiento del motor, el metal proveniente del jabón o catalizador puede formar cenizas.

Resulta prudente hacer una breve explicación del proceso de auto oxidación del biodiesel. Éste proceso no se da por la presencia de contaminantes, sino por la naturaleza misma de los ácidos grasos constitutivos, pero vale aclarar los inconvenientes que conlleva. El aceite de soja, (www.estrucplan.com.ar/) por ejemplo, contiene un nivel de insaturaciones más alto que muchos otros aceites, y pueden existir catalizadores metálicos en los tanques de almacenaje. Esto produce una auto oxidación del éster. Cuando ésta reacción ocurre a temperatura ambiente, los compuestos inicialmente formados son hidroperóxidos resultantes de la adición de átomos de oxígeno a carbonos adyacentes a dobles ligaduras. En éste punto en general la insaturación no se ve afectada. A medida que avanza la oxidación, los peróxidos pueden descomponerse para dar aldehídos y ácidos de cadena corta. Los hidroperóxidos son muy inestables y tienden además a atacar los elastómeros. Además, pueden inducir la polimerización de los ésteres formando gomas y sedimentos insolubles, lo que causa problemas en el motor.

1.6.3 Etapas del proceso de Producción de Biodiesel.

Para el proceso de producción de biodiesel a partir del aceite extraído de la cachaza de caña se requiere de varias etapas como son la extracción del aceite mediante un solvente adecuado, usualmente heptano, la recuperación del solvente orgánico, la preparación del etóxido, la transesterificación, la separación del biodiesel y el lavado, a continuación se hace una breve descripción del proceso. **(Martínez, T.R., 2006)**

Extracción del Aceite.

La extracción del aceite se hará mediante un mezclado de la cachaza con un solvente orgánico que sea adecuado, en este caso es el heptano, con el objetivo de llevarse a cabo una separación más eficaz del aceite.

Recuperación del solvente orgánico.

En esta etapa se evapora el heptano y se obtiene el aceite que se va a utilizar. La operación se lleva a cabo a una temperatura de entrada de 68 °C hasta 98.6 °C el heptano que es el más volátil sale en forma de vapor mientras que el aceite sale en fase líquida. La presión y temperatura de trabajo son 10.68 atm y 183.2 °C.

Preparación del Etóxido

La mezcla del catalizador (NaOH) con el etanol en que se conoce como etóxido el cual se logra en un tanque de calentamiento y alcanzado una temperatura de 45 °C.

Reacción de transesterificación.

La transesterificación catalítica en el cual se hace reaccionar el aceite con un alcohol de bajo peso molecular deshidratado en presencia de un catalizador adecuado (NaOH) a baja presión y temperatura en un reactor mezcla catalítico enchaquetado debido al calor que debe recibir esta etapa. Se genera biodiesel con un rendimiento de conversión de 0.98 y como subproducto principal glicerina.

Separación del biodiesel.

Separación del biodiesel de la glicerina es por diferencia de densidades

1.7 Integración de Procesos.

La integración de procesos ha sido utilizada a lo largo de los años. Sin embargo, recientemente ha sido transformada en una herramienta primordial a través del uso de la experiencia de ingeniería y de la observación de modelos específicos en procesos específicos. **(Espinosa, P. R., 2001).**

Por otro lado la Integración de Procesos, es una herramienta sistemática, basada en un enfoque hacia el desarrollo de procesos que permite al ingeniero ver un gran escenario primero y los detalles después, permite identificar los objetivos globales de eficiencia antes de cualquier actividad de desarrollo y encontrar la estrategia óptima para llevarlo a cabo. Estos objetivos pueden ser por ejemplo: minimización de los requerimientos energéticos, minimización de la generación de residuales, maximización de la eficiencia del proceso, optimización de un proceso ó de una etapa de éste, etc. Puede aplicarse durante el diseño de las plantas o en plantas que ya se encuentren funcionando y que no fueron diseñadas teniendo en cuenta los criterios de la integración de procesos (González, C.M., 2004). Para garantizar lo expuesto anteriormente, el plan de cualquier

proceso industrial debe dirigirse a dos importantes dimensiones: la masa y la energía. (Dennis, S, H., 1998).

La *masa* involucra la creación y consumo de especies químicas que interactúan durante el proceso tecnológico bajo la acción de determinadas condiciones de proceso que son elaboradas a través de estudios o se encuentran reflejadas en la literatura, la separación de las especies involucradas se puede realizar de diferentes formas, los producto y residuos en los sistemas que pueden formar parte de otros sistemas o son tratados para luego ser vertidos en determinados lugares. Se puede cuantificar la cantidad de masa utilizando los balances de materiales que pueden ser totales o parciales en dependencia de la información que se conozca y las variables a conocer.

La *energía* proporciona el requisito indispensable para los diferentes sistemas, la cual es utilizada en forma de calentamiento, enfriamiento, esta puede ser generada o reutilizada de otras etapas donde se libere como producto de la interacción de los componentes que forman el sistema. **(Dennis, S, H., 1998).** En los sistemas de energía, los cálculos se basan fundamentalmente en las leyes de la termodinámica.

La primera ley (*ley de la conservación de la energía*) describe los flujos de la energía a través de las fronteras de un sistema y la segunda ley describe la pérdida de potencial.

La segunda ley de la termodinámica es calculada generalmente en términos de variación de entropía y de esta el trabajo útil (*exergía*). Ellos son evaluados para cualquier sistema a través de ecuaciones bien argumentadas. **(Espinosa, P. R., 2001).**

Durante la desarrollo de la industria de procesos se han ejecutado técnicas de integración con el objetivo de dar solución al programa nacional de diversificación de la industria azucarera el cual se desarrolla para reducir el

impacto medioambiental que se genera por parte de los residuos del proceso de producción y el aprovechamiento de las capacidades disponibles de energía, equipamiento, sistemas auxiliares y la utilización de residuos líquidos y sólidos como materia prima en otros procesos que es de vital importancia dadas las condiciones actuales que afectan el desarrollo de la industria azucarera cubana.

La Planta Piloto Azucarera José Martí localizada en la provincia de Villa Clara, en el municipio de Santa Clara, específicamente en áreas de la Universidad Central Marta Abreu de Las Villas presenta determinadas condiciones de equipamiento servicios auxiliares y residuos producto de el proceso de producción de azúcar de caña como son el bagazo y la cachaza que puede ser utilizado en beneficio de otros procesos, en función de una integración a los procesos de producción de bioetanol y biodiesel . En la figura 1.1 se muestra el empleo que se le puede dar a estos productos generados en la producción de azúcar para los procesos de obtención de bioetanol y biodiesel como parte de posibles procesos de integración a la planta piloto.

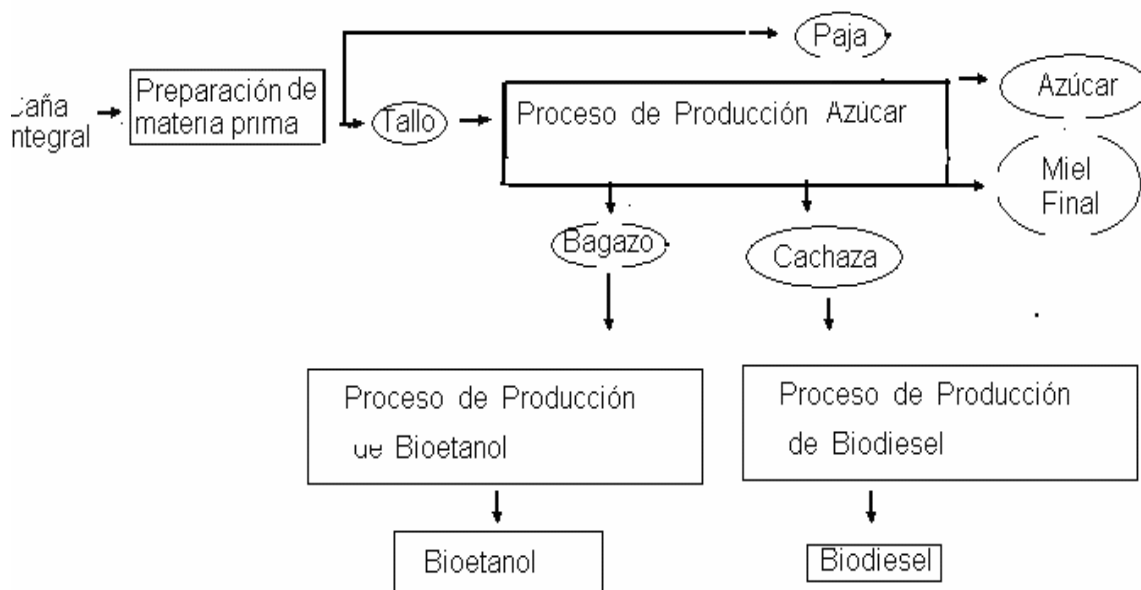


Figura 1.1 Integración de los Procesos de producción de bioetanol y biodiesel al proceso de producción de azúcar

Conclusiones Parciales:

1. Los residuos agroindustriales pueden ser utilizados como materia prima para la producción biocombustibles, empleando el bagazo de caña para la producción de bioetanol, y la cachaza para producción de biodiesel.
2. En el proceso de obtención de bioetanol a partir de residuos sólidos agroindustriales la etapa del pretratamiento de los materiales lignocelulósicos y la hidrólisis de la celulosa constituyen las etapas decisivas de este proceso, desde el punto de vista operativo y económico, de cuya eficiencia y rendimiento depende la producción de bioetanol.
3. El pretratamiento a aplicar es el organosolv el cual puede ser utilizado en la transformación de las materias primas para la producción de bioetanol debido a que se generan un residual menos contaminante para el medio y se pueden recuperar una parte del solvente empleado inicialmente.
4. La transesterificación catalítica empleando etanol deshidratado en medio básico constituye la ruta principal para la obtención de Biodiesel a partir de cachaza.
5. El aprovechamiento de los recursos materiales y energéticos que se disponen en la Planta Piloto hizo posible la integración de este proceso a los procesos de bioetanol y biodiesel.



Capítulo II. Selección y Dimensionamiento de los equipos para la producción de Bioetanol y Biodiesel

2.1 Descripción de las etapas de producción de bioetanol

El sistema tecnológico de bioetanol y biodiesel estará compuesto por un grupo de equipos que responden a determinadas necesidades de capacidad y condiciones de trabajo y operación para lograr buenos rendimientos en las etapas, en la figura 2,1 se muestra el diagrama de bloques donde aparecen las etapas de los procesos de bioetanol y biodiesel y en el *Anexo VII* y *AnexoVIII*, aparece el esquema de flujo de los procesos de bioetanol y biodiesel con sus equipos fundamentales .

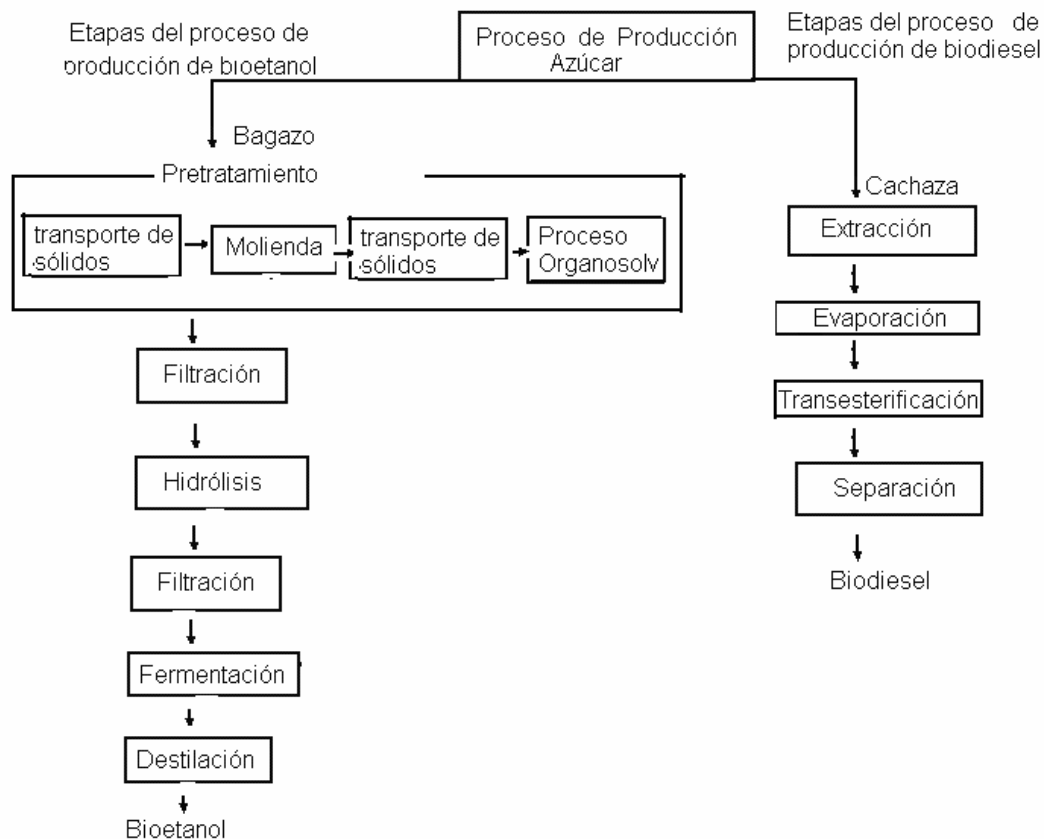


Fig 2,1 Diagrama de bloques de las etapas de los procesos de bioetanol y biodiesel

A continuación aparece una breve descripción de las etapas para los procesos de bioetanol y biodiesel en cuestión. La producción de bioetanol puede dividirse de forma general en las siguientes etapas.

Pretratamiento de materias primas.

El pretratamiento se llevará a cabo mediante una molienda disminuyendo el tamaño del bagazo, se utilizará un molino de cuchillas, en concepto es igual a un molino de martillo donde los martillos se reemplazan por cuchillas voladoras y los yunques por cuchillas finas (**Ulrich, G. D., 1985**). También en esta etapa se llevará a cabo el pretratamiento químico Organosolv utilizando etanol e hidróxido de sodio en la tabla 2,1 según (**González C.M., 2004**) se proponen, las cantidades a utilizar, se realizará un calentamiento empleando vapor saturado en contacto directo.

Tabla 2,1 Condiciones de operación en el pretratamiento Organosolv.

Tabla de datos	
Temperatura de cocción	175 °C
Presión de trabajo en el digestor	7 kg/cm ²
% de etanol, base fibra seca	45
% de hidróxido de sodio, base fibra seca	1
Hidromódulo: licor de cocción/fibra de bagazo	5/1
Tiempo de cocción	15 min

Además en esta etapa se usarán servicios auxiliares que faciliten esta operación se utilizarán dos transportadores de bandas, que permite transportar el material lignocelulósico desde el lugar donde se encuentra almacenado hacia el molino de cuchillas y del molino hacia el pulpeador de bagazo. Se realizará una etapa intermedia de filtración donde se obtendrá un bagazo tratado con un 70 % para la etapa posterior, esto se realiza haciendo presión sobre la masa de bagazo tratado.

Hidrólisis.

En el tratamiento enzimático de la masa lignocelulósica se usan las técnicas de fermentación en estado sólido. Este tipo de técnica, son preferidas ante las fermentaciones en estado líquido por sus bajos costos y facilidad de manejo frente a los grandes volúmenes de residuos a tratar. **(Diorio LA, et al. 2003)**

Esta operación se realizará en una cámara donde el material ya pretratado es expuesto a la acción enzimática para obtener los azúcares fermentables. Luego se llevará a cabo otra filtración para obtener un licor con azúcares fermentables.

Fermentación.

La fermentación consta de una etapa de propagación, prefermentación y fermentación, las etapas de prefermentación y fermentación se realizará en el mismo equipo. Se empleará un fermentador convencional donde se llevará a cabo la prefermentación y fermentación. A continuación se hará una breve descripción de estos eventos.

Propagación.

La propagación se realizará con el objetivo de alcanzar el número de células necesarias para la alimentación al I prefermentador, siendo esta aproximadamente 150 millones de células, donde la aireación debe ser la suficiente como para lograr estas condiciones. En esta etapa la relación de volumen de propagación, *volumen total de fermentación* /15 **(Torres, J.D.,**

2005) y la levadura empleada es la *Saccharomyces cerevisiae* (levadura panadera), además de mantenerse la temperatura alrededor de los 32°C. En la tabla 2,2 se muestran las condiciones de trabajo para este evento.

Tabla 2,2 .Condiciones iniciales para la propagación

Tabla de datos			
condiciones iniciales		Componentes principales	Um (g/l)
Brix inicial	12	Fosfato de amonio	1,5

pH	entre 4 - 5	Sulfato de amonio	7,7
		Levadura	1

Prefermentación.

La prefermentación se realizará con el objetivo de aumentar la cantidad de células logrando que estas se adapten al medio, en el cual se obtiene cierto contenido de alcohol debido a la deficiencia en la aireación. El pH se encuentra aproximadamente en 4,2 creando condiciones desfavorables al crecimiento bacteriano. Esta etapa recibe una alimentación de *volumen total de fermentación*/10. **(Torres, J.D. ,2005).**

Componentes principales: Sulfato de amonio: 5,75 g/l .

Solamente se suministra sulfato pues se considera que con el fosfato que viene es suficiente para las necesidades de crecimiento del microorganismo.

Fermentación.

El cultivo que se encuentra en el prefermentador pasará a condiciones anaeróbicas y actuará sobre los azúcares que se encuentran para efectuar la transformación de los azúcares fermentables en alcohol. El fermentador es alimentado en una relación, *volumen total de fermentación*/10 el pH debe mantenerse entre 4-4,2. La temperatura debe ser de 30⁰ C. **(Torres, J. D. ,2005)**

Aireación

Los procesos fermentativos que transcurren en condiciones aeróbicas requieren de una aireación suficiente que se mueven en un rango de 0,3-0,5 V.V.M . Alcanzar adecuados niveles de oxígeno disuelto en el medio de cultivo es uno de los principales requerimientos de todo proceso fermentativo que lo demande y

provocar en el medio una composición uniforme de microorganismo, así como la aceleración de la velocidad de los productos metabólicos. (Colectivos de autores)

Destilación.

La destilación es un método para separar los componentes de una solución, en dependencia de la distribución de las sustancias entre las fases gaseosa y líquida, es aplicable a los casos donde todos los componentes se hallan presentes en ambas fases. **(Treyball, R. E., 1980).**

El esquema representado en *Anexo XI*, consta de un tanque que contiene la batición producto de la fermentación en la etapa previa, una bomba que impulsará esta batición, un calentador de doble tubo a la entrada de la primera columna de destilación de platos perforados y un condensador también de doble tubo para los vapores alcohólicos a la salida de la segunda columna que es la rectificadora o de concentración rellena con anillos rasching cerámicos.

2.2 Descripción de las etapas de producción de biodiesel.

El proceso de producción de biodiesel de realizarán un conjunto de eventos tales como:

Extracción del aceite.

El uso de un solvente orgánico adecuado, que en este caso es el heptano se pone en contacto con la cachaza en un tanque mezclador con un agitador de paletas con el objetivo de llevarse a cabo una separación eficaz del aceite que contiene la cachaza, la función del heptano es la de separar el aceite de la cachaza. Se empleará como medio de calentamiento un serpentín para aumentar la temperatura del medio.

Recuperación del solvente.

La operación se llevará a cabo en tanque evaporador con el objetivo de recuperar el heptano que fue anteriormente adicionado, la temperatura de

entrada de 68 °C hasta 98,6° C , el heptano que es el mas volátil sale en forma de vapor mientras que el aceite sale en fase líquida. La presión y temperatura 10,68 atm y 183,2 °C.

Preparación del Etóxido.

Antes de realizar la operación de transesterificación es necesario preparar la mezcla del alcohol deshidratado con el hidróxido de sodio en un tanque donde se obtiene un compuesto llamado etóxido, esta operación se realizará 60 °C .

Transesterificación

La transesterificación catalítica en el cual se hace reaccionar el aceite con un alcohol de bajo peso molecular deshidratado en presencia de un catalizador adecuado *NaOH* a baja presión y temperatura en un reactor mezcla catalítico enchaquetado debido al calor que debe recibir esta etapa.

Separación del biodiesel.

Para la separación de líquidos son empleadas ultra centrífuga de sedimentación de acción continua con rotor vertical (***Kasatkin, A.G., 1971***), estos aparatos son empleados para separar emulsiones y clarificar líquidos. La separación del biodiesel de la glicerina por diferencia de densidades, mediante decantación (alrededor de 2 horas) o centrifugado. (***López, D.G., 2006***)

2.3 Dimensionamiento de los equipos para la producción de bioetanol.

El diseño de los equipos se realizará utilizando una secuencia ordenada de las etapas de proceso, aplicando las ecuaciones de diseño reportados en la literatura especializada para cada equipo en cuestión o la selección del equipo empleando los datos de la etapa como son capacidad , condiciones de trabajo, utilizando como referencia la información que se encuentra reportada por diferentes autores, la aplicación de los balances de masas y energía aplicado a las corrientes de entrada y salida aportan valores necesarios para la utilización de las ecuaciones o para la selección. A continuación aparecen los

cálculos realizados de los equipos fundamentales el cálculo de los equipos de los equipos auxiliares se muestra en los *Anexos IX, X, XI, XII, XIII y XIV*.

Selección del molino.

Tabla de resultados.		
Nombre de la variable.	Datos.	Referencia
$Q_{Mol}(kg/s)$ Capacidad	2,8	Rosabal V, J.M.,1988
$Q(kg/s)$ Alimentación	0,019	
Z_p # de filas de Cuchillas	6	
$N(kW)$ Potencia nominal del motor	20,8	
$D_{pi} máx(mm)$ Tamaño de los pedazos alimentados	150	
Dimensiones del rotor $D(mm)$, $L(mm)$	600 , 400	

Balance de masa en el pulpeador de bagazo.

La masa inicial de 1,666 t/d se divide en dos, es decir 0,833 t/d .

Tabla de datos.			
Variable	Valor	Referencia	
$M_b(kg/d)$ Masa de bagazo	833		
$\rho_{pulpa}(kg/m^3)$ Densidad de la pulpa	260	http://ciadicyp.unam.edu.ar	
Tabla de resultados.			
Datos	Ecuación	Resultado	Referencia
$M_{Licor}(kg/d)$ masa de licor	Hidromódulo 5 : 1	4 165	González C.M,2004
$M_t(kg/d)$ Masa de la pulpa	$M_b + M_{Licor}$	4 998	-
$V_{pulpa}(m^3)$ Volumen de la pulpa	M_t/ρ_{pulpa}	19,22	
$M_{etanol}(kg/d)$ Masa de etanol	$0.45 * M_b$	374,85	González C.M,2004
$M_{NaOH}(kg/d)$ Masa de NaOH	$0.01 * M_b$	8,33	
$M_{agua}(kg/d)$,Masa de agua	$M_{Licor} - M_{NaOH} - M_{etanol}$	3 781,82	

Balance de energía en el pulpeador de bagazo.

El vapor alimentado es suministrado a 7 kgf/cm^2 y una temperatura de 179,03 °C , no cambia de fase sino que ocurre un pequeño enfriamiento de mismo.

Tabla de datos

Variable	Valor	Referencia
$Cp_{\text{vapor}} (kJ/kg * K)$ calor específico del vapor	2,53	Mijeeva.I ,1956
$Cp_{\text{bagazo}} (kJ/t*^{\circ}C)$ calor específico del bagazo	0,4	González C.M2004
$Cp_{\text{MLicor}} (kJ/t*^{\circ}C)$ calor específico del licor	0,88	
Tabla de resultados		
Datos	Ecuación.	Resultado
$Mv1(kg/d)$ Masa de vapor	$\frac{(Mb * Cp_{Mb} * Tc - Ta) + (M_{\text{M Licor}} * Cp_{\text{M Licor}} * Tc - Ta)}{Cp_{\text{vapor}} * Tc - Ta}$ $Tc = 179^{\circ}C \quad Ta = 175^{\circ}C$	59,26

Dimensionamiento del pulpeador de bagazo.

Tabla de datos.		
Variable	Valor	Referencia
$\rho_{\text{vapor}} (kg/m^3)$ Densidad del vapor	3,591	Pavlov, K. 1981
Tabla de resultados		
Datos	Ecuación	Resultado
$V_{\text{Hidr}} (m^3)$ Volumen del pulpeador de bagazo	$\left[(Mb + M_{\text{Licor}} / \rho_{\text{pulpa}}) + (Mv1 / \rho_{\text{vapor}}) \right]$	35,72
$h_{\text{Hidr}} (m)$ Largo del pulpeador de bagazo.	diámetro de 2,5m , Fondo plano $\left[(4 * V_{\text{Hidr}}) / (\pi * d^2) \right]$	7,30

Dimensionamiento del sistema de agitación en el pulpeador de bagazo.

Según **(Hugot.E 1980)** la potencia se puede estimar a partir de la siguiente relación $\frac{1Hp}{30m^3 \text{demasacocida}}$. Para el cálculo en cuestión, afectando esta

relación por la relación de densidades entre la pulpa de bagazo y la densidad de la masa cocida que tiene un valor de $1,47 \text{ kg/dm}^3$ se puede calcular el consumo de potencia, necesaria para mover la masa dentro del equipo.

N_{AG} : Potencia del agitador

$$N_{AG} = \frac{\text{Densidad pulpa}}{\text{Densidad masa cocida}} * \text{Relación de potencia} * \text{Volumen de pulpa}$$

$$N_{AG} = \frac{260 \frac{kg}{m^3}}{1470 \frac{kg}{m^3}} * \frac{1hp}{30m^3 de \text{ masa cocida}} * 19.22m^3 de \text{ pulpa}$$

$$N_{AG} = 0.11hp \frac{0.7457kW}{1hp} = 0.084kW$$

Selección Motor Monofásico 220/440

Potencia 0.12kW, Velocidad Sincrónica, 1 800 rpm

Para calcular la presión en el filtro prensa #1 lo utilizamos el modelo matemático obtenido los resultados de la tabla 17 (**Hugot E 1980**) con ayuda del software Microsoft Excel, el modelo que mas se ajusta a esta tabla es, $P = 159441 * c^{-3.1095}$ con $R^2 = 0,9806$. La masa total de torta debe ser dividida en varias partes (Np) para lograr menores dimensiones del equipo, se propuso dividirla, Np= 30 partes. Antes de realizar la filtración se realizarán tres lavados en una relación 300 ml de agua / 200 g de pulpa con el objetivo de disminuir la cantidad de inhibidores de la fermentación y recuperar la mayor cantidad de alcohol.

Dimensionamiento del tanque de lavado.

Tabla de resultados.		
Datos	Ecuación	Resultado
$Val(m^3)$ Volumen de agua de lavado		0,2499
$V_{Pulpa}(m^3)$ Volumen de la pulpa a entrada del tanque de almacenamiento	$\left[\frac{Mt}{\rho_{pulpa}} \right] / Np$	0,6407
$Volt(m^3)$ Volumen total	$Val + V_{Pulpa}$	0,8906
$Mtf(kg/d)$ Masa total a filtrar	$\left[\frac{(Mt/Np) + Mlav}{Mlav = Val * \rho_{agua}} \right]$	415,43
$Dt(m)$ diámetro del tanque	-	1,5
$Ht(m)$ Altura del líquido en el tanque de	$\left[Volt / (0.785 * Dt^2) \right]$	0,504

almacenamiento		
$H_{ta}(m)$ Altura del tanque de almacenamiento	$H_t + 0.2H_t$	0,605

Cálculo de la presión del filtro prensa # 1.

Tabla de resultados.		
Datos.	Ecuación.	Resultado
$P(kPa)$ Presión a aplicar en el filtro	$P = 159441 * \frac{1}{c^{3.1095}} * \frac{Pa}{19.81 \frac{kgf}{cm^2}} * \frac{kPa}{1000Pa}$	32,88
C , Compresión ejercida sobre la pulpa	$\frac{h}{H} = \left[\left(\frac{v}{Ab} \right) / \left(\frac{V}{Ab} \right) \right]$	0,635
$Mt2(t/d)$ Masa de pulpa para hidrólisis	$M_{tf} - Mt3$	0,092
$Mt3(t/d)$ Masa de licor se rechazo	Balance total y parcial del licor $M_{tf} = Mt2 + Mt3(1)$ Balance parcial de licor $x_1 * M_{tf} = x_2 * Mt2 + x_3 * Mt3(2)$ Sustituyendo I en II $x_1 * (M_{tf}) = x_2 * (M_{tf} - Mt3) + x_3 * Mt3(3)$	1,231
x_1 % de humedad de la torta a la salida del hidropulper	$\left[\left(\frac{M_{licor}}{30} + M_{lav} \right) / M_{tf} \right]$	0,93
x_2 % de humedad de la torta para hidrólisis	-	0,7
x_3 % de humedad del licor retirado de la torta	-	1

Como el licor esta compuesto por un 90 % de agua, 0,002 % de hidróxido de sodio, 0,09 % de etanol, la densidad del licor es de $995,7 \text{ kg/m}^3$ (**Rosabal V, JM1988**). Para determinar esta relación $C = h/H$ (**Hugo E 1980**) se procedió de la siguiente forma:

$$H = V/Ab \text{ (I)}$$

Donde:

H : Altura inicial que ocupa la pulpa en el equipo.

V = Volt : Volumen inicial que ocupa la pulpa en el equipo.

Ab : Área de filtración.

Cálculo de h :

$$h = v/Ab \text{ (II)} ; \quad v = V - v_{\text{licor}} ; \quad v_{\text{licor}} = Mt3/\rho_{\text{licor}}$$

Donde:

h (m) : Altura final que ocupa la pulpa en el equipo.

v (m³) : Volumen final que ocupa la pulpa en el equipo.

v_{licor} (m³) : Volumen de licor de rechazo.

Ab(m²) : Área de filtración.

Sustituyendo (I) en (II) debido a que Ab es común y combinado (I) y (II) tenemos:

$$\frac{h}{H} = \left[\left(\frac{v}{Ab} \right) / \left(\frac{V}{Ab} \right) \right] = \frac{v}{V}$$

Cálculo del área de la filtración de la prensa de bagazo.

Tabla de datos.		
Variable.	Valor.	Referencia.
$D_{OR}(m)$, mesh Diámetro del orificio	0,003	Máquina laboratorio Planta piloto
N_{OR} Número de orificios	350	

Tabla de resultados.		
Datos.	Ecuación.	Resultado.
$A_F (m^2)$ Área de filtración total	$A_{fl} + A_{Ft}$	0,01005
$A_{fl} (m^2)$ Área de filtración lateral	$(\pi * D_{OR}^2 * N_{OR})/4$	0,0022
$A_{Ft} (m^2)$ Área de filtración transversal	$\pi * D^2/4$	0,00785
$D(m)$ Diámetro del área transversal.	-	0,1

Cálculo del área de filtración del filtro prensa #1.

Para calcular el área de filtración en el filtro prensa #1 se realizará un escalado a partir de la cantidad de bagazo que trata esta prensa, para 500 g de bagazo

se requiere de 0.01005 m^2 de área de filtración, entonces para 415,43 kg de pulpa se requiere un área total de filtración de 8.35 m^2 .

Dimensionamiento del filtro prensa #1.

Tabla de resultados.		
Datos.	Ecuación.	Resultado.
$A_F (\text{m}^2)$ Área de filtración total	-	8,35
$A_{fl} (\text{m}^2)$ Área de filtración lateral	$A_{fl} - A_{Ft}$	7,565
$A_{Ft} (\text{m}^2)$ Área de filtración del fondo.	$\frac{\pi * D^2}{4}$	0,785
$D_{OR} (m)$ Diámetro del orificio	-	0,003
D (m) Diámetro del fondo	-	1

Recuperación de etanol.

Los niveles de recuperación de etanol en esta corriente, pueden oscilar alrededor del 95 % peso del etanol inicial, en nuestro caso, se considera que es posible recuperar el 90 % del etanol empleado en la cocción, el resto se considera como pérdidas debido a la volatilidad de este reactivo. **(González, C.M., 2004).**

Ret : Recuperación de etanol.

PRet % de etanol en el licor residual

$$\text{Ret} = 0.9 * \text{Mt3} = 0.29 \text{ t/d} , \quad \text{PRet} = [\text{Ret}/\text{Mt}f] * 100 = 70 \%$$

Dimensionamiento del hidrolizador.

Tabla de resultados.		
Variables.	Ecuación.	Resultado.
$V_c (\text{m}^3)$ Volumen del colchón	$v * N_p$	16,92
$H_E (m)$ Espesor del colchón de bagazo	-	0,5
$A_r (\text{m}^2)$ Área superficial requerida	V/H_E	33,98
$LB (m)$, Largo de la bandeja	-	11,33
$AB (m)$ Ancho de la bandeja		3

Cálculo del flujo de aire.

Teniendo la relación propuesta por (*****) plantea que para mantener la temperatura a 35°C hace falta 0.005m³ de aire para 1kg de sólido húmedo, para:

$$4417.4 \frac{\text{kg de sólido húmedo}}{d} * \frac{0.005 \text{ m}^3 \text{ de aire húmedo}}{1 \text{ kg de sólido húmedo}} =$$

Se necesitan 22.01m³/d de aire húmedo.

Cálculo de la presión del filtro prensa #2

Tabla de resultados		
Datos	Ecuación	Resultado
P1,(kPa) Presión a aplicar en el filtro	$P = 159441 * \frac{1}{c^{3.1095}} * \frac{Pa}{19.81 \frac{kgf}{cm^2}} * \frac{kPa}{1000Pa}$	11,18
C1,Compresión ejercida sobre la pulpa	$\frac{h}{H} = \left[\left(\frac{v1}{Ab} \right) / \frac{V1}{Ab} \right]$	0,89
Mt2(t/d) Masa de pulpa para hidrólisis	-	0,092
Mt4(t/d) Masa de licor para fermentación	Mt2 - Mt5	0,037
Mt5(t/d) Masa de bagazo de rechazo	Balance total y parcial del licor $Mt2 = Mt4 + Mt5(3)$ Balance parcial de licor $x_2 * Mt2 = x_4 * Mt4 + x_5 * Mt5(4)$ Sustituyendo 3 en 4 $x_2 * (Mt2) = x_4 * (Mt2 - Mt5) + x_5 * Mt5$	0,055
x ₂ % de humedad de la torta a la salida del hidropulper	-	0,7
x ₄ %de humedad en licor hidrolizado	-	1
x ₅ de %humedad de la	-	0,2

torta de rechazo		
------------------	--	--

Para determinar la relación $C = h/H$ (**Hugo E, 1980**) se necesita conocer:

$$H_1 = V_1 / Ab_1 \quad (III) \quad V_1 = Mt_2 / \rho_{\text{pulpa}}$$

Donde:

$H_1(\text{m})$: Altura inicial que ocupa la pulpa en el equipo.

$V_1(\text{m}^3)$: Volumen inicial que ocupa la pulpa en el equipo.

$Ab_1(\text{m}^2)$: Área de filtración.

Cálculo de h_1 :

$$h_1 = v_1 / Ab_1 \quad (IV) \quad , v_1 = V_1 - v_{1\text{licor}} \quad v_{1\text{licor}} = Mt_4 / \rho_{1\text{ licor}}$$

Donde:

$h_1(\text{m})$: Altura final que ocupa la pulpa en el equipo.

$v_1(\text{m}^3)$: Volumen final que ocupa la pulpa en el equipo.

$v_{1\text{licor}}(\text{m}^3)$: Volumen de licor para fermentación.

$Ab_1(\text{m}^2)$: Área de filtración.

$\rho_{1\text{ licor}} = 1035 \text{ kg/m}^3$, Densidad del licor (tomada como solución azucarada al 10% (**Rosabal V, JM 1988**)).

La masa total debe ser dividida en 30 partes y como el área es la misma se calcula se calcula C.

Combinando las ecuaciones III y IV tenemos: $\frac{h}{H} = \left[\left(\frac{v_1}{Ab_1} \right) / \left(\frac{V_1}{Ab_1} \right) \right] = \frac{v_1}{V_1}$

Cálculo del área de filtración del filtro prensa #2.

Para 500 g de bagazo se necesita un área de filtración de $0,01005 \text{ m}^2$, para procesar 0,092 t se requiere de $1,86 \text{ m}^2$ de área de filtración.

Dimensionamiento del Filtro Prensa #2.

Tabla de resultados		
Datos	Ecuación	Resultado
$A_F(\text{m}^2)$, Área de filtración total	$A_{fl} + A_{Ft}$	1,86

$A_{f1} (m^2)$, Área de filtración lateral	$\left[(\pi * D_{OR}^2 * N_{OR}) / 4 \right]$	1,075
$A_{Ft} (m^2)$, Área de filtración transversal	$\left[(\pi * D^2) / 4 \right]$	0,785
$D_{OR} (m)$, mesh Diámetro del orificio	-	0,003
D (m) Diámetro del área transversal.	-	1

Dimensionamiento del Fermentador.

Tabla de resultados.		
Datos.	Ecuación.	Resultado
$v_{1licor} (m^3/d)$ Volumen de licor	$\left[(Mt_4 * Np) / \rho_{1licor} \right]$	1,07311
$Hlíq(m)$ Altura de líquido en el fermentador	v_{1licor} / AC	5,47
$H_f(m)$ Altura del fermentador	$Hlíq + 0,2 * Hlíq$	6,56
$d_{tanque} (m)$ Diámetro de fermentador	-	0.5
$AC(m^2)$ Área transversal del fermentador	$\left[(\pi * d_{Tanque}^2) / 4 \right]$	0,19625
$Ca. (m^3/min)$ Cantidad de aire	$0,4VVM \left[(Va) / (V_f * min) \right]$	0,43

Cálculo del consumo de materiales en el fermentador.

Tabla de resultados		
Datos.	Ecuación.	Resultado
$Vp(m^3)$ Volumen de Propagador	<i>volumen total de fermentación / 15</i>	0,071
Propagación		
$M_{Fosfato\ de\ amonio} (g/d)$	<i>1,5g/L de volumen de propagación</i>	0,107
$M_{Sulfato\ de\ amonio} (g/d)$	<i>7,7g/L de volumen de propagación</i>	0,5467
$M_{Levadura} (g/d)$	<i>1g/L de volumen de propagación</i>	0.071
Prefermentación		
$M_{Sulfato\ de\ amonio} (g/d)$	<i>5,75g/L de volumen de propagación</i>	0.411

2.4 Dimensionamiento de los equipos para la producción de *biodiesel*.

Balance de masa en el Tanque de Mezcla de Cachaza –Heptano.

En las plantaciones de la caña, la cera se encuentra en la planta a 0,1por ciento pesos en caña. Durante el proceso de molida de la caña en los ingenios parte de la cera contenida en la misma quede adherida o mezclada con el bagazo o parte pasa a los jugos de donde es extraída durante el proceso de clarificación y entra a formar parte de la cachaza en una proporción de 9 –13 % de contenido de cera de cachaza (base seca) con un 75% de humedad.

(ICIDCA 1980)

Tabla de datos	
Tipo de cera	%
Cera Cruda	41
Aceite	39,8
Resina	17,6
Impurezas	1,5

Tabla 2,3 Diferentes tipos de cera bajo fraccionamiento con solvente.

Se trabajará con una masa de $2500\text{kg}/d$ de cachaza la cual será procesada 5 partes, es decir $500\text{kg}/\text{batch} * d$ en dos tanques, a cual se alimentará 250 kg de cachaza por tanque, se alimentará a cada tanque 2,052 kg de heptano por 1kg de cachaza, para 250 kg de cachaza se alimentará $M_{\text{hep}} = 513\text{kg}$ de heptano, para una masa de $763\text{kg}/N_t * \text{batch} * d$.

Donde:

N_t : Número de tanque

Batch: Número de veces que se repite la operación

$M_{\text{hep}} + M_{\text{cach}} = M_{\text{cach}} - \text{hep}$, $M_{\text{cach}} - \text{hep} = 763\text{kg}/N_t * \text{batch} * d$.

Balance de energía en el tanque de mezcla Cachaza –Heptano.

Tabla de datos		
Variable..	Valor	Referencia.
$C_{p\text{cach}}(\text{kcal}/\text{kg}^\circ\text{C})$ Capacidad calorífica de la cachaza	1,145	Martínez, T.R 2006
$C_{p\text{heptano}}((\text{kcal}/\text{kg}^\circ\text{C})$ Capacidad calorífica del heptano	0,5	
$(\lambda_s \text{ kcal}/\text{kg})$; Entalpía del vapor a 0.69 Mpa	493,55	Keenan, H. J., 1979
$T_2 (^\circ\text{C})$ Temperatura de salida	60	Martínez, T.R20

		06
T1(°C) Temperatura de entrada	25	Martínez, T.R2006
Tabla de resultados.		
Datos.	Ecuaciones.	Resultado
MvI(kg/Nt * batch * d) Masa de vapor en el tanque de mezcla Cachaza- Heptano	$\frac{Mcach - hep * Cpcach - hep * (T2 - T1)}{\lambda_s}$	38,525
Cpcach - hep(kcal/kg° C) ,Capacidad calorífica de la mezcla cachaza- Heptano	Cpcach - hep = %cachaza * Cpcachaza + %heptano * Cpheptano	0,712

Dimensionamiento del Tanque Mezcla Cachaza – Heptano.

La fracción sólida esta dada por la cachaza la cual representa 0,33por ciento de la masa total.

Tabla de datos.				
Variable.		Valor	Referencia	
$Mcach - hep(kg / Nt * batch * d)$ Masa de la mezcla cachaza-heptano		763	-	
$\rho Hep(kg / m^3)$ Densidad del heptano		680	http://www.uam.es	
$\rho cach(kg / m^3)$ Densidad de la cachaza		1 080	(Hugo E 1980)	
$D(m)$ Diámetro del tanque de la mezcla Cachaza-Heptano		1		
Tabla de resultados				
Datos.		Ecuaciones.	Resultado	Referencia
$V(m^3)$ Volumen de mezcla cachaza-Heptano		$Mcacch - hep / \rho Mez$	0,985	-
$\rho Mez (kg / m^3)$ Densidad de la mezcla cachaza – heptano		$\frac{1}{\frac{x}{\rho cach} + \frac{(1-x)}{\rho hep tan o}}$	773,994	RosabalV, JM 1988
$dpal(m)$ Diámetro de la paleta		$D/1,5$	0,667	
$Hl(m)$ Altura del líquido en el tanque de la mezcla Cachaza-Heptano.		$V / (0.785 * D^2)$	1,254	-
$Hc(m)$ Altura del cilindro		-	0,629	-

$H(m)$ Altura en el tanque de la mezcla Cachaza-Heptano.	$Hl + 0.2 * Hl$	1,505	-
$Hcn(m)$ Altura del fondo cónico del tanque de la mezcla Cachaza Heptano Ángulo del vértice del cono $\alpha = 60^0$	$\left[\left(\frac{D}{2} \right) / \left(\tan \frac{\alpha}{2} \right) \right]$	0,877	Mijalev.M. E, 1987

Dimensionamiento del agitador para el tanque de Mezcla cachaza – Heptano.

Tabla de datos		
Variable	Valor	Referencia
ρ_p (kg/m ³) Densidad de partícula.	1 080	<i>Hugo, E. ,1980</i>
Dp (m) Diámetro de las partículas.	0,025	
μ (Pa * s) Viscosidad del líquido.	$0,25 * 10^{-3}$	<i>Kern, D Q., 1986</i>
$(\rho_{Hep}(kg/m^3))$ Densidad del heptano	680	http://www.uam.es
C para el agitador de paleta	14,8	<i>Rosabal V, JM 1988</i>
k para el agitador de paleta	0	

Tabla de resultados			
Variable	Ecuación	Resultado	Referencia
Ar Número de Arquímedes	$\left\{ D_{PB}^3 * \rho_s * (\rho_p - \rho_s) * g \right\} / \mu_s \}$	70 441,692	Rosabal V, JM 1988
Factor ϑ	$\left[(x * \rho_{Hep}) / (\rho_{pB} - (\rho_p - \rho_{Hep}) * x) \right]$	0,24	
μ s(Pa * s) Viscosidad de la suspensión	$\mu * \left[0.59 / ((0.77 - \vartheta)^2) \right]$	$0,525 * 10^{-3}$	
Rem Número de Reynolds para mezclado	$C^* Ar^* \left(\frac{D_{pb}}{d} \right)^{0.5} * \left(\frac{D}{d} \right)^k$	201 835,978	
$N_{mez}(kW)$ Potencia útil	Kn = 0,18 Kncorr = Kn * $(H/D)^{0.5}$ Kncorr * $\rho_s * n^3 * d^5$	0,00059	

N(kW) Potencia de Funcionamiento	$(1,5 - 2) * N_{mez}$	0,00118	
N(kW) Potencia de instalación	$\left\{ \left[N + \left(\frac{F_{res}}{100} \right) * N \right] / \xi \right\}$	0,00177	
Selección Motor monofásico $\frac{220}{440}$; Potencia 0,12kW ; Velocidad. Sincrónica 1800 rpm			

Dimensionamiento del serpentín para el tanque mezcla cachaza-Heptano.

Tabla de datos		
Variable	Valor	Referencia
Tubos de cobre	1/2 pulg	Kern,D Q.,1986
K (<i>Btu/ pie° F</i>)Conductividad térmica (cobre)	207	
C _{pacet – hep} (Btu/lb° F) Capacidad calorífica de la mezcla	0,712	
Rd(Factor de Obstrucción)	0,005	
(<i>hio</i> (<i>Btu/h * pie² ° F</i>)Coeficiente de transferencia de calor referido al diámetro interior de la tubería (para vapor)	1 500	
Tabla de resultados		
Datos	Ecuaciones	Resultado
<i>Ds</i> (<i>ft</i>) Diámetro del serpentín	-	2,95
Rem Número de Reynolds	$\left[\left(dpal^2 * n * \rho Mez\right) / \mu_m\right]$	491 862 940
J factor para transferencia de calor	$\frac{h * D}{k} * \left(\frac{c * \mu}{k}\right)^{1/3} * \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{-0.14}$	1 500
<i>hi</i> (<i>Btu/h * pie² ° F</i>))Coeficiente de transferencia de calor referido al diámetro exterior de la tubería	$\left\{\left(J * k\right) /\left[D * \left(c * \mu / k\right)^{1/3} * 1\right]\right\}$	24 398 372,1
Uc(<i>Uc Btu/h * fp²*° F</i>) Coeficiente total de diseño ,coeficiente total limpio	$\left[\left(hi * hio\right) /\left(hi + hio\right)\right]$	1 499,907
hd	1/ <i>Rd</i>	200

$UD(Btu/h \cdot ft^2 \cdot ^\circ F)$ Coeficiente total de diseño ,coeficiente total limpio	$[(U_c \cdot h_d)/(U_c + h_d)]$	176.46
$A(ft^2)$ área de transferencia de calor	$Q/(UD \cdot \Delta t)$	3,07
$\frac{\text{Superficie externa}}{\text{línea pie}} \frac{ft^2}{ft}$	Tabla 10	0,1309
Por Vuelta (ft^2)	$\pi \cdot D_s \cdot \frac{\text{Superficie externa}}{\text{línea pie}}$	1,21
Vueltas	$A/\text{Por Vuelta}$	2,53

Balance de masa en el tanque Evaporador.

De acuerdo con el balance de masa, en el evaporador se alimentará $763 kg/Nt \cdot batch \cdot d$, lo que equivale $1526 kg/batch \cdot d$, donde el 0.331 % lo ocupa la cachaza donde se obtiene $503.58 kg/batch \cdot d$ de cachaza, para una obtención de aceite de $200.42 kg/batch \cdot d$, teniendo en cuenta lo planteado en la *tabla* 2,3 , para una composición de aceite de 0,164 % y 0,836 % de heptano tenemos:

$$Macet + Mhep = Macet - hep ,$$

$$Macet - hep = 200.42 kg/batch \cdot d + 1020.41 kg/batch \cdot d = 1220.83 kg/batch \cdot d$$

Balance de energía en el tanque Evaporador.

Tabla de datos		
Variable	Valor	Referencia
Cpacet(kcal/kg° C) Capacidad calorífica aceite	0.53	<i>Martínez,T. R., 2006</i>
Cpheptano(kcal/kg° C) Capacidad calorífica del heptano	0.5	
λ s(kcal/kg) Entalpía del vapor a 0.69 Mpa	493,55	<i>Keenan,HJ.1979</i>
T4(°C) Temperatura de salida	98,6	<i>Martínez,T. R., 2006</i>
T3(°C) Temperatura de entrada	60	
Tabla de resultados		
Datos	Ecuaciones	Resultado

$M_{vII}(\text{kg}/\text{batch} * d)$ Masa de vapor en el evaporador	$\frac{Macet - hep * C_{pcach} - hep * (T4 - T3)}{\lambda_s}$	50,604
$(C_{pacet} - hep)(\text{kcal}/\text{kg}^\circ\text{C})$ Capacidad calorífica de la mezcla Aceite-Heptano	$C_{pcach} - hep = \%cachaza * C_{pcachaza} + \%heptano * C_{pheptano}$	0,530

Dimensionamiento del Tanque Evaporador.

Tabla de datos			
Variable	Valor	Referencia	
$\rho_{acet}(kg/m^3)$, Densidad del aceite	1 200	Martínez, I.R., 2006	
$\rho_{Hep\ tan\ o}(kg/m^3)$ Densidad del heptano	680	http://www.uam.es	
D1(m) ,Diámetro del evaporador	1	-	
Tabla de resultados			
Datos	Ecuaciones	Resultados	Referencia
Vt1(m³) Volumen de líquido	$Macet - hep / \rho_{Mez1}$	1,788	-
$\rho_{Mez1}(kg/m^3)$ Densidad de la mezcla aceite – heptano	$\frac{1}{\frac{x_{acet}}{\rho_{acet}} + \frac{x_{Hep\ tan\ o}}{\rho_{Hep\ tan\ o}}}$	682,59	Pavlov, K.F, 1981
hl1(m) <i>Altura del líquido en el evaporador.</i>	$[Vt1/0,785 * D1^2]$	2,278	-
H1(m) <i>Altura del evaporador</i>	$H = hl1 + 0.20hl1$	2,73	-
hf1(m) , <i>Altura del fondo cónico del evaporador. Ángulo del vértice del cono $\alpha = 60^0$</i>	$\frac{D1/2}{\tan \frac{\alpha}{2}}$	0,87	Mijalev. M.E, 1987
h1(m) , <i>Altura del cilindro</i>	$H - hf1$	1,86	-

Dimensionamiento del serpentín para el tanque Evaporador.

Tabla de datos		
Variable	Valor	Referenci

		a
Tubos de cobre <i>pulg</i>	0,5	Kern, D Q., 1986
<i>k(Btu/ pie° F)</i>)Conductividad térmica (cobre)	207	
<i>Cpacet – hep(Btu/lb° F)</i> ,Capacidad calorífica de la mezcla Aceite Heptano	0,53	
<i>Rd</i> (Factor de Obstrucción)	0,005	
<i>hio(hio(Btu/h * pie² ° F)</i>)Coeficiente de transferencia de calor referido al diámetro interior de la tubería (para vapor)	1500	
Tabla de resultados		
Datos	Ecuaciones	Resultados
<i>Ds1</i> (ft) ,Diámetro del serpentín	-	2,95
J factor para transferencia de calor	$\frac{h * Dj}{k} * \left(\frac{c * \mu}{k} \right)^{1/3} * \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0.14}$	1500
<i>hi(Btu/h * pie² ° F)</i> Coeficiente de transferencia de calor referido al diámetro exterior de la tubería	$\frac{J * k}{Dj * \left(\frac{c * \mu}{k} \right)^{1/3} * 1}$	26 894 793
<i>Uc(Btu/h * fp² *° F)</i> Coeficiente total de diseño ,coeficiente total limpio	$[(hi * hio)/(hi + hio)]$	1 499,92
<i>hd</i>	$1/Rd$	200
<i>UD(Btu/h * fp² *° F)</i> ,Coeficiente total de diseño ,coeficiente total limpio	$\frac{Uc * hd}{Uc + hd}$	176.47
<i>A</i> (fp²) Área de transferencia de calor	$\frac{QII}{UD * \Delta t}$	3,66
$\frac{Superficie\ externa}{línia\ pie} \left(\frac{ft^2}{ft} \right)$	Tabla 10	0,1309
Por Vuelta(ft²)	$\pi * Ds1 * \frac{Superficie\ externa}{línia\ pie}$	1,21
Vueltas	$A/Por\ Vuelta$	3,024

Balance de masa en el Tanque de Etóxido.

Tabla de resultados		
Datos	Ecuaciones	Resultado
Meta ($kg\ e\ tan\ ol\ /batch\ * d$) Masa de etanol	$0,2689\ kg\ e\ tan\ ol\ /kg\ aceite$	53,89
Mhids($kg\ NaOH\ /batch$) Masa de hidróxido de sodio	$0.067\ \frac{kg\ hidroxido\ de\ sodio}{kg\ de\ aceite}$	13,43
Metox($kg\ /batch\ * d$) Masa de etóxido	Meta + Mhids	67,32

Balance de energía en el Tanque de Etóxido.

Tabla de datos		
Variable	Valor	Referencia
T6 (°C) Temperatura de salida	60	Martínez,TR., 2006
T5 (°C)Temperatura de entrada	25	
Tabla de resultados		
Datos	Ecuaciones	Resultado o
MvIII(kg /batch * d) Masa de vapor en el tanque de etóxido	$\frac{Metox * C_{petox} * (T6 - T5)}{\lambda_s}$	2,1005
(Cpetox(kcal/kg° C)),Capacidad calorífica del etóxido	$\% e tan ol * cp e tan ol +$ $\% hidróxido * cp hidróxido$	0,.44

Dimensionamiento del Tanque de Etóxido.

Tabla de datos			
Variable		Valor	Referencia
ρ_{NaOH} (kg/m³) ,Densidad del NaOH		1 460	Martínez, T. R.,2006
ρ_{etanol} (kg/m³) ,Densidad del etanol		785	
D2(m) <i>Diámetro del tanque. de etóxido</i>		1	-
Tabla de resultados			
Datos	Ecuaciones	Resultado	Referencia

$\rho_{etox}(kg/m^3)$ Densidad del etóxido	$1/\left[\left(\frac{x_{NaOH}}{\rho_{NaOH}}\right) + \left(\frac{x_{e \tan oL}}{\rho_{e \tan oL}}\right)\right]$	91,36	Pavlov, K.F, 1981
V _{tr2} (m ³) Volumen de liquido en el tanque de etóxido	$\frac{Metox}{\rho_{etox}}$	0,74	
h _{l2} (m) , <i>Altura del líquido en el tanque.</i>	$\left[V_{t2}/(0.785 * D^2)\right]$	0,94	-
H ₂ m , <i>Altura del tanque de etóxido</i>	$h_{l2} + 0.20h_{l2}$	1,126	-
h _{f2} m , <i>Altura del fondo cónico del tanque. Ángulo del vértice del cono $\alpha = 60^\circ$</i>	$\frac{D^2/2}{\tan \frac{\alpha}{2}}$	0,87	(Mijalev.M. E, 1987)
h ₂ (m) , <i>Altura del cilindro</i>	$H_2 - h_{l2}$	0,249	-

Dimensionamiento del agitador para el Tanque de Etóxido.

Tabla de datos			
Variable	Valor	Referencia	
t (min)Tiempo de agitación	5		
Constante Ct	170	Rosabal V, JM 1988	
μ_{NaOH} (Pa*s)viscosidad de NaOH	$3.86 * 10^{-3}$	Pavlov, K. F1981	
$\mu_{e \tan ol}$ (Pa*s) viscosidad de etanol		Kern, D Q., 1986	
$\rho_{etox}(kg/m^3)$.Densidad del etóxido	91,36		
Tabla de resultados			
Datos	Ecuaciones	Resultado	Referencia
Rem Criterio de Reynolds	$\left[\left(n * d^2 * \rho_{etox} \right) / \mu_{etox} \right]$	90297.67	Rosabal V,JM 1988
d(m) Diámetro del agitador	$D2/4$	0,25	-
n(rps) revoluciones	Ct/t	34	-
μ_m Viscosidad de la Mezcla	$1 / \left(\frac{X_{NaOH}}{\mu_{NaOH}} \right) + \left(\frac{X_{e \tan ol}}{\mu_{e \tan ol}} \right)$	$2.15 * 10^{-3}$	Pavlov, K. F1981T-I17

Kn	-	0,25	Rosabal V, JM 1988
Kn_r	$= Kn * (H/D)^{0.5}$	0,27	
N (kW) Potencia del motor	$\frac{Kn_r' * \rho_{etox} * n^3 * d}{1000}$	0,84	
N_{ar} kW Potencia de arrancada del motor	$(1.15 - 1.20) * N$	1,68	
N_{in} (kW,)Potencia de instalación del motor	$\left\{ \left[N_{ar} + \frac{(F_r * N_{ar})}{100\%} \right] / \eta \right\}$	2,52	
Motor 220/440 2.6 kW ; Velocidad sincrónica 1 200,1800,3 600 rpm			

Cálculo de transferencia de calor de la chaqueta para el Tanque de Etóxido.

Tabla de datos		
Variable	Valor	Referencia
k (Btu/pie ^o F) Conductividad térmica (acero)	26	Kern, D Q., 1986
h_{io} (Btu/h * pie ² °F)Coeficiente de transferencia de calor referido al diámetro interior de la tubería	1 500	
Rd Factor de Obstrucción	0,005	

Tabla de resultados		
Datos	Ecuaciones	Resultados
Re_{mi} Criterio de Reynolds	$(D^2 * n * \rho_{Mez1}) / \mu_m$	218 438 414
J factor para transferencia de calor	$\frac{h * Dj}{k} * \left(\frac{c * \mu}{k} \right)^{1/3} * \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0.14}$	1 500
h_i (Btu/h * pie ² °F)Coeficiente de transferencia de calor referido al diámetro exterior de la tubería	$\frac{J * k}{Dj * \left(\frac{c * \mu}{k} \right)^{1/3} * 1}$	1 137 527,061
U_c (Btu/h * fp ² °F) Coeficiente total de diseño ,coeficiente total limpio	$[(h_i * h_{io}) / (h_i + h_{io})]$	1 498,87
hd	$1/Rd$	200
U_D (Btu/h * fp ² °F) Coeficiente total de diseño ,coeficiente total limpio	$\frac{U_c * hd}{U_c + hd}$	176,46
MLDT Media logarítmica de temperatura	$(\Delta T_1 - \Delta T_2) / \left(\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2} \right)$	201,49 °F
379.8 °F	Mayor $\Delta T_1 (T_1 - t_2)$	165,6 °F

379.8° F	Menor $\Delta T_2 (T_2 - t_1)$	192,6 °F
Qc (kcal) cantidad de calor	Metox * cpetox * n t	5 953,78
AT _c (fp ²) Área de transferencia de calor	$Q_c / (U_D * MLDT)$	0,052

Balance de masa en el Reactor.

$$Macet + Metox = Mbiod$$

$$200.42 \text{ (kg /batch * d)} + 67.32 \text{ (kg /batch * d)} = 267.74 \text{ (kg /batch * d)}$$

Balance de energía en el Reactor.

Tabla de datos		
Variable		Valor
Cpetox(kcal/kg° C)Capacidad calorífica del etóxido		0,44
Cpacet(kcal/kg° C) Capacidad calorífica del aceite		0,53
T8(° C)Temperatura de salida		60
T7 (° C) Temperatura de entrada		25
Tabla de resultados		
Datos	Ecuaciones	Resultado
MvIV(kg /batch * d) Masa de vapor en el reactor	$\frac{Macet - etox * Cpacet - etox * (T8 - T7)}{\lambda_s}$	9,88
Cpacet – etox ,(kcal/kg° C) Capacidad calorifica de la mezcla	$Cpacet - etox = \%acet * Cpacet + \%etox * Cpetox$	0,52

Dimensionamiento del reactor.

Tabla de datos			
Variable			Valor
ρ_{etox} (kg/m^3) Densidad del etóxido			91,36
ρ_{acet} (kg/m^3) Densidad del aceite			1 200
D3(m) Diámetro del reactor			1
T7 (°C) Temperatura de entrada			25
Tabla de resultados			
Datos	Ecuaciones	Resultad o	Referencia
Vt3(m³) <i>Volumen de</i>	$Macet - etox / \rho_{acet - etox}$	0,89	

<i>mezcla</i>			
$\rho_{acet-etox}(kg/m^3)$ Densidad de la mezcla aceite-etóxido	$\frac{x_{etox}}{\rho_{etox}} + \frac{x_{acet}}{\rho_{acet}}$	303,03	(Pavlov,K. F, 1981)
hl3(m), <i>Altura del líquido en el reactor</i>	$Vr3/(0,785 * D3^2)$	1,125	-
H3(m), <i>Altura del reactor</i>	hl3 + 0.2hl3	1,35	
Hf2(m) <i>Altura del fondo cónico del tanque. Ángulo del vértice del cono</i> $\alpha = 60^0$	$\frac{D33/2}{\tan \frac{\alpha}{2}}$	0,87	(Mijalev.M. E, 1987)
hc3(m) , <i>Altura del cilindro</i>	-	0,47	-

Dimensionamiento del agitador para el Reactor.

Tabla de datos			
Variable		Valor	Referencia
t (min) ,Tiempo de agitación		5	
Constante Ct		170	
μ_{NaOH} (Pa * s) Viscosidad de NaOH		$3,86 * 10^{-3}$	Pavlov, K. F1981
$\mu_{e\ tan\ ol}$ (Pa * s) ,Viscosidad de etanol		$0,6 * 10^{-3}$	Kern, D Q., 1986
Tabla de resultados			
Datos	Ecuaciones	Resultad o	Referencia
Rem Criterio de Reynolds modificado	$\frac{n * d^2 * \rho_{acet - etox}}{\mu_{etox}}$	299 506	Rosabal V, JM 1988
d(m) Diámetro del agitador	$D33/4$	0,25	
Revoluciones n(rps)	Ct/t	34	
μ_m (Pa * s) ,Viscosidad de la mezcla	$\frac{1}{\frac{X_{NaOH}}{\mu_{NaOH}} + \frac{X_{e\ tan\ ol}}{\mu_{e\ tan\ ol}}}$	$2,15 * 10^{-3}$	Pavlov, K. F1981
Kn		0,25	Rosabal V, JM 1988
Kn _r	$Kn * (H/D)^{0,5}$	0,27	
N(kW), Potencia útil	$\frac{Kn_r * \rho_{acet - etox} * n^3 * d^5}{1000}$	2,78	

N_{ar} (kW) Potencia arrancada del motor	$(1.15 - 1.20) * N$	4,17	
N_{in} (kW) Potencia de instalación del motor	$\left\{ N_{ar} + \frac{(F_r * N_{ar})}{100\%} \right\} / \eta$	6,26	
Motor $\frac{220}{440}$ 7,5KW Velocidad sincrónica 900,1200,1800,3600 rpm			

Cálculo del área de transferencia de calor de la chaqueta del reactor.

Tabla de datos		
Variable	Valor	Referencia
K $(Btu / pie^{\circ} F)$ Conductividad térmica (acero)	26	Kern, D Q., 1986
hio $(Btu / h * pie^2 * ^{\circ} F)$ Coeficiente de transferencia de calor referido al diámetro interior de la tubería	1 500	
Rd Factor de Obstrucción	0,005	

Tabla de resultados		
Datos	Ecuaciones	Resultado
R_{emi} Criterio de Reynolds	$D^2 * n * \rho / \mu_m$	724 533 632
J factor para transferencia de calor	$\frac{h * Dj}{k} * \left(\frac{c * \mu}{k} \right)^{1/3} * \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0.14}$	1 500
$hi (Btu / h * pie^2 * ^{\circ} F)$ Coeficiente de transferencia de calor referido al diámetro exterior de la tubería	$\frac{J * k}{Dj * \left(\frac{c * \mu}{k} \right)^{1/3} * 1}$	1 076 514.83
$Uc (Btu / h * fp^2 * ^{\circ} F)$ Coeficiente total de diseño ,coeficiente total limpio	$\frac{hi * hio}{hi + hio}$	1 497
hd	$1 / Rd$	200
$UD (Btu / h * fp^2 * ^{\circ} F)$, Coeficiente total de diseño ,coeficiente total limpio	$\frac{Uc * hd}{Uc + hd}$	176,44
MLDT Media logarítmica de temperatura	$\left[(\Delta T1 - \Delta T2) / \left(\ln \frac{\Delta T1}{\Delta T2} \right) \right]$	201,49
379.8	Mayor $\Delta T_1 (^{\circ} F) = (T1 - t2)$	165,6
379.8	Menor $\Delta T2 (^{\circ} F) = (T2 - t1)$	192,6
Qc (kcal) , cantidad de calor a utilizar	Metox * cpetox * Δt	8 771,16

$AT_c (fp^2)$ Área de transferencia de calor	$Q_c / (U_D * MLDT)$	0,247
--	----------------------	-------

Selección de la centrífuga.

Q: flujo de alimentación al equipo, $1,017m^3/d$ ó $0,18gal/min$

Tabla de resultados		
Centrífuga	Rotor tubular	Referencia
Capacidad (gal/min)	0,2 - 20	Perry, R.H. 1999.
Diámetro de la Cámara (pulg)	5	
Velocidad del rotor (rpm)	1 500	
Potencia del motor (Hp)	3	

Conclusiones Parciales:

1. Los equipos seleccionados responden a las exigencias del proceso y a las características de las materias primas que serán utilizadas para la producción de biocombustibles.
2. Se elaboró el esquema tecnológico de las plantas de producción de bioetanol y biodiesel.
3. El filtro prensa fue dimensionado a partir del escalado realizado a las prensas que se utilizan en los laboratorios de los Centrales Azucareros obteniéndose resultados satisfactorios.
4. Los resultados del dimensionamiento de los equipos responden satisfactoriamente a las cantidades de materiales que se van a procesar, donde se emplearon las ecuaciones de diseño reportadas por la literatura especializada para cada equipo en particular.



Capítulo III.

Capítulo III.

Capítulo III. Integración y Análisis de la factibilidad técnico – económica de la producción de las plantas de bioetanol y biodiesel a la planta Piloto José Martí

3.1- Integración de los procesos.

En la Planta Piloto “José Martí” existen servicios tales como, generación de vapor sistemas de enfriamiento y tratamiento de residuales que puede ser utilizados para la de producción de biocombustibles, esta Planta Piloto tiene una alimentación de 10 000 @/d de caña lo que equivale a 4 734,85 kg/h . En la tabla 3.1 se muestra la cantidad de bagazo y cachaza que se obtiene a partir de esta alimentación.

Tabla 3.1 Cantidad de bagazo y cachaza obtenido a partir de 10 000 @/d .

Material (kg/h)	Ecuación	Resultado
Bagazo kg/h	(21- 30 %) de la masa de caña alimentada	1 420,46
Cachaza kg/h	3% de la masa de caña alimentada	156,25

En la tabla 3.2 y 3.3 aparecen los consumos de materiales y los portadores de energía con que cuenta la Planta Piloto y lo que necesita cada planta para su producción.

Tabla 3.2 Cantidad materiales consumidos en cada planta

Materiales (kg/h)	Disponibilidad (kg/h)	Exceso (kg/h)	Consumo	
			Planta Piloto (kg/h)	Planta bioetanol (kg/h)
Bagazo	1 420,46	84,22	1 266,83	69,41
Materiales (kg/h)	Disponibilidad (kg/h)	Exceso (kg/h)	Consumo	
			Planta biodiesel (kg/h)	

Cachaza	142,05	37,8	104,25
---------	--------	------	--------

Tabla 3.3 Cantidad de portadores energéticos consumidos en cada planta

Portador Energético (kg/h)	Disponibilidad (kg/h)	Exceso (kg/h)	Consumo	
			Planta Piloto (kg/h)	Planta bioetanol (kg/h)
Vapor	7 000	1 255,76	5 584,72	159,52
Portador Energético (kg/h)	Disponibilidad (kg/h)	Exceso (kg/h)	Consumo	
			Planta biodiesel (kg/h)	
Vapor	700		30,23	

Se puede observar en la tabla 3.2 que es posible la realización de la integración de estos dos procesos debido a que las cantidades empleadas de bagazo y cachaza utilizados en la planta de producción de bioetanol y biodiesel son aportadas por la Planta Piloto teniendo en cuenta la alimentación que es procesada durante el proceso de producción de azúcar.

Las calderas que se encuentran instaladas en la Planta Piloto, brindarán las cantidades necesarias de vapor que serán utilizadas para la producción de bioetanol y biodiesel, lo cual se muestra en la tabla 3.3, donde se observa que las cantidades de vapor que produce la Planta Piloto satisfacen los consumos de vapor que se requieren para las plantas concebidas, garantizando el uso de este servicio.

3.2-Análisis de la factibilidad técnico-económico.

Después de seleccionar y dimensionar los equipos que intervienen en las diferentes etapas de la producción de bioetanol y biodiesel, en este capítulo se llevará a cabo la evaluación técnico-económica para analizar la factibilidad técnico-económica, utilizando las páginas interactivas provistas por el sitio Web www.matche.com, el cual presenta valores actualizados de costo de adquisición del equipamiento. A continuación se muestra los costo total de de inversión para ambas plantas integradas.

3.2.1 Costo Total de Inversión

Se determinó el costo total de inversión utilizando la propuesta por el (**Peter, M.S., 1991**).

Costo actualizado de los Equipos (A1)

Costo de la Instalación (A2) = 25% Costo de los equipos(A1).

Costo de Instalaciones Eléctricas (A5) = [8 - 20] % Costo de los Equipos (A1)

Costo de Adquisición (A) = Costo de los Equipos (A1) + Costo de la Instalación (A2) + Costo de Instrumentación (A3) + Costo de Instalaciones Eléctricas (A5)

Costo de Edificación (B) = [10 - 70] % Costo de los Equipos (A1)

Costo de Servicio y Movimiento de Terreno (C) = [40 - 90] % Costo de los Equipos

Costo del Terreno (D) = [4 - 8] % Costo de los Equipos (A1)

Costos Directos (CD) = Costo de Adquisición (A) + Costo de Edificación (B) + Costo de Servicio y Movimiento de Terreno (C) + Costo del Terreno (D)

Ingeniería y Supervisión (AA) = [5 - 15] % Costo de Adquisición (A)

Gastos Indirectos de Construcción (BB) = [2 - 20] % Costo de Adquisición (A)

Impuestos y Contingencia (CC) = [5 - 15] % Costo Fijo de Inversión (CFI)

Costos Indirectos (CI) = Ingeniería y Supervisión (AA) + Gastos Indirectos de Construcción (BB) + Impuestos y Contingencia (CC)

Costo Fijo de Inversión (CFI) = Costos Directos (CD) + Costos Indirectos (CI)

Costo del Trabajo (CT) = [10 - 20] % Costo de equipamiento

Costo Total de Inversión (CTI) = Costo Fijo de Inversión (CFI) + Costo del Trabajo (CT)

Cálculo del costo total de inversión para las plantas de bioetanol y biodiesel

Para realizar el cálculo hace falta conocer el costo de los equipos para cada planta, en la tabla 3.4 y 3.5 aparece reflejado el costo del equipamiento empleado.

Tabla 3.4 Costo de los equipos para la planta de bioetanol

Equipo	Costo (\$)	Cantidad	Costo total por equipo (\$)
Transportador de sólido	4 500	1	4 600
molino	4 000	1	4 000
Transportador de sólido	3 500	1	3 500
Pulpeador de bagazo	11 600	1	11 600
Tanque de Almacenamiento	600	1	600
Filtro Prensa #1	4 500	1	4 500
Cámara de hidrolizar	2000	1	2000
Filtro	4 100	1	4 100
Columna de Destilación	4 450	1	4 450
Columna Rectificadora	6 800	1	6 800
Fermentador	3 800	1	3 800
Costo total de equipamiento (\$)	-	-	49 950

Tabla 3.5 Costo de los equipos para la planta de biodiesel.

Equipo	Costo (\$)	Cantidad	Costo total por equipo (\$)
Tanque Mezcla Cachaza-Heptano con agitador	10 000	1	10 000
<i>bombas</i>	1 800	3	5 400
Tanque de evaporación	9 000	1	9 000
Tanque de etóxido	1 200	1	1 200
Reactor enchaquetado	16 400	1	16 400

Centrífuga	5 216,1	1	5 216,1
Costo total de equipamiento (\$)	-	-	47 216

Costo de los Equipos (A1)= \$97 166

Costo de la Instalación (A2)= 25% (A1)= \$ 24 291,5

Costo de Instalaciones Eléctricas (A5)= $0,08 * A1 = \$7 773,280$

Costo de Adquisición (A)= (A1) + (A2) + (A5)= \$ 129 230,780

Costo de Edificación (B)= $0,7 * A1 = \$9 716,600$

Costo de Servicio y Movimiento de Terreno(C)= $0,9 * A1 = \$38 866,400$

Costos Directos (CD)= (A) + (B) + (C) = \$ 177 813,780

Ingeniería y Supervisión (AA)= $0,05 * A = \$4 858,300$

Gastos Indirectos de Construcción (BB)= $0,2 * A = \$6 801,620$

Impuestos y Contingencia (CC) = $0.05 * (CFI) = \$4 858,300$

Costos Indirectos (CI) =(AA) + (BB) + (CC)= \$ 16 518,220

Costo Fijo de Inversión (CFI)= (CD) +(CI)= \$ 194 332,000

Costo del Trabajo (CT) = $[10 - 20] \% = 0.1 * CFI = \$ 971,660$

Costo Total de Inversión (CTI) = (CFI)+ (CT) = \$ 204 048,600

3.2.2 Costo Total de Producción.

Se determinó el costo total de producción utilizando propuesta en el **(Peter, M.S., 1991)**

Costo de Mano de Obra (MO) = $[10 - 20] \% \text{ Costo Total de Producción (CTP)}$

Supervisión (SP) = $[10 - 25] \% \text{ Costo Total de Producción (CTP)}$

Mantenimiento y Reparación (MM) = $2 \% \text{ Costo de los Equipos (A1)}$

Suministros (SM) = $15 \% \text{ Mantenimiento y Reparación (MM)}$

Gastos de Laboratorio (LB) = $[10 - 20] \% \text{ Costo de Mano de Obra (MO)}$

Costos Directos (CD) = Costo de Materia Prima (MP) + Costo de Mano de Obra (MO) + Supervisión (SP) + Requerimientos (RQ) + Mantenimiento y Reparación (MM) + Suministros (SM) + Gastos de Laboratorio (LB)

Costos Indirectos (CI) = costo de manufactura + costo global

Depreciación (DP) = 10 % Costo Total de Inversión (CTI) + [2 - 3] % Gastos

Indirectos de Construcción (BB)

Seguros (SG) = 1 % Costo Total de Inversión (CTI)

Cargos Fijos (CFJ) = Depreciación (DP) + Seguros (SG)

Administración (AD) = [2 - 5] % Costo Total de Producción (CTP) / Período de Vida

Distribución y Venta (DV) = [2 - 20] % Costo Total de Producción (CTP)

Inversión y Desarrollo (ID) = [2 - 5] % Costo Total de Producción (CTP)

Intereses (IN) = [0 - 7] % Costo Total de Inversión (CTI)

Gastos Generales (GG) = Administración (AD) + Distribución y Venta (DV) + Inversión y Desarrollo (ID) + Intereses (IN)

Costos de Fabricación (CF) = Costos Directos (CD) + Costos Indirectos (CI) + Cargos Fijos (CFJ)

Costo Total de producción = Costo de fabricación + Gastos generales

Cálculo del Costo Total de Producción para la planta de bioetanol y biodiesel.

En las tablas 3.6 y 3.7 aparecen el consumo y el costo de las materias primas y en la tabla 3.8 aparecen el costo y el consumo de las utilidades para ambas plantas.

Tabla 3.6 Materias primas empleadas en la producción de bioetanol

Planta de bioetanol			
Materia Prima	Cantidad	Costo unitario	Valor
Bagazo	1 666 kg	0,32 \$/kg	533.12\$

Hidróxido de sodio	8,33 kg	0,49 \$/kg	4,0817\$
Fosfato de amonio	0,107kg	0,32405\$/d	0,0346\$
Sulfato de amonio	0,5467kg	0,13992\$/d	0,0764\$
Levadura	0,071kg	0,338 \$/kg	0,0239\$

Tabla 3.7 Materias primas empleadas en la producción de biodiesel.

Planta de Biodiesel			
Materia Prima	Cantidad	Costo unitario	Valor
Cachaza	2500 kg	0	0
Heptano	5130 kg	0,19 \$/kg	974,7\$
Etanol	269,15kg	0,240 \$/kg	64,668\$
Hidróxido de sodio	67,15 kg	0,49\$/kg	32,9035\$

Costo de materias primas (MP) = \$1 570,01

Requerimientos (RQ) = 1 012,478\$

Tabla 3.8 Requerimientos para cada una de las plantas.

Planta de bioetanol			
Materia Prima	Cantidad	Costo unitario	Valor
Agua	1 867,80258m ³	0,08\$/m ³	149,36\$
Vapor	3 828,48kg	0,00269 \$/d	10,2986 \$
Planta de Biodiesel			
Vapor	725,52 kg	0,00269 \$/kg	2\$

Costo de Mano de Obra (MO) = \$14 400

Se trabajará ocho horas por día y 300 días al año.

Número de operadores	Pago al operador , \$/h	Costo anual por operarios
6	1	\$14 400

Supervisión (SP)= [10 - 25] % Mano de obra = $0,1 * MO = \$1\,440$

Mantenimiento y Reparación (MM)= 2 % FCI = \$ 3 886,640

Suministros (SM)= 10 % (MM)= \$ 388,664

Gastos de Laboratorio (LB) = $0,1 * MO = \$1\,440$

Costos Directos (CD)= (MP) + (RQ)+ a (MO) + (SP) + (MM) + (SM) + (LB)
Costos Directos (CD)= \$24 137,7899

Depreciación (DP)= 10 % Costo Total de Inversión (CTI) = \$1 943,2

Seguros (SG)= 1 % (CTI)= \$19,433

Intereses (IN)= [0 - 7] % Costo Total de Inversión (CTI)= $0.01 * (CTI) = \$19,43$

Cargos Fijos (CFJ)= (DP) + (SG) (IN) = \$19 452,633

Costos Indirectos (CI)= \$ 43 290\$ + \$ 5 227,920\$ = \$48 517,92

Administración (AD)= $0,3 * (MO + SP + MM) = \$5\,917,992$

Inversión y Desarrollo (ID)= [2 - 5] % (CTP)= $0.03 * (CTP) = \$1\,337,275$

Distribución y Venta (DV)= [2 - 20] % (CTP) = $0.03 * (CTP) = \$1\,337,275$

Gastos Generales (GG)= (AD)+ (DV) + (ID) + (IN) = \$ 8 592.542

Costo Total de producción= Costo de fabricación + Gastos generales

Costo Total de Producción (CTP) = 100 698\$/a

Cálculo de la ganancia.

El cálculo de la ganancia se tuvo en cuenta una producción anual de 450 hl de bioetanol, 1321hl de biodiesel y 1000 hl de alcoholes pesados con un costo de 30,00 \$/hl , 60,00\$/hl y 22 \$/hl respectivamente.

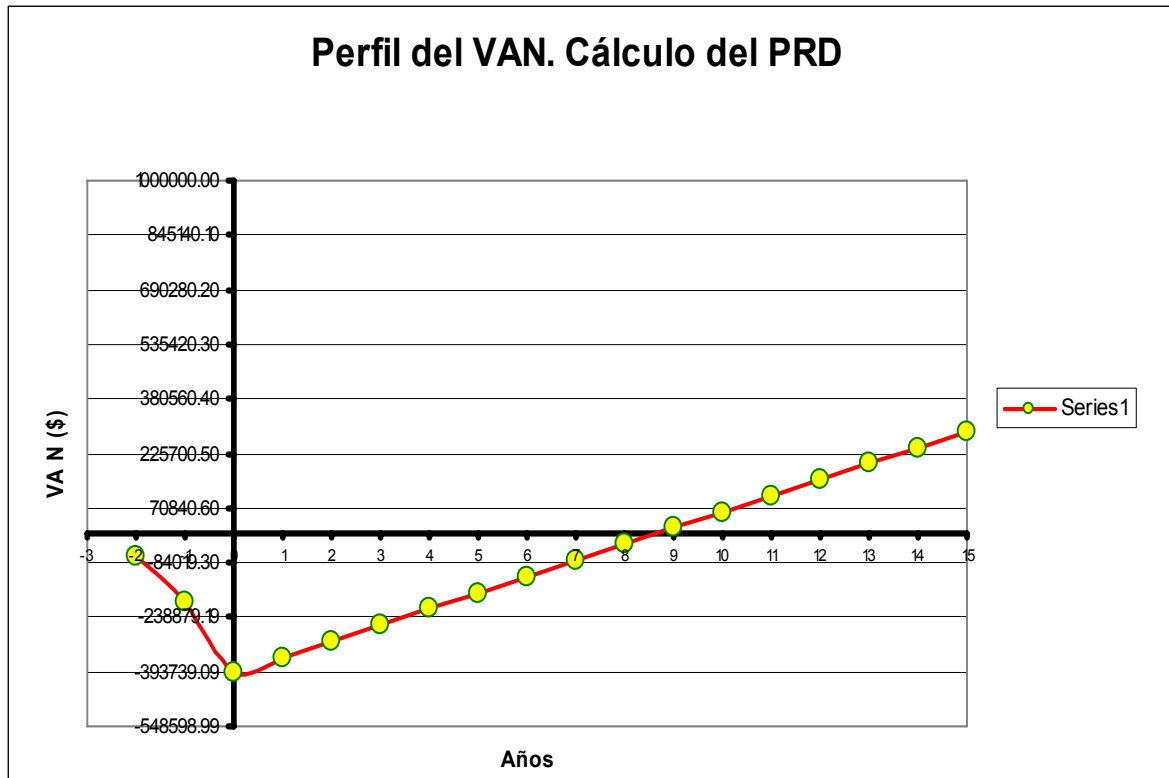
Ganancia= Valor del producto - Costo Total de producción

Ganancia = 114 760.00\$/a - 100 698\$/a = 14 062\$/a

Para realizar el análisis de rentabilidad de la adaptación de la planta se calcularon los indicadores económicos dinámicos los cuáles vienen representados por el VAN y el TIR y del software Microsoft Excel donde se arribaron a los siguientes resultados para un valor del VAN = \$63 855,67 y TIR= 21% .

A continuación, en la figura 3.1 se muestra el comportamiento del VAN en función de los años de vida del proyecto, donde se observa que el comportamiento del VAN va en aumento a través de los años, además se puede observar que el tiempo en que se recupera la inversión, no esta en correspondencia con lo establecido para las instalaciones químicas, debido a que los costos de estas tecnologías se ven influenciado por las materias primas, los requerimientos en la operación y los costos del equipamiento, en la etapa de pretratamiento, la hidrólisis y la transesterificación catalítica.

Por otra parte, este resultado también esta afectado por la pequeña capacidad de Producción, para el cual fueron diseñadas las plantas, que no reportan ingresos adecuado para la misma, por lo que se deben estudiar y analizar variantes que permitan un mejor aprovechamiento de las capacidades instaladas o un aumento de las capacidades de producción y así lograr un resultado favorable al respecto.



Conclusiones Parciales:

1. Se puede llevar a cabo la integración de los procesos de producción de bioetanol y biodiesel en la Planta Piloto José Martí debido a que se puede aprovechar una parte del bagazo, la cachaza y el vapor sin que se afecte la producción de azúcar.
2. Los resultados obtenidos a partir del VAN demuestran que es factible la inversión de la planta propuesta para la producción de Biodiesel. El valor del VAN es de \$ 63 855,67 .
3. Las etapas más costosas de las tecnologías planteadas para de producción de Bioetanol y Biodiesel a partir de los residuos lignocelulósicos son el Pretratamiento y la Hidrólisis en la producción de Bioetanol y la transesterificación catalítica en la producción de Biodiesel, dados estos por los costos de las materias primas, condiciones de operación y costos de equipamiento.



Conclusiones Generales:

1. Las etapas críticas en la producción de bioetanol a partir de bagazo de caña de azúcar y Biodiesel a partir de aceite de cachaza son el pretratamiento del bagazo y la hidrólisis de la celulosa en el primer proceso y la transesterificación catalítica I en el segundo.
2. La utilización del pulpeo del bagazo con etanol e hidróxido de sodio, para la etapa de pretratamiento del material lignocelulósico, posibilita el desarrollo de una tecnología, económicamente sustentable.
3. La Planta Piloto José Martí tiene la posibilidad de poder integrar en su proceso la producción de bioetanol y biodiesel a partir de la tecnología propuesta, sin afectar el proceso tecnológico vigente, ya que garantiza las materias primas para los procesos seleccionados y las utilidades fundamentales que requieren estas tecnologías.
4. La tecnología propuesta para la producción de biocombustibles responde a las exigencias de nuestro país al utilizar desechos de la industria azucarera como materias primas fundamentales y obtener un producto de alto impacto, lo que significa un aporte más al proceso de diversificación de la industria azucarera.
5. Los resultados obtenidos a partir del cálculo de los indicadores económicos dinámicos demuestran la factibilidad de la inversión de la planta propuesta. El valor del VAN es de \$ 63 855,67.



Recomendaciones:

1. Aplicar la estrategia de integración material y energética de los procesos de bioetanol y biodiesel a la Planta Piloto José Martí, mediante la tecnología propuesta.
2. Realizar una caracterización detallada de los diferentes factores que afectan el proceso de hidrólisis y fermentación del bagazo, así como la deshidratación catalítica, con vista a mejorar el rendimiento de las etapas y la economía del proceso en general.
3. Utilizar otras materias primas celulósicas, lignocelulósicas, amiláceas o azucaradas que sirvan de suplemento para aumentar las cantidades de alcohol a producir y la rentabilidad.
4. Emplear la recuperación de las utilidades y el vapor con vistas disminuir los costos totales de producción y con ello el periodo de recuperación de la inversión.



Bibliografía

Bibliografía

1. Brasil Acucareiro (1982) Vol. 99. N° 5
2. Colectivos de autores .Microbiología de la Producción Azucarera
3. Dennis, Springgs. H. (1998) Solve Design Puzzles with Mass Integration Chemical Engineering Progress. August
4. Diorio, LA, *et al.* (2003) Degradación de residuos orgánicos por s.saccoboloides Rev Iberoam Micol; 20: 11-15
5. Espinosa, P. R. (2001) “Análisis de la integración energética de los procesos tecnológicos de la Industria Azucarera”. Ed. Feijóo.
6. García, N. N. (2005) Estudio de alternativas para la obtención del bioetanol a partir del bagazo. Trabajo de Diploma. Universidad Central de las Villas
7. González C.M. (2004) Impacto global de una tecnología mas limpia en la fabricación de papel para ondular. Universidad Central de las Villas
8. González C. M., González S., E. Machado B., S., Cata S., Y., (2004), Alternativas para la integración energética entre varias plantas en un sitio total. III Taller Caribeño Energía y Medio Ambiente, abril.
9. González, S., E. (2003), Aplicación del análisis de procesos considerando la incertidumbre en la industria de pulpa y papel. ISBN N° 950-9898-04-X, CYTED.
10. Gomide, J. L. (1980). “Antraquina-Um eficiente aditivo para pulpacao alcalina de madeira- Revista “O Papel”, octubre.
11. G.P. Marcos. (1989) “Fermentación alcohólica con células inmovilizadas: experiencias en batch repetido. Septiembre.
12. Granger Brown George (1988); Operaciones básicas de las Ingeniería Química tomo-I Ed Revolucionaria Págs. 60,61

13. Green, J.& Sanyer, N. (1982), "Alkaline pulping in aqueous alcohol and amines". Tappi Journal.
14. Hugo E (1980).Manual para los Ingenieros Azucareros Ed Revolucionaria
15. <http://www.pangea.org/events/sostenible/doc/cabez.html>
16. <http://www.abengoabioenergy.com/>
17. http://www.tdx.cesca.es/TESIS_URV/AVAILABLE/TDX-0812102-093854//Fundamentos-5.pdf
18. <http://www.foro.upm.es/energia/ponencias/energia4.pdf> Potencial de la biomasa
19. www.cujae.edu.cu eventos/ cier/ listar Resúmenes /resúmenes/ ER%20-%2077.doc/ Biomasa como fuente de energía renovable para la obtención de etanol
20. [http://www.panoramaenergético.com./](http://www.panoramaenergético.com/) Proceso para la producción de Biodiesel Enero 2003
21. <http://www.cablemodem.fibertel.com.ar/sistemasinteligentes/bio1.htm>
22. <http://www.estrucplan.com.ar/> Análisis de la producción de Biodiesel
23. <http://waste.ideal.es/biodiesel.htm>, Biodiesel, combustible extraído de residuos agrícolas
24. http://www.e-troquimica.com.ar/trabajos/procesos_de_produccion.pdf
Procesos de Producción de Biodiesel: Uso de Materias Primas Alternativas y de Alta Acidez
25. <http://ciadicyp.unam.edu.ar/trabajos/trabajos/papel/Garcia-40-UCLV-Cuba.pdf> Potencialidades de la refinación de pulpa Organosolv de bagazo en la producción de papel corrugado en Cuba.
26. http://www.uam.es/departamentos/ciencias/qorg/docencia_red/qo/l2/pfis.html

27. www.matche.com,
28. ICIDCA (1980) Los derivados de la Caña de Azúcar Ed Científico – Técnica Págs. 420,421,425
29. José, L.R., (2001) <http://www.zoetecnocampo.com/>. Proceso para la producción de BIODIESEL
30. Julián, S.Ó. y Ariel, C.C. (2005). www.scielo.org.ve/scielo.php? Producción biotecnológica de alcohol carburante I: obtención a partir de diferentes materias primas.
31. Kasatkin, A, G. (1971) Operaciones Básicas Y Aparatos en la tecnología Química Tomo I Ed. Pueblo y Educación Pág. 358
32. Keenan, H. J. y Colaboradores, (1979), Steam tables. Thermodynamic properties of water including vapor, liquid and solid phases.
33. Kern, Donald Q., (1986) “Procesos de transferencia de calor”. Edición revolucionaria
34. Kleinert T. N., (1971), “Organosolv pulping and recovery process. US patent 3.585.104.
35. Kleinert, T. N., (1975) “Organosolv pulping with aqueous alcohol. Tappi Journal.
36. López, D.G., (2006) www.secyt.gov.ar/coopinter_archivos/empresas/03.ppt. Biodiesel: perfiles de negocio .
37. Martínez T R (2006) Obtención de biodiesel a partir de residuos de la industria azucarera .UCLV
38. Mijeeva. I , (1956) Fundamentos de termo-transferencia
39. Mijalev ME (1987) “Cálculo y Diseño de aparatos de la Industria Química” Ed Moscú
40. Moore C Michal and et. (1999) “Evaluation of biomass to Ethanol .Fuel Potential in California “California Energy Commission October

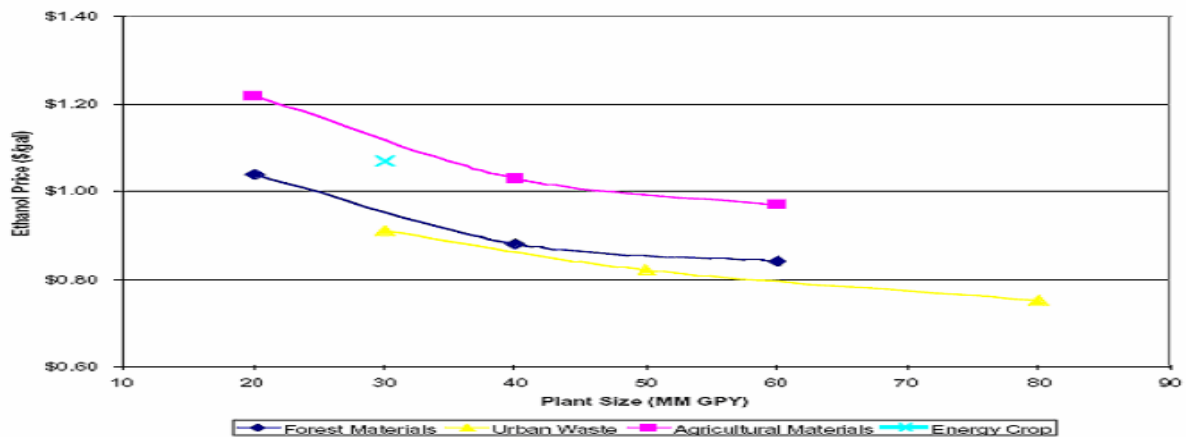
41. Nikitin, G.A.(1981).Fundamentos Bioquímicos de las producciones Microbiológicas Ed. Peipol. .312
42. Palacio, H, 1956; Fabricación de alcohol. Editorial Salvat.s.a. Primera Edición
43. Pávlov, K. F (1981) Problemas y Ejemplos para Cursos de operaciones básicas y aparatos en tecnología química .Tomo-I Ed Mir .Moscú. Págs. 13
44. Pávlov, K. F (1981) Problemas y Ejemplos para Cursos de operaciones básicas y aparatos en tecnología química .Tomo -II Ed Mir .Moscú. Págs. ,583
45. Perry, R.H.(1999) “Chemical Engineers HandBook” .Edición Revolucionaria Cubana.1979. Tomo I, sección I.
46. Peter, M., S. 1991, Plant design and economics for chemical engineers. Edición McGraw-Hill, Inc
47. Rosaball V, JM (1988) Hidrodinámica y separaciones mecánicas Editorial Pueblo y Educación tomo-I. Tabla 4
48. Rosaball V ,J, M (1988) Hidrodinámica y separaciones mecánicas Editorial Pueblo y Educación tomo-II
49. Sun Y, Cheng J (2002) Hydrolysis of lignocellulosic materials for ethanol production: a review. Bioresource Technol. 83: 1-11
50. Torres J D ,2005 Estudio de la etapa de fermentación alcohólica utilizando mezclas de diferentes sustratos" Trabajo de Diploma. Universidad Central de las Villas,
51. Treybal, Robert. E., (1980), “Operaciones con transferencia de masa”. Editorial pueblo y educación.
52. Titmas JA (1999) Apparatus for hydrolyzing cellulosic material. Patent US5879637.
53. Ulrich D. G., (1985), “Diseño y economía de los procesos de la ingeniería química”.2^{DA} edición.



ANEXO I. Tabla A-I Composición química de algunas fibras naturales.

Tipo de fibra	Celulosa %	Lignina (%)	Hemicelulosa Pentosas (%)	Ceniza (%)	Sílice (%)
Fibras de paja					
Arroz	28-36	12-16	23-28	15-20	9-14
Trigo	29-35	16-21	27(26-32)	4,5-9	3-7
Avena	31-37	16-19	27-38	6-8	4-6,5
Centeno	33-35	16-19	27-30	2-5	0.5-4
Fibras de caña					
Azúcar	32-44	19-24	22(27-32)	1,5-5	0.7 - 3.5
Bambú	26-43	21-31	15(15-26)	1.7-5	0.7
Fibras de hierba					
Esparto	33-38	17-19	27-32	6-8	-
Hierba de elefante	22	23.9	24	6	-
Fibras de tallos	44.75	22.8	20(20)	3	2
Fibras de peroliberianas					
Lino	43-47	21-23	16(24-26)	5	-
Kenaf	31-39	15-19	19(22-23)	2-5	-
Yute	45-53	21-26	15(18-21)	0.5-2	-
Fibras de hojas					
Albahaca	60.8	8.8	20(15-17)	1.1	-
Sisal	43-56	7-9.	12(21-24)	0.6-1	-
Henequén	77.6	13.1	4-8	-	-
Fibras de grano					
Linters de algodón	80-85	-	1-3	0.8-2	-
Fibras de madera					
Coníferas	40-45	26-34	7-14	≤1	-

Anexo II Comparación económica de precio de bioetanol para diferente biomasa lignocelulósica



ANEXO III .Tabla A-II Métodos de pretratamiento de la biomasa lignocelulosica para la producción de bioetanol.

Método Procedimiento	Ejemplo de materiales pretratados
Físico	
Pulverizado mecánico Procedimiento: Reducción a astillas , trituración, molienda Observaciones Molinos , Vibratorio de bolas (0.2-2mm) , De cuchillas (3-6mm) Ejemplo de materiales : Residuos de madera y forestales , (paja madera dura) desechos de maíz , bagazo	
Pirolisis Procedimiento : $T > 300^{\circ}\text{C}$ Observaciones: Formación de productos volátiles y carbón .Residuos de l a pirolisis pueden someterse a hidrólisis acida suave (1N, H_2SO_4 , $T = 97^{\circ}\text{C}$, 2,5 h) para reducir 80-85 % AR (>50% de glucosa). Puede realizarse al vacío 400°C $P = 1\text{mm Hg}$ $t = 20\text{ min}$ (algodón de desecho) Ejemplo de materiales pretratados : desechos de madera	
Pre tratamiento Físico – Químico	
Explosión con vapor Procedimiento :Vapor saturado a $160\text{-}260^{\circ}\text{C}$, $P = 0.69\text{-}4.85\text{Mpa}$ por varios Segundos o minutos , luego descompresión hasta presión atmosférica Observaciones : Altas concentraciones de sólidos .Hidrólisis del 80-100% de la hemicelulosa , destrucción de parte de la xilosa obtenida , formación de inhibidores , se requieren posterior lavado con agua , Al combinarse con H_2SO_4 , SO_2 , CO_2 , mejora la eficiencia de la posterior hidrólisis enzimática disminuyendo inhibidores , Reducción de tamaño con menor gasto energético comparado con la pulverización Ejemplo de materiales pretratados :Bagazo madera blanda , paja de arroz , madera de eucalipto Madera de aspen	

Agua líquida caliente Procedimiento :Agua caliente presurizada T=170-230 Oc t=1-46min Observaciones: Concentraciones de sólido < 20%. . Ocurre cierta depolimerización de la celulosa .Hidrólisis del 80 -100% de la hemicelulosa > 50% oligómeros .Solubilización parcial de la lignina (20-50%).Conversión durante la hidrólisis de la celulosa >90%. Baja o nula formación de inhibidores Ejemplo de materiales pretratados:Bagazo de caña
Explosión de fibra con amoníaco (AFEX) $\frac{1-2\text{kg de amoníaco}}{\text{kg de biomasa seca}}$ Procedimiento: 1-2kg $\frac{1-2\text{kg de amoníaco}}{\text{kg de biomasa seca}}$ 90 °C , 30min Observaciones: Se requiere recuperación de amoníaco, no precede inhibidores. Conversión durante la hidrólisis de celulosa>90%(bagazo y hierba de Bermuda).Para biomasa con alto contenido de lignina no es muy eficiente conversión de la celulosa <50%.Ocurre cierta depolimerización de la celulosa .Hidrólisis del 0-60% de la hemicelulosa en dependencia de la humedad mas del 90% oligómeros .Ocurre cierta solubilización de la lignina (10-20%) Ejemplo de materiales pretratados : Materiales herbáceos (paja de trigo y cebada , cascarilla de arroz ,desechos de maíz , residuos sólidos urbanos , Papel periódico , alfalfa , astilla s de aspen y bagazo
Explosión con CO₂ $\frac{4\text{kg de CO}_2}{\text{kg de biomasa seca}}$ Procedimiento: $\frac{4\text{kg de CO}_2}{\text{kg de biomasa seca}}$, P=5,62 Mpa Observaciones: Conversión a glucosa durante durante la hidrólisis de celulosa >75%(alfalfa) .No forma compuestos inhibitorios Ejemplo de materiales pretratados :Alfalfa mezcla de Papel periódico , Bagazo de caña
Ozonólisis Procedimiento :Ozono , reacción a temperatura y presión ambientales Observaciones: Degradación principalmente de la lignina .Conversión durante la hidrólisis de celulosa :57% (aserrín).No se forman inhibidores Ejemplo de materiales pretratados: Paja de trigo bagazo , heno verde cahuete , pino paja de algodón y aserrín de álamo
Hidrólisis con ácido diluido Procedimiento: H₂SO₄, HCl, HNO₃ aL 1,5%. Procesos de flujo continuo para baja carga de sólidos $\frac{5-10\% \text{ peso sustrato}}{\text{Peso de mezcla}}$ T =160-200 °C,; procesos por lotes a alta carga de sólidos (10-40%) a T=120-160 °C Presiones cercanas a 1Mpa Observaciones: Hidrólisis del 80-100% de la hemicelulosa, alta conversiones de xilanos a xilosa. La temperatura es favorable para la hidrólisis de celulosa. Se requiere neutralizar el ph para la posterior hidrólisis enzimática .Ocurre cierta depolimerización de la celulosa .La lignina no se solubiliza o lo hace muy poco, pero se redistribuye. Ejemplo de materiales pretratados: Desechos de maíz Bagazo de caña ,

Madera de álamo , Paja de trigo astilla de álamo Hidrólisis con ácido concentrado Procedimiento: H_2SO_4 10-30%.170-190 °C relación $\frac{\text{sólido}}{1,6 \text{ líquido}}$ Ácido peracético(21-60%), sistema tipo silo Observaciones: Se requiere recuperación de ácido. Tiempos de residencia mayores que en la hidrólisis con ácido diluido Ejemplo de materiales pretratados: Bagazo de caña , Aserrín de madera dura
Hidrólisis alcalina Procedimiento : NaOH diluido 24h ,60°C Observaciones: Remoción de la lignina 24-55% para madera dura con contenido de lignina del 20% , Difícil remoción para maderas blandas con contenido de lignina >26 %. Hidrólisis de > 50 % de la hemicelulosa.Sustancial hinchamiento de de la celulosa .Conversión durante la hidrólisis de celulosa 78.2% (paja de arroz,67,1(bagazo).Conversión durante la hidrólisis de celulosa (proceso convencional aprox 54% de NaOH+H₂O₂ Aprox 65% (hojas de caña de azúcar) Ejemplo de materiales pretratados: Madera dura, paja con bajo contenido de lignina (10-18%) Desechos de maíz Bagazo de caña hojas de caña de azúcar
Designificación oxidativa Procedimiento Peroxidasa y H₂O₂ al 2% 20 °C 8h Observaciones: Solubilización del 50% de la lignina y casi la totalidad de la hemicelulosa. Conversión durante la hidrólisis de celulosa 95%(aserrín) Ejemplo de materiales pretratados: Bagazo de caña
Proceso Organosolv Procedimiento : Solventes orgánicos (metanol etanol, acetona , etilenglicol, trietilenglicol entre otros) o su mezcla con 1% de H₂SO₄ o HCl Observaciones:Ruptura de la lignina y de las uniones de hemicelulosa. Solubilización casi total de la lignina .Hidrólisis casi total de la hemicelulosa .Altos rendimientos de xilosa .Recuperación de solventes y su remoción del sistema para no inhibir los procesos biológicos Ejemplo de materiales pretratados :Madera de álamo

Anexo IV.Tabla A-III Pre-Tratamientos Físicos, Químicos, Químico – Físico,

Pre-Tratamientos Físicos
Características: A través de mecanismos que no se han estudiado a profundidad, mejoran la hidrólisis enzimática más allá del simple efecto de la reducción de tamaño sobre el incremento de área expuesta, esto podría ser debido a una reducción de la cristalinidad inherente de la celulosa a causa de una molienda vigorosa Se tienen

como ejemplo rendimientos de hasta 260 g de azúcar/Kg. de paja de trigo, luego de 8 horas de molienda en un molino de bolas, en comparación con 160 g/Kg. para molinos de rodillo durante 0.25 h

Pre - tratamientos Químicos

Proceso Kraft o al sulfato

Características: Es el proceso de fabricación de pasta de papel más extendido e importante, actualmente más de la mitad de la producción mundial de pasta se fabrica mediante este método. Este procedimiento deriva del proceso a la sosa, sus rendimientos varían entre un 40 y 60% y ventajosamente requiere tiempos de cocción bajos además de ser poco selectivos en cuanto a la madera utilizada ya que se pueden emplear tanto leñosas como maderas blandas con contenidos importantes residuales. El agente químico de pulpeo es una mezcla de NaOH y Na₂S. La resistencia de la pasta “Kraft”, del alemán resistencia es la característica principal de la cual deriva su nombre. El sulfuro acelera la reacción y se forma por la reducción de sulfato de sodio adicionando por sustitución el álcali perdido durante el proceso. Normalmente los digestores operan en discontinuo a temperaturas de 160 a 180°C con tiempos de residencia entre 4 y 6 horas. También se encuentran digestores en continuo que operan entre 190 y 200°C con tiempos de cocción de 15 a 30 min. Actualmente, se busca reducir las altas emisiones de compuestos azufrados generadas en las fábricas de pastas, así como las de SO_x de los gases de combustión y de compuestos que contienen azufre reducido (RS) que tienen sus orígenes en distintas etapas de fabricación de la pasta,

Procesos solvóticos

Características: Se basan en la utilización de solventes orgánicos en su mayoría que funcionan como agentes de cocción. Los más extendidos son los que utilizan alcoholes mezclados en ocasiones con otros agentes de cocción. En la actualidad los procesos más destacados gracias a su éxito comercial son:

Proceso Organocell: Desarrollado por Organocell Thyssen GmbH, Alemania, opera desde 1987. Emplea hidróxido de sodio, metanol (en un rango de 25-30%) y cantidades catalíticas de antraquinona como reactivos de cocción. (Inicialmente

diseñado como un proceso con dos etapas, actualmente se ha reducido a una sola etapa de operación.

Pretratamientos físico-químicos

Procesos de explosión al vapor)

Características : Operan con vapor de agua a altas presiones ($30\text{-}40 \text{ kgf}\cdot\text{cm}^{-2}$) y temperaturas ($160\text{-} 260^{\circ}\text{C}$) durante un periodo de tiempo que no suele ser superior a algunos minutos. Al final del proceso se produce una descompresión súbita del material que provoca el resquebrajamiento de las estructuras lignocelulósicas por la expansión repentina que experimenta el vapor de agua condensado en el interior de los poros del substrato A pesar de este proceso de disgregación y desfibramiento, la explosión de vapor parece no afectar la estructura cristalina o al peso molecular de la celulosa Los procesos que incluyen explosión con vapor han sido citados por numerosos investigadores como tratamientos eficaces para aumentar la digestibilidad de los materiales lignocelulósicos en la alimentación animal además de favorecer la hidrólisis enzimática de estos lignocelulósicos por efecto el que producen sobre las uniones celulosa-lignina .

Anexo V.Tabla A-IVCaracterísticas típicas del biodiésel y del diesel petrolífero”

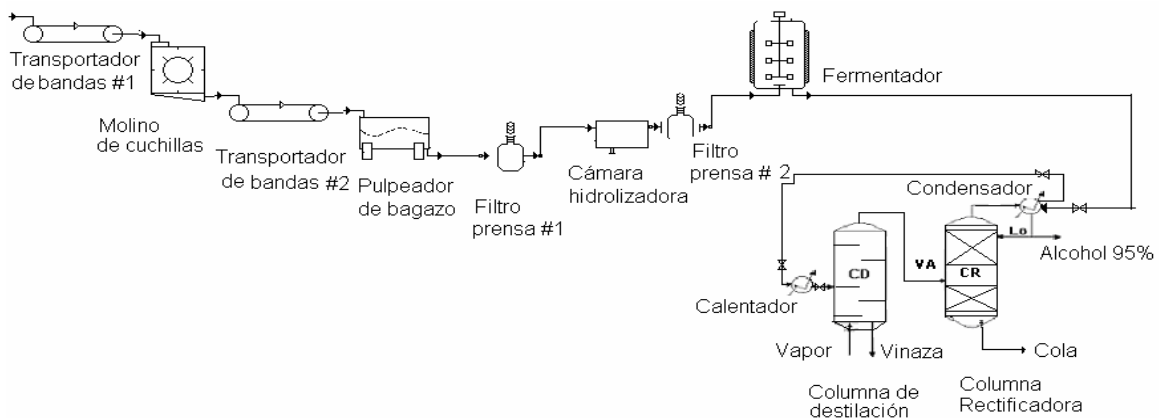
Datos físico - químicos	Biodiésel	Diesel
Composición combustible	Ester metílico ac. Grasos $\text{C}_{12}\text{-C}_{22}$	Hidrocarburo $\text{C}_{10}\text{-C}_{21}$
Poder calorífico inferior, $\frac{\text{kcal}}{\text{kg}}$ (aprox.)	9500	10800
Viscosidad cinemática, cst (a 40°C)	3,5 - 5,0	3,0 - 4,5
Peso específico, $\frac{\text{g}}{\text{cm}^3}$	0,875 - 0,900	0,850
Azufre, % P	0	0,2
Punto ebullición, $^{\circ}\text{C}$	190 - 340	180 - 335
Punto inflamación, $^{\circ}\text{C}$	120 - 170	60- 80

Punto escurrimiento, °C	-15 / +16	-35 / -15
Número cetanos	48 - 60	46
Relación estequiométrica Aire/comb. p/p	13,8	15

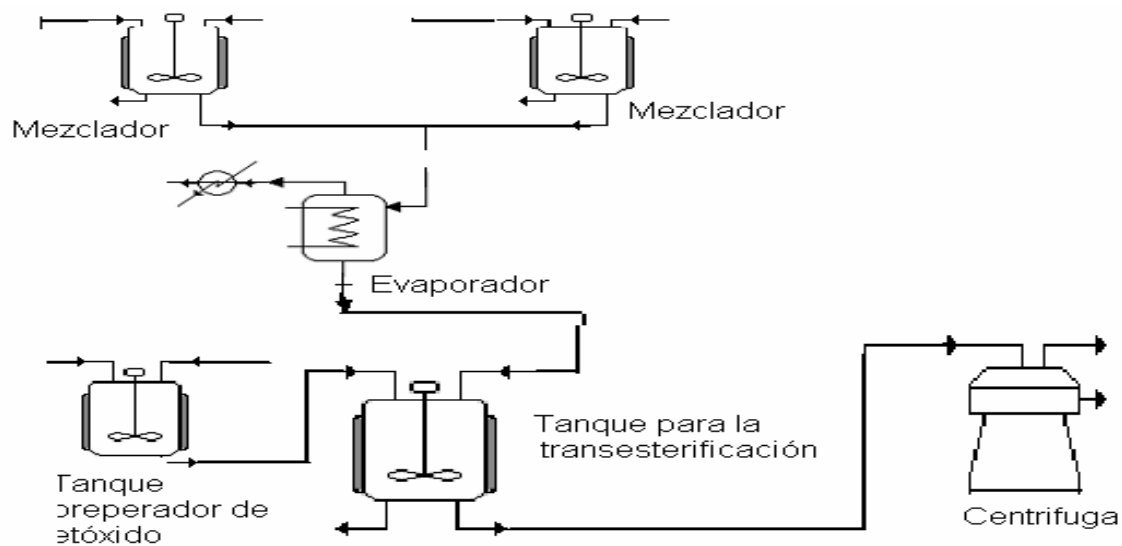
Anexo VI Tabla A-V Litros de Biodiesel obtenidos por hectárea de diferentes cultivos

Cultivo	Litros de biodiesel obtenidos por hectárea
Soja (<i>Glicine max</i>)	420 litros
Arroz (<i>Oriza sativa</i>)	770 litros
Tung (<i>Aleurites fordii</i>)	880 litros
Girasol (<i>Helianthus annuus</i>)	890 litros
Maní (<i>Arachis hipogaea</i>)	990 litros
Colza (<i>Brassica napus</i>)	1100 litros

Anexo VII Diagrama de flujo de los equipos fundamentales de la Planta de Bioetanol



Anexo VIII Diagrama de flujo de los equipos fundamentales de la Planta de Biodiesel



Anexo IX .Cálculo de la potencia del transportador de banda #1. Referencia. Granger,B,G 1988

Tabla de datos		
Variable.		Valor.
$T(t/h)$ Carga del material		0.069
$S(m/min)$ Velocidad de la banda		150
F Coeficiente de frotamiento (para cojinetesOrdinario)		0.05
$W(kg/cm * m)$ peso en kg de las piezas móviles		0.586
$L_o(cm)$ (para cojinetesOrdinario)		30.5
$\Delta Z(cm)$ altura de subida del material		100
α Inclinación de la banda		15 °
Tabla de resultados		
Variable.	Ecuación.	Resultado
$L(cm)$ Largo de la banda.	$\Delta Z/sen\alpha$	153.7

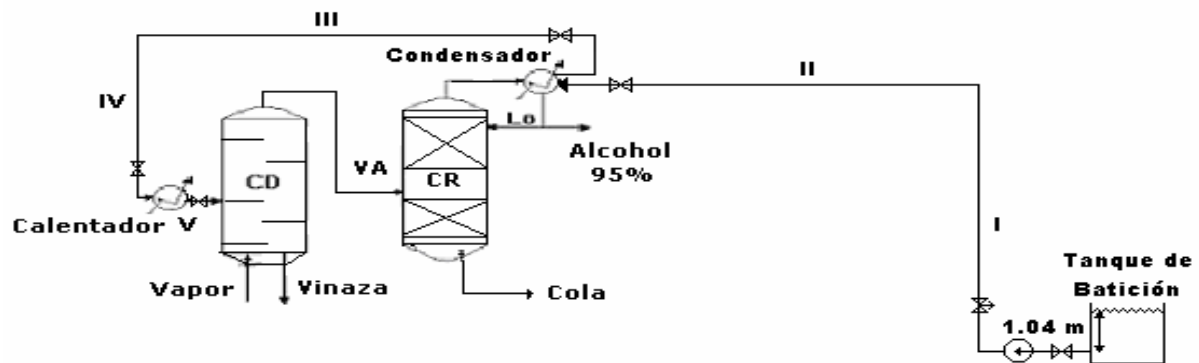
		7
Nt1 (kW) Potencia útil.	$\frac{F * (L + L0) * (T + 0.06WS) + T * \Delta Z}{270}$	0.85
N(arraq)(kW)Potencia de arrancada.	$(1.5-2) * Nt1$	1.70
Nf(kW) Potencia de instalación.	$\left\{ \left[Narranq + \left(\frac{Fres}{100} \right) * Narranq \right] / \xi \right\}$	2.56

AnexoX. Cálculo de la potencia del transportador de banda #2.

Tabla de datos		
Variable	Valor	
$T(t/h)$,Carga del material	0.035	
$S(m/min)$ Velocidad de la banda	150	
F Coeficiente de frotamiento(para cojinetes Ordinario)	0.05	
$W (kg/cm * m)$ peso en kg de las piezas móviles	0.586	
$L_o (cm)$ (para cojinetesOrdinario)	30.5	
$\Delta Z (cm)$ altura de subida del material	100	
α Inclinación de la banda	15 °	
Tabla de Resultado		
Variable.	Ecuación.	Resultado
L (cm) ,Largo de la anda	$Hq/sen\alpha$	153,77
Nu1(kW) Potencia útil	$\frac{F * (L + L0) * (T + 0.06WS) + T * \Delta Z}{270}$	0,194
Narraq2 (kW) Potencia de arrancada	$(1,5 - 2) * Nu1$	0,388
Nu1''(kW)Potencia de instalación	$\left\{ \left[Narranq2 + \left(\frac{Fres}{100} \right) * Narranq2 \right] / \xi \right\}$	0,582
Selección Motor Monofásico $\frac{220}{440}$; Potencia 0.6kW Velocidad Sincrónica12001800 rpm		

AnexoXI. Balance de energía del sistema de bombeo en la etapa de destilación .

El sistema representado en la figura es el escogido para el dimensionamiento del sistema de flujo es el de la etapa de destilación en la obtención de bioetanol a partir de residuos sólidos lignocelulósicos. Con vistas a aprovechar los calores del proceso se precalienta la batición con el condensador de la rectificadora y a continuación en un calentador con vapor para llevarlo al punto de ebullición transportando el fluido a través de un sistema de bombeo donde a continuación se muestra el cálculo en cuestión.



Esquema tecnológico de la etapa de destilación.

El flujo de trabajo será $1.24 \cdot 10^{-5} \frac{m^3}{s}$. Para ello tenemos que tomar la máxima velocidad recomendada que es de $2.5 \frac{m}{s}$ de la Tabla 1.1 de **(Pávlov, K. F1981)**.

$$Q = V \cdot A, \quad Q = \frac{V \cdot \pi \cdot D^2}{4} \quad D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot V}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 1.1 \cdot 10^{-6}}{\pi \cdot 2.5}} = 6.31 \cdot 10^{-6} m$$

Luego buscamos en la tabla 10 **(Rosabal V, JM 1988)**, donde aparecen los diámetros estandarizados y tomamos la de $\frac{1}{8}$ pulg DN, 6.83 mm DI y 10.29 mm DE. Luego partimos de la ecuación del Balance de Energía Mecánica.

La densidad de la batición es de $988 \frac{Kg}{m^3}$ y la viscosidad es de $549 \cdot 10^{-6} Pa \cdot s$.

$$R = \frac{V \cdot \rho \cdot DI}{\mu} = \frac{0.5 \cdot 988 \cdot 6.83 \cdot 10^{-3}}{549 \cdot 10^{-6}} = 5924.508$$

$$\Delta Z = 8 - 1.04 - 2$$

$$\Delta Z = 4.96 \text{ m} \quad \frac{\Delta P}{\rho \cdot g} = \frac{P_2 - P_1}{\rho \cdot g} \quad P_2 = P_1 = 1 atm \quad \therefore \frac{\Delta P}{\rho \cdot g} = 0$$

En la figura 3.4 de **(Rosabal V, JM 1988)**. Seleccionamos con el Reynolds

$$\alpha = 1.1. \quad \frac{\Delta(\alpha V^2)}{2 * g} = \frac{\alpha_2 V_2^2 - \alpha_1 V_1^2}{2 * g}, V_1 = 0,$$

$$\frac{\alpha_2 V_2^2}{2 * g} = \frac{1.1 * (0.5)^2}{2 * 9.81} = 0.01307285 \text{ m}$$

Luego pasamos al cálculo de los accesorios ubicados en el sistema:

Accesorio	N.U.	Kturb.	N.U. * Kturbl.
Valv. Cuña		0.17	0.85
Codo 90 °	5	0.75	3.75
Valv. Globo	1	6.0	6.0
Entrada	1	0.5	0.5
Salida	1	1	1
Expansión Cond	1	$\left[1 - (D_1/D_2)^2\right]^2 = \left[1 - (6.83/20.93)^2\right]^2$	0.798
Compresión Cond	1	$0.5\left[1 - (D_2/D_1)^2\right] = 0.5\left[1 - (6.83/20.93)^2\right]$	0.399
Expansión Calent	1	$\left[1 - (D_1/D_2)^2\right]^2 = \left[1 - (6.83/35.05)^2\right]^2$	0.925
Compresión Calent	1	$0.5\left[1 - (D_2/D_1)^2\right] = 0.5\left[1 - (6.83/35.05)^2\right]$	0.463
ΣK accesorios			<u>14.69</u>

$$\sum K = \sum K_{\text{accesorios}} + \frac{\Delta P_{\text{condensador}}}{\rho * g} + \frac{\Delta P_{\text{calentador}}}{\rho * g}$$

$$\sum K = 14.69 + \frac{4412.7 Pa}{988 * 9.81} + \frac{3461.9 Pa}{988 * 9.81}, \quad \sum K = 15.502$$

La rugosidad del tubo $e = 0.2 \text{ mm}$ la tomamos de la tabla 9 de como tubos de acero sin costuras. En la figura 3.9 de **(Rosabal V, JM 1988)**. determinamos el factor de fricción.

$$\frac{e}{d} = \frac{0.2 * 10^{-3}}{6.83 * 10^{-3}} = 0.029 \quad f = 0.06.$$

$$L_T = L_I + L_{II} + L_{III} + L_{IV} + L_V, \quad L_T = 8 + 10 + 3 + 2 + 1, \quad L_T = 24 \text{ m}$$

$$h_p = \left(f \frac{L}{D_i} + \sum K \right) \frac{V^2}{2 * g} = \left(0.2427 \frac{24}{6.83 * 10^{-3}} + 15.502 \right) \frac{0.5^2}{2 * 9.81} = 10.212 \text{ m}$$

$$H = \Delta Z + \frac{\Delta P}{\rho * g} + \frac{\Delta(\alpha V^2)}{2 * g} + h_p, \quad H = 15.20 \text{ m}$$

Tabla de resultados.		
Potencia útil.	Potencia Consumida.	Potencia de la instalación.
$N = H * \rho * g * Q$ $N = 15.20 * 988 * 9.81 * 3.75 * 10^{-5}$ $N = 2.9022563232 \text{ W}$	$N' = \frac{N}{\eta * 1000}$ $N' = \frac{6.18}{0.75 * 1000}$ $N' = 0.004 \text{ kW}$	tabla 3.3 de (Rosabal V, JM 1988), $\beta = 2.$ $N'' = \beta * N'$ $N'' = 2 * 0.004$ $N'' = 0.0078 \text{ kW}$

Se escoge en la tabla 14 **(Rosabal V, JM 1988)**. el motor monofásico de 0.09 Kw y 1800 rpm.

AnexoXII. Cálculo de la potencia de la bomba #1 (Tramo 1 Mezclador – Evaporador).

$$Q_v = 0.985 \frac{m^3}{batch * d} = 2.28 * 10^{-5} \frac{m^3}{s}$$

$$L_T = 30 \text{ m}$$

Las velocidades permisibles de los fluidos líquidos a presión están en un rango de $0.5 \frac{m}{s}$ a $2.5 \frac{m}{s}$ **(Pavlov V, F1981)**

$$d_T = \sqrt{\frac{Q_v}{0.875 * v}} \quad d_T = 0.0038108 \text{ m}$$

Este valor se estandariza a 6.83mm de diámetro interno, tipo “s” **Tabla- 10 (Rosabal V J; 1988)**

Impelente Abierto

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{Q}{0.785 * DI^2} = 0.55858 \frac{m}{s} ; Re = \frac{\rho_s * v * d_T}{\mu_s} = 5624.535$$

e (Rugosidad Relativa) Tabla 9 **(Rosabal V, J 1988)** $\frac{e}{d_T} = \frac{0.2mm}{6.28} =$

0.0292826

Variable	Ecuación	Resultado
H(m)Carga del Sistema	$\Delta Z + \Delta(\alpha v^2/2g) + (\Delta P / \rho_s * g) + h_p$	1.476
ΔZ (m) Pérdidas diferencia de altura	$Z_2 - Z_1$ $Z_2 = 2.73 \text{ m}$ $Z_1 = 1.254 \text{ m}$	
$\Delta P / \rho_s * g$ (m) Pérdidas por caída de Presión	P1=P2= Atm	0
ft (factor de fricción de Trabajo	$f(Re; \frac{e}{d_T})$	0.0632678
hp(m) Pérdidas por resistencias locales	$[ft * (L_T/d_T) + \sum K] * (v_2^2/2g)$	4.4859504
	4 codos de 90° 1 entrada 1 salida 1 válvula de compuerta	
	K 4*0,75=3 K= 0,5 K= 1 K = 0.17 $\sum K_t = 4.67$	
	$\sum K = \sum K_t * f / f_{turb} = 5.07$	
$\Delta (\alpha v^2/2g)$ (m) Pérdidas por energía cinética	$(\alpha_2 v_2^2/2g) - (\alpha_1 v_1^2/2g)$ $\alpha = 1,15 : (\alpha_1 v_1^2/2g) = 0$	0.0183068
N (Kw)Potencia útil	$\frac{H * \rho_s * g * Q}{\tau * 1000}$	0.00145
N f(kW)Potencia de funcionamiento	(1.5-2)*N	0.0029
N (inst) (kW)Potencia de Instalación	$\left\{ Nf + \left(\frac{Fres}{100} \right) * Nf \right\} / \xi$	0.0034
Selección	Motor monofásico 220/440 Volt 60 Hz Potencia nominal 0.12 kW, Velocidad sincrónica 1800 rpm	

AnexoXIII.Cálculo de la potencia de la bomba #2 (Tramo 2 Evaporador – Reactor)

$$Q_v = 1,788 \frac{m^3}{batch * d} = 2,069 * 10^{-5} \frac{m^3}{s} \quad L_T = 30m$$

Las velocidades permisibles de los fluidos líquidos a presión están en un rango de $0,5 - 2,5 \frac{m}{s}$ (**Pavlov V,F1981**)

$$d_T = \sqrt{\frac{Q_v}{0.785 * v}} = 0.0036302 \text{ m}$$

Este valor se estandariza a $6.83mm$ de diámetro interno, tipo “s” Tabla- 10 (**Rosabal V, JM 1988**)

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{Q}{0.785 * DI^2} = 0.50688686 \frac{m}{s}, \text{ Re} = \frac{\rho_s * v * d_T}{\mu_s} = 8148.79998$$

$$f(\text{Re}; \frac{e}{d_T}) \quad f = 0.06143916 \quad \frac{e}{d_T} = \frac{0.2mm}{6.28} = 0.032$$

Variable	Ecuación	Resultado
H(m) ,Carga del Sistema	$\Delta Z + \Delta(\alpha v^2 / 2g) + (\Delta P / \rho_s * g) + h_p$	2.69
$\Delta Z(m)$ Pérdidas por diferencia del altura	$Z_2 - Z_1$ $Z_2 = 1.35m \quad Z_1 = 2.278m$	
$\frac{\Delta P}{\rho_s * g} (m)$,Pérdidas por caída de presión	$\frac{\Delta P}{\rho_s * g} \quad P_1 = P_2 = \text{Atm}$	0
hp(m) , Pérdidas por resistencias locales	$[f_t * (L_T / d_T) + \sum K] * (v_2^2 / 2g)$	4.93
	4 codos de 90° 1 entrada 1 salida 1 válvula de compuerta	
	$K = 4 * 0.75 = 3$ $K = 0.5$ $K = 1$ $K = 0.17$	
	$\sum K_t = 4.67$	
	$\sum K = \sum K_t * f / f_{turb} = 4.93206509$	

$\Delta(\alpha v^2/2g)(m)$,Pérdidas por energía cinética	$(\alpha_2 V_2^2/2g) - (\alpha_1 v_1^2/2g)$ $\alpha = 1,07 : (\alpha_1 v_1^2/2g) = 0$	0,014
N (kW) ,Potencia útil	$\frac{H * \rho_s * g * Q}{\tau * 1000}$	0.0004696
N f(kW) ,Potencia de funcionamiento	$(1.5 - 2) * N$	0.00092
N (inst) ,Potencia de Instalación	$\left\{ \left[Nf + \left(\frac{Fres}{100} \right) * Nf \right] / \xi \right\}$	0.001104
Selección	Motor monofásico 220/440 Volt 60 Hz Potencia nominal 0.12 kW , Velocidad sincrónica 1800rpm	

Anexo XIV. Cálculo de la potencia de la bomba #3 (Tramo 3 tanque de Etóxido – Reactor)

$$Q_v = 0,74 \frac{m^3}{batch * d} = 0,56 * 10^{-6} \frac{m^3}{batch * s} \cdot L_T = 30m$$

Las velocidades permisibles de los fluidos líquidos a presión están en un

rango de $0,5 - 2,5 \frac{m}{s}$ (**Pavlov V, F1981**)

$$d_T = \sqrt{\frac{Q_v}{0.875 * v}} = 0.00188862 m$$

Este valor se estandariza a 6,83mm de diámetro interno tipo “s”Tabla -

10 (**Rosabal V, JM 1988**)

$$Re = \frac{\rho_s * v * d_T}{\mu_s} = 580.4546976744$$

Variable	Ecuación	Resultado
H(m) ,Carga del sistema	$\Delta Z + \Delta(\alpha v^2/2g) + (\Delta P / \rho_s * g) + h_p$	99.56

$\Delta Z(m)$ Pérdidas por diferencia de altura	$Z_2 - Z_1$ $Z_2 = 1,35m$ $Z_1 = 0,94 m$	0,96
$\frac{\Delta P}{\rho_s * g}(m)$, Pérdidas por caída de Presión	$\frac{\Delta P}{\rho_s * g}$ $P_1 = P_2 = \text{Atm}$	0
ft factor de fricción de Trabajo	$\frac{64}{Re}$	0,11
hp(m), Pérdidas por resistencias locales	$\left[ft * (L_T / d_T) + \sum K \right] * (v_2^2 / 2g)$ Fig. 3,24 4 codos de 90° 1 entrada 1 salida 1 válvula de compuerta $K = 4 * 1 = 4$ $K = 0,5$ $K = 1$ $K = 1,8$ $\sum K = 4.67$	98,60
$\Delta(v^2 / 2g)(m)$ Pérdidas por energía cinética	$(\alpha_2 v_2^2 / 2g) - (\alpha_1 v_1^2 / 2g)$ $\alpha = 1,15$, $(\alpha_1 v_1^2 / 2g) = 0$	0,2345
N (Kw) Potencia útil	$\frac{H * \rho_s * g * Q}{\tau * 1000}$	0,045
N f(kW) Potencia de funcionamiento	$(1.5 - 2) * N$	0,09
N (inst) Potencia de Instalación	$\left\{ \left[Nf + \left(\frac{Fres}{100} \right) * Nf \right] / \xi \right\}$	0,126
Selección	Motor monofásico 220/440 Volt 60Hz Potencia nominal 0.18 kW ;Velocidad sincrónica 1200,1800 ,3600 rpm	

