

Universidad Central “Marta Abreu” De Las Villas

*Facultad
Química - Farmacia*



Departamento de Ingeniería Química

Trabajo de Diploma

*Título: Posibilidades del empleo del bagazo de caña de
azúcar en la producción de etanol.*

Autor: Elvis Rodríguez Ovies

Tutores: Dr. Sc. Erenio González Suárez

Msc. Leyanis Mesa Garriga

“Año 49 de La Revolución”

Santa Clara

Curso 2006-2007

Veritate Sola Nobis Imponetur Viriles Toga. 1948

“De luz se han de hacer los hombres y deben dar luz”

José Martí

Hay personas que desempeñan un rol fundamental en nuestras vidas. A ellos les dedico este triunfo.

A mi familia por su dedicación.

A mis amistades por el apoyo.

A mis compañeros y profesores que tanto ayudaron.

A Dary por portarse como un hermano

*A mis tutores por su completa dedicación a la causa
A Feyt, Lenier y Alexander por sus buenos consejos.
A Luís Ernesto por la ayuda tan necesaria.*

!!Muchas Gracias!!

El presente trabajo está encaminado a demostrar que la producción de bioetanol a partir de residuos lignocelulósicos es posible y que la tecnología para su producción a pesar de no ser tan desarrolladas como las utilizadas para la obtención del etanol por las vías tradicionales, sin embargo, se pueden emplear con resultados alentadores. Perseguimos también la meta de lograr gradualmente la sustitución del consumo de combustibles fósiles por biocombustible, tema que se vuelve medular en estos tiempos debido al agotamiento de los hidrocarburos explotados indiscriminadamente durante el decursar de los años. Se pone de manifiesto la factibilidad del empleo de residuos de la industria azucarera (Bagazo), como materia prima abundante y económica, que no afectaría los niveles de producción de alimentos dirigidos a satisfacer las demandas de la población; problema que se afrontan como una de las principales dificultades a vencer en cuanto al uso del etanol como biocombustible. Quedan determinados los pretratamientos a realizar al bagazo con la finalidad de prepararlo para la conversión de la celulosa presente en él a azúcares, que luego se fermentarán a alcoholes.

Con el diseño de los equipos empleados en cada una de las etapas del proceso se demuestra que las dimensiones de estos no se alejan de las posibilidades reales, y se analiza económicamente los costos de inversión así como los costos totales de los productos, para dos capacidades de producción distintas, integrándose esta tecnología a la industria azucarera.

Summary

The present paper work this guided to demonstrate that the bioetanol production starting from residuals lignocelulósicos is possible, and that the technology for its production in spite of not being so developed as those used for the obtaining of the ethanol by the traditional roads, it is however, they can be used with encouraging results. We also pursue the goal of achieving the substitution of the consumption of fossil fuels gradually for biocombustible, topic that becomes medullary in these times due to the exhaustion of the hydrocarbons exploded indiscriminately during the decursar of the years. It shows the feasibility of the employment of residuals of the sugar industry (Trash), as matter it prevails abundant and economic that would not affect the levels of production of foods directed to satisfy the population's demands; problem that you/they are confronted like one of the main difficulties to conquer as for the use of the ethanol like biocombustible. They are certain the pretreatmente to carry out to the trash with the purpose of preparing it for the conversion of the present cellulose in the one to you sugar that then were fermented to alcohols.

With the design of the teams used in each one of the stages of the process it is demonstrated that the dimensions of these they don't move away from the real possibilities, and it is analyzed the investment costs economically as well as the total costs of the products, for two different production capacities, being integrated this technology to the sugar industry.

Índice

	Páginas
INTRODUCCION	1
CAPITULO I. REVISION BIBLIOGRAFICA	3
1.1 Importancia de la producción de etanol.	3
1.2 Propuestas tecnológicas existentes para la producción de etanol a partir de residuos lignocelulósicos residuales.	3
1.2.1 Materias primas y métodos para la obtención de etanol.	3
1.2.2 Materias Celulósicas.	4
1.3.1 Proceso de obtención.	5
1.3.2 Pretatamientos de la biomasa lignocelulósica.	7
1.4 Hidrólisis	
1.4.1 Hidrólisis ácida.	14
1.4.2 Hidrólisis enzimática.	15
1.5 Procesos para la producción de etanol.	
1.5.1 Etapa de fermentación.	16
1.5.2 Sacarificación y fermentación simultanea. (SFS).	17
1.5.3 Etapa de separación.	19
1.5.4 Limitantes de las tecnologías identificadas,	20
1.6 Conclusiones Parciales	23
CAPITULO II. DIMENSIONAMIENTO DE LAS PRINCIPALES ETAPAS DE PROCESO.	
2.1 Introducción	
2.2 Diseño de los equipos y componentes del flujo tecnológico.	25
2.2.1 Diseño del Molino de Martillo.	25
2.2.2 Diseño del Digestor.	27
2.2.3 Balance en la separación de la lignina por medio del lavado.	30
2.2.4 Diseño del Galpón, en el tratamiento biológico.	30
2.2.5 Balance en el tanque para lavado.	31
2.3 Resultados del dimensionamiento de la nave para la hidrólisis.	32
2.3.1 Diseño del Hidrolizador	32
2.3.2 Diseño de la chaqueta del Hidrolizador.	34

2.3.3 Diseño del agitador de paleta.	37
2.3.4 Diseño del filtro de placas y marcos.	38
2.3.5 Diseño del prefermentador	39
2.3.6 Balance en el fermentador	41
2.3.7 Diseño del fermentador.	42
2.4 Diseño de la etapa de destilación.	43
2.4.1 Dimensiones del condensador de la columna rectificadora.	46
2.4.2 Dimensiones del calentador de la alimentación a la columna destiladora.	47
2.5 Conclusiones parciales.	51
CAPITULO III. ANALISIS ECONOMICO.	
3.1 Análisis económico de la inversión.	52
3.1.1 Determinación de los costos de adquisición de cada uno de los equipos diseñados en el anterior capítulo,	52
3.1.2 Determinación de los indicadores económicos principales de la instalación piloto (Costos de inversión y Costos totales de los productos).	53
3.1.3 Estimado del Costo total de inversión.	54
3.2 Estimado del Costo de Producción.	55
3.2.1 Determinación de los indicadores económicos principales de una instalación que procesa 5000Ton. De bagazo al año (Costos de Inversión y Costos totales de los productos).	57
3.2.2 Estimado del Costo total de Inversión (integración).	57
3.2.3 Estimado del Costo de Producción.	58
3.3 Conclusiones parciales	60
CONCLUSIONES	61
RECOMENDACIONES	62
BIBLIOGRAFIA	63
ANEXOS	67

Introducción

La sobre explotación de los recursos energéticos durante décadas está causando el agotamiento de las reservas mundiales de petróleo, lo que ha comenzado a preocupar al mundo, en relación con la duración de estos para abastecer las necesidades cada vez mas crecientes de combustibles, a partir de las perspectivas de crecimiento económico que presentan, por lo que se impone la búsqueda de nuevas fuentes de energéticas que sostengan este crecimiento.

El consumo cada día más creciente de combustibles fósiles también ha generado preocupaciones por el deterioro creciente de la capa de ozono y el calentamiento global. Se ha incrementado en el mundo el movimiento en defensa del medio ambiente y cada vez las normas ambientales son más estrictas, lo que llama a la búsqueda de nuevas fuentes de energía que no afecten la naturaleza ni la salud del hombre y además el aumento creciente de los precios de los combustibles hace que se hable de una escasez total de estos.

Las razones antes expuestas han hecho que en países de Europa, Brasil y Estados Unidos de Norte América, entre otros, se hayan desarrollado políticas encaminadas a promover el uso de los Biocombustibles obtenidos principalmente a partir de alimentos, medidas que acarrearán el déficit de alimentos en el mercado internacional, afectando así a las poblaciones de estos países.

Debido a lo antes expuesto, este trabajo propone el uso de la materia lignocelulósica como material propicio para obtener bioetanol a partir de su procesamiento y teniendo en cuenta que la materia prima utilizada es de fácil adquisición y además de ser barata ya que generalmente provienen de residuos de cosechas por lo que tienen un coste negativo.

Problema primitivo: Recurrir, solamente, a la caña de azúcar para producir etanol puede afectar la disponibilidad de la tierra para producir alimentos. Sin embargo, podemos hacer azúcar, y por ende etanol, de la paja de arroz o del mismo bagazo de la caña de azúcar. Y lo mejor es que, con el desarrollo de esta tecnología, no tenemos que usar los alimentos, sino sólo los desechos: el bagazo de la caña de azúcar, la paja de arroz y el follaje de la yuca. He allí el impacto de la investigación. Existe la posibilidad de producir biocombustibles a partir de biomásas que no se utiliza para alimentos, pudiendo dejar el maíz u otros granos como alimentos, con lo que no se afectaría el ecosistema natural.

Hipótesis: Es posible la sustitución parcial de los combustibles fósiles por los biocombustibles siendo estos producidos en el país partiendo de los desechos de residuos lignocelulósicos logrados de la mayor producción de alimentos.

Objetivo general: Análisis de las alternativas técnico-económicas para la obtención de bioetanol a partir de materiales lignocelulósicos como forma de aprovechar íntegramente los residuos de la producción de alimentos.

Objetivos específicos:

1. Análisis de las posibles materias primas para la obtención de bioetanol.
2. Selección de la posible tecnología a implementar en el proceso de obtención de etanol a partir de residuos lignocelulósicos (bagazo).
3. Selección y diseño del equipamiento a usar en la planta de producción de bioetanol a partir de bagazo de la caña de azúcar.
4. Análisis económico preliminar de la planta a la producción de etanol a partir de residuos agroindustriales.

1.1. Importancia de la producción de etanol.

El mundo encara el agotamiento progresivo de sus recursos energéticos, mayoritariamente los combustibles no renovables, debido, al incremento en el consumo de energía que aumenta a ritmos cada vez más crecientes. Por otra parte el consumo de estos genera enormes cantidades de gases contaminantes, los cuales han causado cambios en el clima del planeta, por lo que se ha convertido en una problemática de interés para todos los gobiernos. La única solución que se vislumbra es la sustitución del consumo de estos por el consumo de recursos energéticos renovables. De aquí que el presente trabajo esté aplicado al caso específico de la producción de bioetanol a partir de materias primas lignocelulósicas residuales.

En Cuba, el bagazo de la caña de azúcar surge como un material lignocelulósico atractivo para la producción de bioetanol, debido a la disponibilidad de este en las fábricas de azúcar considerando una fábrica de azúcar con una producción eficiente y contando con que el 80% del bagazo disponible va a la alimentación de las calderas quedaría un 20% sobrante que se podría incluir dentro de las materias primas para la obtención de etanol, lo que incrementa la producción de etanol y permite un ahorro en el consumo de miel, que es el sustrato tradicionalmente usado para este fin y representa el 60% del coste total del proceso de obtención de etanol.

1.2. Propuestas tecnológicas existentes para la producción de etanol a partir de residuos lignocelulósicos residuales.

Las tecnologías de obtención de bioetanol por las vías tradicionales se han estudiado en múltiples trabajos, (**Ley Chong, N;** (2006)) (**Gonzales. Suárez E. y Antonio Valdés D;** (2006), no siendo así en el caso de las propuestas tecnológicas para obtener el mismo a partir de residuos lignocelulósicos, la cual se encuentra en estos momentos en un estado no tan avanzado como las existentes a partir de sustratos tradicionales, a pesar de la importancia que representa el desarrollo de las mismas en la actualidad.

1.2.1 Materias primas y métodos para la obtención de etanol

El bioetanol se produce, como se ha visto, a partir de la fermentación de mostos azucarados, para cuya obtención existen tres vías posibles:

a) Directamente a partir de biomasa azucarada, es decir, productos agrícolas ricos en azúcares, tales como la caña de azúcar.

b) Mediante hidrólisis convencional (moderada y enzimática) de biomasa amilácea, productos agrícolas ricos en almidón. Mediante el proceso de hidrólisis se consigue aflorar los azúcares, glucosa y/o fructosa, que formarán parte del mosto azucarado.

c) Mediante hidrólisis fuerte (ácida o enzimática) de biomasa lignocelulósica, productos agrícolas residuales que contienen celulosa, como son las materias de origen leñoso.

De las tres vías presentadas, las dos primeras son las más empleadas en la actualidad pues son procesos perfectamente conocidos por las industrias agrarias, sin embargo, se ve la tercera como la gran alternativa de producción de bioetanol en el futuro, dado al bajo precio de la biomasa lignocelulósica residual en relación a la biomasa azucarada y amilácea (**Asociación litoral de biocombustible, 2006**).

1.2.2 Materias Celulósicas

La celulosa es un componente de las fibras vegetales, por ejemplo, los residuos de la industria del papel, ya sea obtenido de la madera o del bagazo. Al presentar los materiales lignocelulósicos una estructura compleja (formada mayoritariamente por celulosa, hemicelulosa y lignina) el proceso de obtención de los azúcares para su transformación en etanol es más difícil que en el caso del almidón y de los sustratos tradicionales. La idea de producir etanol a partir de los residuos lignocelulósicos data de las décadas de 1940 y 1950. En la literatura hay coincidencia en que constituye una posibilidad altamente prometedora por su amplia disponibilidad en el mundo y por ende la alternativa de emplear los residuos lignocelulósicos en la producción de etanol se hace factible.

(http://dpi.eq.ufrj.br/ciaiq_22/CD/formCrCongreso/papers/04c/04c_479.pdf).

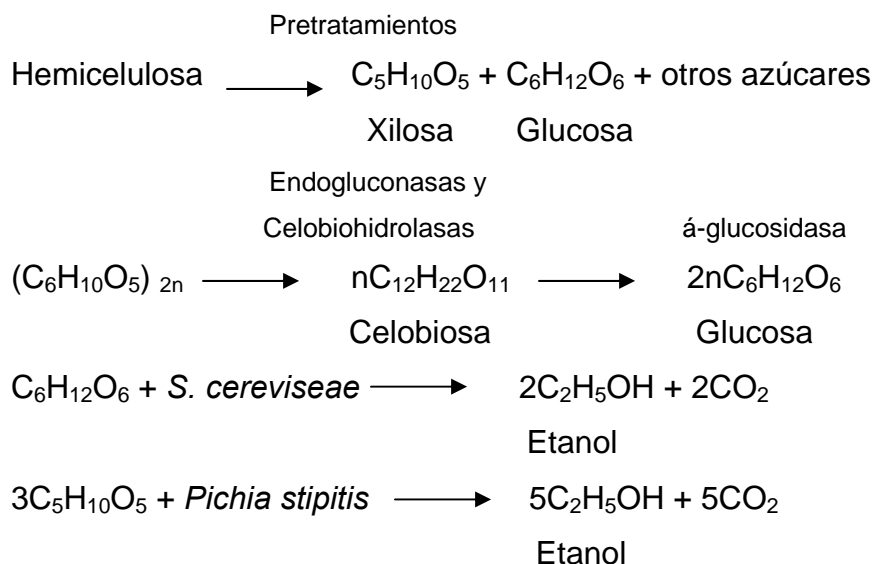
Es considerada una materia prima de bajo costo que ofrece en el futuro, un potencial mayor para la producción de bioetanol; pues éstos pueden generarse como residuos en los procesos productivos de los sectores agrícola, forestal e industrial. También se incluyen residuos agrícolas como restos de aceitunas, cascarillas de arroz, cáscaras de frutos secos. Por otro lado, la madera no ha sido utilizada todavía en la producción comercial de etanol pero tiene una gran importancia debido a la gran cantidad de residuos de madera disponibles. La biomasa lignocelulósica presenta una estructura compleja compuesta de tres fracciones (celulosa, hemicelulosa y lignina) que deben ser procesadas por separado para asegurar una conversión eficiente de este tipo de materiales a etanol. La otra fuente potencial importante de recursos lignocelulósicos está constituida por los residuos urbanos. Existe un razonable acuerdo en considerar que los mismos están

compuestos alrededor mente por un 50% de materiales lignocelulósicos (papel, envases, residuos de maderas, etc.). Además, la generación de estos residuos, por su mismo carácter, está localizada y acumulada en zonas geográficas bien limitadas, lo que viabiliza su aprovechamiento

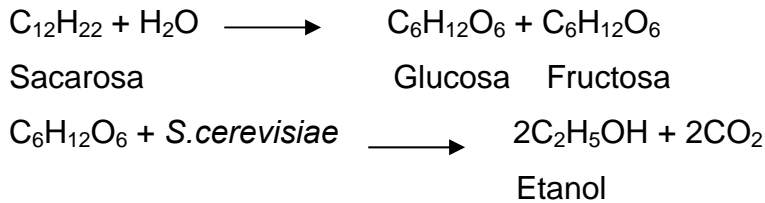
(http://dpi.eq.ufrj.br/ciaiq_22/CD/formCrCongreso/papers/04c/04c_479.pdf).

1.3.1 Proceso de obtención.

Recientes innovaciones en tecnologías permiten obtener empleando una variedad de métodos de extracción y disolución de celulosa y hemicelulosa, los azúcares simples que las componen de forma tal que puedan ser usados para producir etanol, (Mesa L., 2004). Pretratamientos apropiados permiten liberar la celulosa y hemicelulosa del material de la planta. El pretratamiento tiene como objetivo desintegrar esta matriz de tal manera que la celulosa reduzca su grado de cristalinidad y aumente la celulosa amorfa, que es la más adecuada para el posterior ataque enzimático. Adicionalmente, la mayor parte de la hemicelulosa se hidroliza durante el pretratamiento y la lignina se libera o puede incluso descomponerse. En una etapa posterior, la celulosa liberada es sometida a hidrólisis enzimática con celulosas exógenas, lo cual hace que se obtenga una solución de azúcares fermentables que contiene principalmente glucosa, así como pentosas resultantes de la hidrólisis inicial de la hemicelulosa. Estos azúcares son posteriormente convertidos en EtOH mediante microorganismos que pueden utilizar uno o varios de los azúcares presentes en el material lignocelulósico pretratado e hidrolizado. Este complejo proceso puede ser representado por las reacciones:



El pretratamiento permite que los rendimientos en la hidrólisis de celulosa aumenten de, menos del 20% de los rendimientos teóricos a valores mayores al 90% (Lynd, 1996). Para el pretratamiento se han propuesto y desarrollado diferentes métodos, los cuales se relacionan en el **Anexo # 1** de acuerdo a la clasificación de **Sun y Cheng (2002)**. Sin embargo, ninguno de los métodos de pretratamiento propuestos se puede aplicar en forma genérica a las diferentes materias primas (Claassen et al., 1999). Esto justifica la realización de análisis detallados de estas tecnologías en cada caso en particular. 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. Los procesos coinciden en la necesidad de una etapa de fermentación alcohólica, en la cual tiene lugar la producción de alcohol en función de la acción de las levaduras sobre los azúcares presentes en el sustrato. La reacción general de la fermentación se puede representar como:



Para poder liberar los azúcares presentes en los materiales lignocelulósicos hay que someter al material a determinadas etapas. Se resumen a manera de esquema:

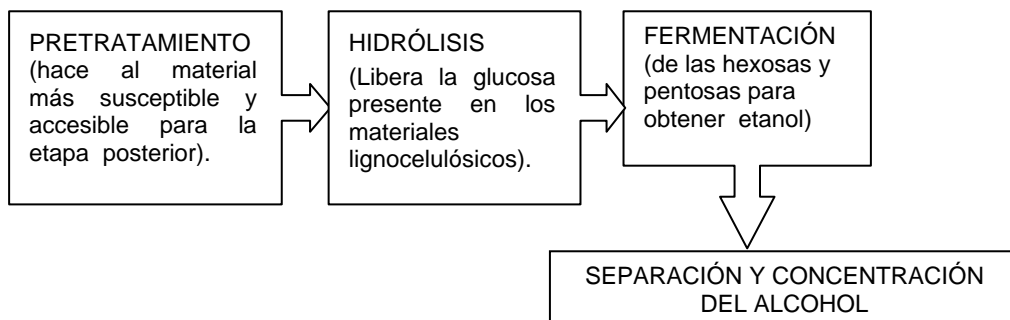


Figura #1.1 Etapas necesarias para extraer los azúcares que se encuentran presentes en los materiales lignocelulósicos.

1.3.2 Pretratamientos de la biomasa lignocelulósica.

Los objetivos fundamentales del pretratamiento van encaminados a: reducir la cristalinidad de la celulosa, dissociar el complejo celulosa-lignina, aumentar el área superficial del material y disminuir la presencia de aquellas sustancias que dificulten la hidrólisis. Además, un pretratamiento eficaz debe reunir otras características como: bajo consumo energético, bajos costes de inversión, utilización de reactivos baratos y fácilmente recuperables y debe ser aplicable a diversos substratos.

Por su naturaleza, los pretratamientos se pueden dividir en cuatro grupos: físicos, físico-químicos, químicos y biológicos (**Sun y Cheng; 2002**).

Pretratamientos físicos:

Trituración mecánica.

La trituración de los materiales lignocelulósicos mediante una combinación de astillado y molienda, reduce la cristalinidad de la celulosa, aumenta la superficie específica y la densidad aparente, facilitando la hidrólisis posterior. Existen diferentes tipos de moliendas (molino de bolas, martillos, cuchillas, rodillos). Los molinos de bolas vibratorias se han mostrado más efectivos que los molinos de bolas ordinarios en la reducción de la cristalinidad y aumento de digestibilidad de astillas de abeto y chopo (**Millet y col.; 1976**). Este tipo de pretratamiento tiene el inconveniente de su alto consumo energético que depende, tanto del tamaño final de partícula al que se muele el material, como del tipo de material a pretratar (**Cadoche y López; 1989**).

Radiación de alta energía.

Este tipo de irradiación rompe los enlaces β -glucosídicos y los enlaces entre la celulosa y la lignina (**Khan y col.; 1986**). Sin embargo, este tipo de pretratamiento es de difícil aplicación técnica debido a la baja densidad de los materiales a tratar y las altas dosis requeridas que obligan al diseño de instalaciones muy complejas y de alto coste.

Pretratamientos físico-químicos:

Explosión por vapor.

El material lignocelulósico se somete a temperaturas entre 190-230 °C, mediante la inyección directa de vapor saturado, durante un intervalo de tiempo entre 1 y 10 minutos. Tras el tiempo de tratamiento, se somete el material a una rápida despresurización.

El efecto del pretratamiento sobre la biomasa es una combinación de alteraciones físicas (desagregación y ruptura de las fibras) y químicas (despolimerización y rotura de enlaces). El efecto mecánico está causado por la rápida despresurización que provoca una evaporación del agua interna, creando unas fuerzas de cizalladura que producen la separación de las fibras, principalmente de las regiones más débiles (celulosa amorfa).

El efecto químico se debe a la hidrólisis de los restos acetilos de las hemicelulosas produciendo ácido acético, que a la temperatura del proceso, cataliza la hidrólisis de la hemicelulosa (autohidrólisis).

Durante el tratamiento se destruyen parcialmente los enlaces lignina-carbohidrato. Como resultado, se obtiene un producto fibroso cuya celulosa es más accesible a la hidrólisis enzimática. La

hemicelulosa se despolimeriza en mayor o menor medida dependiendo de las condiciones del tratamiento, siendo fácilmente recuperada por lavado. La lignina, prácticamente sin alterar puede ser extraída y utilizada con diferentes fines.

Las variables más importantes en el pretratamiento de explosión por vapor son la temperatura, el tiempo de residencia, el tamaño de partícula y la humedad (**Duff y Murray; 1996**).

La explosión por vapor ha sido reconocida como un método muy efectivo para el pretratamiento de maderas duras y residuos agrícolas. Este pretratamiento se ha aplicado a diferentes materiales como chopo (**Ramos y col., 1992; Excoffier y col., 1991; Ballesteros y col., 1998**), eucalipto (**Ramos y col., 1992**), pino (**San Martín y col., 1995; Ballesteros y col., 2000; Negro y col., 2003a**), paja de arroz (**Moniruzzaman, 1995**), residuos herbáceos (**Ballesteros y col., 2002**), residuos oleícolas (**Fernández-Bolaños y col., 1998, 2001**), bagazo (**Martín y col., 2002**) etc. Sin embargo, este pretratamiento se ha mostrado menos efectivo con las maderas blandas, debido a su estructura mucho más rígida y su mayor contenido en lignina. Además, el contenido de grupos acetilados es mucho menor que en las maderas duras, con lo que el proceso de autohidrólisis no ocurre en la misma medida.

En el caso de las maderas blandas es deseable añadir un catalizador ácido. El ácido sulfúrico ha sido el más estudiado por su coste y efectividad (**Torget y col., 1990, 1991, 1996; Nguyen y col, 1998, 1999, 2000; Tenborg y col., 1998**). El SO₂ también ha sido empleado en numerosos trabajos (**Clark y Mackie, 1987; Clark y col., 1989; Ramos y col., 1992; Stenberg y col., 1998, 2000a**). Tiene la ventaja de no ser tan corrosivo como el ácido sulfúrico y es fácil y rápido de introducir en el material.

Su principal desventaja es su alta toxicidad. Una diferencia muy importante que se produce al utilizar en el pretratamiento uno u otro catalizador es la diferente fermentabilidad de las fracciones obtenidas tras el pretratamiento. Así, el material obtenido tras el tratamiento con sulfúrico muestra una baja fermentabilidad, debido a las altas concentraciones de productos tóxicos que se forman.

Entre las ventajas del pretratamiento con explosión por vapor debe citarse que el tamaño de la partícula del material requerido (15-30 mm) es considerablemente superior a los utilizados en otros pretratamientos, reduciéndose costes en la molienda (**Ballesteros, 2001**). Además, no emplea catalizadores ácidos (en el caso de las maderas duras) con lo que se reducen los efectos medioambientales.

Entre sus limitaciones se encuentran, la destrucción de una parte de los xilanos de las hemicelulosas, la incompleta rotura de la matriz lignina-carbohidratos y la generación de compuestos que pueden resultar tóxicos para los microorganismos empleados en el proceso de fermentación tras la hidrólisis enzimática. Debido a la formación de estos compuestos, el material pretratado debe ser lavado con agua para eliminar estos productos inhibitorios (**McMillan, 1994**).

Algunos autores (**Stenberg y col., 1998 a y b; Tenborg y col., 1998**) han sugerido un pretratamiento en dos etapas empleando sulfúrico en condiciones suaves en una primera etapa, seguido de una impregnación con SO₂ bajo unas condiciones más severas. De esta forma es posible conseguir un incremento de un 7% en el rendimiento global de azúcares después de la hidrólisis enzimática comparándolo con los procesos en una etapa. La explosión por vapor en dos etapas tiene una serie de ventajas como son, mayor rendimiento en etanol, mejor aprovechamiento de la materia prima y menor consumo de enzimas en la fase de hidrólisis. Sin embargo, es necesario una evaluación económica para determinar si estas ventajas justifican una explosión a vapor adicional (**Galbe y Zacchi, 2002**).

Explosión por vapor con amoníaco (AFEX).

Es un proceso similar a la explosión por vapor en el que el material es impregnado con amoníaco líquido (1-2 kg amoníaco/kg biomasa seca) a una temperatura en torno a los 90 °C, y un tiempo aproximado de 30 minutos. Transcurrido este tiempo el material es sometido a una rápida descompresión **(Sun y Cheng, 2002)**.

Este tipo de pretratamiento ha sido empleado con diferentes tipos de sustratos como alfalfa, paja de trigo **(Mes-Hartree y col., 1988)**, astillas de chopo **(Tengerdy Nagy, 1988)**, bagazo **(Holtzapple y col., 1991)**, residuos sólidos urbanos, papel residual **(Holtzapple y col., 1992)** y paja de cebada y arroz **(Vlasenko y col., 1997)**. La diferencia con la explosión por vapor y otros tipos de pretratamiento ácidos, es que en este proceso no se solubiliza la hemicelulosa. La composición del material sometido a un proceso AFEX es prácticamente la misma que la del material original. Utilizando materiales con bajo contenido en lignina (hasta un 15%), se han obtenido rendimientos de hidrólisis de la celulosa y hemicelulosa del 90%, después del pretratamiento. Sin embargo, este proceso no es tan efectivo con biomásas con un mayor contenido en lignina. En estos casos los rendimientos de hidrólisis posteriores han sido inferiores al 50% **(McMillan, 1994)**.

Como ventajas del proceso pueden citarse que no se producen inhibidores que puedan afectar a las posteriores etapas del proceso de producción de etanol y no requiere pequeños tamaños de partícula para aumentar su eficiencia. Con objeto de reducir costes y como medida protectora del medioambiente, el amoníaco debe ser reciclado después del pretratamiento.

Explosión con CO₂

Es un proceso similar a la explosión por vapor o al proceso AFEX. La explosión con dióxido de carbono se basa en el hecho que el CO₂ forma ácido carbónico, lo que aumenta la tasa de hidrólisis. Este proceso ha sido empleado en el pretratamiento de alfalfa, obteniendo un rendimiento de hidrólisis del 75% a las 24 horas **(Dale y Moreira, 1982)**. Aunque los rendimientos obtenidos son relativamente bajos comparados con la explosión por vapor y el proceso AFEX los estudios realizados con bagazo de caña y papel reciclado, demostraron que este proceso es más barato que la explosión con

amoniacado y no origina los compuestos inhibitorios que se originan durante la explosión por vapor **(Zheng y col., 1998)**.

Tratamiento con agua caliente líquida.

Consiste en someter a la biomasa a la acción de agua caliente en torno a una temperatura de 220 °C durante un tiempo determinado **(Van Walsun y col., 1996)**. El reactor debe estar presurizado para mantener el agua en estado líquido. Durante este pretratamiento se recuperan la mayoría de los pentosanos **(Negro y col., 2003b)** y se obtiene un hidrolizado que no muestra inhibición en el posterior proceso de fermentación **(Laser y col., 2002)**.

Pretratamientos químicos.

El objetivo de estos pretratamientos es solubilizar la fracción de lignina y modificar la estructura de la celulosa facilitando la acción de las enzimas. Entre los pretratamientos químicos se encuentran los tratamientos con agua caliente líquida, oxidación húmeda, ozono, álcalis, ácidos, organosolventes y agentes oxidantes.

Oxidación húmeda.

El material lignocelulósico, se somete a la acción de agua a elevadas temperaturas, en presencia de oxígeno **(Schmidt y Thomsen, 1998)**. Este tratamiento tiene la ventaja de no generar prácticamente productos de degradación como el furfural e HMF **(Klinke y col., 2002; Varga y col., 2003)**.

Tratamientos con ozono.

El ozono ha sido utilizado para degradar la lignina y la hemicelulosa de numerosos materiales lignocelulósicos como paja de trigo, bagazo, pino, algodón y serrín de chopo **(Vidal y Molinier, 1988)**. La degradación se limita fundamentalmente a la lignina ya que la hemicelulosa es atacada ligeramente y la celulosa apenas si se ve afectada. El tratamiento con ozono tiene una serie de ventajas como la eliminación efectiva de la lignina, no origina productos tóxicos que afecten a los procesos posteriores y la reacción se produce a una

temperatura ambiente y presión atmosférica. Sin embargo, la gran cantidad de ozono empleado hace de este proceso un método caro.

Hidrólisis con álcalis.

El tratamiento con NaOH diluida produce un hinchamiento de la biomasa, lo que conduce a un aumento del área superficial interna, un descenso de la cristalinidad, una separación de las uniones estructurales entre la lignina y los carbohidratos y una rotura de la estructura de la lignina. El mecanismo de la hidrólisis alcalina de la biomasa parece estar basada en la saponificación de los enlaces ésteres intramoleculares que unen los xilanos de la hemicelulosa y otros componentes, como por ejemplo la lignina, u otros componentes de la hemicelulosa **(Sun y Cheng, 2002)**. La efectividad de este pretratamiento depende del contenido de lignina del material a tratar. Así, por ejemplo, se ha conseguido aumentar la digestibilidad de sustratos como paja con un contenido de lignina del 18% (Bjerre y col., 1996) y de maderas duras, pero no de maderas blandas con un contenido de lignina superior al 26% **(Millet y col., 1976)**.

Tratamiento con organosolventes.

Los procesos organosolventes se encuentran hasta el momento en estado de tecnologías emergentes y en plantas experimentales de baja producción **(Área, M., 1998)**. Históricamente el proceso Organosolv ha sido investigado ampliamente con la perspectiva de la producción de pulpa y papel, pero varios estudios han sido realizados analizando la fracción lignina extraída durante el pulpeo, incluyendo la demostración de su potencial para la obtención de varios co-productos tales como adhesivos o polímeros biodegradables **(Mesa, L., 2004)**. En este se emplea una mezcla de solventes orgánicos o acuosos junto con un catalizador ácido (clorhídrico o sulfúrico) para romper los enlaces internos de la lignina y la hemicelulosa. Entre los solventes orgánicos empleados en el proceso se encuentran: metanol, etanol, acetona y etilenglicol **(Thring y col., 1990)**. También pueden emplearse ácidos orgánicos como el ácido oxálico, acetilsalicílico y salicílico. Con objeto de reducir costes y de evitar problemas en la posterior etapa de fermentación se deben reciclar los solventes. Por otra parte, la adición de hidróxido de sodio a la mezcla agua etanol mejora la selectividad respecto a la lignina y la habilidad de deslignificación del etanol. Los solventes orgánicos reducen la tensión superficial del licor

de pulpeo a altas temperaturas propiciando la penetración del álcali dentro de las fibras y la difusión de los productos disueltos desde las fibras hacia el licor. Simultáneamente el licor de cocción que emplea hidróxido de sodio degrada la lignina y también la previene de la condensación. Se ha demostrado, que al aplicar etanol en el licor de cocción los tiempos de digestión pueden reducirse de forma considerable (**González M, 2004**).

La generación de una lignina de alta calidad y otros coproductos de alto valor a partir de los residuos lignocelulósicos a través de este método de pretratamiento lo hacen efectivo económicamente para la producción de etanol combustible. Este es un proceso que produce un sustrato que es altamente degradable por enzimas y microorganismos (**Pan, X y col, 2006**).

Este método presenta un costo elevado de la inversión como así lo reporta (**Cunningham 1994**). No obstante se observa que dicho método, presenta costos variables muy por debajo a los del ácido diluido y por Oxidación y comparativamente aceptable con los métodos Alcalino y Explosión con vapor.

Empleando este método se tienen soluciones técnicas como la recogida en la patente **WO0132715**, publicada en el 2001. En la misma se reivindica un proceso y un sistema para la producción de productos como el etanol a partir de biomasa lignocelulósica que tiene la ventaja de tener un incremento del rendimiento y eficacia de los procesos existentes. En particular, la invención presente integra la hidrólisis ácida diluida y las técnicas de deslignificación alcalina en procesos que refuerzan la eficacia y rendimiento de la biomasa lignocelulósica que procesa y posibilita la producción más económica de plásticos biodegradables a partir de la lignina y otros productos orgánicos útiles (**Anexo II**).

Pretratamientos biológicos:

En este tratamiento el material lignocelulósico se somete a la acción de determinados microorganismos, como los hongos de la podredumbre blanca, marrón o blanda. El objetivo es degradar la lignina y la hemicelulosa, eliminando las barreras que protegen la celulosa y haciéndola más accesible al posterior ataque enzimático. Los hongos de la podredumbre marrón atacan principalmente la celulosa, mientras que los de la podredumbre blanca y blanca atacan la celulosa y la lignina. Los de la podredumbre blanca se han mostrado como los más efectivos en el tratamiento biológico de los materiales lignocelulósicos (**Fan y col., 1987**).

Las ventajas del pretratamiento biológico son el bajo requerimiento energético y las suaves condiciones ambientales en la que se produce el proceso. Como inconveniente debe citarse que la tasa de hidrólisis es demasiado lenta. Entre todos los hongos estudiados destaca el de la podredumbre blanca *Phanerochaete chrysosporium*, que durante el metabolismo secundario en respuesta a limitaciones de carbono y nitrógeno, produce enzimas como la lignina peroxidasa y la peroxidasa dependiente de magnesio que degradan la lignina (**Boominathan y Reddy, 1992**).

1.4. Hidrólisis.

1.4.1 Hidrólisis ácida.

La hidrólisis ácida consiste en un proceso químico que, mediante el empleo de catalizadores ácidos, transforma las cadenas de polisacáridos que forman la biomasa (hemicelulosa y celulosa) en sus monómeros elementales. Este tipo de hidrólisis puede realizarse empleando diferentes clases de ácidos como el sulfuroso, clorhídrico, sulfúrico, fosfórico, nítrico y fórmico (**Galbe y Zacchi, 2002**). Sin embargo, sólo los ácidos clorhídrico y sulfúrico han sido empleados a escala industrial.

Los procesos industriales de hidrólisis ácida pueden agruparse en dos tipos: los que emplean ácidos concentrados y los que utilizan ácidos diluidos. Los procesos que implican ácidos concentrados operan a baja temperatura, pudiendo obtenerse altos rendimientos de hidrólisis (superiores al 90% de la glucosa potencial). A pesar de esto, la gran cantidad de ácido empleado en la impregnación del material a tratar y lo costoso de su recuperación, unido a los efectos corrosivos de los ácidos concentrados que obliga a altas inversiones en los equipamientos, hacen que el proceso no sea rentable. Además, tiene el problema asociado de que es necesario una costosa etapa de neutralización antes de la fermentación (**Keller, 1996**).

Los procesos que emplean ácidos diluidos tienen su principal ventaja en el relativamente bajo consumo de ácidos.

Sin embargo, se requieren relativamente altas temperaturas para alcanzar rendimientos aceptables de conversión de celulosa a glucosa. El máximo rendimiento en glucosa se consigue a altas temperaturas y tiempos de residencia cortos.

Este tipo de proceso opera a una temperatura de 240°C, una concentración de ácido de 1 % (p/v) y un tiempo de reacción de 6 -12 segundos. Aún así, bajo estas condiciones los mejores rendimientos alcanzados están en torno al 60% del rendimiento teórico (**Wyman,**

1996). Las temperaturas que se emplean en estos procesos originan, por un lado, una mayor corrosión de los equipos empleados y, por otro lado, aumenta la tasa de degradación de los azúcares hemicelulósicos los cuales pueden afectar a la posterior etapa de fermentación.

1.4.2. Hidrólisis enzimática.

La hidrólisis enzimática es un proceso catalizado por un grupo de enzimas denominadas genéricamente celulasas, que son en realidad, una mezcla de distintas actividades enzimáticas cuya acción conjunta produce la degradación de la celulosa. Las plantas superiores, algunos invertebrados y principalmente microorganismos (hongos y bacterias) son productores de este tipo de enzimas. Las celulasas de origen fúngico, principalmente de los géneros *Trichoderma*, *Phanerochaete* y *Fusarium*, han sido las más estudiadas por la capacidad de estos microorganismos de producirlas en grandes cantidades y de forma extracelular, facilitando su separación en los medios de cultivo. El complejo celulolítico de hongos está formado por distintos componentes que actúan sinérgicamente.

La endoglucanasa actúa al azar en el interior del polímero, hidrolizando enlaces β -(1,4) y generando nuevos finales de cadena no reductores. Puede actuar sobre celodextrinas y derivados sustituidos como carboximetilcelulosa (CMC) e hidroximetilcelulosa (HMC), así como celulosa amorfa, pero no actúa ni sobre celulosa cristalina ni sobre celobiosa. Supone, aproximadamente un 20% del total de proteínas del complejo.

La celobiohidrolasa actúa sobre los extremos no reductores de la cadena generados por la endoglucanasa, liberando moléculas de celobiosa. Este enzima tiene actividad sobre celulosa cristalina y amorfa, y sobre celodextrinas, pero no actúa sobre derivados sustituidos ni sobre celobiosa. Este enzima constituye del 50-80% del complejo celulolítico. La glucohidrolasa se encuentra en pequeña proporción y actúa sobre los extremos no reductores liberando unidades de glucosa. Tiene actividad sobre celulosa amorfa, *celo-oligosacáridos* y CMC.

La β -glucosidasa hidroliza celobiosa y oligosacáridos de pequeño tamaño, y es absolutamente necesaria para evitar la fuerte inhibición que sobre las endo y exoglucanasas produciría la celobiosa si se acumulara en el medio de reacción.

Si se añaden celulosas al material lignocelulósico, la hidrólisis de la celulosa es demasiado lenta, debido a la asociación de esta con la lignina que constituye una barrera física a la penetración de los enzimas. Otros factores como la porosidad (área superficial accesible),

la cristalinidad de la celulosa, el grado de polimerización y el contenido en lignina y hemicelulosa dificultan la accesibilidad de las celulosas reduciendo la eficiencia de la hidrólisis. Todos estos factores hacen necesaria una etapa de pretratamiento, previa a la hidrólisis de la celulosa, que altere la estructura del material lignocelulósico facilitando la acción de las enzimas.

Para la obtención del crudo enzimático, la operación se fija sobre la base de las técnicas de Fermentación en Estado Sólido (**Lopretty, M., 2005**), debido a que responde a una tecnología limpia, de bajo costo (inversión y operación) y tiene ventajas relacionadas con los requerimientos de agua, que para este caso se necesita menos cantidad con respecto a otras técnicas a utilizar y de control del proceso, sólo dirigido a la eliminación del calor metabólico y a los productos gaseosos que se generan en esta etapa. El análisis de toda la información hizo posible el establecimiento y fijación de un esquema tecnológico como se muestra en el **Anexo III**, que sobrevive a las particularidades del país receptor para producir la cantidad prevista de bioetanol.

1.5. Procesos para la producción de etanol.

El proceso para la producción de etanol por vía fermentativa tiene dos etapas fundamentales, la fermentación y la separación.

1.5.1 Etapa de fermentación

La fermentación es la etapa principal del proceso, no solo porque en ella se produce el etanol, sino porque se reproduce la masa fundamental de levadura (de 8-10 veces la del prefermentador) y además por formarse aquí los productos secundarios, tales como alcoholes superiores, ácidos orgánicos, ésteres, aldehídos y otros componentes no-etanol minoritarios que como se conoce le dan las características organolépticas al aguardiente, rones y alcoholes.

Luego de completada la hidrólisis de la celulosa y la hemicelulosa, la tecnología subsiguiente requerida para la fermentación a etanol, no difiere básicamente de la aplicable a otras soluciones de azúcares, excepto en algún detalle cuando la etapa hidrolítica ha generado agentes inhibidores.

Las técnicas tradicionales han evolucionado, conociéndose procesos como:

1.5.2 Sacarificación y fermentación simultánea. (SFS).

El proceso SFS ha sido ampliamente estudiado para reducir la inhibición de productos finales de la hidrólisis. En el proceso, los azúcares reductores producidos en la hidrólisis de la celulosa o en la sacarificación son simultáneamente fermentados a etanol, lo cual reduce grandemente la inhibición del producto por la hidrólisis.

Los microorganismos usados en la SFS son usualmente los hongos *T. reesei* y la levadura *S. cerevisiae*. La temperatura óptima de la SFS es alrededor de 38°C, la cual es un compromiso entre la temperatura óptima de la hidrólisis (45-50°C) y la fermentación (30°C). La hidrólisis es usualmente el proceso de velocidad-limitante en SFS. Levaduras y bacterias termotolerantes han sido usadas en la SFS para aumentar la temperatura cerca de la temperatura óptima de hidrólisis.

Comparando los procesos de hidrólisis-fermentación en dos etapas, tenemos que SFS tiene como ventajas:

1. El incremento de la velocidad de hidrólisis por conversión de azúcares que inhiben la actividad de las celulosas;
2. El menor requerimiento de enzimas;
3. Los altos rendimientos del producto;
4. Los menores requerimientos de condiciones estériles puesto que la glucosa es eliminada inmediatamente y el etanol es producido en un tiempo del proceso más corto.
5. Menos volumen de reactor.

Sin embargo, el etanol puede exhibir también inhibición de la actividad de la celulosa en el proceso SFS. **Wu y Lee, 1997**, encuentran pérdida de celulosas 9%, 36% y 64% de su actividad original a concentraciones de etanol de 9, 35 y 60 g/l, respectivamente, a 38°C durante el proceso SFS. Estas desventajas las cuales necesitan ser consideradas por SFS son:

1. Temperaturas incompatibles de hidrólisis y fermentación,
2. Tolerancia al etanol por microbios,
3. Inhibición de enzimas por etanol.

Por otra parte se tiene que en los diseños convencionales, la hidrólisis enzimática y el fermentador SFS se efectúan en reactores CSTR (reactores continuos con remezclados), dispuestos en serie o cascada. Se han desarrollado mejoras tecnológicas encaminadas a

proveer un método y aparato para la conversión de material lignocelulósico con una reducción del volumen total del fermentador y un menor consumo de potencia para el mezclado, como la contenida en la patente **US5888806 (1999)**, sobre un aparato para la hidrólisis enzimática y fermentación de material lignocelulósico pretratado, específicamente un biorreactor en forma de torre, que tiene mezcladores para lograr el mezclado intermitente del material.

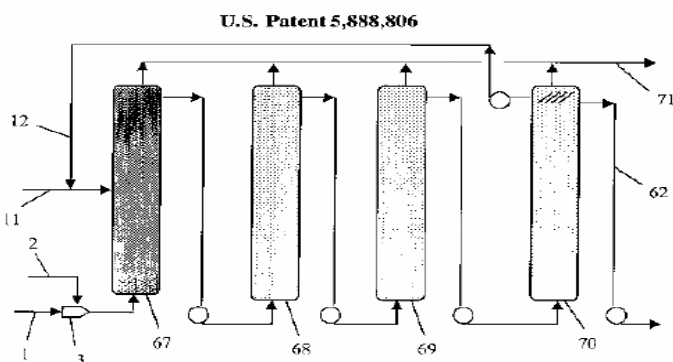


Figura #1.2 Diagrama de un sistema de biorreactor de cuatro etapas.

La figura #2 muestra el diagrama esquemático del sistema de biorreactor de cuatro etapas típico para la hidrólisis enzimática o SFS de un material lignocelulósico pretratado. El sistema consiste en biorreactores en forma de torre conectados en serie de alta, media y baja densidad, que dependiendo del tamaño del biorreactor, cada etapa puede tener uno, dos o más biorreactores conectados en paralelo.

Se han reportado además estudios de obtención de bioetanol por sacarificación y fermentación simultánea (SFS) a 35 °C, de astillas de *Pinus radiata* de 14 años de edad pretratado por dos procesos diferentes: (a) utilizando un reactor de explosión a vapor a las condiciones de 190, 200, 210, 220 °C por 5 min y (b) utilizando un reactor Parr con cocción a 220 °C por 5 min con una mezcla de agua:acetona 80:20 (v/v).

El rendimiento en fracción sólida obtenida fue de 55% en el mejor de los casos a 190 °C para el tratamiento(a) y de 73% para (b) respectivamente basándose en la madera seca inicial. Las fracciones sólidas fueron sometidas a SFS utilizando enzimas comerciales (**Celluclast y Novozyme 1988**) en combinación con levaduras *Saccharomyces cerevisiae*. Se obtuvo 24 % y 14 % del etanol teórico (calculado del contenido de carbohidratos en el material pretratado) para los tratamientos (a) y (b) respectivamente.

La delignificación del material con clorito de sodio en medio ácido a 70 °C obtenida en el proceso (a) mejoró el rendimiento de etanol desde 24% a 33%. Al evaluar sólo la etapa de hidrólisis enzimática los rendimientos fueron de 21% para (a) y 37% para (b), mientras que

en la SFS los rendimientos de etanol están en el orden de 85% y 72% respectivamente, indicando que prácticamente todo el azúcar liberado durante la hidrólisis enzimática fue fermentado a etanol.

En la evaluación total de los procesos (a) y (b) de conversión de madera (astillas) a etanol, los rendimientos fueron de 11% y 12% b.p.s. respectivamente. En el caso del proceso (a) al incluir la etapa de delignificación el rendimiento de etanol aumentó de 11% a 28%. Finalmente se expone que las etapas del proceso donde se deben optimizar las condiciones son el pretratamiento del material y la hidrólisis enzimática de los sustratos.

Una respuesta tecnológica a la desventaja principal de la SFS, lo constituye la alternativa:

Sacarificación y fermentación acopladas.

En este caso se opera un sistema de dos columnas acopladas, con recirculación continua de la solución acuosa entre ambas, manteniendo una de ellas a la temperatura óptima de hidrólisis, y operando la restante a la temperatura más adecuada para maximizar los rendimientos en etanol.

Además de incrementar el rendimiento en etanol, del orden del 15% respecto a SFS luego de 50 horas de operación, mediante el trabajo a la temperatura óptima de cada etapa, el proceso de SFA retiene las restantes ventajas del SFS: no se requiere agitación de suspensiones de elevada concentración, la relación líquido/sólido puede mantenerse en valores bajos, y el sistema admite escalamiento a niveles productivos.

Otra solución técnica lo representa la contenida en la patente WO0202826 (2002), sobre un proceso para la producción de azúcares fermentables a partir de materiales celulósicos los que son hidrolizados con una solución ácida (específicamente con ácido sulfúrico). La mezcla luego de la hidrólisis, está compuesta principalmente por ácido, agua, azúcar y la fracción de lignina insoluble. En la misma el ácido sulfúrico es removido con un agente extractivo, y a su vez el ácido es separado posteriormente del agente de extracción y reciclado, ver **Anexo IV**.

1.5.3 Etapa de separación.

En el mundo se aplican diferentes técnicas para obtener etanol, entre las principales se encuentran: destilación azeotrópica, tamices moleculares, pervaporación y destilación extractiva. Las dos primeras son las más aplicadas a nivel industrial y han tenido un

desarrollo importante en los últimos veinte años, sin embargo acarrear altos costos de operación y la primera demanda altos consumos energéticos **(Mesa L. 2004)**.

La deshidratación de etanol se lleva a cabo actualmente por diferentes técnicas: absorción (tamices moleculares), destilación (extractiva y azeotrópica), pervaporación y procesos híbridos. La pervaporación es una técnica de separación alternativa que acarrea bajos costos de operación, pero tiene como desventajas su baja capacidad y elevada inversión de capital.

Se han reportado estudios donde se aborda la eficiencia de la aplicación de estos procesos. Un caso específico lo constituye la deshidratación a través de la simulación del proceso de destilación extractiva de etanol azeotrópico utilizando glicerol como agente de separación. Las simulaciones fueron realizadas con el simulador de procesos Aspen Plus®, de Aspen Tech versión 11.1. El proceso simulado involucra dos columnas de destilación, una deshidratadora y una de recuperación de glicerol. Las restricciones de las simulaciones fueron la composición molar de etanol en el destilado de la columna deshidratadora y el consumo energético del proceso. Se evaluó el efecto de la relación molar de reflujo, la relación solvente alimento, la etapa de entrada de solvente y de alimento, la temperatura de entrada de solvente, sobre las restricciones elegidas. Finalmente, los resultados mostraron que el proceso de deshidratación de la mezcla etanol-agua con glicerol es eficiente desde el punto de vista energético.

Las tecnologías más prometedoras son los procesos híbridos, especialmente el sistema destilación pervaporación. Aunque estos métodos son más económicos, el diseño y la optimización de estos sistemas son numéricamente difíciles y aún no se reportan datos sobre su implementación a nivel industrial **(González, E. 2004)**.

1.5.4 Limitantes de las tecnologías identificadas.

La principal barrera que limita algunas de las variantes que se han señalado anteriormente es el aspecto económico, ya que el costo de producción del etanol depende principalmente del precio de la materia prima. Esta es la principal barrera que ha impedido el desarrollo de la industria de etanol.

Por otro lado, en cuanto al uso efectivo de los materiales lignocelulósicos como fuente de carbohidratos se ha referido que está limitado por los siguientes factores **(Mesa, L., 2004)**:

La barrera de la lignina.

La utilización microbiana o enzimática de estos sustratos requiere previamente la ruptura de la barrera de lignina. Esto significa realizar algún tipo de pretratamiento, físico, químico o biológico. También dificulta el ataque biológico, la cristalinidad y el área superficial de la celulosa (**Mesa, L., 2004**).

Costo de enzimas hidrolíticas.

Para disponer del carbono presente en la celulosa y hemicelulosa, se requiere, después del pretratamiento, hidrolizar estos compuestos a glucosa y pentosas. Algunos estudios relevan que el costo de las celulosas puede representar hasta un 60% del costo total de producción de azúcares fermentables a partir de recursos celulósicos.

La hidrólisis también se puede realizar por un proceso químico utilizando ácidos inorgánicos como sulfúrico y clorhídrico. Con estos, la hidrólisis es mucho más rápida, orden de minutos, pero los rendimientos son más bajos. Debido al costo de las enzimas y a los pretratamientos requeridos para los procesos enzimáticos, por el momento las posibilidades de desarrollar procesos a escala comercial están más cerca para la vía química que para la biológica (**Mesa, L., 2004**).

Grado de utilización del recurso.

En los procesos estudiados y desarrollados hasta la fecha se considera principalmente la utilización de la fracción celulósica, habiendo un uso incompleto, de poco valor agregado a los otros constituyentes del recurso (pentosas, proteínas, resinas, lignina). Particularmente esta última tiene usos potenciales de alto valor en formulación de adhesivos y lubricantes entre otros.

Otro aspecto importante en la producción de etanol a partir de residuos lignocelulósicos es que el proceso entrega también cantidades apreciables de lignina y hemicelulosa las cuales pueden emplearse en la generación de energía.

Estudios recientes realizados por Solar Energy Research Institute (SERI), sobre la obtención de etanol a partir de residuos lignocelulósicos, concluyen que los principales componentes del costo de etanol son: consumo de energía, inversión de capital total, consumo de catalizador y consumo de materia prima.

El principal consumo de energía tiene lugar en las siguientes etapas dentro del proceso: molienda, calentamiento del material a la temperatura de reacción y la destilación.

Con relación a la etapa de hidrólisis es posible identificar los siguientes parámetros claves que inciden en la economía del proceso: Rendimiento de azúcares fermentables,

Concentración de azúcares fermentables, tiempo de reacción, concentración de ácido sulfúrico y tamaño de partículas requerida. Un alto rendimiento reduce el costo de la materia prima y del catalizador. Altos rendimientos y bajos tiempos de reacción reducen el tamaño del hidrolizador y por lo tanto la inversión de capital **(Gonzales E. 2006)**.

El tamaño de los equipos y el consumo de energía en etapas posteriores del proceso son inversamente proporcionales a la concentración de azúcares, especialmente las etapas de destilación y de tratamiento de efluentes.

La concentración de ácido tiene su incidencia en el costo del material de construcción de los equipos y en el costo de la etapa de neutralización. Como ya se ha comentado, la madera es una de las materias primas con mayor viabilidad para la obtención de bioetanol a gran escala. En este sentido, se han reportado estudios de simulación del crecimiento, rendimiento y producción de bioetanol a partir de las plantaciones de *E. Globulus*, *E. nitens* y *P. radiata* sin manejo silvicultural, en diferentes zonas de crecimiento en la VIII Región (Biobio, Chile). De esta forma, se cuantificaron y caracterizaron químicamente las maderas de *E. globulus*, *E. Nitens* y *P. radiata*; basándose en la proporción de azúcares obtenidos en el análisis químico, principalmente glucosa, manosa y xilosa haciéndose proyecciones de la cantidad teórica de bioetanol que se obtendría a partir de las plantaciones. También en Chile, se han realizado estudios experimentales utilizando hongos de pudrición blanca sobre astillas de *P. radiata*, como pretratamiento de deslignificación.

La pérdida de masa de astillas varió entre 2,0% y 7,4% en un rango de 15 a 60 días de biodegradación por *Ceriporiopsis subvermispora* y entre 0,8% y 4,3% en astillas biodegradadas por *Ganoderma australe*. *C. subvermispora* mostró un patrón de degradación preferente por la lignina, con pérdidas de lignina que alcanzaron a 14% en 60 días, mientras que las pérdidas de glucanos fueron menores a 6%. Estas astillas serán posteriormente sometidas a pulpaje con etanol-agua a 200 °C por 2 horas. Luego, estas pulpas serán utilizadas para sacarificación y fermentación simultánea utilizando celulasas y la levadura *Saccharomyces cerevisiae* para producción de bioetanol.

El propósito de estos biotratamientos con hongos es reducir el consumo de energía para la separación de componentes de la madera en el pulpaje con etanol-agua, aumentar la velocidad de delignificación y disminuir el contenido de lignina en la madera **(Mesa, L., 2004)**.

1.6 Conclusiones parciales.

- 1- La posibilidad de obtener una fuente renovable de energía de fácil acceso, segura y efectiva es una de las metas que la humanidad debe alcanzar. El alcohol etílico obtenido por métodos biotecnológicos constituye una importante alternativa frente a los combustibles fósiles.
- 2- La globalización del empleo del bioetanol requiere que la tecnología de su obtención a partir de biomasa sea desarrollada completamente a través de procesos factibles económicamente.
- 3- Para lograr la producción de bioetanol de forma económica y ambientalmente compatible se requiere del mantenimiento y ejecución de amplios proyectos de I+D, que solucionen las limitantes identificadas de las tecnologías ya implementadas a nivel industrial, de forma que se ventile el gran reto que representa su asimilación.
- 4- Debido a la gran variedad en cuanto a recursos y procesos a partir de los cuales puede producirse bioetanol, existen tecnologías con distintos grados de implementación técnica y económica, con diferentes requisitos para su inversión, necesidades de investigación y desarrollo e innovación, lo que requerirá un análisis pormenorizado de la incertidumbre que presentan cada una de estas alternativas. Esto contribuirá al establecimiento de prioridades de los programas de investigaciones que se encaucen al respecto.
- 5- Dentro de los estudios de costo y eficacia de los procesos industriales para la producción de bioetanol se destacan las investigaciones para obtener organismos fermentables eficientes, sustratos baratos para la fermentación y condiciones óptimas para que dicho proceso ocurra.
- 6- En el proceso de producción de etanol, en la etapa de separación la técnica más aplicada a nivel industrial es la destilación. Son utilizadas las técnicas de destilación a baja presión, pero implican costos elevados de operación; mientras que en la destilación azeotrópica y extractiva se utiliza un tercer componente como agente de separación, aunque presenta efectos laterales desfavorables, como el alto consumo energético.

- 7- El alto costo de producción de las celulosas y hemicelulosas, además de su baja actividad y otras desventajas fisiológicas, hacen que esta etapa incida económicamente en los procesos de hidrólisis de lignocelulósicos, representando una limitante a la hora de la asimilación de tecnologías para la producción de etanol a partir de residuos lignocelulósicos.
- 8- Los materiales lignocelulósicos son prometedores para la producción de etanol en países de tradición agrícola, donde la disposición de bioresiduos en los procesos agroindustriales puede representar un problema, además, su bajo costo y su relativa abundancia los hace factibles para la obtención de biocombustibles.
- 9- Por otro lado no se debe perder de vista que la utilización de los residuos lignocelulósicos como materia prima para la producción de etanol, abre un espectro de oportunidades de aprovechamiento de sus residuos y corrientes secundarias como fuente de coproductos de alto valor agregado que permiten cerrar el análisis de fiabilidad económica y lograr producciones más limpias y además permitir la inserción de estos residuos en el concepto de biorefinerías.

2.1 Introducción

El proceso tecnológico utilizado en la producción de etanol a partir de residuos lignocelulósicos, de acuerdo con la literatura revisada, consta de las siguientes etapas:

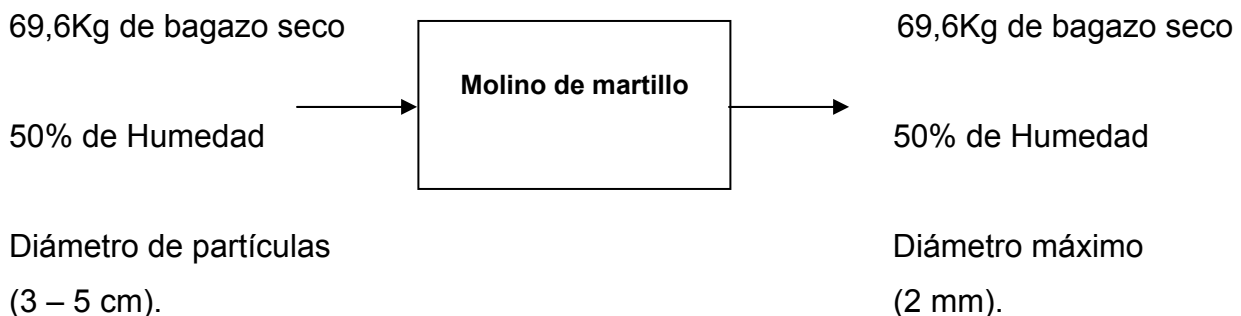
- a) Molienda
 - b) Pretratamiento químico
 1. Separación
 2. Pretratamiento biológico
 3. Lavado
 4. Hidrólisis enzimática del sólido
 5. Filtración
 6. Fermentación
 7. Destilación.

De acuerdo con este flujo tecnológico procedemos al cálculo y diseño de los diferentes equipos para una instalación que procesa 69.6kg de bagazo por día para un rendimiento de 75L por día de etanol que se mantenga en los rangos de calidad establecidos, ver **Anexo V**; para lo cual se realizan los diferentes balances de materiales y energía.

2.2 Diseño de los equipos y componentes del flujo tecnológico.

2.2.1 Diseño del Molino de Martillo.

Para el diseño de esta etapa se determinó primeramente el flujo de bagazo necesario para la producción de bioetanol y la composición del mismo.



En esta etapa el bagazo, almacenado en la casa de bagazo es transportado manualmente hasta un molino de martillo que reduce el bagazo a un diámetro de partícula de 2mm, lo que garantiza la superficie de contacto entre el sustrato y los microorganismos, la

Capítulo II Dimensionamiento de las principales etapas del proceso.

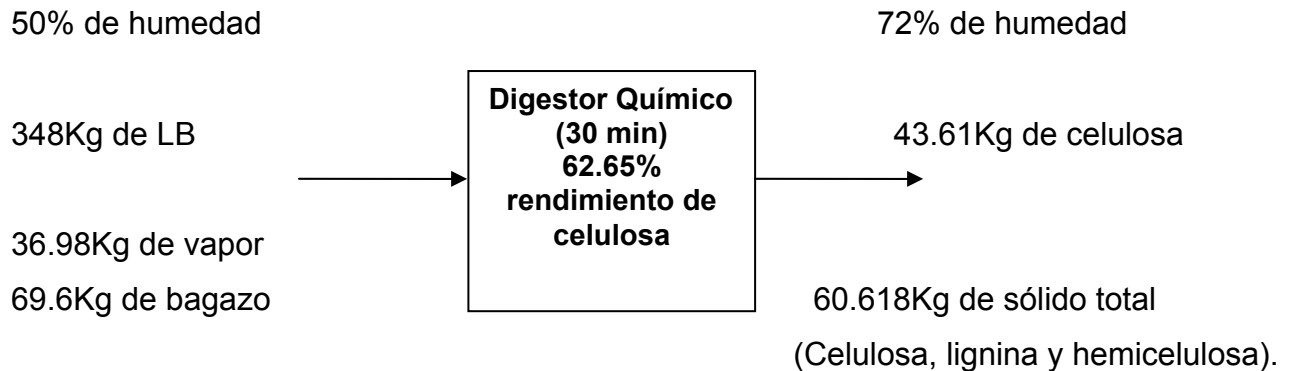
disminución de la cristalinidad de la celulosa y el aumento de la porosidad. Seleccionamos la trituradora de martillo ya que se usan para la trituración media y fina fundamentalmente, aunque existen modelos que realizan la trituración gruesa. Son los trituradores que representan el mayor grado de reducción, que puede alcanzar hasta $1= 30$ y mas dependiendo de la tenacidad del material. Las trituradoras de martillos se usan en la industria azucarera en calidad de desfibradoras, para preparar la caña para los molinos. (Rosabal, 1998)

Equipo	Datos	Resultados
Molino de martillo	Longitud del eje	25cm.
	Potencia del motor	(500 - 200) wat.
	Área del fondo.	(1/8 – 1/6) de la circunferencia.
	Frecuencia de rotación del martillo.	(1800 - 3000) RPM.
	Diámetro del tambor.	(1.2 – 1.3) M.
	Volumen de la caja	5 dm ³ .
	Longitud de la caja	6.36cm.
Martillo	Ancho	5mm.
	Largo	5cm.
	Diámetro	3mm.

Tabla # 2.1: Resultados del dimensionamiento del molino de martillo.

2.2.2 Diseño del Digestor.

Este paso se realiza alimentando el bagazo con un 50% de humedad a un digestor, en el cual se realizara el pretratamiento químico. Este método (Organosolv) emplea etanol como solvente y en el se mezcla el bagazo en una relación 5:1 (liquido/sólido) con una solución de agua y etanol que contiene Hidróxido de Sodio el cual mejora la selectividad respecto a la lignina y por lo tanto la capacidad de deslignificación del etanol. Primeramente se somete durante 10 minutos a la impregnación del licor blanco con el bagazo con el objetivo de lograr homogeneidad en el bagazo a tratar, seguidamente se le inyecta vapor a 170 °C, manteniendo una presión de 7 kgf/cm²; logrando deslignificar el bagazo bajo estas condiciones.



Para el diseño del reactor, se basaron los cálculos en los estudios cinéticos realizados en la planta papelera Damují, en la cual estudió la cinética en un digestor piloto con calentamiento directo, de capacidad 25Lt. En el mismo se supuso una cinética de 1er orden respecto a la lignina residual, variándose la concentración de lignina residual en función del tiempo y utilizando como medio de calentamiento de la mezcla de bagazo y licor de cocción la inyección de vapor directo en el interior del equipo, **(Meilyn, G., 2002)**.

La reacción se lleva a cavo en la fase sólida y la velocidad global del proceso esta controlada por: **(Levenspiel, 1895); (Casey, J., 1960)**:

1. La difusión de los reactivos en la fase líquida (licor de cocción) al interior de la fibra de bagazo.
2. Absorción del reactivo en la fase sólida.
3. Reacción química en la fase sólida.
4. Desorción de los productos de la reacción del sólido.
5. Difusión de los productos hacia la fase líquida.

Las etapas limitantes de este proceso son **(Meilyn, G., 2002)**:

1. velocidad de deslignificación.
2. difusión de la lignina disuelta.

Para el diseño se supone ensayar la siguiente ecuación:

$$r = k \cdot e^{-E/RT} \cdot [C_L]^L \cdot [C_E]^E \cdot [C_S]^S$$

$[C_L]$ – concentración de lignina.

$[C_E]$ – concentración de ETOH.

$[C_S]$ – concentración de NaOH.

Aplicar logaritmo a la ecuación:

$$\text{Log } r = \text{Log } K - E/RT + L \cdot [C_L] + e \cdot \text{Log } [C_E] + S \cdot \text{Log } [C_S].$$

Que es de la forma:

$$Y = A_0 + A_1 \cdot X_1 + A_2 \cdot X_2 + A_3 \cdot X_3$$

Y – velocidad de deslignificación.

$$Y = 48.08 - 2934 \cdot X_1 - 0.0621 \cdot X_2 + 0.089 \cdot X_3$$

De la cual se deduce:

$$A_0 = 48.08 = \text{Log } K + e \cdot \text{Log } [C_0]$$

$$A_1 = -2934 = -E/RT$$

$$A_2 = -0.0621 = S$$

$$A_3 = 0.089 = L$$

De modo que se puede plantear la ecuación de velocidad siguiente:

$$r = 48.08 \cdot e^{-2934/T} \cdot C_L^{0.089} \cdot C_S^{0.061}$$

C_L = concentración de lignina

C_S = concentración de NaOH, **(Meilyn, G., 2002)**

La bibliografía consultada refiere que en el diseño de reactores de tipo discontinuo de volumen variable la ecuación de diseño que rige el proceso es:

$$C_{a0} \int_0^x \frac{dX_a}{(1 + E_a \cdot X_a) \cdot (-r_a)} = t$$

Donde E_a es la variación relativa del volumen del sistema, la cual asume valor solo si la reacción ocurre en fase gaseosa. Por lo que el modelo de diseño queda expresado de la siguiente forma:

$$t = C_{ao} \int_0^{x_a} \frac{dX_a}{-r}$$

Y en el cual la variable de importancia para el diseño del reactor es t (tiempo de reacción). Sustituyendo la ecuación de velocidad en la ecuación de diseño obtenemos, **(Levenspiel, 1995)**:

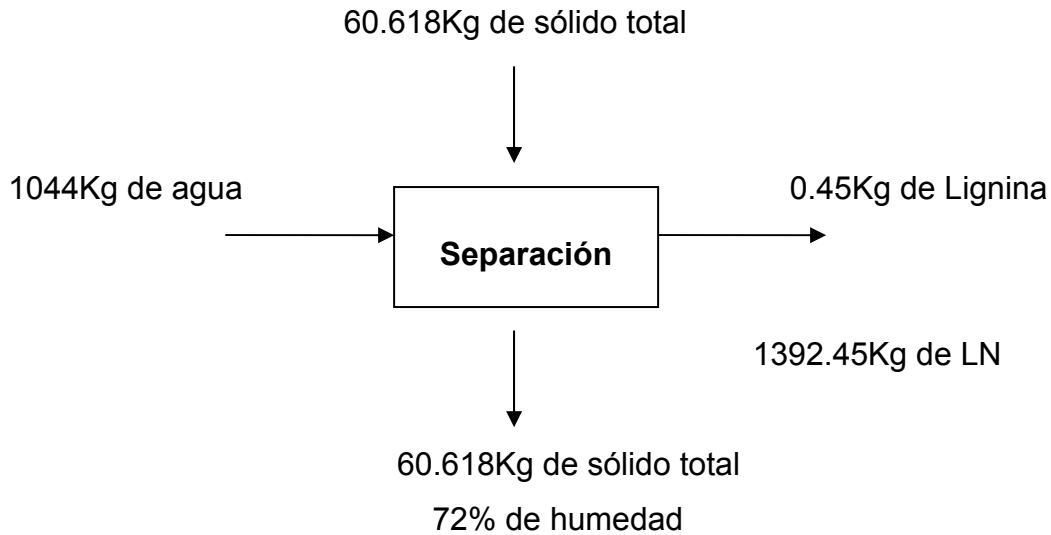
$$t = C_{ao} \int_0^{x_a} \frac{dX_a}{48.08 \cdot e^{\frac{-2934}{T}} \cdot CL^{0.089} \cdot Cs^{0.061}}$$

Para la obtención del tiempo de reacción en el interior del reactor se empleó el MATNUM, software capaz de integrar esta ecuación, arrojando como resultado que el reactor requiere de un $t = 3$ horas de reacción para llevar la concentración de lignina en el bagazo de 26.04mol/Lt a 21.01mol/Lt.

Ecuaciones	Datos	Resultados
$V_{\text{material}} = Q_{\text{másico}} / \rho_{\text{mezcla}}$ $H = V_{\text{material}} * 4 / \pi * D^2$ $t = C_{ao} \int_0^{x_a} \frac{dX_a}{-r}$	$P_{\text{mezcla}} = 900 \text{Kg/m}^3$ $D = 0.5 \text{m}$ $P = 7 \text{ atm}$ $T = 170 \text{ }^\circ\text{C}$	$V_{\text{material}} = 0.141 \text{m}^3$ $H = 0.718 \text{m}$ $t = 3 \text{ h}$

Tabla #2.2: Resultados del dimensionamiento del digestor químico.

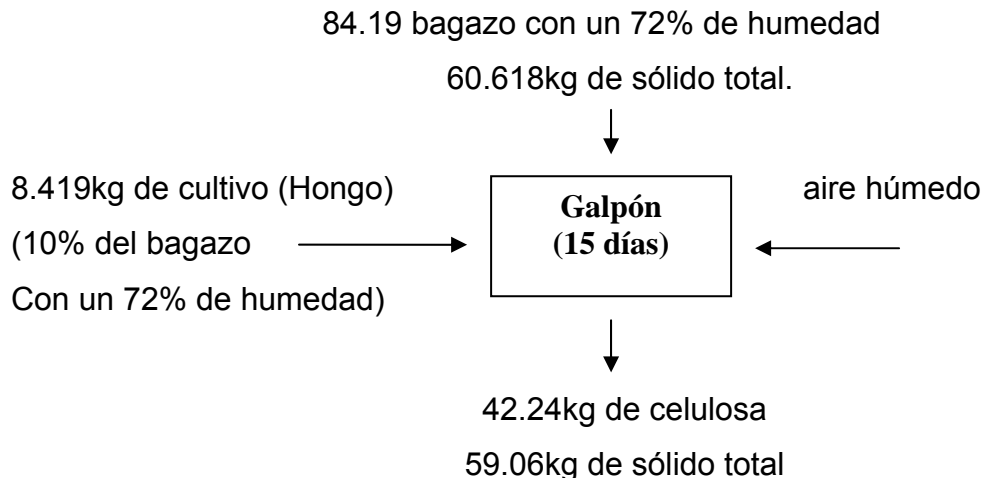
2.2.3 Balance en la separación de la lignina por medio del lavado.



En la etapa de separación se emplea un volumen de agua necesario para retirar parte de la lignina, el licor negro (LN) arrastra un 4% de la lignina presente en la masa de bagazo seco alimentado y el hidromódulo necesario para esto es tres veces el volumen de licor blanco utilizado, estos valores se determinaron teniendo en cuenta que el bagazo alimentado tiene en su composición un 16% de lignina, **(Leyanis, M. comunicación personal)**.

2.2.4 Diseño del Galpón, en el tratamiento biológico.

El bagazo pretratado con 72% de humedad será colocado formando un colchón de 25 cm en un local (Nave) con el microorganismo seleccionado (hongo *Trichoderma reesei*) durante un tiempo de permanencia de 15 días aproximadamente. En el mismo se deben garantizar las condiciones de operación de pH= 5 y de aire fresco para eliminar el calor metabólico.

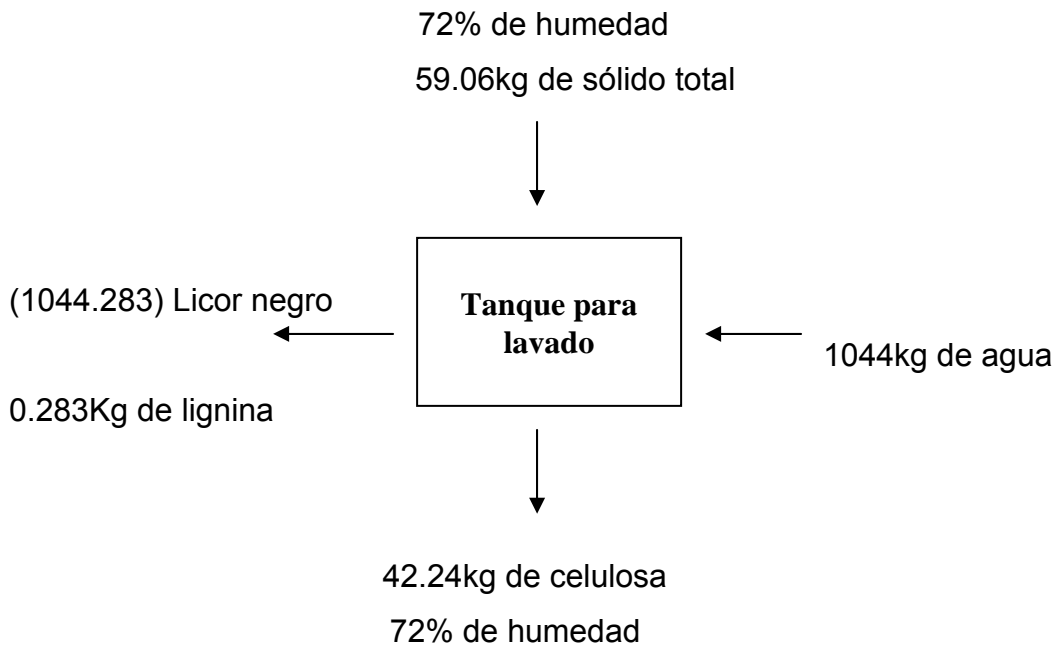


Ecuaciones	Datos	Resultados
$A = (Q_{\text{másico}} / \rho_{\text{bagazo}}) / E$	$\rho_{\text{bagazo}} = 778 \text{Kg/m}^3$	$A = 0.519 \text{m}^2$
	$E = 0.25 \text{m}$	
	$\% \text{ sobrediseño} = 20$	
$\text{Largo} = (2 * A)^{0.5}$	$T = 25 \text{ }^\circ\text{C}$	$L = 1.08 \text{m.}$
	$P = 1 \text{atm}$	
$\text{Ancho} = L / 2$	$\text{Tiempo} = 15 \text{ días}$	$\text{Ancho} = 0.54 \text{m.}$

*E = espesor del colchón de bagazo.

Tabla #2.3: Resultados del dimensionamiento de la nave para la hidrólisis.

2.2.5 Balance en el tanque para lavado.



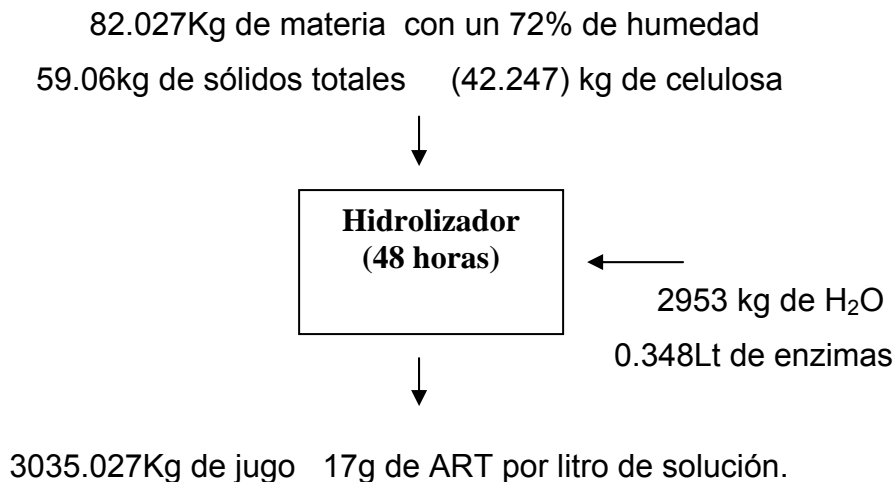
Nuevamente se requiere en esta etapa del lavado del bagazo, el cual después de pretratado tiene un 12% de lignina y donde se logra que el licor negro (LN) arrastre un 4%

de la lignina presente en la masa de bagazo seco alimentado. El flujo de desecho que se genera en esta etapa del proceso se utiliza como medio de cultivo en la etapa de tratamiento biológico ya que en su mayoría esta compuesto por biomasa, (**comunicación personal**).

2.3.1 Diseño del Hidrolizador.

En esta etapa de hidrólisis se cargaran dos reactores (Hidrolizadores) con un espacio de 24 horas cada uno con el fin de lograr la continuidad del proceso fermentativo y de destilación. En estos es utilizada la hidrólisis enzimática de la celulosa contenida en el bagazo para la obtención de ART que posteriormente, por fermentación, conducen a la obtención del producto final deseado. Con este fin se emplean tres tipos de enzimas:

Endoglucanasa, Exoglucanasa, B-glucosidasa, que atacan distintas partes de la cadena de celulosa para dar lugar a la glucosa.



Con el empleo de los diversos pretratamientos ya vistos se logara un 60.7% de rendimiento, lo que permite que se logre la conversión de los 42.247Kg de celulosa presentes en la masa de bagazo a azúcares reductores (ART), lográndose una concentración en el hidrolizado de 17g de ART por litro de disolución. La necesidad de agua se determina alimentando 50Lt de agua por cada Kg de sólidos alimentados al

Capítulo II Dimensionamiento de las principales etapas del proceso.

hidrolizador, y se requiere de 5ml de enzimas por cada Kg de bagazo alimentado al mismo (Leyanis, M).

Ecuaciones	Datos	Resultados
$V_{\text{material}} = Q_{\text{másico}} / \rho_{\text{jugo}}$	$P_{\text{jugo}} = 900\text{Kg/m}^3$	$V_{\text{material}} = 3.37\text{m}^3$
$D = (2 * V_{\text{material}} / \pi)^{1/2}$	% sobrediseño = 50	D = 1.46m
$H_c = \text{Fact-H} * D$	Fact-esf. = 0.5m	Hc = 2.93m
$H_{\text{esf.}} = D * \text{Fact-esf.}$	Fact-H = 2m	Hesf. = 0.73m
$R = D / 2$	D = 2m	R = 0.73m
$V_{\text{-esf}} = (1/3 * \pi * h_{\text{esf}}^2) * [(3 * R) - h_{\text{esf.}}]$	P = 1 atm	$V_{\text{-esf}} = 0.8227\text{m}^3$
$V_t = V_c + V_{\text{-esf.}}$	T = 45 °C	$V_t = 4.19\text{m}^3$
$H_{\text{adicional}} = \%_{\text{sobre diseño}} * V_c * 4 / \pi * D^2$		$H_{\text{adicional}} = 1\text{m}$
$V_{\text{total}} = V_t + (\%_{\text{sobre diseño}} * V_c)$		$V_{\text{total}} = 5.878\text{m}^3$
$H_{\text{total cilindro}} = H_{\text{adicional}} + \text{Fact-esf.}$		$H_{\text{total cilindro}} = 3.93\text{m}$
$H_{\text{total fermentador}} = h_{\text{esf.}} + H_{\text{total cilindro}}$		$H_{\text{total fermentador}} = 4.66\text{m}$

Tabla #2.4: Resultados del dimensionamiento del Hidrolizador.

Este equipo cuenta con la peculiaridad de que es un recipiente enchaquetado con agitación mecánica, en el cual es necesario mantener el fluido en constante movimiento y a una temperatura de 45C°. Para el cálculo de la chaqueta nos basamos en la metodología diseñada por Chilton, Drew y Jebens (Kern, Donald Q.; 1988)

2.3.2 Diseño de la chaqueta del Hidrolizador.

Variables	Datos	Ecuaciones		
Rej (Reynold)	L =d = 3.15pie n = 600rph ρ = 48.57Lb/pies ³ μ = 3.63Lb/ pie *h	$Re_m = \frac{L^2 \cdot n \cdot \rho}{\mu}$	79658.8	Kern
k (Conductividad térmica)	-	-	$26 \frac{Btu}{pie^{\circ} F}$	Kern.
Cp _m (capacidad calorífica del etóxido)	-	Cp _m = %jugo*Cp _{jugo} +%enzima*Cp _{enzima}	$0.996 \frac{Btu}{lb^{\circ} F}$	-
J (factor para transferencia de calor)	D = 0.75m	$\frac{h_i \cdot D}{k} \cdot \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0.14}$	650	Fig.20.2 Kern

Capítulo II Dimensionamiento de las principales etapas del proceso.

μ (viscosidad del jugo)	-	-	3.63Lb/ pie *h	-
hi (Coef. de Transf. de calor referido al diámetro ext. de la tubería)	-	$J \cdot \frac{k}{D} \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3}$	2457.35 $\frac{Btu}{h * pie^{2*o} F}$	Kern
hio (Coef. de Transf. de calor referido al diámetro int. agua)	-	-	1500 $\frac{Btu}{h * pie^{2*o} F}$	Kern
Uc (Coef. total de diseño, coeficiente limpio)		$\frac{hi * hio}{hi + hio}$	931.44 $\frac{Btu}{h * pie^{2*o} F}$	

Rd	-	-	0.003	Kern
hd	-	$\frac{1}{Rd}$	333.3	Kern
UD (Coef. total de diseño, coeficiente sucio)	-	$\frac{Uc \cdot hd}{Uc + hd}$	245.46 $\frac{Btu}{hpie^2 \cdot ^\circ F}$	Kern
Q (cantidad de calor Inter.)	$\Delta t = 20^\circ C$ $\lambda = 2539.76 \text{btu/Kg}$	$Q = m \cdot Cp \cdot \Delta T = M \cdot \lambda$	240073.45 BTU/batch	-
A (área de Transf. de calor geométrica)	$h_{\text{liquido}} = 3.93 \text{pie}$ $D = 4.79 \text{pie}$	$A_T = \pi \cdot D \cdot h_{\text{liquido}} + \frac{\pi \cdot D^3}{4}$	198.72 pie ²	Kern
MLDT	$\Delta T_2 = T_1 - t_2 = 15$ 3°F $\Delta T_1 = T_2 - t_1 =$ 189°F	$\frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$	170.6°F	Kern
A (área de Transf. de calor necesaria)	$\Theta = 0.2 \text{horas}$ $\Delta t = 170.6^\circ F$ UD = 245.46 $\frac{Btu}{h \cdot pie^2 \cdot ^\circ F}$	$Ln \frac{T_1 - t_1}{T_2 - t_2} = \frac{Ud \cdot A \cdot \theta}{M \cdot cp}$	3.99m ²	Kern
A (% área en exceso)	-	$\frac{A_{\text{geomet}} - A_{\text{nec}}}{A_{\text{geomet}}} \cdot 100$	21.66% (entre el 20-30% permitido)	-

Tabla #2.5: Resultados del dimensionamiento de la chaqueta del hidrolizador.

Los agitadores de paletas se usan ampliamente en la industria química cuando el grado de agitación necesario es pequeño o no puede ser creado un alto grado de agitación.

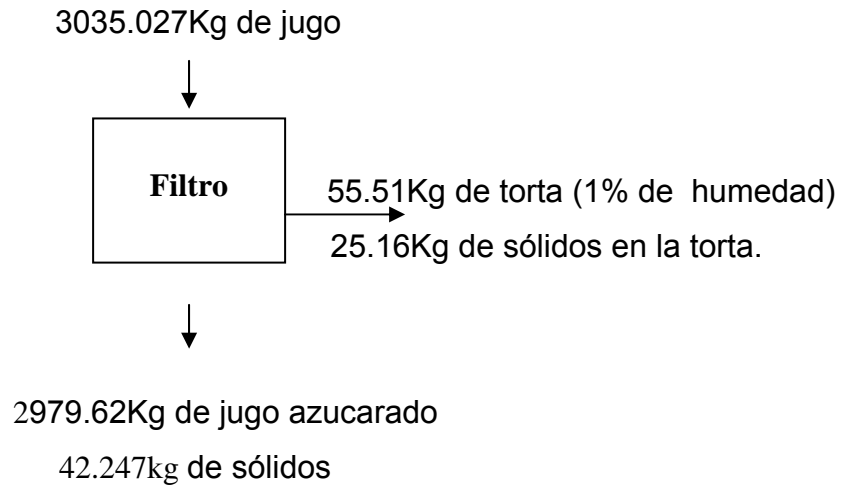
Generalmente se usan en el mezclado en sistemas con viscosidad menor de 10000cp, con velocidades iguales o menores de 150 revoluciones por minuto (rpm), en las que el contenido de sólidos es muy pequeño y en reactores en los que se desarrollan reacciones químicas lentas (Kern, Donald Q.; 1988)

2.3.3 Diseño del agitador de paleta.

Agitador de paleta			
D = 1.46m H = 3.93m n = 100 rpm $\rho = 900 \text{ Kg/m}^3$ $\mu = 1.5 \cdot 10^{-2} \text{ Pa-s}$ C = 14.8 D/d = 1.4 b/d = 0.1 d/D = 0.66 Z = 2 $\alpha = 90^\circ$ K = 0 $P_p = 778 \text{ Kg/m}^3$ Dp = 0.002m	$d = 0.66 \cdot D$ $R_{em} = C \cdot Ar \cdot \left(\frac{D_p}{d}\right)^{0.5} \left(\frac{D}{d}\right)^k$ $A_R = \frac{D_p^3 \cdot \rho \cdot (\rho_p - \rho) \cdot g}{\mu^2}$ $K_n \text{ corregido} = K_n \cdot (H/D)^{0.5} \quad (2)$ $N = K_{N \text{ .corregido}} \cdot \rho \cdot n^3 \cdot d^5$ $N_{arranque} = (2 - 3) \cdot N$ $N_{instalación} = \{N_{arranque} + (Fr/100) \cdot N_{arranque}\} / \xi$	$d = 0.96\text{m}$ $R_{em} = 2234.16$ (régimen turbulento) $Ar = 3307.3$ $K_n = 0.5$ $K_n \text{ corregido} = 0.52$ $N_{útil} = 1745.52 \text{ W}$ $N_{arranque} = 4363.8\text{W}$ $\xi = 0.9$ $Fr = (20 - 30)\%$ $N_{instalación} = 6060.8\text{W}$	Tabla 9.1 Curva N° 2 Fig. 9.7 Rosabal Fig. 21 Apéndice

Tabla #2.6: Resultados del dimensionamiento del agitador de paleta.

2.3.4 Diseño del filtro de placas y marcos.



Este tipo de filtro es de los conocidos como filtros de acción periódica por su modo de operación, estos se usan en la producción industrial fundamentalmente para pequeñas producciones, cuando se desea obtener un filtrado muy limpio. Los filtros de prensas de placas y marcos consisten en una serie de placas y marcos de igual forma y tamaño que se instalan de modo alterno, ya sea en posición vertical u horizontal y se mantienen en dicha posición por un mecanismo de prensa hidráulica o de tornillo **(Kern, Donald Q.; 1988)**.

La torta obtenida como residuo del filtrado tiene un 1% de humedad y los 42.247Kg de celulosa que se transformaron en ART se consideran como sólidos retenidos en el jugo filtrado.

El diseño fue realizado siguiendo la metodología descrita por; **(Kern, Donald Q.; 1988)**.

Área = 2.304m²

Longitud del marco 0.4m (supuesto)

Ancho del marco 0.6m (supuesto)

Área de un marco = 0.3*0.29*2 = 0.48 m²

Nº de Marcos 12, tabla 17, Rosabal (para prensas horizontales)

Nomenclatura	Datos	Ecuación	Resultado
Masa de sólidos en la torta /unidad de volumen de liq.	%Sol. Torta 0.33	$X_t = \frac{x_t}{1 - x_t}$	0.818
Masa de sólidos /Masa de liquido (X _s)	%Sol =0.027	$X_s = \frac{x}{1 - x}$	0.014
Masa de sólidos en la suspensión/ unidad de volumen de liquido	Densidad de la solución 900 Kg/m ³ (supuesta)	$C_s = X_s \rho_s$	13.40 Kg/m ³
Masa de sólidos en la torta/unidad de volumen filtrado(C)	Densidad torta 814 Kg/m ³ (supuesta)	$C = \frac{C_s}{1 - \frac{C_s}{X_t \rho_t}}$	13.68
Superficie de filtración (S)	Espesor del marco 38mm Volumen de filtrado 1.26m ³	$S = \frac{CV}{X_t \rho h}$	1.4m ² tabla 17
Caída de presión(ΔP)	Tabla 17 Apéndice Rosabal		1.2 Mpa

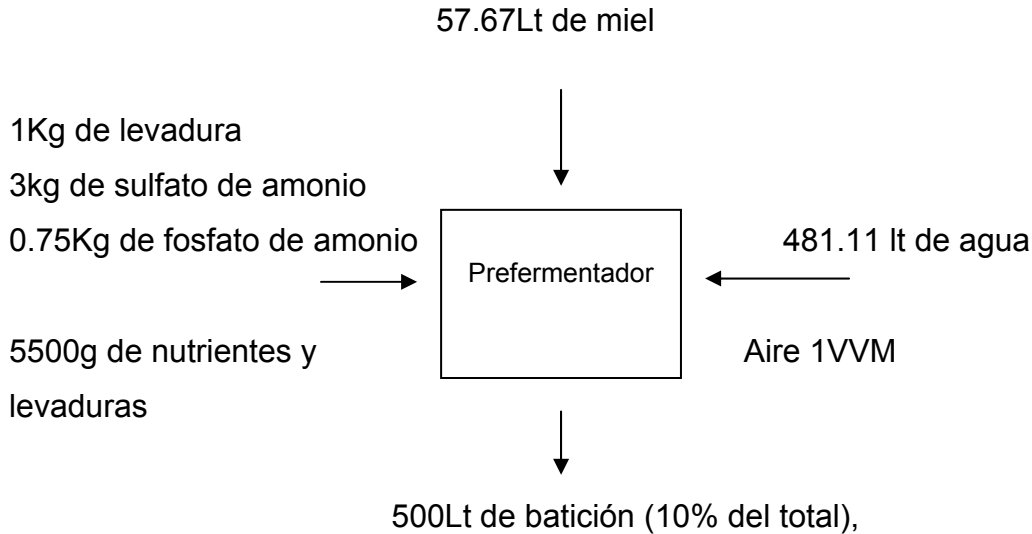
Tabla #2.7: Resultados del dimensionamiento del filtro de marcos y placas.

2.3.5 Diseño del fermentador.

El conjunto del proceso fermentativo se divide en dos partes; una, inicial, de desarrollo de levadura; y otra fermentación alcohólica. La primera, a su vez, comprende dos etapas principales que son el desarrollo del cultivo en medio esterilizado, y la prefermentación. En cada una de estas partes se requieren características especiales de materia prima, razón por la cual la operación entraña algunas diferencias fundamentales. En este caso se

Capítulo II Dimensionamiento de las principales etapas del proceso.

realizara la dilución de la miel y la prefermentación en el mismo equipo (**Ministerio de la industria azucarera.**)



Según (**Obregón J. Luna, 2000**), tradicionalmente las fuentes de suplementación de fósforo ha sido el fosfato diamónico calidad alimenticia o fertilizante, que tiene un 50 % de P₂O₅ y aporta un 21 % de nitrógeno, ver **Anexo IX**. El resto del nitrógeno debe ser aportado por el sulfato diamónico y la urea. Para determinar la cantidad de nutrientes necesarios es preciso determinar la cantidad de los mismos que se encuentran en el sustrato utilizado, en este caso miel, ajustando la cantidad de nutrientes a un valor que no perjudique el desarrollo de la levadura, ver **Anexo X**, (**Ministerio de la industria azucarera, 1983**).

Para el cálculo de la necesidad de nutrientes y levaduras se emplearon las concentraciones siguientes:

- 2g/Lt de levadura.
- 6g/Lt de sulfato de amonio.
- 1.5g/Lt de fosfato de amonio.

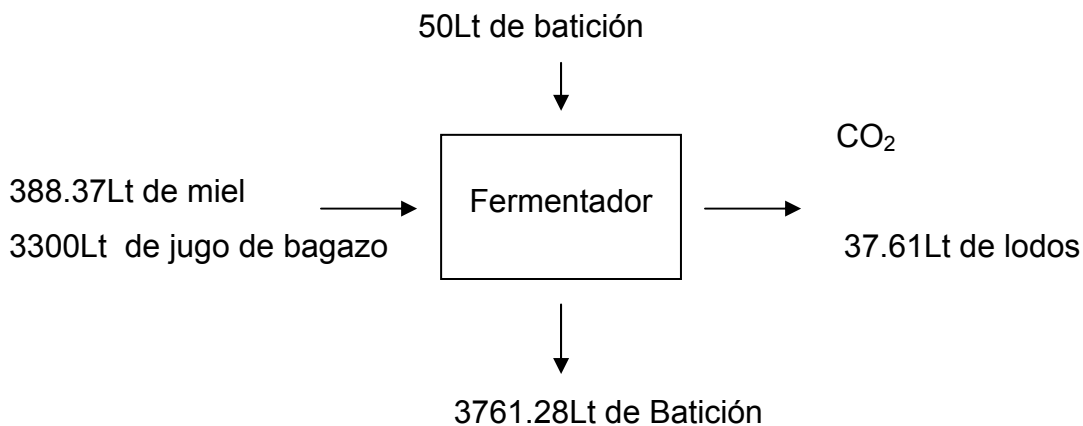
De la urea no es recomendable pese a conocerse que favorece la rapidez de la fermentación, dado que la misma en presencia de etanol y calor reacciona y forma el *CARBAMATO DE ETILO*, sustancia catalogada como muy cancerígena y que se conceptúa que el máximo permisible de ingestión por día que no es perjudicial a la salud es de 0,3 microgramos por kilogramos de peso de la persona, por lo cual se limita su uso industrial, (**Obregón J. Luna, 2000**).

Ecuaciones	Datos	Resultados
$D = (2 * V_{material} / \pi)^{1/2}$ $H_c = Fact-H * D$ $H_{esf.} = D * Fact-esf.$ $R = D / 2$ $V-esf = (1/3 * \pi * h_{esf}^2) * [(3 * R) - h_{esf.}]$ $V_t = V_c + V-esf.$ $H_{adicional} = \%_{sobre\ diseño} * V_c * 4 / \pi * D^2$ $V_{total} = V_t + (\%_{sobre\ diseño} * V_c)$ $H_{total\ cilindro} = H_{adicional} + Fact-esf.$ $H_{total\ fermentador} = h_{esf.} + H_{total\ cilindro}$	$\%_{sobrediseño} = 50$ $Fact-esf. = 0.5m$ $Fact-H = 2m$ $D = 2m$	$V_{material} = 0.5m^3$ $D = 0.6829m$ $H_c = 1.3656m$ $H_{esf.} = 0.3414m$ $R = 0.3414m$ $V-esf = 0.083m^3$ $V_t = 0.583m^3$ $H_{adicional} = 0.683m$ $V_{total} = 0.83m^3$ $H_{total\ cilindro} = 2.048m$ $H_{total\ fermentador} = 2.389m$

Tabla #2.8: Resultados del dimensionamiento del prefermentador.

2.3.6 Balance en el fermentador.

Se aumenta la biomasa en el prefermentador con un volumen del 50% de la masa de ART presente. Cuando la levadura se encuentra a mediados de la fase de crecimiento se inocula en el fermentador, donde comienza la fermentacion alcohólica en condiciones anaeróbicas con una concentración de 120g/Lt de ART, para lograr esto se descarga el 10% en el fermentador donde se agregan el jugo azucarado proveniente del tratamiento del bagazo, el cual es enriquecido con miel final, ajustando la concentración de ART a 120g/Lt (**Antonio C. José, 1988**).



En el fermentador la levadura crece simultáneamente con la producción de alcohol por espacio de unas 20 horas. La velocidad de fermentación aumenta de forma rápida hasta alcanzar el máximo, al término de las 15 horas. La producción de alcohol continúa entonces a una velocidad decreciente hasta completar de 24 a 30 horas de fermentación, para obtener una concentración final de alcohol de 6 a 7% volumen (**Antonio C. José, 1988**).

Es necesario eliminar el calor desprendido en el transcurso de la fermentación y mantener la temperatura cerca del valor óptimo (33 a 34°C) con el uso del método de los refrescos; de lo contrario la temperatura aumenta hasta 40 o 42°C con sensibles pérdidas en los rendimientos (**Antonio C. José, 1988**).

2.3.7 Diseño del fermentador.

Ecuaciones	Datos	Resultados
$D = (2 * V_{\text{material}} / \pi)^{1/2}$		$V_{\text{material}} = 3.7\text{m}^3$
$H_c = \text{Fact-H} * D$	$\% \text{ sobrediseño} = 50$	$D = 1.33\text{m}$
$H_{\text{esf.}} = D * \text{Fact-esf.}$	$\text{Fact-esf.} = 0.5\text{m}$	$H_c = 2.66\text{m}$
$R = D / 2$	$\text{Fact-H} = 2\text{m}$	$H_{\text{esf.}} = 0.665\text{m}$
$V_{\text{-esf}} = (1/3 * \pi * h_{\text{esf}}^2) * [(3 * R) - h_{\text{esf.}}]$	$D = 2\text{m}$	$R = 0.665\text{m}$
$V_t = V_c + V_{\text{-esf.}}$		$V_{\text{-esf}} = 0.617\text{m}^3$
$H_{\text{adicional}} = \%_{\text{sobre diseño}} * V_c * 4 / \pi * D^2$		$V_t = 4.317\text{m}^3$
$V_{\text{total}} = V_t + (\%_{\text{sobre diseño}} * V_c)$		$H_{\text{adicional}} = 1.33\text{m}$
$H_{\text{total cilindro}} = H_{\text{adicional}} + \text{Fact-esf.}$		$V_{\text{total}} = 6.166\text{m}^3$
$H_{\text{total fermentador}} = h_{\text{esf.}} + H_{\text{total cilindro}}$		$H_{\text{total cilindro}} = 3.99\text{m}$
		$H_{\text{total fermentador}} = 4.657\text{m}$

Tabla #2.9: Resultados del dimensionamiento del fermentador.

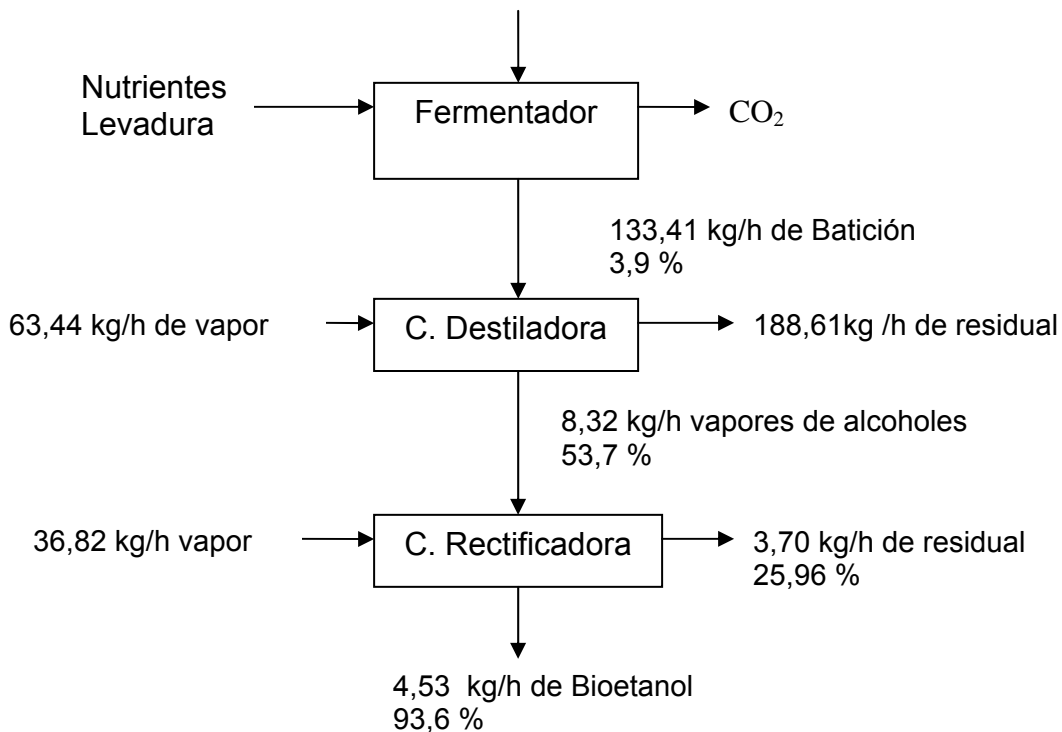
La productividad típica de un proceso en batch es de 1.8 a 2.5G de etanol por litros de fermentación en una hora (**Antonio C. José, 1988**).

A lo largo del proceso de fermentación, la levadura se desarrolla prodigiosamente, constituyendo un producto muy valioso. Es indispensable, por tanto que los lodos que son el 1% del volumen del fermentador, se procesen adecuadamente con el fin de recuperar la biomasa presente en ellos (**Ministerio de la industria azucarera, 1983**).

2.4 Diseño de la etapa de destilación.

El dimensionamiento de esta etapa se realizó, teniendo en cuenta la cantidad de batición o fermento que se necesita para producir 1,5 hl de bioetanol.

Este se determinó sobre la base de los resultados del balance de materiales realizados en la etapa de destilación, los cuales son mostrados en la figura.



Todos los esquemas de rectificación se basan en los mismos principios y todos incluyen de una manera u otra las columnas destiladora y las rectificadoras, estas últimas para alcanzar el grado alcohólico deseado, y eliminar a su vez productos de cola.

En el esquema seleccionado para la planta, se proyectaron dos columnas, una destiladora (CD) y una rectificadora o de alto grado (CR), que concentra los vapores alcohólicos (VA) que salen de la destiladora, para obtener un alcohol de 95° GL el que

Capítulo II Dimensionamiento de las principales etapas del proceso.

luego se deshidratará mediante tamices moleculares para obtener el alcohol absoluto, necesario para el biodiesel.

Para la columna destiladora se seleccionó una columna de platos perforados de diámetro de orificios de 4,5 mm, por traer la batición algunas partículas disueltas y para la rectificadora por la pequeña capacidad una columna rellena con anillos rasching cerámicos de ¾ plg. Los datos seleccionados para el diseño fueron:

Para la columna Destiladora:

Composición de la alimentación: $X_F = 5^\circ\text{GL} = 3,9\%$ masa

Alimentación de vapor vivo con presión de 1,4 kg/cm²

Composición del vapor del tope: $X_{VA} = 60^\circ\text{GL} = 53,7\%$ masa

Composición del residuo o vinaza: $2 \times 10^{-3} \%$ masa.

Por el balance de materiales en toda la planta se determinaron los flujos de las corrientes y algunas de las composiciones, como fueron las de las colas o residuos. Siendo los flujos los siguientes:

Flujo de Batición F: 133,41 kg/h

Flujo de vapor de alcohol VA: 8,235 kg/h

Flujo de Vinaza: 188,6 kg/h

Para el cálculo del número de etapas teóricas en la destiladora, se aplicó el método de las ecuaciones de Kremser ya que se tiene que concentrar mucho el alcohol, se aplicó la ecuación 3.1 (**Treybal R, 1985**):

$$N_p = \frac{\log \left[\frac{x_m - x_w/\alpha}{x_w - x_w/\alpha} (1 - \bar{A}) + \bar{A} \right]}{\log 1/\bar{A}} \quad \text{Ec.3.1}$$

Donde: X_m es la composición de la alimentación X_F

X_w composición de la vinaza

$$\bar{A} = \frac{\bar{L}}{\alpha \bar{V}} \quad \text{y la volatilidad relativa } \alpha = \left[\frac{y^* (1 - x)}{x (1 - y^*)} \right]$$

L y V son los flujos de líquido y vapor en la columna

Para el diámetro se empleó el método del Pavlov (**Pavlov K, 1981**)

Un resumen de los resultados para la columna se da en la tabla #10:

Variables	Resultados
Número de Platos teóricos	6
Eficiencia de plato	0,39
Número de Platos reales	16+4= 20
Distancia entre platos	0,25 m
Altura	4,75+0,5=5m
Diámetro	0,30 m
Material de Construcción	Acero Inoxidable
Caída de presión/Plato	489,33 Pa

Tabla #2.10: Resultados del dimensionamiento de la Columna Destiladora.

Para la columna Rectificadora:

Composición de la alimentación en forma de vapor: 60°GL= 53,7%masa

Composición del destilado en el tope: 95 °GL= 93,6% masa

Composición del residuo o cola: 30°GL =25% masa

Flujo de Alcohol Destilado: 4,5312 kg/h

Flujo de Cola en la rectificadora: 3,70 kg/h

Relación de reflujo R: 1,5 R_{min} = 4,88

Capítulo II Dimensionamiento de las principales etapas del proceso.

Para el cálculo de la altura de la columna se aplicó el método de la altura equivalente al plato teórico ya descrito. Se empleó para el cálculo del número de etapas teóricas el método de Sorel Lewis, el cual fue programado en Software Excel.

El método, es una modificación del Método del Mc Cabe-Thiele, pero es analítico. Para su aplicación hay que conocer las ecuaciones que relacionan los datos de equilibrio y la línea de operación (LO) de cada sección por balances de materiales.

(1) Ecuación de la Curva de Equilibrio

$$y^* = -7.4256 * X^4 + 17.843 * X^3 - 14.79 * X^2 + 5.20 * X + 0.0862$$

(2) Línea Operación de la sección enriquecedora $y_{n+1} = \frac{R}{R+1} x_n + \frac{x_D}{R+1}$

(3) Línea Operación de la Sección empobrecedora $y_m = \frac{\bar{L}}{L-W} X_m - \frac{W}{L-W} X_w$

Para el diámetro se empleó el método del Treybal.

$$D = \sqrt{\frac{4 * G}{\pi * \hat{G}}}$$

2.4.1 Dimensiones del condensador de la columna rectificadora.

Intercambiador de Doble tubote ³/₄ x ¹/₂ pulg.		
Variable	Valor	Unidad
Calor evaluado	4485.14	kJ/h
Masa de vapor a condensar	26,63	kg/h
Área de horquilla	0.092	m ²
Longitud de la horquilla	2,4 (0.6)	m
Número de horquillas	2	-
Área en exceso	27	%
Caída de presión tubos	2,8 E-12	lb/pulg. ²
Caída de presión anulo	0,6408	lb/pulg. ²

Tabla

#2.11: Resultados del dimensionamiento condensador de la columna rectificadora.

2.4.2 Dimensiones del calentador de la alimentación a la columna destiladora.

Intercambiador de Doble tubote 1 ¼ x ½ pulg.		
Variable	Valor	Unidad
Flujo de Batición	133,41	kg/h
Calor evaluado	12219.2	kJ/h
Masa de vapor requerida	5.43	kg/h
Área de horquilla	0.2164	m ²
Longitud de la horquilla	3,8 (0.95)	m
Número de horquillas	2	-
Área en exceso	32.2	%
Caída de presión tubos	5,9 E-12	Lb/pulg. ²
Caída de presión anulo	0,5017	Lb/pulg. ²

Tabla #2.12: Resultados del calentador de la alimentación a la columna destiladora.

A continuación se muestra un esquema detallado de la etapa en cuestión.

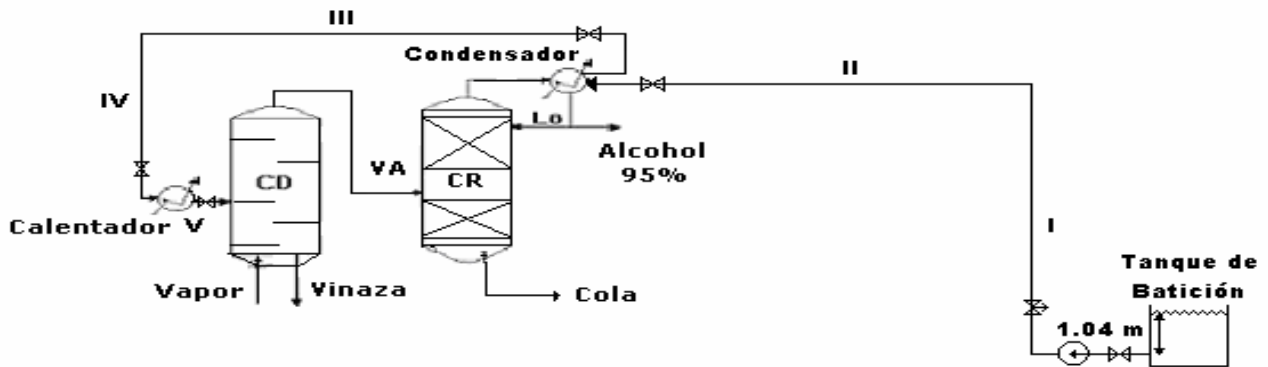


Figura #3, Esquema de las etapas de destilación y rectificación.

Primeramente calculamos el diámetro de la tubería:

El flujo de trabajo sería de 133.41 Kg/h o sea $3.75 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$.

$$Q = V * A \qquad Q = \frac{V * \pi * D^2}{4}$$

Capítulo II Dimensionamiento de las principales etapas del proceso.

$D = \sqrt{\frac{4 * Q}{\pi * V}}$ Para ello tenemos que tomar la máxima velocidad recomendada que es de $2.5 \frac{m}{s}$ de la Tabla 1.1 del Pavlov.

Calculando en la ecuación anterior obtenemos:

$$D = \sqrt{\frac{4 * 3,75 * 10^{-5}}{\pi * 2,5}}$$

$$D = 0,00436 \text{ m}$$

Luego buscamos en la tabla 10 del Rosabal 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.

$$H = \Delta Z + \frac{\Delta P}{\rho * g} + \frac{\Delta(\alpha V^2)}{2 * g} + hp$$

$$\Delta Z = 4,96 \text{ m}$$

$$\frac{\Delta P}{\rho * g} = \frac{P_2 - P_1}{\rho * g} \quad P_2 = P_1 = 1atm \quad \therefore \frac{\Delta P}{\rho * g} = 0$$

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

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{Q}{0,785 * DI^2} = 1,02 \text{ m/s}$$

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

$$R = \frac{V * \rho * DI}{\mu} = 1,2537 * 10^4$$

En la figura 3.4 del Rosabal seleccionamos con el Reynolds $\alpha = 1,1$

$$\frac{\alpha_2 V_2^2}{2 * g} = 0,058 \text{ m}$$

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

Accesorio	N.U.	Kturb.	N.U. * Kturb.
Valv. Cuña	5	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		0,798
Compresión Cond	1		0,399
Expansión Calent	1		0,925
Compresión Calent	1		0,463
ΣK accesorios			<u>14.69</u>

Tabla #2.13: Calculo de los accesorios ubicados en el sistema.

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

$$\sum K = 15,502$$

$$\frac{e}{d} = \frac{0.2 * 10^{-3}}{6.83 * 10^{-3}} = 0,029 \quad \text{La rugosidad del tubo } e = 0,2 \text{ mm la tomamos de la tabla 9}$$

del Rosabal como tubos de acero sin costuras.

En la figura 3.9 del Rosabal determinamos el factor de fricción $f = 0.06$.

$$L_T = L_I + L_{II} + L_{III} + L_{IV} + L_V$$

$$L_T = 24\text{m}$$

$$h_p = \left(f \frac{L}{D_i} + \sum K \right) \frac{V^2}{2 * g}$$

$$h_p = 11,996 \text{ m}$$

Luego resolviendo finalmente el Balance de Energía Mecánica obtenemos la carga de la bomba:

Capítulo II Dimensionamiento de las principales etapas del proceso.

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

$$H = 17,014 \text{ m}$$

Ahora se pasa al cálculo de la potencia de la bomba:

Potencia útil:

$$N = H * \rho * g * Q$$

$$N = 6,18 \text{ W}$$

Potencia Consumida:

$$N' = \frac{N}{\eta * 1000} \quad N' = 8,24 * 10^{-3} \text{ Kw}$$

Potencia de la instalación:

De la tabla 3.3 de Rosabal tomamos el factor $\beta = 2$.

$$N'' = \beta * N' \quad N'' = 2 * 8,24 * 10^{-3}$$

$$N'' = 0,0164 \text{ Kw}$$

Se escoge en la tabla 14 del Rosabal el motor trifásico de 0.09 Kw y 1800 rpm.

2.5 Conclusiones parciales

- a) Los balances realizados arrojan como resultados que las etapas más complejas en cuanto al empleo de las tecnologías de producción de Biocombustibles a partir de los residuos lignocelulósicos son el Pretratamiento e Hidrólisis en la producción de Bioetanol dados estos a los consumos de materias primas, equipamiento y requerimientos operacionales.
- b) Los cálculos realizados demuestran que en el caso del digestor donde ocurre el proceso de deslignificación del bagazo por medio del pulpeo químico, se obtienen dimensiones equivalentes a su homólogo instalado en la papelera “Damuji”, del cual fueron utilizados los estudio cinéticos con la finalidad de establecer dichas dimensiones y parámetros.
- c) Los diseños efectuados se rigieron por las metodologías estudiadas en la bibliografía consultada arrojando valores aceptables en cuanto a las capacidades requeridas de producción fijadas para esta planta.

3.1 Análisis Económico de la Inversión

De acuerdo al desarrollo del trabajo, se procede a realizar la última etapa del mismo. Se efectúa a la evaluación económica, la cual juega un rol importante en la toma de decisiones para el futuro de la planta. Para esto valoraremos dos variantes:

Variante 1, considera una planta a escala piloto con una capacidad anual de producción de 37500Lt de alcohol, con el consumo de 17.4Ton de bagazo residual.

Variante 2, considera una planta a escala industrial con una capacidad anual de producción de 101742285Lt de alcohol, con el consumo de 5000Ton de bagazo residual, como es el caso de San Javier (Misiones, Argentina).

Una vez que se dimensionaron los equipos fundamentales de cada variante, se efectúa el análisis económico de la misma, sobre la base de calcular el costo de inversión y el costo de producción.

3.1.1 Determinación de los costos de adquisición de cada uno de los equipos diseñados en el anterior capítulo.

Para proceder a la determinación de los costos del equipamiento de la planta piloto se determinaron las capacidades de cada uno de ellos y sus respectivos parámetros de operación, con los cuales se determinan los costos, empleando los gráficos utilizados por **(Peter's M, 2003)**. La relación de los equipos empleados en la producción de esta planta se puede ver en los **Anexos VIII y IX**.

Los resultados obtenidos se determinaron por un programa realizado en Excel, donde se evaluaron los indicadores económicos mediante la metodología planteada por **(Peter's M, 2003)** Para el cálculo del costo actual del equipamiento se empleo como factor de escalado la regla de la 0.6 **(Peter's M, 2003)**.

$$C_{\text{adq actual}} = C_{\text{orig}} * \left[\frac{I_{\text{Actual}}}{I_{\text{Original}}} \right]^{0.6}$$

Donde:

$C_{\text{Adq actual}}$ – Costo de adquisición actual del equipo

C_{orig} – Costo original del equipo

I_{Actua} - Índice actual

I_{Original} - Índice original

Tabla #3.1 Costo total del equipamiento utilizado para el sistema.

Equipos	costo original	costo adq. Act.	índ. Act.2005	índ. Orig.1985
Digestor	1100	1395.29	468.2	315
Hidrolizador	1580	2004.15	468.2	315
Fermentador	14500	18392.49	468.2	315
Trituradora de martillo	6000	7610.69	468.2	315
Prefermentador	11500	14587.15	468.2	315
bomba centrífuga (4 bombas)	4000	5073.79	468.2	315
Filtro prensa	1400	1775.83	468.2	315
Tanque de lavado	1500	1902.67	468.2	315
columna de destilación	3509	4450.98	468.2	315
Columna rectificadora	5284	6702.48	468.2	315
tanque de almacenamiento	1400	1775.83	468.2	315
Agitador	180	228.32	468.2	315
Total		65899.66		

3.1.2 Determinación de los indicadores económicos principales de la instalación piloto (Costos de Inversión y Costos totales de los productos).

El estimado de los indicadores económicos como el costo de inversión, el costo de producción y los indicadores de factibilidad de la inversión se obtuvieron aplicando la metodología planteada por (Peter's M, 2003; Ulrich, 1986).

3.1.3 Estimado del Costo total de Inversión

El estimado del costo total de la inversión se realizó sobre la base del costo total del equipamiento, para el cual, se estimaron los aspectos que para la planta inciden en la Inversión fija y la inversión de trabajo:

I- Costos directos = 153546.20\$

A)- Costos del equipamiento de la instalación

- 1) Costos de adquisición de los equipos = 65899.66\$
- 2) Instalación, aislamiento y pintura (35 – 45% de 1) = 23064.88\$
- 3) Instalación de la instrumentación y control (6 – 30% de 1) = 3953.98\$
- 4) Instalación de tuberías (10 – 80% de 1) = 19769.90\$ (30%)
- 5) instalación eléctrica (8 – 20% 1) = 5271.97\$

B)- Construcción de procesos auxiliares y principales (10 – 70% de 1) = 6589.97\$

C)- Facilidades de servicio y el terreno (40 – 90% de 1 = 26359.86\$

D)- Terrenos (4 – 8% de 1) = 2635.99\$

II- Costos indirectos

a) Gastos de supervisión e ingeniería (5 – 15% de los costos directos) = 7677.31\$

b) Costos de construcción (7 - 20% de los costos directos) = 10748.23\$

c)- Impuestos (5 – 15% del capital fijo invertido)

III- Capital fijo invertido = Costos directos + Costos indirectos

Capital fijo invertido = 174951.42 + 0.15* Capital fijo invertido

Capital fijo invertido = 174951.42 / 0.85 = 202319.70\$

IV- Capital de trabajo (10 – 20% del costo fijo invertido) = 20231.97\$

V- capital total invertido = Capital fijo invertido + costo total = 41645.48\$

3.2 Estimado del Costo de Producción.

Para la obtención del costo de Producción, para la obtención de los productos principales de las tecnologías propuestas, se tuvieron en cuenta, los gastos de materia prima, mantenimiento y reparaciones así como los requerimientos del proceso como resultados de las necesidades, y los demás elementos se determinaron, según la metodología expuesta por **(Peter´s M, 2003)**

I- Costos de manufactura

a) – Costo directo de los productos

1) materias primas (10 – 50% del costo total del producto) = 7899.24\$

Tabla #3.5 Valores de las materia primas empleadas en el proceso.

Materia prima	consumo	índice de costo	costo
Etanol	18.375ton	12.61\$/ton	227.85
Vapor	44.695ton	6.73\$/ton	300.72
Bagazo	17.5ton	8.05\$/ton	140.87
Agua	1380.53m ³	0.10\$/m ³	138.05
Miel	137.87ton	36\$/Ton	4963.59
NaOH	261Kg	0.38\$/Kg	99.18
Sulfato de amonio	750Kg	0.30\$/Kg	225
Fosfato de amonio	187.5Kg	0.27\$/kg	50.63
levadura	0.033ton	400\$/Ton	13.2
enzimas	17.4Kg	100\$/Kg	1740

El índice de costo del Fosfato de amonio se puede ver en el **Anexo XI.**

2) Gastos de trabajo (10 – 20% del costo total del producto)

3) Gastos de supervisión (10 - 25% de 2)

4) Utilidades (10 – 20% del costo total del producto)

- Vapor
- Electricidad
- aire

5) Mantenimiento y reparación (2 – 10% del costo fijo invertido) = 4046.39\$

6) Suministros operativos (10 -20% de 5) = 404.64\$

7) Gastos de laboratorio (10 – 20% de 2)

8) Patentes y regalías (0 – 6 del costo total del producto)

b)- Cargos fijos = 10% de CTP\$

1) Depreciación (10% del costo total de producción)

2) Impuestos locales (1 – 4% del costo fijo invertido) = 0\$

3) Seguro (0.4 – 1% del costo fijo invertido) = 0\$

4) Alquileres (8 – 10% del costo fijo invertido) = 0\$

$$CTP = CD + CF = 12350.27 + 0.38CTP$$

$$CTP = 12927.47 / 0.62 = 19919.80\$.$$

Capacidad de producción la planta = 37500Lt de etanol

$$\text{valor de la producción} = \frac{\text{Costo total de lo productos}}{\text{Capacidad de producción la planta}} = 0.529$$

Valor de la producción = 0.53\$/Lt.

Los cálculos realizados en la determinación de los indicadores económicos, demuestran que para el consumo de bagazo establecido, se produce en 250 días de trabajo un volumen equivalente a los 150 Lt de alcohol diario, los que se traducen en 375 Hl al año. Para las capacidades establecidas se estima un valor de la producción de 0.53\$ el litro.

3.2.1 Determinación de los indicadores económicos principales de una instalación que procesa 5000Ton de bagazo al año (Costos de Inversión y Costos totales de los productos).

Integrando la producción de esta planta piloto al proceso de producción de azúcar para una fábrica en la cual se producen como excedentes de la producción 5000Ton de bagazo. Las cuales, se procesan obteniéndose 10714285Lt de etanol al año, se tiene que: Después de determinado el costo de adquisición de los equipos necesarios para la producción de 17.5Ton de etanol al año y conociendo que la planta a integrar cuenta con una capacidad de producción de 10714285Ton de etanol, determinamos el siguiente factor de escalado:

$$\left(\frac{5000}{17.5}\right)^{0.6} = 29.75$$

Con este valor recurrimos a la obtención del costo de adquisición de los equipos necesarios para producir 10,714,285Ton de alcohol al año procesando 5000Ton de bagazo. $0.143\$/\text{lt} * 10714285 = 1532142.70\$$

3.2.2 Estimado del Costo total de Inversión (integración).

I- Costos directos = 4567999.37\$

A)- Costos del equipamiento de la instalación = 3509321.40\$

- 1) Costos de adquisición de los equipos = 1960514.16\$
- 2) Instalación, aislamiento y pintura (35 – 45% de 1) = 686180.16\$
- 3) Instalación de la instrumentación y control (6 – 30% de 1) = 117630.89\$
- 4) Instalación de tuberías (10 – 80% de 1) = 588154.43\$(30%)
- 5) instalación eléctrica (8 – 20% 1) = 156841.18\$

B)- Construcción de procesos auxiliares y principales (10 – 70% de 1) = 196051.48\$

C)- Facilidades de servicio y el terreno (40 – 90% de 1) = 784205.90\$

D)- Terrenos (4 – 8% de 1) = 78420.59\$

II- Costos indirectos

a) Gastos de supervisión e ingeniería (5 – 15% de los costos directos) = 228399.97\$

b) Costos de construcción (7 - 20% de los costos directos) = 319759.96\$

c)- Impuestos (5 – 15% del capital fijo invertido)

III- Capital fijo invertido = Costos directos + Costos indirectos

Capital fijo invertido = 5116159.29 + 0.15* Capital fijo invertido

Capital fijo invertido = 5116159.29 / 0.85 = 6019010.93\$

IV- Capital de trabajo (10 – 20% del costo fijo invertido) = 601901.09\$

V- capital total invertido = Capital fijo invertido + capital de trabajo = 1,724,378.08\$

3.2.3 Estimado del Costo de Producción.

Costo total de los productos = 3828780.43\$

I- Costos de manufactura

b – Costo directo de los productos

Para la determinación del costo de las materias primas en este caso se empleó el mismo proceso de escalado.

2) materias primas (10 – 50% del costo total del producto) = 2256882.757\$

➤ Bagazo = 40248.57\$

➤ Agua l= 39442.86\$

➤ Alcohol = 65099.99\$

➤ Catalizador = 28337.14\$

➤ Sulfato = 64285.714\$

➤ Fosfato = 14465.714\$

➤ Levaduras = 3771.429\$

➤ Enzimas = 497142.85\$

➤ Miel = 1418168.54\$

➤ Vapor = 85919.95\$

2) Gastos de trabajo (10 – 20% del costo total del producto)

3) Gastos de supervisión (10 - 25% de 2)

4) Utilidades (10 – 20% del costo total del producto)

➤ Vapor

➤ Electricidad

➤ Aire

5) Mantenimiento y reparación (2 – 10% del costo fijo invertido) = 120380.22\$

6) Suministros operativos (10 -20% de 5) = 12038.02\$

7) Gastos de laboratorio (10 – 20% de 2)

8) Patentes y regalías (0 – 6 del costo total del producto)

b)- Cargos fijos

1) Depreciación (10% del costo total de los productos)

2) Impuestos locales (1 – 4% del costo fijo invertido) = 0\$

3) Seguro (0.4 – 1% del costo fijo invertido) = 0\$

4) Alquileres (8 – 10% del costo fijo invertido) = 0\$

$$CTP = 2256882.757 + 120380.22 + 12038.022 + 0.38*CTP$$

$$CTP = 2389301 / 0.62$$

$$CTP = 3853711.29\$/año$$

$$\text{Volumen de producción} = 10714285\text{Lt/año}$$

$$\text{Valor de la producción} = 0.357\$/\text{Lt de etanol.}$$

$$\text{valor de la producción} = \frac{\text{Costo total de lo productos}}{\text{Capacidad de producción la planta}} = 0.357 \$/\text{L}$$

3.3 Conclusiones Parciales

- 1- En el caso del análisis económico realizado a la planta piloto, demuestra que la planta para el nivel de capacidad de producción que se concibió para su operación no resultaría rentable ya que el valor de la producción es de 0.53\$ el litro de alcohol producido y se reporta que la comercialización de este se encuentra a un precio de 0.50\$ el litro.
- 2- El aprovechamiento de equipos e instalaciones existentes en el lugar de localización de la planta de bioetanol que nos ofrecen los servicios necesarios para garantizar la producción, reduce el costo de inversión de la planta.
- 3- Una de las causas de que la producción se encarezca es el uso de enzimas importadas, ya que los costos de la misma en el mercado internacional son elevados, disminuyéndose así la rentabilidad del proceso.
- 4- La integración del proceso a una planta de mayor capacidad fijada en 10714285 litros de alcohol al año demuestra que el valor de la producción del litro de alcohol se reduce a 0.36\$ cada uno, con solo el aumento de la capacidad productiva de la planta.

Conclusiones

1. Existe la alternativa de producir etanol empleando como materia prima bagazo de caña de azúcar.
2. De acuerdo con la revisión bibliográfica, el pulpeo hidroalcohólico es una alternativa viable para la etapa de pretratamiento del bagazo de la caña de azúcar.
3. Los niveles experimentales que se alcanzan tanto de deslignificación como de conversión de celulosa a glucosa son inferiores al 100%, lo que no permite un aprovechamiento total del residuo lignocelulósico y obliga a abordar el problema del tratamiento de los desechos.
4. El diseño de los equipos integrantes del proceso tecnológico de la producción de etanol de residuos lignocelulósicos en ningún caso está fuera del alcance de los diseños tradicionales de los equipos habitualmente usados en la industria química.
5. Las presiones y temperaturas de trabajo no están en valores difíciles de alcanzar en una instalación industrial anexa a una fábrica de azúcar, por lo que el concepto de integración material y energética fábrica-azúcar-destilería es aquí válido.
6. Con el nivel tecnológico existente una instalación a nivel de planta piloto difícilmente sea rentable, incluso para otros productos de mayor valor agregado que utilizan el etanol anhidro como materia prima, debido a que los costos de producción para una instalación de este tamaño (0.529 pesos/litro) es superior al de comercialización que es 0.5 pesos/litro.
7. La instalación en una empresa como es el caso de San Javier (Misiones, Argentina) que deja 5000 toneladas de bagazo libre al año, permitiría costos de producción inferiores al de comercialización con un margen de ganancia de 0.14 pesos/litros

Recomendaciones

1. Que se considere la alternativa de producir etanol empleando como materia prima bagazo de caña de azúcar, en el crecimiento de la producción en Cuba.
2. Que se emplee el pulpeo hidroalcohólico como una alternativa viable para la etapa de pretratamiento del bagazo de la caña de azúcar para la producción de etanol.
3. Que se trabaje experimentalmente en alcanzar más altos niveles deslignificación y de conversión de celulosa a glucosa.
4. Que se trabaje en la integración material y energética fábrica-azúcar-destilería empleando bagazo de la caña de azúcar para la producción de etanol.
5. Que se profundice en los elementos que elevan los costos totales de producción anuales para una instalación como es el caso de San Javier (Misiones, Argentina) que deja 5000 toneladas de bagazo libre al año, lo que permitiría que los costos de producción sean aún más inferiores al de comercialización.

Bibliografía.

Angulo Cuentas G. y col., 2005. Caracterización de la yuca como alternativa para la producción de etanol en el Caribe colombiano. Jornadas Iberoamericanas de asimilación de tecnologías para la producción de bioetanol y el uso de sus residuales. Cartagena de Indias.

Antonio C. José “Manual de los derivados de la caña de azúcar”, ICIDCA-GEPLACEA-PNUD, 1988.

Araque E. y col., 2005. Bioetanol de madera de *Pinus radiata*. Comparación entre los pretratamientos por explosión a vapor y organosolv acetona/agua. Jornadas Iberoamericanas de asimilación de tecnologías para la producción de bioetanol y el uso de sus residuales. Cartagena de Indias.

Benítez Pardillo T. y col., 2006. Posibilidades del incremento de la producción de etanol empleando diferentes materias primas para la fermentación. Jornadas Iberoamericanas sobre problemas tecnológicos, energéticos, ambientales en las tecnologías para biocombustibles a partir de caña de azúcar y otras fuentes integradas de biomasa.. Antigua Guatemala.

Broder, J. D. and J. W. Barrier, 1991. “Producing fuel ethanol and other chemicals from municipal solid wastes”, TVA for the International Summer meeting of the American Society of Agricultural Engineers

Broker, J. D. and J. W. Barrier.: (1988) “Producing ethanol and co-product from multiple feedstocks”, TVA, for the International Summer meeting of the American Society of Agricultural engineers.

Cross, V. y col., 1993. “Comportamiento de un reactor biofilm con *Z. mobilis*”. Biotech. and Bioeng; Univ. de Arkansas

Cuevas, C.M., Ellenrieder, G.V., 1994. La Hidrólisis ácida. Etanol de lignocelulósicos. Tecnología y perspectiva. ISBN81-8121-114-1. Programa CYTED. Pp. 61-95

Deanda K. et al., 1996. A pentose fermentation by recombinant *Zymomonas*. Canadian patent 2173793.

Florez A. y col., 2005. Evaluación de los recursos de biomasa primaria y secundaria para la producción de bioetanol en Colombia. Jornadas Iberoamericanas de asimilación de

- tecnologías para la producción de bioetanol y el uso de sus residuales. Cartagena de Indias.
- García, R.** y col. 1999 “Ensayos con cultivos mixtos para la producción de alcohol y aguardientes de calidad.” Memorias. TIPAL’99. Matanzas, Cuba.
- Gonzales. Suárez E.** y Antonio Valdés D. (2006) “Posibilidades prospectivas de producción de bioetanol aprovechando integralmente los residuos agroindustriales sin agredir el medio ambiente”.
- González, M.** (2002) “Impacto global de una tecnología más limpia en la fabricación de papel para ondular”.
- Helland K.** et al, 2002. Methods for preparing fermentable sugar from cellulose containing raw materials. Patente WO0202826
- http://WWW.** Corpodib.com/noticias_espagnol.htm (Diciembre 30 del 2006)
- http://WWW** .abengoabioenergy.com/bioethanol/index.cfm?page=11&lan=2 (Diciembre 26 del 2006).
- http://www.abengoabioenergy.com/bioethanol/index.cfm?page=10&lang=2** (Noviembre 5 del 2006).Asociación litoral de biocombustible 2006.
- http://www.abengoabioenergy.com/bioethanol/ index.cfm?page=10&loc=2&lang=2 - 23k** (Diciembre 18 del 2006). El Economista,
- http://www.aca.com.ay/publicaciones/revista33-precios-insumos.htm.**
- http://news.soliclima.com//modules.php?name=News&file=article&sid=632** (Abril 24 del 2006).
- http://fundacionecologicadecolombia.org/BIOETANOL%20EN%20ESPA%D1A.htm.**
- http://dpi.eq.ufrj.br/ciaiq_22/CD/formCrCongreso/papers/04c/04c_479.pdf.**
- Ingram, L.O.** et. Al. 2000. Recombinant organism capable of fermenting cellobiose. US patent 6102690.
- IPTS** Joint Research Centre European Commission, May 2002. Techno-economic analysis of bio-alcohol production in the EU: a short summary for decision-makers
- John F. Monsalve G.** y col., 2005. Producción de etanol a partir de la cáscara de banano y de almidón de yuca. Jornadas Iberoamericanas de asimilación de tecnologías para la producción de bioetanol y el uso de sus residuales. Cartagena de Indias.

- Kadam, K.L.,** Schmidt, S.L., 1997. Evaluation of *Candida acidothermophilum* in ethanol production from lignocellulosic biomass. *Appl. Microbiol. Biotechnol.* 48, 709-713.
- Kern, Donald Q.** “Procesos de Transferencia de Calor”. Edición Revolucionaria. 1975, Tomo I y II.
- Ley Chong N.** (2006) “Contribución a los métodos de asimilar tecnologías, aplicado a un caso de producción de biocombustibles”.
- Levenspiel, O.** Chemical Reaction Engineering. Edición Revolucionaria, La Habana, 1966.
- Lombard C. K,** 2001. Process for the production of organic products from lignocellulose containing biomass sources. Patente WO0132715.
- Lopretty, M.,** L. Mesa, E. González. Roma, 2004. “Lignocelulosic biomass as substrate for ethanol production: Technical and Economical Feasibility of a pretreatment area”, Congreso Mundial de uso de la biomasa como fuente de energía.
- Martínez, J.** y col. Microbiología general, 1989. Editorial Pueblo y Educación. Cuba.
- Meriño Stand L.** y col., 2005 Obtención de biocombustibles en la región Caribe: Etanol por Fermentación a partir de Pulpa de Banano Maduro. Jornadas Iberoamericanas de asimilación de tecnologías para la producción de bioetanol y el uso de sus residuales. Cartagena de Indias.
- Mesa, L.,** González, E., 2005. Obtención de lignina a partir del licor negro del pulpeo con etanol para la producción de poliuretanos. *Revista Cubana de Química*, vol XVI.
- Ministerio de la industria azucarera.** “Manual de operación para la producción de alcohol y levadura *Saccharomyces*”. Dirección de derivados, 1983.
- Muñoz C.** y col., 2005. Pretratamiento con hongos de pudrición blanca en astillas de madera de *Pinus radiata* para producción de bioetanol. Jornadas Iberoamericanas de asimilación de tecnologías para la producción de bioetanol y el uso de sus residuales. Cartagena de Indias.
- Nguyen Q A,** 1999. Tower reactors for bioconversion of lignocellulosic. US patent 5888806.
- Obregón J. Luna.** “Materias primas, microorganismos empleados y otros”, Junio 2000.
- Otero, M.** 1985 Fuentes de materias primas y microorganismos para producciones derivadas. Editorial Pueblo y Educación, Cuba.
- Pavlov, K. F.** “Problemas y Ejemplos Para el Curso de Operaciones Básicas y Aparatos en Tecnología Química”. Tomos I y II. Editorial MIR. Moscú, 1981.

- Pan, X.**, 2006. Bioconversion of hybrid poplar to ethanol and Co-Products using an Organosolv Fractionation process: Optimization of Process yield. *Biotechnology and Bioengineering*,
- Parra C.** y col., 2005. Caracterización química de *Eucalyptus globulus*, *E. nitens* y *Pinus radiata* para la producción de bioetanol. Jornadas Iberoamericanas de asimilación de tecnologías para la producción de bioetanol y el uso de sus residuales. Cartagena de Indias.
- Perry, Robert H.** "Chemical Engineering Handbook". Primera Parte, Segunda Parte y Tercera Parte. Edición Revolucionaria, 6thEd, 1999.
- Peters, Max. S;** Timmerhaus, Klaus D and West, Ronald E. "Plant Design and Economics for Chemical Engineers". Fifth Edition. McGraw-Hill. 2003.
- Philippidis, G.P.**, 1996. Cellulose bioconversion technology. In: Wyman, C.E (Ed), Handbook on bioethanol: production and utilization. Taylor & Francis, Washington, DC, pp 253-285.
- Roberts, R.** H. W. Hilton. (1988) "Sugarcane bagasse as a potential source of ethanol and methanol biofuels",
- Rodríguez G.** y col., 2005. Deshidratación de etanol. Jornadas Iberoamericanas de asimilación de tecnologías para la producción de bioetanol y el uso de sus residuales. Cartagena de Indias.
- Rogers P. L.** et al, 1984. Semibatch ethanol production. US patent 4443543
- Roman Q.**, Hanssen H., 2006. La remolacha forrajera (*Beta vulgaris* L.) como fuente biomásica para la obtención de bioetanol carburante en la sabana de Bogotá-Colombia. Jornadas Iberoamericanas sobre problemas tecnológicos, energéticos, ambientales en las tecnologías para biocombustibles a partir de caña de azúcar y otras fuentes integradas de biomasa.. Antigua Guatemala.
- Romero Anaya A. J.** y col., 2005. Estudio de prefactibilidad económico financiero para la producción de jarabe azucarado a partir de banano de rechazo de la región de Urabá y su posterior fermentación para la producción de alcohol. Jornadas Iberoamericanas de asimilación de tecnologías para la producción de bioetanol y el uso de sus residuales. Cartagena de Indias.
- Rosabal Vega,** Julio M. "Hidrodinámica y Separaciones Mecánicas". Edición ENPES, Habana, 1998.

- Sánchez O.** y col. 1996. "Estudio de promotores en la fermentación alcohólica". Fronteras en Biotecnología y Bioingeniería. 2, 15-18,.
- Sánchez O.** y col., 1996. "Procedimiento para la producción de alcohol en destilerías cubanas". Revista Sociedad de Biotecnología y Bioingeniería de México. 2, 35-39.
- Saxena, A.,** Garg, S.K., Verma, J., 1992. Simultaneous saccharification and fermentation of waste newspaper to ethanol. Bioresour. Technol. 39, 13-15.
- Shvets, U. N.** et. al.,1989. "Investigation of molasses wort fermentation at elevated temperatures with different yeast strains". Izv. Vuzov, Pishch. Tekh. 6, 29-31
- Sun, Y., Cheng, J.,** 2002. Hydrolysis of lignocellulosic materials for ethanol production: a review. Bioresource technology. 83, 1-11.
- Takagi, M., Abe, S.,** Suzuki, S., Emert, G.H., Yata, N., 1977. A method for production of alcohol directly from cellulose using cellulase and yeast. In: Ghose, T.K. (Ed) Proceedings of Bioconversion of cellulosic substances into Energy, chemicals and Microbial proteins, IIT, New Delhi, pp. 551-571.
- Ulrich, D. G.** "Diseño y Economía de los Procesos de Ingeniería Química", 1986.
- Uyazán A. M.** y col., 2005. Separación de mezclas etanol agua. Jornadas Iberoamericanas de asimilación de tecnologías para la producción de bioetanol y el uso de sus residuales. Cartagena de Indias.
- Van Zassen, E,** et.al. 2003. Lignocellulosic ethanol. <http://gave.novem.nl>
- Verbina, N. y col.** Microbiología de las producciones alimenticias 1988. N. Verbina. Ediciones Agro. Moscú. p. 14.
- Wlodarczyk, Z.** et. al. 1991. "Possibility of alcoholic fermentation by using bacteria". J. Fermentat. Bioeng. 71, 6, 436-38,
- Wright, J.D.,** 1998. Ethanol from biomass by enzymatic hydrolysis. Chem. Eng. Prog. 84 (8), 62-74.
- Wu, Z., Lee, Y.Y.,** 1997. Inhibition of enzymatic of cellulose by ethanol. Biotech. Lett. 19. 977-979.
- Wyman, C. E.,** N. D. Hinman., 1990. "Ethanol-Fundamentals of production from renewable feedstocks and use as a transportation fuel", in Applied biochemistry and biotechnology
- Zheng, Y.Z.,** Lin, H.M., Tsao, G.T., 1998. Pretreatment of cellulose hydrolysis by carbon dioxide explosion. Biotechnol. Prog. 14., 890-896.

Anexo I

Métodos de pretratamiento de la biomasa lignocelulósica para la producción de bioetanol.

Métodos	Procedimiento/ Agentes	Observaciones	Ejemplos de materiales pretratados	Referencia
<u>Pretratamientos físicos</u>				
Pulverizado mecánico	Reducción a astillas, trituración, molienda.	Molinos: vibratorio de bolas (tamaño final: 0,2-2mm), de cuchillas o martillo (tamaño fi- nal: 3-6mm).	Residuos de made- ra y forestales (pa- ja, madera dura), desechos de maíz, bagazo de caña, timothy, alfalfa.	Sun y Cheng, 2002; Rivers y Emert, 1988; Cadoche y López, 1989; Papatheofanous <i>et al.</i> , 1998; Alvo y Belkacemi, 1997.
Pirólisis	T>300°C	Formación de productos volátiles y carbón. Resi- duos de la pirólisis pue- den someterse a hidrólisis ácida suave (1N H ₂ SO ₄ , T=97°C, 2,5h) para producir 80-85% AR (>50% de glucosa). Puede realizarse al va- cío: 400°C, p=1mm Hg, 20min (algodón de de- secho).	Madera, algodón de desecho.	Sun y Cheng, 2002; Yu y Zhang, 2003.
<u>Pretratamientos físico-químicos</u>				
Explosión a vapor	Vapor saturado a 160-260°C, p=0,69- 4,85 MPa por varios segundos o minutos, luego descompresión hasta presión atmos- férica.	Altas concentraciones de sólidos. Hidrólisis del 80-100% de la he- micelulosa, destrucción de parte de la xilosa obtenida, formación de inhibidores, se requie- re posterior lavado con agua. Al combinarse con H ₂ SO ₄ , SO ₂ , o CO ₂ mejora la eficiencia de la posterior hidrólisis enzimática, disminu- yendo inhibidores. Re- ducción de tamaño con menor gasto energético comparado con pulve- rización. Ocurre cierta despolimerización de la celulosa. La lignina no se solubiliza o lo hace muy poco, pero se redistribuye.	Bagazo, madera blanda, paja de arroz, madera de aspen, madera de eucalipto.	Sun y Cheng, 2002; Kaar <i>et al.</i> , 1998; Moniruzzaman, 1996; De Bari <i>et al.</i> , 2002; Heitz <i>et al.</i> , 1987; Söderström <i>et al.</i> , 2003; Lynd <i>et al.</i> , 2002.

Agua líquida caliente (LHW)	Agua caliente presurizada, T=170-230°C, 1-46min.	Concentraciones de sólidos <20%. Ocurre cierta despolimerización de la celulosa. Hidrólisis del 80-100% de la hemicelulosa, >50% oligómeros. Solubilización parcial de la lignina (20-50%). Conversión durante la hidrólisis de celulosa >90%. Baja o nula formación de inhibidores.	Bagazo de caña.	Lynd, 1996; Laser <i>et al.</i> , 2002; Lynd <i>et al.</i> , 2002.
-----------------------------	--	--	-----------------	--

Explosión de fibra con amoníaco (AFEX)	Dosis 1-2kg de amoníaco/kg de biomasa seca, 90°C, 30min.	Se requiere recuperación de amoníaco, no produce 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 celulosa <50%). Ocurre cierta despolimerización de la celulosa. Hidrólisis del 0-60% de la hemicelulosa en dependencia de la humedad, más del 90% oligómeros. Ocurre cierta solubilización de la lignina (~10-20%).	Materiales herbáceos (paja de trigo y cebada, cascarilla de arroz, desechos de maíz, switchgrass), residuos sólidos urbanos, papel periódico, alfalfa, astillas de aspen y bagazo.	Sun y Cheng, 2002, Dale <i>et al.</i> , 1996, Lynd <i>et al.</i> , 2002.
--	--	---	--	--

Explosión con CO ₂	Dosis de 4 kg CO ₂ /kg de fibra, p=5,62 MPa.	Conversión a glucosa durante la hidrólisis de celulosa >75% (alfalfa). No forma compuesto inhibitorios.	Alfalfa, mezcla de papel reciclado, bagazo de caña.	Sun y Cheng, 2002.
-------------------------------	---	---	---	--------------------

Pretratamientos químicos

Ozonólisis	Ozono, reacción a temperatura y presión ambientales.	Degradación principalmente de lignina. Conversión durante la hidrólisis de celulosa: 57% (aserrín). No se forman inhibidores.	Paja de trigo, bagazo, heno verde, cacahuate, pino, paja de algodón y aserrín de álamo.	Sun y Cheng, 2002.
------------	--	---	---	--------------------

Hidrólisis con ácido diluido	H ₂ SO ₄ , HCl, HNO ₃ al 1-5%. Procesos de flujo continuo para baja carga de sólidos (5-10% peso sustrato/peso mezcla) a T=160-200°C; procesos por lotes a alta carga de sólidos (10-40%) a T=120-160°C. Presiones cercanas a 1 MPa.	Hidrólisis del 80-100% de la hemicelulosa, altas conversiones de xilano a xilosa. La alta temperatura es favorable para la hidrólisis de celulosa. Se requiere neutralizar el pH para la posterior hidrólisis enzimática. Ocurre cierta despolimerización de la celulosa. La lignina no se solubiliza o lo hace muy poco, pero se redistribuye.	Desechos de maíz, bagazo de caña, madera de álamo, switchgrass, paja de trigo, astillas de álamo.	Sun y Cheng, 2002; Schell <i>et al.</i> , 2003; Rodríguez-Chong <i>et al.</i> , 2004; Esteghlalian <i>et al.</i> , 1997; Wooley <i>et al.</i> , 1999; Lynd <i>et al.</i> , 2002.
------------------------------	---	---	---	--

Hidrólisis con ácido diluido	H ₂ SO ₄ , HCl, HNO ₃ al 1-5%. Procesos de flujo continuo para baja carga de sólidos (5-10% peso sustrato/ peso mezcla) a T=160-200°C; procesos por lotes a alta carga de sólidos (10-40%) a T=120-160°C. Presiones cercanas a 1 MPa.	Hidrólisis del 80-100% de la hemicelulosa, altas conversiones de xilano a xilosa. La alta temperatura es favorable para la hidrólisis de celulosa. Se requiere neutralizar el pH para la posterior hidrólisis enzimática. Ocu- rre cierta despolimeriza- ción de la celulosa. La lignina no se solubiliza o lo hace muy poco, pero se redistribuye.	Desechos de maíz, bagazo de caña, madera de álamo, switchgrass, paja de trigo, astillas de álamo.	Sun y Cheng, 2002; Schell <i>et al.</i> , 2003; Rodríguez-Chong <i>et al.</i> , 2004; Esteghlalian <i>et al.</i> , 1997; Wooley <i>et al.</i> , 1999; Lynd <i>et al.</i> , 2002.
Hidrólisis con ácido concentrado	H ₂ SO ₄ al 10-30%, 170-190°C, relación 1:1,6 sólido-líquido. Ácido peracético 21-60%, sistema tipo silo.	Se requiere la recupera- ción del ácido. Tiempos de residencia mayores que en la hidrólisis con ácido diluido.	Bagazo de caña, aserrín de madera dura.	Cuzens y Mi- llar, 1997; Teixeira <i>et al.</i> , 1999.
Hidrólisis alcalina	NaOH diluido, 24 h, 60°C	Remoción de lignina 24-55% para madera dura con contenido inicial de lignina del 20%, difícil remoción para maderas blandas con contenidos de lignina >26%. Hidróli- sis de >50% de la hemi- celulosa. Sustancial hin- chamiento de la celulosa. Conversión durante la hidrol. de celulosa: 78,2% (paja de arroz), 67,1% (bagazo). Con- versión durante la hidrol. de celulosa: proceso con- ventional, aprox. 54%; NaOH+H ₂ O ₂ , aprox. 65% (hojas de caña de azúcar).	Madera dura, pajas con bajo contenido de lignina (10-18%), desechos de maíz, bagazo de caña, hojas de caña de azúcar.	Sun y Cheng, 2002; Rivers y Emert, 1988; Hari Krishna <i>et al.</i> , 1998; Lynd <i>et al.</i> , 2002.
Deslignifi- cación oxidativa	Peroxidasa y H ₂ O ₂ al 2%, 20°C, 8h.	Solubilización del 50% de la lignina y de casi la totalidad de la hemicelu- losa. Conversión durante la hidrólisis de celulosa: 95% (aserrín).	Bagazo de caña.	Sun y Cheng, 2002.

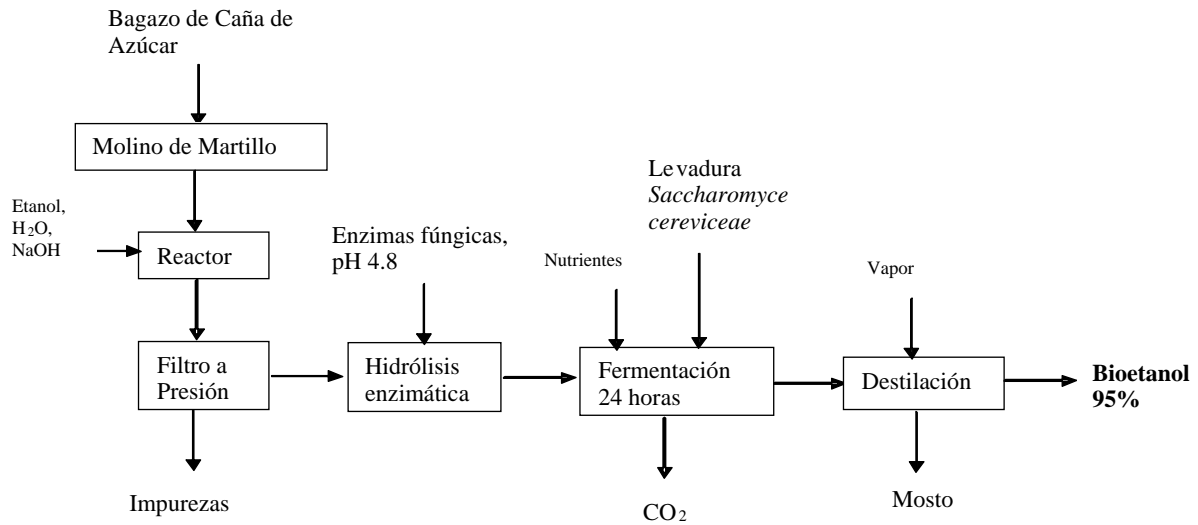
Proceso organosolv	Solventes orgánicos (metanol, etanol, acetona, etilenglicol, trietilenglicol, entre otros) o su mezcla con 1% de H ₂ SO ₄ o HCl.	Ruptura de la lignina interior y de las uniones de hemicelulosa. Solubilización casi total de la lignina. Hidrólisis casi total de la hemicelulosa. Altos rendimientos de xilosa. Recuperación de solventes y su remoción del sistema para no inhibir los procesos biológicos subsiguientes.	Madera de álamo.	Sun y Cheng, 2002; Rezzoug y Capart, 1996; Lynd <i>et al.</i> , 2002.
--------------------	--	--	------------------	---

Pretratamiento biológico

Pretratamiento con hongos	Hongos de la pudrición blanca, blanda y parda. Producción de celulasas por fermentación en sustrato sólido.	Los hongos producen celulasas, hemicelulasas y enzimas degradadoras de lignina: ligninasas, ligninperoxidasas, polifenoloxidasas, lacasas y enzimas reductoras de quinonas. Proceso muy lento: <i>Pleurotus ostreatus</i> convierte el 35% de la paja de trigo en azúcares reductores en cinco semanas. Hongos de la pudrición parda degradan celulosa Hongos de la pudrición blanca y blanda degradan celulosa y lignina.	Paja de trigo, desechos de mafz.	Sun y Cheng, 2002; Tengerdy y Szakacs, 2003.
---------------------------	---	--	----------------------------------	--

Anexo II

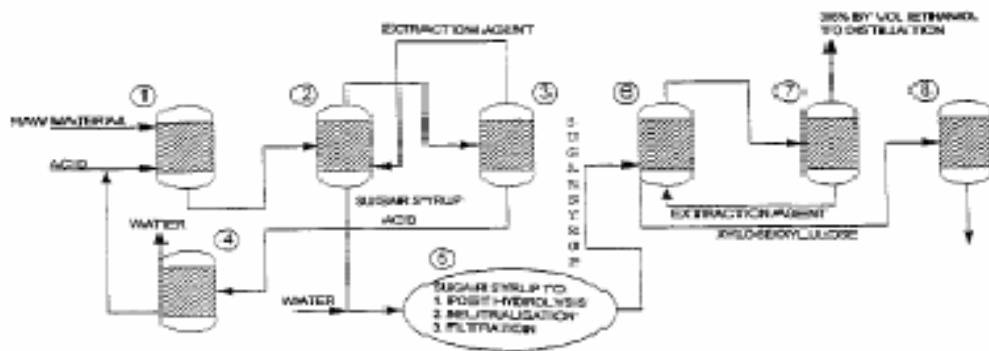
Etapas del proceso de obtención de etanol a partir de biomasa (Ley 2006).



En este orden, **Florez A, y col. (2005)** refieren que los residuos de cosechas (o biomasa secundaria) poseen un gran potencial para la producción de bioetanol en Colombia.

Anexo IV

Diagrama de flujo simplificado para la producción de etanol a partir de desechos celulósicos.



1. MAIN HYDROLYSIS

2. PRECIPITATION OF SUGAR SYRUP

3. SEPARATION OF ACID AND EXTRACTION AGENT

4. CONCENTRATING THE ACID

5. POST HYDROLYSIS, NEUTRALISATION AND FILTRATION OF SUGAR SYRUP

6. GLUCOSE/MANNOSE FERMENTATION

7. FLASH TANK

8. XYLOSE/XYLULOSE FERMENTATION

Anexo V

Aparece los valores máximos o mínimos de los parámetros que definen la calidad del etanol, de acuerdo al nivel de impurezas que este posee, **(Norma Cubana N^o 06-22. 1987) (Migoya M. O. 2000).**

Normas de calidad para alcoholes.

Especificaciones	Alcohol superfino	Alcohol fino		Alcohol técnico		Alcohol Absoluto
		A	B	A	B	
Grado alcohólico a 15 ^o C (^o GL)	96.3 **	96	95.5	95	93	99.5-99.8
Tiempo de permanganato (min)	40 **	25	25	5	2	-
Acidez total (mg ácido acético/L a. a)	15 *	16	30	30	22	-
Aldehídos (mg acetaldehído/L a. a)	8*	12	20	30	-	-
Alcoholes superiores (mg/l a. a)	4*	55	40	150	-	-
ésteres totales (mg acetato de etilo/l a. a)	20*	35	35	100	60.85	-

Anexos VI

Evolución de precios de insumos:

(<http://www.aca.com.uy/publicaciones/publicaciones/revista33-precios-insumos.htm>.)

	Promedio anual en dólares			
PRODUCTO	1999	2000	2001	2002
	(2)	(3)	(4)	(5)
Promedio cotización dólar (1)	11,61	12,510	13,287	20,907
Gasoil (precio/litro)	0,41	0,43	0,49	0,40
Lubricantes:-				
Super Diesel x 200 lts. (precio/litro)	2,75	2,80	2,71	2,23
Turbo Diesel 15W40 x 20 lts. (precio litro)	3,10	3,20	3,09	2,43
Fertilizantes:-				
Fosfato de Amonio (precio/tonelada)	308,00	270,00	273,00	271,00
Superconcentrado (precio/tonelada)	251,00	244,00	236,00	237,00
Urea (Precio/tonelada)	161,00	190,00	223,00	203,00
Glifosato (precio/litro)	4,30	2,87	2,85	2,60
Semillas forrajeras:-				
Avena comercial (precio/kilo)	0,36	0,44	0,26	0,30
Lotus Rincón (precio/kilo)	2,95	2,95	2,95	3,13
Lotus San Gabriel/Ganador (precio/kilo)	1,60	2,80	1,68	1,36
Ray Grass E 284 (precio/kilo)	0,31	0,58	0,31	0,48
Trebol Blanco (precio/kilo)	4,39	4,90	3,60	3,36
Trebol Rojo (precio/kilo)	2,15	3,50	3,50	2,71

Anexo VII

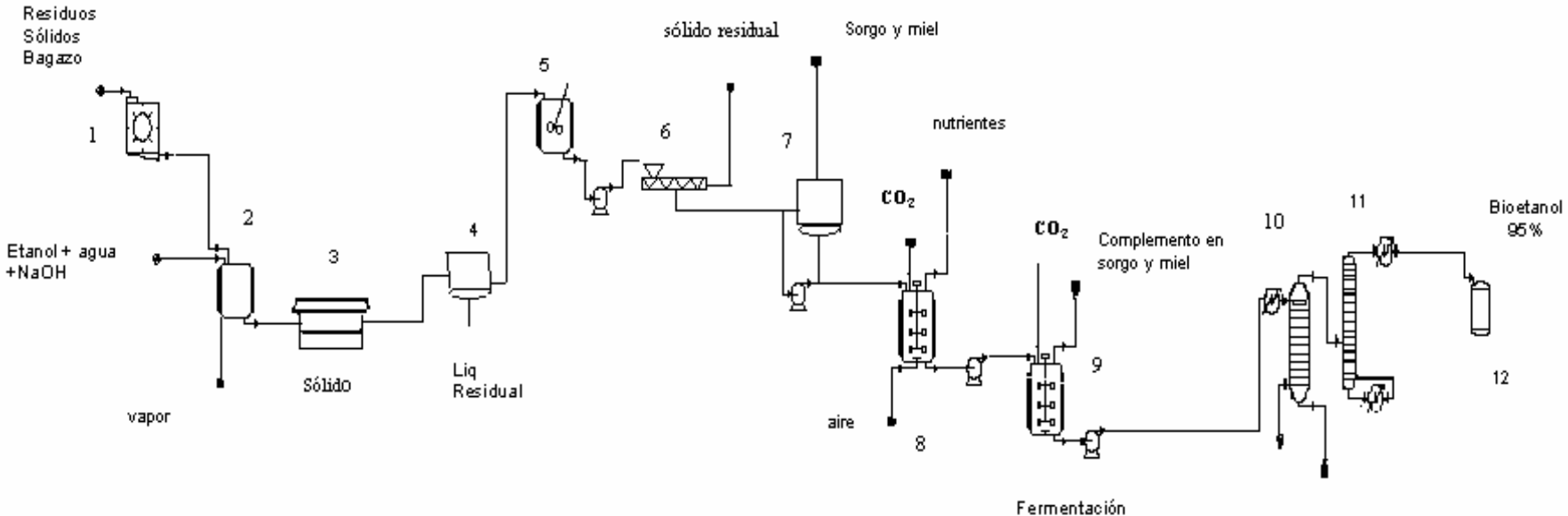


Diagrama de flujo con los equipos que intervienen en la producción.

Anexo VIII

Relación de los equipos que se encuentran en el diagrama de flujo.

Cod	Equipos	# de equipos
1	Molino de Martillo	1
2	Reactor(digestor)	1
3	Nave (Tratamiento biológico)	1
4	Tanque lavador	1
5	Reactor Hidrolizador	2
6	Filtro a Presión	1
7	Tanque de batisión	1
8	Prefermentador	1
9	Fermentador	1
10	Torre de destilación	1
11	Torre rectificadora	1
12	Bombas centrífugas	4
13	Tanque de almacenamiento	1
14	Agitador de paleta	1

Anexo IX

Se muestran los rangos nacionales en que se mueve la composición de la miel final de caña (Ing. Obregón J. Luna, 2000).

PARAMETRO	VALOR
pH	5.4-5.8
°Brix	85 a 88
% Sacarosa	35 a 40
% Azúcares reductores totales	55 a 57
% Azúcares reductores libres.	16 a 23
% Azúcares reductores infermentables	2 a 4.
Acidez Total	0.3 a 0.9 mg/l
% Nitrógeno total:	0.2 a 0.7
% Nitrógeno Asimilable	0.13 a 0.35
% P ₂ O ₅ Total	0.05 a 0.25
% P ₂ O ₅ asimilable.	0.02 a 0.06
PARAMETRO	VALOR
% Cenizas	8 a 14
% Gomás	1.5 a 5.0
Biotina	0.15 a 0.27 µg/g
Vitamina B ₁	1.2 a 1.4 µg/g
Vitamina B ₂	6 a 8 µg/g
Acido Pantoténico	50 µg/g
Inositol	6000 µg/g
Aminoácidos	0.96 %

Anexo X

Necesidad nutricional que se requieren para 1 Kg de levadura base seca (Ing.

Obregón J. Luna, 2000):

N	60-80 g
P	10-20 g
S	10 g
K	40 g
Mg	2 g
Na	2 g
Ca	2 g
Fe	0.2 g
Mn	0.02 g
Biotina	0.25 mg
Azúcares fermentables	2.0-2.2 Kg
Mieles finales(Aportan los azúcares fermentables)	3.8-4.2 Kg