

*Universidad Central "Marta Abreu" de las Villas  
Departamento de Ingeniería Química  
Facultad Química- Farmacia*

## **TRABAJO DE DIPLOMA**

*Título: Simulación del proceso tecnológico de obtención de etanol a partir de bagazo de caña utilizando el software Hysys.*



**UNIVERSIDAD CENTRAL  
"MARTA ABREU" DE LAS VILLAS  
VERITATE SOLA NOBIS IMPONETUR VIRILISTOGA  
VERITATE SOLA NOBIS IMPONETUR VIRILISTOGA**

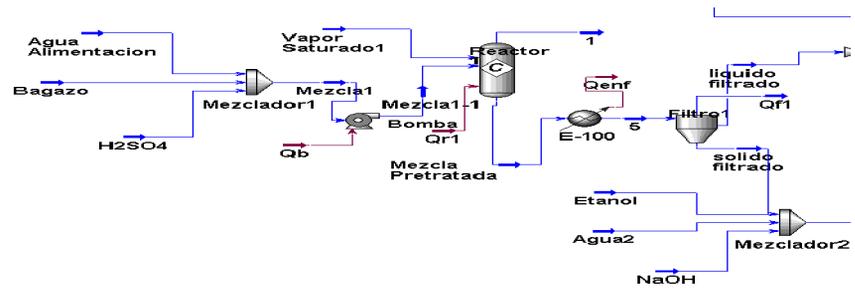
*Autor: Ortelio Gómez Suárez*

*Tutores: D.rSc. Erenio González Suárez*

*MSc. Yaser Oliva Conyedo*

**Curso 2008-2009**

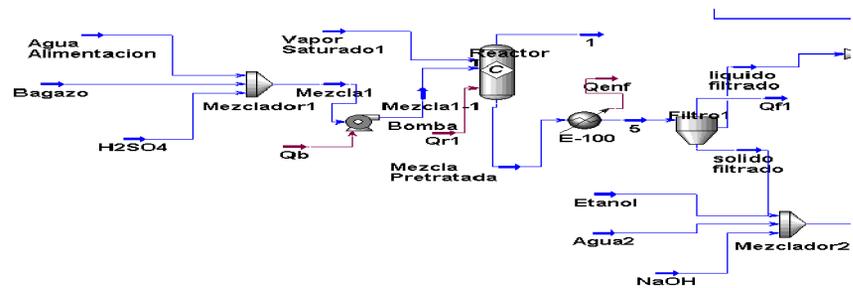
**Año del 50 Aniversario de la Revolución**



# Pensamiento

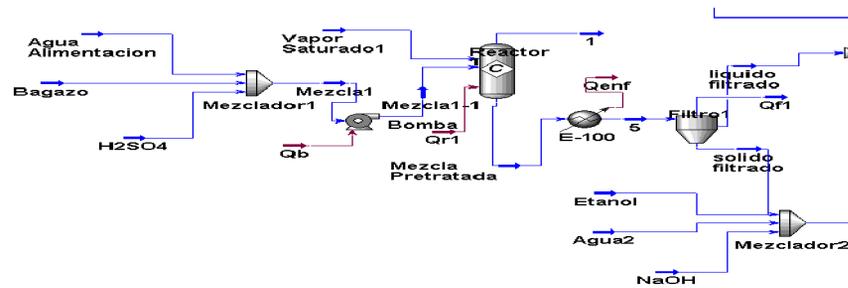
*.....Hay que trabajar para enriquecer los conocimientos adquiridos durante los estudios, para saberlos aplicar en la práctica de manera creadora y recordar que la realidad es siempre mucho más rica que la teoría, pero que la teoría es imprescindible para desarrollar el trabajo profesional de un mundo científico.*

*Fidel Castro Ruz.*



# Dedicatoria

- **Dedico esta tesis a mis padres y ami hermanito Oslay.**
- **A mi hermanita Omaidia y a todos aquellos que me han apreciado siempre y quem ayudaron en el transcurso de mi carrera y en la realización de este trabajo y en mi paso por la universidad.**
- **A mis abuelos donde quieran que estén.**



Agradecimientos

### Agradecimientos

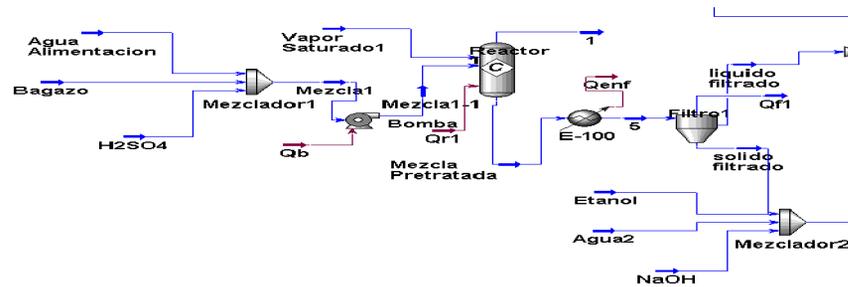
Quizás en una hoja no es fácil plasmar a todas las personas que quisieras agradecerle por haberte ayudado quizás no quepan todas las personas que me han ayudado en el transcurso de mi carrera, es decir, en mi paso por la universidad, por favor si omito a alguien no se sienta ofendido.

- Primero que todo quiero agradecer a la Revolución cubana por darnos la oportunidad de estudiar y hacernos profesionales sin cobrarnos nunca un centavo.
- Agradezco a mis padres por su apoyo y colaboración.
- En la universidad siempre hace falta el consejo y el amor de una madre y he sido afortunado pues tengo dos Irenia Gallardo Aguiar y Lidia López Valdez, a ellas tengo tanto que agradecerle por consejo, apoyo en momentos difíciles, ayudarme en todo siempre que la solución estuviera a su alcance y si no lo estaba hacían lo posible y lo imposible por ayudarme.
- También quisiera agradecer a una persona que estimo mucho y la quiero como un padre el es Ronaldo que a parte de la relación que por motivos de trabajo entablamos, ella se fortaleció hasta el punto de quererlo mucho y quisiera para él la gloria y la felicidad de la vida junto a sus seres queridos.
- A mis hermanos de la universidad Osmel, Youry, Félix Orlando, Ernesto, Carlos, David, Michel, gracias por ser como son y ser ese granito de amor que se me ha impregnado en lo más profundo de mi corazón y nunca se borran del espacio que ocupan en él.
- A mis hermanas de la universidad Heidy Crespo, Yanisley, Neisy, Yitsy, Yeny, Merlis, Lidinurys, a Yadira, Vianka, Mairé y Aracelys (que las quiero como si fueran mis hijas), a Yailín, Mairén, Yalaina, nunca las olvidare y siempre estarán presentes en mi vida.
- A mis profesores y compañeros de la universidad como fueron Marlen Morales, Margarita, Cristina, Nancy López, Reina Reyes, Miguel el administrador, a Feyt por tantas veces que lo moleste y siempre me extendió la mano, a Luis Ernesto, Laisel, Juan Manuel, a Leyva, a Vladimir y a su esposa, a Dora Mendoza.
- A mi hermana Omaidá que hace más de tres años que no la veo por encontrarse bien lejos, pero la distancia no ha sido impedimento para saber que es amiga, mi hermana, para lo que sea y que puedo contar con ella para lo que necesite, omi muchas gracias por todo ese cariño y amor que siempre me has dado, estás y estarás en mi corazón siempre.

## Agradecimientos

---

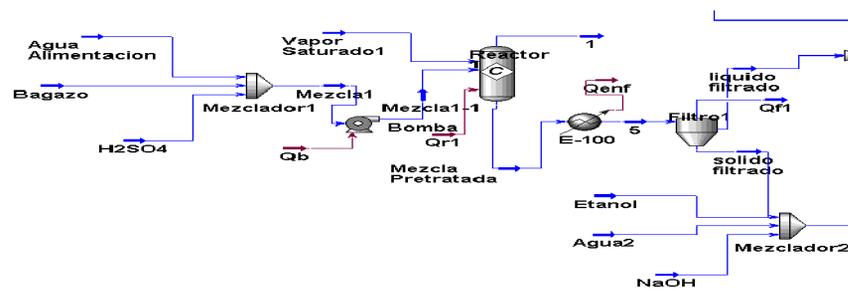
- A mi amiga Lizandra por sus grandes consejos, apoyo, sinceridad te quiero mucho porque me enseñaste mucho, lisy gracias por todo, al igual que a tu mamá y a tu papá
- Al claustro de profesores de la carrera de Ingeniería Química y específicamente a mis tutores Yaser, Erenio por toda la ayuda que me ofrecieron.
- A mis hermanos del barrio Laura, Iransito, Yasmany, Maritza, Ennóe, Grisel, mi tía Odilia y mi prima Odeity y a Mayra (la mamá de Omaidá) por quererme tanto y darme tanto amor, a toda mi familia, específicamente a mis abuelos , por el cariño que siempre me han profesado, en la vida se triunfa con esfuerzo y con amistades como ustedes.
- A las muchachitas de la secretaria de la facultad de Química-Farmacía, liliána, llein, Memo, por toda ayuda que me dieron eso se me quedo grabado en mi corazón, por su preocupación constante de que todo me saliera bien.
- A mis amigas y amigos del Combinado Lácteos "Escambray" ellas son Yaremy, Mildrey, Daymis, Leandro, Yosdeivy por apoyarme durante mis prácticas y brindarme su apoyo desinteresado, nunca los olvidare.



# Resumen

### Resumen

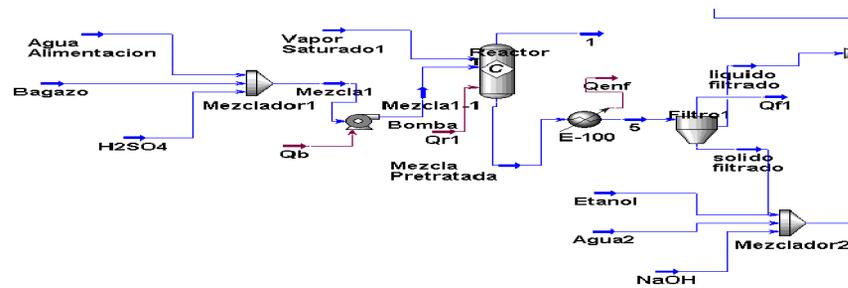
En el presente trabajo se realizó una simulación del proceso tecnológico de obtención de etanol a partir de materiales lignocelulósicos (específicamente el bagazo de caña). Primeramente se llevo a cabo una revisión bibliográfica donde se hizo un estudio de los principales componentes del proceso, definiendo su composición, sus usos, su tecnología y pre-tratamientos que reciben, así como de las principales características de la simulación de procesos químicos. Posteriormente se evaluó en el simulador HYSYS este proceso para las siguientes condiciones: temperatura de la primera etapa a 120°C y sacarificación y fermentación separadas, mostrándonos en su ambiente de simulación, sus principales corrientes, con sus respectivos parámetros característicos, así como los equipos utilizados en cada etapa. Luego se realizó un análisis económico para dos capacidades de la planta obteniéndose como mejor configuración cuando la planta trabaja a 1000HL/día, según las condiciones estudiadas. También se realizó un análisis de sensibilidad a algunas variables con cierto grado de incertidumbre determinando que la que mayor efecto tiene sobre los indicadores de rentabilidad costo unitario y costo por peso fue la temperatura de ebullición de la Xilosa.



Abstract

### **Abstract**

In this Project is realized the simulation of the technological process through which one can obtain ethanol from lignocelluloses materials (specifically from the bagasse of sugar cane). In the first place the revision of the bibliography was done , studying the principals components of the process, defining their compositions , the different cases in which one use these components , the technology and pretreatment which can be applied to these components .There was also done the study of the principal characteristics of the simulation of chemical processes. Followed by the evaluation of the process applying the simulator HYSYS, analyzing conditions such as the temperature of the first stage at 120 degrees Celsius, the scarification and the fermentation separately. Exposing the principal streams including their different characteristics parameters and also the equipments used in this process. Later on an economical analyze of two capacities of the plant were done obtaining the best configuration when the plant functions at the production of 1000 HL/day of ethanol according to the conditions studied in this project. Followed by the analyze of the sensibility of some variables with a certain degree of uncertainty, determining that the variable that has the most negative effect on the indicators of the ratability such as the unitary cost and the cost per weight is the temperature of ebullition of the xylose .



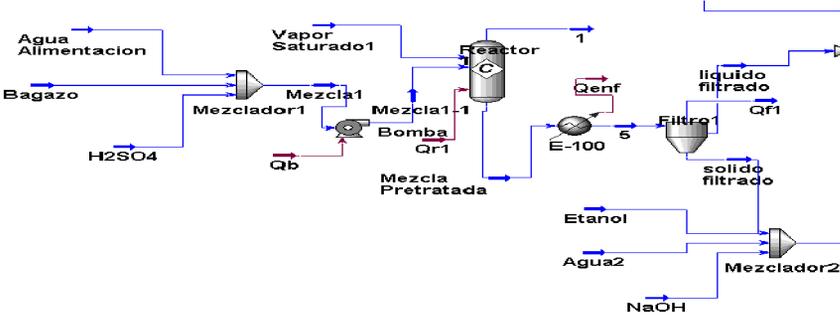
# Índice

## Índice

Índice	Pág.
<b>Introducción</b>	1
<b>Capítulo I. Revisión Bibliográfica.</b>	4
1.1 Biomasa lignocelulosica	4
1.1.1 Composición física y química de la biomasa de la biomasa lignocelulosica.	4
1.1.2 Bagazo como biomasa lignocelulósica	5
1.1.3 Composición física del bagazo	6
1.1.4 Composición química del bagazo.	6
1.4.1 Principales usos del bagazo.	6
1.2 Productos y co-productos del fraccionamiento de la biomasa lignocelulósica.	7
1.2.1 Etanol como producto líder .Principales características y sus usos.	7
1.2.2 Principales usos del Etanol.	7
1.2.3 Co-productos del proceso de fraccionamiento de la biomasa .Principales usos.	8
1.3 Tecnologías para la obtención de etanol y sus co-productos a partir de biomasa lignocelulósica.	9
1.3.1 Pre-tratamientos de la biomasa lignocelulósica	9
1.3.2 Hidrólisis de la biomasa lignocelulósica.	11
1.3.3 Fermentación	16
1.3.4 Concentración de Etanol.	18
1.4 Simulación de procesos químicos	19
1.4.1 Principales conceptos	19
1.4.2 Características esenciales de los simuladores disponibles.	20

1.4.3 Simulación del proceso tecnológico de obtención de Etanol a partir de residuos lignocelulósicos.	21
1.4.4 Conclusiones Parciales	23
<b>Capitulo#2 Evaluación del proceso tecnológico de obtención de etanol de bagazo de caña de azúcar utilizando el simulador Hysys.</b>	
2.1 Análisis de los resultados de estudios previos incluyendo el laboratorio.	25
2.2 Definición de Materias Primas a emplear.	26
2.3 Definición de productos y sub-productos a obtener	26
2.4 Definición del Esquema tecnológico.	27
2.5 Definición de las bases de diseño de los equipos.	31
2.5.1 Definición de capacidades.	31
2.5.2 Balance de materiales y energía usando el simulador Hysys.	31
2.5.2.1 Selección de componentes a utilizar en el proceso de obtención de etanol a partir de bagazo de caña.	32
2.5.2.2 Asignación de propiedades química-físicas a los componentes seleccionados	32
2.5.2.3 Declaración de las reacciones.	33
2.5.2.4 Selección del paquete termodinámico de propiedades.	34
2.5.2.5 Ambiente de Simulación	35
2.5.2.6 Desventajas y ventajas del uso del simulador Hysys en el proceso de obtención de etanol a partir del bagazo de caña.	44
2.6 Conclusiones Parciales	47
<b>Capitulo #3: Evaluación Económica para una planta de obtención de etanol a partir de bagazo de caña.</b>	49
3.1 Definición sobre los factores que inciden en la evaluación económica de los equipos con incertidumbre.	49

3.2 Desarrollo de modelos de indicadores económicos que caractericen el sistema.	50
3.3 Estudio de sensibilidad preliminar	58
3.4 Análisis de los resultados	61
3.5 Conclusiones Parciales	62
Conclusiones Generales	64
Recomendaciones	66
Bibliografía	67
Anexos	74



# Introducción

## Introducción

El alto consumo energético ha traído consigo una inevitable disminución de las reservas de combustibles fósiles y la generación de un ambiente con niveles preocupantes de contaminación.

Ambos aspectos se han tornado altamente importantes en el mundo, afectando tanto cuestiones ambientales y económicas, como las que involucran la seguridad mundial y las políticas de producción y comercialización del petróleo y sus derivados.

Debido a esta problemática el etanol ha ocupado un lugar importante dentro de los combustibles obtenidos a partir de fuentes renovables.

En el presente trabajo se ha realizado un estudio sobre la obtención de etanol de segunda generación, utilizando como material lignocelulósico el bagazo de caña de azúcar, abundante en Cuba, y es una de la biomasa residual derivada del proceso de extracción de sacarosa de la caña de azúcar.

En la Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas en el contexto de un Proyecto CITMA Nacional, se ha desarrollado un proceso tecnológico en dos etapas con fraccionamiento ácido en la primera y básico con adición de etanol (Organosolv) en la segunda, que a nivel de laboratorio ha dado resultados competitivos.

El avanzado desarrollo tecnológico, sobre todo en el campo del software ha hecho posible que algunas empresas hayan diseñado potentes simuladores que nos permiten en un corto periodo de tiempo conocer el comportamiento de un determinado proceso químico y así poder tomar decisiones sobre su futuro desarrollo. Entre los simuladores más potentes encontramos el Hysys y el Aspen plus.

De acuerdo con lo planteado se puede formular la siguiente problemática:

### Hipótesis:

Mediante la aplicación del software Hysys y considerando los principios fundamentales de las disciplinas de Ingeniería Química se puede lograr una simulación de un proceso tecnológico de producción de etanol de bagazo de caña

de azúcar y determinar la sensibilidad de los parámetros de factibilidad económica a las propiedades química-físicas de los principales compuestos químicos involucrados en el proceso tecnológico.

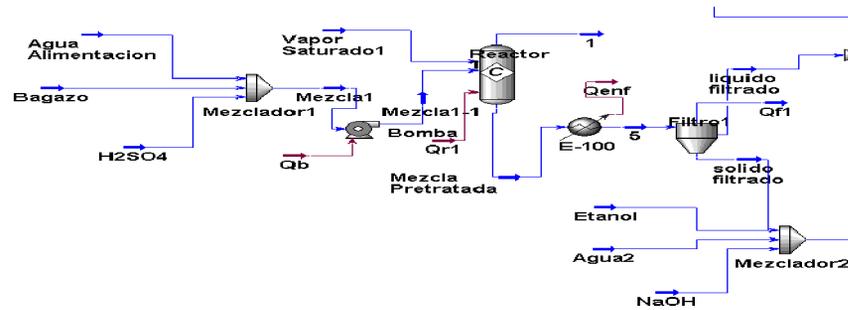
### Objetivo general de la tesis

Propiciar una vía automatizada de estudiar la factibilidad técnico económico de una tecnología de obtención de etanol de bagazo de caña de azúcar y con ello determinar la sensibilidad de los parámetros de factibilidad a la principal incertidumbre en los parámetros químico físicos inherentes a las corrientes del proceso.

En esta investigación los objetivos específicos son los siguientes:

### Objetivos específicos:

1. Asimilar el software Hysys para utilizarlo en la simulación de un proceso tecnológico de producción de etanol a partir de bagazo de caña de azúcar.
2. Determinar las ventajas y limitaciones principales del software Hysis en la simulación de proceso que utilicen la biomasa como materia prima.
3. Determinar los parámetros principales de operación en una tecnología propia de producción de etanol de bagazo de caña de azúcar.
4. Evaluar la sensibilidad de los principales indicadores técnico -económicos, estimados en el escalado industrial, de una planta de etanol de residuos lignocelulósicos, a los cambios de los parámetros químico físico de las materias primas y los compuestos intermedios de la producción de etanol.



# Capítulo I

**Capítulo 1: Revisión Bibliográfica.**

**1.1 La biomasa lignocelulósica**

**1.1.1 Composición física y química de la biomasa lignocelulósica.**

La pared celular de los vegetales está formada por un 70-85% de polisacáridos estructurales (celulosa y hemicelulosa), y por un 10-30% de lignina. Esto constituye el denominado material lignocelulósico. El resto lo componen sustancias solubles en compuestos orgánicos (taninos, terpenos, lípidos y otros). La celulosa es el principal componente de las paredes celulares de las plantas superiores. El contenido de celulosa varía entre 36 y 51% de la masa seca. **(Olsson, 1994)**

La palabra hemicelulosa es un término que se utiliza para designar a un grupo de heteropolisacáridos. Debido a que las cadenas de hemicelulosa no son lineales, tienen ramificaciones laterales y no tienen estructura regular, este polímero no es cristalino y es fácilmente hidrolizado. **(SERI, 1986)**

La lignina es un polímero extremadamente complejo formado por unidades de fenilpropano unidas en una estructura tridimensional.

Componente	Madera blanda (P.Radiata)	Madera Dura	Paja Trigo	Mazorca maíz	Bagazo remolacha
Agua	35-50	35-5	10	10	16
Celulosa	42-50	48-50	30	40	22.9
Hemicelulosa	24-27	29-37	26	24	49.3
Xilano	8-5	19-22	22	20	-
Hexosanos	20	10	4	4	-
Otros carbohidratos	-	-	22	20	12.6
Lignina	20	21	13	10	1.2
Proteínas	-	-	3	3	8.2
Cenizas	8.5	1	6	2	3.8
Extractivos	2.8-6.0	1-6	-	1	1

**Tabla 1.1: Composición química típica de diversos materiales lignocelulósicos (% base seca).**

## Otros componentes

Mediante solventes orgánicos se tienen compuestos orgánicos extraíbles. Estas sustancias son resinas, grasas, terpenos, fenoles y taninos. También aparecen ácidos orgánicos derivados de la hemicelulosa (ejemplo ácido urónico).

**Sales minerales (cenizas). Su composición varía ampliamente desde un 0,2% en madera limpia hasta un 4% en astillas de madera o paja de trigo. (SERI, 1986).**

### 1.1.2 Bagazo como biomasa lignocelulósica

El bagazo es el residuo del proceso de fabricación de azúcar a partir de la caña, el remanente de los tallos después de ser extraído el jugo azucarado que esta contiene, por los molinos del central. El uso tradicional y más difundido del bagazo es en la producción de vapor mediante su combustión en las calderas del propio central azucarero. Estudios realizados acompañados de la experiencia industrial acumulada en los años más recientes, han demostrado la viabilidad de satisfacer las demandas energéticas de los centrales azucareros, con prácticamente la mitad de su bagazo, quedando un sobrante factible de ser empleado en más de cuarenta aplicaciones demostradas, de las cuales las más relevantes son la producción de celulosa y papel, tableros, etanol, alimento animal y furfural.

### 1.1.3 Composición física del bagazo

Físicamente el bagazo está constituido por cuatro fracciones las cuales se muestran en la tabla 1.2 y su magnitud relativa está en dependencia del proceso agroindustrial azucarero.

Componentes	%
Fibra o bagazo	45
Sólidos no solubles	2-3
Sólidos solubles	2-3
Agua	49-51

**Tabla 1.2: Composición física del bagazo.**

La fibra representa aproximadamente el 45% en peso del bagazo, está compuesta de toda la fracción sólida orgánica, insoluble en agua, presente originalmente en el tallo de la caña, y que se caracteriza por su marcada heterogeneidad desde el punto de vista morfológico.

**(Triana, 1990), (Gálvez, 2000).**

Los sólidos no solubles o fracción insoluble en agua, están constituidos principalmente por sustancias inorgánicas (piedras, tierra, materias extrañas) esta fracción, si bien pequeña, participa en la composición del bagazo y está grandemente influenciada por las condiciones del procesamiento agrícola de la caña, tipo de corte y de recolección.

Los sólidos solubles abarcan la fracción que se disuelve en agua, compuesta fundamentalmente por sacarosa, cuya extracción ulterior en el central no resulta económica, así como otros componentes químicos como ceras, en menor proporción.

### **1.1.4 Composición química del bagazo.**

El bagazo está compuesto por celulosa, hemicelulosa y lignina, como principales polímeros naturales. Presenta además, pequeñas cantidades de otros compuestos clasificados de conjunto como componentes extraños.

El peso molecular promedio de la celulosa de bagazo está en el rango de 150 000 a 350 000. Desde el punto de vista cuantitativo su presencia es semejante a las de todas las maderas, en el orden de 41-44%. **(Triana, 1990), (Gálvez, 2000)**

Las hemicelulosas que más abundan en el bagazo son del tipo D-xilasas. Las cadenas poliméricas son cortas, el peso molecular promedio viscosimétrico se encuentra en el rango de 10 000 a 20 000 y la proporción en el bagazo es de 25 a 27%. **(Gálvez, 2000)**

La lignina es el tercer componente en importancia cuantitativa del bagazo entre 20 y 22%, y representa un conjunto de polímeros amorfos, reticulares, de altos pesos moleculares y naturaleza eminentemente fenólica. **(Lara, 1999).**

### **1.1.5 Principales usos del bagazo de la caña de azúcar**

La mayor parte del bagazo producido en la industria azucarera es utilizado para generar la energía requerida en las fábricas de azúcar, lo que representa un considerable ahorro de divisas para Cuba. Como el bagazo históricamente ha sido un residual, la eficiencia térmica de las calderas no ha sido una preocupación, ya que mientras más ineficiente sea una caldera mayor cantidad de bagazo será consumido y menor será el problema de disposición del residual**(Gálvez, 2000).**Con el advenimiento de la diversificación de la industria

azucarera, el bagazo ha dejado de ser un residual y ha devenido una materia prima, por lo que la optimización de su uso como combustible se ha convertido en una necesidad **(Baudel et al., 2005)**. Se ha demostrado que si se utilizan calderas más eficientes energéticamente y logrando la integración material y energética de la fábrica de azúcar con la de etanol o incluso, incluir otros materiales lignocelulósicos disponibles en la fábrica de azúcar para la generación de energía como es el caso de la paja de la caña es posible, con bajas inversiones, satisfacer las necesidades energéticas de los ingenios con aproximadamente la mitad del bagazo producido **(Catá, 2006) (Baudel et al., 2005)**. El bagazo sobrante podría emplearse como materia prima para otras industrias, entre ellas la del etanol. El bagazo de caña de azúcar se encuentra disponible en las fábricas de azúcar sin un costo adicional, ya que los costos de cultivo, transportación y almacenamiento son cubiertos por la producción de azúcar **(Teixeira et al., 1999)**. El bagazo representa, por tanto, una fuente barata y abundante de carbohidratos con un gran potencial de ser convertido en etanol. La gran experiencia en la manipulación, transportación y almacenamiento del bagazo disminuye los riesgos inversionistas y lo hacen atractivo en comparación con otros materiales lignocelulósicos. El bagazo puede ser convertido en derivados como electricidad **(Sharma and Sharma, 1999);(Kilicaslan et al., 1999)** y otros productos entre los que se encuentran, pulpa para disolver **(Romero et al., 2000)**, tableros **(Carvajal et al., 2000)**, medicamentos **(Cruz et al., 2000)**, alimento para el ganado **(Villar et al., 2000)**, proteína unicelular **(Pessoa et al., 1997); (Nigam, 2000)**, enzimas **(Gutiérrez-Correa et al., 1999); (Banerjee and Pandey, 2002)**, furfural **(Singh et al., 1984)**, xilitol **(Felipe et al., 1997)** ácido glutámico, carbón activado, amoníaco y metanol.

### **1.2 Productos y co-productos del fraccionamiento de la biomasa lignocelulósica.**

#### **1.2.1 Etanol como producto líder. Principales características y sus usos.**

El término alcohol utilizado se refiere al alcohol etílico de fórmula  $C_2H_5OH$ , conocido también como etanol, metil carbinol o alcohol de caña o de granos. Es un líquido incoloro, transparente, volátil, de olor etéreo, sabor picante y miscible en agua y diferentes líquidos orgánicos. Se emplea en la industria destilado con diferentes grados de pureza según su destino. Normalmente se comercializa en forma hidratada (de 95 a 96 %) o anhidra (mayor de 99 % de volumen). El uso fundamental ha sido como sustituto de la gasolina debido a que sus mezclas aumentan el octanaje de forma adicional. Adicionalmente la sustitución

total de la gasolina por alcohol permite reducir en los gases de escape el monóxido de carbono y óxido de nitrógeno, los cuales son altamente nocivos.

### Principales características:

Punto de ebullición	78.3 °C
Punto de congelación	-114.1 °C
Calor de combustión	1372Kj/mol
Calor evaporación	304 cal/g

### 1.2.2 Principales usos de etanol

- Sustituto de la gasolina.
- Como materia prima para la obtención de acetaldehído. (Ruta Alcoquímica)
- Antiséptico.
- Solvente.
- Agente preservante y precipitante.
- Disolvente de nitrocelulosa.
- Gomas.
- Resinol.
- Jabón.
- Aceites esenciales.
- Drogas.
- Ceras.
- Bebidas alcohólicas

### 1.2.3 Co- productos del proceso de fraccionamiento de la biomasa. Principales usos.

Los principales co-productos se relacionan a continuación: Lignina, Furfural y Sólido hidrolizado. Estos co-productos se emplean para la elaboración de productos químicos. En este aspecto, los usos potenciales pueden discriminarse según la siguiente clasificación:

**(Cunningham R. y López, 1994).**

**a)** Fracción celulósica: en su estado polimérico natural, como fibra en la industria papelera; derivados modificados o regenerados: rayón, celofán, acetato de celulosa, coésteres (acetato - propionato de celulosa, acetato - butirato de celulosa), etil celulosa, hidroxietilcelulosa, carboximetilcelulosa; etc.

**b)** Fracción lignina: como macromolécula en dispersantes, estabilizantes de emulsiones, agentes complejantes, precipitantes, coagulantes, etc. como macromolécula en resinas termoestables, refuerzos de caucho, antioxidante en formulaciones de polímeros compuestos; como matriz para operaciones de adsorción, desorción o liberación controlada, intercambio iónico; mediante carbonización o pirólisis a carbón activado, fibras y espumas de carbón; mediante fragmentación a unidades moleculares más reducidas como intermediario de síntesis químicas; como combustible directo; etc.

**c)** Fracción hemicelulósica: hidrólisis a pentosas y posterior procesamiento a furfural, ácido levulínico, polímeros, etc. procesamiento biológico de los residuos de pulpado de la madera para producir alimentos para ganado; aditivos incrementadores de la resistencia mecánica del papel; etc.

### **1.3 Tecnologías para la obtención de etanol y sus co-productos a partir de biomasa lignocelulósica.**

Cualquiera que sea el diseño conceptual específico que se adopte, todos incluyen una serie de etapas imprescindibles: el pre-acondicionamiento de la materia prima, el pre-tratamiento de la misma, la hidrólisis de los polímeros constitutivos, la fermentación y la concentración hasta los tenores demandados por el mercado.

#### **1.3.1 Pre-tratamientos de la biomasa lignocelulósica**

El propósito de los pre-tratamientos es aumentar la susceptibilidad del material, para lo que es necesario remover la lignina y la hemicelulosa, reducir la cristalinidad de la celulosa, e incrementar la porosidad de los materiales. La tecnología ideal de pre-tratamiento debe cumplir los siguientes requerimientos: **(Sun and Cheng, 2002)** aumentar la formación de azúcares o la habilidad de formar azúcares, minimizar la degradación o pérdidas de carbohidratos, impedir la formación de co-productos colaterales inhibitorios para los procesos de hidrólisis y fermentación subsecuentes y ser efectivo económicamente. Con la aplicación del pre-tratamiento se consigue además, remover total o parcialmente la lignina y la hemicelulosa, disminuir la cristalinidad de la celulosa y en algunas ocasiones, reducir el tamaño de las partículas del material **(Gong et al., 1999)**.

Dada la naturaleza cristalina del polímero celulósico y su asociación natural con la hemicelulosa en una matriz de lignina, resulta un material sumamente refractario a los

ataques químicos. De esta propiedad surge el requerimiento de someter la materia prima lignocelulósica a un pre-tratamiento, antes de su ingreso al proceso de hidrólisis.

Estos pre-tratamientos modifican la masa lignocelulósica por: desfibración, solubilización y remoción de la hemicelulosa, reducción del grado de polimerización de la molécula de celulosa y alteración de la lignina.

FÍSICOS	QUÍMICOS	BIOLÓGICOS	COMBINACIONES
Molienda	Ácidos Orgánicos	Biopulpado	Autohidrólisis
Irradiación Gamma	Ácidos Inorgánicos	Hongos de putrefacción blanca	Congelamiento explosivo
	Alcalinos	Maceraciones (pectinolítica, xilanolítica)	Explosión de vapor
	Organosolventes		
	Oxidantes		

**Tabla 1.3: Clasificación de los pre-tratamientos.**

**Pre-tratamientos físicos**

Estos a su vez se dividen en mecánicos, térmicos y radiactivos. Aunque los métodos del pre-tratamientos mecánicos aumentan la reactividad de la celulosa hacia la hidrólisis enzimática, ellos son alternativas poco atractivas por su gran consumo de energía y costo de capital **(Ghosh, 2003)**

Los métodos térmicos como la pirólisis causan descomposición extensa del material. La pirolisis de todas formas no es un método adecuado para una posterior hidrólisis.

La irradiación por rayos gamma produce una depolimerización y descomposición de la celulosa. El material resultante posee un menor grado de cristalinidad. A dosis mayores de radiación el carbohidrato es destruido. **(Puls, 1985)**

Pre-tratamientos físico-químicos.

Todos los pre-tratamientos de esta categoría consideran el uso del vapor para modificar la estructura lignocelulósica.

**Pre-tratamientos químicos**

Los métodos químicos de pre-tratamiento se pueden subdividir en dos categorías: reactivos removedores de lignina y/o hemicelulosa y reactivos disolventes de la celulosa.

La utilización de una mezcla de solvente orgánico acuoso con un ácido inorgánico (HCl o H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>) o bases (NaOH, Carbonato) como catalizador provoca la ruptura de los enlaces

internos de lignina y hemicelulosa. Los solventes orgánicos más usados en el proceso incluyen metanol, etanol, acetona, etilenglicol, trietilenglicol y alcohol tetrahidrofurfurool **(Jiménez L et al., 2000)**. El uso del etanol como solvente en el pre-tratamiento Organosolv de materiales lignocelulósicos con el objetivo de obtener etanol, hace más factible el proceso por la facilidad de su disponibilidad, su origen renovable y recuperación, así como por incorporar al proceso en estudio un solvente que no es tóxico, siendo altamente compatible con el resultado del proceso industrial, lo que disminuye los riesgos de impacto ambiental y contaminación de los productos y corrientes intermedias **(Teramoto et al., 2008)**. Esta tecnología fue primeramente diseñada para producir un biofuel limpio para los generadores de turbinas y luego fue desarrollado por la industria canadiense de pulpa y papel en el proceso de pulpeo llamado Alcell para maderas. Históricamente el proceso Organosolv ha sido investigado ampliamente para la producción de pulpa para papel **(Díaz et al., 2004)**; **(Jimenez L. et al., 2004)**; **(González, 2004)**; **(González, 2004b)**, pero varios estudios han demostrado el potencial de utilización de la lignina extraída durante el pre-tratamiento para la producción de varios co-productos **(Mesa, 2004)**.

### **Pretratamientos biológicos.**

Estos pre-tratamientos usan microorganismos degradadores de madera que atacan a la lignina. Estos incluyen bacterias, hongos de pudrición blanda, café y blanda. La biodegradación de la lignina es un proceso oxidativo que produce CO<sub>2</sub> como producto final. Los agentes responsables de la degradación son enzimas extracelulares como la lignina-peroxidasa (LiP), peroxidasa dependiente de Mn (MnP) y lacasa, hasta el momento no se ha dilucidado el rol que cumple cada una en el proceso. **(Erikson, 1985)**.

### **1.3.2 Hidrólisis de la biomasa lignocelulósica**

El proceso de obtención de etanol a partir de un residuo lignocelulósico involucra como etapa fundamental la producción de azúcares fermentables a partir de celulosa y hemicelulosa. Después que el material lignocelulósico ha recibido determinado pretratamiento se realiza el proceso de la hidrólisis de la celulosa y las hemicelulosas. Este proceso puede ser de dos tipos:

- 1)-Procesos de hidrólisis ácida.
- 2)-Procesos de hidrólisis enzimática.

### **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 Sin embargo, sólo los ácidos clorhídrico y sulfúrico han sido empleados a escala industrial. **(Rodríguez, 2007).**

La mayoría de los procesos de hidrólisis ácida más desarrollados incluyen una etapa de pre-hidrólisis con la finalidad de hidrolizar previamente la hemicelulosa en condiciones de reacción más suaves, logrando altas recuperaciones de la xilosa al evitar o reducir su descomposición a furfural.

La hidrólisis de la fracción carbohidrato de los materiales lignocelulósicos catalizada por ácidos, tiene lugar con degradación de los azúcares monoméricos producidos. Si bien la reacción es heterogénea, su cinética puede ser modelada como una reacción de primer orden cuando las partículas son menores de 2 mm. (Pasan un tamiz de malla #10).

Se identifican dos fracciones de celulosa, una fácilmente hidrolizable (amorfa) y otra más refractaria (cristalina). La hidrólisis de ambos conduce a la formación de glucosa, que bajo las condiciones de PH y temperatura de trabajo se degrada a 5-(hidroximetil)-2-furfuraldehído (HMF) siguiendo también una cinética de primer orden. La hidrólisis de los pentosanos de la hemicelulosa, produce pentosas que se descomponen formando furfural. Las reacciones y sus correspondientes constantes de velocidad pueden expresarse de la forma siguiente:

		$k_{1i}$		$k_{2i}$	
1	Celulosa cristalina	→	Glucosa	→	HMF
2	Celulosa amorfa	→	Glucosa	→	HMF
3	Pentosanos	→	Xilosa	→	Furfural

Las reacciones de hidrólisis tienen lugar en la fase sólida. En cambio las reacciones de degradación tienen lugar en fase líquida.

El aumento de la concentración de ácido, el aumento de la temperatura, la disminución del tamaño de partículas y una baja relación sólido-líquido (S/L) favorece la hidrólisis pero también favorecen la velocidad de descomposición.

La hidrólisis ácida de las hemicelulosas (donde el xilano es el principal componente de las mismas en los residuos agrícolas), ocurre a menores temperaturas y con concentraciones de ácidos inferiores a las que se requieren para la hidrólisis ácida de la celulosa, es decir la hidrólisis ácida de las hemicelulosas ocurre bajo condiciones más suaves.

La hidrólisis de la celulosa cristalina con ácido concentrado presenta un mecanismo diferente. El ácido destruye los enlaces de hidrógeno que unen las cadenas adyacentes de glucosa anhidra perdiendo su estructura cristalina. La celulosa aumenta su porosidad, se facilita la introducción de agua en su estructura y presenta un efecto de hinchamiento (efecto swelling). La hidrólisis debe efectuarse a baja temperatura.

En la tabla 1.3 se realiza una comparación entre los dos tipos de hidrólisis ácidas más difundidas en la industria.

Tipo de operación	Tipo de ácido	Características	Desventajas	Ventajas
Ácidos Concentrados	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	La celulosa se solubiliza en ácido sulfúrico al 72 % peso	<ul style="list-style-type: none"> <li>✓ Recuperación y reciclado del ácido al proceso.</li> <li>✓ Requiere de materiales resistentes a la corrosión.</li> <li>✓ Grandes volúmenes del reactor. Tiempo de residencia grande.</li> <li>✓ Desaprovechamiento de la fracción de hemicelulosa.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>✓ Rendimientos del 90% de la glucosa teórica.</li> <li>✓ Hidrolizan con relativa rapidez</li> </ul>
	HCl	La celulosa se solubiliza en ácido clorhídrico al 42 % peso	<ul style="list-style-type: none"> <li>✓ Demanda energética alta</li> <li>✓ Altas temperaturas</li> <li>✓ Corrosividad moderada.</li> </ul>	
Ácidos Diluidos	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> y HCl	Aproximadamente 2 % peso	<ul style="list-style-type: none"> <li>✓ Demanda energética alta</li> <li>✓ Altas temperaturas</li> <li>✓ Corrosividad moderada.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>✓ No necesita reciclos de ácido.</li> </ul>

**Tabla 1.4. Comparación entre Hidrólisis ácida con ácidos concentrados y diluidos.**

La tendencia más generalizada en los distintos procesos que recurren a la hidrólisis ácida, es la combinación de tres etapas secuenciales: en primer término se lleva a cabo una prehidrólisis con ácidos diluidos, que permite recuperar la fracción hemicelulósica del sustrato; seguidamente se realiza la hidrólisis propiamente dicha, que resulta en la formación de oligosacáridos y monómeros de glucosa en proporciones relativas que dependen de la concentración de ácido y las condiciones operativas adoptadas; por último puede encararse la hidrólisis de los oligosacáridos remanentes, modificando las condiciones operativas, con el fin de maximizar el rendimiento global. Los líquidos hidrolizados son recobrados de cada etapa y fermentados a etanol; la celulosa residual así como la lignina sirven como combustible sólido para la generación de electricidad y vapor.

### **Parámetros claves en la economía del proceso.**

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 requerida y tamaño de partículas requerido.

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. 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.

### **Hidrólisis enzimática**

Las dificultades inherentes a la hidrólisis ácida han originado la noción general que el potencial de desarrollo futuro de esta tecnología se encuentra en los avances que puedan realizarse en la degradación enzimática del material lignocelulósico. La base de este proceso es la actividad de las celulazas. Estas son enzimas celulíticas que conforman

conjuntos multicomponentes de acción sinérgica en los cuales suelen distinguirse diferentes tipos de celulazas independientemente de los microorganismos de los cuales provengan. De esta manera la reacción enzimática se lleva a cabo en diferentes etapas cuya velocidad es dependiente del tamaño de partículas de la materia prima, la calidad y composición del complejo enzimático, los grados de polimerización y cristalinidad originales del sustrato lignocelulósico, las cadenas de la reacción y la inactivación enzimática, entre otras. **(Klyosov, 1984), (Burastero, 1989), (Cadoche, 1988)**

Se ha demostrado que la habilidad de una celulaza para solubilizar una celulosa esta directamente correlacionada con su habilidad para adsorberse sobre la misma, independientemente de su estado amorfo o cristalino. A mayor absorción le corresponden mayores velocidades de reacción y rendimientos de conversión, independientemente del tiempo de residencia.

Es necesario encontrar la solución de compromiso ingenieril entre los costos de producción de glucosa y xilosa (productividad) y los de concentración de los hidrolizados obtenidos.

### **Comparación entre hidrólisis ácida y enzimática.**

La hidrólisis ácida es la única probada a escala industrial en diversas condiciones económicas, según se ha descrito, y como tal, puede considerarse que ha alcanzado una madurez tecnológica que dificulta el desarrollo de innovaciones significativas en el plazo mediano. Por su parte la hidrólisis enzimática ha capitalizado un gran esfuerzo de investigación y desarrollo en las últimas dos décadas, que ha permitido avances hasta la escala piloto. En el estado actual del arte, sin embargo, pueden apuntarse algunas diferencias significativas entre ambas opciones:

La hidrólisis ácida se basa en empleo de un catalizador no específico, que tanto puede delignificar el material, como hidrolizar la celulosa. Por su parte el complejo enzimático es un catalizador macromolecular específico, que como contrapartida requiere pre-tratamiento intensivo de la materia prima de manera de incrementar la accesibilidad de la fracción celulósica a la degradación.

Los ácidos provocan por degradación de los azúcares producidos la formación de inhibidores de la fermentación alcohólica (furfural, ácidos orgánicos, etc) disminuyendo de esta manera los rendimientos globales. En cambio la hidrólisis enzimática genera

hidrolizados susceptibles de ser fermentados por levaduras, incrementando los rendimientos globales de conversión de la materia prima, al no generarse productos de degradación.

Las condiciones relativamente severas de la hidrólisis ácida, incrementa los costos de capital a través de la necesidad de equipamiento construido en materiales resistente a la corrosión. Como contrapartida la hidrólisis enzimática se lleva a cabo en condiciones suaves: presión atmosférica, acidez baja, temperaturas elevadas del orden de los 50<sup>o</sup>C.

Los elevados costos de la producción de celulosa convierten esta etapa en el paso de mayor incidencia unitaria sobre el costo total de conversión, requiriéndose en consecuencia una recuperación y reciclado de enzimas para viabilizar económicamente en proceso.

### **1.3.3 Fermentación**

Evolución de las técnicas tradicionales.

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.

#### **Procesos combinados.**

El enfoque más novedoso en este campo es la combinación de la fermentación con la hidrólisis enzimática mediante dos alternativas fundamentalmente: la Sacarificación y Fermentación Simultánea (SFS), y la Sacarificación y Fermentación Acopladas (SFA). Las principales ventajas de estos sistemas son el incremento de la velocidad de hidrólisis, debido al decrecimiento continuo de la concentración de glucosa por su asimilación mediante los microorganismos fermentadores, lo cual deriva en la minimización de la inhibición por producto de la etapa hidrolítica y la consiguiente mejora en el rendimiento global de la producción de etanol. **(Ghose, 1984)**

#### **Sacarificación y Fermentación Simultánea. (SFS).**

Numerosos investigadores han encarado el estudio de esta alternativa **(Numan, 1987), (Dale, 1989), (Holzapple, 1988),(Grethlein, 1993), (Derrickson, 1992), (Anders Wingren, 2004)**

Entre las ventajas citadas con respecto al sistema secuencial tradicional de hidrólisis y fermentación posterior, se incluyen la mejora del rendimiento debido a la remoción de la lignina que inhibe al complejo enzimático de celulosa, el hecho de la concentración

alcohólica, debido a la limitante dada por la concentración inicial de celulosa nunca alcanza un nivel inhibitorio para las celulosas ni para las levaduras, la volatilidad del etanol como producto, que permite una recuperación más simple que la de la glucosa en el método tradicional, el incremento de las levaduras, etc.

Sin embargo aún resta resolver algunas desventajas técnicas del método. La fundamental está referida a la necesidad de trabajar a una temperatura de compromiso intermedia entre las óptimas para la sacarificación (50°C) y para la fermentación (30°C) respectivamente.

### **Sacarificación y fermentación acopladas.**

Esta alternativa constituye una respuesta tecnológica a la desventaja principal de la SFS. 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.

### **Fermentación de pentosas.**

Las investigaciones actuales se centran en el estudio de microorganismos capaces de fermentar las fracciones de 5 átomos de carbono (xilosa y arabinosa) a etanol. Otra alternativa a la fracción hemicelulósica sería su transformación a otros productos mediante conversión catalítica y/o fermentación (xilitol, acetona, butanol, ácido acético).

Uno de los principales problemas en la producción de etanol de biomasa lignocelulósica es que las levaduras *S. cerevisiae* solo pueden fermentar mono y disacáridos como la glucosa, fructosa, maltosa y sacarosa. Estos microorganismos no son capaces de asimilar directamente la celulosa y hemicelulosa. Las pentosas que se obtienen por la hidrólisis de la hemicelulosas, tampoco pueden ser fermentadas por este tipo de levaduras. Una solución para este tipo de problema puede ser el uso de algunas especies de levaduras con bacterias.

Algunos tipos de levaduras, tales como *Pichia stipitis*, *Cándida shehatae* y *Pachysolen tannophilus*, pueden asimilar las pentosas, pero su velocidad de producción de etanol a partir de glucosa es 5 veces menor que la observada para la *S. cerevisiae*. (Claassen, 1999). Otros autores como (Olsson, 1996) han podido observar que muchos de los microorganismos utilizados en la fermentación de pentosas producen inhibidores.

También algunas bacterias y hongos son capaces de llevar a cabo esta fermentación directa, si bien con producción simultánea de otros productos tales como 2-3 butanodiol, ácido acético, ácido fórmico, entre ellas encontramos: *Clostridium thermosaccharolyticum*, *Fusarium oxysporum*, *Neurospora crassa*.

La factibilidad económica del proceso en una situación realista en la cual la materia prima tenga un costo razonable, difícilmente pueda cerrar a menos que se utilicen también las pentosas para la producción de etanol. Esto es válido en general, pero en particular resulta indispensable para sustratos ricos en hemicelulosas, tales como los tallos de maíz, las pajas de cereales, el bagazo de caña de azúcar, las maderas duras, etc.

Con el desarrollo de la Biología Molecular y la Ingeniería Metabólica se ha venido trabajando en crear organismos capaces de fermentar todos los azúcares derivados de la lignocelulosa, La Ingeniería Metabólica permite ampliar el rango de sustratos que un microorganismo puede utilizar **(Olsson, 2000)**. Una forma de hacerlo es transformando organismos fermentadores de xilosa con genes de un organismo etanológico **(Ingram et al., 1998)**. Otra forma es la introducción en *S. Cerevisiae*, o en otro organismo fermentador de hexosas, de una ruta para el metabolismo de xilosa de un organismo utilizador de xilosa **(Ho et al., 1998)**

De los organismos recombinantes creados hasta ahora el más eficiente es la bacteria *Escherichia coli* KO11, a la que se le ha introducido la ruta del etanol de *Z. mobilis* Este microorganismo recombinante tiene características robustas ante las fluctuaciones operacionales de una planta a escala comercial ya que esta basado en la muy estudiada *Escherichia coli*.

### **1.3.4 Concentración de etanol.**

Dos de los obstáculos fundamentales que previenen la producción masiva del etanol a partir de biomasa lignocelulósica, son las bajas productividades globales y los elevados consumos energéticos. En particular la etapa de concentración de los mostos generados en los fermentadores es la etapa más intensiva energéticamente.

Varios son los autores que han estudiado diversas alternativas para la misma, aunque ninguna haya alcanzado al presente la masividad de aplicación de la técnica convencional de destilación y sus modificaciones y optimizaciones.

El análisis del tema, por lo tanto, puede dividirse en dos enfoques: los sistemas tradicionales y sus modificaciones, y los sistemas no convencionales. **(Serra, 1987)**

De cualquier manera, en la actualidad, la mayor parte de estas alternativas aún se encuentran en fase de desarrollo y deben competir con la marcada predisposición de la industria por la optimización de los sistemas convencionales.

### **1.4 Simulación de procesos químicos.**

#### **1.4.1 Principales conceptos.**

**Simulación:** es la experimentación con un modelo de una hipótesis o un conjunto de hipótesis de trabajo.

Los autores Thomas T. Goldsmith Jr. y Estle Ray Mann la define como: " Una técnica numérica para conducir experimentos en una computadora digital. Estos experimentos comprenden ciertos tipos de relaciones matemáticas y lógicas, las cuales son necesarias para describir el comportamiento y la estructura de sistemas complejos del mundo real a través de largos períodos".

Pero una definición más formal formulada por R.E. Shannon es: "La simulación es el proceso de diseñar un modelo de un sistema real y llevar a término experiencias con él, con la finalidad de comprender el comportamiento del sistema o evaluar nuevas estrategias - dentro de los límites impuestos por un cierto criterio o un conjunto de ellos para el funcionamiento del sistema".

#### **Fundamentación de la Simulación:**

La simulación es una indispensable metodología para la descripción y análisis de una amplia variedad de problemas reales.

Usada apropiadamente, proporciona considerables beneficios según el contexto en el que se use: ahorro de tiempo, ahorro de recursos económicos, permite analizar la ocurrencia de ciertos fenómenos a través de la reconstrucción de escenas y un minucioso análisis, que no podría llevarse a cabo en una situación real, una vez desarrollado un modelo de simulación

válido, se pueden explorar nuevas políticas, procedimientos operativos, o métodos sin necesidad de afectar al sistema real; etc.

**Simulador:** un aparato que permite la simulación de un sistema, reproduciendo su comportamiento. Los simuladores reproducen sensaciones que en realidad no están sucediendo.

Un simulador pretende reproducir tanto las sensaciones físicas (velocidad, aceleración, percepción del entorno) como el comportamiento de los equipos de la máquina que se pretende simular. Para simular las sensaciones físicas se puede recurrir a complejos mecanismos hidráulicos comandados por potentes ordenadores que mediante modelos matemáticos consiguen reproducir sensaciones de velocidad y aceleración. Para reproducir el entorno exterior se emplean proyecciones de bases de datos de terreno. A este entorno se le conoce como "Entorno Sintético".

**Modelación:** Es aquello que sirve para representar o describir otra cosa, es decir crea prototipos (primer diseño), el modelo puede tener una forma semejante o ser totalmente distinto del objeto real.

**Modelo:** Un modelo se puede definir como una representación simplificada de un sistema real, un proceso o una teoría, con el que se pretende aumentar su composición, hacer predicciones y posiblemente ayudar a controlar el sistema.

### 1.4.2 Características esenciales de los simuladores disponibles.

En la actualidad existen cuatro simuladores de procesos químicos que es están utilizando ampliamente como son: ASPEN PLUS, HYSIS, CHEMCAD, DINAPLUS.

Estos simuladores tienen como características esenciales que son paquetes de programas compuestos por bancos de datos, modelos de propiedades físicas, modelos de dimensionamiento y operación de equipos. Los extensos bancos de datos contienen información acerca de constantes y propiedades termofísicas y de transporte para cientos de sustancias, equipos, medidas de beneficio, costo de operación y capital.

También dichos simuladores tienen modelos de reactores y operaciones unitarias que pueden ser usadas en el cálculo de balances de masa y energía. Por su gran aplicación y fiabilidad muchas veces estos simuladores sustituyen experimentos a escala piloto y jugando un rol complementario en muchos otros simuladores ahorrando recursos y tiempo.

### ***Sus principales características:***

1. Presenta una enorme base de datos de propiedades de sustancias.
2. Contiene una enorme base de datos de modelos termodinámicos, incluyendo parámetros para muchas mezclas.
3. Gran cantidad de operaciones disponibles. Numerosos parámetros disponibles.
4. Se incluye un optimizador.
5. Módulos adicionales disponibles (Economix, Distil, Optimización RTO, etc...).
6. Integración progresiva en el estándar CAPE.
7. Filosofía de cálculo con propagación de variables hacia delante y atrás.

### **1.4.3 Simulación del proceso tecnológico de obtención de etanol a partir de residuos lignocelulósicos.**

La simulación de este proceso es algo novedoso ya que estos simuladores están concebidos para analizar programas de la industria petroquímica y sus derivados, dicha simulación nos mostraría como es el comportamiento de las variables y los parámetros a tener en cuenta, la cuantificación de los Balances de Masa y Energía y nos da una visión un tanto acertada sobre como funciona el proceso.

### ESTRUCTURA DEL PROCESO DE SIMULACION

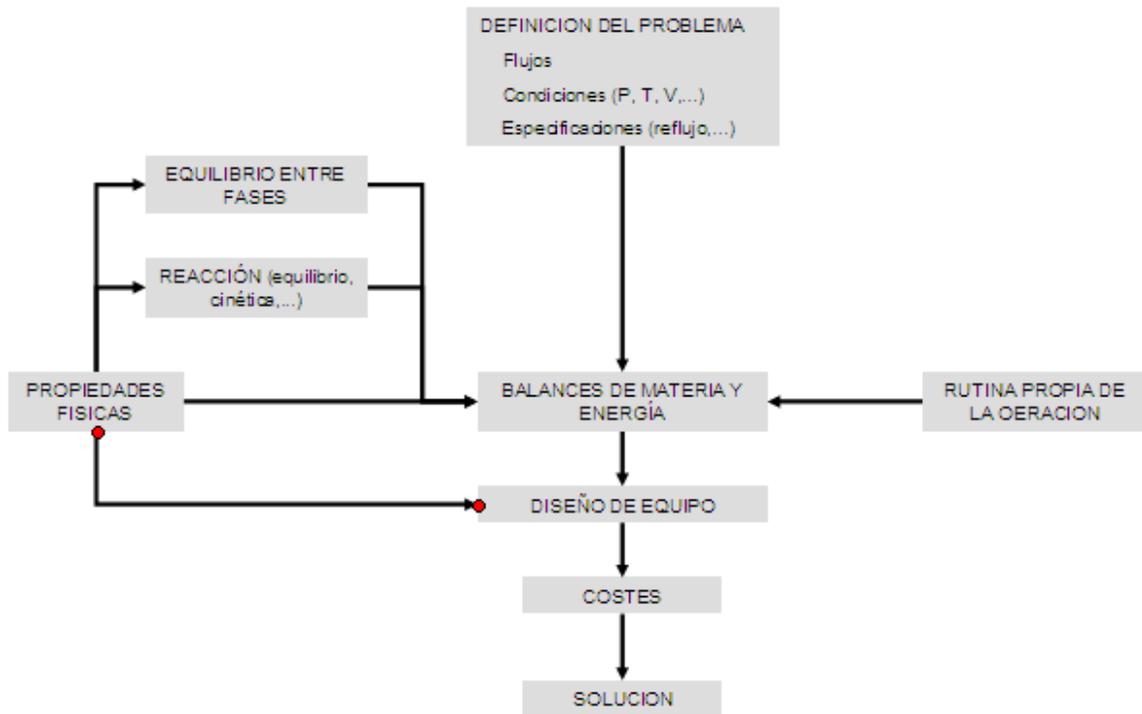


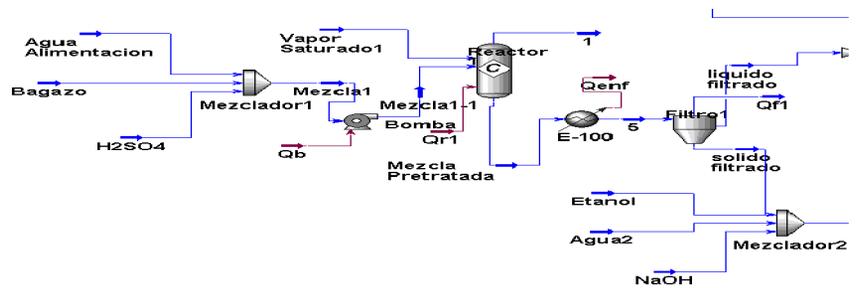
Figura1.1: Estructura del proceso de simulación.

### 1.4.4 Conclusiones Parciales.

1. Los simuladores de procesos químicos ofrecen una amplia variedad de posibilidades tanto para el cálculo de los balances de materiales y de energía, así como para el dimensionamiento de los equipos que se involucran en el mismo.
2. Con el uso de la simulación en los procesos nos permite recrear escenas de trabajo de la vida cotidiana en los procesos y ver la ocurrencia de fenómenos, el comportamiento de las variables del proceso y así trazarnos políticas para su solución.

## Capitulo II: Evaluación del proceso tecnológico de obtención de etanol a partir de bagazo de caña de azúcar.

---



# Capítulo II

## Capítulo 2: Evaluación del proceso tecnológico de obtención de etanol de bagazo de caña de azúcar utilizando el simulador Hysys.

### 2.1. Análisis de los resultados de estudios previos incluyendo el laboratorio.

En el desarrollo de un proceso siempre existe incertidumbre en algunas variables que se hace necesario estimar dentro de los rangos lógicos y permisibles. Para este proceso en particular se tomaron determinadas consideraciones las cuales mencionaremos a continuación:

La materia prima, el sólido que entra al fraccionamiento 2 y el sólido que entra a la etapa de hidrólisis enzimática, se asumió que tenía una composición como se muestra en la siguiente tabla según lo reportado por **Mesa (Mesa et al., 2009)**.

**Tabla 2.1. Composición media del bagazo**

	<b>Bagazo Inicial</b>	<b>Masa Celulignina 1</b>	<b>Masa Celulignina 2</b>
Glucosa	46,88	60,69	65,8
Xilosa	29,66	9,3	6,91
Lignina	18,51	25,38	20,74

- El vapor utilizado en las etapas de fraccionamiento 1 y 2 se calculó como la cantidad de bagazo inicial base seca por 0,185, este coeficiente ha sido reportado por **González (González, 2004b)**.
- La humedad de los sólidos pre-tratados y el sólido residual de la hidrólisis enzimática fue del 70 %.
- En la segunda etapa, se tuvo en cuenta el 95 % de recuperación del etanol.
- La relación Sólido/Líquido utilizada en cada caso se relaciona en la siguiente tabla:

**Tabla 2.2 Relación Sólido/ Líquido.**

## Capítulo II: Evaluación del proceso tecnológico de obtención de etanol a partir de bagazo de caña de azúcar.

	<b>Etapas 1</b>	<b>Etapas 2</b>
Variante 1	1/4	1/7
Variante 2	1/4	1/7
Variante 3	1/4	1/7
Variante 4	1/4	1/7
Variante 5	1/4	1/7
Variante 6	1/4	1/7

- El producto principal etanol, se consideró en el tope de la columna de destilación con una concentración del 94 % masa.
- La densidad del hidrolizado se asumió la densidad del agua por ser una solución diluida.
- La cantidad de vapor utilizada en la destilación se calculó tomando como base un índice reportado en el manual de los derivados de la caña de azúcar de 450 a 500 Kg de vapor / hl de etanol.
- Las temperaturas de entrada y salida del agua de enfriamiento se asumieron como 25 y 60 Celsius respectivamente

### 2.2 Definición de materias primas a emplear.

Para la obtención de bioetanol a partir de residuos lignocelulósicos, la materia prima que se evaluó en el desarrollo de este trabajo fue el bagazo, la composición media del mismo ha sido reportada por **Mesa (Mesa et al., 2009)** en trabajos anteriores, la misma se muestra en la tabla 2.1.

### 2.3 Definición de productos y sub-productos a obtener

Se consideró que el producto de mayor interés en el desarrollo de este proceso es el etanol, por presentar diferentes aplicaciones tanto como materia prima para otros procesos (ruta alcohólica) o en su utilización como producto final.

Los subproductos estarán definidos en función de la variante tecnológica que se proyecte.

Los mismos se relacionan a continuación:

1. Lignina
2. Masa sólida (hidrólisis enzimática)
3. Levaduras después de fermentación
4. Vinazas

## Capítulo II: Evaluación del proceso tecnológico de obtención de etanol a partir de bagazo de caña de azúcar.

---

### 5. Agua de proceso

#### 2.4 Definición del esquema tecnológico

Según las tecnologías existentes para la obtención de bioetanol, reportadas en la literatura por diferentes autores y con los estudios anteriores reportados por **Mesa y Oliva (Mesa, 2007b) (Oliva, 2010)**, se llegó a definir un esquema tecnológico.

Este esquema consta de dos etapas de fraccionamiento. La primera etapa opera a una temperatura de 120°C con una relación sólido líquido de 1:4 Kg: L, una concentración de ácido del 1 % masa en base a la fibra seca y un tiempo de residencia de 40 minutos. De este fraccionamiento obtenemos como resultado una corriente sólida con gran contenido de glucosa en forma de celulosa y lista para pasar a la segunda etapa de fraccionamiento, y una corriente líquida con gran contenido de azúcares de 5 átomos carbonos, las cuales pueden ser fermentados posteriormente.

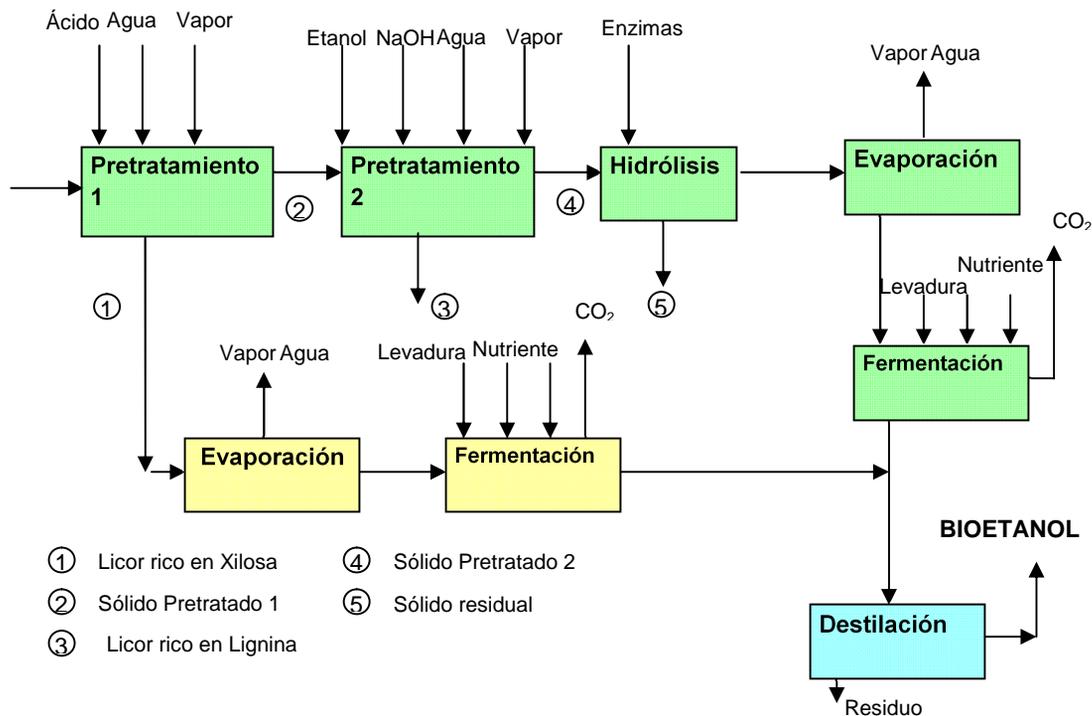
La segunda etapa de fraccionamiento transcurre a 185°C y la biomasa se trata con una solución de hidróxido de sodio y etanol al 5% masa en base a fibra seca y 30 % v/v respectivamente. La relación sólido-líquido es 1:7 Kg: L y el tiempo de residencia de la segunda etapa de pre-tratamiento es 60 minutos considerando tiempos de carga y descarga de 20 minutos para cada variante. De esta etapa obtenemos una segunda masa sólida con una cantidad pequeña de lignina y una corriente líquida con un alto contenido de esta. El objetivo del fraccionamiento es hacer al material lignocelulósico más susceptible para la posterior etapa.

Luego de terminado el fraccionamiento, la biomasa se somete a la acción de las celulasas por un término de 24 a 36 horas, en el cual se obtiene una solución de azúcares listos para fermentar con levaduras del tipo *S. Cerevisiae*.

Derivado de este proceso se obtiene un fermento con el grado alcohólico necesario para ser destilado en una columna de destilación y luego pasar por la rectificación para aumentar su grado alcohólico a 94 % volumen.

En la siguiente figura se muestra en forma de síntesis el proceso de obtención de alcohol a partir de a bagazo de caña. Mostrando las corrientes de insumo y las corrientes del producto principal y los co-productos.

## Capítulo II: Evaluación del proceso tecnológico de obtención de etanol a partir de bagazo de caña de azúcar.



**Figura2.1: Representación del Esquema tecnológico.**

Las etapas del proceso incluyen entonces el siguiente equipamiento (**Mesa et al., 2009**)

Sistema de manipulación de bagazo de alimentación;

1. Bomba de dosificación de ácido sulfúrico.
2. Digestores (reactores) para la reacción ácida de separación de los pentosanos, con inyección de vapor.
3. Sistema de recuperación y condensación de los componentes de interés económico de los vapores de la primera etapa (al menos etanol).
4. Conductor de residuo lignocelulósico de primera etapa y prensa de tipo tornillo de separación y conducción hasta segunda etapa.
5. Bomba de dosificación de hidróxido de sodio.
6. Bomba de alimentación de agua para ajuste de hidromódulo y sistema de lavado de sólidos pre-tratados.
7. Bomba de alimentación de agua de enfriamiento.
8. Bomba de alimentación de agua para recirculación de corrientes acuosas en el proceso.

## Capítulo II: Evaluación del proceso tecnológico de obtención de etanol a partir de bagazo de caña de azúcar.

---

9. Digestores (reactores) para la reacción básica de separación de la lignina con inyección de vapor.
10. Sistema de recuperación y condensación de los componentes de interés económico de los vapores de la segunda etapa (al menos etanol).
11. Conductor de residuo lignocelulósico de segunda etapa y prensa de tipo tornillo de separación y conducción hasta etapa de hidrolizado.
12. Tanque de almacenamiento de aguas de lavado de la segunda etapa.
13. Equipos de la etapa de hidrólisis enzimática.
14. Sistema de manipulación de sólidos de desecho de la hidrólisis enzimática.
15. Tanque de almacenamiento de jarabe producto de la sacarificación.
16. Equipos de evaporación y concentración de los jarabes.
17. Sistema de condensado de los vapores de la etapa de concentración de los jarabes.
18. Etapa de fermentación alcohólica.
19. Etapa de destilación.

Selección del equipamiento.

Acorde con las definiciones anteriores se seleccionó el equipamiento considerando las particularidades de cada etapa y las experiencias industriales de diferentes equipos instalados en condiciones industriales con propósitos similares a los que se emplea en la tecnología desarrollada.

1. Sistema de manipulación de bagazo de alimentación: se selecciona un sistema sencillo de carga y descarga.
2. Digestores (reactores) para la reacción ácida de separación de los pentosanos, con inyección de vapor: se selecciona un reactor vertical con inyección de vapor por el fondo, carga por la parte superior y descarga por el fondo con un sistema de extracción de gases y vapor en el tope del reactor acoplado a un sistema de condensado, del mismo tipo con el cual se desarrollaron experiencias a nivel de escala piloto.
3. Equipos del sistema de recuperación y condensación de los componentes de interés económico de los vapores de la primera etapa (etanol y/o productos de los

## Capítulo II: Evaluación del proceso tecnológico de obtención de etanol a partir de bagazo de caña de azúcar.

---

- pentosanos): se selecciona para ambas etapas equipos de condensación de acero inoxidable del tipo tubos y corazas utilizando agua como fluido frío.
4. Conductor de residuo lignocelulósico de primera etapa: se selecciona un sistema tradicional de manipulación de pulpa bagazo con rastrillos de tablillas y bandas de metal como se emplea tradicionalmente en la industria de los tableros aglomerados.
  5. Prensa de tipo tornillo horizontal de separación y conducción hasta segunda etapa y etapa de hidrolizado. Se selecciona una prensa tornillo sin fin con carcasa de malla como se utiliza en la industria de pulpa y papel para el lavado de las pastas obtenidas en la cocción del bagazo.
  6. Digestores (reactores) para la reacción básica de separación de la lignina con inyección de vapor. Se selecciona reactores tipo cilindros verticales del mismo tipo al cual se realizaron experiencias a escala de Planta Piloto y han sido utilizados en la industria de producción de furfural.
  7. Equipos del sistema de recuperación y condensación de los componentes de interés económico de los vapores de la segunda etapa (etanol).
  8. Bomba para dosificación de ácido sulfúrico. Centrífuga de acero inoxidable.
  9. Bomba de dosificación de hidróxido de sodio.
  10. Bomba de alimentación de agua para ajuste de hidromódulo y sistema de lavado de pulpas lignocelulolíticas. Se selecciona un bomba centrífuga de acero al carbono.
  11. Bomba de alimentación de agua para enfriamiento. Se selecciona un bomba centrífuga de acero al carbono.
  12. Tanque de almacenamiento de aguas de lavado de la segunda etapa. Se selecciona un tanque de acero al carbono.
  13. Etapa de hidrólisis enzimática. En la etapa de hidrólisis enzimática se seleccionó un reactor especial con agitación por hélice de agitación para lograr homogeneidad en la mezcla a tratar.
  14. Sistema de manipulación de sólidos de desecho de la hidrólisis enzimática; se selecciona un sistema de manipulación de pulpa bagazo con rastrillos de tablillas y bandas de metal como se emplea tradicionalmente en la industria de los tableros aglomerados.

## Capítulo II: Evaluación del proceso tecnológico de obtención de etanol a partir de bagazo de caña de azúcar.

---

15. Tanque de almacenamiento de jarabe producto de la sacarificación. Se selecciona un tanque corriente de la capacidad necesaria para mantener la producción continua.
16. Equipos de evaporación y concentración de los jarabes, equipos tradicionales utilizados en la producción de azúcar de vasos de intercambio de doble efectos.
17. Equipos de sistema de condensado de los vapores de la etapa de concentración de los jarabes. Equipos tradicionales de condensación para lograr vacío utilizados en la producción de azúcar.
18. Etapa de fermentación alcohólica. Equipos tradicionales utilizados en la producción de etanol.
19. Etapa de destilación. Equipos tradicionales utilizados en la producción de etanol.

### **2.5. Definición de las bases para el diseño de los equipos.**

#### **2.5.1 Definición de capacidades**

De acuerdo a las características peculiares de cada etapa básica, la producción de bioetanol y sus subproductos, se llevaran a cabo en una planta de forma semicontinuo.

La planta a diseñar tendrá una capacidad de producción de 500 HI/día de etanol diarios, se operará 24 horas al día, durante 5 días a la semana y sábados alternos, esto es equivalente a aproximadamente 300 días al año.

#### **2.5.2 Balances de materiales y energía usando el simulador Hysys.**

En los procesos químicos siempre es necesario cuantificar las cantidades de materias primas y materiales que se utilizan en el mismo, así como la cantidad de productos que se obtienen y sus corrientes intermedias, con la finalidad de tener elementos para el diseño del equipamiento y su posterior costo de producción.

Para llevar a cabo este paso fundamental y necesario, el ingeniero se basa en las ecuaciones de balances total y parcial de masa de cada una de las corrientes, así como las ecuaciones de balance de energía.

Una variante para el cálculo de los balances de materiales y energía es el uso de simuladores de procesos, los cuales permiten en un corto periodo de tiempo obtener de forma precisa los valores de cada una de las corrientes que interactúan en un proceso dado.

## Capitulo II: Evaluación del proceso tecnológico de obtención de etanol a partir de bagazo de caña de azúcar.

La selección de un simulador apropiado es una de las etapas decisivas en el desarrollo de un proceso, en nuestro caso en particular utilizamos el simulador Hysys por ser un simulador robusto y potente, capaz de resolver este tipo de problemática. A pesar de que dicho software está concebido para la industria petroquímica, se decidió su empleo en este proceso tecnológico ya que nos brinda la oportunidad de definir los nuevos componentes como hipotéticos y resolver satisfactoriamente los balances de materiales y energía.

### 2.5.2.1 Selección de los componentes a utilizar en el proceso de obtención de etanol a partir de bagazo de caña.

Para comenzar con la simulación se hace necesario declarar los componentes o sustancias que estarán involucrados el proceso tecnológico. Los mismos pueden que ser identificados como componentes tradicionales, electrolíticos, hipotéticos u otros. En nuestro caso particular se declararon como componentes hipotéticos, ya que los mismos no aparecen registrados en la base de datos de este simulador. Los mismos se muestran en la siguiente figura:

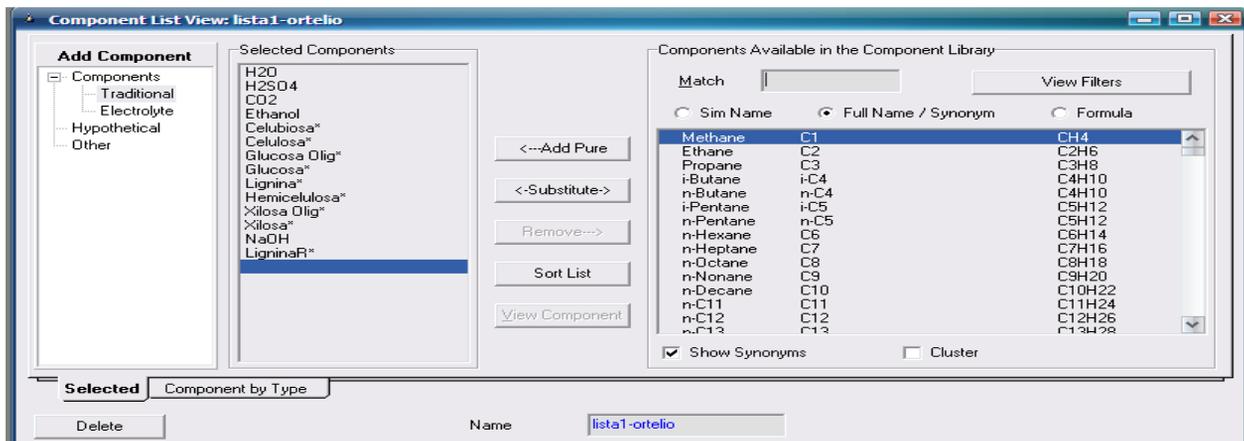


Figura2.2: Lista de Componentes.

### 2.5.2.2 Asignación de propiedades químicos-físicas a los componentes seleccionados.

Los compuestos pueden ser declarados como hipotéticos y además sólidos.

## Capitulo II: Evaluación del proceso tecnológico de obtención de etanol a partir de bagazo de caña de azúcar.

El programa exige la entrada de una serie de propiedades como son: temperatura de ebullición, peso molecular y densidad en el caso de que sean hipotéticos y a partir de estas condiciones el simulador te estima las siguientes propiedades: Temperatura, presión y volumen criticas y Acentricidad.

Cuando son declarados como sólidos solamente necesita de peso molecular y densidad.

Se puede observar a modo de ejemplo en la figura siguiente la introducción de los datos

Name	NBP [C]	MW	Liq Density [kg/m3]	Tc [C]	Pc [kPa]	Vc [m3/kgmole]	Acentricity
Glucosa*	150.00	198.16	1544.00	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>
Glucosa Olig*	318.00	170.00	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>
Celubiosa*	234.00	342.30	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>
Hemicelulosa*	<empty>	106.16	880.00	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>
Lignina*	<empty>	150.00	567.00	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>
Celulosa*	<empty>	162.14	1300.00	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>

Figura2.3: Grupo Hipotetico1 con sus respectivos valores de sus propiedades.

### 2.5.2.3: Declaración de las reacciones

Seguido de esto se procede a plantear las reacciones para cada una de las etapas donde ocurre reacción químicas. Las mismas se definen por set de reacciones, las que se definen en las tablas que mostramos a continuación:

#### SET1: Primera etapa de pre-tratamiento

## Capítulo II: Evaluación del proceso tecnológico de obtención de etanol a partir de bagazo de caña de azúcar.

Reacciones	Conversion (%)
Celulosa+nAgua=Glucosa	6.5
Celulosa+Agua=Glucosa Oligosacarida	7
Celulosa+Agua=Glucosa Oligosacarida	7
Hemicelulosa+Agua=Xilosa	75
Lignina+Agua=LigninaR	2

### SET2: Segunda etapa de pre-tratamiento

Reacciones	Conversion (%)
Celulosa+Agua=Glucosa	2
Lignina+Agua=LigninaR	80

### SET3: Etapa de hidrólisis enzimática

Reacciones	Conversion (%)
Celulosa+Agua=Glucosa Oligosacarida	6.8
Celulosa+Agua=Celubiosa	1.2
Celubiosa+Agua=Glucosa	90

### SET4: Etapa de fermentación

Reacciones	Conversion (%)
Glucosa= Etanol +CO2	92
Xilosa=Etanol+CO2	85

#### 2.5.24: Selección del paquete termodinámico de propiedades.

Este simulador posee en su base de datos 18 paquetes de fluidos, en nuestro caso en particular se seleccionó el: Basis2 NC: 13 PP: Wilson Idea para todo el proceso exceptuando la etapa de destilación, etapa para la cual se seleccionó el ntrl NC: 13 PP: NTRL-Ideal.

## Capitulo II: Evaluación del proceso tecnológico de obtención de etanol a partir de bagazo de caña de azúcar.

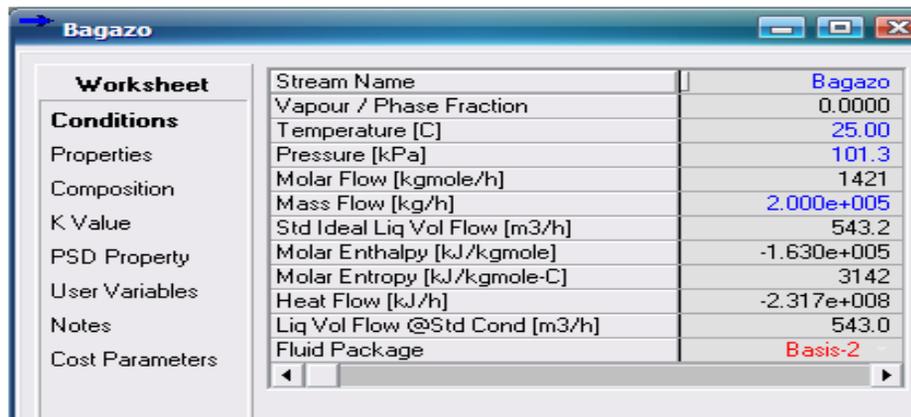
Posteriormente se añade el paquete de Fluido escogido a cada Set de reacción.

### 2.5.2.5: Ambiente de simulación.

Una vez abierto el ambiente de simulación se procede a declarar las corrientes de alimentación de entrada que son agua, ácido sulfúrico y bagazo de caña. Para esto se debe ir a la Paleta de Objetos y escoger la flecha azul.

A estas corrientes de entrada se le debe de dar también una serie de datos en las condiciones que exige entrarle, ya sean temperatura, presión, flujo (kg/h), fase vapor que oscila entre 0 y 1 (esto quiere decir que si la corriente a entrar es un vapor se le pone 1 y si no es un vapor se le pone 0) y la composición de la corriente de entrada, que si es un componente puro se le pone 1 como es el caso del H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> y el Agua de Alimentación.

A modo de ejemplo se ilustra la figura 2.4



Worksheet	Stream Name	Bagazo
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0.0000
Properties	Temperature [C]	25.00
Properties	Pressure [kPa]	101.3
Composition	Molar Flow [kgmole/h]	1421
Composition	Mass Flow [kg/h]	2.000e+005
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	543.2
PSD Property	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1.630e+005
User Variables	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	3142
Notes	Heat Flow [kJ/h]	-2.317e+008
Cost Parameters	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	543.0
	Fluid Package	Basis-2

**Figura2.4: Corriente Bagazo con los valores de condiciones definidos.**

En este trabajo a las tres corrientes de entrada se le dio la temperatura de 25°C y la presión de 1 atm lo que varía en las corrientes es el flujo (kg/h) y la composición de cada corriente.

## Capitulo II: Evaluación del proceso tecnológico de obtención de etanol a partir de bagazo de caña de azúcar.

Mole Fractions	
CO2	0.000000
Ethanol	0.000000
Celulosa*	0.000000
Glucosa Olig*	0.000000
Celubiosa*	0.000000
Glucosa*	0.493214
Hemicelulosa*	0.312046
Xilosa*	0.000000
Lignina*	0.194740

Total 1.00000

Buttons: Edit..., Edit Properties..., Basis...

Worksheet Attachments Dynamics

OK

Buttons: Delete Define from Other Stream...

**Figura2.5: Corriente Bagazo con sus respectivos valores de composición de sus componentes expresados en fracción molar.**

La línea de color verde significa que el programa te reconoce esta corriente como correcta por eso marca **OK**, esto significa que se puede continuar con la simulación.

Una vez programadas las tres corrientes de entrada estas van al Mezclador1 donde se juntan las tres y dan como resultado la Mezcla1 que el programa calcula su composición y demás datos exigidos cuando se activa el botón Solver Active.

La mezcla1 pasa por una bomba con el objetivo de aumentarle la presión a la mezcla y de ahí va directo al reactor1, también entra una corriente de Vapor Saturado que trabaja a una presión de 2 atm y una temperatura de 170° C, que lo que hace es aumentarle la temperatura a entrar en el reactor, pues la mezcla viene a temperatura ambiente y el reactor trabaja a 120 °C.

Una vez entradas las corrientes en el reactor ocurren las reacciones del Set1, es decir, ocurre el primer pre-tratamiento de la biomasa entrante que es un pre-tratamiento ácido con el objetivo de que en el líquido saliente salga una gran proporción de Xilosa, para el diseño de la planta hacen falta dos reactores pero en el programa se simuló uno solo con la capacidad de los dos, para darnos una mezcla pre-tratada y un vapor1.

## Capitulo II: Evaluación del proceso tecnológico de obtención de etanol a partir de bagazo de caña de azúcar.

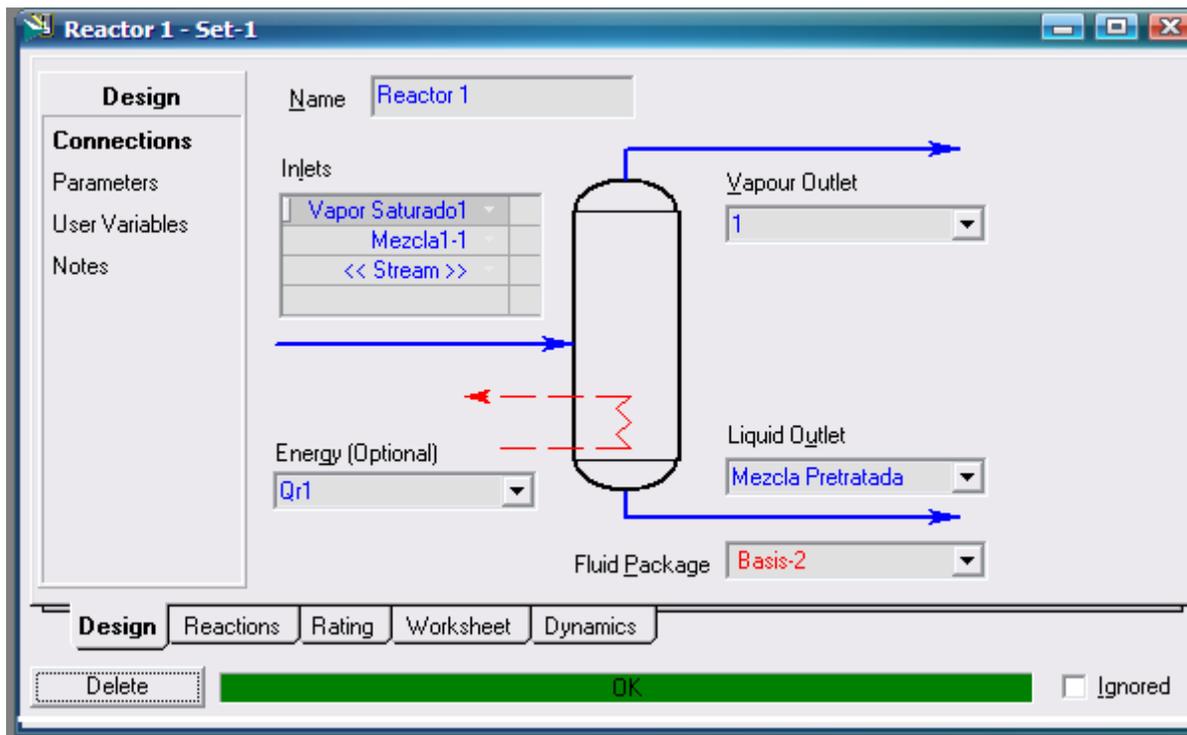


Figura2.6: Representación de las corrientes de entrada y salida del Reactor1.

El reactor#1 es un reactor de conversión (al igual que todos lo reactores que se han puesto en este programa), que trabaja a  $120^{\circ}\text{C}$  y a presión de 2 atm, también trabaja Isotermicamente

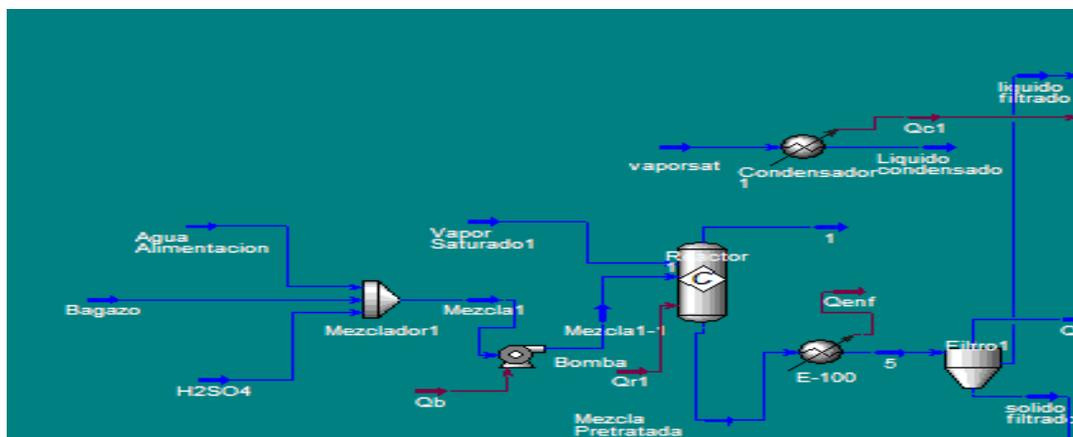


Figura2.7: Esquema de la entrada de las corrientes al primer pre-tratamiento y su posterior salida a filtrarse.

## Capitulo II: Evaluación del proceso tecnológico de obtención de etanol a partir de bagazo de caña de azúcar.

El producto de salida de este reactor es una mezcla pre-tratada que cuando sale del reactor tiene una temperatura de 120°C y a una presión de 2 atm y para bajarle la temperatura se instaló un enfriador, que reduce la temperatura de 99°C a 40° C, y ya está en condiciones de filtrarse dicha mezcla.

En el Filtro1 esta mezcla es separada en un sólido filtrado y un líquido filtrado, es necesario aclarar que la utilización del filtro es para que las composiciones del sólido y del líquido salgan con composiciones distintas, pero con la misma temperatura y presión.

Worksheet		Mole Fractions	Aqueous Phase	Solid Phase
Conditions	H2O	0.041137	0.625957	0.000000
	H2SO4	0.000604	0.009194	0.000000
Properties	CO2	0.000000	0.000000	0.000000
	Ethanol	0.000000	0.000000	0.000000
<b>Composition</b>	Celulosa*	0.000000	0.000000	0.000000
	Glucosa Olig*	0.000000	0.000000	0.000000
K Value	Celubiosa*	0.000000	0.000000	0.000000
PSD Property	Glucosa*	0.016783	0.255376	0.000000
	Hemicelulosa*	0.271092	0.000000	0.290161
User Variables	Xilosa*	0.007183	0.109298	0.000000
	Lignina*	0.663189	0.000000	0.709839
Notes	LigninaR*	0.000011	0.000175	0.000000
Cost Parameters	NaOH	0.000000	0.000000	0.000000

**Figura2.8: La composición del Sólido Filtrado1.**

Worksheet		Mole Fractions	Aqueous Phase	Solid Phase
Conditions	H2O	0.618238	0.625957	0.000000
	H2SO4	0.009080	0.009194	0.000000
Properties	CO2	0.000000	0.000000	0.000000
	Ethanol	0.000000	0.000000	0.000000
<b>Composition</b>	Celulosa*	0.000000	0.000000	0.000000
	Glucosa Olig*	0.000000	0.000000	0.000000
K Value	Celubiosa*	0.000000	0.000000	0.000000
PSD Property	Glucosa*	0.252227	0.255376	0.000000
	Hemicelulosa*	0.003579	0.000000	0.290161
User Variables	Xilosa*	0.107950	0.109298	0.000000
	Lignina*	0.008754	0.000000	0.709839
Notes	LigninaR*	0.000173	0.000175	0.000000
Cost Parameters	NaOH	0.000000	0.000000	0.000000

**Figura2.9: Representación de la composición del Líquido Filtrado1.**

El sólido filtrado va para la etapa #2 y el líquido filtrado prosigue a una etapa de Evaporación que aunque en la Paleta de Objetos no haya un evaporador como un icono específico se consigue la evaporación con un calentador y un tanque Flash, el calentador lo que hace es que suministra el calor necesario para aumentarle la temperatura al líquido filtrado de 40°C a 100° C es decir lograr evaporar dicha corriente que contiene en su composición gran

## Capitulo II: Evaluación del proceso tecnológico de obtención de etanol a partir de bagazo de caña de azúcar.

cantidad de agua específicamente 0.9932 expresado en fracción molar y muy poca cantidad de los otros componentes.

Del tanque flash sale una corriente de vapor y una de líquido dispuesto a fermentar que antes de entrar al fermentador pasa por un enfriador que baja la temperatura de 100 a 30° C (temperatura requerida para evaporar) y mantiene la misma presión de 1 atm.

Posteriormente esta corriente pasa a un reactor de fermentación con un volumen de 42.29 m<sup>3</sup>, un diámetro 3.780 que trabaja a 30°C (por eso es necesario el enfriador), donde ocurre la fermentación de esta corriente para darnos un líquido fermentado y una corriente de vapor rica en CO<sub>2</sub>, el líquido fermentado contiene un 0.9821 de agua y un 0.15493 %mol de etanol fermentado dispuesto a destilar como se muestra en la figura 2.10.

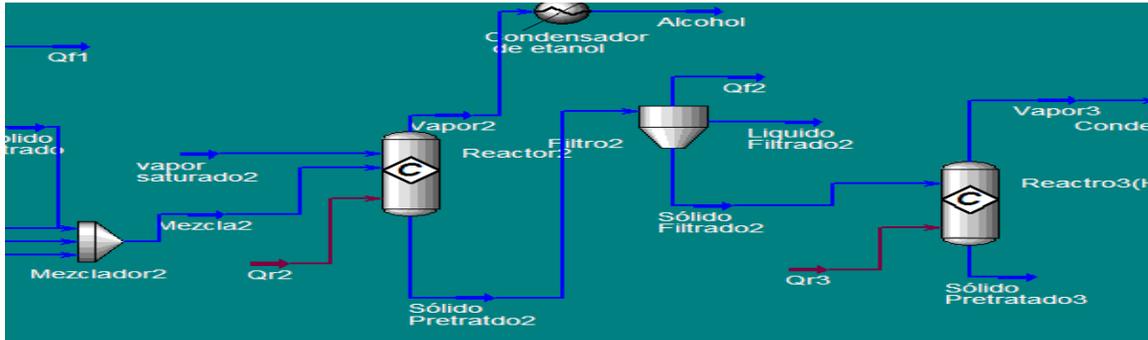
Worksheet		Mole Fractions	Solid Phase	Vapour Phase	Liquid Phase
Conditions	H2O	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	H2SO4	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Properties	CO2	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	Ethanol	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Composition	Celulosa*	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	Glucosa Olig*	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
K Value	Celubiosa*	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
	Glucosa*	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
PSD Property	Hemicelulosa*	0.290161	0.290161	0.290161	0.290161
	Xilosa*	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
User Variables	Lignina*	0.709839	0.709839	0.709839	0.709839
	LigninaR*	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Cost Parameters	NaOH	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000

**Figura2.10: Resultado de la composición del líquido fermentado1.**

El sólido filtrado que prosigue para la etapa #2 entra a un mezclador#2 junto con corrientes de Etanol, Agua y NaOH que vienen a temperaturas, presiones y flujos distintos, estos se mezclan y dan como resultado a una mezcla 2 con un valor de temperatura de 84.77°C y presión atmosférica que entra al reactor#2 donde ocurre una reacción básica con el objetivo de eliminar la lignina, junto con una corriente de vapor saturado a 190° C, en este reactor se le adiciona etanol y se debe recuperar el 95% de etanol introducido por eso a la corriente de vapor saliente se le adiciona un condensador para darnos un líquido rico en etanol en su composición, también sale un mezcla pre-tratada2 que va para el filtro#2 donde de nuevo

## Capitulo II: Evaluación del proceso tecnológico de obtención de etanol a partir de bagazo de caña de azúcar.

ocurre la separación de un sólido y un líquido con composiciones distintas, esto se muestra en la figura 2.11.



**Figura#2.11: Esquema del recorrido del sólido pre-tratado cuando va a filtrarse y una vez filtrado la entrada del sólido en el Reactor 3.**

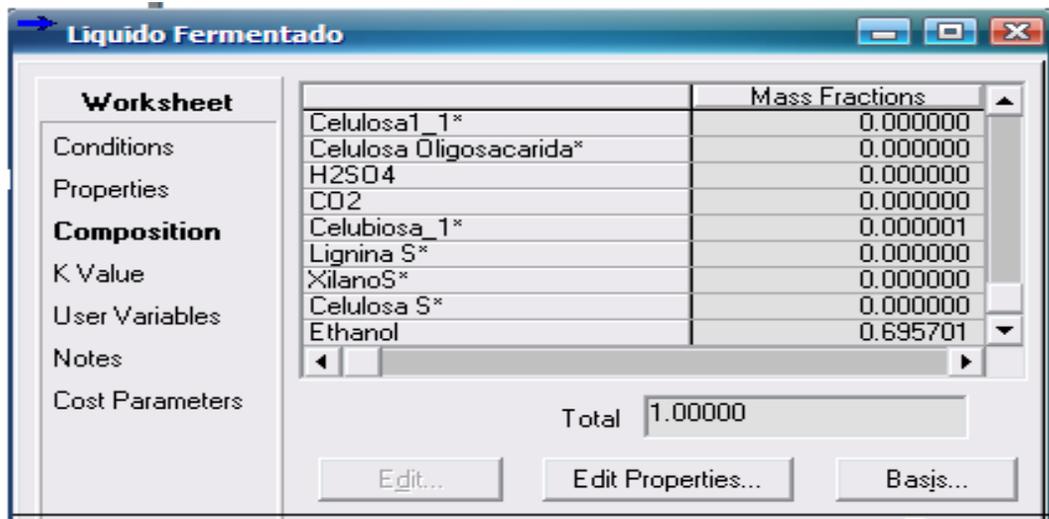
El sólido filtrado 2 que sale va para el reactor 3 con una temperatura y presión de  $84^{\circ}\text{C}$  y 1 atm condiciones en las cuales puede trabajar este reactor, donde ocurre la hidrólisis enzimática ocurriendo, la degradación enzimática del material lignocelulósico, este reactor tiene un volumen de  $295.8\text{ m}^3$  y un diámetro de 4.5 m.

De este reactor salen dos corrientes un sólido pre-tratado 3 con una composición rica en lignina y un vapor con una composición rica en etanol y agua.

La corriente del vapor va para un condensador la cual la convierte en líquido hidrolizado que tiene una temperatura de  $65^{\circ}\text{C}$  pero para la fermentación tiene que estar a  $30^{\circ}\text{C}$  por lo que se le pone un enfriador que le baja la temperatura a la requerida para este proceso.

El líquido a fermentar 1 está listo para entrar al reactor donde ocurrirán las reacciones de fermentación en un tiempo de 24 horas, las reacciones de fermentación están especificadas en el SET# 4, dicho reactor tiene una capacidad de  $4.29\text{ m}^3$  y un diámetro de 3.780m.

## Capitulo II: Evaluación del proceso tecnológico de obtención de etanol a partir de bagazo de caña de azúcar.



	Mass Fractions
Celulosa1_1*	0.000000
Celulosa Oligosacarida*	0.000000
H2SO4	0.000000
CO2	0.000000
Celubiosa_1*	0.000001
Lignina S*	0.000000
XilanoS*	0.000000
Celulosa S*	0.000000
Ethanol	0.695701

Total 1.00000

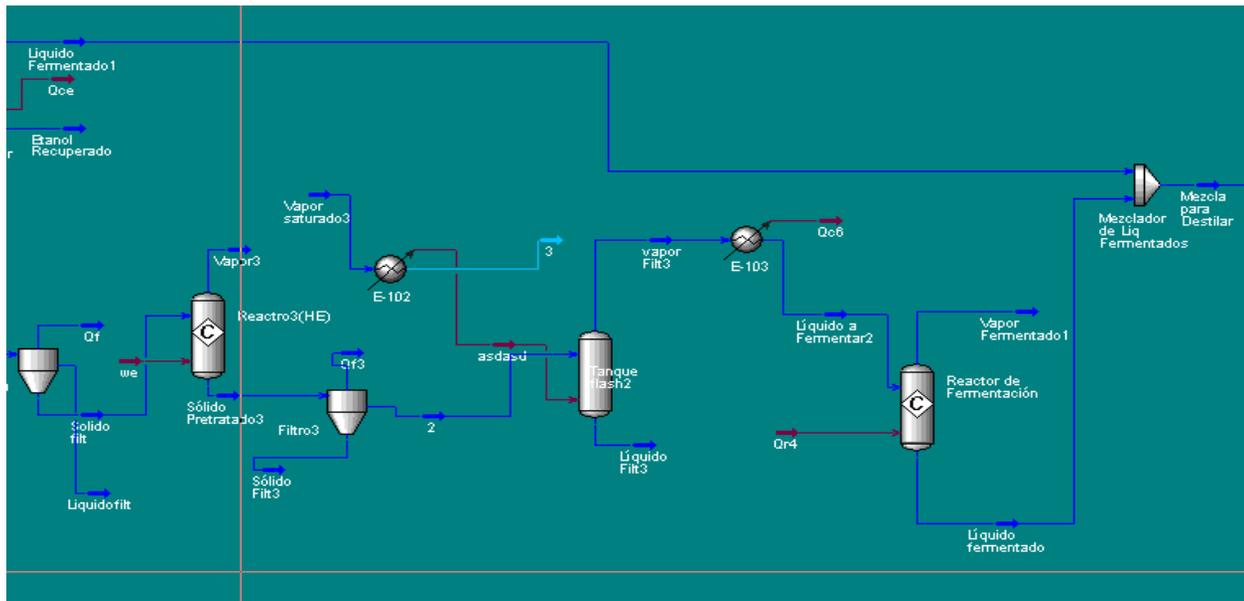
Edit... Edit Properties... Basjs...

**Figura#2.12: Composición del líquido fermentado.**

La figura 2.12 ilustra como el líquido fermentado1 tiene su composición rica en Etanol.

Este líquido fermentado pasa a la etapa de Destilación pero primero se une con la corriente llamada Líquido Fermentado1 proveniente de la evaporación y la posterior fermentación del líquido que sale de la Etapa#1, para unirse en un Mezclador ambas corrientes y dar una mezcla dispuesta a destilarse que entra a la Columna de Destilación que también le entra vapor a 100° C y 1 atm.

## Capitulo II: Evaluación del proceso tecnológico de obtención de etanol a partir de bagazo de caña de azúcar.

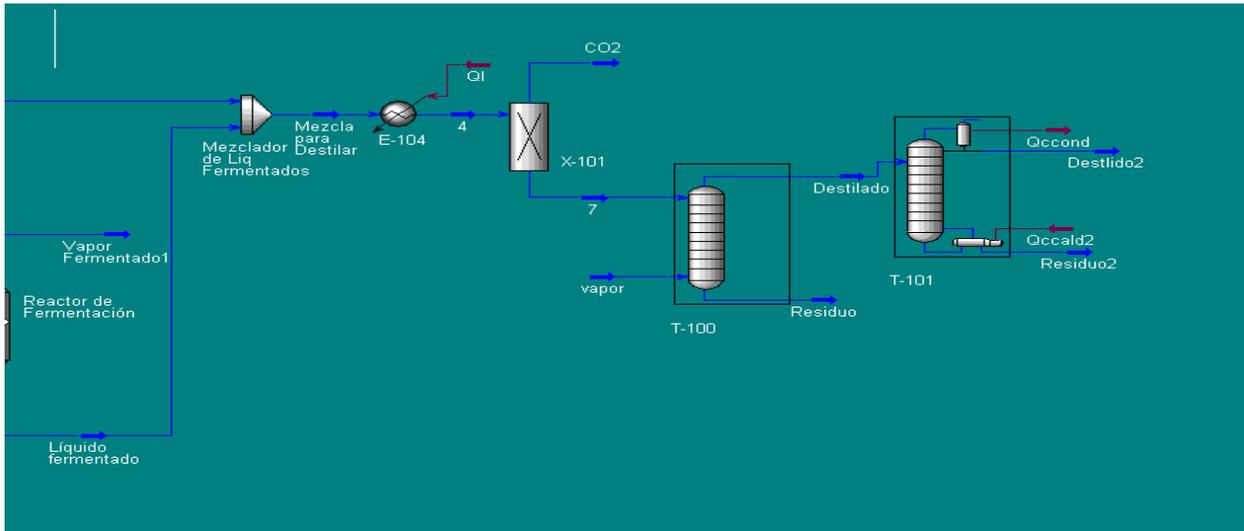


**Figura2.13: Representa el recorrido de los líquidos fermentados dispuestos a entrar en la etapa de Mezclarse, para su posterior Destilación.**

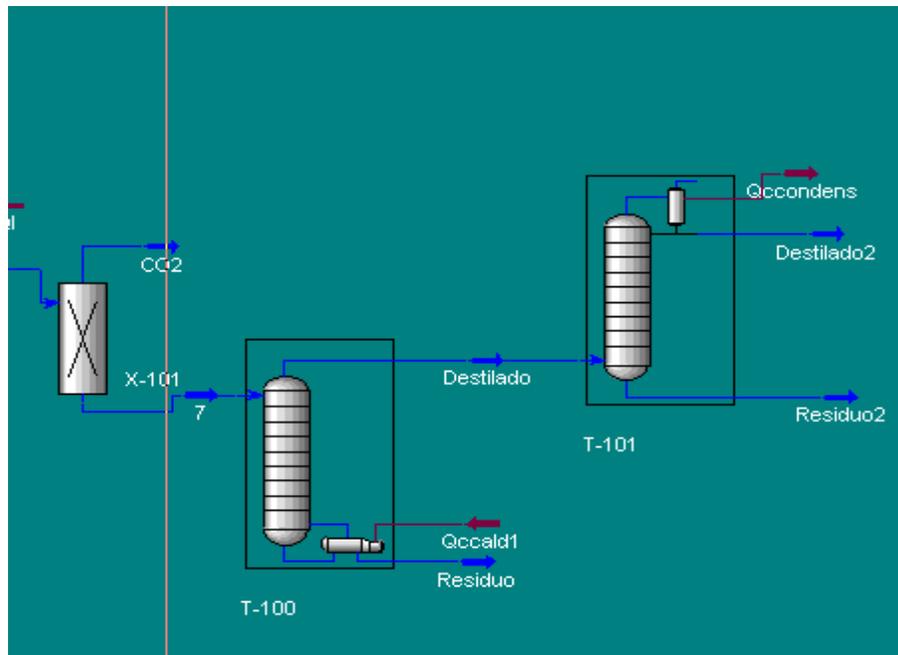
En la figura se ve el camino que realiza el líquido fermentado (saliente de la primera etapa) cuando se junta con el líquido fermentado que recorrió las etapas de reacción básica, hidrólisis enzimática, evaporación, fermentación entrando al Mezclador de Líquidos fermentados para dar una Mezcla para Destilar que entra a las Columnas de Destilación.

Para la Destilación se utilizan dos columnas de destilación, en el caso de este proceso hemos trabajado con dos variantes es decir una variante con una columna sin condensador y sin rehervidor y otra columna con condensador y rehervidor y otra variante con la primera columna con un rehervidor y la otra con un condensador.

## Capítulo II: Evaluación del proceso tecnológico de obtención de etanol a partir de bagazo de caña de azúcar.



**Figura#2.14:** Representa la ubicación de una columna sin condensador y sin rehervidor y la rectificadora con condensador y el rehervidor (Variante1).



**Figura2.15:** Representa la ubicación del rehervidor en la primera columna y en la segunda un condensador (Variante2).

### **2.6 Resultados de la simulación en Hysys.**

Con la definición previa de la capacidad de la planta y la simulación del proceso de obtención de etanol a partir de bagazo de caña, se pudieron obtener los resultados de los balances de materiales y de energía. Los mismos se muestran en el **Anexo 1**.

Utilizando esta misma configuración se realizó una prueba de simulación para 1000 HI/día, teniendo resultados satisfactorios los cuales se ejemplifican en **Anexo 2**.

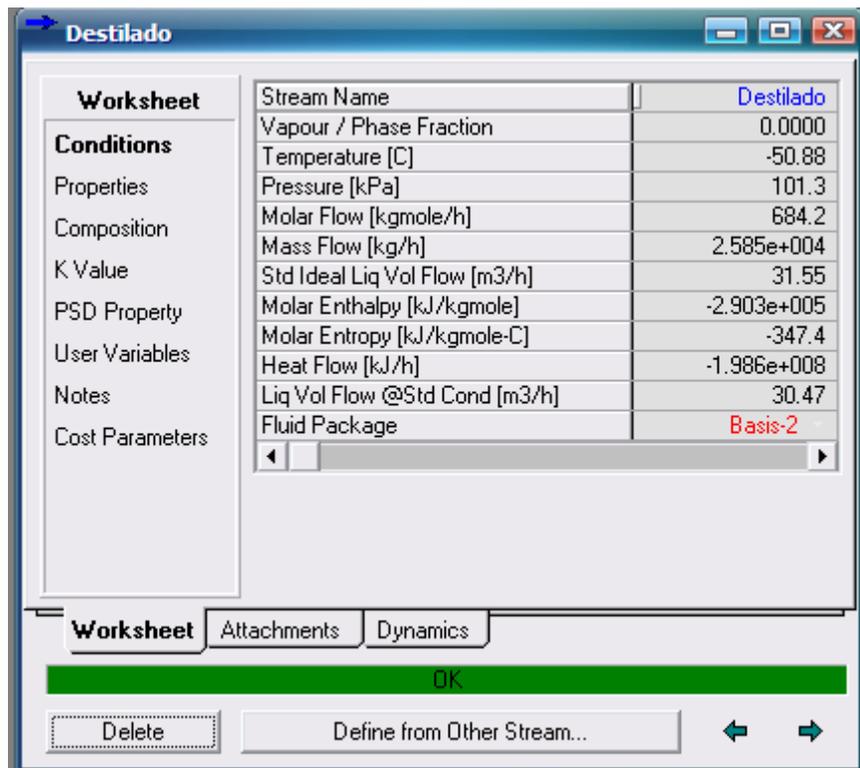
Además de los balances de materiales y energía, este software nos brinda la posibilidad de obtener el tamaño de los equipos para cada una de las capacidades propuestas. A modo de ejemplo se relacionan en el anexo xxx el dimensionamiento del equipamiento principal.

### **2.5.2.6: Desventajas y Ventajas del uso del simulador HYSYS en el proceso de obtención de Etanol a partir de materiales lignocelulósicos.**

#### **Desventajas:**

1. El simulador no da todas las características de los equipos, por ejemplo si es un reactor no me aclara si es Flujo Pistón o Mezcla Perfecta o Enchaquetado.
2. El programa puede correr con errores, por ejemplo en la Columna de Destilación Convergíó con una temperatura de salida del Destilado de -50.88, obsérvelo en la figura.

## Capítulo II: Evaluación del proceso tecnológico de obtención de etanol a partir de bagazo de caña de azúcar.



Stream Name	Destilado
Vapour / Phase Fraction	0.0000
Temperature [C]	-50.88
Pressure [kPa]	101.3
Molar Flow [kgmole/h]	684.2
Mass Flow [kg/h]	2.585e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	31.55
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2.903e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	-347.4
Heat Flow [kJ/h]	-1.986e+008
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	30.47
Fluid Package	Basis-2

**Figura 2.17: Representación de la corriente Destilado con el error de la temperatura.**

3. El programa está hecho para la industria petroquímica y sus derivados.
4. Estima las propiedades aunque sean erróneas o sacadas de una fuente de información no confiable o supuesta.
5. No se ve el algoritmo de cálculo en los balances de masa y energía.

### Ventajas

1. Permite entrarle los datos de componentes que aunque no estén en su base de datos se pueden declarar como hipotéticos, electrolíticos u/o Otros y te estima las propiedades desconocidas.
2. Te permite corregir errores de datos de entrada en cualquier etapa de la simulación y de nuevo te comienza a trabajar.
3. Presenta la opción de declararle las reacciones que van a ocurrir.

## Capítulo II: Evaluación del proceso tecnológico de obtención de etanol a partir de bagazo de caña de azúcar.

---

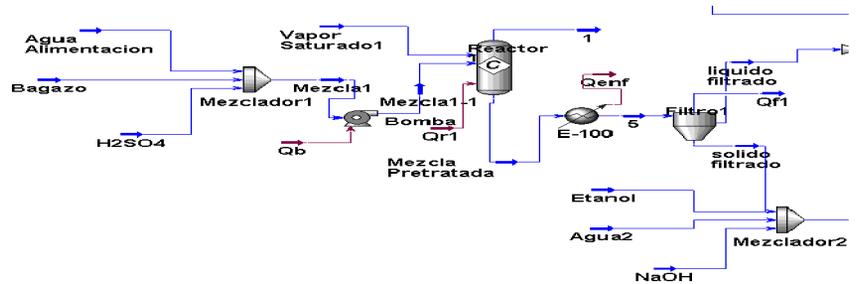
4. Tiene la opción llamada Solver Active representada por un recuadro verde que te da los errores que el programa considera como errores inconsistentes.
5. Los resultados se pueden mostrar en tablas o en gráficos y te permite escoger las variables a plotear.
6. Se pueden escoger los equipos donde van a ocurrir las etapas del proceso.

### 2.6 Conclusiones Parciales

1. Este simulador puede trabajar con errores de parámetros claves del proceso y brindar resultados de los cálculos.
2. De las dos variantes utilizadas para la etapa de Destilación, la más adecuada fue la primera, es decir utilizar una columna sin rehervidor y sin condensador y la columna rectificadora con un rehervidor y un condensador, pues esta da un destilado que contiene 94 % masa de etanol y un residuo que sale un 3% masa.

# Capitulo III: Evaluación económica para una planta de obtención de etanol a partir de bagazo de caña.

---



# Capítulo III

## **Capitulo #3: Evaluación Económica para una planta de obtención de etanol a partir de bagazo de caña.**

### **3.1 Definición sobre los factores que inciden en la evaluación económica de los equipos con incertidumbre.**

La suposición tácita de que para el diseño de un proceso se dispone de toda la información necesaria, no suele ser cierta, y lo que conocemos con certeza es que hay error en nuestros datos, usualmente errores en los modelos y los flujos, las temperaturas, las concentraciones cambiarán con el tiempo, por esto, el ingeniero debe moverse en un ambiente impreciso.

Cuando se desarrollan nuevos procesos industriales, partiendo de procedimientos de laboratorio, se acrecientan las dudas para el diseño de la instalación industrial, toda vez que operaciones de manipulación de fluidos, calentamiento o separación por solo citar algunos se ejecutan en muchas ocasiones en el laboratorio por procedimientos impracticables industrialmente, por lo que deben proyectarse soluciones de ingeniería en el escalado industrial de estos procesos tecnológicos que necesariamente tendrán una gran incidencia en la factibilidad y viabilidad técnica, económica y comercial del proceso estudiado. Además, muchas veces en el proceso de construcción y montaje de una instalación industrial se introducen cambios que modifican el diseño del autor del Proyecto, esto trae como consecuencia que las condiciones reales a las que se opera el sistema industrial difiera de las que se consideran en su proyección, por lo que en el diseño de una nueva instalación de la industria de procesos se requiere considerar la incertidumbre de los aspectos tanto técnicos como económicos.

En la ingeniería de Procesos se ha empleado durante mucho tiempo para resolver los problemas de incertidumbre la adición de un factor de sobre diseño, por ejemplo:

1. Consideramos que la eficiencia de los platos de una columna es 20 % más baja que el valor nominal;
2. Consideramos que el coeficiente global de transferencia de calor,  $U$  es 20 % más bajo que el valor nominal;
3. Consideramos que el volumen es 20 % más alto que el valor nominal.

## Capítulo III: Evaluación económica para una planta de obtención de etanol a partir de bagazo de caña.

---

En la literatura se ofrecen los por cientos de sobre diseño para numerosos tipos de equipos y rangos de escalado de acuerdo con la experiencia acumulada, sin embargo la utilización de estos métodos a menudo origina excesos en los valores inversionistas que hacen imposible la viabilidad económica de una instalación, por lo que se requiere mayor precisión sobre el comportamiento a nivel industrial de los procesos desarrollados a nivel de laboratorio.

Un estudio de esas características para una instalación de la industria química, fermentativa o farmacéutica requiere de diversos enfoques y métodos de eliminación de la incertidumbre en el diseño de la nueva instalación, en lo que hay considerar la experiencia acumulada en el escalado y diseño de nuevos procesos tecnológicos mediante plantas o equipos a escala piloto, así como el aporte que la aplicación de los métodos de modelación matemática ha hecho en la extrapolación de los resultados de laboratorio con ayuda del conocimiento fenomenológico de los procesos de la industria química, fermentativa y farmacéutica  
**(González, 2005)**

En la literatura científica al considerar la importancia en el diseño del escalado de procesos en condiciones de incertidumbre, se ha resaltado entre otros los aspectos siguientes  
**(Douglas, 1995)**

1. Al considerar sobre diseños por causa de la incertidumbre, podemos encontrar que las diferencias de costos en procesos térmicamente integrados y los no integrados son prácticamente no significativas;
2. La disminución de la incertidumbre puede generar ahorros considerables, por lo que altamente estimulante reducir la incertidumbre e incluir sistemas de control.
3. Lo que justifica en muchos casos que antes de diseñar la instalación para un proceso industrial se invierta en estudios encaminados a minimizar los puntos neurálgicos en la incertidumbre de los nuevos procesos industriales.

### **3.2 Desarrollo de modelos de indicadores económicos que caractericen el sistema.**

Conociendo el equipamiento a utilizar y el consumo de materiales en cada variante se procede a realizar un análisis de factibilidad económica, determinando el costo total de la inversión y el costo total de producción para cada una de las variantes.

## Capítulo III: Evaluación económica para una planta de obtención de etanol a partir de bagazo de caña.

---

Los costos de inversión y de producción se determinaron de la forma siguiente:

Costo Total de Inversión.

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

CFI = Costos Directos (CD) + Costos Indirectos (CI)

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

Costo de Adquisición (A) = Costo de los equipos (A1) + Costo de la Instalación (A2) + Costo de Instrumentación (A3) + Costo de Tuberías y Accesorios (A4) + Costo de Instalaciones Eléctricas (A5)

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

Costo Total de Producción.

Costo Total de Producción (CTP) = Costo de Fabricación (CF) + Gastos Generales (GG)

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

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

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

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

**El costo de los equipos se determinó según Peters, 2003.**

Para la determinación del costo actual del equipamiento se tuvieron en cuenta los índices de costo que aparecen en la revista Chemical Engineering, June, 2007.

En la Tabla 3.1 se ofrecen a manera de ejemplo los estimados de las inversiones para 500 HI / día.

<i>Costos de Adquisición del Equipamiento</i>			
<i>Equipos</i>	<i>CAP EQUIPOS CALCULADOS</i>	<i>COSTO EQ CALCULADOS</i>	<b>Costo actual de Adquisición</b>

## Capítulo III: Evaluación económica para una planta de obtención de etanol a partir de bagazo de caña.

<i>Pretratamiento 1</i>	21384,80	398022,7	796.045,33
<i>Pretratamiento 2</i>	26898,77	825314,3	1.650.628,55
<i>Hidrólisis Enzimática</i>	295794,15	1067348,4	6.404.090,58
<i>Evaporador 1 Efecto</i>	1612	514431,7	514.431,69
<i>Prefermentadores</i>	4228,76	82943,4	165.886,77
<i>Fermentadores de Glucosa</i>	42287,57	166115,5	1.661.154,78
<i>Fermentadores de Xilosa</i>	33352,91	144066,4	1.440.664,09
<i>Columna de Destilación</i>		144000,0	144.000,00
<i>Tornillo Sin fin</i>		2900,0	2.900,00
<i>Condensador Pre 1</i>	200,90	116677,1	116.677,15
<i>Condensador Pre 2</i>	100,96	77212,8	77.212,76
<i>Condensador Evap Glucosa</i>	379,33	170847,8	170.847,82
<i>Condensador Evap Xilosa</i>	77,62	65943,6	65.943,56
<i>Condensador de la columna Destil</i>	142,10	94789,6	94.789,63
<i>Manejo de Bagazo</i>	500	235457,7	235.457,71
<b>Total</b>			<b>13.540.730,43</b>

**Tabla3.1: Cálculo del Costo de equipamiento.**

El capital total invertido se calculó sobre la base de los métodos de estimación de costos propuestos por Peters (**Peters, 1991**), el cual requiere de los datos de costo de adquisición de los equipos. Para el caso en estudio estos valores se muestran en la tabla 3.1. Los incisos incluidos en los costos directos y costo indirectos se calculan como porcentos del costo total de adquisición del equipamiento.

Los porcientos aquí reportados coinciden con los propuestos para las plantas que procesan materiales tanto sólido como líquidos.

Costos Total de Inversión	%	Valor (\$)
Adquisición del Equipamiento	100	13.540.730,43
Instalación del Equipamiento	39	5.280.884,87
Instrumentación y Control	13	1.760.294,96
Instalación de Tuberías	31	4.197.626,43

## Capítulo III: Evaluación económica para una planta de obtención de etanol a partir de bagazo de caña.

Instalaciones Eléctricas	10	1.354.073,04
Edificaciones	29	3.926.811,83
Mejoramiento de Patios	10	1.354.073,04
Facilidad de Servicios	55	7.447.401,74
<b>Costos Directos Totales</b>		<b>38.861.896,34</b>
Ingeniería y Supervisión	32	4.333.033,74
Gastos de Construcción	34	4.603.848,35
<b>Costos Indirectos Total</b>		<b>8.936.882,08</b>
Contingencias	36	4.874.662,96
Honorarios	18	2.437.331,48
<b>Capital Fijo Invertido</b>		<b>55.110.772,85</b>
<b>Capital de Trabajo</b>	<b>74</b>	<b>10.020.140,52</b>
<b>Capital Total Invertido</b>		<b>65.130.913,37</b>

**Tabla 3.2 Costos Totales de inversión.**

Por otro lado los valores estimados de los costos de producción para esa variante se reflejan en la Tabla 3.2 a manera de ejemplo para 300 días de trabajo anuales. Se consideró en la estimación de los costos de producción el precio de las enzimas reportado en la literatura científica de **2,236 USD/10<sup>6</sup> FPU (Wingren, 2003), (Anders Wingren, 2004).**

**Tabla3.3: Costos de Producción para 500 HI/día.**

**Costos de Producción para 500 HI/día**

días de trabajo	300	días/ año			
	precio \$ / unidad	Cantidad	UM	Costo \$/ano	
<b>Costo Total de Producción</b>					
<b>I GASTOS DE FABRICACION (A+B+C)</b>				<b>15.123.584,45</b>	<b>91,0%</b>
<b>A Costos directos</b>				<b>8.009.990,17</b>	<b>48,2%</b>

### Capitulo III: Evaluación económica para una planta de obtención de etanol a partir de bagazo de caña.

<b>Materia Prima</b>				<b>4.550.250,32</b>	<b>27,4%</b>
Bagazo	0,021	51.996.000,00	Kg/año	1.091.916,00	6,6%
Acido	0,9	536.700,00	Kg/año	483.030,00	2,9%
Etanol	0,3	960.000,00	Kg/año	288.000,00	1,7%
Enzim cel	2,236	888.033,01	10 <sup>6</sup> FPU/año	1.985.641,82	11,9%
Sulf Amonio	127,5	15,00	Tn/año	1.912,50	0,0%
Fosfato Am	290	15,00	Tn/año	4.350,00	0,0%
NaOH	0,38	1.830.000,00	Kg/año	695.400,00	4,2%
<b>Mano de Obra % CTP</b>	<b>10</b>			<b>1.661.932,36</b>	<b>10,0%</b>
<b>Utilidades y servicios</b>				<b>86.790,78</b>	<b>0,5%</b>
Vapor	0,00673	12.876.000,00	Kg/año	86.655,48	0,5%
Agua	0,0001	1.353.000,00	Kg/año	135,30	0,0%
<b>Mantenimiento % del CFI</b>	<b>2</b>			<b>1.102.215,46</b>	<b>6,6%</b>
<b>Suministros %My R</b>	<b>10</b>			<b>110.221,55</b>	<b>0,7%</b>
<b>Supervisión Directa % MO</b>	<b>10</b>			<b>166.193,24</b>	<b>1,0%</b>
<b>Patentes % CTP</b>	<b>1</b>			<b>166.193,24</b>	<b>1,0%</b>
<b>Cargos de laboratorio % MO</b>	<b>10</b>			<b>166.193,24</b>	<b>1,0%</b>
<b>B CARGOS FIJOS</b>				<b>6.282.628,11</b>	<b>37,8%</b>
Depreciación 10% CFI	10			5.511.077,29	33,2%
Tasa Locales 1-4% CFI	1			551.107,73	3,3%
Impuestos 0,4-1% CFI	0,4			220.443,09	1,3%
<b>C. COSTOS INDIRECTOS 5-15% CTP</b>	<b>5</b>			<b>830.966,18</b>	<b>5,0%</b>

Capitulo III: Evaluación económica para una planta de obtención de etanol a partir de bagazo de caña.

<b>II GASTOS GENERALES (D+F+E)</b>				<b>1.495.739,12</b>	<b>9,0%</b>
<b>D. Distribución y ventas % CTP</b>	2			<b>332.386,47</b>	<b>2,0%</b>
<b>E. Administración % CTP</b>	2			<b>332.386,47</b>	<b>2,0%</b>
<b>F. Investigación y Desarrollo % CTP</b>	5			<b>830.966,18</b>	<b>5,0%</b>
<b>Costo Total de Producción (I+II)</b>				<b>16.619.323,57</b>	<b>\$/Año</b>
<b>Costo Unitario</b>				<b>1,11</b>	<b>\$/Litro</b>
<b>Costo x Peso</b>				<b>1,90</b>	

**Valor de la Producción: Ingresos para 500hl/día**

	Cantidad	Precio	Valor
Alcohol	15007770,9	0,5	7.503.885,46
LIGNINA	1484640,00	0,1	148.464,00
SOLIDO RESIDUAL	10982304,00	0,1	1.098.230,40
<b>Total</b>			<b>8.750.579,86</b>

**Costos de producción de etanol de bagazo de cana de azúcar.**

**Capacidad de 1000 HL/día.**

días de trabajo	300	días/ año			
<b>Costo Total de</b>	<b>precio \$</b>	<b>Cantidad</b>	<b>UM</b>	<b>Costo \$/ano</b>	

Capitulo III: Evaluación económica para una planta de obtención de etanol a partir de bagazo de caña.

Producción	/ unidad				
<b>I GASTOS DE FABRICACION (A+B+C)</b>				<b>27.128.659,20</b>	<b>91,0%</b>
<b>A Costos directos</b>				<b>16.007.872,54</b>	<b>53,7%</b>
<b>Materia Prima</b>				<b>8.494.092,15</b>	<b>28,5%</b>
Bagazo	0,021	104.688.000,00	Kg/año	2.198.448,00	7,4%
Acido	0,9	1.046.880,00	Kg/año	942.192,00	3,2%
Etanol	0,3	19.202,40	Kg/año	5.760,72	0,0%
Enzim cel	2,236	1.775.557,13	<sup>10</sup> FPU/año	3.970.145,73	13,3%
Sulf Amonio	127,5	15,00	Tn/año	1.912,50	0,0%
Fosfato Am	290	15,00	Tn/año	4.350,00	0,0%
NaOH	0,38	3.608.640,00	Kg/año	1.371.283,20	4,6%
<b>Mano de Obra % CTP</b>	10			<b>2.981.171,34</b>	<b>10,0%</b>
<b>Utilidades y servicios</b>				<b>1.779.797,81</b>	<b>6,0%</b>
Vapor	0,00673	255.540.560,00	Kg/año	1.719.787,97	5,8%
Agua	0,0001	600.098.400,00	Kg/año	60.009,84	0,2%
<b>Mantenimiento % del CFI</b>	2			<b>1.689.508,94</b>	<b>5,7%</b>
<b>Suministros %My R</b>	10			<b>168.950,89</b>	<b>0,6%</b>
<b>Supervisión Directa % MO</b>	10			<b>298.117,13</b>	<b>1,0%</b>
<b>Patentes % CTP</b>	1			<b>298.117,13</b>	<b>1,0%</b>
<b>Cargos de laboratorio % MO</b>	10			<b>298.117,13</b>	<b>1,0%</b>
<b>B CARGOS FIJOS</b>				<b>9.630.200,98</b>	<b>32,3%</b>

## Capítulo III: Evaluación económica para una planta de obtención de etanol a partir de bagazo de caña.

Depreciación 10% CFI	10			8.447.544,72	28,3%
Tasa Locales 1-4% CFI	1			844.754,47	2,8%
Impuestos 0,4-1% CFI	0,4			337.901,79	1,1%
<b>C. COSTOS INDIRECTOS 5-15% CTP</b>	5			<b>1.490.585,67</b>	<b>5,0%</b>
<b>II GASTOS GENERALES (D+F+E)</b>				<b>2.683.054,21</b>	<b>9,0%</b>
<b>D. Distribución y ventas % CTP</b>	2			<b>596.234,27</b>	<b>2,0%</b>
<b>E. Administración % CTP</b>	2			<b>596.234,27</b>	<b>2,0%</b>
<b>F. Investigación y Desarrollo % CTP</b>	5			<b>1.490.585,67</b>	<b>5,0%</b>
<b>Costo Total de Producción (I+II)</b>				<b>29.811.713,40</b>	<b>\$/Año</b>
<b>Costo Unitario</b>				<b>0,99</b>	<b>\$/Litro</b>
<b>Costo x Peso</b>				<b>1,64</b>	

### Valor de la producción. Ingresos para 1000HI/día.

	Cantidad	Precio	Valor
Alcohol	30006941,4	0,5	15.003.470,70
LIGNINA	5205600,00	0,1	520.560,00
SÓLIDO RESIDUAL	26268768,00	0,1	2.626.876,80
<b>Total</b>			<b>18.150.907,50</b>

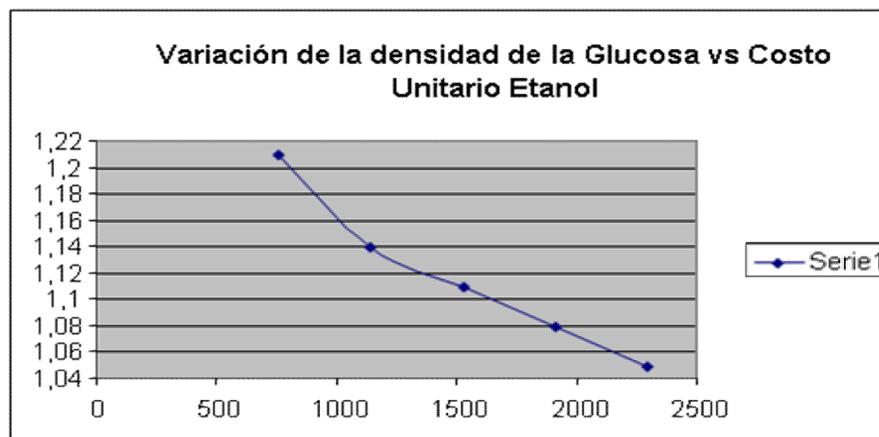
## Capítulo III: Evaluación económica para una planta de obtención de etanol a partir de bagazo de caña.

### 3.3. Estudio de sensibilidad preliminar.

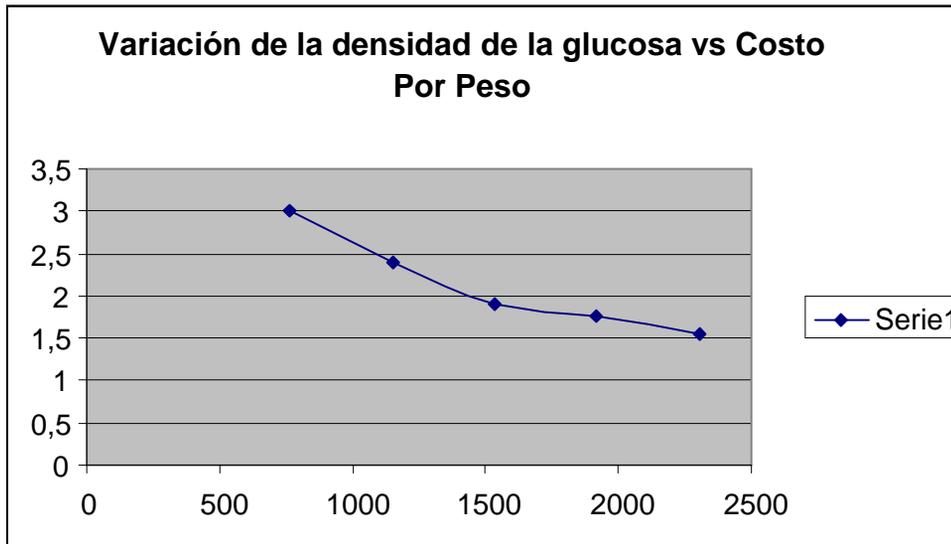
El análisis de sensibilidad es el efecto que sufre un indicador de rentabilidad ante la variación de los parámetros para los cuales está concebido, asumiendo que una variable cambia y las demás se mantienen constantes. Es decir que el análisis de sensibilidad nos indicara cuales son las variables del proyecto que debemos tener cuidado en nuestras previsiones, sin importarnos mucho cuan previsibles sean.

Es por ello que en este trabajo se realiza un estudio de sensibilidad preliminar para conocer cuánto se afecta los indicadores de rentabilidad tras la variación de determinadas variables desconocidas o con cierto grado de incertidumbre.

Las variables a realizar el estudio de sensibilidad son la densidad de la glucosa y la temperatura de ebullición de la xilosa.

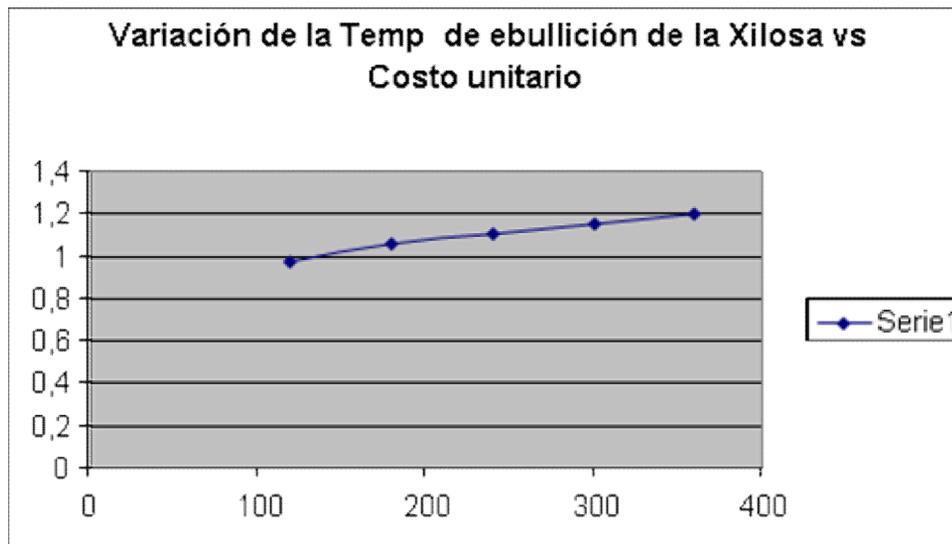


**Figura3.1: Representación de la Variación de la densidad de la Glucosa vs Costo Unitario de Etanol.**



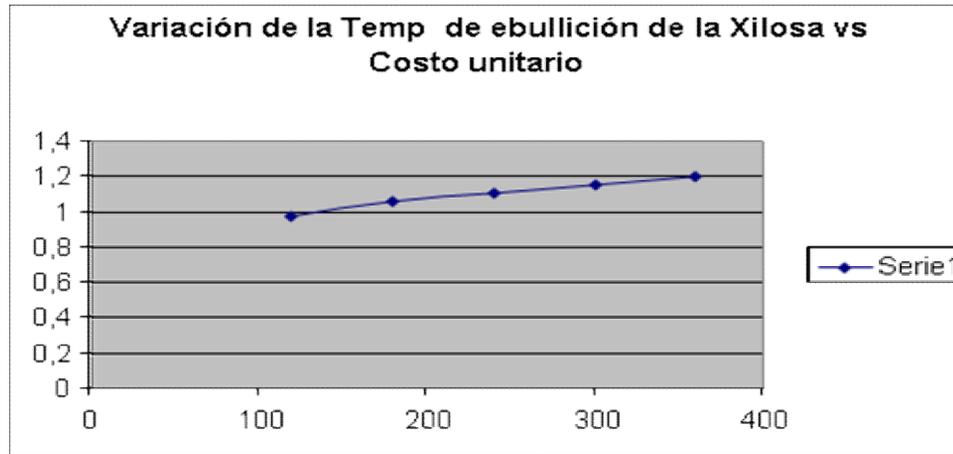
**Figura 3.2: Representación de la Variación de la Densidad de la Glucosa vs Costo por Peso.**

El indicador que más varía al variar la densidad de la Glucosa es el Costo por peso pues oscila de 1,5 a 3, su variación se de 1,5, mientras que la variación del Costo unitario es de 1,06 a 1,14.



## Capítulo III: Evaluación económica para una planta de obtención de etanol a partir de bagazo de caña.

**Figura3.3: Representación de la Variación de la temperatura de Ebullición de la Xilosa**



**Figura3.4: Representación de la variación de la Temperatura de Ebullición de la Xilosa vs Costo por Peso. vs Costo Unitario.**

El costo que más varía es el Costo por peso pues va de 1 a 2,7.

En las figuras desde la 3.1 hasta 3.4 se observa la variación tanto del costo unitario como del costo por peso frente a la variación de cada una de las variables en las que se tenía cierto nivel de incertidumbre, en un rango desde 50% hasta 150% de su valor original. En la mayoría de estas se puede observar que casi no existe variación en los indicadores económicos, lo que se pudiera interpretar como que estos son factores poco sensibles a los mismos. Es por ello que se hizo necesario otro tipo de análisis que pudiera mostrar la variación real de cada una de las variables estudiadas.

Variable	Variación CU \$/litro	Variación Costo por peso	Variación Valor Producción Etanol	Variación Valor Producción Total Anual, \$/año.
Densidad de la glucosa	1.06-1.14	1,5-3	1200000	13125869,79

## Capitulo III: Evaluación económica para una planta de obtención de etanol a partir de bagazo de caña.

---

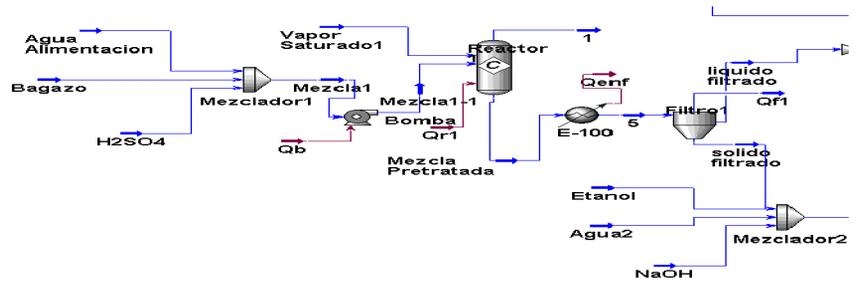
Temp. ebullición de la xilosa	1-1.2	1-2.7	3000000	14875985,762
-------------------------------	-------	-------	---------	--------------

### 3.4 Análisis de los resultados.

La variable que tiene mas influencia en los indicadores económicos es la temperatura de ebullición de la xilosa porque su variación entre un 50 y 150 % de su valor original puede traer consigo una variación del valor de la producción de etanol de 3000000 \$ y una variación de 14875985,762 \$ en el caso del valor de la producción total. Siendo en ambos casos mayor que el análisis reportado para la densidad de la glucosa.

### 3.5 Conclusiones Parciales

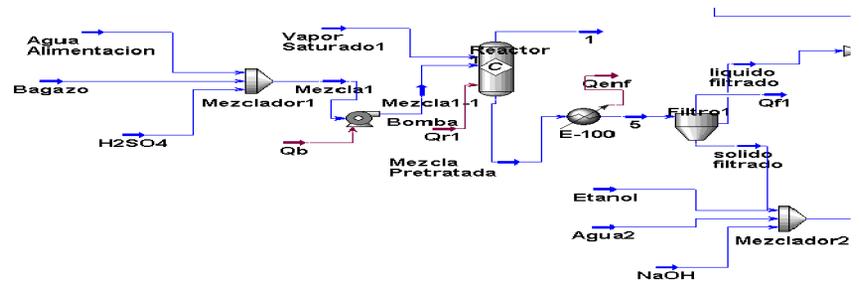
1. Según las condiciones y limitaciones con las que fueron evaluadas el proceso para las dos capacidades de de producción analizadas (500HLdía y 1000HLdía) la que mejor resultado económicos brindo fue la de 1000HLdía, con un costo unitario de 0.99 y un costo por peso de 1.64.
2. La mayor incidencia en los Costos totales de Producción lo tiene la Materia Prima con un valor de 27.4% (para 500HLdía) y un 28.5 % ( 1000HLdía).
3. La evaluación económica preliminar demuestra que es de vital importancia la caracterización de los co-productos para mejorar la rentabilidad del proceso.



# Conclusiones Generales

### Conclusiones Generales

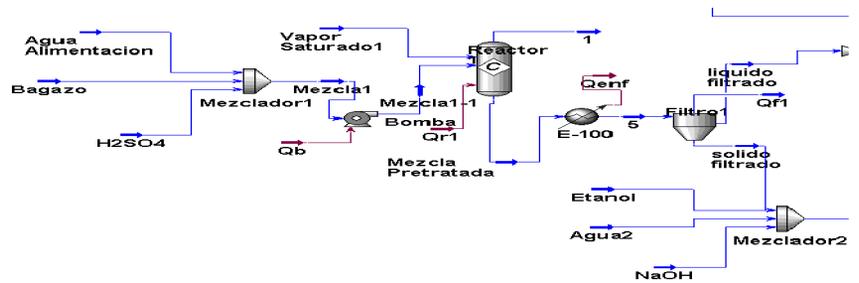
1. La simulación con el software HYSYS trae consigo un ahorro de recursos económicos, ya que nos permite probar diferentes configuraciones del proceso tecnológico sin tener que recurrir a costosos experimentos tanto a nivel de laboratorio como a nivel de planta piloto.
2. Para las condiciones actuales el software HYSYS no es el adecuado para simular el proceso de obtención de etanol a partir del bagazo de caña, pues requiere de disímiles suposiciones y de datos que actualmente se deben de realizar estudios y búsqueda en fuentes de información confiables.
3. Este tipo de simulador tiene entre sus ventajas que permite la entrada de componentes no registrados en su base de datos, permite declararle las reacciones a ocurrir en el proceso, se puede escoger los equipos para cada etapa y entre sus desventajas tiene que el simulador no da todas las características de los equipos y que esta hecho para la industria petroquímica y sus derivados.
4. Los principales parámetros operacionales para una tecnología propia de producción de etanol son la temperatura, la presión, el flujo y la composición de cada corriente expresada en fracción molar o fracción másica.
5. El proceso de obtención de Etanol a partir de bagazo de caña no es rentable a ninguna de las capacidades estudiadas pues el costo por peso da por debajo de la unidad.
6. Existe sensibilidad de los indicadores económicos del proceso para las propiedades química-físicas estudiadas siendo la de mayor incidencia la temperatura de ebullición de la xilosa de la dos analizadas.



# Recomendaciones

### Recomendaciones

1. Estudiar a nivel de laboratorio las propiedades físico-químicas de las sustancias que fueron estimadas.
2. Probar otras variantes tecnológicas del proceso de obtención de etanol a partir del bagazo de caña con el software Hysys.
3. Probar todas las variante en un software mas potente como ese el Aspen Plus.
4. Evaluar económicamente todas las capacidades (500, 1000,2000 y 3500HLdía).



# Bibliografía

### Bibliografía

1. ANDERS WINGREN, J. S. D. M., MATS GALBE, GUIDO ZACCHI (2004) Process Considerations and Economic Evaluation of Two-Step Steam Pretreatment for Production of Fuel Ethanol from Softwood.
2. BANERJEE, R. & PANDEY, A. (2002) Bio-industrial applications of sugarcane bagasse: A technological perspective. *Int. Sugar J.*, 104, 64-68.
3. BAUDEL, ZAROR C & C., D. A. (2005) Improving the value of sugarcane bagasse wastes via integrated chemical production systems: an environmentally friendly approach. *Ind Crops Prod.* 309-315.
4. BURASTERO, J., FERRARI, M.D (1989) "Requerimiento energético para separar etanol de soluciones acuosas por destilación", Informe Interno Proyecto IV. 1 CYTED-D.
5. CADOCHÉ, L., LÓPEZ, G (1988) Fijación de parámetros de proceso: tenor alcohólico del mosto, Memoria descriptiva
6. CARVAJAL, O., SERRANTES, M., MARTÍNEZ, M. & RODRÍGUEZ, L. (2000) Bagasse particle boards. En *Handbook of sugarcane derivatives* (Ed. L.O. Gálvez). Third Edition. Havana, Cuba.
7. CATÁ, Y. (2006) La incertidumbre en la fiabilidad de un complejo integrado material y energéticamente. Tesis en opción al grado científico de Doctor en Ciencias Técnicas. Universidad Central de Las Villas. Cuba.
8. CLAASSEN, P. A. M., VAN LIER, J.B., LO'PEZ CONTRERAS, A.M., VAN NIEL, E.W.J., SIJTSMA, L., STAMS, A.J.M., DE VRIES, S.S., WEUSTHUIS, R.A (1999) Utilization of biomass for the supply of energy carriers. *Applied Microbiology and Biotechnology* 741-755.
9. CRUZ, R., DOPICO, D., VILLAMIL, G. & REYES, M. (2000) Pharmaceuticals from bagasse lignin. En *Handbook of sugarcane derivatives* (Ed. L.O. Gálvez). Third Edition. Havana, Cuba.
10. CUNNINGHAM R. Y LÓPEZ, G. (1994) Etanol de lignocelulósicos: tecnología y perspectivas.

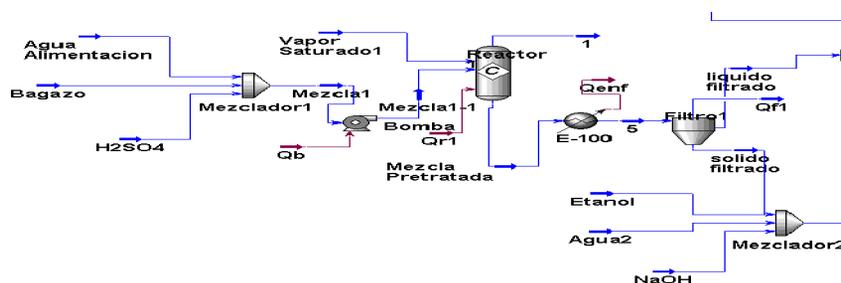
11. D.O.E (2006) Department of Energy [http://www.eere.energy.gov/biomass/enzymatic\\_hydrolysis.html](http://www.eere.energy.gov/biomass/enzymatic_hydrolysis.html).
12. DALE, B. E., MOREIRA, M. J (1989) Technical summary of ammonia freeze explosion.
13. DERRICKSON, W. B. (1992) Ethanol from biomass technology”, presented to Pacific International Center for High Technology Research.
14. DÍAZ, ALFARO A., G. M., ENGENIO ME., ARIZA J. & F., L. (2004) Ethanol pulping from tagasaste. A new promising source for cellulose pulp. *Ind Eng Chem Res* 43 (8):1875-1881.
15. DOUGLAS, P. L. (1995) Design & Scale - Up Under Uncertainty. III Taller Internacional de Escalado. La Habana.
16. ERIKSON, K. E. A. K., T. K (1985) Biobleaching and Treatment of Kraft Bleaching of effluents with whiterot fungi.
17. FELIPE, VITOLO M, MANCILHA IM & SS, S. (1997) Fermentation of sugar cane bagasse hemicellulosic hydrolysate for xylitol production: effect of pH. *Biomass Bioenergy*;13:11-4.
18. GÁLVEZ, L. (1986) La industria de los derivados de la caña de azúcar. 123-124, 128-130.
19. GHOSE, T. K., ROYCHOUDHURY, P.K., GHOSH, P (1984) Simultaneous saccharification and fermentation (SSF) of lignocellulosics to ethanol under vacuum cycling and step feeding.
20. GHOSH, P., GHOSE, T.K (2003) Bioethanol in India: recent past and emerging future. *Advances in Biochemical Engineering/Biotechnology* 1-27.
21. GONG, C. S., CHEN, C. S. & CHEN, L. F. (1999) Pretreatment of sugar cane bagasse hemicellulose hydrolyzate for ethanol production by yeast. *Appl. Biochem. Biotechnol*, 39/40, 83-88.
22. GONZÁLEZ, E. (2004b) El pulpeo con etanol como alternativa para incrementar la competitividad de las fábricas de papel mediante su desarrollo prospectivo integrado a la industria de la caña de azúcar. Editorial Científico Técnica., La Habana. .

23. GONZÁLEZ, E. (2005) Conocimiento, Tecnología y economía en: González, E. Vías para el diseño de nuevas instalaciones de la industria química, fermentativa y farmacéutica.
24. GONZÁLEZ, M. (2004) Impacto global de una tecnología más limpia en la fabricación de papel para ondular. Tesis de disertación en opción al grado científico de Doctor en Ciencias Técnicas. Universidad Central de Las Villas.
25. GRETHLEIN, H. E. A. T. D. (1993) The cost of ethanol production from lignocellulosic biomass-A comparison of selected alternative processes.
26. GUTIÉRREZ-CORREA, M., PORTAL, L., MORENO, P. & TENDERDY, R. P. (1999) Mixed culture solid substrate fermentation of *Trichoderma reesei* with *Aspergillus niger* on sugarcane bagasse. *Biores. Technol.*, 68, 173-178.
27. HO, N. W., CHEN, Z. & A, B. (1998) Genetically engineered *Saccharomyces* strain capable of effective cofermentation of glucose and xilose. *Appl. Environ. Microbiol*, 64, 1852-1859.
28. HOLZAPPLE, M. (1988) Conversion of grass to highly digestible animal feed, protein concentrate and ethanol.
29. INGRAM, L. O., GOMEZ, P. F., LAI, X., MONIRUZZAMAN, M., WOOD, B. E. & YOMANO, L. P. (1998) Metabolic engineering of bacteria for esthanol production. *Biotech. Bieong.*, 58, 204-214.
30. JIMÉNEZ L, MAESTRE F & I, P. (2000) Disolventes orgánicos para la obtención de pastas de celulosa. *Revisión bibliográfica Afinidad*;44(467):45-50.
31. JIMENEZ L., PÉREZ I., GARCÍA JC., LÓPEZ F. & J., A. (2004) The influence of the etanol pulping of wheat Straw and of the beating of pulp on the resulting paper sheets. *Wood Sci Technol* 38(2):127-137.
32. JONES, J. L., AND SEMRAN, K.T (1987) Wood Hydrolysis for Ethanol production. *Biomass* 5.
33. KASATKIN, A. G. (1971) Operaciones Básicas y Aparatos en la tecnología química.
34. KERN, D. Q. (1999) Procesos de transferencia de calor.
35. KILICASLAN, I., SARAC, H. I., OZDEMIR, E. & ERMIS, K. (1999) Sugar cane as an alternative energy source for Turkey. *Energy Conversion and Management* 40. 1-11.

36. KLYOSOV, A. A. (1984) "Enzymatic conversion of cellulosic material to sugars and alcohol: the technology and its implications.
37. LARA, A. (1999) Alternativas tecnológicas novedosas para la producción de bioetanol a partir de la caña de azúcar.
38. LEVENSPIEL, O. (1974) Ingeniería de las reacciones químicas. 359-381, 395-441.
39. LÓPEZ, G. (1991) Comunicación Interna.
40. MCCABE, W. L. (1991) Operaciones unitarias en ingeniería química. IN MCGRAW-HILL (Ed.) Cuarta edición ed.
41. MESA, L. (2004) Obtención de lignina a partir del licor negro del pulpeo con etanol del bagazo de caña de azúcar para convertir en productos de alto valor agregado. Revista
42. Cubana de Química, vol 16th, No. 3.
43. MESA, L. (2007a) Estrategia de Vigilancia Tecnológica para la obtención de etanol a partir de residuos lignocelulósicos. Comunicación Social de la Ciencia. CSIC. Madrid. España.
44. MESA, L. (2007b) Estrategia investigativa para la obtención de etanol de residuos lignocelulósicos. Workshop of Biofuels. IPB. Braganza. Portugal.
45. MESA, L., GONZÁLEZ, E., ZAMORA, M. M., GALIANO, E. C., CARA, C. & KAFAROV, V. (2009) Economic Evaluation of pretreatment alternatives for ethanol production from sugar cane bagasse. 17 th European Biomass Conference & Exhibition From Research to Industry and Markets.
46. NIGAM, J. N. (2000) Cultivation of *Candida lutzeri* in sugar cane bagasse hemicellulosic hydrolysate for the production of single cell protein. World J. Microbiol. Biotechnol., 16, 367-372.
47. NUMAN, R. P. (1987) Sulphuric acid-sugar separation by ion exclusion.
48. OLSSON, L. (1994) Ethanol production from lignocellulosic materials: Fermentation and on line analysis.
49. OLSSON, L., HAHN-HAGERDAL, B., (1996) Fermentation of lignocellulosic hydrolysates for ethanol production. Enzyme and Microbial Technology 312-331.

50. OLSSON, L., NIELSEN, J. (2000) The role of metabolic engineering in the improvement of *Saccharomyces cerevisiae*: utilization of industrial media. *Enzyme Microb. Technol.* 785-792.
51. PAVLOV, K. F. (1980) Problemas y ejemplos para el curso de operaciones básicas y aparatos en tecnología química.
52. PEDRAZA, J. & GONZÁLEZ, E. (2005) Consideración de la incertidumbre en los parámetros de diseño de los equipos., en: González, E. (Editor).:Vías para el diseño de nuevas instalaciones de la industria química, fermentativa y farmacéutica.
53. PERRY, R. H. (1999) *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. 7th edition ed.
54. PESSOA, A., DE MANCILHA & I.M., S., S (1997) Evaluation of sugarcane hemicellulose hydrolysate for cultivation of yeasts and filamentous fungi. *J. Ind. Microbiol. Biotechnol.*, 18, 360-363.
55. PETERS, M. S. (1991) *Plant design and economics for chemical engineers*. IN MCGRAW-HILL, I. (Ed.) Fourth Edition ed.
56. PULS, J., POUNTANEN, K., KCONER, H.V. AND VILCARI, L (1985) Biotechnical utilization of Word carbohydrates after starting pretreatment.
57. RODRÍGUEZ, E. (2007) Trabajo de Diploma. "Posibilidades del empleo del bagazo de caña de azúcar en la producción de etanol.
58. ROMERO, N., SOCARRÁS, A. & MARTÍNEZ, M. (2000) Dissolving pulp. En *Handbook of sugarcane derivatives* (Ed. L.O. Gálvez). Third Edition. Havana, Cuba.
59. SASSNER, P., GALBE, M. & ZACCHI, G. (2008) Techno- economic evaluation of bioethanol production from three different lignocellulosic materials. *Biomass and Bioenergy* 32: 422-430.
60. SCHAFFELD, G. Y. R., J (1986) *Utilización Biológica de Residuos de Valparaíso*.
61. SERI (1986) Technical Report, TR-2386.
62. SERRA, A., POCH, M., SOLÁ, C (1987) Recuperación del etanol producido por fermentación a partir de biomasa. I Sistemas convencionales", *Rev. Agroquím. Tecnol. Aliment.* 361-372.
63. SHARMA, M. P. & SHARMA, J. D. ( 1999). Bagasse-based cogeneration system for Indian sugar mills. *Renewable Energy*, 16, . 1-4.

64. SINGH, A., KUMUDESWAR, D. & DURLUBH, K. S. (1984) Integrated process for production of xylose, furfural and glucose from bagasse by two-step acid hydrolysis. *Ind. Eng. Chem. Prod. Res. Dev.*, 23, 257-262.
65. SUN, Y. & CHENG, J. (2002) Hydrolysis of lignocellulosic materials for ethanol production: a review. *Bioresource Technology*. 83, 1-11.
66. TEIXEIRA, L. C., LINDEN, J. C. & SCHROEDER, H. A. (1999) Optimizing peracetic acid pretreatment conditions for improved simultaneous saccharification and cofermentation (SSCF) of sugar cane bagasse to ethanol fuel. *Renewable Energy*, 16, 1-4 1070-1073.
67. TERAMOTO, Y., LEE, S. H. & ENDO, T. (2008) Pretreatment of woody and herbaceous biomass for enzymatic saccharification using sulfuric acid-free ethanol cooking. *Bioresource Technology* 99 (18), 8856-8863.
68. TREYBAL, R. E. (1986) Operaciones con transferencia de masa.
69. TRIANA, O. (1990) Atlas del Bagazo de la Caña de Azúcar.
70. VILLAR, J., CAÑETE, R. & MANGANALLY, E. (2000) Bagazo hidrolizado: una planta industrial. *International Sugar Journal*, 102, 165-167.
71. VON SILVERS & ZACCHI, G. (1995) A techno-economical comparison of three processes for the production of ethanol from pine. *Bioresour technol.*, 51, 43-52.
72. WINGREN, A., MATS GALBE AND GUIDO ZACCHI (2003) Techno-Economic Evaluation of Producing Ethanol from Softwood: Comparison of SSF and SHF and Identification of Bottlenecks.



# Anexos

## Anexo#1: Resultados del Balance de Materiales y Energía 500 HL/día.

Name	Bagazo	Vapor Saturado1	Qf1	Mezcla1	Agua Alimentación	H2SO4	Mezcla Pre-ratada	sólido filtrado	Líquido filtrado
Vapour Fraction	0,00	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<b>Temperature(°C)</b>	<b>25,00</b>	<b>120,66</b>	<b>40,00</b>	<b>25,00</b>	<b>25,00</b>	<b>25,00</b>	<b>47,51</b>	<b>40,00</b>	<b>40,00</b>
Pressure(kPa)	101,32	202,65	202,65	101,32	101,32	101,32	202,65	202,65	202,65
Molar Flow (kgmole/h)	51,09	70,97	0,00	1666,22	1614,39	0,74	1720,64	50,82	1669,82
Mass Flow(kg/h)	7270,83	1278,50	0,00	36426,88	29083,33	72,71	37705,38	5515,61	32189,77
Std Ideal Liq Vol Flow (m <sup>3</sup> /h)	7,70	1,28	0,00	36,88	29,14	0,04	37,43	5,79	31,64
Heat Flow (kJ/h)	0,00	-	0,00	-	-	-	-	-	-
		16892394,3		460535750,4	459943411,6	592338,7	477387239,1	4462998,4	474067910,8
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	0,00	-238027,52	-	-276395,50	-284902,93	-	-277447,54	-87828,17	-283902,83

---

Name	Etanol	NaOH	Agua2	Mezcla2	Vapor2	Sólido Pretratdo2	vapor saturado2	Vapor3	Sólido Pretratado3
Vapour Fraction	1,00	0,00	0,00	0,19	1,00	0,00	1,00	1,00	0,00
<b>Temperature(°C)</b>	<b>120,00</b>	<b>60,00</b>	<b>25,00</b>	<b>83,03</b>	<b>103,00</b>	<b>102,00</b>	<b>190,00</b>	<b>100,00</b>	<b>100,00</b>
Pressure(kPa)	202,65	101,32	101,32	101,32	202,65	202,65	202,65	202,65	202,65

Molar Flow (kgmole/h)	289,52	5,07	703,01	1048,42	1028,72	14,80	27,52	0,00	12,33
Mass Flow(kg/h)	13337,96	202,83	12664,88	31721,27	29989,40	2227,67	495,79	0,00	1834,04
Std Ideal Liq Vol Flow (	16,76	0,11	12,69	35,35	32,37	2,28	0,50	0,00	1,89
Heat Flow (kJ/h)	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	66024504,82	394060,80	200290858,99	271172423,51	201892285,90	4241853,07	6477987,82	0,00	-700759,49
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-228051,57	-77705,42	-284902,93	-258649,54	-196255,89	286585,49	-235384,35	258110,34	-56841,12

	Líquido condensado	Líquido a fermentar enf	1,00	Sólido Filt3	Qf3	Vapor saturado3	Líquido a Fermentar2	2,00	vapor Filt3
Vapour Fraction	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00
<b>Temperature(°C)</b>	<b>81,66</b>	<b>30,00</b>	<b>47,51</b>	<b>120,00</b>	<b>120,00</b>	<b>134,00</b>	<b>30,00</b>	<b>100,00</b>	<b>180,00</b>
Pressure(kPa)	50,66	101,32	202,65	202,65	202,65	303,97	202,65	202,65	202,65
Molar Flow (kgmole/h)	499,58	1350,61	0,00	10,46	0,00	812,69	0,00	1,87	0,00
Mass Flow(kg/h)	9000,00	26439,04	0,00	1525,32	0,00	14640,71	0,00	308,72	0,00
Std Ideal Liq Vol Flow (m <sup>3</sup> /h)	9,02	25,88	0,00	1,59	0,00	14,67	0,00	0,30	0,00
Heat Flow (kJ/h)	-	-	0,00	-	0,00	-	0,00	-	0,00

	140183072,41	384540163,69		287199,94		193177003,26		413559,55	
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-280601,35	-284716,07	240305,37	-27459,96	56841,12	-237700,46	-319073,56	221210,69	256390,26

Name	Líquido Filt3	3,00	Vapor Fermentado1	Líquido fermentado	Líquidofilt	Sólido filt	Qf	4,00	Destilado
Vapour Fraction	0,00	1,00	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,00
<b>Temperature(°C)</b>	<b>180,00</b>	<b>134,00</b>	<b>31,29</b>	<b>31,29</b>	<b>120,00</b>	<b>120,00</b>	<b>120,00</b>	<b>60,00</b>	<b>98,96</b>
Pressure(kPa)	202,65	303,97	202,65	202,65	202,65	202,65	202,65	100,82	100,80
Molar Flow (kgmole/h)	1,87	812,69	0,00	0,00	2,46	12,34	0,00	1357,36	453,03
Mass Flow(kg/h)	308,72	14640,71	0,00	0,00	393,62	1834,04	0,00	25696,39	8622,62
Std Ideal Liq Vol Flow (m <sup>3</sup> /h)	0,30	14,67	0,00	0,00	0,39	1,89	0,00	25,87	8,83
Heat Flow (kJ/h)	-	-	0,00	0,00	430378,02	3811475,05	0,00	-	-
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	186536,39	-237780,23	-386055,92	309121,05	174843,62	308875,30	286585,49	-281930,67	-238268,96

Name	Residuo	Liquido filtrado1	Destlido2	vapor	CO2	7,00	Residuo2	Qr1	Qr2
Vapour Fraction	0,00	0,00	0,00	1,00	1,00	0,00	0,00	<empty>	<empty>
<b>Temperature(°C)</b>	<b>99,91</b>	<b>40,02</b>	<b>82,68</b>	<b>99,85</b>	<b>60,00</b>	<b>60,01</b>	<b>98,91</b>	<b>&lt;empty&gt;</b>	<b>&lt;empty&gt;</b>
Pressure(kPa)	100,80	101,32	100,80	100,80	100,82	100,82	100,80	<empty>	<empty>
Molar Flow (kgmole/h)	1458,72	1669,82	67,62	555,09	0,70	1356,66	385,41	<empty>	<empty>
Mass Flow(kg/h)	27042,86	32189,77	1644,96	10000,00	30,91	25665,48	6977,66	<empty>	<empty>
Std Ideal Liq Vol Flow (m <sup>3</sup> /h)	27,02	31,64	1,83	10,02	0,04	25,83	7,01	<empty>	<empty>
Heat Flow (kJ/h)	-406891075,66	-474067910,82	-18793361,02	-132427188,23	-275646,73	-382406034,73	-107627977,60	0,00	80000000,00
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-278936,69	-283902,83	-277936,89	-238568,91	392431,22	-281873,46	-279256,45	<empty>	<empty>

Name	Qr4	Qce	Qc1	Qr5	Qb	Qenf	Qenf2	Qc6	asdasd
Vapour Fraction	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>
Temperature(°C)	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>
Pressure(kPa)	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>
Molar Flow (kgmole/h)	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>
Mass Flow(kg/h)	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>
Std Ideal Liq Vol Flow (m³/h)	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>
Heat Flow (kJ/h)	0	86112126,	20747325,59	8015614,271	44503,36612	1143670,096	7368965,498	0	64824,5
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>

Name	we	QI	Qccond1
Vapour Fraction	<empty>	<empty>	<empty>
Temperature(°C)	<empty>	<empty>	<empty>
Pressure(kPa)	<empty>	<empty>	<empty>
Molar Flow (kgmole/h)	<empty>	<empty>	<empty>
Mass Flow(kg/h)	<empty>	<empty>	<empty>
Std Ideal Liq Vol Flow (m³/h)	<empty>	<empty>	<empty>
Heat Flow (kJ/h)	4512234,535	3200258,825	18478565,91
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	<empty>	<empty>	<empty>

## Anexo#2: Resultados del Balance de Materiales y Energía 1000 HL/Día.

Name		Vapor Saturado1	Qf1	Mezcla1	Agua Alimentación	H2SO4	Mezcla Pre-tratada	solido filtrado	liquido filtrado
Vapour Fraction	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
<b>Temperature(°C)</b>	25,0	25,0	40,0	25,0	25,0	25,0	25,7	40,0	40,0
Pressure(kPa)	101,3	202,6	202,6	101,3	101,3	101,3	202,6	202,6	202,6
Molar Flow (kgmole/h)	102,2	141,9	0,0	3331,5	3227,8	1,5	3440,3	101,6	3338,7
Mass Flow(kg/h)	14537,5	2556,3	0,0	72832,9	58150,0	145,4	75389,2	11028,1	64361,1
Std Ideal Liq Vol Flow (m <sup>3</sup> /h)	15,4	2,6	0,0	73,7	58,3	0,1	74,8	11,6	63,3
Heat Flow (kJ/h)	0,0	-	0,0	-	-	-	-	-	-
		40426676,7		920807583,5	919623245,4	1184338,1	961140010,5	8923443,2	947864528,9
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	0,0	-284901,2	-	-276395,5	-284902,9	-799036,2	-279377,2	-87828,2	-283902,8
		278112,2							

Name	Etanol	NaOH	Agua2	Mezcla2	Vapor2	Sólido Pretratdo2	vapor saturado2	Vapor3	Sólido Pretratado3
Vapour Fraction	1,0	0,0	0,0	0,2	1,0	0,0	1,0	1,0	0,0
<b>Temperature(°C)</b>	120,0	60,0	25,0	83,1	103,9	103,9	190,0	180,0	180,0
Pressure(kPa)	202,6	101,3	101,3	101,3	202,6	202,6	202,6	202,6	202,6
Molar Flow (kgmole/h)	578,9	12,5	1405,6	2098,6	487,3	1601,6	55,0	1087,7	36,7
Mass Flow(kg/h)	26668,3	501,2	25322,6	63520,0	16138,9	48372,5	991,3	29689,1	4720,8
Std Ideal Liq Vol Flow (m <sup>3</sup> /h)	33,5	0,3	25,4	70,7	19,2	50,1	1,0	30,8	4,8
Heat Flow (kJ/h)	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	132011058,7	973657,2	400468023,7	542376178,1	113781947,1	441147004,6	12952709,1	255887636,9	-4566479,2
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-228051,6	-77705,4	-284902,9	-258443,5	-233513,0	-275445,2	-235384,4	-235251,0	-124420,0

Name	Etanol Recuperado	Vapor Fermentado	Liquido Fermentado1	Mezcla para Destilar	Mezcla1-1	5,0	Vapor T	Liquido a fermentar	vaporsat
Vapour Fraction	0,0	1,0	0,0	0,0	0,0	0,0	1,0	0,0	1,0
<b>Temperature(°C)</b>	79,3	30,0	30,0	30,0	25,1	40,0	100,3	100,3	81,7
Pressure(kPa)	101,3	101,3	101,3	101,3	1013,2	202,6	101,3	101,3	50,7
Molar Flow (kgmole/h)	487,3	34,2	3332,6	3332,6	3331,5	3440,3	19,9	3318,8	393,4
Mass Flow(kg/h)	16138,9	1468,7	62533,4	62533,4	72832,9	75389,2	359,1	64002,0	7086,5
Std Ideal Liq Vol Flow (m³/h)	19,2	1,8	62,9	62,9	73,7	74,8	0,4	62,9	7,1
Heat Flow (kJ/h)	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	133874628,6	132065666,6	947610037,7	947610037,5	920718602,3	956787972,1	4754988,4	926773336,5	94042324,7
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-274748,9	-386185,1	-284342,6	-284342,6	-276368,8	-278112,2	-238554,8	-279252,8	-239071,9

Name	Líquido condensado	Líquido a fermentar enf	1,0	Sólido Filt3	Qf3	Vapor saturado3	Líquido a Fermentar2	2,0	vapor Filt3
Vapour Fraction	0,0	0,0	1,0	0,0	0,0	1,0	0,0	0,0	1,0
<b>Temperature(°C)</b>	81,7	30,0	25,7	180,0	180,0	134,0	30,0	180,0	180,0
Pressure(kPa)	50,7	101,3	202,6	202,6	202,6	304,0	202,6	202,6	202,6
Molar Flow (kgmole/h)	393,4	3318,8	0,0	27,9	0,0	1624,9	0,0	8,8	0,0
Mass Flow(kg/h)	7086,5	64002,0	0,0	3648,4	0,0	29273,0	0,0	1072,4	0,0
Std Ideal Liq Vol Flow (m <sup>3</sup> /h)	7,1	62,9	0,0	3,8	0,0	29,3	0,0	1,0	0,0
Heat Flow (kJ/h)	-110378528,7	-944784372,6	0,0	2211023,0	0,0	386242952,7	0,0	2355456,1	0,0
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-280601,3	-284679,8	241085,2	-79145,9	124420,0	-237700,5	-285510,4	-268701,1	235251,0



Name	Residuo	Liquido filtrado1	Destlido2	vapor	CO2	7	Residuo2	Qr1	Qr2
Vapour Fraction	0	0	3,25E-06	1	1	0	0	<empty>	<empty>
<b>Temperature(°C)</b>	99,8957549	40,02075681	78,32735015	99,85312805	60	60,00911255	98,90817678	<empty>	<empty>
Pressure(kPa)	100,8	101,3249966	100,8	100,8	100,8249966	100,8249966	100,8	<empty>	<empty>
Molar Flow (kgmole/h)	3580,836209	3338,693478	44,33967332	1156,696296	1,717025605	3330,917717	862,4381313	<empty>	<empty>
Mass Flow(kg/h)	66036,36604	64361,11269	1645,338578	20838	75,56578311	62457,80832	15614,1037	<empty>	<empty>
Std Ideal Liq Vol Flow (m³/h)	66,00604915	63,26123602	2,002169983	20,88005195	9,16E-02	62,80601194	15,67784475	<empty>	<empty>
Heat Flow (kJ/h)	-999019272	947864528,9	12117664,55	275951774,8	673814,4584	939123149,3	-240841417	0	400000
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-	-	-	-	-	-	-	<empty>	<empty>
	278990,4966	283902,8306	273291,6967	238568,9102	392431,2231	281941,2634	279256,4571	<empty>	<empty>

## Anexo #3: Costos de Producción para 500 HL/día.

días de trabajo	300	días/ año			
<b>Costo Total de Producción</b>	<b>precio \$ / unidad</b>	<b>Cantidad</b>	<b>UM</b>	<b>Costo \$/ano</b>	
<b>I GASTOS DE FABRICACION (A+B+C)</b>				<b>27.128.659,20</b>	<b>91,0%</b>
<b>A Costos directos</b>				<b>16.007.872,54</b>	<b>53,7%</b>
<b>Materia Prima</b>				<b>8.494.092,15</b>	<b>28,5%</b>
Bagazo	0,021	104.688.000,00	Kg/año	2.198.448,00	7,4%
Acido	0,9	1.046.880,00	Kg/año	942.192,00	3,2%
Etanol	0,3	19.202,40	Kg/año	5.760,72	0,0%
Enzim cel	2,236	1.775.557,13	10 <sup>6</sup> FPU/año	3.970.145,73	13,3%
Sulf Amonio	127,5	15,00	Tn/año	1.912,50	0,0%
Fosfato Am	290	15,00	Tn/año	4.350,00	0,0%
NaOH	0,38	3.608.640,00	Kg/año	1.371.283,20	4,6%
<b>Mano de Obra % CTP</b>	<b>10</b>			<b>2.981.171,34</b>	<b>10,0%</b>
<b>Utilidades y servicios</b>				<b>1.779.797,81</b>	<b>6,0%</b>
Vapor	0,00673	255.540.560,00	Kg/año	1.719.787,97	5,8%
Agua	0,0001	600.098.400,00	Kg/año	60.009,84	0,2%
<b>Mantenimiento % del CFI</b>	<b>2</b>			<b>1.689.508,94</b>	<b>5,7%</b>
<b>Suministros %My R</b>	<b>10</b>			<b>168.950,89</b>	<b>0,6%</b>
<b>Suprvisión Directa % MO</b>	<b>10</b>			<b>298.117,13</b>	<b>1,0%</b>
<b>Patentes % CTP</b>	<b>1</b>			<b>298.117,13</b>	<b>1,0%</b>
<b>Cargos de laboratorio % MO</b>	<b>10</b>			<b>298.117,13</b>	<b>1,0%</b>
<b>B CARGOS FIJOS</b>				<b>9.630.200,98</b>	<b>32,3%</b>
Depreciación 10% CFI	10			8.447.544,72	28,3%
Tasa Locales 1-4% CFI	1			844.754,47	2,8%
Impuestos 0,4-1% CFI	0,4			337.901,79	1,1%
<b>C. COSTOS INDIRECTOS 5-15% CTP</b>	<b>5</b>			<b>1.490.585,67</b>	<b>5,0%</b>

<b>II GASTOS GENERALES (D+F+E)</b>				<b>2.683.054,21</b>	<b>9,0%</b>
<b>D. Distribucion y ventas % CTP</b>	2			<b>596.234,27</b>	<b>2,0%</b>
<b>E. Administracion % CTP</b>	2			<b>596.234,27</b>	<b>2,0%</b>
<b>F. Investigación y Desarrollo % CTP</b>	5			<b>1.490.585,67</b>	<b>5,0%</b>
<b>Costo Total de Produccion (I+II)</b>				<b>29.811.713,40</b>	<b>\$/Año</b>
<b>Costo Unitario</b>				<b>0,99</b>	<b>\$/Litro</b>
<b>Costo x Peso</b>				<b>1,64</b>	

**Valor de la Producción: Ingresos**

	Cantidad	Precio	Valor
Alcohol	15007770,9	0,5	7.503.885,46
LIGNINA	1484640,00	0,1	148.464,00
SOLIDO RESIDUAL	10982304,00	0,1	1.098.230,40
<b>Total</b>			<b>8.750.579,86</b>

## Anexo#4: Capacidad de 1000 HL/día.

días de trabajo	300	días/ año			
<b>Costo Total de Producción</b>	<b>precio \$ / unidad</b>	<b>Cantidad</b>	<b>UM</b>	<b>Costo \$/ano</b>	
<b>I GASTOS DE FABRICACION (A+B+C)</b>				<b>27.128.659,20</b>	<b>91,0%</b>
<b>A Costos directos</b>				<b>16.007.872,54</b>	<b>53,7%</b>
<b>Materia Prima</b>				<b>8.494.092,15</b>	<b>28,5%</b>
Bagazo	0,021	104.688.000,00	Kg/año	2.198.448,00	7,4%
Acido	0,9	1.046.880,00	Kg/año	942.192,00	3,2%
Etanol	0,3	19.202,40	Kg/año	5.760,72	0,0%
Enzim cel	2,236	1.775.557,13	10 <sup>6</sup> FPU/año	3.970.145,73	13,3%
Sulf Amonio	127,5	15,00	Tn/año	1.912,50	0,0%
Fosfato Am	290	15,00	Tn/año	4.350,00	0,0%
NaOH	0,38	3.608.640,00	Kg/año	1.371.283,20	4,6%
<b>Mano de Obra % CTP</b>	<b>10</b>			<b>2.981.171,34</b>	<b>10,0%</b>
<b>Utilidades y servicios</b>				<b>1.779.797,81</b>	<b>6,0%</b>
Vapor	0,00673	255.540.560,00	Kg/año	1.719.787,97	5,8%
Agua	0,0001	600.098.400,00	Kg/año	60.009,84	0,2%
<b>Mantenimiento % del CFI</b>	<b>2</b>			<b>1.689.508,94</b>	<b>5,7%</b>
<b>Suministros %My R</b>	<b>10</b>			<b>168.950,89</b>	<b>0,6%</b>
<b>Suprvisión Directa % MO</b>	<b>10</b>			<b>298.117,13</b>	<b>1,0%</b>
<b>Patentes % CTP</b>	<b>1</b>			<b>298.117,13</b>	<b>1,0%</b>
<b>Cargos de laboratorio % MO</b>	<b>10</b>			<b>298.117,13</b>	<b>1,0%</b>
<b>B CARGOS FIJOS</b>				<b>9.630.200,98</b>	<b>32,3%</b>
Depreciación 10% CFI	10			8.447.544,72	28,3%
Tasa Locales 1-4% CFI	1			844.754,47	2,8%
Impuestos 0,4-1% CFI	0,4			337.901,79	1,1%
<b>C. COSTOS INDIRECTOS 5-15% CTP</b>	<b>5</b>			<b>1.490.585,67</b>	<b>5,0%</b>

<b>II GASTOS GENERALES (D+F+E)</b>				<b>2.683.054,21</b>	<b>9,0%</b>
D. Distribucion y ventas % CTP	2			596.234,27	2,0%
E. Administracion % CTP	2			596.234,27	2,0%
F. Investigación y Desarrollo % CTP	5			1.490.585,67	5,0%
<b>Costo Total de Produccion (I+II)</b>				<b>29.811.713,40</b>	<b>\$/Año</b>
<b>Costo Unitario</b>				<b>0,99</b>	<b>\$/Litro</b>
<b>Costo x Peso</b>				<b>1,64</b>	

#### Valor de la producción. Ingresos

	Cantidad	Precio	Valor
Alcohol	30006941,4	0,5	15.003.470,70
LIGNINA	5205600,00	0,1	520.560,00
SOLIDO RESIDUAL	26268768,00	0,1	2.626.876,80
<b>Total</b>			<b>18.150.907,50</b>