

Proyecto de Investigación

**“EVALUACIÓN DEL POTENCIAL DE PRODUCCIÓN DE
ETANOL COMBUSTIBLE A PARTIR DE BIOMASA
SECUNDARIA DISPONIBLE EN LA AGROINDUSTRIA
AZUCARERA COLOMBIANA”**

VIVIANA QUINTERO DALLOS

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
Posgrado en Ingeniería Química
Bucaramanga, Colombia
2009

PROYECTO DE INVESTIGACIÓN

**“EVALUACIÓN DEL POTENCIAL DE PRODUCCIÓN DE ETANOL
COMBUSTIBLE A PARTIR DE BIOMASA SECUNDARIA DISPONIBLE EN LA
AGROINDUSTRIA AZUCARERA COLOMBIANA**

Trabajo de grado presentado como requisito parcial para optar al título de Magister
En Ingeniería Química

Viviana Quintero Dallos
Estudiante maestría en Ingeniería Química

Director
Dr. Viatcheslav Kafarov
Profesor Titular Escuela De Ingeniería Química UIS

Codirectores

Ph.D. Edgar Castillo Monroy
Ing. Liliana Hernández

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
Facultad De Ingenierías Físicoquímicas
Posgrado en Ingeniería Química
Bucaramanga
2009

DEDICATORIA

A Dios por todos los éxitos que me ha brindado.

A mis Padres quienes siempre han confiado en mis decisiones y a quienes les debo lo que soy hoy.

A mis Hermanos por el apoyo y la confianza que siempre me han tenido.

A mi esposo, quien decidió luchar a mi lado por sus sueños y hoy me hace la mujer más feliz del mundo

Y finalmente a la persona más linda de mi vida MI HIJO ANDRÉS FELIPE, el motor de todas mis luchas y el merecedor de todos mis triunfos

AGRADECIMIENTOS

Deseo agradecer a COLCIENCIAS por el apoyo al programa estratégico “Optimización Del Proceso Dual de Producción Simultánea (Azúcar – Alcohol) y Desarrollo de los Nuevos Procesos de Producción de Bioetanol Combustible”, a la Universidad Industrial de Santander y a la Escuela de Ingeniería Química, por la contribución en mi formación académica. A mi director el doctor Viatcheslav Kafarov por su confianza, a CENICAÑA por sus aportes.

A mi codirectora la Ingeniera LILIANA HERNÁNDEZ, por su apoyo incondicional y dedicación en este trabajo de investigación. Al ingeniero SERGIO RONDÓN, por su gran colaboración y amistad. A los integrantes del Centro de Investigación CIDES especialmente a los Ingenieros (as) Ariel, Ximena, y Yuranni, por sus aportes para el desarrollo del trabajo y por su valiosísima amistad.

Y finalmente quiero agradecer a dos personas, que desde hace muchos años han contribuido a las buenas decisiones de mi vida YEIMI Y LILIANA. Ellas hacen parte de este logro.

TABLA DE CONTENIDO

INTRODUCCIÓN	1
1. GENERALIDADES SOBRE LA PRODUCCIÓN DE BIOETANOL COMBUSTIBLE A NIVEL MUNDIAL	4
1.1 PRODUCCIÓN DE ETANOL COMBUSTIBLE EN BRASIL	7
1.1.1 Etanol a partir de jugos y mieles	9
1.1.2 Etanol a partir de residuos lignocelulósicos	10
1.2 GENERALIDADES DE LA AGROINDUSTRIA AZUCARERA COLOMBIANA EN EL VALLE DEL RIO CAUCA	12
1.2.1 Investigación	13
1.2.2 Sector Agrícola	13
1.2.3 Sector Industrial	17
1.3 PRODUCCIÓN DE ETANOL EN COLOMBIA	21
1.3.1 Tecnología Praj- Delta T	22
2. PRODUCCIÓN DE ETANOL A PARTIR DE RESIDUOS LIGNOCELULÓSICOS	25
2.1 MATERIA PRIMA PARA LA PRODUCCIÓN DE ETANOL LIGNOCELULÓSICO	25
2.1.1 Composición Química de la Biomasa Lignocelulósica	26
2.2 ETAPAS EN EL PROCESO DE OBTENCIÓN DE ALCOHOL LIGNOCELULÓSICO	33
2.2.1 Pretratamiento	33
2.2.2 Etapa de Hidrólisis o Sacarificación	43
2.2.3 Fermentación Alcohólica	48
2.3 TECNOLOGÍAS DE PRODUCCIÓN DE ETANOL A PARTIR DE RESIDUOS LIGNOCELULÓSICOS	51
2.3.1 Proceso NREL	51
2.3.2 Proceso propuesto por <i>REITH ET AL.</i> (2002)	52
2.3.3 Proceso IOGEN	53

2.3.4	Proceso BCI	54
2.3.5	Proceso DELHI IIT	55
3.	SELECCIÓN DE LAS TECNOLOGÍAS APROPIADAS EN CADA ETAPA PARA LA PRODUCCIÓN DE ALCOHOL LIGNOCELULÓSICO	57
3.1	REVISIÓN DEL ESTADO DEL ARTE DE LAS TECNOLOGÍAS EXISTENTES PARA LA PRODUCCIÓN DE ALCOHOL LIGNOCELULÓSICO	57
3.2	FORMULACIÓN DE CALIFICATIVOS PARA LAS TECNOLOGÍAS DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DE ETANOL LIGNOCELULÓSICO.	59
3.2.1	Criterio económico:	60
3.2.2	Criterio técnico	64
3.3	ESTRATEGIA DE CÁLCULO	68
3.4	DESCRIPCIÓN DE LAS RUTAS DE LAS SELECCIONADAS	71
3.4.1	Caso I	71
3.4.2	Caso II	72
3.4.3	Caso III	73
4.	EVALUACIÓN DEL POTENCIAL DE PRODUCCIÓN DE ALCOHOL LIGNOCELULÓSICO	74
4.1	SIMULACIÓN DE LAS RUTAS TECNOLÓGICAS SELECCIONADAS	74
4.1.1	Casos de Estudio I	75
4.1.2	Caso de Estudio II	78
4.1.3	Caso III	81
4.2.1	Costos de Producción	85
4.2.2	Inversión Total de Capital	86
4.2.3	Calculo de la Rentabilidad	87
5.	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	89
6.	RECOMENDACIONES	90
7.	BIBLIOGRAFÍA	91
8.	ANEXOS	97

LISTA DE TABLA

Tabla 1 Análisis proximal residuos de caña variedad MZC-74-275	17
Tabla 2 Cantidad de bagazo producido en los ingenios azucareros	19
Tabla 3 Composición del bagazo entero	20
Tabla 4 Plantas de etanol en colombia año 2009	23
Tabla 5 Proyecciones de producción y consumo para el bioetanol Colombia	24
Tabla 6 Descripción tecnologías para el pretratamiento	41
Tabla 7 Tecnologías seleccionadas para la ponderación	59
Tabla 8 Madurez tecnológica etapa del pretratamiento	61
Tabla 9 Madurez tecnológica en las etapas de hidrolisis y fermentación	61
Tabla 10 Costos de equipos e insumos para tecnologías de pretratamiento	62
Tabla 11 Costo de equipos e insumos para tecnologías de hidrolisis y fermentación	63
Tabla 12 Condiciones de operación de las tecnologías del pretratamiento	64
Tabla 13 Condiciones de operación para las configuraciones de hidrolisis y fermentación.	65
Tabla 14 Rendimiento de las tecnologías de pretratamiento	67
Tabla 15 Características de la estrategia de integración de procesos	68
Tabla16 Ponderación de los criterios técnicos y económicos para las tecnologías del pretratamiento	69
Tabla 17 Ponderación de los criterios técnicos y económicos para las tecnologías de la hidrolisis y fermentación	70
Tabla 18 Descripción de las principales corrientes para el Caso I	76
Tabla 19 Descripción de las principales corrientes para el Caso II	78
Tabla 20 Descripción de las principales corrientes para el Caso III	82
Tabla 21 Producción de etanol a partir de los casos de estudio	84
Tabla 22 Costos de producción casos de estudio (Millones De Pesos)	86
Tabla 23 Costo de capital casos de estudio (Millones De Pesos)	87
Tabla 24 Parámetros de la evaluación financiera	87

LISTA DE FIGURAS

Figura 1	Rutas tecnológicas para la obtención de bioetanol	5
Figura 2	Variedades de caña, cultivadas en Colombia	15
Figura 3	Ingenios azucareros del Valle del Cauca	18
Figura 4	Proceso tecnología Praj- Delta T	22
Figura 5	Estructura de fibra lignocelulosa de la pared celular en plantas	27
Figura 6	Estructura de la celulosa	28
Figura 7	Organización de las cadenas de celulosa	28
Figura 8	Monómeros de la hemicelulosa	30
Figura 9	Alcoholes cinámicos precursores de la lignina	32
Figura 10	Esquema del proceso de obtención de etanol lignocelulósicos	33
Figura 11	Representación esquemática hidrólisis enzimática	48
Figura 12	Estrategias de integración de procesos	49
Figura 13	Proceso NREL	51
Figura 14	Proceso propuesto por Reith et al (2002)	53
Figura 15	Proceso Logen	54
Figura 16	Proceso BCI	55
Figura 17	Proceso Delhi IIT	55
Figura 18	Configuración tecnológica caso de estudio I	71
Figura 19	Configuración tecnológica caso de estudio II	72
Figura 20	Configuración tecnológica caso de estudio III	73
Figura 21	Proceso de obtención de etanol con explosión de vapor	77
Figura 22	Proceso de obtención de etanol con ácido diluido	80
Figura 23	Proceso de obtención de etanol con pretratamiento organosolv	83

LISTA DE ANEXOS

ANEXO 1.Costo de Tecnologias y Equipos (Bibliografia)	98
ANEXO 2.Diseño y Costo de los Equipos	99
ANEXO 3. Costos de Produccion	102
ANEXO 4.Calculo de Rentabilidad	104

RESUMEN

TITULO: “EVALUACIÓN DEL POTENCIAL DE PRODUCCIÓN DE ETANOL COMBUSTIBLE A PARTIR DE BIOMASA SECUNDARIA DISPONIBLE EN LA AGROINDUSTRIA AZUCARERA COLOMBIANA*

AUTOR: VIVIANA QUINTERO DALLOS**

PALABRAS CLAVES: Bagazo de Caña, producción de etanol lignocelulósico, simulación

A nivel mundial la producción de etanol a partir de biomasa lignocelulósica, constituye en la actualidad una alternativa promisoriosa para diversificar la matriz energética, debido a la gran disposición y bajo costo de sus materias primas, las cuales no se usan como alimento, los altos rendimientos de producción y procesos ambientalmente positivos.

Sin embargo en la actualidad, no existe una ruta tecnológica definida para la producción de este biocombustible; encontrándose diversas tecnologías en cada etapa de procesamiento las cuales son seleccionadas de acuerdo al sustrato a procesar

En este trabajo se estableció el bagazo de caña como materia prima y desarrolló una metodología de evaluación para seleccionar la tecnología más adecuada en cada etapa del proceso. Para su desarrollo se seleccionó el criterio económico y el técnico como parámetros de evaluación asignando una ponderación a cada uno de ellos. Como resultado se obtuvo tres rutas de estudio, conformadas por una etapa de pretratamiento, hidrólisis, fermentación, destilación simple y deshidratación.

Las rutas seleccionadas fueron evaluadas utilizando el simulador Aspen HYSYS 2006.5 (Aspen Technologies, Inc., EUA) y tomando como base de cálculo 50 ton de Bagazo/hora. Seguidamente se realizó un análisis económico siguiendo la metodología de M. Peters y K. Timmerhaus. Y de esta forma se pudo concluir que bajo las condiciones de estudio, el mejor resultado lo presentó la ruta que incluye el pretratamiento Organosolv, Hidrólisis y Sacarificación simultanea para la Celulosa (SSF) y deshidratación con Tamices Moleculares

* Trabajo de grado de Maestría

** Facultad de Ingenierías Físico-Químicas. Escuela de Ingeniería Química. Posgrado en Ingeniería Química. Director Dr .Sc Viatcheslav Kafarov. Codirector, Ing. Liliana Hernández, Ph.D Edgar Castillo

SUMMARY

TITLE: EVALUATION OF POTENTIAL FOR ETHANOL PRODUCTION FROM BIOMASS FUEL AVAILABLE IN SECONDARY COLOMBIANA THE SUGAR INDUSTRY.*

AUTHOR: VIVIANA QUINTERO DALLOS**

KEY WORDS: Cane Bagasse, lignocellulosic ethanol production, simulation

Worldwide production of ethanol from lignocellulosic biomass, is currently a promising alternative to diversify the energy matrix due to the readiness and low cost of raw materials, which are not used as food, high yields production processes and environmentally positive.

But today, there is no definite technological route to produce this biofuel, finding different technologies at each stage of processing which are selected according to the substrate processing.

This work established the bagasse as raw material and developed an evaluation methodology to select the most appropriate technology at each stage of the process. For its development were selected economic and technical criteria as benchmarks by assigning a weight to each of them. The result was three routes of study, made up of one stage of pretreatment, hydrolysis, fermentation, distillation and dehydration simple.

The selected routes were evaluated using the simulator Aspen HYSYS 2006.5 (Aspen Technologies, Inc., USA) and calculation based on 50 tons of bagasse per hour. Then in this study was made an economic analysis following the methodology of M. Peters and K. Timmerhaus. And so it was concluded that under the study conditions, the best result was presented by the route that includes Organosolv pretreatment, hydrolysis and for simultaneous Saccharification cellulose (SSF) and dehydration with molecular sieves

* Trabajo de grado de Maestría

** Facultad de Ingenierías Físico-Químicas. Escuela de Ingeniería Química. Posgrado en Ingeniería Química. Director Dr .Sc Viatcheslav Kafarov. Codirector, Ing. Liliana Hernández, Ph.D Edgar Castillo

INTRODUCCIÓN

El proyecto que se presentara a continuación fue realizado dentro del marco del programa estratégico Optimización Del Proceso Dual de Producción Simultánea (Azúcar – Alcohol) y Desarrollo de los Nuevos Procesos de Producción de Bioetanol Combustible” aprobado por COLCIENCIAS, con la participación de CENICAÑA y la Universidad Industrial de Santander, el cual tiene dentro de sus objetivos la evaluación del potencial de producción de etanol combustible en la agroindustria azucarera Colombiana

La crisis energética, promovida por la baja producción de petróleo, la inestabilidad en los precios del mismo y el deterioro del medio ambiente, conlleva a la búsqueda de fuentes de energía más eficientes, seguras y con menos emisiones de gases a efecto invernadero.

En este sentido, los biocombustibles líquidos, obtenidos a partir de materias azucaradas y amiláceas, se han convertido en una solución a mediano plazo para la diversificación de la matriz energética; Los cuales son producidos principalmente en países como Estados Unidos, Brasil y Alemania.

Sin embargo la utilización de estos biocombustibles, ha provocado “un fuerte debate con respecto a la seguridad alimentaria food vs fuel” ya que las materias primas utilizadas para su producción hacen parte de cultivos alimentarios; generando un impacto negativo en la economía de muchos países principalmente, los importadores netos de materias primas.

De acuerdo a esta situación los retos tecnológicos se han centrado en la producción de biocombustibles, denominados de segunda generación los cuales se obtienen a partir de materias primas que se caracterizar por: su gran

disposición; no uso como alimento, altos de rendimientos de producción y procesos ambientalmente positivos.

En el caso del Etanol, se han propuesto configuraciones para su producción a partir de materiales lignocelulósicos proveniente de diversos materiales (cascarillas de trigo, residuos de maíz, y bagazo de caña de azúcar, entre otros), mostrando buenos resultados en estudios preliminares a escala pequeña. Sin embargo, todavía no se ha establecido una configuración industrial viable debido a los vacíos tecnológicos existentes en las etapas del proceso.

En Colombia, el Etanol se produce a partir del procesamiento de la caña, principalmente en la región del valle geográfico del río Cauca; sin embargo, para lograr una competitividad de esta industria en el mercado interno y externo, es necesario diversificar sus materias primas. Y en este sentido, los residuos generados del procesamiento de caña de azúcar, como el bagazo se pueden considerar como una buena opción, teniendo en cuenta su disponibilidad (para el año 2007 se produjeron 6 millones de toneladas de bagazo producto del procesamiento de la caña¹), bajo costo y alto potencial para su procesamiento a etanol.

Teniendo en cuenta lo expuesto, el presente estudio plantea la evaluación del potencial de la producción de alcohol lignocelulósico a partir de biomasa disponible en la agroindustria azucarera, en la Región del Valle Geográfico del Río Cauca, a través de una metodología que está descrita en el desarrollo del presente documento.

En primer lugar se realizó un análisis sobre la producción de etanol combustible a nivel mundial en donde se tuvo en cuenta parámetros como materias primas,

¹ Revista Dinero año 2007

rendimientos en la producción del etanol, tecnología utilizada, participación de los gobiernos y posibilidades en la integración de procesos.

En el segundo capítulo se muestra una detallada recopilación bibliográfica de las tecnologías establecidas para la producción de etanol lignocelulósico a partir de diversos residuos considerando el rendimiento, las condiciones de operación y limitaciones de cada una de ellas. También se presentan las diversas configuraciones que se pueden obtener a partir de la hidrólisis enzimática y los estudios que se han desarrollado a nivel mundial, los cuales han sido llevados a escala piloto industrial.

En el tercer capítulo se presenta una metodología de selección en donde se evalúan las tecnologías para las etapas de pretratamiento, hidrólisis y fermentación teniendo en cuenta parámetros técnicos y económicos. Obteniendo como resultado el análisis de tres casos de estudio diferenciados por la etapa del pretratamiento.

Y por último se presenta la evaluación realizada a estos casos de estudio a través de la simulación y un análisis económico, obteniendo altos rendimientos de etanol para las configuraciones seleccionadas, y un resultado económico no favorable para la adopción tecnológica en el país; situación que se debe a los vacíos tecnológicos en las etapas de hidrólisis y fermentación en donde se emplean enzimas muy selectivas y costosas.

1. GENERALIDADES SOBRE LA PRODUCCIÓN DE BIOETANOL COMBUSTIBLE A NIVEL MUNDIAL

La biomasa es la fuente de energía renovable con la mayor cantidad posible de aplicaciones energéticas, que incluyen la producción de electricidad, el suministro de calor en industrias y hogares, y el abastecimiento de vehículos automotores. En ese contexto, los biocombustibles principalmente los denominados líquidos constituyen una alternativa promisoría en el cambio de la matriz energética mundial debido a la diversificación de sus usos y al poco impacto ambiental que presentan en comparación con los combustibles fósiles.

Teniendo en cuenta la materia prima utilizada, los biocombustibles líquidos más importantes en el mercado se clasifican en tres grupos: bioetanol de caña de azúcar (Brasil), bioetanol de maíz (EEUU) biodiesel de colza (Alemania), y biodiesel de aceite de Palma. En un segundo plano está la producción de bioetanol a partir de remolacha y los estudios se centran en la producción de biodiesel a partir de algas y alcohol a partir de celulosa **[1]**.

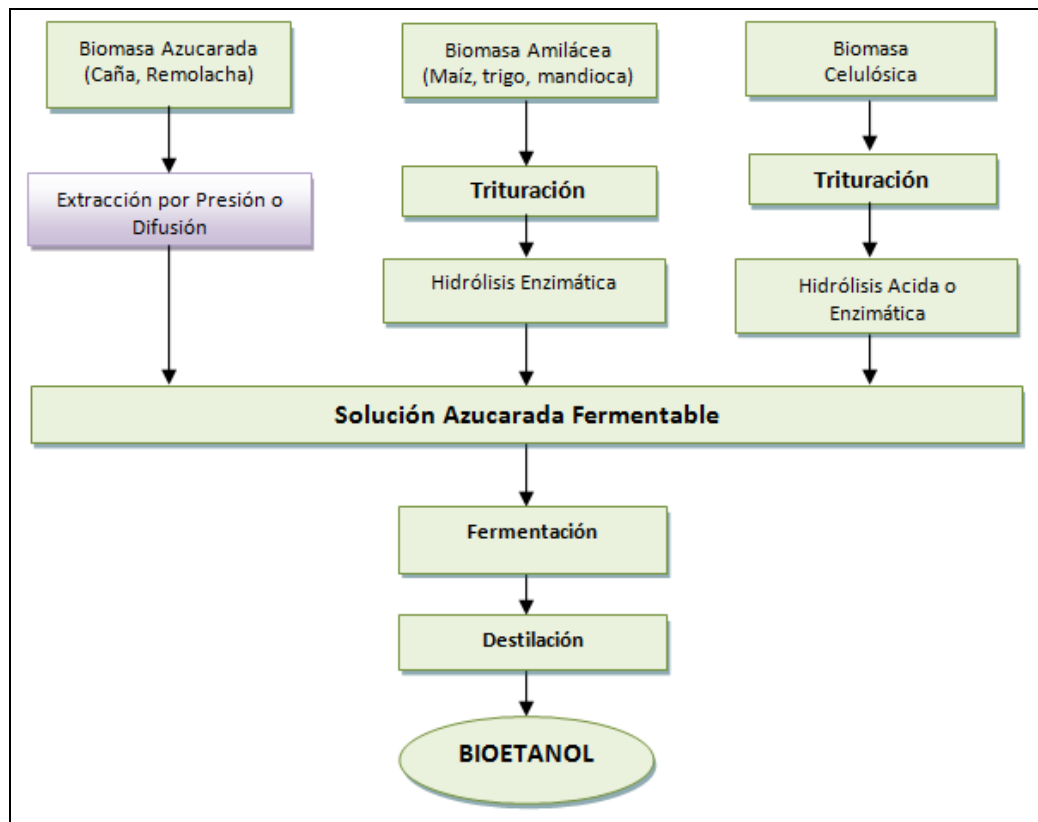
En la actualidad hay un ligero predominio de la producción de bioetanol relacionada con materiales amiláceos (53% del total), como el maíz, el trigo y otros cereales y granos. En esos casos, la tecnología de conversión comienza generalmente con la selección, la limpieza y la molienda del grano. La molienda puede ser húmeda, cuando el grano está embebido y fraccionado antes de la conversión del almidón en azúcar (vía húmeda), o seca, cuando eso se realiza durante el proceso de conversión (vía seca).

En ambos casos, el almidón se convierte en azúcares mediante un proceso enzimático a altas temperaturas. En ese caso, los azúcares liberados son fermentados con levaduras y el vino resultante es destilado para la purificación del

bioetanol. Además del bioetanol, esos procesos implican, generalmente diversos coproductos, que varían de acuerdo con la biomasa utilizada.

También se considera la producción a base de azúcares, como en el caso de la caña y de la remolacha. El proceso es más sencillo e implica una etapa menos, ya que los azúcares están disponibles en la biomasa. En general, el proceso se basa en la extracción de los azúcares (por medio de la molienda o de la difusión), que pueden seguir directamente hacia la fermentación. Tras la fermentación se destila el vino, así como en el caso de la producción basada en almidón. *La Figura 1 sintetiza las rutas tecnológicas para la producción de bioetanol, considerando las diferentes materias primas de interés[2].*

Figura 1. Rutas Tecnológicas para la Obtención de Bioetanol [2]



Algunos datos sobre la producción de bioetanol revelan importantes tendencias de expansión y diversificación. En el año 2006, la producción mundial de este biocombustible fue de 51.300 millones de litros y en el año siguiente alcanzó los 55.700 millones de litros, posicionándose Estados Unidos como líder con una producción de bioetanol de 26.000 millones de litros a base de maíz, y Brasil, segundo productor mundial, produjo en ese mismo año cerca de 20.000 millones de litros de bioetanol derivado de la caña de azúcar.

Como líderes de la producción de bioetanol en Asia, China e India produjeron 3.700 y 2.300 millones de litros respectivamente en el 2007. La Unión Europea por su parte aumentó de 1.600 millones de litros en 2006 a cerca de 2.300 millones de litros en 2007. Francia, el mayor productor europeo de bioetanol, produjo en 2007 alrededor de 1.200 millones de litros seguida de Alemania, con 850 millones de litros.

En este sentido se proyecta una demanda global de 101 mil millones de litros para 2010 ante una oferta estimada en 88 mil millones de litros. Este tiende al equilibrio en 2015, cuando la oferta deberá situarse cerca de los 162 mil millones de litros y así responder a una demanda en el nivel de los 150 mil millones de litros, distribuida entre las regiones de modo heterogéneo[3].

Como condición fundamental para que se desarrollen en los próximos años los potenciales de producción y el mercado global de bioetanol, se han propuesto e implementado en diversos países políticas volcadas a la promoción de los biocombustibles. Y en este sentido, Brasil se considera como un buen punto de referencia para los países tropicales y subtropicales debido a la eficiencia de su industria, la cual se ve reflejada en los bajos costos de producción ([USD](#) 0,35 y 0.40 por litro), y el buen balance energético (8,3 a 10,3 en relación con producto/insumos) entre otros[4] [5].

1.1 PRODUCCIÓN DE ETANOL COMBUSTIBLE EN BRASIL

En Brasil el etanol se obtiene a partir de los cultivos de caña de azúcar, los cuales ocupan cerca del 9% de la superficie agrícola del país, y lo ubica como el tercer cultivo más importante después de la soya y el maíz. En el año 2006, el área cosechada fue de alrededor de 5,4 millones de hectáreas, en un área plantada de más de 6,3 millones de hectáreas y con una producción total de 425 millones de toneladas **[3]**.

La principal región productora es la centro-sur-sudeste, con más del 85% de la producción, y el mayor productor nacional es el Estado de São Paulo, con cerca de un 60% de la producción. El sistema de producción involucra más de 330 plantas cuyas capacidades de procesamiento varían entre 600 mil y 7 millones de toneladas por año, para un promedio anual de 1,4 millones de toneladas **[6]**.

En promedio, las plantas Brasileñas utilizan un 80% de la caña proveniente de tierras propias y alquiladas o de accionistas y compañías agrícolas con alguna vinculación a las plantas. El 20% restante es suministrado por cerca de 60 mil productores independientes que utilizan menos de dos unidades agrícolas.

La unidad agrícola corresponde a la menor unidad de fraccionamiento del suelo rural necesaria para el sustento de una familia y varía según la región. Por lo tanto, gran parte de los productores de caña se pueden caracterizar como pequeños productores agrícolas que se dedican a la caña y a otros productos agropecuarios para fines económicos y de consumo propio. Estos cuentan generalmente, con el apoyo tecnológico de las plantas productoras de azúcar y etanol **[7]**.

Desde el punto de vista del perfil de producción, las plantas brasileñas se pueden clasificar en tres tipos de instalaciones: las plantas que producen exclusivamente

azúcar, las plantas de azúcar con destilerías anexas (producen azúcar y bioetanol) y las instalaciones que producen exclusivamente bioetanol o destilerías autónomas. La mayoría de las instalaciones está formada por plantas de azúcar con destilerías anexas (cerca de un 60% del total), seguidas por una considerable cantidad de destilerías autónomas (cerca de un 35%) y por algunas unidades de procesamiento exclusivo de azúcar **[8]**.

En el año 2007, se procesaron 420 millones de toneladas de caña, se produjeron 30 millones de toneladas de azúcar y cerca de 20 millones de litros de bioetanol, exportando 19 millones de toneladas de azúcar (U\$S 7.000 millones) y 3.000 millones de litros de bioetanol (U\$S 1.500 millones), lo cual representó el 2,65% del Producto Interno Bruto (PIB). Además, se recolectaron R\$ 12.000 millones en impuestos y otras contribuciones, y se realizaron inversiones anuales de R\$ 5.000 millones en nuevas unidades agroindustriales.

Estos resultados elocuentes se alcanzaron mediante la contribución de un conjunto de unidades productoras caracterizadas por su heterogeneidad en relación con la escala de producción, el tamaño, la localización geográfica, las estructuras productivas y los perfiles financieros y administrativos. En este contexto, por lo tanto, se observan diferencias en costos de producción y en niveles de eficiencia, como resultado de la significativa evolución del sector sucroalcoholero durante las últimas décadas, en términos de capacidad, perfil productivo y flexibilización del marco regulatorio **[8]**.

Para el año 2008, la proyección en la producción de caña de azúcar fue de 559 millones de toneladas, de las cuales el 43% se destina para la industria azucarera y el 57% para la producción de alcohol, de esta forma se obtienen entre 26.400 y 27.400 millones de litros de etanol y de ese total según el organismo oficial del ministerio de Agricultura de Brasil, 4.200 millones de litros, se destinan para exportación **[6]**.

1.1.1 Etanol a partir de Jugos y Mieles

En Brasil, generalmente la producción de bioetanol de caña de azúcar se basa en la fermentación directa del jugo de caña, o de las mezclas de jugo y melaza. En caso del bioetanol extraído directamente del jugo, las primeras etapas del proceso de fabricación desde la llegada de la caña hasta el tratamiento inicial del jugo, se asemejan al proceso de fabricación de azúcar. Una vez tratado el jugo se evapora para adecuar su concentración de azúcar y eventualmente se mezcla con la melaza, dando origen al mosto, una solución lista para fermentar. El mosto sigue hacia los tanques de fermentación, donde se le agregan levaduras (hongos unicelulares de la especie *Saccharomyces cerevisiae*) y se fermenta durante un periodo de 8 a 12 horas, dando origen al vino (mosto fermentado, con una concentración de 7% al 10% de alcohol).

El proceso de fermentación más utilizado en las destilerías del Brasil es el *MelleBainot*, cuya característica principal es la recuperación de las levaduras del vino mediante centrifugación. De esta manera luego de la fermentación, las levaduras se recuperan y se guardan para un nuevo uso, y el vino es enviado a las columnas de destilación.

Durante la destilación, primero se recupera el bioetanol en forma hidratada, con aproximadamente 96°GL (porcentaje en Volumen), correspondiente a cerca del 6% de agua en peso, dejando la vinaza como residuo en una proporción de 10 a 13 litros por litro de bioetanol hidratado producido. En ese proceso también se apartan otras fracciones líquidas, dando origen a alcoholes de segunda y al aceite de fusel.

El bioetanol hidratado se puede almacenar como producto final o bien puede ser mandado a la columna de deshidratación. Pero como se trata de una mezcla azeotrópica sus componentes no pueden separarse a través de una simple

destilación. La tecnología que más se utiliza en el Brasil es la deshidratación por medio de la adición del ciclohexano, cuando se forma una mezcla azeotrópica ternaria, con un punto de ebullición inferior al del bioetanol anhidro.

En la columna de deshidratación se agrega ciclohexano en la cumbre y se retira del fondo el bioetanol anhidro con aproximadamente 99,7°GL o 0,4% agua en peso. La mezcla ternaria es extraída de la cumbre se condensa y luego se decanta, y la parte rica en agua se envía a la columna de recuperación del ciclo hexano.

También, se puede realizar la deshidratación del bioetanol por medio de absorción con cribas moleculares o mediante destilación extractiva con monoetilenglicol que se destaca debido al menor consumo de energía y a los costos más elevados. Debido a las crecientes exigencias del mercado externo, vario productores de bioetanol en el Brasil y de otros países eligen las cribas moleculares, ya que son capaces de producir un bioetanol anhidro que no contamina [9].

1.1.2 Etanol a partir de Residuos Lignocelulósicos

Por otro lado en Brasil; se han planteado diversas alternativas para diversificar las materias primas utilizadas en la obtención de Bioetanol y de esta manera se utilizan los residuos provenientes de la agroindustria azucarera, especialmente el bagazo de Caña. Este residuo tuvo para el año 2008 una disponibilidad aproximada de 115 millones de toneladas a partir de 425 millones de toneladas de caña molida y se usa generalmente en las plantas de generación de vapor con un excedente que gira en torno al 10%.

En este sentido, y teniendo en cuenta el porcentaje en la disponibilidad de este material, se planteó como estrategia en primer lugar aprovechar el uso creciente de la maquinaria automatizada que permite recolectar follaje o paja.

Posteriormente utilizarlos como combustibles en las calderas para generar energía, situación que reemplaza en gran parte el uso del bagazo para este fin y aumenta su disponibilidad en la producción de alcohol **[10]**.

La tecnología propuesta se basa en la transformación de material lignocelulósico y constituye un proyecto que involucra a investigadores de Copersucar y el Grupo Dedini, uno de los mayores fabricantes de máquinas e implementos para el sector de azúcar y alcohol.

La tecnología para la producción de bioetanol a base de bagazo, y eventualmente de paja de caña, se viene probando a escala piloto, con una unidad de capacidad diaria de 5 mil litros de bioetanol, instalada en una planta de azúcar y bioetanol, que busca la determinación de parámetros de ingeniería de procesos para el dimensionamiento de unidades de mayor tamaño.

Este proceso, patentado como DHR (Dedini Hidrolisis Rápida), consta de un tratamiento previo Organosolv utilizando como solvente etanol, el cual rompe la matriz celulosa-hemicelulosa-lignina disolviendo la lignina, hidrolizando la hemicelulosa. La hidrólisis principal se lleva a cabo utilizando ácido sulfúrico como catalizador, utiliza temperaturas de 170° a 190°C, tiempo de 10 a 15 minutos y presiones del orden de 25 bar. Se trata de un proceso continuo que viene operando desde 2003 de modo uniforme y estable.

Aunque todavía hay puntos que perfeccionar. Con este proceso la fracción de las pentosas no es aprovechada y los rendimientos son relativamente bajos, del orden de los 218 litros de bioetanol por tonelada de bagazo seco; y en el futuro se espera alcanzar niveles de 360 litro por tonelada de bagazo, en la medida en que esta fracción de azúcar sea utilizada.

Los investigadores han evaluado que para que esta nueva tecnología sea factible, las centrales tendrán que invertir en los nuevos módulos industriales DHR aproximadamente 0,90\$R por litro por año de capacidad instalada. Una unidad con una producción estimada en 100 mil litros anuales costará alrededor de 9 millones de reales. Por los cálculos de la Copersucar y Dedini, la inversión para el aprovechamiento de todo el bagazo que estará disponible cuando la tecnología salga al mercado será de unos 4.900 millones de reales. La estimación indica que se crearían por lo menos 5 mil empleos directos con la nueva tecnología.

Sin embargo a pesar de todas las ventajas que ofrece esta tecnología, también genera residuos poluentes y productos que inhiben la fermentación posterior. Por esta razón en la actualidad se investiga sobre la sacarificación enzimática, debido a que ofrece reducción de costos a largo plazo pues es posible alcanzar rendimientos próximos de los estequiométricos en condiciones menos críticas de temperatura, presión y agresividad química, siendo así menos poluente, sin embargo el estado de desarrollo actual, no es económicamente viable [11].

1.2 GENERALIDADES DE LA AGROINDUSTRIA AZUCARERA COLOMBIANA EN EL VALLE DEL RIO CAUCA

La agroindustria Azucarera, constituye una de las principales fuentes económicas del país, debido a la diversidad de los productos, el avance tecnológico y la generación de empleo de forma directa e indirecta. Esta agroindustria está constituida principalmente por tres eslabones; los cuales trabajan de forma mancomunada y constituyen la base para el desarrollo tecnológico y posicionamiento de la industria en el país y en el mercado internacional

1.2.1 Investigación

Está representado por entidades como CENICAÑA, la cual desarrolla programas de investigación en Variedades, Agronomía, Procesos de Fábrica, y cuenta con servicios de apoyo en análisis económico, estadístico, información y documentación, tecnología informática, cooperación técnica y transferencia de tecnología, también presta servicios de análisis de laboratorio, administra las estaciones de la red meteorológica automatizada y mantiene actualizada la cartografía digital del área cultivada.

Sus recursos de financiación corresponden a donaciones directas realizadas por los ingenios azucareros Carmelita, Central Tumaco, Incauca, La Cabaña, Manuelita, María Luisa, Mayagüez, Pichichi, Providencia, Riopaila-Castilla, Risaralda, San Carlos y Sicarare, y sus proveedores de caña **[12]**.

1.2.2 Sector Agrícola

Concentrado principalmente en el valle geográfico del río Cauca, comprendiendo los departamentos del Valle del Cauca, Caldas, Risaralda y Cauca, esta región cuenta aproximadamente con 205.000 hectáreas sembradas de caña, de las cuales el 78% se encuentran en el departamento del Valle del Cauca, el 19% en Cauca, 1,6% en Risaralda y 1,3% en Caldas.

De acuerdo con información de Cenicaña, el 75% pertenecen a más de 1,600 cultivadores y el restante 25% corresponde a tierras propias de los ingenios. Allí las condiciones agro-climáticas permiten la cosecha y molienda durante todo el año, lo que le implica a la industria azucarera maximizar el uso de la inversión de capital en los ingenios, tanto húmedo como seco **[13]**.

Con respecto al cultivo se puede decir que no existe una época específica para la maduración de la caña y por consiguiente las cantidades de cogollos y hojas que se producen son muy altas, variando entre 250 y 100 t/ha. Esta gran cantidad de residuos de caña queda en el campo, lo que reduce la germinación en periodos húmedos, y adicionalmente dificulta la ejecución de las prácticas de cultivo que son normales en el sistema de caña quemada.

Los problemas asociados con la cosecha de caña y el manejo de los residuos del cultivo son a menudo superados con las quemas pre y pos cosecha. No obstante en cumplimiento de normas ambientales, la caña debería ser cosechada en verde

Cenicaña, junto con la industria azucarera está desarrollando una metodología integral para la producción de la caña cosechada en verde. Este paquete tecnológico incluye la evaluación de variedades erectas de alto deshoje, con menos cogollos y alto contenido de sacarosa para facilitar la cosecha. Para superar el problema de la baja germinación en condiciones húmedas, los residuos deben ser picados y la caña aporcada de forma que estos se concentren en el fondo del entresurco **[14]**.

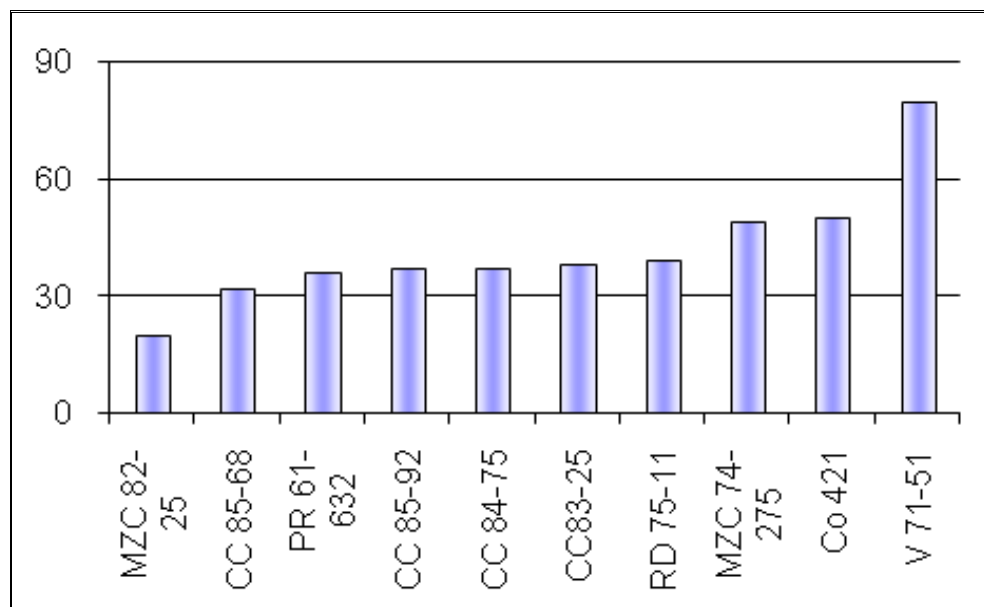
1.2.1.1 Variedades de Caña Cultivadas en la Región del Valle Geográfico del Rio Cauca

En la actualidad las variedades presentadas en la *figura 2* son las más destacadas en la región: La V 71-51 que es de maduración intermedia y alta producción de biomasa. La MZC 74-275 sembrada mayoritariamente en el Valle del Cauca con una relación de residuos/caña de 0,5 considerada como alta desde el punto de vista mecanizado. La PR 61-632 de maduración tardía y un contenido mediano de sacarosa lo que la hace atractiva para la cosecha mecanizada.

Otras variedades son las MZC 82-25, CC 85-68, CC 85-92, CC 84-75, CC83-25, RD 75-11. En este sentido también se puede notar que la producción de residuos es considerable y su aprovechamiento constituye una opción para diversificar los ingresos de esta agroindustria. A continuación se presentan las principales características de estos residuos en donde se resalta sus potencialidades para su transformación en productos de valor agregado [15].

Sin embargo es importante resaltar que CENICAÑA, junto con los ingenios azucareros están llevando a cabo un estudio para el desarrollo y mejoramiento de variedades de caña con más de 500 cruzamientos sembrando alrededor de 200 variedades a lo largo del Valle Geográfico del río Cauca.

Figura 2. Variedades de Caña, Cultivadas en Colombia²



² Figura reproducida de "Manejo y valor energético de los residuos de la cosecha en verde", Autores: J. S. Torres, C. O. Briceño, D. astaiza, M. Rosillo., artículo de libro "Manejo del cultivo en condiciones de caña verde", Cali 2006, disponible en biblioteca CENICAÑA.

1.2.1.2 Residuos Agrícolas (RAC)

Las variedades de caña de azúcar cultivadas en Colombia son de alta producción de biomasa y cuando son cosechadas en verde dejan en el campo un alto volumen de residuos que pueden ser aprovechados, total o parcialmente para generar energía eléctrica. La composición de la biomasa en el campo está entre 75 y 82% de tallos, 7 y 12% de hojas secas, 2 y 3% de hojas verdes y 7% de cogollos. Estos residuos pueden ser quemados en calderas bagaceras para generar vapor o gasificarlos para ser utilizados en turbinas y de esta manera generar energía eléctrica **[15]**

- Caracterización – fisicoquímica de los residuos agrícolas (RAC)

Los residuos agrícolas de la caña de azúcar están compuestos por aproximadamente un 45,1% celulosa (un homopolisacárido formado por unidades monoméricas β -D-glucosa, unidas por enlaces glucosídicos β (1-4) carbono-carbono y por enlaces de hidrógeno, dando origen a un biopolímero lineal), un 25,6% de hemicelulosa (polímero de composición variada según el origen de la planta, puede estar constituido por: β -D-xilosa, β -D-manosa, β -D-glucosa, α -L-arabinosa, α -D-galactosa, ácido β -D-glucouronico, ácido β -D-galactouronico e ácido α -D-4-O-metilglucouronico) y un 12,7% de lignina (biopolímero de alcoholes fenolitos que confieren estructura y rigidez al tejido celular). Esta última dificulta la acción de las enzimas durante los procesos de hidrólisis reduciendo la velocidad de degradación de las otras fracciones.

En el follaje también se encuentra un 8,0% de cenizas, 4,3% de otros materiales orgánicos y 9,7% de humedad (*Rosset, 2005*). Sin embargo, *Hassuani (2005)* afirma que la humedad del follaje puede variar de 13,5% en hojas secas hasta 67,7% en hojas verdes**[16]**.

Análisis fraccionales, como el que se presenta en la *Tabla 1* muestran que este tipo de residuos, por lo general tienen un contenido de humedad de 65 y 75%, siendo superior al del bagazo (59%), y su valor calórico en base seca es equivalente a 17200kJ/kg, aproximadamente. Sin embargo el valor calórico útil (6285kJ/kg) es inferior, debido al mayor contenido de humedad. Se estima que con una producción de caña de 72t/ha y 22 t/ha de residuos, se podría obtener la energía equivalente a 29 barriles de petróleo o 10.000 litros de alcohol.

Tabla 1. Análisis Proximal de los Residuos de la Caña Variedad MZC-74-275 [17]

Componentes de residuos	Cogollos	Hojas Verdes	Hojas Secas
%W Inicial	78.6	65,7	11,9
%W Final	6.0	6,2	5,9
% Volátiles	71.2	66,7	68,6
% Cenizas	7.1	9,8	11,6
%Carbón Fijado	15.6	17,2	13,9
% Azufre	0.20	0,26	0,22
Poder Calorífico(KJ/Kg)	17820	16848	16730

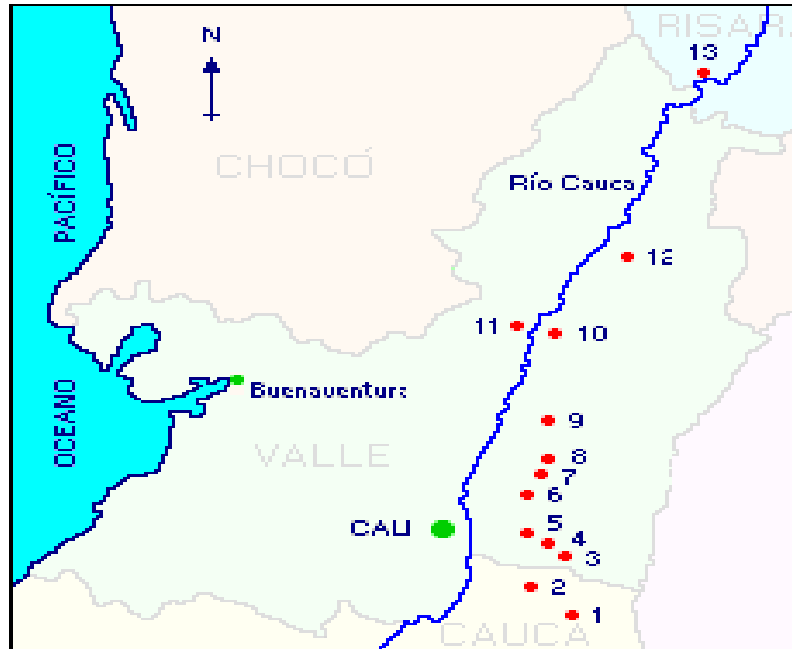
El uso de residuos de la caña con fines de cogeneración de energía en forma de gas o combustión directa abre oportunidades económicas a la industria y es una alternativa para reducir los efectos negativos que se tiene sobre el rebote de caña, especialmente en las zonas más húmedas del valle geográfico del Rio Cauca. El uso de residuos sólidos como combustibles para calderas en los ingenios libera grandes cantidades de carbón y de bagazo el cual puede ser utilizado para otros fines energéticos como la obtención de alcohol lignocelulósico [17].

1.2.3 Sector Industrial

A nivel industrial, se destacan 13 ingenios existentes ubicados en el valle geográfico del rio cauca, como se muestra en la *figura 3*, (Cabaña (1), Incauca, (2)

María Luisa (3); Castilla (4); Mayagüez (5); Tumaco (6); Manuelita (7); Providencia (8); Pichichi,(9); San Carlos (10); Carmelita (11) Río paila,(12) y Risaralda (13)), los cuales se caracterizan por su alta producción y diversificación de azúcar **[18]**.

Figura 3. Ingenios Azucareros del Valle del Cauca [18]



En este sentido y de acuerdo con el grado de desarrollo tecnológico y la inversión de capital algunos ingenios, como Río Paila, Incauca, Manuelita, Central Castilla y Providencia han incursionado en otro tipo de negocios los cuales les ha permitido utilizar los excedentes del azúcar y/o los residuos tanto del proceso como de la cosecha de la caña en otros usos agregando valor a este bien básico y estructurando un esquema de integración. De esta forma se obtiene etanol a partir de una mezcla de jugo-meladura, se utiliza el bagazo como materia para la cogeneración de energía, y también se comercializa este residuo con PROPAL, para la producción de papel **[14]**.

Con esta infraestructura, en el año 2008 produjeron 2 millones de toneladas de azúcar en el país a partir de 19 millones de toneladas de caña con un valor de producción de 1.100 millones de dólares (calculado con el promedio del dólar de ese año), de los cuales cerca de 200 millones de dólares provienen de las exportaciones de azúcar. En este sentido cabe resaltar que el consumo nacional de azúcar es de 1.5 millones de toneladas, destinado en un 65% al consumo directo en los hogares y un 35% a la fabricación de productos alimenticios y bebidas para consumo humano[19].

1.2.3.1 Residuos Agroindustriales (Bagazo de Caña)

En Colombia se obtienen aproximadamente 31 toneladas de bagazo por 100 toneladas de caña procesada, cantidad que se encuentra repartida en los ingenios de la zona del valle geográfica del río Cauca, como se observa en la siguiente tabla. (Información reportada por Cenicaña)

Tabla 2 Cantidad de Bagazo producido en los Ingenios

<i>Ingenio</i>	<i>Mayagüez</i>	<i>Manuelita</i>	<i>Rio Paila</i>	<i>Cabaña</i>	<i>Tumaco</i>	<i>Pichichi</i>
<i>Ton Bag/100 Ton Caña</i>	33,7	33.02	26.02	29.05	30	32.34
<i>Humedad Bagazo</i>	51,06	50.42	49,22	51,21	48.0	48.54

Tabla 2a. Cantidad de Bagazo Producido en los Ingenios Azucareros

<i>Ingenio</i>	<i>Castilla</i>	<i>San Carlos</i>	<i>Incauca</i>	<i>María Luisa</i>	<i>Risaralda</i>
<i>Ton Bag/100 Ton Caña</i>	21.65	28.58	34.02	33.06	29.40
<i>Humedad Bagazo</i>	510.7	49.35	52.03	51,58	48,70

El bagazo se considera como un residuo fibroso del tallo de la caña que queda después de triturar y extraer el jugo, está compuesto principalmente por fibras, agua y cantidades relativamente bajas de sólidos solubles- principalmente azúcar. Su composición varía según la variedad de caña, su madurez, el método de cosecha y finalmente de la eficiencia de la fábrica moledora. Su composición básicamente la integra celulosa, hemicelulosa y lignina. La celulosa es un polisacárido que tiene la formula general $(C_6H_{10}O_5)_n$ y es el componente principal de tejido vegetal, el cual rara vez se presenta en la naturaleza en estado puro y en general está íntimamente entremezclada con lignina, pentosanos, gomas, taninos, grasas, materias colorantes etc. A continuación la *Tabla 3* indica la composición que se puede esperar para el bagazo entero [20].

Tabla 3 Composición del Bagazo Entero [20]

Análisis Químico		Análisis Final	
Celulosa	45%	Carbono	23%
Hemicelulosa	26%	Hidrogeno	3%
Lignina	21%	Oxigeno	23%
Cenizas	3%	Ceniza	2%
Otras sustancias Orgánicas	5%	Humedad	49%
Total	100%	Total	100%
Análisis Físico-Fibroso		Análisis Físico	
Fibras Verdaderas	55%	Humedad	50%
Pared Celular	20%	Fibra	48%
Medula	20%	Sólidos Solubles	2%
Otros no Fibrosos	5%	Total	100%
Total	100%		

1.3 PRODUCCIÓN DE ETANOL EN COLOMBIA

En los últimos años el bioetanol, ha promovido grandes esperanzas para Colombia ya que no solamente es una alternativa para reducir la contaminación ambiental y la dependencia del petróleo, sino que se consolida como una importante fuente de divisas en el futuro. Para los agricultores podría representar una salida para la vocación agrícola del país y para los empresarios, podría ser todo un frente estratégico de negocios. Colombia llega al tema a tiempo y tiene la ventaja de ser un productor importante y eficiente de caña de azúcar en el mundo. Sin embargo, es innegable que el bioetanol también implica riesgos, pues en todo el mundo hay otros jugadores que quieren participar en la bonanza.

En Colombia, el bioetanol proviene exclusivamente del procesamiento de la caña de azúcar que está concentrado en el valle geográfico del Rio Cauca, y que se caracteriza por su alto rendimiento (9000 litros de etanol por hectárea sembrada de caña de azúcar), el cual supera a Brasil (cuyo rendimiento es de 7000 litros por hectárea) sin embargo, Brasil logra superar a Colombia en la producción por su gran terreno cultivado con caña de azúcar, la cantidad de ingenios con los que cuenta el país, y su avance tecnológico[21].

El programa para el bioetanol combustible en nuestro país ha avanzado gracias a una serie de incentivos legales. La Ley 693 de 2001 obliga hacer una transición en los combustibles automotores de manera que la gasolina tenga una mezcla de 10% de bioetanol combustible. Por otra parte, la reforma tributaria de 2002 declaró exento de IVA al bioetanol con destino a la mezcla con el combustible motor y lo exoneró del pago del impuesto global y al porcentaje de la sobretasa. En Octubre de 2005 comienza a operar la primera destilería, con una capacidad de 300.000 litros por día, la cual fue adaptada con tecnología India (Praj- DeltaT), en la región del valle del Rio Cauca [22].

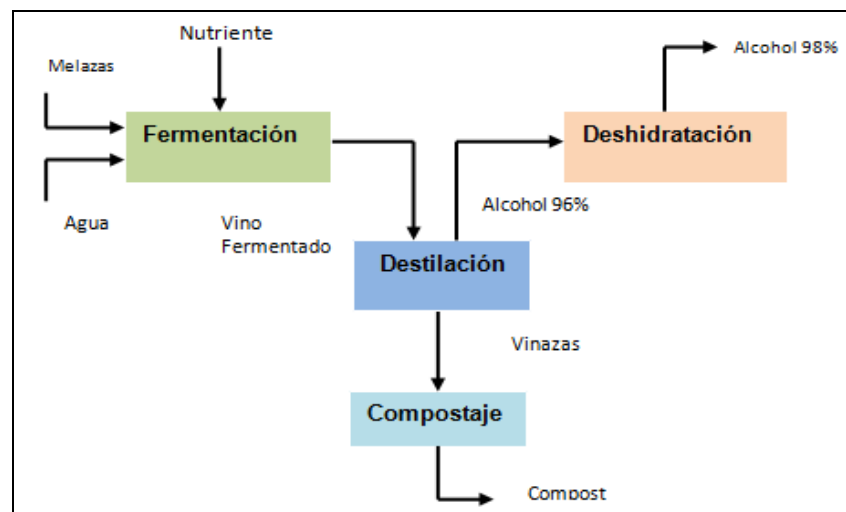
1.3.1 Tecnología Praj- Delta T

La tecnología adquirida en el país, proviene de las compañías DeltaT y PRAJ Industrias de Estados Unidos y la India respectivamente. El proceso de la destilería se divide en tres etapas como se muestra en la *figura 4*.

La primera etapa de fermentación en donde las mieles ricas en sacarosa, fructuosa y glucosa son fermentadas con la levadura *S. Cereviciae* para obtener etanol y otros metabolitos secundarios. La segunda etapa es la destilación en la que se concentra el etanol al 96% y finalmente la etapa de deshidratación con tamices moleculares en la que se obtiene etanol al 99,8% volumen.

Esta tecnología se caracteriza por tener un menor consumo de levadura y producir menos residuos puesto que es autofloculante. Tiene igualmente menor consumo de agua porque considera la recirculación de vinazas para diluir lo que implica menor generación de al final del proceso. No se requieren químicos adicionales para la deshidratación sino que se hace por tamices moleculares y las vinazas se utilizan para la producción de bioabono [23].

Figura 4. Proceso Tecnología Praj- Delta T [23]



En Colombia actualmente, como se muestra en la *tabla 4*, el bioetanol está siendo producido conjuntamente con azúcar a partir de una mezcla de jugos diluidos, miel B y meladura, en cinco plantas anexas a los ingenios azucareros, todas en el valle del Río Cauca (departamentos de Valle, Cauca y Risaralda).

Tabla 4 . Plantas de Etanol en Colombia año 2009

REGIÓN	Inversionista	Capacidad Instalada (l/día)	Área Sembrada (Ha)	Empleos
Cauca Miranda	Incauca	300.000	10.781	1.491
Valle Palmira	Providencia	250.000	8.984	1.671
Valle Palmira	Manuelita	250.000	8.984	1.617
Valle Candelaria	Mayagüez	150.000	5.390	970
Risaralda La Virginia	Risaralda	100.000	3.593	647
Total		1.050.000	37.732	6.792

Fuente: Ministerio de Minas y Energía

La capacidad instalada es de 1.050.000 litros por día (357 millones de litros por año), con una inversión aproximada a los US\$115 millones, y utiliza tecnología India (Praj- Delta). Actualmente se está generando alrededor de 6.792 empleos directos, la cual permitió en el año 2008, la oxigenación del 64% de la demanda de gasolina nacional con una mezcla de 10% de alcohol carburante. Para el año 2010, se estima que Colombia contará con una capacidad instalada de 1.450.000 litros por día, teniendo en cuenta las destilerías del Ingenio Rio Paila y Mayagüez, las cuales están en proceso de instalación [24]

Teniendo en cuenta las proyecciones, con respecto a la oferta y demanda nacional del bioetanol (tabla 5). Se hace necesario enfocar los esfuerzos para mejorar la eficiencia productiva, de tal forma que estos energéticos puedan

competir con los combustibles fósiles sin la necesidad de subsidios a mediano y largo plazo [25].

Tabla 5. Proyecciones de Producción y Consumo para el Bioetanol [25]

Proyecciones	2005	2007	2008	2009	2010	2015	2020
Total Ha Miles	22	42	42	121	233	433	770
Total							
Producción	550	1.070	1.070	2.420	4.650	8.650	15.400
Miles l/día							
% Mezcla	10	10	10	10	15	25	25
Consumo							
Nacional	1.370	1370	1430	1500	2390	4.410	4.850
Miles l/día							
Total Plantas	2	6	6	11	19	32	55
Exportación							
Miles l/día	0	0		920	2.260	4.240	10.550

En este sentido, el país debe diversificar sus alternativas de producción con el fin de alcanzar un desarrollo sostenible para la industria. Los materiales lignocelulósicos son una alternativa prometedora, debido a la gran disponibilidad y bajo costo.

Sin embargo la adopción de cualquier tecnología está sujeta tanto a las condiciones del país receptor como a las exigencias o limitaciones que tenga la tecnología escogida. Situación que requiere un análisis tanto técnico, económico como ambiental que garantice el cumplimiento de los parámetros expuestos.

2. PRODUCCIÓN DE ETANOL A PARTIR DE RESIDUOS LIGNOCELULÓSICOS

A nivel mundial, los retos tecnológicos están enfocados en la producción de bioetanol de segunda generación a partir de biomasa lignocelulósica (residual), con el fin de mantener los beneficios ambientales sin afectar la oferta alimentaria. Países como Alemania, Estados Unidos, España, Japón, China y Brasil están desarrollando procesos de producción de biocombustibles de segunda generación.

En este sentido, el departamento de energía de los Estados Unidos, ha invertido más de 1 billón de dólares para desarrollar tecnologías que reduzcan el costo de producción de alcohol, entre ellas el uso de celulosa presente en materiales como bagazo de caña, desechos agrícolas (hojas, ramas, hierba, frutas, paja, etc.) y residuos sólidos urbanos.

Actualmente operan 6 plantas de producción de alcohol a partir de celulosa que producen 227 millones de litros, reportando una reducción aproximada en costos del 60% con el uso de bagazo de caña simultáneamente a la producción con los jugos de caña, el rendimiento de etanol aumenta en un 40% volumen[2].

2.1 Materia prima para la producción de Etanol Lignocelulósico

La biomasa a partir de la cual es posible obtener etanol y otros productos de fermentación, se clasifica en tres tipos:

- Fuentes con alto contenido de azúcares simples y fermentables como las melazas de caña de azúcar, frutas, azúcar de remolacha.
- Fuentes con alto contenido de almidón en donde se encuentran cereales como maíz, arroz, trigo, centeno, cebada y tubérculos como la yuca y papa.
- Fuentes con alto contenido de celulosa como maderas de bosques, plantaciones, residuos primarios de bosques y de procesamientos secundarios, residuos agrícolas de cereales (trigo, arroz, cebada), de

bagazo de caña, sorgo dulce y/o rastrojos de maíz, residuos municipales y de papel.

Estos últimos son de especial interés, dado que la celulosa es el polímero más abundante en la biosfera y constituye una materia prima ampliamente disponible que puede, en este tipo de fuentes, encontrarse en un estado relativamente puro como en las fibras de algodón, o asociada a compuestos como las hemicelulosas y la lignina, conformando así los materiales lignocelulósicos [26].

Desafortunadamente el uso extensivo de materiales lignocelulósicos, como fuente de materia prima y energía se ha visto restringido dadas las limitaciones para su procesamiento, derivadas de su estructura [27]. Las investigaciones realizadas en este campo, demuestran que propiedades tales como cristalinidad, dimensión de poro, grado de polimerización, capacidad de adsorción del sustrato, configuración física, morfología y composición química son determinantes en el proceso de degradación [28]. La complejidad de estos materiales y su variada composición, merece el esfuerzo a nivel investigativo para recuperar productos de valor agregado antes de usarlos como materia prima para producción de energía por combustión [29].

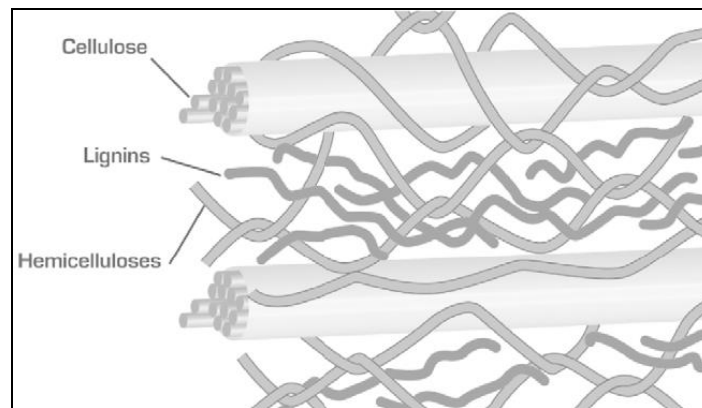
2.1.1 Composición Química de la Biomasa Lignocelulósica

Los materiales lignocelulósicos son estructuras tridimensionales complejas en donde cadenas de celulosa forman fibrillas que se asocian a compuestos químicos de diferentes características químicas, físicas y estructurales distribuidos en la pared de la célula vegetal. Las diferencias en los porcentajes de cada uno de estos compuestos dependen del tipo de madera, de la edad de la planta y la variedad del material [30].

Específicamente las fibras lignocelulósicas están compuestas por 3 polímeros estructurales: Las sustancias no extraíbles con agua donde se encuentran las principales macromoléculas, celulosa, poliosas (hemicelulosas) y lignina. Las sustancias de menor peso molecular conocidas también como sustancias extraíbles y las sustancias minerales [31].

En la figura 5, se presenta la estructura de la fibra lignocelulósica de la pared celular comúnmente encontrada en plantas.

Figura 5 . Estructura de fibra lignocelulosa de la pared celular en plantas [32]



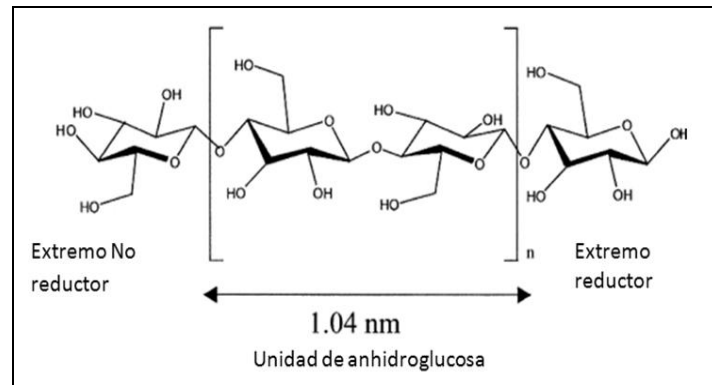
2.1.1.1 Celulosa

La Celulosa es la principal componente de las paredes celulares de los árboles y otras plantas. Es una fibra vegetal que al ser observada en el microscopio es similar a un cabello humano, cuya longitud y espesor varía según el tipo de árbol o planta. Las fibras de algodón, por ejemplo, tienen una longitud de 20-25 mm, las de pino 2-3 mm y las de eucalipto 0,6-0,8 mm. De igual manera, el contenido de celulosa varía según el tipo de árbol o planta que se considere [32].

Desde el punto de vista estructural, la celulosa es un polímero lineal constituido por unidades de D-anhidroglucosa unidas por enlaces β -(1,4) glucosídicos; se caracteriza por tener 3 grupos hidroxilos reactivos en los carbonos C-2, C-3 y C-6,

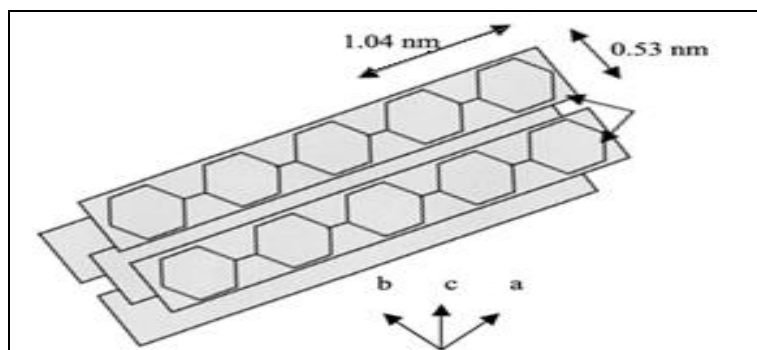
un extremo reductor y un extremo no reductor como se observa en la Figura 6. La anhidrocelobiosa es la unidad de repetición de la celulosa, y está formada por dos unidades de D-anhidroglucosa formando un ángulo de rotación de 180° con respecto a sus vecinas. Esta rotación hace que la celulosa sea altamente simétrica dado que cada lado de la cadena tiene igual número de grupos hidroxilos [33, 34].

Figura 6 Estructura de la Celulosa [35]



Su estructura se presenta en forma de láminas que se juntan una sobre otra formando una partícula tridimensional (ver Figura 7). Por esta razón, la superficie de la celulosa presenta distintas caras que pueden reaccionar con el ambiente y las enzimas: sobre el plano AB se ubican los carbonos del anillo de glucopiranososa y los enlaces β -glucosídicos, sobre el plano AC se encuentran los bordes de los anillos y en ambas caras el extremo reductor y no reductor [27, 29]

Figura 7. Organización de las cadenas de celulosa [35]



Las fibrillas de celulosa, poseen una estructura en la que se alternan regiones muy ordenadas de las cadenas del polímero llamadas zonas cristalinas y otras regiones de menor orden llamadas zonas amorfas, como resultado del acoplamiento de las moléculas adyacentes de celulosa por puentes de hidrógeno y por fuerzas de Van der Waals. **[27, 29]**

La celulosa se encuentra en forma cristalina o no cristalina (amorfa). En estado cristalino se distinguen cuatro polimorfismos llamados: celulosa I, II, III y IV. Dos de ellos pueden ser sintetizados directamente en la naturaleza (tipos I y II), en donde el tipo I es el más abundante y tiene dos alomorfismos: $I\alpha$ y $I\beta$. La forma alomórfica de la celulosa I es metaestable termodinámicamente, y puede convertirse directamente en celulosa II con un tratamiento de hidróxido de sodio a alta concentraciones.

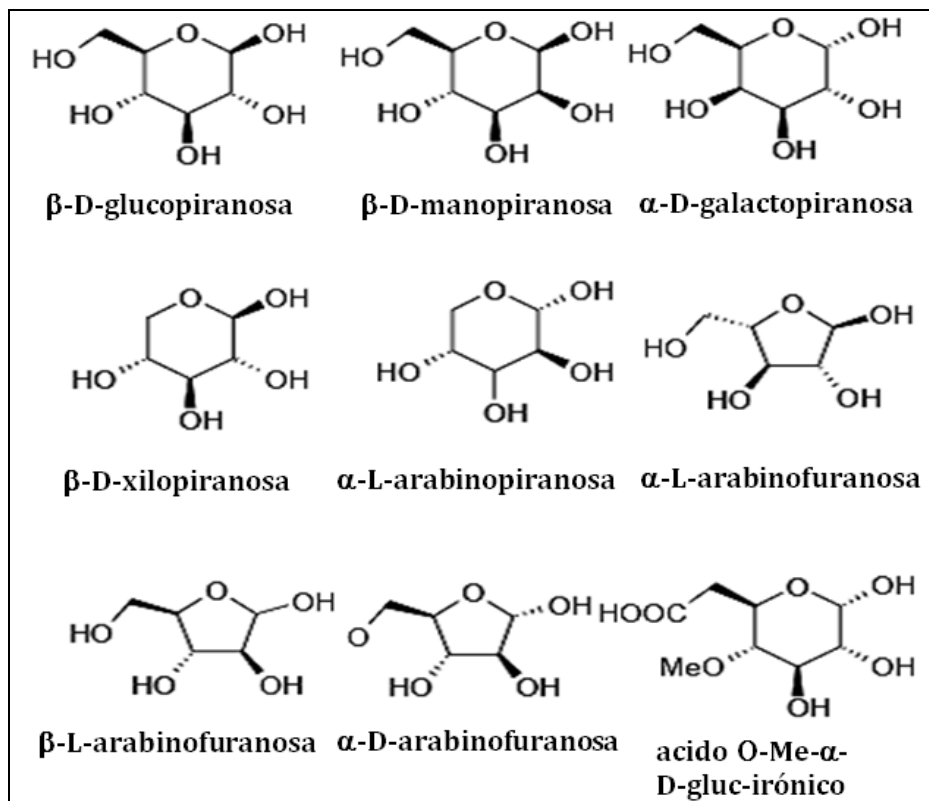
En la mayoría de las plantas se produce celulosa I con cadenas de glucanos que se encuentran en forma paralela una con respecto a las otras; mientras que en la celulosa II en sentido es antiparalelo. La celulosa III (I) y III (II) son obtenidas tratando la celulosa I y II respectivamente con amonio líquido y la celulosa IV es el resultado del calentamiento de la celulosa III cuya transformación es parcial usualmente **[35]**.

2.1.1.2 Hemicelulosa

La hemicelulosa es un polímero, constituido por unidades anhidro azucaradas unidas por enlaces glucósidos formadas por más de un tipo de azúcar (hexosa o pentosa) que además presentan ramificaciones y sustituciones (Figura 8) [36]. Algunos monómeros precursores de las hemicelulosas son: pentosas como β -D-xilosa, α -L-arabinopiranososa y α -L-arabinofuranosa; hexosas como β -D-glucosa, β -D-manosa y α -D-galactosa; ácidos hexourónicos como ácido β -D-glucourónico,

ácido α -D-4-O-metilglucourónico y ácido α -D-galactourónico; y desoxihexosas como α -L-ramosa y α -L-fucosa. Algunos de ellos se muestran en la Figura 7. [35] La hemicelulosa cuya fórmula general es $(C_5H_8O_4)_n$ presenta generalmente entre 150-200 monosacáridos en su estructura molecular, por lo que se consideran moléculas pequeñas al compararlas con la celulosa. Dentro de sus principales características se encuentran: La solubilidad en solventes orgánicos; la reactividad frente a los ácidos y la descomposición en azúcares y furfural [37].

Figura 8. Monómeros de la Hemicelulosa [39]



La hemicelulosa es responsable de diversas propiedades de los materiales lignocelulósicos. Debido a la ausencia de cristalinidad, su bajo peso molecular y su configuración ramificada e irregular, absorben agua con facilidad. Esta cualidad contribuye a la movilidad interna y el aumento de flexibilidad de las fibras, una reducción en el tiempo y energía requeridos para la refinación de la pasta celulósica y un aumento del área específica o de unión de las fibras [38].

La hemicelulosa presente en el bagazo de caña es del tipo de las D-Xilano, pero también contienen azúcares tales como las L-arabinosas, D-galactosas, L-galactosas, D-manosa, L-ramnosa, L-fructosa **[39]**. Se encuentran en proporción de 25 a 30% en peso. La facilidad que presenta la hemicelulosa al ataque químico con respecto a la celulosa, las convierte en un factor de interés para la hidrólisis **[40]**.

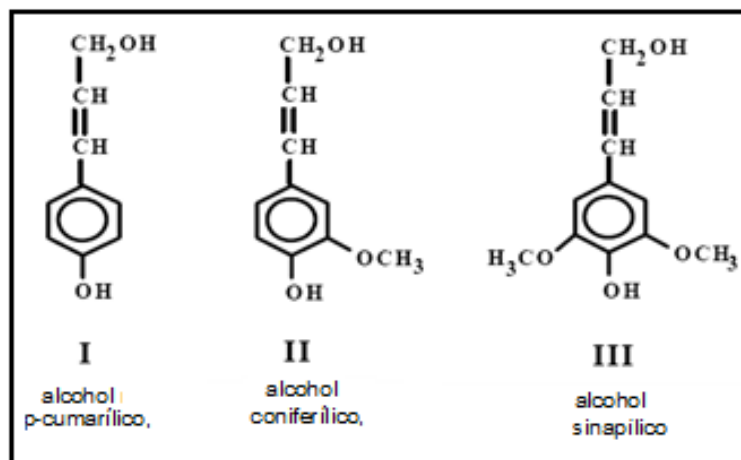
2.1.1.3 Lignina

La lignina es un polímero aromático heterogéneo que forma parte de los tejidos de sostén de los vegetales, después de la celulosa es la macromolécula orgánica más abundante dentro de los materiales lignocelulósicos. Esta sustancia se incorpora durante el crecimiento vegetal y básicamente está compuesta por unidades de fenilpropano que forman una macromolécula tridimensional y amorfa.

La lignina representa del 20 a 30% de la masa total de cualquier material lignocelulósico. La unidad de fenilpropano consta básicamente de un anillo aromático y de una parte alifática de tres átomos de carbono denominados α , β y γ . La lignina se sintetiza por vía radical a partir de tres alcoholes precursores: alcohol p-cumarílico, alcohol coniferílico y alcohol sinapílico como se muestra en la Figura 9.

La polimerización de estos precursores durante la formación de la pared celular se produce mediante la sucesión de una etapa enzimática y una etapa química. En la primera los precursores son oxidados por peroxidasas de la pared dando radicales de fenoxilo que a continuación durante la etapa química reaccionan al azar entre ellos. En este proceso se originan una gran variedad de formas resonantes que pueden reaccionar unas con otras, por ello la lignina no presenta una única estructura **[36]**.

Figura 9. Alcoholes Cinamílicos Precursores de la Lignina [37]



2.1.1.4 Componentes Extraíbles

Existen varios compuestos que tienen influencia sobre las propiedades y calidad de la madera, debido a sus funciones de protección exterior y reserva de nutrientes, aunque contribuyen en un pequeño porcentaje en la masa total de la madera. Se denominan extraíbles pues se retiran fácilmente por lavado con agua o solventes orgánicos. Se clasifican en este grupo ciertos iones metálicos, hidrocarburos alifáticos y aromáticos, alcoholes, fenoles, aldehídos, cetonas, terpenos, flavonoides, lignanos, taninos, alcaloides, ligninas solubles, ceras, glicéridos y compuestos nitrogenados [43].

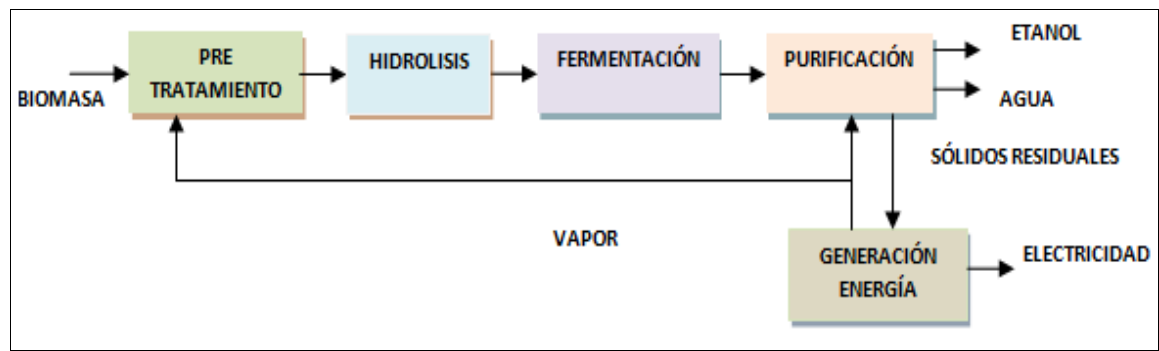
2.1.1.5 Sustancias Minerales

Son sustancias inorgánicas que se determinan por incineración del material durante tres horas entre 575 y 850°C (cenizas). Son las sales inorgánicas de calcio, potasio, magnesio y sílice [43].

2.2 Etapas en el proceso de obtención de alcohol lignocelulósico

Una configuración simplificada del proceso de producción de etanol lignocelulósico se presenta en la figura 9, destacándose como etapas principales: el pretratamiento de la biomasa, la hidrólisis de la celulosa, la fermentación de azúcares y la separación del producto [41].

Figura 10 Esquema del Proceso de Obtención de Etanol Lignocelulósicos [45]



2.2.1 Pretratamiento

El pre-tratamiento tiene como objetivo desintegrar la matriz lignocelulósica de tal manera que la celulosa reduzca su grado de cristalinidad y aumente la celulosa amorfa que es la más vulnerable al posterior ataque enzimático. Adicionalmente la mayor parte de la hemicelulosa se hidroliza durante el pretratamiento y la lignina se libera o puede incluso descomponerse. El pre-tratamiento permite que los rendimientos de la hidrólisis de celulosa aumenten de menos del 20% de los rendimientos teóricos a valores mayores al 90% [42].

La elección de una tecnología de pretratamiento está limitada al costo y al rendimiento de las siguientes etapas (hidrólisis y fermentación). El pretratamiento ideal se caracteriza por una producción de pentosas no degradables; no requiere de una reducción significativa de tamaño en la materia prima que se utiliza, no

genera inhibidores para la etapa de fermentación, el tamaño y los costos de los reactores son moderados; no produce residuos sólidos, y presenta un bajo consumo energético[43].

Se han empleado diferentes tipos de pretratamientos para aumentar la digestibilidad de la biomasa lignocelulósica, los cuales se pueden clasificar como físicos, fisicoquímicos, químicos, biológicos o enzimáticos como se observa en la tabla 4. Cada uno de ellos presenta un efecto específico y particular sobre los componentes de esta biomasa: hemicelulosas, celulosa y lignina [19].

- Físicos.

El objetivo de estos pretratamientos es la disminución de tamaño del material lignocelulósico, produciendo una reducción de la cristalinidad y grado de despolimerización de la celulosa. Dentro de este grupo se destaca la Conminación Mecánica, Radiación de alta Energía y la Pirolisis.

La conminación se realiza a través del cortado molienda y refinado logrando tamaño de partícula entre 9-25 mm después de cortados y 0.1-1.5 mm después de la molienda o refinado. Este tipo de pretratamiento ha sido analizado por diversos autores quienes han determinado la efectividad en la reducción de la cristalinidad de la celulosa, el aumento de la superficie específica y la densidad aparente lo que facilita la hidrólisis posterior. Desafortunadamente, este tipo de pretratamiento tiene como inconveniente el alto consumo energético que depende tanto del tamaño final de partícula como del tipo de material a tratar [47; 48].

El pretratamiento mediante radiación de alta energía rompe los enlaces β -glucosídicos y los enlaces entre la celulosa y lignina. Sin embargo, su aplicación técnica se dificulta debido a la baja densidad de los materiales a tratar y las altas dosis requeridas, lo que conlleva a un alto costo de inversión [44].

La pirólisis causa descomposición extensa de la materia orgánica bajo la acción del calor y en ausencia de un medio oxidante. Los productos de la pirolisis son gases, líquidos y residuos carbonosos cuyas cantidades relativas dependen de las propiedades de la biomasa a tratar y de los parámetros de operación del equipo. Con respecto a los materiales lignocelulósicos, que son tratados a temperaturas mayores a 300°C, se ha encontrado que la celulosa se descompone produciendo productos gaseosos y carbono residual. A más bajas temperaturas la descomposición es mucho más lenta, formando menos productos volátiles sin embargo, no se considera un método adecuado ya que no ofrece buenos rendimientos en las posteriores etapas **[45]**.

- Físico- Químicos

Todos los pretratamiento de esta categoría consideran el uso del vapor para modificar la estructura lignocelulósica. Destacándose: La explosión de vapor, el proceso AFEX, los procesos de oxidación húmeda y tratamiento con agua caliente (LHW).

La explosión con vapor, es uno de los métodos utilizados comúnmente para el pretratamiento de materiales lignocelulósicos. En este proceso la biomasa molida se trata con vapor a presiones altamente superiores a la atmosférica (15-45 atm) y altas temperaturas (185-260°C) con un tiempo de contacto de 1 a 10 minutos.

El proceso causa degradación de la hemicelulosa y transforma la lignina. Debido a las altas temperaturas también incrementa el potencial de hidrólisis de la celulosa. Los factores que afectan este pretratamiento son el tiempo de residencia, temperatura, tamaño de astilla y el contenido de la mezcla.

Dentro de las ventajas que incluye la explosión con vapor se incluye los bajos requerimientos de energía [46]. Como limitaciones del proceso se identifica la destrucción de una fracción de xilano, ruptura incompleta de matriz lignina-carbohidrato y la formación de productos de degradación que son inhibitorios para el crecimiento microbiano [47].

En el proceso **AFEX**, se utiliza una dosis de 1-2kg de amoníaco por kilogramo de biomasa seca a una temperatura de 90°C y un tiempo de 30 minutos. Transcurrido este tiempo el material es sometido a una descompresión; Se han empleado sustratos como: paja de trigo, astillas de chopo, bagazo, residuo sólidos urbano, papel residual. Se utiliza para materiales con bajo contenido de lignina (hasta un 15%) obteniendo rendimientos de hidrólisis de la celulosa y hemicelulosa del 90% después del pretratamiento.

Por otro lado materiales con alto contenido de lignina no es efectivo, en estos casos los rendimientos de hidrólisis posterior han sido inferiores al 50%. Presenta ventajas como la no producción de inhibidores que puedan afectar a las posteriores etapas del proceso de producción de etanol y no requiere pequeños tamaños de partícula para aumentar su eficiencia. Este procedimiento requiere de la recuperación del amoníaco [44].

El proceso de **oxidación húmeda** se realiza únicamente con vapor; el sustrato molido es puesto en contacto con vapor a presiones altamente superiores que la atmosférica (15 a 45 atm) y a temperaturas (185-260°C) con un tiempo de contacto de 1 a 10 minutos. Después de finalizada la etapa de contacto con el vapor a presión, el material se descomprime explosivamente (explosión al vapor), procedimiento que lo desfibra ampliamente.

Este método también logra el fraccionamiento selectivo de cada uno de los tres componentes poliméricos que componen la biomasa lignocelulósica. Por un lado

se obtiene una fracción soluble en agua que contiene las hemicelulosas, por otro, una masa que contiene la lignina y la celulosa, de la cual la lignina se puede extraer con soda diluida o etanol, permaneciendo la celulosa en forma insoluble[27].

En el tratamiento con **agua líquida caliente (LHW)**, se utiliza agua líquida presurizada a una temperatura de 170-230°C, y un tiempo de 1-46min, se caracteriza por una concentración de sólidos menor al 20% en peso. Ocurre una cierta despolimerización de la celulosa e hidrólisis del 80-100% de la hemicelulosa, así como ocurre una solubilización parcial de la lignina (20-50%), no se presenta formación de inhibidores, y es un tratamiento usado principalmente en el bagazo de la caña [48].

- Químicos

El objetivo de los pretratamientos químicos es la solubilización de la fracción de lignina y la modificación de la estructura de la celulosa facilitando la acción de las enzimas. Dentro de los más discutidos se encuentran: La *Ozonólisis*, la *Hidrólisis Catalizada con Acido (diluido y concentrado, hidrólisis alcalina)* y el proceso *Organosolv*.

La **Ozonólisis** es una reacción que se produce a temperatura ambiente y presión atmosférica y utiliza como agente el ozono. La velocidad de reacción del ozono con el material es sensible al contenido de humedad del mismo. Un requerimiento de humedad entre 40-50% puede ser óptimo para una oxidación efectiva. Este pretratamiento presenta las siguientes ventajas: remueve efectivamente la lignina, no produce residuos tóxicos, las reacciones son llevadas a cabo a temperatura y presión ambiental. Sin embargo el proceso resulta muy costoso debido a la cantidad de ozono requerido [44].

La **hidrólisis catalizada con ácido** es un proceso químico, el cual transforma las cadenas de polisacáridos que forman la biomasa (hemicelulosa y celulosa) en sus monómeros elementales. Empleando catalizadores ácidos, Para los materiales lignocelulósicos es un proceso conocido desde 1819, alcanzando su mayor desarrollo durante las dos Guerras Mundiales, periodos en los que la escasez de petróleo hizo que se empleara masivamente la madera para la producción de etanol.

Durante este periodo se desarrollaron numerosos procesos cayendo posteriormente en desuso por razones económicas. Este tipo de hidrólisis puede realizarse empleando diferentes clases de ácidos como el ácido sulfuroso, clorhídrico, sulfúrico, fosfórico, nítrico y fórmico. Sin embargo, solo los ácidos clorhídrico y sulfúrico han sido empleados a escala industrial [36].

La hidrólisis con ácido diluido, utiliza ácidos tales como el ácido sulfúrico, ácido clorhídrico o el ácido nítrico con concentraciones entre el 1-5% en volumen [49]. Son procesos de flujo continuo para baja carga de sólidos (5-10% peso sustrato/peso mezcla) a temperatura entre 160-200°C. Aunque existen procesos por lotes a altas cargas de sólidos (10-40% en peso) a temperaturas entre 120-160°C, que manejan presiones cercanas a 1MPa. Se presenta hidrólisis del 80-100% de la hemicelulosa, con altas conversiones de xilano a xilosa. La alta temperatura es favorable para la hidrólisis de la celulosa. Generalmente se requiere neutralizar el pH para la posterior hidrólisis [50].

La hidrólisis con ácido concentrado utiliza ácido sulfúrico al 10-30% en volumen, temperaturas entre 170-190°C y relación de peso sólido- líquido de 1:1,6. Se requiere de la recuperación de ácido. Los tiempos de residencia son mayores que en la hidrólisis de ácido diluido. Los materiales pretratados, que se reportan en la literatura han sido bagazo de caña y aserrín de madera dura [36].

En el pretratamiento con **hidrólisis alcalina**, se utilizan algunas bases tales como NaOH, CaOH sin embargo, el efecto depende del contenido de lignina de los materiales. El tratamiento con NaOH diluida produce un hinchamiento de la biomasa, lo que conduce a un aumento del área superficial interna, un descenso de la cristalinidad, una separación de las uniones estructurales entre la lignina y los carbohidratos y una ruptura de la estructura de la lignina.

El mecanismo de la hidrólisis alcalina de la biomasa parece estar basada en la saponificación de los enlaces ésteres intramoleculares que unen los xilanos de la hemicelulosa y otros componentes, como por ejemplo la lignina, u otros componentes de la hemicelulosa. La efectividad de este pretratamiento depende del contenido de lignina del material a tratar. Así, por ejemplo, se ha conseguido aumentar la digestibilidad de sustratos como paja con un contenido de lignina del 18% y de maderas duras, pero no de maderas blandas con un contenido de lignina superior al 26%.**[51]**

En la **Deslignificación Oxidativa**: se utiliza peroxidasa y peróxido de hidrogeno, al 2% por 8 horas a 20°C. Se presenta solubilización del 50% de la lignina y de casi toda la totalidad de la hemicelulosa. La conversión durante la hidrolisis de la celulosa es de 95% para el aserrín. Para el bagazo de caña se ha demostrado que cerca del 50% de la lignina y la mayoría de la hemicelulosa fueron solubilizadas por 2% de H₂O₂ a 30°C en 8 horas con una eficiencia del 95%, en las etapas posteriores. **[27]**

El **proceso organosolv**, es una mezcla de solventes orgánicos, catalizados por un ácido inorgánico como HCl o H₂SO₄. Los solventes orgánicos utilizados incluyen metanol, etanol, y etilenglicol entre otros. Los ácidos orgánicos pueden ser usados también como catalizadores. Este proceso se caracteriza por la ruptura de la estructura interna de la lignina y de las uniones de la hemicelulosa. Presenta altos rendimientos de xilosa y recuperación de solventes. Se ha buscado mejorar

su rendimiento a través de modificaciones en las condiciones de operación (WO 8403304, US 4470851) y el tipo de solvente utilizado (US 4100016, US 4409032)

A altas temperaturas (por encima de 185°C) la adición de un catalizador es innecesaria para lograr una deslignificación satisfactoria. Los solventes usados en los procesos necesitan ser recuperados del reactor, evaporados, condensados y reciclados para así disminuir el costo. La eliminación de los solventes del sistema es necesaria porque estos pueden ser inhibitorios del crecimiento de los microorganismos, hidrólisis enzimática y la fermentación

- Biológicos

Treinta y cuatro (34) tipos de hongos de la pudrición blanca para el pretratamiento biológico de bambú (*Phyllostachys pubescence*) se han evaluado para determinar el grado de degradación sobre la lignina y su grado de selectividad. Otros hongos tales como *Phlebia brevispora*, *Ceriporiopsis subvermispora*, *Merulius tremellosus* y *Gloeophyllum trabeum*, han sido estudiados para evaluar su capacidad en la degradación de lignina así como, las enzimas aisladas de estos que cumplen la misma función [52].

A continuación se presenta en la Tabla 3, un resumen de las tecnologías para pretratamientos mencionados, teniendo en cuenta las características más relevantes para su selección.

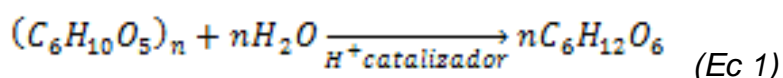
Tabla 6. Descripción Tecnologías para el Pretratamiento

Método	Tipo	Descripción	Efecto producido	Referencia
<i>Físicos</i>	<i>Reducción de tamaño</i>	Molienda o trituración usando molinos vibratorios de bolas, cuchillas o martillo	Reduce cristalinidad de celulosa y tamaño de partícula desde 10-30 hasta 0,2-2 mm	[27, 44]
	<i>Pirólisis</i>	Temperaturas superiores a 300 °C o inferiores usando como catalizadores cloruro de zinc y carbonato de calcio	Descomposición de la celulosa produciendo gases y carbón	[27, 44]
	<i>Irradiación de alta energía</i>	Exposición de las fibras a radiación con rayos gamma o electrones	Cambios en la estructura, reactividad y propiedades químicas y mecánicas de la celulosa	[53]
<i>Físico-químicos</i>	<i>Explosión con vapor</i>	Se trata el material con vapor a alta presión, reduciendo luego la presión rápidamente, para generar una descompresión explosiva a 160-260 °C (0,69-4,83 MPa) por varios minutos antes de exponer el material a presión atmosférica.	Formación de inhibidores, ocurre despolimerización de la celulosa y redistribución de la lignina.	[27, 54]
	<i>Agua caliente</i>	Hidrotermólisis. Proceso de flujo transversal, en donde se pasa agua caliente presurizada sobre el material, a temperaturas entre 170 y 230 °C durante 1-46 minutos	Despolimerización de celulosa, hidrólisis de hemicelulosas y solubilización parcial de lignina.	[27;58]
	<i>Explosión de fibra con amoníaco</i>	El material es expuesto a amonio líquido a temperatura y presión altas, y luego se somete a presión atmosférica rápidamente. Relaciones de 1-2 Kg. Amonio/ Kg. Seco de biomasa, a 90 °C. 30 minutos	Despolimerización parcial de celulosa, solubilización de lignina. No solubilización hemicelulosa no inhibidores y no lavado	[27;58; 59]
	<i>Explosión de CO₂</i>	Se emplean alrededor de 4 Kg. de dióxido de carbono/ Kg. obteniendo rendimientos de 75% de glucosa	No forma compuestos inhibitorios, se obtiene conversión >75% de la hidrólisis de celulosa.	[27; 59]
	<i>Ozonólisis</i>	Reacción con ozono a condiciones ambiente.	Degradación de lignina, no forma inhibidores y se obtiene 75% de conversión durante hidrólisis.	[27, 55, 56]

Método	Tipo	Descripción	Efecto producido	Referencia
Químicos	<i>Hidrólisis con ácido diluido</i>	A temperaturas superiores a 160 °C en procesos de flujo continuo para relaciones de sólidos menores al 5-10% y a temperaturas inferiores a 160 °C. En procesos tipo batch para relaciones de sustrato superiores al 10-40% durante 30 minutos.	Hidrólisis de hemicelulosas, se requiere neutralizar pH para posterior hidrólisis. Ocurre despolimerización parcial de celulosa, redistribución de lignina.	[27;59;60; 58]
	<i>Hidrólisis con ácido concentrado</i>	Ácido sulfúrico al 10-30%, T=170-190 °C, se requieren tiempos mayores a los necesarios en la técnica que usa ácido diluido.	Requiere recuperación del ácido y de recipientes resistentes a la corrosión.	[54, 55]
	<i>Hidrólisis alcalina</i>	NaOH diluido, a 60 °C durante 90 minutos a 24 horas.	Remoción del 24-55% peso de lignina, hidrólisis de hemicelulosas (>50%), hinchamiento de celulosa.	[27;59;60; 58]
	<i>Deslignificación oxidativa</i>	Peroxidasas y peróxido al 2% volumen, a 20 °C durante 8 horas.	Solubilización del 50% de lignina y totalidad de hemicelulosas. Conversión de celulosa 95%.	[27;60]
	<i>Proceso Organosolv</i>	Mezcla de solventes orgánicos con catalizadores ácidos. Los solventes incluyen metanol, etanol, acetona, etilenglicol, Ácidos orgánicos como el oxálico, y acetilsalicílico	Ruptura de lignina interior y de uniones de hemicelulosas. Solubilización total de lignina e hidrólisis de hemicelulosas. Requiere recuperar solvente.	[27;60]

2.2.2 Etapa de Hidrólisis o Sacarificación

Después que el material lignocelulósico ha recibido un determinado pretratamiento, se realiza el proceso de hidrólisis. En esta etapa la celulosa y hemicelulosa se convierten en azúcares fermentables. La hidrólisis se define como el desdoblamiento de compuestos orgánicos, asociado al consumo de una o más moléculas de agua, con un rendimiento teórico de 1,11 g de glucosa/g de celulosa. La celulosa puede hidrolizarse empleando catalizadores químicos o enzimáticos y este proceso se representa mediante la siguiente reacción [57]:



2.2.2.1 Hidrólisis Ácida

El proceso de hidrólisis ácida se puede considerar como un método antiguo. En 1890 Klason desarrolló un análisis para la determinación de la lignina, el cual se utiliza en la industria de la madera empleando H_2SO_4 , con una concentración de 72% volumen, para disolver la fracción celulósica de la materia prima, dejando la lignina como residuo. La celulosa disuelta separada de la lignina se hidroliza para obtener azúcares que luego se pueden fermentar (Locke et, al 1961). Otro ácido que se utiliza para esta etapa es el ácido clorhídrico, conocido en el proceso de Bergius, a concentraciones de 40% en volumen, el cual se neutraliza con soda caústica.

La sacarificación se desarrolla en 2 etapas con un ácido fuerte dado que los enlaces β -1,4 de la celulosa son altamente resistentes y es necesario emplear un ácido mineral fuerte para producir D-glucosa. Se realiza a 5% p/p y 98 °C durante 6 horas o a 70% peso y 40-55 °C durante 20 minutos. En la primera etapa, el ácido rompe la matriz estructural de la lignocelulosa haciendo más accesible la

celulosa, las hemicelulosas y la lignina, luego, la celulosa es degradada hasta polisacáridos solubles de cadena corta. En la segunda etapa se fraccionan estos polímeros dando lugar a glucosa y otros productos de degradación [62;63].

El grado de hidrólisis y la velocidad del proceso dependen de factores como el pH, la temperatura, la concentración de sustrato, el tipo de material y el tamaño de partícula [31].

Las altas temperaturas generan reacciones indeseables y convierten los azúcares formados en productos como el furfural. La degradación térmica de los azúcares reduce los rendimientos en glucosa e inhibe la fermentación alcohólica por la presencia de furfural y otros co-productos.

Se ha comprobado que productos hidrolizados obtenidos con ácido sulfúrico diluido a temperaturas superiores a 100 °C contienen especies fenólicas resultado de la degradación de la lignina, además la hidrólisis de las hemicelulosas conduce a hexosas (glucosa, manosa y galactosa) y pentosas como (xilosa y arabinosa) que dan lugar a 2-hidroximetil 5-furfuraldehído, HMF (hidroximetilfurfural) y furfural respectivamente. Por otra parte, la degradación de la glucosa conduce a HMF que se puede transformar en ácido acético, levulínico y fórmico[63].

Dentro de los procesos de hidrólisis ácida más desarrollados se encuentra el proceso de dos fases de Purdue, el cual utiliza la combinación de ácido diluido y ácido concentrado. El ácido diluido se usa bajo condiciones suaves para la pre-hidrólisis de la hemicelulosa, (donde el xilano es el principal componente) logrando altas recuperaciones de la xilosa al evitar o reducir su descomposición a furfural.

Mientras el ácido concentrado se utiliza para la extracción de la celulosa en donde éste destruye los enlaces de hidrógeno que unen las cadenas adyacentes a la glucosa anhidra perdiendo así su estructura cristalina; de esta forma la celulosa

aumenta su porosidad, facilita la introducción de agua en su estructura y sufre un efecto de hinchamiento[58].

Otra versión que se ha presentado sobre la hidrólisis ácida fue desarrollada en la universidad de Dartmouth la cual prevee una hidrólisis en dos fases del ácido diluido a altas temperaturas por tiempos muy cortos. La primera etapa maneja un tiempo y temperatura ajustada para hidrolizar la hemicelulosa mientras que la segunda etapa se fija a temperaturas más altas y tiempos de residencia más largos para hidrolizar la celulosa [59].

2.2.2.2 Hidrólisis Enzimática

No se ha probado todavía comercialmente ningún sistema enzimático para la hidrólisis de la celulosa sin primero retirar (pretratamiento) o solubilizar la lignina presente en la base lignocelulósica. Sin embargo, a nivel mundial muchos laboratorios investigan en el desarrollo de microorganismos que secretan enzimas para descomponer la lignina **[60]**.

Los ácidos diluidos, como H_2SO_4 , han sido probados como pretratamiento previo para romper la estructura lignina-hemicelulosa. Sin embargo, la hemicelulosa hidrolizada, producida por el pretratamiento previo con ácido diluido, sería más útil con microorganismos adecuados para la fermentación de azúcares C_5 a etanol. Organismos como *Thermonospora* y bacterias modificadas genéticamente han mostrado un gran potencial en fase de laboratorio **[61]**.

Los pretratamientos alcalinos se han utilizado para determinados materiales en especial pajitas. En este tipo de pretratamientos se obtiene la solubilización de la lignina y se descristaliza la celulosa, siendo el NaOH y el Amoniaco los aditivos más utilizados en estos sistemas. Sin embargo, los azúcares C_5 se modifican por

la extracción alcalina y pueden volverse no accesibles para la fermentación. (Detroy et al 1981).

Existe una ruta que no involucra reacción química (Proceso Organosolv), la cual utiliza solventes orgánicos para remover la lignina y proporciona una celulosa limpia y adecuada para la hidrólisis enzimática. Solventes tales como el metanol, etanol, y butanol con agua han sido utilizados. La principal ventaja al usar este pretratamiento para la hidrólisis enzimática es que la lignina se puede recuperar como producto y los azúcares C₅ solubilizados durante la deslignificación son relativamente puros y pueden ser fermentados a etanol con microorganismos apropiados [62] .

En sí, la hidrólisis enzimática de la celulosa es producida por enzimas celulasas las cuales son altamente específicas. Los productos de la hidrólisis son usualmente azúcares reductores incluyendo glucosa. Los costos de utilidad de la hidrólisis enzimática son bajos comparados con la hidrólisis ácida, debido a que se conduce en condiciones suaves (pH 4,8 y temperaturas 45-50°C) y no provoca problemas de corrosión [39]. La mayoría de las celulasas comerciales son producidas a partir de *Trichoderma reesei*, del cual se obtiene básicamente una mezcla de celobiohidrolasas y endogluconasas.

Las primeras hidrolizan los enlaces B (1,4) de la cadena de celulosa a partir de los extremos no reductores o reductores liberando celobiosa o inclusive glucosa, mientras las endogluconasas rompen estos mismos enlaces en forma aleatoria dentro de la cadena. Desafortunadamente, las celobiohidrolasas son inhibidas por la celobiosa, por tanto se agrega B-glucosidasa de otra fuente para complementar la acción de las celulasas de este hongo. Así, la B-glucosidasa hidroliza la celobiosa obtenida en dos moléculas de glucosa [40]

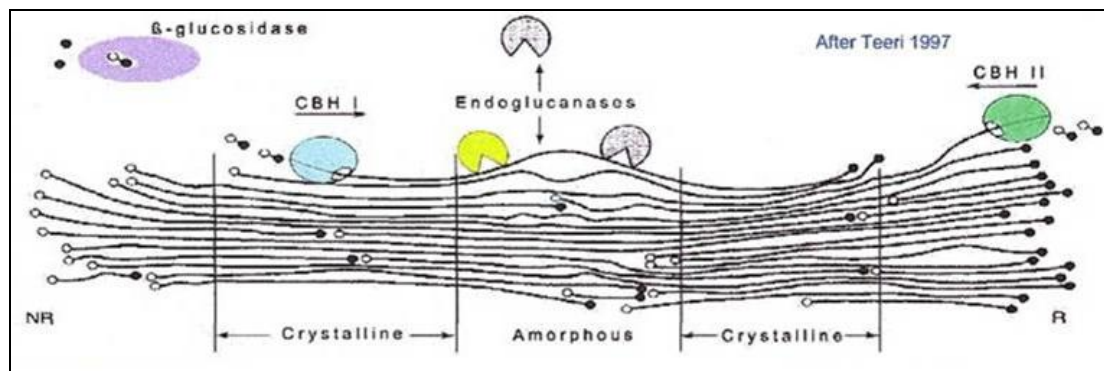
La hidrólisis enzimática de la celulosa consiste en tres pasos: Absorción de las enzimas celulasas en la superficie de la celulosa, degradación de la celulosa a azúcares fermentables y desorción de las celulasas. La adición de un surfactante durante la hidrólisis es capaz de modificar las propiedades de superficie de la celulosa y minimizar el enlazamiento irreversible de la celulasa a la celulosa. Los surfactantes usados comúnmente son los no iónicos **[44]**

La hidrólisis enzimática se prefiere, desde el punto de vista medio ambiental. Sin embargo, la viabilidad económica requiere el desarrollo de celulasas a altas temperaturas, tolerantes a bajos pH, con actividad altamente específica y resistente a la inhibición por glucosas. Ante lo cual surge como alternativa el uso de microorganismos capaces de la fermentación a etanol de celobiosa, un producto de la ruptura de la celulosa constituido por dos moléculas de glucosa **[63]**.

En general cuatro tipos de enzimas forman el complejo enzimático celulasa como se muestra en la figura 11: endocelulasa, exocelulasa, exo- β -glucosidasa³ y β -D-glucosidasa [26, 64]. La endo-1,4- -glucanasa (endocelulasa o endoglucanasa) rompe los enlaces glucosídicos internos de las zonas amorfas de la celulosa en forma aleatoria disminuyendo la longitud de la cadena de los β -glucanos, e incrementando los grupos reductores **[70, 71]**.

³ La exo-glucosidasa no está presente en todas las preparaciones de celulasa y produce glucosa a través de una vía diferente a la de la vía de la celobiosa tradicional.

Figura 11. Representación Esquemática Hidrolisis Enzimática [69]



La exo-1,4- β -glucanasa (exocelulasa o celobiohidrolasa) actúa sobre el extremo no reductor de la cadena de celulosa, liberando celobiosa y glucosa en pequeñas cantidades, incrementándose el grado de hidrólisis con el grado de polimerización. Aunque tiene preferencia por la celulosa amorfa, también degrada lentamente las cadenas terminales de las regiones cristalinas del polímero [63].

2.2.3 Fermentación Alcohólica

Luego de completada la hidrólisis de la celulosa y hemicelulosa, la etapa siguiente en la obtención del etanol es la fermentación, la cual no difiere básicamente de la aplicable a otras soluciones de azúcares excepto en algún detalle cuando en la etapa hidrolítica se han generado agentes inhibidores. Cuando se utiliza la hidrólisis enzimática, se puede aplicar el concepto de integración de procesos, es decir, la combinación de varias etapas en una sola unidad. En este aspecto se han desarrollado múltiples estrategias que han mejorado el desempeño de los procesos. Como se puede ver en la Figura 12, la integración de procesos puede llevarse a diferentes niveles.

- La sacarificación y fermentación simultánea (SSF) en la cual se emplean celulasas junto con la presencia de un microorganismo productor de etanol. Entre las ventajas de este proceso, se incluye la mejora del rendimiento debido a la remoción de la lignina que inhibe al complejo enzimático de celulosa, sin embargo aún resta resolver algunas desventajas técnicas del método. La temperatura óptima de la SSF es alrededor de 38°C, la cual se encuentra en el rango de la temperatura óptima de la hidrólisis (45-50 °C) y la fermentación (30 °C).

Se han usado levaduras y bacterias termotolerantes en la SSF para aumentar la temperatura cerca de la temperatura óptima de hidrólisis. Kadam y Schmidt encontraron que una levadura termotolerante (*Cándida acidothermophilum*), produjo el 80% peso del rendimiento de etanol teórico a 40°C usando abedul pretratado con ácido diluido como sustrato [65].

La sacarificación y fermentación acopladas (SFA) constituye una respuesta tecnológica a la desventaja principal de la SSF. 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.

La fermentación a etanol se lleva a cabo por métodos aplicados simultáneamente o métodos separados, pero siempre la fermentación a etanol utiliza azúcares como hexosas y pentosas en los hidrolizados de la celulosa y hemicelulosa. Se han realizado varias investigaciones sobre la sacarificación y fermentación simultánea de xilosa. En este sentido la *Saccharomices Cerviciae* es usada en la industria del etanol en producciones a gran escala a partir de meladuras.

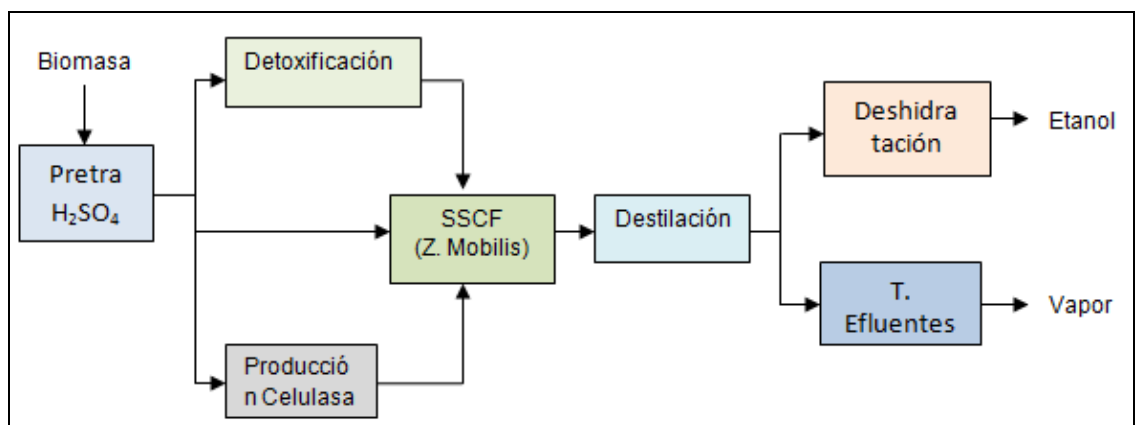
Estas levaduras industriales son capaces de fermentar efectivamente los azúcares C₆ glucosa y fructuosa y pueden tolerar altas concentraciones de etanol (más del 17% vol.) en el caldo de fermentación. Sin embargo, ellas no son capaces de fermentar los azúcares C₅ (xilosas), derivados de la hemicelulosa. En este sentido algunos estudios se han enfocado en la modificación genética de la levadura *Saccharomices*, pero también se han propuesto alternativas como el uso de la *Clostridia*, que son capaces de fermentar la xilosa [66].

2.3 Tecnologías de Producción de Etanol a Partir de Residuos Lignocelulósicos

En la actualidad se han desarrollado diversas opciones tecnológicas para la coproducción de etanol, vapor, electricidad y productos químicos a partir del uso integral de biomasa lignocelulósica. A continuación se presentan algunas rutas tecnológicas que se han desarrollado a nivel mundial teniendo en cuenta diversas materias primas, y configuraciones en cada etapa.

2.3.1 Proceso NREL

Figura 13 . Proceso NREL[70]



El proceso como se muestra en la figura 13. Pertenece a un modelo diseñado por National Renewable Energy Laboratory (NREL) en los Estados Unidos, donde se utiliza como materia prima madera. El proceso combina un pretratamiento con hidrólisis ácida, seguido de una sacarificación y cofermentación simultánea. Se trata de un proceso de utilización de celulasas producido, *in situ* teniendo en cuenta una modificación genética de la *Z. Mobilis* que tiene la capacidad de transformar la glucosa y la xilosa en etanol.

La integración energética del proceso se realiza a través del aprovechamiento del calor generado durante la combustión de metano, (compuesto formado en el tratamiento de las aguas residuales provenientes de la etapa del pretratamiento y la destilación; y la quema de la lignina). Esto proporciona una producción de energía para el proceso y un excedente en forma de electricidad.

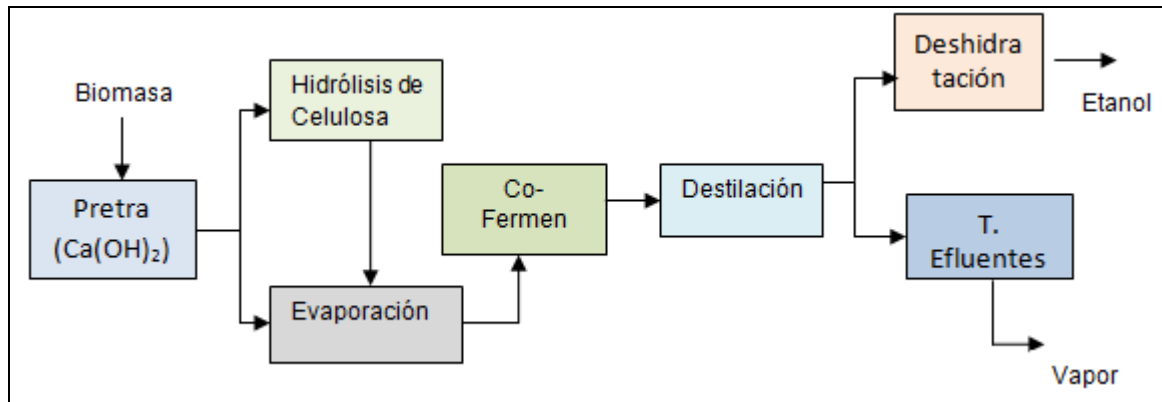
Por otro lado se debe tener en cuenta que la producción de un litro de etanol en este proceso se estimó en el año 2006 en US\$0,396 mientras que el costo de producción de etanol en el mismo año para el maíz se estimaba en US\$0.232. En este sentido, se ha diseñado una planta piloto para la conversión de biomasa lignocelulosica a etanol y se ha utilizado residuos de maíz, entre otros, lo cual ha facilitado evaluación de la operación de los equipos integrados y la generación de datos sobre el rendimiento de los procesos.

2.3.2 Proceso propuesto por REITH ET AL. (2002).

En este proceso como se muestra en la figura 14, se utilizó como materia prima residuos de la molienda de trigo, hierba y partes de sauce. En la etapa del pretratamiento utilizaron $\text{Ca}(\text{OH})_2$ mostrando como ventaja que no se produce compuestos inhibitorios, lo que implica que el paso de la desintoxicación no es necesario. Además se presenta la evaporación de la corriente de salida de la

sacarificación de tal manera que la concentración de azúcar en etanol permite una concentración de al menos 8,5% en volumen.

Figura 14. Proceso Propuesto por REITH et al (2002)



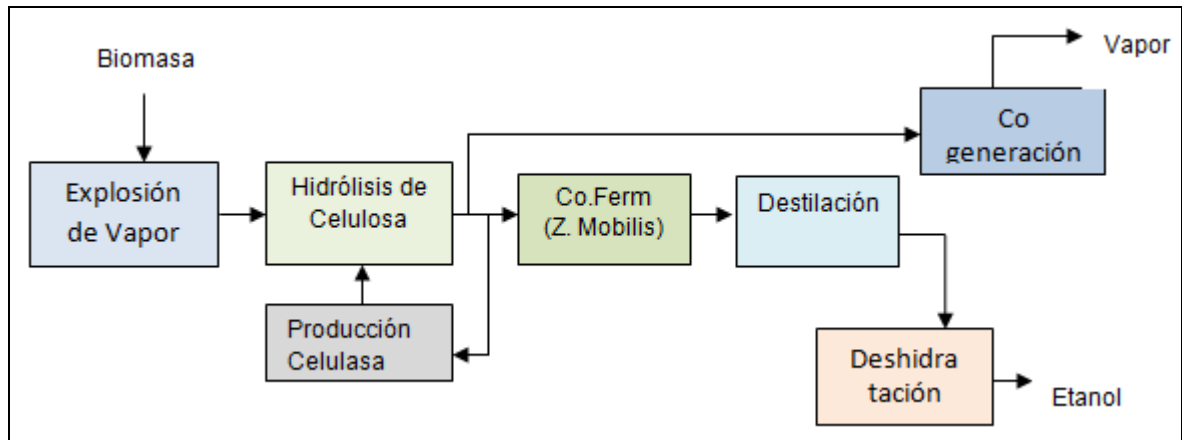
La evaluación de la ruta tecnológica se hizo utilizando Excel y mostró que del 36 al 45% de los costos en la producción de etanol, están referidos hacia las enzimas utilizadas. Con relación a estos resultados se proponen diversas alternativas de solución, como por ejemplo: la estabilidad térmica de celulasas, teniendo en cuenta que el aumento de la temperatura en que las enzimas pueden operar implica un importante aumento de la tasa de hidrólisis de la celulosa; otro ejemplo es el aumento de la actividad específica de la enzima, lo que proporcionaría un ahorro de más de 15,85 centavo de dólar en los costos de producción [67].

2.3.3 Proceso IOGEN

Como se muestra en la figura 15. El proceso desarrollado por Iogen Corporation una industria canadiense, comprende un pretratamiento con la combinación de la explosión de vapor y una solución catalizado por ácido, y el análisis de dos alternativas con respecto a la hidrólisis y fermentación. La primera una combinación SHF, utilizando *Saccharomyces cerevisiae*, en la etapa de fermentación y el segundo con una combinación SSCF, utilizando cepas

recombinantes de *Z. Mobilis*. Como resultado de este análisis los autores demostraron mejores rendimientos para la segunda alternativa, debido a que se aprovecha todos los azúcares disponibles [70].

Figura 15 Proceso IOGEN

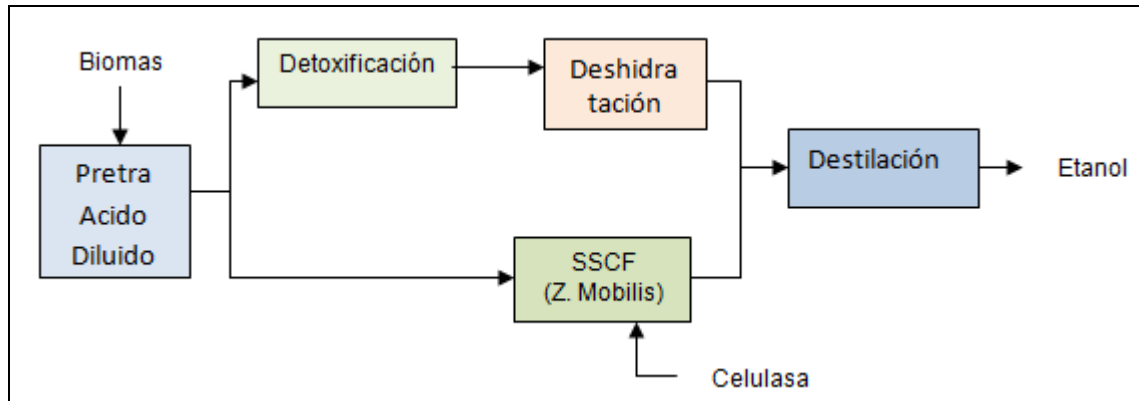


2.3.4 Proceso BCI

En la figura 16 se ilustra el proceso BCI, el cual utiliza una hidrólisis ácida en dos etapas: la primera etapa libera la hemicelulosa y la segunda los azúcares de la celulosa. La fermentación de la xilosa a etanol se lleva a cabo por medio de la bacteria *E. coli* modificada para la fermentación del etanol, donde en etapas previas se emplea una combinación de pretratamiento con explosión de vapor y una hidrólisis con ácido diluido para la liberación de los azúcares [70].

El principal inconveniente del proceso NREL y el BCI son las grandes cantidades de materiales residuales producidos. Por el proceso NREL, la hidrólisis ácida usa 0,1 kg H_2SO_4 /kg de etanol y subsecuentemente 0,04 kg de cal/kg de etanol. Esta cal también se utiliza para la eliminación de inhibidores de la fermentación formados en la hidrólisis ácida. La cantidad total de residuos generados es 0,13 kg/kg etanol.

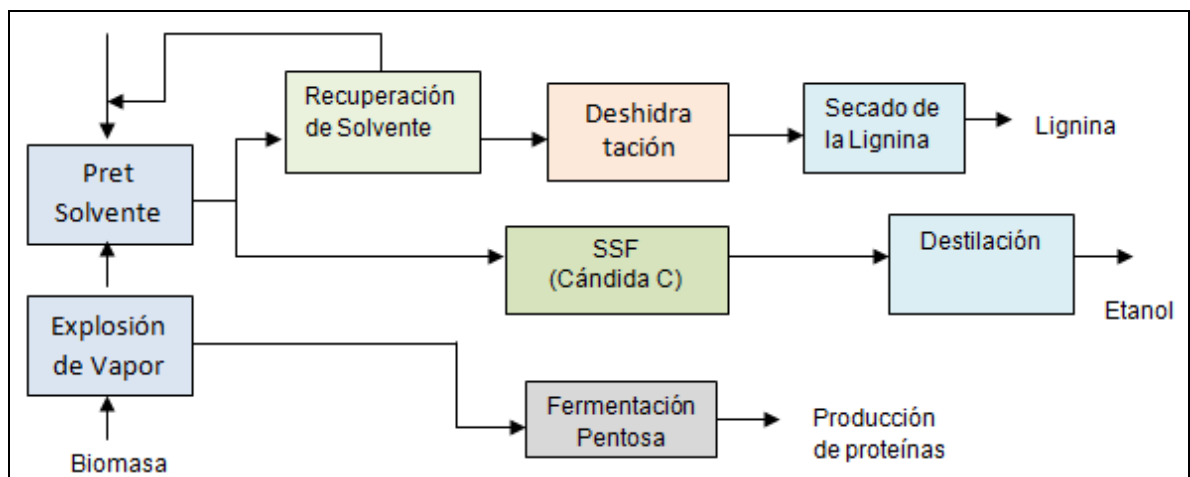
Figura 16 Proceso BCI



En este sentido en el año 2001 se publicó una patente (WO0132715 Proceso de obtención de etanol a partir de biomasa desarrollada por el Waste Energy Integrated Systems LLC). Esta invención integra la hidrólisis ácida diluida y las técnicas de deslignificación alcalina en procesos que refuerzan la eficacia y rendimiento de la biomasa lignocelulósica que procesa y posibilita la producción de plásticos biodegradables a partir de la lignina y otros productos orgánicos útiles.

2.3.5 Proceso DELHI IIT.

Figura 17. Proceso DELHI IIT



Como se muestra en la figura 17, este proceso corresponde a una alternativa propuesta por el Instituto de Tecnología (IIT) en Nueva Delhi (India), el cual consta de dos etapas de pretratamiento: la explosión de vapor para la producción de xilosa seguida por el tratamiento previo que utiliza un disolvente para la deslignificación de la biomasa. Las pentosas liberadas se utilizan para la producción de proteínas, mientras que la celulosa sufre simultánea sacarificación y fermentación.

El proceso ha sido probado en planta piloto que utiliza paja de arroz como materia prima. Sin embargo, el producto obtenido es el etanol hidratado (95%v/v) y los costos de producción (EE.UU.\$0,544/L) son superiores a los reportados en el modelo de proceso de NREL (EE.UU. \$ 0.395), para etanol deshidratado. La consideración de la etapa de separación de adsorción (en lugar de destilación) aumenta el costo del etanol en un 50% [70].

3. SELECCIÓN DE LAS TECNOLOGÍAS APROPIADAS EN CADA ETAPA PARA LA PRODUCCIÓN DE ALCOHOL LIGNOCELULÓSICO

En este trabajo se desarrolló una metodología que permite la selección de tres rutas tecnológicas para la producción de alcohol lignocelulósico con potencial aplicación en la región del Valle del Rio Cauca. La cual se describe a continuación.

3.1 Revisión del estado del arte de las tecnologías existentes para la producción de alcohol lignocelulósico

En esta etapa, como se presentó en el primer capítulo de este documento; se realizó una exploración de las tecnologías existentes para la producción de etanol como combustible. Se destacó que el sistema de producción de etanol que presenta las mejores oportunidades para ser exitoso es aquel que se establece considerando los costos más bajos de la materia prima. Así mismo debe contener etapas de procesamiento que se encuentren completamente integradas, de tal forma que se aprovechen todas las posibilidades basadas en los derivados de la propia producción.

En este sentido Brasil se ha posicionado como el productor y exportador de alcohol carburante con los costos de producción más bajos, debido a su clima tropical, el cual le da la posibilidad de cultivar la caña de azúcar sin la necesidad de regadíos; igualmente debido a la utilización del bagazo de caña para la combustión lo que disminuye notablemente el costo de energía para el proceso industrial y por último, los bajos costos laborales. Estas condiciones, le permiten producir el alcohol a 19 centavos de dólar por litro **[68]**.

Sin embargo, cabe anotar que la producción de biocombustibles utilizando tecnologías de primera generación ha causado un impacto en los precios de los alimentos debido al tipo de materia prima utilizada (sacarosa, mieles obtenidas de caña de azúcar y fructuosa obtenida del maíz). Por esta razón, a nivel mundial se encuentran en etapa de evaluación diversos recursos que puedan utilizarse, para la producción de etanol, dentro de las cuales se consideran como alternativa promisoría, la implementación del alcohol lignocelulósico el cual ha sido objeto de estudio por diversos autores y ha presentado buenos resultados a pequeña escala.

En Colombia, actualmente se utiliza como materia prima para la producción de etanol combustible algunos subproductos de la agroindustria azucarera tales como mieles y jugos. Esto junto con la utilización de la tecnología Praj- Delta le ha permitido posicionarse como el segundo productor del combustible en Latinoamérica. Sin embargo, es necesario desarrollar una estrategia para la reconversión de su economía productiva a fin de dar respuestas a la apertura de nuevos mercados y la integración regional.

Esta nueva alternativa puede ser abordada utilizando como materia prima los residuos de la agroindustria azucarera (Bagazo de Caña de Azúcar) del Valle geográfico del Río Cauca, los cuales se caracterizan por su abundancia, y bajo costo. Sin embargo, las variaciones en la composición de la materia prima y de sus métodos de transformación dan lugar a múltiples variantes en la configuración del esquema tecnológico de obtención de etanol. De lo anterior se infiere la importancia de la síntesis y el diseño de procesos que permitan la reducción de los costos de producción del alcohol, así como la disminución del impacto ambiental que causa su obtención industrial.

3.2 Formulación de calificativos para las tecnologías pertenecientes a las etapas del proceso de producción de etanol lignocelulósico.

Para realizar la ponderación de las tecnologías existentes en cada etapa que compone la producción de alcohol lignocelulósico, en primera instancia se realizó una detallada revisión bibliográfica (Actividad presentada en el segundo Capítulo del presente escrito) considerando trabajos experimentales, análisis técnico-económicos, patentes desarrolladas, entre otros. Seguidamente, se realizó un tamizado de las tecnologías en la etapa de pretratamiento tomando aquellas que se han empleado para el Bagazo de Caña, compuesto seleccionado como materia prima en el presente trabajo.

Considerando como etapas de procesamiento: pretratamiento, hidrólisis, y fermentación, y diversas configuraciones que pueden surgir a partir de una posible integración de procesos (SHF, SSF, SCF). A continuación en la *Tabla 7*, se presentan las tecnologías que fueron objeto de ponderación en cada etapa del proceso

Tabla 7. Tecnologías Seleccionadas para la Ponderación

PRETRATAMIENTO	<i>Hidrólisis Acida (Catalizada por H₂SO₄)</i>
	Explosión de Vapor (Vapor de Agua)
	Proceso Organosolv (Solvente Etanol)
	Hidrólisis Básica (Catalizada por NaOH)
	Proceso AFEX
CONFIGURACIONES (HIDRÓLISIS Y FERMENTACIÓN)	Proceso utilizando Agua Caliente
	SHF (Sacarificación y Fermentación separadas)
	SSF (Fermentación y Sacarificación Simultanea)
	SSCF (Sacarificación y Cofermentación Simultanea)
	CDP (Conversión Microbiana Directa)

La selección de las tecnologías para cada una de las etapas, se realizó con base a criterios técnicos y económicos; los cuales a su vez se analizaron a través de

indicadores establecidos de acuerdo a las necesidades de la zona en donde se va adaptar la tecnología.

La evaluación propuesta estuvo basada en la asignación de pesos a los criterios e indicadores que fueron analizados. Estos pesos se consideraron en un rango de “0” a “1” donde “1” corresponde a la mejor calificación; “0” a la calificación más baja con respecto a las especificaciones establecidas para cada etapa del proceso. Los criterios establecidos para la formulación de calificativos se exponen a continuación.

3.2.1 Criterio económico:

En este criterio se consideraron dos indicadores a evaluar: la Madurez Tecnológica (MT) y el Costo de Equipos e Insumos (CEI).

3.2.1.1 Madurez Tecnológica (MT)

Por medio de este indicador se buscó evaluar la fase de desarrollo en la que se encuentra una determinada tecnología, así: fase Laboratorio **(0)**; fase Piloto laboratorio **(0.33)**; fase piloto industrial **(0.66)**; y escala industrial **(1)**.

- Etapa del Pretratamiento

A continuación en la *tabla 8* se presenta el estado de desarrollo tecnológico en el que se encuentran las tecnologías propuestas para diversas opciones tecnológicas en la etapa de pretratamiento

Tabla 8 . Madurez Tecnológica en la Etapa del Pretratamiento

Tecnologías de Pretratamiento	Madurez Tecnológica	Ponderación
Hidrólisis Acida (Catalizada por H ₂ SO ₄)	Piloto Industrial	0.66
Explosión de Vapor	Piloto Industrial	0.66
Proceso Organosolv	Piloto Industrial	0.66
Álcalis	Piloto Laboratorio	0.33
Proceso AFEX	Piloto Laboratorio	0.33
Proceso Utilizando Agua Caliente	Laboratorio	0

De acuerdo con lo expuesto en la tabla se puede ver que las tecnologías que tienen mayor avance tecnológico son la hidrólisis catalizada por ácido, seguida del proceso organosolv y la explosión de vapor.

- Etapa de Hidrólisis y Fermentación

Tabla 9. Madurez Tecnológica en las Etapas de Hidrolisis y Fermentación

Configuraciones	Madurez Tecnológico	Ponderación
SHF Hidrólisis Acida	Piloto Industrial	0.66
SSF	Piloto Industrial	0.66
SSCF	Piloto Laboratorio	0.33
CDP	Laboratorio	0

Con respecto a las configuraciones propuestas para hidrólisis y fermentación las configuraciones SHF y SSF, se han aplicado con mayor frecuencia, plantas piloto industrial, sin embargo la configuración SSCF muestra grandes ventajas que pueden ser aprovechadas en corto tiempo contando con el apoyo de la ingeniería genética.

3.2.1.2 Costo de Equipos e Insumos (CEI)

El análisis de costo de equipos e insumos que no se consideran materia prima, fue realizado para una base de cálculo de 50 toneladas de bagazo seco, en el año 2008'. Los factores tales como costo base de inversión, la base de escala, el factor de escala y el factor de instalación fueron tomados de los resultados presentados por Hamelinck y sus colaboradores en el libro *Prospects for Ethanol from lignocellulosic Biomass: Techno-economic performance as development progresses*. (Anexo 1)

- Etapa de Pretratamiento:

De acuerdo al costo de equipos e insumos, para las tecnologías del pretratamiento se tomó un rango de 0 a 1 para la ponderación de las tecnologías; donde "1" corresponde a la mejor calificación, "0" a la calificación más baja, y los valores intermedios se analizaron de forma lineal

Tecnologías con un costo mayor a 20 millones de Euros **(0)**

Tecnologías con un costo entre 10 y 20 millones de Euros **(0.5)**

Tecnologías con un costo entre 1 y 10 millones de Euros **(1.0)**

Los resultados se presentan en la *Tabla 10*.

Tabla 10 Costos de Equipos e Insumos para las Tecnologías de Pretratamiento [74]

<i>Tecnologías</i>	<i>Etapa</i>	<i>Costo (Millones de Euros)</i>	<i>Ponderación</i>
Acido Diluido (H ₂ SO ₄)	Pretratamiento	15.368	
	Neutralización	1.066	0.5
	Total	16.435	
Explosión de Vapor	Pretratamiento	15.368	0.5
	Total	15.368	

Organosolv	Pretratamiento	15.368	
	Destilación	4.36	0.5
	Total	19.728	
Agua Caliente	Pretratamiento	15.368	0.5
	Total	15.368	
Álcalis	Pretratamiento	21.200	0
	Total	21.200	
Proceso AFEX	Pretratamiento	22.630	
	Total	22.630	0

- Etapa de Hidrólisis y Fermentación

Para las diferentes configuraciones que se pueden obtener en las etapas de hidrólisis y fermentación, se utilizó la misma metodología de ponderación, planteada para las tecnologías del pretratamiento, y a continuación en la tabla 11 se presenta su respectiva ponderación

Para las tecnologías con un costo no definido **(0)**

Para las tecnologías con un costo mayor a 35 millones de Euros **(0.5)**

Para las tecnologías con un costo entre 20 y 35 millones de Euros **(1.0)**

Tabla 11. Costo de Equipos e Insumos para las Tecnologías de Hidrolisis y Fermentación

Configuraciones	Etapa	Costo	Ponderación
<i>SHF</i> Hidrólisis Acida	Hidrólisis	15	0.5
	Intercambio Iónico	7,8933	
	Neutralización	3,227	
	Fermentación	10,44	
		Total	36,88
<i>SSF</i>	Producción de Celulosa	15,34221	1.0
	Producción del Inoculo	1,396	
	Fermentación C ₅	1,859	
	SSF	8,58	
	Total	27,17721	
<i>SSCF</i>	Producción de celulasa (SSF)	25,342219	0.5

	Producción de inoculo	1,396	
	SSCF	10,44	
	Total	37,178219	
CDP	Producción del Microorganismo	No definido	0
	CDP	No definido	

3.2.2 Criterio técnico

El rendimiento (R) y las condiciones de operación (CO) fueron los dos indicadores verificables elegidos. Los datos objeto de esta ponderación son el resultado de un consenso que se realizó teniendo en cuenta diversos trabajos experimentales que se reportan en la literatura.

3.2.2.1 Condiciones de Operación (CO)

- Etapa del Pretratamiento

La formulación de calificativos de las condiciones de operación, se realizó estableciendo rangos de referencia para las variables de temperatura y presión los cuales se presentan a continuación:

Para condiciones de Presión >10 atm y temperatura >300°C (0)

Para condiciones de Presión >10 atm y temperatura 25<T<300°C (0.5)

Para condiciones de Presión <10 atm y temperatura 25<T<300°C (1.0)

Tabla 12 Condiciones de Operación de las Tecnologías del Pretratamiento

Tecnologías	Condiciones de Operación		Evaluación
Pretratamiento	Presión	Temperatura	Ponderación
Explosión de Vapor	15-45 atm	185-260°C	0.5

Acido Diluido (H ₂ SO ₄)	10-20 atm	160-200°C	0.5
Agua Caliente	20-25atm	170-230°C	0.5
Álcalis	1-6 atm	130-170°C	1.0
Proceso AFEX	15-20 atm	80-110°C	0.5
Organosolv	10-20atm	160-185°C	0.5

- Etapa de Hidrólisis y Fermentación

Las condiciones de operación en las etapas de hidrólisis y fermentación, dependen, por un lado del catalizador utilizado en la hidrólisis y por otra parte del microorganismo empleado en la fermentación. De esta forma se plantea una ponderación, para cada tecnología teniendo en cuenta que los puntajes más bajos se le asignaron a las tecnologías que empleen acido para la hidrólisis y la *Z. Mobilis*, para la fermentación.

Tabla 13 Condiciones de Operación para las Configuraciones de Hidrolisis y Fermentación.

Tecnologías	Condiciones de Operación			Evaluación
Configuraciones	Temperatura	Catalizador para la Hidrólisis	Tipo de Microorganismo	Ponderación
SHF <i>Hidrólisis Acida</i>	T de Hidrólisis 190-200°C	Ácido Sulfúrico	S.Cereviasiae recombinante	0.5
	T de Fermentación 37-42°C			
SSF	40-50°C	Enzima (Celulasas)	S.Cereviasiae recombinante	1.0
SSCF	35-70°C	Enzima (Celulasas)	Z. Mobilis	0.5
CDP	No definida	Enzima (Celulasas)	No definido	0

3.2.2.2 Rendimiento (R)

Este indicador se evaluó teniendo en cuenta los parámetros que más influyen en la eficiencia de las etapas de pretratamiento, hidrólisis y fermentación.

- Etapa del Pretratamiento

El pretratamiento constituye un elemento clave para la reducción de costos del bioetanol; ya que modifica la estructura del material lignocelulósico, reduce la cristalinidad de la celulosa, remueve total o parcialmente la lignina e hidrolizando o removiendo la hemicelulosa. De acuerdo a estas características, el presente estudio tomó dos de estos factores para el análisis, escogencia que se realizó teniendo en cuenta la información disponible en la literatura.

Hidrólisis de la hemicelulosa en un rango de 0-60%, y despolimerización parcial de la celulosa, (0).

Hidrólisis de la hemicelulosa en un rango de 60-80%, y despolimerización parcial de la celulosa, (0.5).

Hidrólisis de la hemicelulosa en un rango de 80-100%, y despolimerización total o parcial de la celulosa (1.0).

La evaluación realizada a las tecnologías de pretratamiento teniendo en cuenta las variables mencionadas para el rendimiento se muestra en la *Tabla 14*.

Tabla 14. Rendimiento de las Tecnologías de Pretratamiento[27]

Tecnologías	Rendimiento		Evaluación
	Hidrólisis Hemicelulosa	Despolimerización Celulosa	Ponderación
Explosión de Vapor	80-100%	Parcial	1.0
Acido Diluido (H ₂ SO ₄)	80-100%	Parcial	1.0
Agua Caliente	80-100%	Parcial	1.0
Álcalis	50-70%	Parcial	0.5
Proceso AFEX	0-60%	Parcial	0
Organosolv	80-100%	Parcial	1.0

- Etapas de hidrólisis y fermentación

Los procesos de hidrólisis y fermentación puede realizarse en una o dos etapas; debido a que cuando se utiliza hidrólisis enzimática se puede aplicar el concepto de integración de procesos lo que permite la combinación de varias etapas en una sola unidad.

El proceso de obtención de etanol a partir de residuos lignocelulósicos involucra como etapa fundamental la producción de azúcares fermentables a partir de celulosa y hemicelulosa y la conversión de los mismo a Etanol. Se debe tener en cuenta que el proceso de hidrólisis produce una variedad de azúcares. Los azúcares C₅ no pueden ser fermentados con levaduras estándar y requiere el uso de microorganismos seleccionados especialmente o modificados genéticamente.

En el presente trabajo se planteó la evaluación del rendimiento para estas etapas considerando la conversión de celulosa a glucosa; Glucosa a etanol y la conversión Xilosa a Etanol. De esta forma se estableció:

Para una conversión de celulosa a glucosa < 70% ; una conversión de glucosa a etanol de 60-80% y una conversión de xilosa a etanol de 60-80% **(0)**

Para una conversión de celulosa a glucosa > 70%, una conversión de glucosa a etanol de 80-95% y conversión de xilosa a etanol de 80- 95% **(0.5)**

Para una conversión de celulosa a glucosa > 70%, una conversión de glucosa a etanol de 95-100% y conversión de xilosa a etanol de 80- 95% **(1.0)**

Tabla 15. Características de la Estrategia de Integración de Procesos [74]

Tecnologías	Condiciones de Operación			Evaluación
Hidrólisis y Fermentación	Conversión de Celulosa a Glucosa	Conversión Glucosa a Etanol	Conversión Xilosa a Etanol	Ponderación
SHF Hidrólisis Acido Diluido	50-60%	70-80%	70-80%	0
SSF	88%	92-96%	80-95%	1.0
SSCF	80%	92%	85%	0.5
CDP	90%	92-95%	92-95%	1.0

3.3 Estrategia de cálculo

Una vez definidos los criterios a evaluar y realizadas las ponderaciones a cada tecnología, se planteó una estrategia de cálculo para seleccionar las tecnologías en cada etapa del proceso y de esta forma se definió una ruta tecnológica de producción de alcohol lignocelulósico, la cual se ajusta a las condiciones del Valle geográfico del Rio Cauca.

- Etapa del Pretratamiento

En la Tabla 16, se presenta para la etapa del Pretratamiento los criterios e indicadores evaluados en cada tecnología con sus respectivos índices de ponderación

Tabla 16. Ponderación de los Criterios Técnicos y Económicos para las Tecnologías del Pretratamiento

Tecnología	Criterio Económico		Criterio Técnico	
Pretratamiento	(MT)	(CEI)	(CO)	(R)
Explosión de Vapor	0,66	0,5	0,5	1,0
Acido Diluido (H ₂ SO ₄)	0,66	0,5	0,5	1,0
Agua Caliente	0	0,5	0,5	1,0
Álcalis	0,33	0	1	0,5
Proceso AFEX	0,33	0	0,5	0,0
Organosolv	0,66	0,5	0,5	1,0

De acuerdo con lo expuesto se planteó como matriz de cálculo la suma entre el criterio técnico y el económico.

$$\mathbf{Matriz\ Resultado\ (MR) = Criterio\ Economico + Criterio\ Tecnico}$$

Sin embargo para el criterio económico se asignan diferentes pesos debido a que se considera relevante el hecho de poder adquirir una tecnología madura, lo que garantiza una mejor eficiencia para el proceso.

$$\mathbf{Criterio\ Economico = (0.6)\ (MT) + (0.4)\ (CEI)}$$

Para el criterio técnico, se asignaron pesos iguales debido a que se considera de igual importancia los indicadores seleccionados.

$$\mathbf{Criterio\ Tecnico = Indicador\ de\ (R) + Indicador\ de\ (CO)}$$

De esta forma se obtiene que:

$$\mathbf{(MR) = (0.6)Indicador\ (MT) + (0.4)Indicador\ (CEI) + Indicador\ (R) + Indicador\ (CO)}$$

Y finalmente se obtuvo que las tecnologías de pretratamiento con mejores resultados fueron; *La Explosión de Vapor y La Hidrólisis Catalizada con Acido Diluido*

Tabla 17. Evaluación de las Tecnologías para el Pretratamiento

<i>Tecnología</i>	<i>Criterio Económico</i>		<i>Criterio Técnico</i>		<i>Resultado</i>
	<i>(MT)</i>	<i>(CEI)</i>	<i>(CO)</i>	<i>(R)</i>	
Pretratamiento					TOTAL
Explosión de Vapor	0,66	0,5	0,5	1	2.096
Acido Diluido (H ₂ SO ₄)	0,66	0,5	0,5	1,0	2.096
Agua Caliente	0	0,5	0,5	1	1,7
Álcalis	0,33	0	1	0,5	1,68
Proceso AFEX	0,33	0	0,5	0	0,698
<i>Organosolv</i>	0,66	0,5	0,5	1,0	2.096

- Hidrólisis y Fermentación

En la *tabla 17*, se presenta para la etapa de hidrólisis y fermentación los criterios e indicadores evaluados en cada tecnología con sus respectivos índices de ponderación.

Tabla 18. Evaluación de las tecnologías existentes para las etapas de hidrólisis y fermentación

Tecnologías	Criterio Económico		Criterio Técnico		Resultado
	(MT)	(CIE)	(CO)	(R)	
SHF <i>Hidrólisis Catalizada con Acido</i>	0.66	0.5	0.5	0	1.096
SSF	0.33	1.0	1.0	0.5	2.098
SSCF	0.33	0.5	0.5	1.0	1.898
CDP	0	0	0	1.0	1

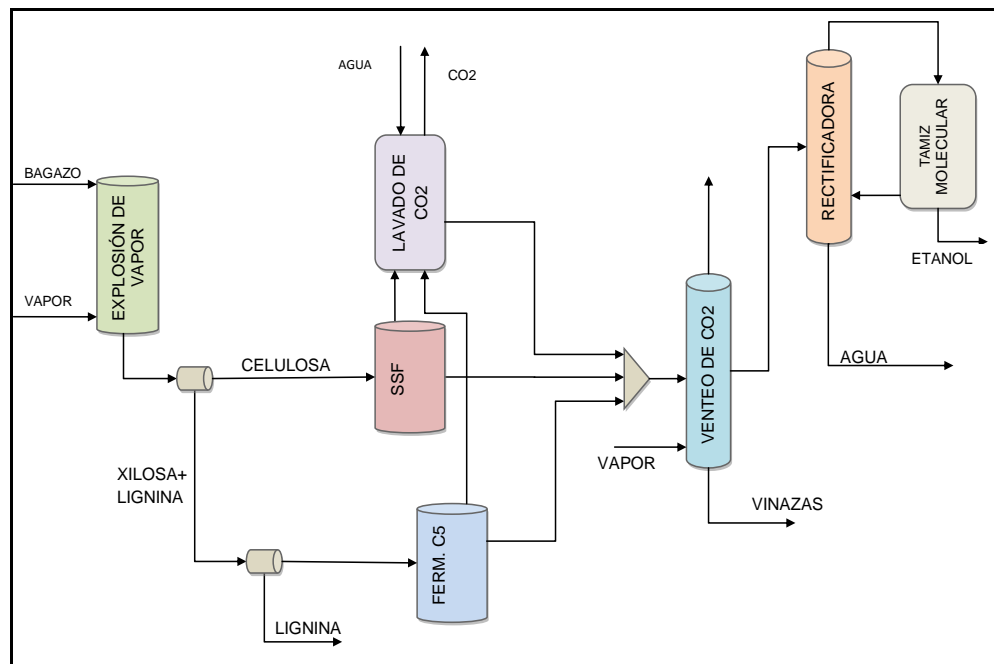
Para la evaluación de estas tecnologías se consideró la misma matriz de cálculo que la empleada en las tecnologías correspondientes a la etapa de pretratamiento y de esta manera se pudo concluir que la **Sacarificación y Fermentación Simultánea**, presenta las mejores condiciones para ser utilizada dentro del proceso de obtención de alcohol lignocelulósico.

3.4 Descripción de las Rutas de las Seleccionadas

Las tecnologías de pretratamiento seleccionadas de acuerdo a los resultados arrojados de la metodología propuesta son: *La Explosión de Vapor y La Hidrólisis catalizada con ácido sulfúrico diluido*. Y para la hidrólisis y fermentación se seleccionó la *Sacarificación y Fermentación Simultánea (SSF)*. De acuerdo a lo anterior, se construyeron y se plantearon tres casos de estudio para su análisis.

3.4.1 Caso I

Figura 18. Configuración Tecnológica Caso de Estudio I

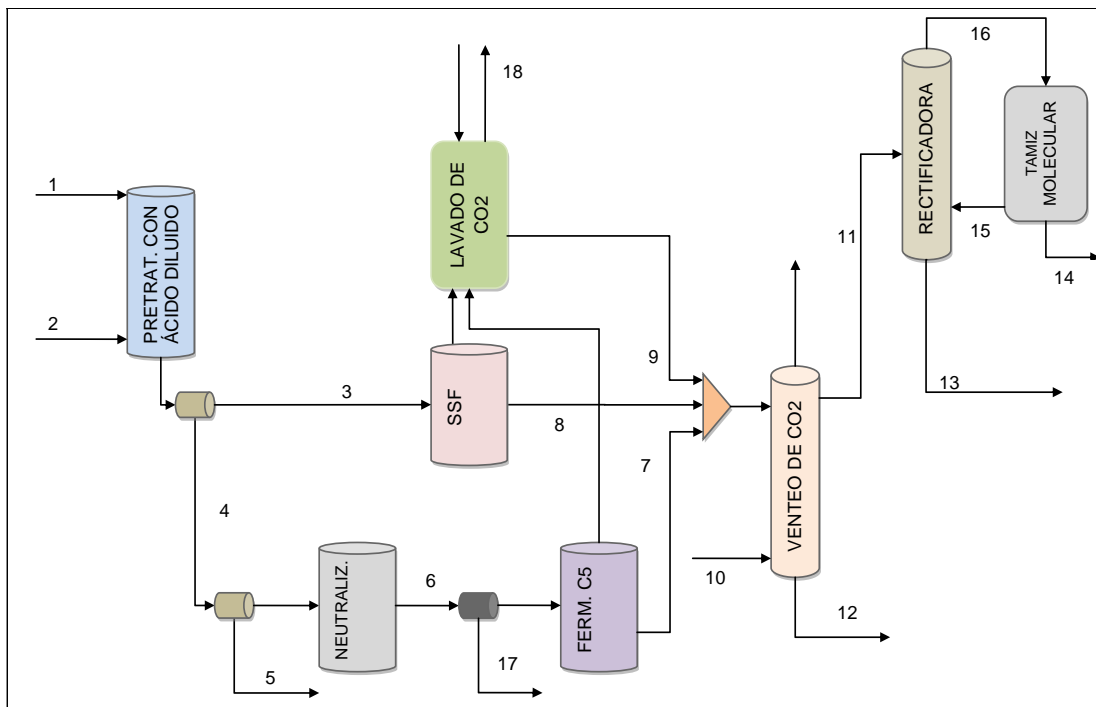


Esta ruta está compuesta por un pretratamiento con explosión de vapor, una Hidrólisis principal y Fermentación para la celulosa utilizando la configuración SSF, una fermentación para los azúcares C₅, destilación simple y una deshidratación utilizando tamices Moleculares. Como se mostró mediante el diagrama de flujo en la figura 18.

3.4.2 Caso II

Esta ruta está compuesta por un pretratamiento con ácido diluido, una hidrólisis principal y fermentación para la celulosa utilizando la configuración SSF, una fermentación para los azúcares C₅, destilación simple y una deshidratación utilizando tamices moleculares). A continuación en la figura 19, se describe el proceso mediante el diagrama de flujo.

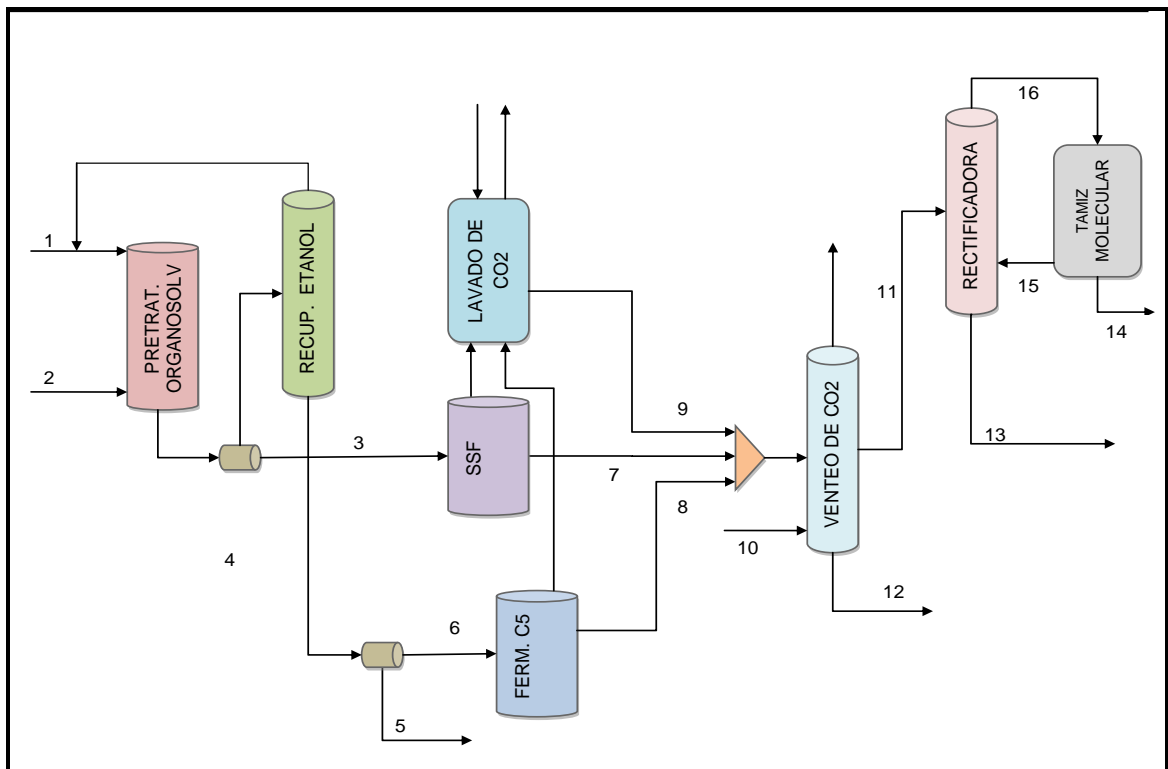
Figura 19. Configuración Tecnológica para Caso de Estudio II



3.4.3 Caso III

Esta ruta está compuesta por un pretratamiento que utiliza como solvente etanol, una hidrólisis principal y fermentación para la celulosa utilizando la configuración SSF, una fermentación para los azúcares C₅, destilación simple y una deshidratación utilizando tamices moleculares). A continuación en la figura 19, se describe el proceso mediante el diagrama de flujo.

Figura20. Configuración Tecnológica para Caso de Estudio III



4. EVALUACIÓN DEL POTENCIAL DE PRODUCCIÓN DE ALCOHOLO LIGNOCELULÓSICO

Para evaluar los casos de estudio seleccionados a partir de la metodología desarrollada se planteó, en primer lugar, la simulación de los procesos para conocer la cantidad de etanol producida así como los rendimientos y las eficiencias energéticas. En segunda instancia se consideró un análisis económico para comparar la rentabilidad de los dos procesos entre sí y realizar comparaciones con otras alternativas tecnológicas planteadas en la literatura.

4.1 SIMULACIÓN DE LAS RUTAS TECNOLÓGICAS SELECCIONADAS

Para este estudio se determinó una capacidad de 50 toneladas de bagazo húmedo por hora escogido de acuerdo a los datos reportados por Cenicaña para un ingenio ubicado en la Región del Valle del Río Cauca, el cual produce un valor promedio de 1200 toneladas de Bagazo por día.

Las simulaciones se realizaron utilizando como herramienta computacional el simulador de procesos Aspen HYSYS 2006.5 (Aspen Technologies, Inc., EUA). Las composiciones y propiedades físicas de la materia prima (Bagazo de Caña), los insumos utilizados y los compuestos obtenidos por el proceso fueron obtenidas de análisis como el de Wooley y Putshe (1996) reportados en la literatura.

El modelo termodinámico NRTL fue empleado para el cálculo de los coeficientes de actividad y para el comportamiento de la fase de vapor se utilizaron las ecuaciones del Virial. Con respecto al cálculo de las áreas de separación se aplicó la columna *Short Cut Distillation*, la cual proporcionó una estimación inicial del número mínimo de etapas teóricas, de la relación de reflujo, la localización de la etapa de alimentación y la distribución de los componentes. El cálculo riguroso de

las condiciones de operación en las columnas de destilación se desarrolló mediante la columna *Distillation Column*, aplicando el método de solución *Modified HYSYM Inside-Out*

4.1.1 Casos de Estudio I

De acuerdo al diagrama propuesto en la simulación (figura 21). El bagazo de caña (Composición másica. *Celulosa: 23%; Hemicelulosa: 11%; Lignina 13.5%; Cenizas: 2.25%;* Minerales 0.25% y *Agua: 50%*) se trato con vapor saturado a alta presión (220°C y 22.9 atm), el cual luego se descomprime súbitamente hasta la presión atmosférica. El rendimiento de la reacción, con respecto a la degradación de hemicelulosa es del 60% y la transformación de la lignina es del 80%, debido a las altas temperaturas. [54]

Para la sacarificación y fermentación de la celulosa, la torta de celulosa obtenida en el primer filtrado se transporta mediante bandas a un tanque de mezclado en donde se le adiciona agua, luego se pasa a un intercambiador de calor en donde se disminuye la temperatura a 32°C. Después de enfriar, se alimenta la suspensión a los tanques de sacarificación y fermentación simultánea (32°C, 101,3 kPa, 72 horas t_{RES}) junto con el complejo biológico (enzimas producidas por *T. reesei*, *S. cerevisiae*, y las fuentes de nitrógeno DAP y CSL). Se mantiene la temperatura de operación mediante un serpentín interior por el que circula agua a 13°C. El flujo de agua adicionada previamente está ajustado para obtener una carga de sólidos del 20% peso en los tanques. [69]

Para fermentar los azúcares C_5 , la solución se alimenta al tanque de fermentación (32°C, 101,3 kPa, 36 horas t_{RES}). Los rendimientos de esta etapa son: sacarificación de celulosa del 90%, fermentación de glucosa del 92% y fermentación de azúcares C_5 del 85%. [70]

El producto gaseoso compuesto por una mezcla de dióxido de carbono y etanol, se envía a una torre empacada de absorción (5 m de empaque) con agua en contracorriente. La corriente de tope contiene un 98% m/m de CO₂. La corriente de fondos se mezcla con las corrientes líquidas de los fermentadores y se envían a la etapa de purificación. La descripción de las composiciones y parámetros de las principales corrientes del proceso se describen en la *Tabla 18*, citada a continuación.

Tabla 19. Descripción de las Principales Corrientes para el Caso I

	1	2	3	4	5	6	7	8
Flujo Másico (kg/h)	50000	50000	81970	69250	17810	51440	76680	50200
Temperatura (°C)	30	219.85	32.66	50	50	32	32	32
Presión (atm)	1	23	1	1.66	1	1	1	1
Etanol	0	0	0	0	0	0	0.069	0.026
Agua	0.5	1	0.799	0.871	0.477	0.938	0.839	0.961
CO₂	0	0	0	0	0	0	0.001	0.001
Glucosa	0	0	0	0	0	0	0.011	0
Xilosa	0	0	0.006	0.043	0.002	0.061	0.006	0.009
Celulosa	0.230	0	0.140	0	0	0	0.014	0
Hemicelulosa	0.110	0	0.025	0	0	0	0.027	0
Lignina	0.135	0	0.012	0.083	0.521	0	0.013	0
Cenizas	0.025	0	0.015	0.001	0.002	0.001	0.016	0.002
	9	10	11	12	13	14	15	16
Flujo Másico (kg/h)	5167	28000	16690	144000	7862	6704	3772	10520
Temperatura (°C)	308	373	365.44	372.91	372.91	323	353.6	388
Presión (atm)	1.01	1.013	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01
Etanol	0.025	0	0.402	0	0.0057	0.996	0.720	0.942
Agua	0.973	1	0.597	0.947	0.9942	0.004	0.280	0.058
CO₂	0.001	0	0	0	0	0	0	0
Glucosa	0	0	0	0.006	0	0	0	0
Xilosa	0	0	0	0.006	0	0	0	0
Celulosa	0	0	0	0.008	0	0	0	0
Hemicelulosa	0	0	0	0.014	0	0	0	0
Lignina	0	0	0	0	0	0	0	0
Cenizas	0	0	0.001	0.009	0	0	0	0

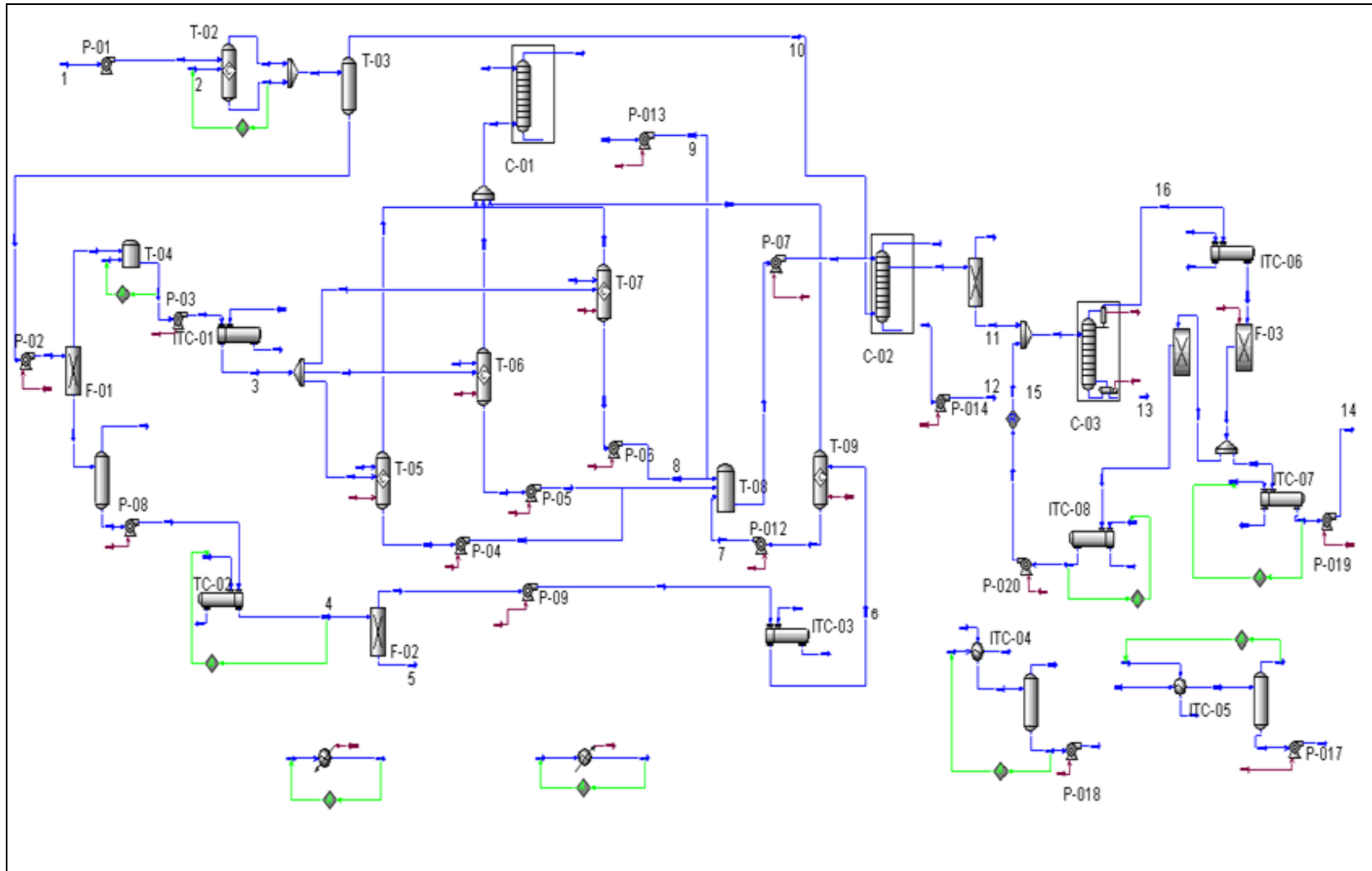
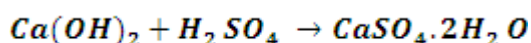


Figura 21. Proceso de Obtención de Etanol con Explosión de Vapor

4.1.2 Caso de Estudio II

Para el caso II. (Figura 21). El Bagazo de Caña (Composición másica. Celulosa: 23%; Hemicelulosa: 11%; Lignina 13.5%; Cenizas: 2.25% y Agua: 50%), fue tratado con Acido Sulfúrico (H_2SO_4), utilizando una concentración 1.5 % en peso, y una temperatura de 160°C. El proceso causa una degradación del 90% de la hemicelulosa y una completa solubilización de la lignina. La solución acuosa compuesta principalmente por xilosa, lignina y H_2SO_4 fue neutralizada con cal según la reacción, logrando la precipitación de la lignina.



Para las etapas de sacarificación, fermentación, destilación y purificación del etanol, se sigue la misma ruta descrita en el caso de estudio I. Obteniéndose un rendimiento del 85% con respecto a la sacarificación y fermentación de la celulosa y un rendimiento del 75% para la fermentación de los azúcares C_5 . En las; *Tabla 19* y *Tabla 19a*, se presentan las composiciones y parámetros de las principales corrientes del proceso

Tabla 20 Descripción de las Principales Corrientes para el Caso II

	1	2	3	4	5	6	7	8	9
F. Másico (kg/h)	50000	15000	24080	46080	5468	38980	37150	72810	5212
Temperatura (°C)	30	30	362.0	90	50	32	32	32	35
Presión (atm)	1	1	1	1	1	1	1	1	1
Etanol	0	0	0	0	0	0	0.049	0.032	0.013
Agua	0.500	0.985	0.35	0.781	0	0.887	0.929	0.955	0.986
CO₂	0	0	0	0	0	0	0.001	0.001	0
Glucosa	0	0	0	0	0	0	0	0.001	0.004
Xilosa	0	0	0.042	0.094	0	0.111	0.017	0.002	0
Celulosa	0.230	0	0.477	0	0	0	0	0.002	0
H₂SO₄	0	0.015	0.001	0.004	0	0	0	0.001	0
Hemicelulosa	0.110	0	0.021	0.006	0	0	0	0.001	0
Lignina	0.135	0	0.053	0.119	0.098	0	0	0.003	0
Cenizas	0.025	0	0.051	0.001	0.002	0.002	0.002	0.002	0

Tabla 19a Descripción de las principales corrientes para el Caso II.

	10	11	12	13	14	15	16	17	18
F. Másico(kg/h)	44840	34620	125300	21630	7371	3316	10630	344.3	6974
Temperatura. (°C)	100	95.2	100	100	50	70.85	78.05	52.85	27.15
Presión (atm)	1	1	1.07	1	1	1	1	1	0.9
Etanol	0	0.252	0	0.002	0.995	0.765	0.938	0	0
Agua	1	0.748	0.992	0.997	0.005	0.235	0.062	0.071	0.017
CO₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0.983
Glucosa	0	0	0.001	0	0	0	0	0	0
Xilosa	0	0	0.002	0	0	0	0	0	0
Celulosa	0	0	0.001	0	0	0	0	0	0
H₂SO₄	0	0	0.001	0	0	0	0	0	0
Hemicelulosa	0	0	0.001	0	0	0	0	0	0
Lignina	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CaSO₄	0	0	0.001	0	0	0	0	0.929	0

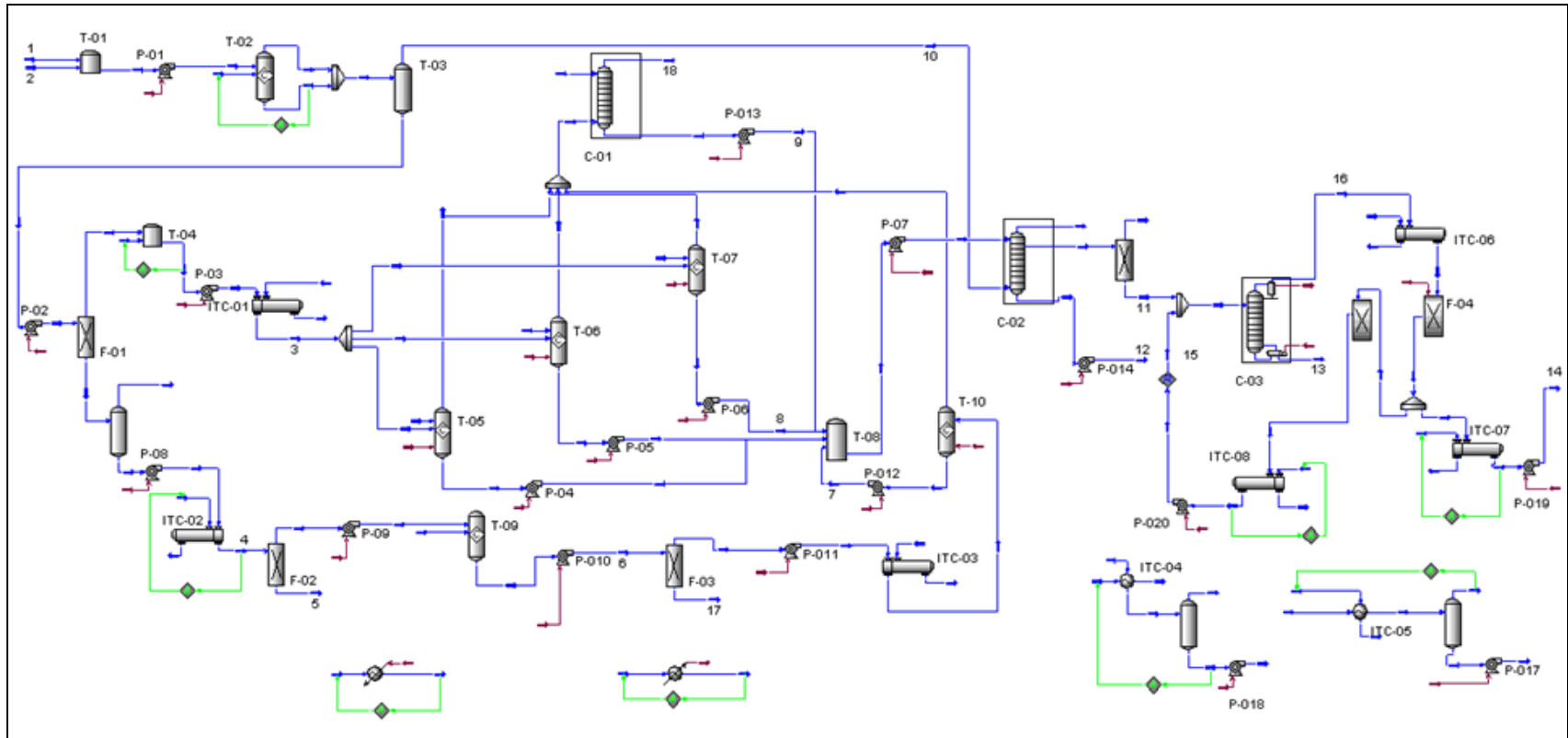


Figura 22. Proceso de Obtención de Etanol con Acido Diluido

4.1.3 CASO III

De acuerdo a la figura (23). El bagazo de caña (Composición másica. *Celulosa: 23%; Hemicelulosa: 11%; Lignina 13.5%; Cenizas: 2.25% y Agua: 50%*) fue tratado previamente con una solución de agua y etanol (etanol: 34% w agua: 66%w Temperatura 184.5°C).

En el pretratamiento (185°C, 2 MPa, T resi: 10 min) se obtiene una conversión de hemicelulosa del 59%, y una disolución de lignina del 100%. Los productos de esta etapa son alimentados a un tanque de descarga (100°C, 101 kPa, 15 min t_{RES}) donde se realiza una separación flash.

La corriente gaseosa contiene etanol, los componentes volátiles del bagazo, gran parte del furfural, hidroximetilfurfural y ácido acético formados en la etapa del pretratamiento. Para recuperar la mayor cantidad de etanol posible, se recupera mediante condensación el etanol de la corriente gaseosa y la corriente de fondo del separador flash es alimentada a una torre de destilación. Las dos corrientes de etanol recuperado se mezclan y se reutilizan en el proceso.

La corriente de fondo de la torre de destilación se alimenta a un filtro de tambor rotatorio en donde se obtienen una torta (40% humedad) que contiene primordialmente celulosa y un filtrado que consiste en una solución acuosa lignina y los azúcares de cinco carbonos. El filtrado se recupera para enfriarlo a 50 °C, temperatura a la cual la lignina se recondensa y se precipita. La lignina es separada mediante un filtro de tambor rotatorio y el filtrado se enfría a 32 °C para alimentarse al tanque de fermentación de pentosas.

Para las etapas de sacarificación, fermentación, destilación y purificación del etanol, se sigue la misma ruta descrita en el caso de estudio I, obteniéndose un

rendimiento del 90% con respecto a la sacarificación y fermentación de la celulosa y un rendimiento del 85%. para la fermentación de los azúcares C5

En la Tabla 18, se presentan las composiciones y parámetros de las principales corrientes del proceso.

Tabla 21. Descripción de las Principales Corrientes para el Caso III

	1	2	3	4	5	6	7	8
F. Másico (kg/h)	50000	87160	27670	38710	5086	33620	81930	32470
Temperatura (°C)	30	78.8	100	100	50	50	32	32
Presión (atm)	1	1	1	1	1	1	1	1
Etanol	0	0.340	0.0004	0.001	0	0.0005	0.031	0.038
Agua	0.500	0.660	0.364	0.796	0	0.988	0.955	0.948
CO ₂	0	0	0	0	0	0	0.0005	0.001
Glucosa	0	0	0	0	0	0	0.0014	0
Xilosa	0	0	0.033	0.072	0	0.011	0.0015	0.013
Celulosa	0.230	0	0.416	0	0	0	0.0002	0
Hemicelulosa	0.110	0	0.082	0	0	0	0.0043	0
Lignina	0.135	0	0.060	0.131	1	0	0.0035	0
Cenizas	0.025	0	0.045	0	0	0	0.0017	0
	9	10	11	12	13	14	15	16
F.Masico (kg/h)	5198	24000	13860	129600	6641	7222	3000	10700
Temperatura (°C)	35.38	100	90	100	100	50	114.8	114.8
Presión (atm)	1.	1	1	1	1	1	1	1
Etanol	0.028	0	0.519	0	0.001	0.997	0.935	0.935
Agua	0.970	1.0	0.480	0.941	0.999	0.003	0.065	0.065
CO ₂	0.001	0	0	0	0	0	0	0
Glucosa	0	0	0	0.007	0	0	0	0
Xilosa	0	0	0	0.010	0	0	0	0
Celulosa	0	0	0	0.001	0	0	0	0
Hemicelulosa	0	0	0	0.017	0	0	0	0
Lignin	0	0	0	0.012	0	0	0	0
Cenizas	0	0	0	0.009	0	0	0	0

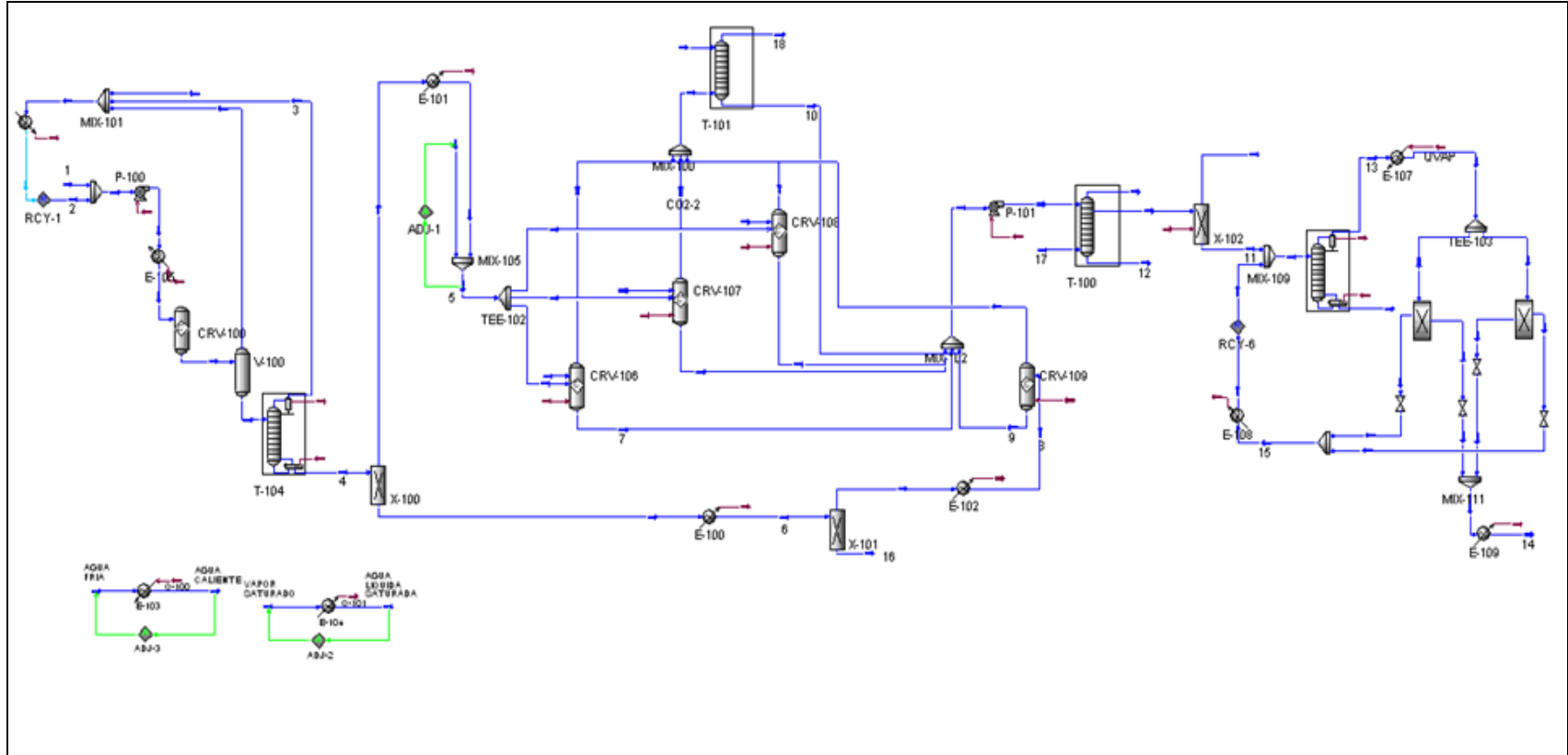


Figura 23 Proceso de Obtención de Etanol con pretratamiento organosolv

Con base a los resultados arrojados por las simulaciones se pudo determinar que la cantidad de etanol producida para el Caso I fue de 193,742 l/día, para el Caso II fue de 207,747 l/ día y para el Caso III fue de 207,514 l/día a partir de 1200 ton /día de bagazo de Caña. De igual forma se pudo determinar las eficiencias energéticas de cada una de las configuraciones establecidas. Caso I 70.2%; Caso II 76.4%; Caso 63.34%. De acuerdo a la relación entre la energía producida valorizable y la energía consumida en el proceso.

Teniendo como valor teórico que por tonelada de bagazo (Composición: Celulosa 200 kg; hemicelulosa 189kg; lignina 100kg; agua 500kg; proteínas 17kg y cenizas 25kg) procesado se obtienen 189 litros de etanol también se pudo determinar el rendimiento del proceso teniendo esta base de cálculo [71]

En la tabla 21, se presenta una comparación de las cantidades producidas, y el rendimiento de cada ruta de acuerdo al establecido de forma teórica (189 litros por tonelada de bagazo)

Tabla 22. Producción de Etanol a partir de los Casos de Estudio

Resultados	Caso I	Caso II	Caso III
Producción Anual (l/año)	70,716,000	75,828,000	75,742,800
Rendimiento de Etanol (l/Ton Bagazo)	166,05	179,59	177.8
Rendimiento del Proceso respecto al Valor Teórico	88%	94.7%	94.07%
Eficiencia Energética	70.2%	76.4%	63.34%

De esta forma, se puede observar que los mejores rendimientos los presentan los casos II y III.

Al comparar los resultados obtenidos con estudios reportados por literatura como el caso de la NREL, quienes logran un rendimiento para el producto del 58% con

relación al rendimiento teórico establecido para el tipo de materia prima utilizada (115.8 galones/ tonelada de biomasa), se puede decir que el rendimiento del producto es mayor para las configuraciones propuestas en este estudio, situación influenciada notablemente por el tipo de materia prima que se utiliza.

4.2 ANÁLISIS ECONÓMICO

El análisis económico se realizó teniendo en cuenta la metodología planteada por M. Peters y K. Timmerhaus [72]. Los parámetros económicos calculados fueron: la inversión total de capital, los costos de producción y la rentabilidad.

Para realizar este análisis se plantearon consideraciones como:

- El tiempo de evaluación es de 10 años. En el año cero se efectúa el primer desembolso que corresponde al 60% de la inversión de capital fijo y en el año 1 se efectúa el segundo desembolso por el valor restante.
- Los precios de insumos y de mercado se mantienen constantes ya que se considera que estos valores pueden fluctuar considerablemente a causa de la inflación debido a la madurez tecnológica de los Casos analizados y al comportamiento del producto en el mercado.
- Se tomó como precio de venta \$1617,26 por litro de etanol, valor reportado para el 1 de Abril del año 2009, con un interés del 12% del costo de capital.

4.2.1 Costos de Producción

El primer factor que debe analizarse para conocer la viabilidad económica de un proyecto es el costo de producción anual y para determinarlo se tienen en cuenta los costos directos, costos indirectos de producción y los gastos generales. En

este estudio, el 4% de la inversión de capital fijo fue designada para los gastos de mantenimiento. Los costos indirectos incluyen la depreciación, impuestos, seguros y gastos generales de la planta. Los gastos generales incluyen los gastos de administración, distribución y venta de los costos, gastos de investigación y desarrollo, y la financiación (*Anexo 2*)

Cabe resaltar que el costo de la enzima, fue determinado de acuerdo a las proyecciones realizadas por la empresa canadiense Navozyme, (0.5 dólares/galón de etanol) la cual ofrece tecnología de punta para la producción de etanol [73]

En la tabla 19. Se presentan los costos de producción anual para cada caso de estudio considerando una capacidad de 438000 toneladas en el año cero.

Tabla 23 Costos de Producción para los Casos de Estudio (Millones de Pesos)

Objeto de Estudio	Costo Directos de Producción	Cargos Fijos	Gastos Generales	Costo Total del Producto
Caso I	36.828,48	10.533,00	8.421,92	85.783,46
Caso II	67.269,78	7.761,77	10.283,00	95.314,55
Caso III	72.425,12	15.326,23	12.123,16	99.874,51

4.2.2 La Inversión Total de Capital

Otro factor determinante de la viabilidad económica es el monto de la inversión inicial. Y hace referencia a la inversión de capital fijo y el capital de trabajo. El cálculo de la inversión total de capital, se realizó mediante el método de factores de costo, recomendado por Peter & Thimmerhaus (con un error de $\pm 20\%$); en el cual los rubros que conforman la inversión se calculan como un porcentaje del costo total del equipo utilizado en la planta (*Anexo 3*).

El capital de trabajo se calcula como el 15% del capital fijo de Inversión. A continuación en la tabla 19 se presenta la inversión de capital para cada uno de los casos de estudio analizados

Tabla 24. Costo de Capital para los Casos de Estudio (Millones de Pesos)

Objeto de Estudio	Costo Capital Fijo	Costo Capital de Trabajo	Costo Total de Capital
Caso I	100.044,48	15.006,67	115.051,15
Caso II	136.244,09	20.436,67	156.680,76
Caso III	144.004,49	21.600,67	143.295,16

Los altos costos de capital, se presentan principalmente en las etapa del pretratamiento, debido a la neutralización y recuperación de algunos insumos, que presentan tecnologías como la catalizada con acido diluido o el pretratamiento Organosolv; donde hay un interés disminuir los componentes inhibitorios y aumentar el rendimiento.

4.2.3 Calculo de la Rentabilidad

Una vez establecidos los parámetros de la evaluación económica se realizó la evaluación financiera para los casos de estudio a partir de indicadores como el VPN, TIR y TRI, y los resultados se relacionan en la tabla 19 los cuales se complementan en el *Anexo 4*.

Tabla 25 Parámetros de la Evaluación Financiera

Parámetros de Evaluación	Caso I	Caso II	Caso III
VPN	29.119,9	-29.507,1	2.413,8
TIR	18%	9.3%	12.6%
TRI	6.69años	9.3 años	7 años

De los resultados obtenidos para los indicadores de rentabilidad puede verse que para todos los casos las TIR son bajas, es decir, inferiores al 20%, lo cual hace que este tipo de proyectos puedan considerarse como de alto riesgo, de ahí que se considera necesaria la generación de las decisiones políticas apropiadas que puedan garantizar las condiciones mínimas de viabilidad de los mismos. De los tres casos de estudio mencionados, el Caso III es el más llamativo considerando una reducción en los costos de inversión. A su vez, el Caso II es el menos favorable pues presenta el valor TIR más baja y el cálculo de su VPN al 12% anual muestra un valor negativo, el cual se debe precisamente a que la TIR es inferior a la tasa con la cual se calculó el VPN.

La naturaleza riesgosa de los proyectos en mención se evidencia en el alto costo de capital que requieren y de donde vale la pena destacar tanto los costos de los sistemas de pretratamiento así como de las enzimas a emplear, los cuales representan el **60%** y 35% de los costos totales de inversión, respectivamente.

5. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

- En la actualidad, con el tipo de tecnología existente para la producción de bioetanol combustible se obtienen 13.5 litros de etanol por tonelada de caña procesada, sin embargo si se utilizara el bagazo producido por la industria azucarera este valor se incrementaría en 180 litros, lo cual mejoraría considerablemente el rendimiento hacia etanol de la caña de azúcar como cultivo energético.
- Los resultados obtenidos con la metodología desarrollada, el análisis económico y el análisis de rendimiento son coherentes entre sí llevando a considerar que el caso de estudio III sería la tecnología recomendada para la producción de etanol lignocelulósico a partir de bagazo, puesto que con este se obtiene un alto rendimiento con menor riesgo de inversión que en el caso de estudio II con el cual se registra el mejor rendimiento.
- Los altos costos de inversión asociados al valor de la enzima y de los equipos asociados a los sistemas de pretratamiento, los cuales representan el 60% y 35% de los costos totales de inversión respectivamente, hacen que este tipo de proyectos puedan considerarse de alto riesgo, debido a que la TIR obtenida del análisis económico es inferior al 20%.

6. RECOMENDACIONES

- Para trabajos posteriores se recomienda incluir una etapa de cogeneración que utilice la lignina obtenida como residuo en la etapa de pretratamiento.
- Análisis de Ciclo de Vida y Exegéticos permitirán desarrollar una metodología más robusta con respecto a la industria de los biocombustibles.
- Se recomienda analizar la producción de etanol lignocelulósico, como planta anexa a las destilerías existentes, con el fin de conseguir ahorros económicos.

Los autores desean agradecer a la Universidad Industrial de Santander; al Instituto Colombiano para el Desarrollo de la Ciencia y Tecnología “Francisco José de Caldas”- COLCIENCIAS; a la Red CYTED “Nuevas Tecnologías para la obtención de Biocombustibles” proyecto 306RT0279 (Código UNESCO: 330303, 332205, 530603, 330399); al Centro de Investigación de la Caña de Azúcar de Colombia (CENICAÑA), y la Asociación de Cultivadores de caña de azúcar de Colombia (ASOCAÑA)

7. BIBLIOGRAFÍA

1. Martinot, E. *Renewables 2007 Global Status Report*. [cited Abril 2008]; Available from: http://www.martinot.info/RE2007_Global_Status_Report.
2. CGEE, c.B.Y., *Produccion de Bioetanol in Bioetanol de Caña de Azúcar: Energía para el Desarrollo sostenible 2008*: Rio de Janeiro. Brasil. p. 69-70.
3. *Conferencia Internacional sobre Biocombustibles*. 2008: Sao Paulo. Brasil
4. *Mapeo Inedito del Sector de Etanol*
www.bioetanoldecana.org/es/download/release.pdf.
5. Goettemoeller, J.A.G., : *Biofuels, Biorefineries, Cellulosic Biomass, Flex-Fuel Vehicles, and Sustainable Farming for Energy Independence*, Praire Oak Publishing, Maryville, Missouri, . (2007).
6. *Bioetanol de Caña de Azucar. Una Energia para el Desarrollo Sostenible*. [cited; Available from: www.bioetanoldecana.org/es/download/resumo_executivo.pdf - Similares.
7. (CEPAL), A.F., *Biocombustibles y Comercio Internacional una Perspectiva Latinoamericana*. Potencial Expansion de la Oferta de Biocombustibles en Latinoameriaca, Santiago de Chile.
8. *Estatísticas. União da Indústria de Cana-de-Açúcar*. [cited Enero 2008; Available from: Disponible en: <http://www.portalunica.com.br>.
9. BNDS, C., *Produccion de Bioetanol in Bioetanol de Caña de Azucar. Una Energia para el Desarrollo Sostenible 2008*. p. 78-82.
10. Roossell, C.E.V.O., J.L *Produção de álcool a partir do bagaço: o processo DHR-Dedini Hidrólise Rápida*. Dedini S/A Indústrias de Base. 2004.
11. *DHR Dedini Hidrólise Rápida*. Dedini Indústrias de Base. [cited; Available from: <http://www.dedini.com.br/pt/pdf/dhr.pdf>.
12. *Cenicaña. Centro de Investigacion de la Caña de Azucar de Colombia*. Quienes Somos [cited; Available from: www.cenicana.org.

13. Asocaña. *El Sector Azucarero en la Actualidad*. [cited; Available from: www.asocana.com.co/publico/info.aspx?
14. J. H. Cock, J.S.T.y.F.V., *Manejo de la Caña en Verde con alta Produccion de Residuos, en Manejo y Aprovechamiento de Residuos de la Cosecha en Verde*. p. 93-94.
15. J. S Torres, C.O.B., D. Astaiza y M. Rosillos, *Manejo de la Caña en Verde con alta Produccion de Residuos*, in *Manejo y Valor Energetico de los Residuos de la Cosecha en Verde*. p. 97-105.
16. J. S Torres, D. Astaiza y M. Rosillos, *Manejo de la Caña en Verde con alta Produccion de Residuos*, in *Manejo y Valor Energetico de los Residuos de la Cosecha en Verde*. p. 97-105.
17. Jr Manuel, *Evaluación del Potencial Biotecnologico del Follaje de Caña de Azucar para la Produccion de Etanol*.
18. *Region Valle del Cauca*. [cited; Available from: www.perafan.com/azucar/imagenes/ea02vall.gif.
19. (ASOCAÑA), A.d.C.d.C.d.A.d.C. *El Sector Azucarero Colombiano Hoy*. 2009 <http://www.asocana.com.co/publico/historia.aspx>
20. PATURAU, M., *EL USO DEL BAGAZO COMO MATERIA PRIMA INDUSTRIAL PARA LA OBTENCIÓN DE DERIVADOS*. , in *Seminario Internacional Sobre Derivados de la Caña de Azúcar*: Cuba. p. 369-411.
21. Ariel, C.C., *Perspectivas de la Produccion de Biocombustibles en Colombia: Contexto Latinoamericano y Mundial*
22. ASOCAÑA, *Informe anual Asocaña 2007-2008*.
23. *Descripción tecnológica de la cadena productora de bioetanol en Colombia a partir de caña de azúcar*. Boletín Informativo de Conocimiento en el Sur Occidente Colombiano(2009)
24. UPME, *Biocombustibles en Colombia 2008*, IV Seminario Latinoamericano y del Caribe de Biocombustibles.
25. Jaramillo, J. *Presente y Futuro de los Biocombustibles en Colombia*. 2007. Palmira. Valle del Cauca.

26. Hernández Santoyo, A., García Hernández, E., & Rodríguez Romero, A., *Celulosomas: Sistemas multienzimáticos*. Journal of the Mexican Chemical Society 43, 1999: p. 137-142.
27. Sánchez, O.J.C., C.A., *Producción biotecnológica de alcohol carburante I: Obtención a partir de diferentes materias primas*. Interciencia 30, 2005: p. 671-678.
28. Sun, Y.Cheng. *Hydrolysis of lignocellulosic materials for ethanol production*. Bioresource Technology 83, 2002: p. 1-11.
29. Sastoque Rivera, L.A., *Hidrolisis Química del Bagazo de Caña*, in *Ingeniería Química*. 2002, Universidad Nacional de Colombia, Bogotá
30. *Potencialidades de los cultivos energéticos y residuos agrícolas en Colombia*. 2002, Ministerio de Minas y Energía.
31. Del Río, J., *Valorización de productos agroforestales para la fabricación de pasta de papel: Caracterización Química y Modificación estructural de sus constituyentes en los procesos de cocción y blanqueo IRNAS-CSIC*. 2007: Sevilla.
32. Papelnet. *Definición de Celulosa*. [cited; Available from: www.papelnet.cl/celulosa/celulosa.htm]
33. Ouajai, S., *Biopolymer composite based on natural and derived hemp cellulose fibres. doctoral thesis (industrial chemistry)*. 2005, RMIT University, School of Applied Science.
34. Percival Zhang, Y.H.e.a., *Toward an Aggregated Understanding of Enzymatic Hydrolysis of Cellulose: Noncomplexed Cellulase Systems*. Biotechnology and Bioengineering 88, 2004.
35. Carrillo Navarrete, F., *Caracterización estructural de fibras de lyocell y su comportamiento frente a procesos de degradación*, in *Enginyeria Química*. 2002, Universitat Politècnica de Catalunya.
36. Miguel, O.D *Efecto de los productos de Degradación originados en la explosión de vapor de Biomasa de Chopo sobre Kluyveromyces marxianus*, (Universidad Complutense de Madrid).
37. Luz, A.C *Aspectos Bioquímicos de la relación entre el escalado TB-TL y la textura de vegetales procesados*. Journal of the Mexican Chemical Society, 1999: p. 55.

38. Segura, F.e.a., *Descripcion y discusion acerca de los metodos de análisis de fibra y del valor nutricional de forrajes y alimentos para animales*. VITAE 14,, 2007: p. 72-81.
39. Lopez, R.R., A & Galvez, *Biodegradacion de la celulosa y la lignina*. . Universidad de Jaén, 2001.
40. Emmanuel., P.C.B., *Diseño de una planta piloto para la producción de etanol a partir el bagazo de caña de azúcar* in *Ingenieria Quimica*. 2004, Universidad Industrial de Santander: Bucaramanga.
41. C. Martinez *Selección de Tecnologías apropiadas para la Producción de Etanol Carburante*. EIDENAR,, 2004.
42. Carlo N Hamelink; Geertje van Hooijdonk, A.P.F., *Ethanol from lignocellulosic biomass: Techno-economic performance in short-, middle and long term*, in *Biomass and Bioenergy*. 2003.
43. Wyman, C.D., B, Elander, R. Hotzapple, M. Ladish, M. Lee, Y., *Coordinated development of leading pretreatment technologies* Bioresource Technology 96,, 2005: p. 1959-1966.
44. Sun, Y.C., J, *Hydrolysis of lignocellulosic materials for ethanol production: a review*. Bioresource Technology 83,, 2002: p. 1-11.
45. Wyman, J., *Twenty years of trials, tribulations and research progress in Biotechnology*. Biochem and Biotechnology, 2001: p. 91-93.
46. Wright, J.D., *Ethanol from biomass by enzymatic hydrolysis*. Chem. Eng. Prog. 84, 1998: p. 62-75.
47. Kaar, W.E., Gutierrez,C.V., & Kinoshita,C.M., *Steam explosion of sugarcane bagasse as a pretreatment for conversion to ethanol*. Biomass and Bioenergy 14, 1998: p. 277-287.
48. LR., L., *Overview and Evaluation of fuel Ethanol from Cellulosic Biomass. Technology, Economics the Environment and Policy*. Energy Environ 21, 1996: p. 403-465.
49. A.,Wyman, *Lignocellulosic biomass to ethanol process design and economics utilizing co-current dilute acid prehydrolysis and enzymatic hydrolysis. Current and futuristic scenarios*. . National Renewable Energy Laboratory Golden, CO, EEUU: p. 123.

50. Schell DJ, F.J., Newman M, McMillan JD, *Dilute-sulfuric acid pretreatment of corn stover in pilot-scale reactor. Investigation of yield, kinetics, and enzymatic digestibilities of solids.* *biochem and Biotechnology* 105: p. 69-85.
51. Hari Krishna S, P.K., Chowdary G, Ayyanna C, *Simultaneous saccharification and fermentation of pretreated sugar cane leaves to ethanol* *Process Biochem* 33: p. 825-830.
52. Schmutzer, M.e.a., *Comparasion of methods to evaluated the potencial of funga growth on decay of spruce wood after short- time treatment.* *International Biodeterioration & Biodegradation* 61, 2008: p. 319-324.
53. Takács, E., Wojnárovits, L. & et al, *Effect of combined gamma-irradiation and alkali treatment on cotton-cellulose.* *Radiation Physics and Chemistry* 57, 2000: p. 399-403.
54. Moiser, N.e.a., *Features of promising technooogies for pretreatment of lignocellulosic biomass.* *Bioresource Technology* 96,, 2005: p. 673-686.
55. Sun, Y.C., J., *Hydrolysis of lignocellulosic materials for ethanol production: a review.* *Bioresource Technology* 83,, 2002: p. 1-11.
56. Silverstein, R.A.C., Y.,& et al *A Comparasion of Chemical pretreatment methods for improving saccharification of cotton stalks.* *Bioresource Technology* 98,, 2007: p. 3000-3011.
57. L.M, B.B., *Hidrolisis Acida del Banano verde*, in *Facultad de Minas.* 2004, Universidad Nacional de Colombia Medellin
58. Cuevas, C.M.E., G.V, *La Hidrólisis acida. Etanol de lignocelulósicos. Tecnología y perspectiva*, ed. P. CYTED. 1994.
59. Lynd LR, E.R.a.W.C., *Likely features and costs of mature biomass ethanol technology.* *Biochem and Biotechnology* 57/58, 1996: p. 741-761.
60. Garavito Robles, D., *Análisis experimental de la actividad de la enzima celulasa en la hidrólisis de residuos celulósicos*, in *Facultad de Ingenierias* 2004, Universidad de las Americas.
61. Delgado Zambrano, L.F., *Degradación química-enzimática de la cascarilla de arroz para la obtención de azúcares fermentables*, in *Facultad de Ingenierias.* 2001, Universidad de las Americas Bogota.
62. Holtzapple, M.T.C., H.s., Humphery. A.E *Determining the inhibition constant in the HCH-1 model of cellulose hydrolysis.* *Biotechnology and Bioengineering.* 28. , 1994: p. 753-757.

63. Bélf-Bakó, K., Koutinas,A., & et al. , *Continuous enzymatic cellulose hydrolysis in a tubular membrane bioreactor*. Enzyme and Microbial Technology 38,, 2006: p. 155-161.
64. Gan, Q., Allen,S.J., & Taylor,G, *Kinetic dynmics in heterogeneous enzymatic hydrolysis of cellulose: an overview, an experimental study and mathematical modelling*. . Process Biochemistry 38, , 2003: p. 1003-1018.
65. DOE, U. *Advanced bioethanol technology 2003* [cited; Available from: www.ott.doe.gov/biofuels/].
66. G, V.H., *Future prospects for ethanol production from ligno-cellulosic biomass*, in *Department of Science Technology and Society*. 2000: Utrecht the Netherlands.
67. Oscar Cardona *Fuel Ethanol Production: Process design trends and integration opportunities*. Review. Bioresource Technology 98,, 2007: p. 2415-2457.
68. Luis, F, *El alcohol carburante en Colombia: potencialidades y limitaciones en el contexto internacional*. APUNTES DEL CENES. II SEMESTRE DE 2005.
69. Cardona, Sanchez, *Trends in biotechnological production of fuel ethanol from different feedstocks*. Bioresource Technology 2008.
70. Cardona; Sanchez *Fuel ethanol production: Process design trends and integration opportunities*. Bioresource Technology 98,, 2007.
71. Filho, R.M. *Study of Pretreatment of Sugarcane Bagasse for Bioethanol Production*. 2007.
72. Peter y Thimerhaus *Plant Design and Economics for Chemicals Engineers*, ed. M.-H.C.E. Series.
73. C *Comparison of Three Commercial Cellulases for Production of Glucose from Acid-Treated Hardwood*. 2008.

8. ANEXOS

ANEXO 1.

ESTIMACIÓN DE COSTOS PARA LAS TECNOLOGÍAS DE PRETRATAMIENTO E HIDRÓLISIS (Carlo N. Hamelinck; *Prospects for Ethanol from lignocellulosic Biomass: Techno-economic performance as development progresses*).

COMPONENTE	Costo base de inversión	Factor de escala	Base escalamiento	Factor de instalación	Tamaño máximo	Capacidad proyecto	Inversión proyecto	Inversión 2009
Pretratamiento								
Mecánico	4,44	0,67	83.3 ton b.s./h	2	83,3 ton b.s.	50 ton bagazo b.h./h	3,965	4,68179912
Molienda	0,37	0,7	50 ton b.h./h	1	83,3 ton b.s.	50 ton bagazo b.h./h	0,370	0,43693203
Ácido diluido	14,1	0,78	83.3 ton b.s./h	2,36	83,3 ton b.s.	50 ton bagazo b.h./h	13,014	15,368567
Explosión de vapor	14,1	0,78	83.3 ton b.s./h	2,36	83,3 ton b.s.	50 ton bagazo b.h./h	13,014	15,368567
Organosolv	14,1	0,78	83.3 ton b.s./h	2,36	83,3 ton b.s.	50 ton bagazo b.h./h	13,014	15,368567
Agua líquida caliente	5,62	0,78	83.3 ton b.s./h	2,36	83,3 ton b.s.	50 ton bagazo b.h./h	5,187	6,12562743
Neutralización	0,77	0,46	83.3 ton b.s./h	2,04	83,3 ton b.s.	50 ton bagazo b.h./h	0,903	1,06632294
Destilación	2,96	0,7	18466 kg etOH/h	2,75	18466 kg etoh/h	17800 kg etoh/h	7,933	9,36848961
Intercambio iónico	2,39	0,33	83.3 ton b.s./h	1,88	83,3 ton b.s.	50 ton bagazo b.h./h	6,684	7,89333532
Hidrólisis y fermentación								
Producción de celulasa (SSF)	1,28	0,8	50 kg celulasa	2,03	50 kg cellulase	242,36 kg/h celulasa	12,992	15,3422186
Producción de inóculo	0,26	0,6	3,53 ton ETOH/h	2,2	3,53 ton ETOH/h	7,3 ton etanol/h	1,183	1,39687112
Fermentación de C5	0,67	0,8	1,04 ton ETOH/h	1,88	1,04 ton ETOH/h	1,3 ton etanol/h	1,575	1,85932291
SSF	0,67	0,8	1,04 ton ETOH/h	1,88	1,04 ton ETOH/h	6,0 ton etanol/h	7,267	8,58149034
SSCF	0,67	0,8	1,04 ton ETOH/h	1,88	1,04 ton ETOH/h	7,3 ton etanol/h	8,841	10,4408132
CBP	0,67	0,8	1,04 ton ETOH/h	1,88	1,04 ton ETOH/h	7,3 ton etanol/h	8,841	10,4408132
Fermentación	0,67	0,8	1,04 ton ETOH/h	1,88	1,04 ton ETOH/h	7,3 ton etanol/h	8,841	10,4408132

6.2 ANEXO 2.

CALCULO DEL COSTO DE PRODUCCIÓN PARA LOS CASOS DE ESTUDIO CONSIDERADOS

Caso de Estudio I

I. COSTOS DIRECTOS DE MANUFACTURA		
a) Costos directos de producción	Pesos	Millones de Pesos
Materias primas y reactivos	PRECIO UNITARIO	TOTAL
Bagazo de caña	32.500kg	\$ 1.625.000.000,00
Enzima		\$ 18.714.335.978,00
Levadura	1,000,000	\$ 1.000.000,00
TOTAL MATERIAS PRIMAS		\$ 20.340.335.978,00
Operarios, Supervisores y administrativos		
Labor	4520/h	\$ 356.356.800,00
Supervisores y administrativos	25% Labor	\$ 89.089.200,00
TOTAL LABOR, SUPERV. Y ADMINIST.		\$ 445.446.000,00
Mantenimiento y reparación		
Labor, materiales y reparaciones	4% Icf	\$ 4.861.098.800,00
TOTAL MANTENIMIENTO Y REP.		\$ 4.861.098.800,00
Insumos para operación		
Lubricantes, reactivos para análisis, etc.	15% Mantenimiento	\$ 486.109.880,00
TOTAL INSUMOS PARA OPERACIÓN		\$ 486.109.880,00
Cargas de laboratorio		
Pruebas de laboratorio	15% Labor	\$ 53.453.520,00
TOTAL CARGOS DE LABORATORIO		\$ 53.453.520,00
Energía y servicios industriales		
TOTAL SERVICIOS INDUSTRIALES		\$ 10.642.036.900,00
TOTAL COSTOS DIRECTOS DE PRODUCTO		\$ 36.828.481.078,00
b) Cargos fijos		
Depreciación		\$ 6.317.036.400,00
Impuestos	1%ICF	\$ 715.274.700,00
Seguros	1%ICF	\$ 715.274.700,00
Otros cargos no operacionales		\$ 2.785.421.000,00
TOTAL CARGOS FIJOS		\$ 10.533.006.800,00
II. GASTOS GENERALES		
Costos administrativos	15% Labor y mantenimiento	\$ 729.164.820,00
Distribución y venta de producto	2% Costo total producto	\$ 1.841.424.053,90
Financiamiento	10% Capital prestado	\$ 5.851.340.000,00
TOTAL GASTOS GENERALES		\$ 8.421.928.873,90
COSTO TOTAL DE PRODUCTO		\$ 85.783.416.751,90

Caso de Estudio II

I. COSTOS DIRECTOS DE MANUFACTURA	PRECIO UNITARIO	Millones de pesos
a) Costos directos de producción	Pesos	TOTAL
Materias primas y reactivos		
Bagazo de caña	\$ 38.90	\$ 1.625,00
Acido sulfúrico	\$ 6.107,00	\$ 11.707,12
CaO	\$ 583,00	\$ 645,73
Enzima	\$ 75.292,00/m3 etanol	\$ 18.714,33
Levadura	Cepa 1	\$ 1,00
TOTAL MATERIAS PRIMAS		\$ 47.639,58
Operarios, Supervisores y administrativos		
Labor	\$4.520,00/h	\$ 356,35
Supervisores y administrativos	25% Labor	\$ 89,09
TOTAL LABOR, SUPERV. Y ADMINIST.		\$ 445,44
Mantenimiento y reparación		
Labor, materiales y reparaciones	4% lcf	\$ 5.449,78
TOTAL MANTENIMIENTO Y REP.		\$ 5.449,78
Insumos para operación		
Lubricantes, reactivos para análisis, etc.	15% Mantenimiento	\$ 817,47
TOTAL INSUMOS PARA OPERACIÓN		\$ 817,47
Cargas de laboratorio		
Pruebas de laboratorio	20% Labor	\$ 66,82
TOTAL CARGOS DE LABORATORIO		\$ 66,82
Energía y servicios industriales		
TOTAL SERVICIOS INDUSTRIALES		\$ 12.850,70
TOTAL COSTOS DIRECTOS DE PRODUCTO		\$ 67.269,78
b) Cargos fijos		
Depreciación		\$ 6.419,15
Impuestos	1% lcf	\$ 532,19
Seguros	1% lcf	\$ 532,19
Otros cargos no operacionales		\$ 278,25
TOTAL CARGOS FIJOS		\$ 7.761,77
II. GASTOS GENERALES		
Costos administrativos	15% Labor y mantenimiento	\$ 817,47
Distribución y venta de producto	2% Costo total producto	\$ 1.345,40
Financiamiento	5%Capital prestado	\$ 8.120,14
TOTAL GASTOS GENERALES		\$ 10.283,00
COSTO TOTAL DE PRODUCTO		\$ 95.314,55

CASO de Estudio III

I. COSTOS DIRECTOS DE MANUFACTURA		Millones de pesos
a) Costos directos de producción		
Materias primas y reactivos		
	PRECIO UNITARIO	TOTAL
	precio por kg	
Bagazo de caña	\$ 38,90	\$ 16.571,40
Etanol	\$ 6.107,00	\$ 11.707,12
Enzima	\$ 75.292,00/m3 etanol	\$ 18.714,33
Levadura	Cepa 1	\$ 1,00
TOTAL MATERIAS PRIMAS		\$ 47.639,58
Operarios, Supervisores y administrativos		
Labor	\$4.520,00/h	\$ 356,35
Supervisores y administrativos	25% Labor	\$ 89,09
TOTAL LABOR, SUPERV. Y ADMINIST.		\$ 445,44
Mantenimiento y reparación		
Labor, materiales y reparaciones	4% lcf	\$ 6.624,21
TOTAL MANTENIMIENTO Y REP.		\$ 6.624,21
Insumos para operación		
Lubricantes, reactivos para análisis, etc.	15% Mantenimiento	\$ 993,63
TOTAL INSUMOS PARA OPERACIÓN		\$ 993,63
Cargas de laboratorio		
Pruebas de laboratorio	20% Labor	\$ 66,82
TOTAL CARGOS DE LABORATORIO		\$ 66,82
Energía y servicios industriales		
TOTAL SERVICIOS INDUSTRIALES		\$ 12.850,70
TOTAL COSTOS DIRECTOS DE PRODUCTO		\$ 68.620,37
b) Cargos fijos		
Depreciación		\$ 6.419,15
Impuestos	1% lcf	\$ 532,19
Seguros	1% lcf	\$ 532,19
Otros cargos no operacionales		\$ 278,25
TOTAL CARGOS FIJOS		\$ 7.761,77
II. GASTOS GENERALES		
Costos administrativos	15% Labor y mantenimiento	\$ 993,63
Distribución y venta de producto	2% Costo total producto	\$ 1.372,41
Financiamiento	5%Capital prestado	\$ 8.120,14
TOTAL GASTOS GENERALES		\$ 10.486,18
COSTO TOTAL DE PRODUCTO		\$ 105.868,32

7.3 ANEXO 3.

DISEÑO DE EQUIPOS Y ESTIMACIÓN DE COSTOS

REF	NOMBRE	TIPO	DETALLES	MATERIAL
P-01	Bomba de tanque de mezclado	Reciprocante	Acción directa- doble acción 15,8 hp	SS 304
P-02	Bomba de tanque de separación flash	Reciprocante	Acción directa-doble acción-1 hp	SS 304
P-03	Bomba de T-03	Reciprocante	Acción directa-doble acción-3 hp	SS 304
P-04	Bomba de reactor SSF	Centrífuga	0,11 hp- 0,0066 m3/s	SS 304
P-05	Bomba de reactor SSF	Centrífuga	0,11 hp- 0,0066 m3/s	SS 304
P-06	Bomba de reactor SSF	Centrífuga	0,11 hp- 0,0066 m3/s	SS 304
P-07	Bomba de T-08	Centrífuga	1,2 hp- 0,031 m3/s	SS 304
P-08	Bomba de F-01	Centrífuga	2,5 hp- 0,11 m3/s	SS 304
P-09	Bomba de F-02	Centrífuga	1,25 hp- 0,01 m3/s	SS 304
P-010	Bomba de reactor de neutralización	Centrífuga	0,2 hp- 0,106 m3/2	SS 304
P-011	Bomba de F-03	Centrífuga	1,3 hp- 0,105 m3/s	SS 304
P-0-12	Bomba del fermentador de C5	Centrífuga	0,2 hp- 0,106 m3/2	SS 304
P-013	Bomba de torre de lavado	Centrífuga	0,03 hp- 0,0015 m3/s	SS 304
P-014	Bomba de vinazas	Centrífuga	0,6 hp- 0,035 m3/s	SS 304
P-017	Bomba condensador de torre rectificadora	Centrífuga	0,3 hp- 0,012 m3/s	SS 304
P-018	Bomba fondos de torre rectificadora	Centrífuga	0,04 hp- 0,0016 m3/s	SS 304
P-019	Bomba de producto	Centrífuga	0,15 hp- 0,0026 m3/s	SS 304
P-020	Bomba Lazo de regeneración	Centrífuga	0,006 hp- 0,001 m3/s	SS 304
C-01	Torre de lavado de CO2	Absorbedor	2 m D X 5 m H- Empaque Jaeger Tripack-10 etapas	SS 304
C-02	Torre de venteo de CO2	Absorbedor	1,5 m D- 12 etapas	SS 304
C-04	Torre rectificadora	Destilación	3 m D- 48 etapas- Platos Nutter V-grid 60% ef.	SS 304
	Banda transportadora de bagazo	Banda	Depresión a 45°-0,35 X 60 m- 2 hp	Caucho
	Banda transportadora de celulosa	Banda	Depresión a 45°-0,35 X 18,3 m- 0,7 hp	Caucho

F-01	Filtro de separación de celulosa	Tambor rotatorio	A=97 m ² - t ciclo=100 s- 0,011 m ³ /s	SS 304
F-02	Separador de lignina	Tambor rotatorio	A= 68 m ² , t ciclo= 100 s	SS 304
REF	NOMBRE	TIPO	DETALLES	MATERIAL
F-03	Separador de yeso	Tambor rotatorio	A= 12 m ² , t ciclo= 140 s	SS 304
ITC-1	Enfriador de celulosa	Tubo y carcaza	3-6- 200 m ² - E	SS 316
	Enfriador de reactor SSF	Serpentín	0,0762 m D, 28,52 m ² , tubo cédula 40	SS 304
	Enfriador de reactor SSF	Serpentín	0,0762 m D, 28,52 m ² , tubo cédula 40	SS 304
	Enfriador de reactor SSF	Serpentín	0,0762 m D, 28,52 m ² , tubo cédula 40	SS 304
ITC-2	Enfriador del filtrado de F-01	Tubo y carcaza	2-4- 120 m ² - E	SS 304
ITC-3	Enfriador del filtrado de F-03	Tubo y carcaza	1-2- 60 m ² E	SS 304
ITC-06	Condensador torre rectificadora	Tubo y carcaza	1-2- 76 m ² E	SS 304
ITC-07	Rehervidor torre rectificadora	Tubo y carcaza	1-2- 77 m ² - E	SS 304
ITC-08	Supercalentador	Tubo y carcaza	1-2- 60,6 m ² - E	SS 304
ITC-09	Enfriador producto	Tubo y carcaza	1-2- 60 m ² - E	SS 304
ITC-10	Enfriador corriente de regeneración	Tubo y carcaza	1-2- 60 m ² - E	SS 304
F-04	Tamiz molecular	Adsorbedor	Dos columnas gemelas, más implementos Delta T	SS 304
T-01	Tanque mezclado bagazo-ácido	Vertical	2,19 m D X 3,179 m H, 11,214 m ³ (Incluido agitador)	SS 304
T-02	Tanque de pretratamiento	Vertical	11,63 m D X 17,44 m H, 1853 m ³ (Incluido agitador)	SS 304
T-03	Tanque de separación flash	Vertical	11,63 m D X 17,44 m H, 1853 m ³ (Incluido agitador)	SS 304
T-04	Tanque mezclado celulosa	Vertical	1,84 m D X 2,76 m H, 7,3 m ³ (Incluido agitador)	SS 304
T-05	Reactores SSF	Vertical	12,11 m D X 18,16 m H, 2090 m ³ (Incluido agitador)	SS 304
T-06	Reactores SSF	Vertical	12,11 m D X 18,16 m H, 2090 m ³ (Incluido agitador)	SS 304
T-07	Reactores SSF	Vertical	12,11 m D X 18,16 m H, 2090 m ³ (Incluido agitador)	SS 304
T-08	Mezclador productos de SSF	Vertical	2,69 m D X 4 m H, 23 m ³ (Incluido agitador)	SS 304
T-09	Reactor de neutralización	Vertical	5,4 m D X 8 m H- 182 m ³ (Incluido agitador)	SS 304
T-10	Fermentador de C5	Vertical	11,50 m D X 17,25 m H- 1702 m ³ (Incluido agitador)	SS 304

REF	NOMBRE	AÑO BASE	VALOR BASE (US\$)	RAZÓN ESCALAM.	EXPONENT. ESCALAM.	VALOR ESCALADO AÑO BASE (US\$)	VALOR ESCALADO ACTUAL (US\$)	
P-01	Bomba de tanque de mezclado	1991	\$ 38.000,00	1,00	0,60	\$ 38.000,00	\$ 69.587,26	
P-02	Bomba de tanque de separación flash	1991	\$ 48.000,00	1,00	0,60	\$ 48.000,00	\$ 87.899,69	
P-03	Bomba de T-03	1991	\$ 48.000,00	1,00	0,60	\$ 48.000,00	\$ 87.899,69	
P-04	Bomba de reactor SSF	2000	\$ 34.600,00	0,23	0,80	\$ 10.677,22	\$ 15.236,54	
P-05	Bomba de reactor SSF	2000	\$ 34.600,00	0,23	0,80	\$ 10.677,22	\$ 15.236,54	
P-06	Bomba de reactor SSF	2000	\$ 34.600,00	0,23	0,80	\$ 10.677,22	\$ 15.236,54	
P-07	Bomba de T-08	2000	\$ 34.600,00	0,30	0,80	\$ 13.206,06	\$ 18.845,21	
P-08	Bomba de F-01	2000	\$ 34.600,00	0,12	0,80	\$ 6.144,82	\$ 8.768,74	
P-09	Bomba de F-02	2000	\$ 34.600,00	0,12	0,80	\$ 6.144,82	\$ 8.768,74	
P-010	Bomba de reactor de neutralización	2000	\$ 34.600,00	0,12	0,80	\$ 6.144,82	\$ 8.768,74	
P-011	Bomba de F-03	2000	\$ 34.600,00	0,12	0,80	\$ 6.144,82	\$ 8.768,74	
P-0-12	Bomba del fermentador de C5	2000	\$ 34.600,00	0,12	0,80	\$ 6.144,82	\$ 8.768,74	
P-013	Bomba de torre de lavado	2000	\$ 34.600,00	0,01	0,80	\$ 1.174,47	\$ 1.675,99	
P-014	Bomba de vinazas	2000	\$ 34.600,00	0,34	0,80	\$ 14.596,85	\$ 20.829,90	
P-017	Bomba condensador de torre rectificadora	2000	\$ 34.600,00	0,12	0,80	\$ 6.144,82	\$ 8.768,74	
P-018	Bomba fondos de torre rectificadora	2000	\$ 34.600,00	0,02	0,80	\$ 1.234,07	\$ 1.761,04	
P-019	Bomba de producto	Asumido por el costo del tamiz molecular						
P-020	Bomba Lazo de regeneración	Asumido por el costo del tamiz molecular						
C-01	Torre de lavado de CO2	2000	\$ 126.355,00	0,20	0,78	\$ 35.768,78	\$ 51.042,51	
C-02	Torre de venteo de CO2	2000	\$ 526.380,00	0,35	0,68	\$ 257.789,75	\$ 367.869,29	
C-04	Torre rectificadora	2000	\$ 633.530,00	0,23	0,68	\$ 231.203,73	\$ 329.930,69	
	Banda transportadora de bagazo	1991	\$ 12.500,00	1,00	0,60	\$ 12.500,00	\$ 22.890,54	
	Banda transportadora de celulosa	1991	\$ 12.500,00	0,25	0,60	\$ 5.440,94	\$ 9.963,69	
F-01	Filtro de separación de celulosa	1991	\$ 95.000,00	1,00	0,60	\$ 95.000,00	\$ 173.968,14	
F-02	Separador de lignina	1991	\$ 95.000,00	0,70	0,60	\$ 76.697,72	\$ 140.452,20	
F-03	Separador de yeso	1991	\$ 95.000,00	0,26	0,60	\$ 42.335,78	\$ 77.527,13	

ITC-1	Enfriador de celulosa	2000	\$ 624.111,00	0,01	0,60	\$ 39.378,74	\$ 56.193,97
	Enfriador de reactor SSF	2000	\$ 18.800,00	1,00	0,60	\$ 18.800,00	\$ 26.827,84
	Enfriador de reactor SSF	2000	\$ 18.800,00	1,00	0,60	\$ 18.800,00	\$ 26.827,84
	Enfriador de reactor SSF	2000	\$ 18.800,00	1,00	0,60	\$ 18.800,00	\$ 26.827,84
ITC-02	Enfriador del filtrado de F-01	2000	\$ 624.111,00	0,06	0,60	\$ 112.945,51	\$ 161.174,70
ITC-03	Enfriador del filtrado de F-03	2000	\$ 624.111,00	0,03	0,60	\$ 74.562,57	\$ 106.401,74
ITC-04	Condensador torre rectificadora	2000	\$ 624.111,00	0,04	0,60	\$ 85.941,60	\$ 122.639,77
ITC-05	Rehervidor torre rectificadora	2000	\$ 624.111,00	0,04	0,60	\$ 86.613,90	\$ 123.599,15
ITC-06	Supercalentador	Asumido por el costo del tamiz molecular					
ITC-07	Enfriador producto	Asumido por el costo del tamiz molecular					
ITC-08	Enfriador corriente de regeneración	Asumido por el costo del tamiz molecular					
F-04	Tamiz molecular	2000	\$ 3.112.319,00	0,31	0,70	\$ 1.379.841,28	\$ 1.969.051,23
T-01	Tanque mezclado bagazo-ácido	1991	\$ 30.000,00	1,00	0,60	\$ 30.000,00	\$ 54.937,31
T-02	Tanque de pretratamiento	1991	\$ 30.000,00	8,66	0,60	\$ 109.545,84	\$ 200.605,11
T-03	Tanque de separación flash	1991	\$ 30.000,00	8,66	0,60	\$ 109.554,95	\$ 200.621,79
T-04	Tanque mezclado celulosa	1991	\$ 29.000,00	1,00	0,60	\$ 29.000,00	\$ 53.106,06
T-05	Reactores SSF	1991	\$ 30.000,00	9,78	0,60	\$ 117.848,64	\$ 215.809,56
T-06	Reactores SSF	1991	\$ 30.000,00	9,78	0,60	\$ 117.848,64	\$ 215.809,56
T-07	Reactores SSF	1991	\$ 30.000,00	9,78	0,60	\$ 117.848,64	\$ 215.809,56
T-08	Mezclador productos de SSF	1991	\$ 30.000,00	0,11	0,60	\$ 7.865,45	\$ 14.403,56
T-09	Reactor de neutralización	1991	\$ 30.000,00	0,85	0,60	\$ 27.212,76	\$ 49.833,19
T-10	Fermentador de C5	1991	\$ 30.000,00	7,95	0,60	\$ 104.098,96	\$ 190.630,55
		TOTAL EQUIPO COMPRADO CASO DE ESTUDIO I					\$15.027.284,36
		TEC. CASO DE ESTUDIO II					\$17.556.282,46
		TEC. CASO DE ESTUDIO III					\$ 18.560.014,26

ANEXO 4.CALCULO DE RENTABILIDAD

Caso I

ECONOMIC ASSUMPTIONS												
Cost of equity											0,33	
Cost of debt											Lineal	
Cost of capital	0,12										10	years
CASH FLOW ANALYSIS												
All figures in SMM unless indicated												
Project year	Cap Ex	Revenue	CCOP	Gr. Profit	Depron	Taxabl Inc	Tax Paid	Cash Flow	PV of CF	NPV		
1	60028,7	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	-60028,7	-53595,3	-53595,3		
2	40017,8	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	-40017,8	-31901,9	-85497,2		
3	0,0	120405,3	85783,4	34621,9	6669,6	27952,2	0,0	34621,9	24643,2	-60854,0		
4	0,0	120405,3	85783,4	34621,9	6669,6	27952,2	9224,2	25397,6	16140,6	-44713,4		
5	0,0	120405,3	85783,4	34621,9	6669,6	27952,2	9224,2	25397,6	14411,3	-30302,1		
6	0,0	120405,3	85783,4	34621,9	6669,6	27952,2	9224,2	25397,6	12867,2	-17434,9		
7	0,0	120405,3	85783,4	34621,9	6669,6	27952,2	9224,2	25397,6	11488,6	-5946,3		
8	0,0	120405,3	85783,4	34621,9	6669,6	27952,2	9224,2	25397,6	10257,7	4311,4		
9	0,0	120405,3	85783,4	34621,9	6669,6	27952,2	9224,2	25397,6	9158,6	13470,0		
10	0,0	120405,3	85783,4	34621,9	6669,6	27952,2	9224,2	25397,6	8177,4	21647,4		
11	0,0	120405,3	85783,4	34621,9	6669,6	27952,2	9224,2	25397,6	7301,2	28948,6		
12	0,0	120405,3	85783,4	34621,9	6669,6	27952,2	9224,2	25397,6	6518,9	35467,5		
13	0,0	120405,3	85783,4	34621,9	6669,6	27952,2	9224,2	25397,6	5820,5	41288,0		
14	0,0	120405,3	85783,4	34621,9	6669,6	27952,2	9224,2	25397,6	5196,9	46484,9		
15	0,0	120405,3	85783,4	34621,9	6669,6	27952,2	9224,2	25397,6	4640,1	51124,9		
16	0,0	120405,3	85783,4	34621,9	6669,6	27952,2	9224,2	25397,6	4142,9	55267,8		
17	0,0	120405,3	85783,4	34621,9	6669,6	27952,2	9224,2	25397,6	3699,0	58966,8		
18	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	9224,2	-9224,2	-1199,5	57767,3		
19	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	57767,3		
20	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0		
ECONOMIC ANALYSIS												
Average cash flow	20373,1	SMM/yr		NPV	10 years	21647,4	SMM	IRR	10 years	18,1%		
Simple pay-back period	5,64721278	yrs			15 years	51124,9	SMM		15 years	22,2%		
Return on investment (10 yrs)	19,44%				20 years	57767,3	SMM		20 years	22,7%		
Return on investment (15 yrs)	21,06%			NPV to yr	1	-53595,3	SMM					
NOTES												

CASO II

ECONOMIC ASSUMPTIONS

Cost of equity		Debt ratio		Tax rate	0,33
Cost of debt				Depreciation method	Lineal
Cost of capital	0,12			Depreciation period	10 years

CASH FLOW ANALYSIS

All figures in \$MM unless indicated										
Project year	Cap Ex	Revenue	CCOP	Gr. Profit	Depron	Taxabl Inc	Tax Paid	Cash Flow	PV of CF	NPV
1	81746,7	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	-81746,7	-72988,1	-72988,1
2	54497,8	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	-54497,8	-43445,3	-116433,4
3	0,0	120405,3	95314,8	25090,7	13624,4	11486,3	0,0	25090,7	17859,1	-98574,4
4	0,0	120405,3	95314,8	25090,7	13624,4	11486,3	4013,2	21077,5	13395,1	-85179,2
5	0,0	120405,3	95314,8	25090,7	13624,4	11486,3	3783,9	21306,9	12090,1	-73089,1
6	0,0	120405,3	95314,8	25090,7	13624,4	11486,3	3783,9	21306,9	10794,7	-62294,4
7	0,0	120405,3	95314,8	25090,7	13624,4	11486,3	3783,9	21306,9	9638,1	-52858,3
8	0,0	120405,3	95314,8	25090,7	13624,4	11486,3	3783,9	21306,9	8605,5	-44050,8
9	0,0	120405,3	95314,8	25090,7	13624,4	11486,3	3783,9	21306,9	7683,5	-36367,3
10	0,0	120405,3	95314,8	25090,7	13624,4	11486,3	3783,9	21306,9	6860,2	-29507,1
11	0,0	120405,3	95314,8	25090,7	13624,4	11486,3	3783,9	21306,9	6125,2	-23381,9
12	-20438,7	120405,3	95314,8	25090,7	13624,4	11486,3	3783,9	41743,5	10714,5	-12667,4
13	0,0	120405,3	95314,8	25090,7	7965,8	17124,9	3783,9	21306,9	4883,0	-7784,4
14	0,0	120405,3	95314,8	25090,7	7965,8	17124,9	5651,2	19439,5	3977,7	-3808,7
15	0,0	120405,3	95314,8	25090,7	7965,8	17124,9	5651,2	19439,5	3551,5	-255,2
16	0,0	120405,3	95314,8	25090,7	7965,8	17124,9	5651,2	19439,5	3171,0	2915,9
17	0,0	120405,3	95314,8	25090,7	7965,8	17124,9	0,0	0,0	0,0	0,0
18	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	5651,2	-5651,2	-734,9	-734,9
19	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	-734,9
20	-20438,7	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0

ECONOMIC ANALYSIS

Average cash flow	16820,2 \$MM/yr	NPV	10 years	-29507,1 \$MM	IRR	10 years	5,1%
Simple pay-back period	9,31508853 yrs		15 years	-255,2 \$MM		15 years	12,0%
Return on investment (10 yrs)	5,85%		20 years	2181,0 \$MM		20 years	12,3%
Return on investment (15 yrs)	7,08%	NPV to yr	1	-72988,1 \$MM			