

**DISEÑO DE UNA PLANTA PILOTO PARA LA PRODUCCIÓN DE ETANOL A
PARTIR EL BAGAZO DE LA CAÑA DE AZÚCAR**

**CAROLINA PARSONS MARTÍNEZ
EMMANUEL RAMITH BANQUETH VERBEL**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA
2004**

**DISEÑO DE UNA PLANTA PILOTO PARA LA PRODUCCIÓN DE ETANOL A
PARTIR EL BAGAZO DE LA CAÑA DE AZÚCAR**

**CAROLINA PARSONS MARTÍNEZ
EMMANUEL RAMITH BANQUETH VERBEL**

**Trabajo de grado para optar el título de
Ingeniero Químico**

**Director
PROFESOR CLEMENTE RETAMOSO
M.Sc. Ingeniero Químico**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA
2004**

RESUMEN

TITULO: DISEÑO DE UNA PLANTA PILOTO PARA LA PRODUCCIÓN DE ETANOL A PARTIR DEL BAGAZO DE LA CAÑA DE AZÚCAR*

AUTORES: Carolina Parsons Martínez
Emmanuel Ramith Banqueth Verbel

PALABRAS CLAVES: Diseño, Etanol, Bagazo, Caña de azúcar

DESCRIPCIÓN:

Este proyecto fue realizado bajo el marco de compromisos adquiridos con el grupo de Bioetanol para celdas de combustible del CYTED (Programa iberoamericano de ciencia y tecnología para el desarrollo).

El objetivo principal fue realizar el diseño de una planta piloto para la producción de etanol a partir del bagazo de la caña de azúcar, haciendo en primer lugar, una revisión bibliográfica de las tecnologías existentes para la producción de alcohol a partir de material lignocelulósico, de donde se escogió la tecnología utilizada en este proyecto; prehidrólisis con ácido diluido, Hidrólisis con ácido concentrado, fermentación con *Zymomonas Móbilis* y la recuperación y recirculación del ácido; teniendo en cuenta la calidad del producto obtenido y la rentabilidad de su producción.

Después de seleccionada la tecnología, se prosiguió a la realización del diseño; encogiendo el modelo cinético para los procesos de hidrólisis, prehidrólisis y fermentación, calculando así, las condiciones de operación óptimas y el equipo necesario para que el proceso se llevara a cabo.

Para la recuperación del ácido, se escogió una columna cromatográfica de intercambio iónico, ya que presenta un rendimiento de más del 90%.

Después de tener el diseño de cada uno de los equipos, se realizó una simulación del proceso en MATLAB 6.5.

Por último se realizó un estudio económico, para tener un estimativo del costo de la planta y el costo de producción

* Trabajo de grado

ABSTRACT

TITLE: DESIGN OF A PILOT PLANT FOR THE ETHANOL PRODUCTION FROM SUGAR CANE BAGASSE.*

†

AUTHORS: Carolina Parsons Martínez
Emmanuel Banqueth Verbel

KEY WORDS: Design, ethanol, bagasse, sugar cane.

DESCRIPTION:

This project was made for an agreement with the group of bioethanol for fuel cells of CYTED (Iberoamerican Program for the development of the science and technology).

The main objective was to design the pilot plant for the production of ethanol from sugar cane bagasse, checking in the first step the actual technologies for the production of ethanol from lignocellulosic biomass, from this was selected the dilute acid prehydrolysis, acid hydrolysis, fermentation with *Zymomonas Mobilis*, and acid recovery technology. All of this was made taking into account the final features in the product and the economics of the process.

After selecting the technology, the design started; choosing the kinetic model for the prehydrolysis, hydrolysis, and fermentation processes, finding in this way, the optimal conditions and the necessary equipment for carrying out the process.

For the acid recovery, an ion exchange chromatographic separation column was chosen, reaching efficiency above the 90%.

After having the equipment design, a simulated process in MATLAB 6.5 was developed.

For finishing the research, the economical analysis of the process was made in order to have an estimate for the operational and manufacturing costs.

* Degree Project

TABLA DE CONTENIDO

INTRODUCCIÓN	7
1 CONCEPTOS GENERALES	8
1.1 GENERALIDADES DEL BAGAZO DE CAÑA	8
1.1.1 COMPOSICIÓN FÍSICA.....	8
1.1.2 COMPOSICIÓN MORFOLÓGICA	10
1.1.3 COMPOSICIÓN QUÍMICA	10
1.1.3.1 Celulosa	14
1.1.3.2 Hemicelulosa.....	17
1.1.3.3 Lignina.....	18
1.2 ESTADO DE LA PRODUCCIÓN DEL BAGAZO DE CAÑA EN COLOMBIA	20
1.3 ALCOHOL ETÍLICO	23
1.3.1 GENERALIDADES	23
1.3.1.1 Definición	23
1.3.1.2 Propiedades.....	24
1.3.1.3 Usos	26
1.4 TECNOLOGÍAS DISPONIBLES PARA LA PRODUCCIÓN DE ETANOL A PARTIR DE MATERIALES LIGNOCELULÓSICOS	29
1.4.1 SACARIFICACIÓN Y FERMENTACIÓN SIMULTÁNEA	29
1.4.2 HIDRÓLISIS CON ÁCIDO DILUIDO, NEUTRALIZACIÓN Y FERMENTACIÓN.....	31
1.4.3 HIDRÓLISIS CON ÁCIDO CONCENTRADO, RECUPERACIÓN DEL ÁCIDO Y FERMENTACIÓN.....	32
1.4.4 ROMPIMIENTO CON AMONIACO, HIDRÓLISIS ENZIMÁTICA Y FERMENTACIÓN.	34
1.4.5 ROMPIMIENTO CON VAPOR, HIDRÓLISIS ENZIMÁTICA Y FERMENTACIÓN.	35
1.4.6 EXTRACCIÓN CON ACETONA ACIDIFICADA, HIDRÓLISIS ÁCIDA Y FERMENTACIÓN. ...	38
1.5 MICROORGANISMOS QUE SE EMPLEAN EN LA PRODUCCIÓN DE ETANOL	39
1.5.1 ZIMOMONAS MOBILIS	39

1.5.2 SACCHAROMYCES	41
1.6 REVISIÓN DE LAS ETAPAS REQUERIDAS EN LA PRODUCCIÓN DE ETANOL A PARTIR DE BAGAZO DE CAÑA.....	42
1.6.1 PRETRATAMIENTO DEL MATERIAL	43
1.6.2 HIDRÓLISIS PRINCIPAL.....	44
1.6.3 FERMENTACIÓN.....	45
1.7 METODOLOGÍA DEL DISEÑO.....	45
<u>2 REPORTE DEL DISEÑO DE LA PLANTA PILOTO PARA LA PRODUCCIÓN DE ETANOL A PARTIR DEL BAGAZO DE LA CAÑA DE AZÚCAR.....</u>	<u>47</u>
2.1 GENERALIDADES DEL PROCESO.....	47
2.1.1 MATERIA PRIMA.....	47
2.1.2 CONDICIONES DE OPERACIÓN Y DESCRIPCIÓN DE LAS UNIDADES DEL PROCESO ...	47
2.1.3 QUÍMICA, CINÉTICA Y TERMODINÁMICA DEL PROCESO	48
2.1.3.1 Prehidrólisis.....	48
2.1.3.2 Hidrólisis.....	49
2.1.3.3 Fermentación	50
2.1.3.4 Flash	52
2.1.4 UNIDADES DE SEPARACIÓN	53
2.1.4.1 Filtro	54
2.1.4.2 Separación Cromatográfica.....	55
2.1.4.3 Centrífuga Tubular	55
2.1.5 SIMULACIÓN EN ESTADO ESTACIONARIO	57
2.2 DIAGRAMA DE FLUJO Y BALANCES	61
2.2.1 DIAGRAMA DE FLUJO Y BALANCE DE MASA	61
2.2.2 BALANCES DE MASA.....	62
2.2.3 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	63
2.2.4 CONSUMOS DEL PROCESO.....	65
2.3 CONSIDERACIONES AMBIENTALES	65

2.3.1 EMISIONES DE ESCAPE DE LOS VEHÍCULOS.....	66
2.3.2 PRÁCTICAS DE UTILIZACIÓN DEL SUELO EN LA AGRICULTURA.....	66
2.3.3 IMPACTO AMBIENTAL DEL PROCESO	67
2.4 ANÁLISIS ECONÓMICO	68
<u>CONCLUSIONES</u>	<u>70</u>
<u>RECOMENDACIONES.....</u>	<u>71</u>
<u>BIBLIOGRAFÍA</u>	<u>72</u>

LISTADO DE FIGURAS

Figura 1.1	Representación de la pared celular de los materiales lignocelulósicos	11
Figura 1.2	a) Pared celular primaria y b) Pared celular secundaria	12
Figura 1.3	a) Composición de la celulosa y su posición en la pared celular	15
	b) detalle de la celulosa y sus principales constituyentes.	15
Figura 1.4	Componentes de las hemicelulosas	17
Figura 1.5	Componentes De La Lignina	19
Figura 1.6	Proceso de sacarificación y fermentación simultáneas (SSF)	29
Figura 1.7	Hidrólisis con ácido diluido, neutralización y fermentación	31
Figura 1.8	Proceso e hidrólisis con ácido concentrado, recuperación del ácido y fermentación.	33
Figura 1.9	Proceso de rompimiento con amoniaco, hidrólisis y fermentación	34
Figura 1.10	Proceso de rompimiento con vapor, hidrólisis y fermentación	37
Figura 1.11	Extracción con acetona acidificada, Hidrólisis ácida y Fermentación	38
Figura 1.12	Perfil de fermentación de las <i>Zimomonas mobilis</i>	40
Figura 1.13	Metabolismo propuesto de la ruta pentosa fosfato y E-D en la recombinante <i>Z. mobilis</i> CP4pZB5	41
Figura 2.1	Pantalla de presentación de la simulación	58
Figura 2.2	Pantalla de ingreso de datos a la simulación	59
Figura 2.3	Diagrama de conversión de la hemicelulosa en xilosa en el prehidrolizador	60

LISTADO DE TABLAS

Tabla 1.1 Composición promedio del Bagazo de caña de azúcar.....	8
Tabla 1.2 Composición química de materiales lignocelulósicos	13
Tabla 1.3 Composición química para el bagazo de caña de azúcar	14
Tabla 1.4. Superficie cultivada, producción y rendimientos de caña panelera en Colombia en el año 2002	20
Tabla 1.5 Superficie cultivada, producción y rendimientos de caña panelera en Santander en el 2002.....	21
Tabla 1.6 Propiedades Fisicoquímicas del Etanol	25
Tabla 1.7 Usos alternativos del etanol.....	28
Tabla 1.8 Tecnologías para la obtención de etanol a partir de material lignocelulósico.....	36
Tabla 2.1 Especificaciones de diseño de los equipos	48
Tabla 2.2 Perfil de descomposición de la celulosa mediante hidrólisis ácida a 100 C.	50
Tabla 2.3 Balances de masa de las corrientes de proceso	62
Tabla 2.4 Consumo de materia prima y servicios industriales.....	65
Tabla 2.5 Especificaciones de impacto ambiental por etapa del proceso	67

LISTADO DE ANEXOS

ANEXO A. CROMATOGRAFÍA	75
ANEXO B. ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS	81
ANEXO C. LEY 693 DE 2001 (septiembre 19)	85
ANEXO D. Empresas productoras de alcohol etílico en el mundo.....	87
ANEXO E. ANÁLISIS ECONÓMICO.....	89

INTRODUCCIÓN

Desde que se produjo la primera crisis del petróleo en 1973, se ha considerado la biomasa como una fuente de energía alternativa al combustible fósil, cuyo uso se ha fomentado en algunos casos. En este sentido, ha sido objeto de especial atención su potencial como materia prima para la producción de combustibles alternativos (al gasóleo o a la gasolina) ante la situación de dependencia casi exclusiva del petróleo por parte de los sectores industrial y del transporte.

Son varias las ventajas que, frente al uso de los combustibles fósiles, presentan aquellos obtenidos a partir de la biomasa de tipo lignocelulósica (tales como la paja, el bagazo de caña y demás residuos procedentes de la agroindustria), su fácil consecución, bajo costo y el bajo impacto ambiental al utilizarlos son algunas de las características que los colocan como las fuentes de energía más probables del mañana. Sin embargo, la labor que implica su desarrollo y futura implementación masiva no es fácil, se necesitarán años de esfuerzo y dedicación para que combustibles como el petróleo dejen de ser usados como fuentes primarias de energía y sean tratados como lo que son: recursos naturales no renovables.

El presente trabajo tratará de proporcionar un camino factible para la obtención de etanol a partir de biomasa lignocelulósica (específicamente del bagazo de la caña de azúcar), para su posterior uso como portador de hidrógeno en celdas de combustible.

1 CONCEPTOS GENERALES

1.1 GENERALIDADES DEL BAGAZO DE CAÑA

El bagazo se compone de un conjunto de fibras y partículas de diferentes tamaños que se obtienen de la molienda de la caña cuando se extrae su jugo. El uso tradicional y de mayor cobertura del bagazo, es la producción de energía mediante su combustión en el sector azucarero y panelero. Estudios recientes que cuentan con el soporte de la práctica industrial, demuestran la viabilidad de satisfacer las demandas energéticas de las centrales azucareras con prácticamente la mitad del bagazo que se produce (Villar, et al., 1986; Gravitis, et al., 2000; Chum and Overend, 2001; <http://www.prodar.org/noticias/141200.html>). Por lo tanto se puede afirmar que el sobrante del bagazo constituye una alternativa como materia prima de otros artículos; gracias a sus propiedades el bagazo es un material de interés industrial.

1.1.1 Composición Física

Desde el punto de vista físico el bagazo se constituye por fibra, sólidos solubles e insolubles (Villar, et al., 1986). En la tabla 1.1 se presenta la composición para el bagazo.

Tabla 1.1 Composición promedio del Bagazo de caña de azúcar

COMPOSICIÓN	PORCENTAJE (%)
Fibra o bagazo	45
Sólidos insolubles	2 – 3
Sólidos solubles	2 – 3
Agua	49 - 51

Se designa como fibra a la fracción sólida orgánica insoluble en el agua, presente en el tallo de la caña de azúcar y que se caracteriza por su heterogeneidad desde el punto de vista químico y morfológico. Esta fracción es la portadora de elementos estructurales que permiten el uso del bagazo en la industria del papel.

Los sólidos insolubles de naturaleza inorgánica están compuestos fundamentalmente por tierra, piedras y otras materias extrañas. Las características de la cosecha influyen en esta pequeña fracción. Los sólidos solubles forman la fracción que se disuelve en agua. Se compone básicamente de sacarosa y otras sustancias químicas.

El agua presente en el bagazo se retiene a través de mecanismos de adsorción y capilaridad (Villar, et al., 1986). Este fenómeno desempeña un papel de gran importancia en algunos procesos tecnológicos a los que se somete el bagazo en su aprovechamiento como materia prima. La humedad del bagazo está en relación directa con el alto nivel higroscópico de la médula, así como el alto nivel de porosidad en las partículas. De ahí su gran capacidad de adsorción, entre 70 y 80% de humedad, sin agua libre (Villar, et al., 1986). La determinación del contenido de humedad del material permite saber qué tan riguroso debe ser el procedimiento de secado. La construcción de la curva de humedad para el material permite saber de qué manera se encuentra ligada el agua en el bagazo.

De acuerdo con la literatura (Cuzens, 1997) la humedad del bagazo debe ser inferior al 10% antes de someterlo al proceso de molienda, para evitar problemas de aglomeración y atascamiento del material en la maquinaria. La molienda se lleva a cabo con el fin de reducir el tamaño de la partícula para aumentar el área de contacto entre el bagazo y los compuestos químicos que se utilizan en los tratamientos posteriores.

1.1.2 Composición Morfológica

En primer lugar, encontramos la **epidermis**, que es la capa fina que recubre todo el tallo y que lo protege, abundan componentes no fundamentales de la caña de azúcar y que luego se clasifican en el bagazo como “extractivos” (Villar, et al.).

Luego sigue la **corteza**, que se compone fundamentalmente de fibras de alto contenido de lignina. Sus características principales son su ancha pared celular, longitud y rigidez, propiedades que la hacen adecuadas para proteger el tallo de los efectos mecánicos y exteriores a la planta.

A continuación, se encuentra el área interior del tallo, compuesto principalmente de tejido parenquimatoso, cuya función es la de almacenar jugo azucarado. La estructura del bagazo semeja la forma de un tubo interno, lo que permite un rápido transporte del agua.

Las características, que se describieron anteriormente, favorecen la reacción de hidrólisis química, ya que la presencia de este tipo de estructuras, facilita la difusión de agentes hidrolizantes.

1.1.3 Composición Química

El bagazo, al igual que todos los materiales lignocelulósicos, se compone de celulosa, hemicelulosa y lignina como principales polímeros naturales.

La celulosa y hemicelulosa componen la fracción de carbohidratos del bagazo, la cual se designa como holocelulosa. La lignina se diferencia por ser un polímero heterogéneo de carácter fenólico con diferentes grupos y enlaces químicos. En la

figura 1.1 se observa de forma esquemática, la relación que existe entre estos tres compuestos y en la tabla 1.2 se presenta la composición para diferentes tipos de maderas y se incluyen ciertos residuos de la industria como el bagazo mismo, la cascarilla de arroz, tallos de maíz, papel periódico entre otros.

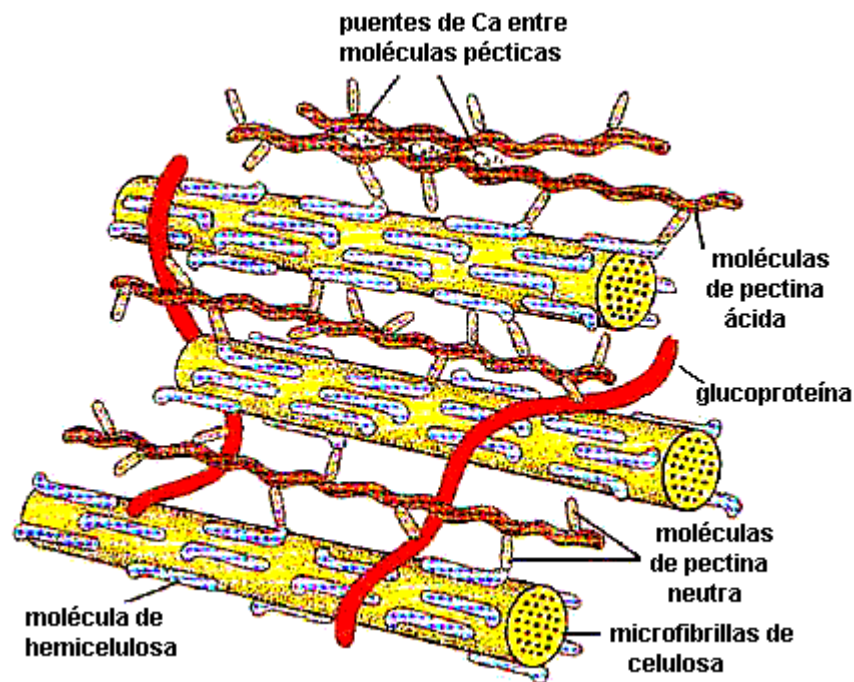


Figura 1.1 Representación de la pared celular de los materiales lignocelulósicos.
<http://www.biologia.edu.ar/botanica/tema7/7-3pared2.htm>

La pared celular de las plantas está constituida por dos fases: la fase primaria o fibrilar formada principalmente por celulosa que es un polisacárido cuyas moléculas son cadenas lineales de glucosa (unidas por enlaces β 1-4) que pueden alcanzar 4 μm de longitud. Le sigue la fase amorfa o secundaria que está compuesta principalmente por las hemicelulosas y en tercer lugar está la pectina.

En la pared celular secundaria que se produce cuando la planta detiene su crecimiento, también contiene la lignina, que se une a la hemicelulosa mediante enlaces de éster. (Miel, et al., 1999; López, et al., 2001).

Los diseños formados por las microfibrillas son muy variables. En la pared primaria las fibrillas están entrelazadas, dispuestas aparentemente al azar (Figura 1.2 a); en la pared secundaria están dispuestas paralelamente(Figura 1.2 b)

La separación de la pared secundaria en capas resulta principalmente de la orientación de las fibrillas: en una casi horizontal, en la siguiente casi vertical, y en la tercera nuevamente casi horizontal.

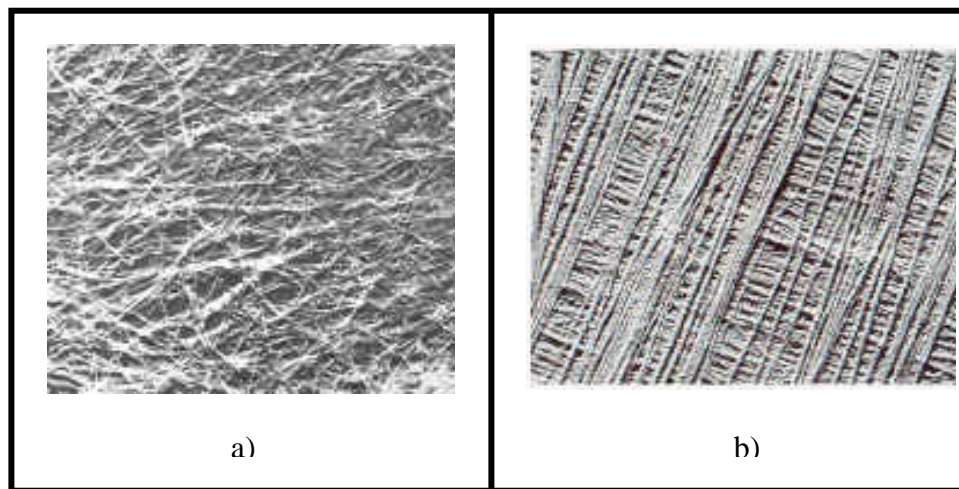


Figura 1.2 a) Pared celular primaria y b) Pared celular secundaria
<http://www.biologia.edu.ar/>

En la pared primaria es dominante la matriz amorfa, formada por hemicelulosas y polisacáridos no celulósicos. La fase fibrilar está reducida al 8-25%. En la pared secundaria domina la fase fibrilar (celulosa, 60%) y la matriz amorfa está formada por hemicelulosas y lignina (30%), los compuestos pécticos y las proteínas prácticamente desaparecen.

Las hemicelulosas revisten las fibrillas de celulosa y cristalizan con ella, uniéndolas. Los mucílagos de la pared celular (por ejemplo del episperma de *Linum*) son especialmente ricos en polisacáridos no celulósicos. Los compuestos

pécticos están formados por moléculas de ácido péctico unidas entre sí mediante puentes de Ca^{++} . Las proteínas de la pared son ricas en los aminoácidos serina e hidroxiprolina, y están ligadas con azúcares como arabinosa, glucosa y galactosa. Se cree que dichas glucoproteínas actúan como elementos estructurales, porque forman cadenas que pueden ligar entre sí otros componentes.

La diferencia en el porcentaje de cada polímero entre un material y otro, depende del tipo de madera al que pertenezca, de la edad de la planta y en menor medida de la variedad de cada material (López, et al., 2001).

Tabla 1.2 Composición química de materiales lignocelulósicos

Material Lignocelulósico	Composición (%)		
	Celulosa	Hemicelulosa	Lignina
*Algodón (semillas)	89.0	5.0	0.0
*Angiospermas	40 – 55	24 – 40	18 – 25
*Gimnospermas	45 – 50	25 – 35	25 – 35
*Monocotiledóneas	25 – 40	25 – 50	10 – 30
**Bagazo de caña de azúcar	46.6	25.2	20.7
° Paja de arroz	32.6	19.2	8.5
° Paja de trigo	46.3	27.0	14.2
° Tallos de maíz	38.0	26.0	11.0
*Papel periódico	45 – 55	25 – 40	18 – 30
*Residuos de la industria del papel (Kraft, corrugado)	60 - 70	10 - 20	5 - 10

Fuente: *Cowling and Kirk, 1976; **Villar, et al., 1986; ° López, et al., 2001

El contenido de celulosa, hemicelulosa y lignina permite seleccionar la materia prima que resulte más conveniente para cada proceso. En la tabla 1.3 se presenta la comparación para muestras de bagazo de caña de azúcar de diferentes latitudes según distintas fuentes bibliográficas.

Con relación a los demás componentes del bagazo, que en conjunto pesan 10%, se encuentran los compuestos solubles en solventes orgánicos, tales como

resinas, ceras, grasas, ácidos grasos, flaconas y fenoles entre otros. El contenido de cenizas en el bagazo es del orden de 2–3%. También se encuentran los compuestos solubles en agua como sacarosa y otros azúcares. (Villar, et al., 1986).

Tabla 1.3 Composición química para el bagazo de caña de azúcar

Referencia	Origen del bagazo	Composición (%)		
		Celulosa	Hemicelulosa	Lignina
Cuzens, 1997	Hawai (USA.)	49.9	28.1	13.0
Rolz, et al., 1987	USA.	43.3	38.0	12.5
Villar, 1986	Cuba	43.0	25.2	21.6
Playne, 1984	USA.	40.0	27.0	20.0
López, et al, 2001	España	38.0	24.0	11.0

1.1.3.1 Celulosa

La celulosa es la sustancia química más importante y el componente principal de la pared celular (Fase fibrilar o primaria), (Fengel, D., 1984; Echevenique, R., 1993) es un homopolímero lineal de unidades de anhidro β - (+) anhidro D-glucopiranososa con uniones β - 1- 4 glicosídica. La fibra de la celulosa tiene una estructura muy firme y poco sensible a la degradación (Guardiola, J. L., 1995).

Se encuentra dentro del grupo de carbohidratos de alto peso molecular. Es insoluble en agua y en solventes orgánicos. Presenta resistencia apreciable al efecto de agentes oxidantes, lo cual la diferencia del resto de los componentes químicos de la madera. Químicamente la celulosa se define como un homopolímero de la D-glucosa. Su peso molecular promedio está en el intervalo de 150 000 a 300 000. Según la tabla 1.3, la celulosa es el compuesto con mayor porcentaje en el bagazo, al encontrarse en un intervalo del 38.0 – 49.9% y en general se considera como el compuesto biológico de naturaleza polimérica más

abundante de la naturaleza. Sin embargo, solo una pequeña proporción de éste material se explota con fines comerciales, debido a problemas técnicos que derivan de la estructura y características de la celulosa.

Para el caso de la hidrólisis química del bagazo es definitivo conocer las principales limitaciones que posee la celulosa. En la figura 1.3 se destaca la organización interna de la celulosa. La unidad organizativa más simple es la protofibrilla, que a su vez se agrupan y originan la macrofibrilla. La asociación de microfibrillas origina la fibra de la celulosa. (Farabee, 2001; López, 2001).

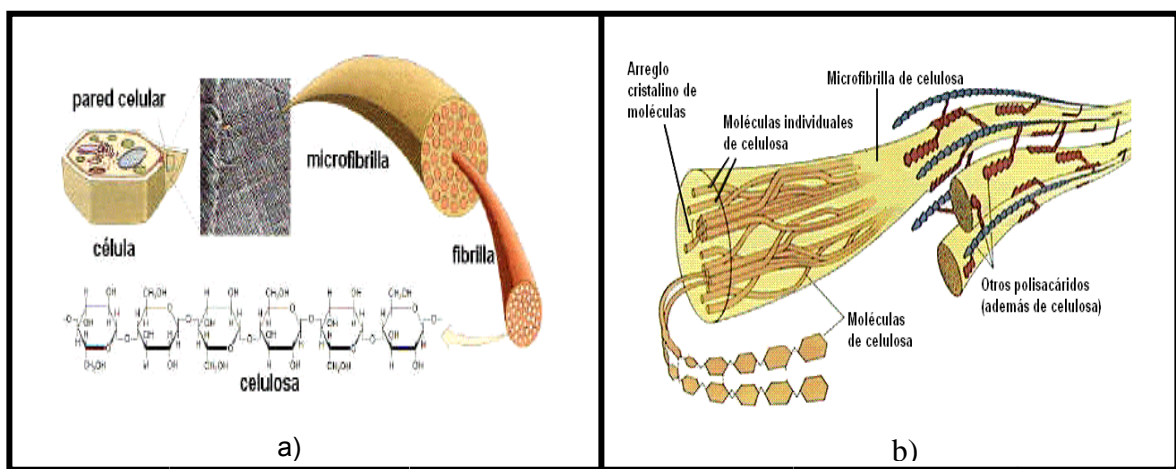


Figura 1.3 a) Composición de la celulosa y su posición en la pared celular
 b) detalle de la celulosa y sus principales constituyentes.
<http://www.biologia.edu.ar/botanica/tema7/7-3pared2.htm>

Las fibras de celulosa presentan características comunes como:

- Las cadenas poliméricas de la celulosa muestran diferentes grados de ordenamiento unas con respecto a otras.
- La fracción con menor grado de ordenamiento no muestra ninguna regularidad y se conoce como **región amorfa**. Esta región presenta mayor facilidad de ataque químico o enzimático.
- La fracción con mayor grado de ordenamiento se conoce como **región cristalina** y es muy resistente a la penetración de solventes, enzimas y reactivos.

La diferenciación de la celulosa en estas dos regiones permite reconocer la necesidad de realizar un pretratamiento al bagazo con el objetivo de desestabilizar la región cristalina y lograr mayor grado de hidrólisis.

La molécula de celulosa presenta a lo largo de la cadena, moléculas de glucosa. Se establece un arreglo en donde los planos de los anillos de glucosa forman ángulos de 10° aproximadamente, con respecto a la horizontal. Además, el arreglo en zigzag coloca al grupo hidroxilo sobre el carbono 3, tan cerca del oxígeno de la glucosa vecina que se forman enlaces de hidrógeno. Así se origina un anillo adicional que contribuye a impedir la rotación mutua de los residuos de glucosa contiguos. Si las moléculas de celulosa cristalizan en un arreglo antiparalelo, las distancias de la red se pueden calcular usando diagramas de rayos X. La dirección de las cadenas coincide con el eje b, las dimensiones de la celda elemental son $8.35\text{\AA} \times 10.3 \text{\AA} \times 7.9\text{\AA}$. Los planos de los anillos de glucosa se orientan paralelamente al plano. Este plano no es, sin embargo, el que corresponde a la superficie de los “cristales” que comúnmente se encuentran en fibras elementales. Las regiones cristalinas de la celulosa se orientan con el plano tangencial a la superficie de la celda. Esta posición se origina por los hidroxilos que se acumulan en este plano. La adición de moléculas de celulosa durante la cristalización debe proceder también en la dirección del plano ya que los hidroxilos libres se pueden unir a las moléculas vecinas por enlaces de hidrógeno. Una cadena de celulosa ocupa un área de 31\AA^2 . Una fibra elemental con una sección de $35 \text{\AA} \times 35 \text{\AA}$, contiene 40 moléculas aproximadamente. La misma estructura reticular se encuentra tanto en fibras de celulosa de algodón y madera, como en las paredes celulares de algas marinas. (<http://www.redpavfpolar.Info.ve/fagroluz/v011/v011z005.html>).

1.1.3.2 Hemicelulosa

Las Hemicelulosas son polisacáridos no celulósicos [xilana, glucana, galactana, manana, fructana], compuestos pécticos y glucoproteínas que pueden lignificarse. Revisten las fibrillas de celulosa y cristalizan con ella, uniéndolas. Poseen un conjunto de características comunes:

- Solubilidad en solventes orgánicos.
- Reactividad frente a los ácidos.
- Descomposición en azúcares y furfural.

Las hemicelulosas, al igual que la celulosa, sirven como material de soporte de la pared celular de las plantas. Están constituidos fundamentalmente por azúcares del tipo pentosa y hexosa como se muestra en la Figura 1.4, que polimerizan entre sí y forman polisacáridos heterogéneos. Son generalmente insolubles en agua, solubles en álcali y más fácilmente hidrolizables en ácido que la celulosa. Estructuralmente se diferencian de la celulosa en que no son fibras, están ramificadas y tienen masas moleculares más bajas, la mayoría tienen un grado de polimerización de 200.

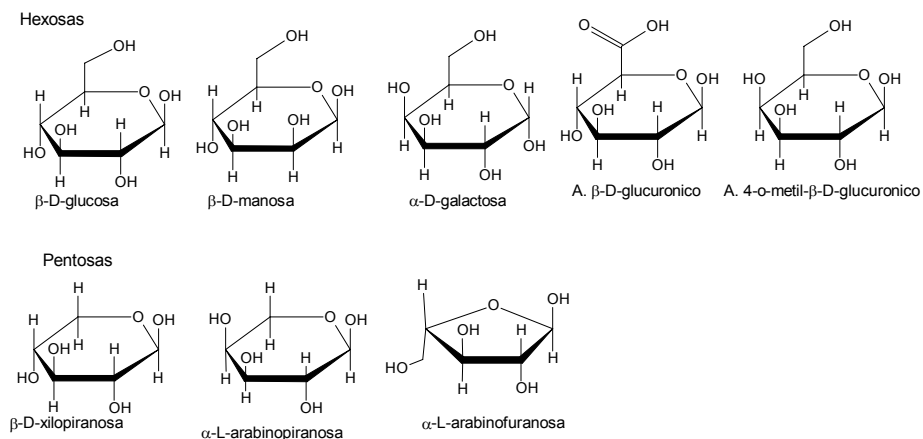


Figura 1.4 Componentes de las hemicelulosas (Dueñas, 1997)

Las hemicelulosas son responsables de diversas propiedades de los materiales celulósicos. Debido a la ausencia de cristalinidad, su bajo peso molecular y su configuración ramificada e irregular absorben agua con facilidad. Esta cualidad contribuye para 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 (Sanjuán, 1997).

Las hemicelulosas que mas abundan en el bagazo son del tipo de las D-xilanas, pero también contienen azúcares tales como las L-arabinosa, D-galactosa, L-galactosa, D-manosa, L-ramnosa, L-fructosa. (López, et al., 2001). Se encuentran en proporción de 25 a 30%. Las cadenas poliméricas son cortas, el peso molecular promedio se encuentra en el intervalo de 10 000 a 20 000 (Villar, et al., 1986). La facilidad que presentan las hemicelulosas al ataque químico con respecto a la celulosa, las convierten en un factor de interés para la hidrólisis.

1.1.3.3 Lignina

La lignina es el tercer componente de importancia cuantitativa presente en el bagazo; es un polímero aromático, heterogéneo, ramificado, de alta masa molecular, compuesta por unidades de fenilpropano enlazadas en tres dimensiones. 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 (alfa, beta y gama), que contiene grupos fenólicos, grupos carbonilos, hidroxilos, carboxilos y grupos metoxilos.

En el mundo, cada año se generan por fotosíntesis $10^{11} - 10^{12}$ Ton de lignina. La lignina es un material cementante presente en la pared celular de la mayoría de tejidos leñosos de los vegetales. Algunos autores sugieren que no es una

estructura casual sino que presenta una estructura que se ordena en hélice, similar a la estructura de otras biomoléculas (Dorrestijn, et al., 2000). La lignina imparte rigidez a la pared molecular, forma una estructura resistente a los impactos y a la compresión (Sarkanen and Ludwing, 1971), proporciona la impermeabilidad necesaria para conducir agua y sales minerales a la planta. Protege a la celulosa y hemicelulosa del ataque enzimático microbiano, por ende, proporciona vida más larga a los tejidos, (Sarkanen and Ludwing, 1971).

A pesar de contar con diversos estudios acerca de la formación de la lignina, de las propiedades y de los métodos de aislamiento, hasta el momento no se tiene claridad con respecto a su estructura y los mecanismos de reacción. Una de las razones obedece a la tendencia de la lignina a sufrir reacciones de auto condensación que dificultan su aislamiento sin presentar algún cambio (Sarkanen and Ludwing, 1971).

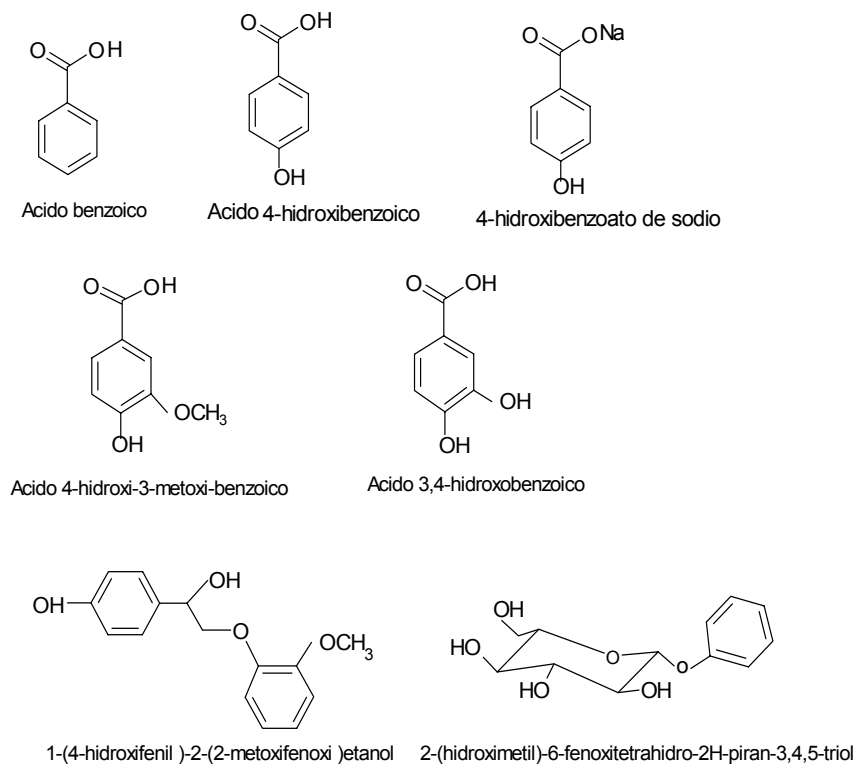


Figura 1.5 Componentes De La Lignina. (Shevchenko, 1996)

Los diferentes grupos se encuentran entrelazados por enlaces altamente estables, entre los cuales se encuentran los enlaces carbono – carbono, enlaces del tipo alquil – aril y enlaces éter, entre otros. (Sarkanen and Ludwing, 1971; Sakakibara, 1983; López, et al., 2001).

De acuerdo con lo anterior, es claro que la lignina no es un material de interés para la producción de azúcares, por lo cual debe retirarse mediante la aplicación del pretratamiento al bagazo de la caña, sin embargo, al ser esta un subproducto del proceso puede ser utilizada como combustible o comercializarse como materia prima para la producción de poliuretano.

1.2 ESTADO DE LA PRODUCCIÓN DEL BAGAZO DE CAÑA EN COLOMBIA

La producción de panela es una de las principales actividades agropecuarias de Colombia. La caña panelera participa con el 9.3% del área que se destina a cultivos permanentes y con el 5.5% del área total que se cultiva en Colombia, lo que la ubica en el quinto lugar entre los cultivos del país, después del café, maíz, arroz y plátano. La panela se produce en el marco de la economía campesina. En la tabla 1.4 se indica la distribución por departamentos de la caña panelera, la cual constituye la economía básica de 236 municipios en doce departamentos.

Tabla 1.4. Superficie cultivada, producción y rendimientos de caña panelera en Colombia en el año 2002

Departamento	Superficie (Ha)	Producción (Tm.)	Superficie Part. (%)	Producción Part. (%)
Cundinamarca	50,010	207,179	23	16
Antioquia	37,148	144,655	17	11
Santander	18,399	219,523	9	17
Boyacá	17,308	240,052	8	18
Tolima	15,036	73,548	7	6
Caldas	13,574	45,657	6	3

Departamento	Superficie (Ha)	Producción (Tm.)	Superficie Part. (%)	Producción Part. (%)
Cauca	12,996	69,786	6	5
Norte de Santander	10,514	41,430	5	3
Nariño	9,447	70,007	4	5
Huila	9,383	92,066	4	7
Valle	5,072	27,941	2	2
Risaralda	3,347	16.112	2	1
Caquetá	2,725	14,137	1	1
Cesar	2,491	15,646	1	1
Chocó	1,910	2,449	1	0
Bolívar	1,612	11,398	1	1
Meta	1,369	1520	1	0
Putumayo	925	3,016	0	0
Arauca	816	2,150	0	0
Quindío	241	2,319	0	0
Sucre	231	804	0	0
Córdoba	30	108	0	0
Total Nacional	214,967	1,311,898	100%	100%

Ministerio de Agricultura y Desarrollo Rural; Fedepanela.

Como se observa en la tabla 1.4 la panela se produce en la mayoría de los departamentos del país. Las cuatro mayores regiones productoras son: La Hoya del río Suárez, Cundinamarca, Antioquia y Nariño, que aportan más de las dos terceras partes de la producción nacional.

Tabla 1.5 Superficie cultivada, producción y rendimientos de caña panelera en Santander en el 2002.

Municipio	Superficie (Ha)	Producción (Tm.)	Rendimiento (Tm/Ha)
Aguada	348	2000	10000
Albania	120	1210	11000
Barbosa	440	4800	12000
Bolívar	120	180	9000
Charalá	310	3600	18000
Chipatá	1200	16224	15600

Municipio	Superficie (Ha)	Producción (Tm.)	Rendimiento (Tm/Ha)
Confines	1810	20000	25000
Coromoro	578	3858	12860
Encino	325	1434	9000
El Guacamayo	380	2240	8000
El Playón	100	1500	15000
Gámbita	462	2830	10800
Guadalupe	465	2925	13000
Guapotá	1290	10000	20000
Guavatá	80	500	12500
Guepsa	5239	57300	15000
Hato	660	7620	12000
La Paz	990	3150	7000
Mogotes	1237	4160	17000
Molagavita	275	1763	7500
Ocamonte	2565	23673	12960
Oiba	1155	6750	13500
Palmas del Socorro	645	5148	12000
Páramo	360	4350	15000
Piedecuesta	115	558	9000
Puente Nacional	245	2700	15000
San Andrés	400	1382	7680
San Benito	2724	32468	16875
San Gil	164	2510	16300
San Joaquín	224	800	4000
Santa Helena del Opón	78	475	6250
San Vicente	78	817	10600
Simacota	503	3075	12300
Socorro	910	11284	13000
Suaita	4545	52962	15600
Valle de San José	722	10040	20000
Vélez	847	9444	12000

La elaboración de panela se hace en aproximadamente 270 trapiches artesanales, que generan 350.000 empleos directos y 1.000.000 de empleos indirectos. La panela se ubica como el segundo producto agrícola, después del café, en ocupación laboral agraria del país. Su producción anual es de 1.073.967 toneladas, y permite ubicar a Colombia en el segundo productor después de la

India. Colombia ocupa el primer lugar en consumo con 33.9 Kg de panela por habitante al año, cifra que supera de lejos el promedio mundial de 2.3 Kg/Hab al año.

Las anteriores consideraciones reflejan el privilegio del que goza Colombia en el sector, que sin embargo está sujeto a las limitaciones propias de la producción a nivel artesanal que se presenta en el país.

1.3 ALCOHOL ETÍLICO

Los alcoholes, en general, son compuestos que tienen uno, dos o tres grupos hidróxido (-OH) enlazados a sus moléculas, por lo que se clasifican en monohidroxílicos, dihidroxílicos y trihidroxílicos respectivamente. El metanol y el etanol son alcoholes monohidroxílicos. Los alcoholes también se pueden clasificar en primarios, secundarios y terciarios, dependiendo de que tengan uno, dos o tres átomos de carbono enlazados con el átomo de carbono al que se encuentra unido el grupo hidróxido. Los alcoholes se caracterizan por la gran variedad de reacciones en las que intervienen; una de las más importantes es la reacción con los ácidos, en la que se forman los ésteres. Los alcoholes son subproductos normales de la digestión y de los procesos químicos en el interior de las células, y se encuentran en los tejidos y fluidos de animales y plantas.

1.3.1 Generalidades

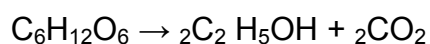
1.3.1.1 Definición

Compuesto que forma parte del grupo de derivados químicos del carbono que contiene el grupo OH; posee un solo grupo hidróxido el cual se encuentra en un carbono enlazado con otro único carbono por lo que se clasifica entre los

alcoholes monohidroxílicos y primarios. De fórmula C_2H_5OH , es un líquido transparente e incoloro, con sabor a quemado y un olor agradable característico.

Es el alcohol que se encuentra en bebidas como la cerveza, el vino y el brandy. Normalmente el etanol se concentra por destilación de soluciones diluidas. El de uso comercial contiene un 95% en volumen de etanol y 5% de agua. Ciertos agentes deshidratantes extraen el agua residual y producen etanol absoluto.

Desde la antigüedad, el etanol se ha obtenido por fermentación de azúcares. Todas las bebidas con etanol y casi la mitad del etanol industrial aún se fabrican mediante este proceso. El almidón de la papa, del maíz y de otros cereales constituye una excelente materia prima. La enzima de la levadura, la cimasa, transforma el azúcar simple en dióxido de carbono. La reacción de la fermentación, representada por la ecuación:



La mayoría del etanol no destinado al consumo humano se prepara sintéticamente, tanto a partir del acetaldehído procedente del etino (acetileno), como del eteno del petróleo. También se elabora en pequeñas cantidades a partir de la pulpa de madera.

1.3.1.2 Propiedades

Líquido incoloro totalmente miscible con el agua, buen disolvente e inflamable. El etanol no reacciona con el agua ni con la mayoría de materiales comunes. Sus principales propiedades se presentan en la tabla 1.6.

Tabla 1.6 Propiedades Físicoquímicas del Etanol

PARÁMETRO	VALOR
Estado físico a 15 °C y 1atm	Líquido
Peso molecular	46.07
Punto de ebullición a 1atm	78.3 °C
Punto de Congelación	-114°C
Temperatura crítica	243.1 °C
PARÁMETRO	VALOR
Presión crítica	63 atm
Gravedad específica (Líquido)	0.790 a 20°C
Gravedad específica (vapor)	1.6
Calor específico (Vapor)	1.128
Calor de solución	-2.3*10 ⁵ J/kg
Calor de combustión	-268.8 *10 ⁵ J/kg
Calor de vaporización latente	8.37*10 ⁵ J/kg
Tensión superficial (20°C)	22.8 Din/cm
Viscosidad (20°C)	0.0141 poise
Presión de vapor (20 °C)	43 mm de Hg
Calor específico (23 °C)	0.618 cal/g
Punto de inflamación	14°C
Peso específico (15.56 °C)	0.816
Límites de inflamabilidad	90 – 400 g/L de aire
Índice de refracción	1.3651

Hazardous Chemicals Data book Environmental Health Review, Number 4. Noyes data corporation.
New Jersey. USA. 1980.

Reacciona fuertemente con compuestos como: difluoruro de disulfurilo, Nitrato de plata, pentafluoruro de bromo, perclorato de potasio, perclorato de nitrosilo, cloruro de cromilo, percloruro de clorilo, perclorato de uranilo, trióxido de cromo, nitrato de flúor, difluoruro de dióxígeno, hexafluoruro de uranio, heptafluoruro de yodo, tetracloroxilano, ácido permangánico, ácido nítrico, peróxido de hidrógeno, ácido peroxodisulfúrico, dióxido de potasio, peróxido de sodio, permanganato de potasio, óxido de rutenio (VIII), platino, potasio, t – butóxido de potasio, óxido de plata y sodio. En general, es incompatible con ácidos, cloruros de ácido, agentes oxidantes y reductores y metales alcalinos.

1.3.1.3 Usos

El alcohol etílico tiene dos grandes grupos de aplicación: solventes y química intermedia. Los solventes ocupan el 60% de la producción, y se destinan a la fabricación de cosméticos en un 33%, barnices y tintes en un 30%; detergentes y Limpiadores para hogar en un 15%; solventes de proceso en un 10%; farmacéuticos en 7% y otras aplicaciones un 5%. (Maxwell, 1995).

La oxidación del etanol produce acetaldehído que a su vez se oxida a ácido etanoico. Al deshidratarse, el etanol forma dietiléter. También se utiliza en la producción del butadieno que es utilizado en la fabricación de caucho sintético, y del cloroetano, el cual es usado como anestésico local.

La química intermedia consume el 40% del etanol de síntesis, es usado en un 27% para la producción de etilacrilato; 25% para la producción de vinagre destilado; un 13% para la producción de etilaminas; producción de etilacetato en un 10%; un 8% para la producción de éteres de glicol y otras aplicaciones como gasohol (combustible compuesto por un 10% de etanol y 90% de gasolina), en un 17% .

Por otra parte, debido a su bajo punto de congelación, el etanol ha sido empleado como fluido en termómetros para medir temperaturas que se encuentren por debajo del punto de congelación del mercurio, -40°C , y como anticongelante en radiadores de automóviles.

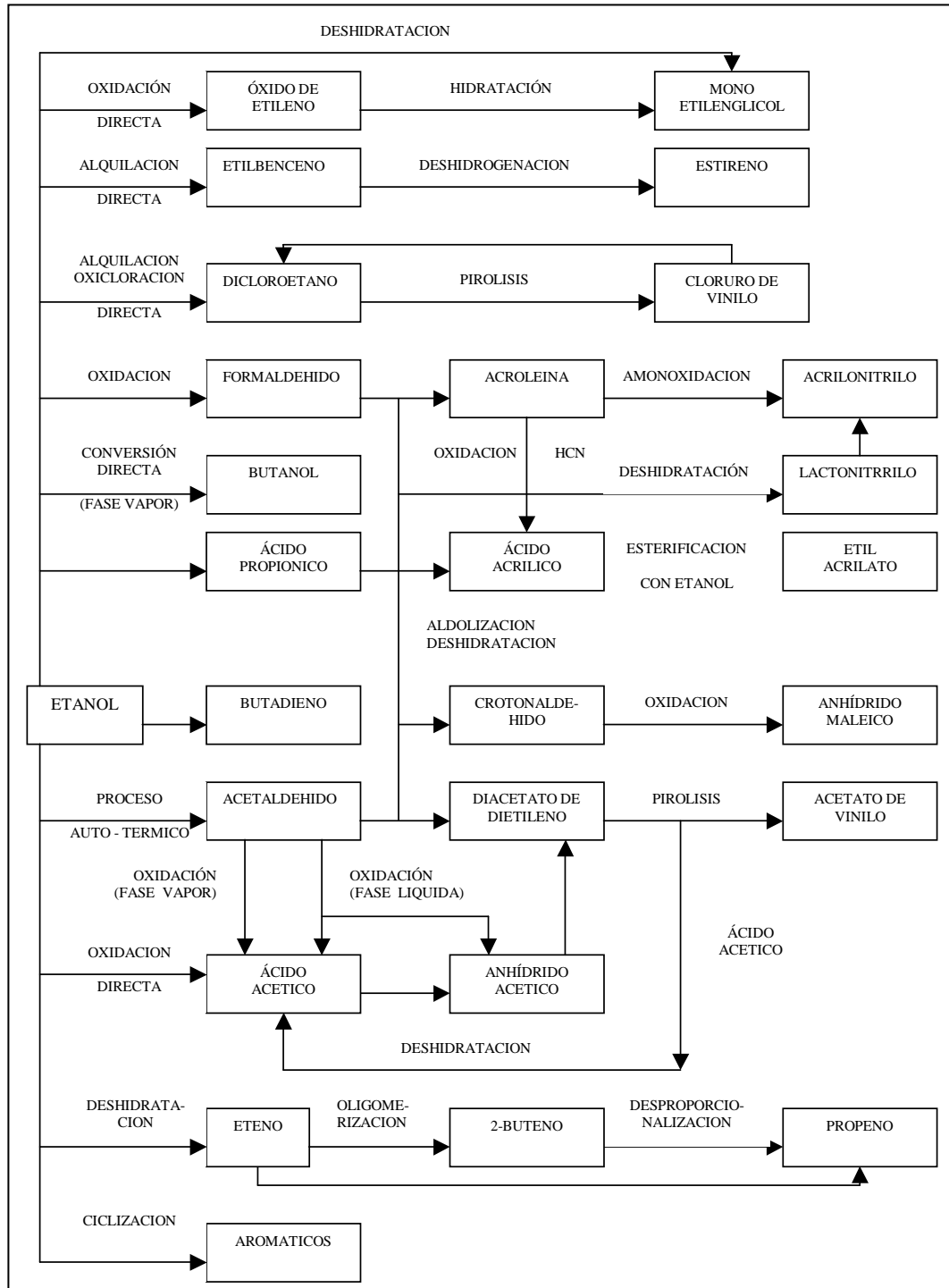
Es muy importante resaltar el uso del etanol en el área de los combustibles ya que aunque en la actualidad no tiene una alta participación en el mercado, por lo menos en nuestro país, se espera que a partir del próximo año se presente un aumento considerable debido a su implementación por parte del gobierno nacional

como aditivo (en un 10%) mejorador de la gasolina según **LEY 693 DE 2001 (septiembre 19)** , que puede verse en el Anexo C; lo cual disminuye el impacto ambiental generado por el uso de combustibles fósiles. Dentro de estas posibilidades se puede resaltar el uso del etanol como un sustituto del petróleo, como compuesto para aumentar el octanaje de las gasolinas, como materia prima la producción de metil terbutil éter, como sustituto más limpio de la gasolina y como sustituto del combustible diesel (biodisel) en un futuro.

El etanol producido a partir de la biomasa o de la fracción biodegradable de los residuos, puede utilizarse como se había mencionado, como combustible por sí solo o en mezcla con los carburantes convencionales, además en recientes investigaciones se dice que éste tiene una enorme aplicabilidad como materia prima para el suministro de hidrógeno en celdas de combustible.

El proceso para la producción de hidrógeno y energía eléctrica por medio del reformado de etanol, con el uso de celdas de combustible y con cero emisiones de contaminantes se lleva a cabo a partir de biomasa la cual contiene azúcar y/o componentes celulósicos, originalmente de cualquier fuente. Una solución acuosa de etanol (de aproximadamente 40 -70% en peso) es mezclada con aire (0 - 0.5 mol de oxígeno por mol de etanol) y es alimentada a un reactor el cual contiene un catalizador apropiado para que las reacciones de oxidación parcial y reformado de etanol se lleven a cabo. En el mismo reactor o en uno diferente se lleva a cabo la reacción por lotes para el consumo de carbono y posterior producción de hidrógeno. La mezcla gaseosa que se produce de esta misma forma es rica en hidrógeno el cual puede ser separado y usado en diferentes aplicaciones. Alternativamente, la mezcla gaseosa se alimenta a una celda de combustible, preferiblemente de ácido fosfórico o de membrana de intercambio protónico o del tipo polimérico sólida, en la cual son producidos energía eléctrica y calor. No se producen emisiones dañinas al medio ambiente en ninguna de las etapas del anterior proceso (Verykios, et al, 2002).

Tabla 1.7 Usos alternativos del etanol



Manual do Alcohol. Instituto Brasileiro de Petróleo. Comissão de alcohol. 1987

1.4 TECNOLOGÍAS DISPONIBLES PARA LA PRODUCCIÓN DE ETANOL A PARTIR DE MATERIALES LIGNOCELULÓSICOS

A continuación se describen las principales tecnologías disponibles a nivel mundial en la obtención de etanol combustible a partir de materiales lignocelulósicos. Adicionalmente se presenta un diagrama del proceso correspondiente. En la tabla 1.8 se incluye la comparación de las tecnologías con base en los aspectos sobresalientes de cada una.

1.4.1 Sacarificación y Fermentación Simultánea

La institución de mayor investigación que aporta desde hace varios años al desarrollo de esta tecnología se conoce por sus siglas en inglés como NREL (National Renewable Energy Laboratory). El proceso SSF requiere la acción de celulosomas para degradar la celulosa presente en los materiales lignocelulósicos, las celulasas producen los azúcares que, los microorganismos responsables de la fermentación, convierten a etanol.

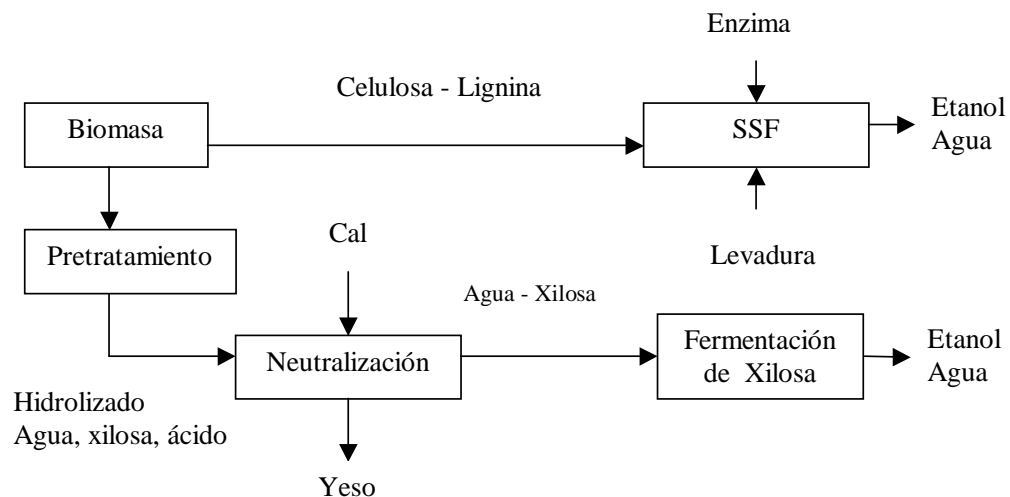


Figura 1.6 Proceso de sacarificación y fermentación simultáneas (SSF).

Son necesarios diferentes métodos de pretratamiento para incrementar el acceso de las enzimas a la celulosa. Se considera relevante un proceso de prehidrólisis con ácido sulfúrico diluido para incrementar la digestibilidad de las fibras lignocelulósicas. Se utilizan concentraciones de 1.1% a 160°C por 10 minutos.

En esta operación se ensanchan las porosidades de la fracción de hemicelulosa lo que facilita el ataque enzimático. El xilano se hidroliza en un 93% produciendo pulpa de celulosa totalmente digerible. En este proceso la hidrólisis enzimática y la fermentación se realizan a temperatura y presión bajas. (Dekker and Wallis, 1983; Ingram, et al., 1998; Ferrell, 2000).

En el proceso SSF las enzimas que degradan la celulosa se producen separadamente por el hongo *T. Reesei*. La enzima y una levadura u otro microorganismo se agregan simultáneamente al material vegetal, donde la enzima digiere la celulosa produciendo glucosa y el microorganismo lo transforma a alcohol. En la figura 1.6 se presenta un diagrama del proceso. La ventaja que ofrece este proceso radica en la presencia de la enzima y el microorganismo en el mismo sistema, al reducir la formación de complejos enzimáticos. A su vez minimiza el efecto inhibitorio del azúcar sobre la enzima, ya que a medida que se forma la glucosa se convierte a etanol.

La limitación del proceso SSF se encuentra en la baja tolerancia del microorganismo a la temperatura y al etanol, más que en el desempeño de la enzima.

1.4.2 Hidrólisis con ácido diluido, neutralización y fermentación

Esta tecnología comenzó a desarrollarse desde los años 50 por Tennessee Valley Authority, TVA. Se enfoca al tratamiento de desechos agrícolas y orgánicos, transformándolos en azúcares fermentables para producción de etanol.

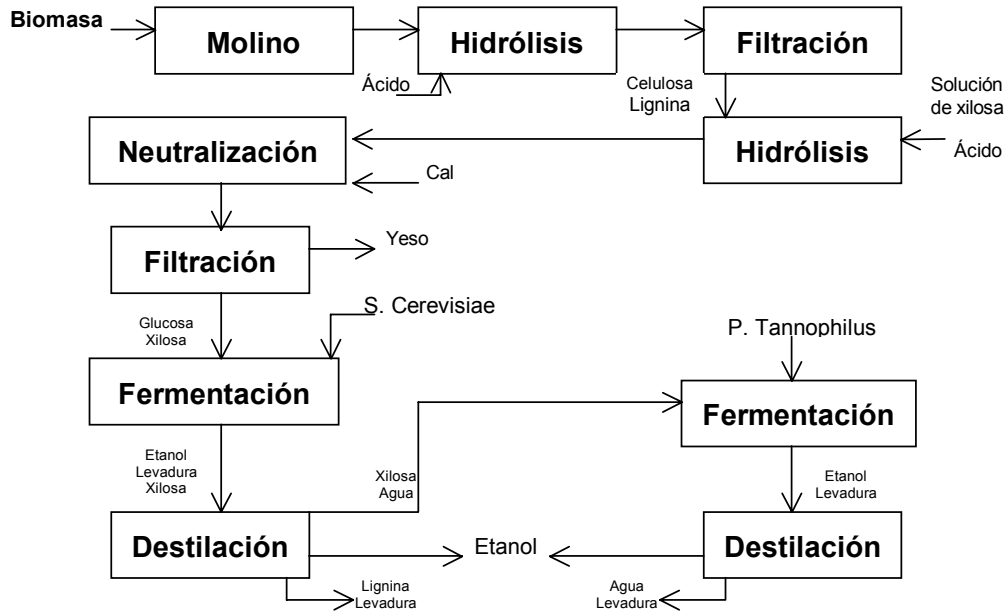


Figura 1.7 Hidrólisis con ácido diluido, neutralización y fermentación

En la Figura 1.7 se observa que el proceso se inicia con la recolección de la Biomasa, la cual se seca y se muele hasta un tamaño de partícula de 5 mm (malla 4). Luego el material se pasa a una primera etapa de hidrólisis donde se agrega ácido sulfúrico al 7.65% p/p y se calienta a 100°C durante 2 horas. Cerca del 75% de la hemicelulosa se hidroliza a xilosa. El remanente de sólidos (Lignina y Celulosa) se remueve en un filtro prensa y se pasan a un reactor en donde la temperatura se incrementa para hidrolizar la celulosa a glucosa. El resultado es una mezcla de pentosas y hexosas. Se agrega cal para neutralizar el ácido, el cual se remueve en un filtro rotatorio. La solución resultante contiene 11.6% de glucosa, 9% de xilosa (Broder and Barrier, 1990; Wituschek, 1999; Ferrell, 2000).

La fermentación se lleva a cabo por etapas. Primero, la glucosa se fermenta a etanol por la levadura *Sacharomyces cerevisiae*. La mezcla resultante se destila para remover el etanol. Se agrega al residuo de la solución una segunda levadura, *Pachysolen tannophilus*, la cual fermenta xilosa a etanol. La lignina y el material celular se secan y se utilizan como combustible de caldera.

1.4.3 Hidrólisis con ácido concentrado, recuperación del ácido y Fermentación.

La principal característica es el desarrollo de métodos para separar y recircular el ácido sulfúrico concentrado que se utiliza en el proceso. A diferencia de la hidrólisis ácida diluida, ésta tecnología opera a temperaturas y presiones moderadas, la cual evita la formación de subproductos que inhiben la fermentación (Wituschek 1999; Ferrell, 2000; <http://calvin.bitech.wisc.edu/jeffries/bioprocessing/bioconversion.html>).

El proceso, como se muestra en la Figura 1.8, se lleva a cabo en seis operaciones unitarias básicas; prehidrólisis e hidrólisis ácida, separación del ácido y los azúcares, recuperación y recirculación del ácido, fermentación de los azúcares y destilación.

Previamente se obtiene por molienda de la biomasa un tamaño de la partícula entre 0.075 – 7 mm. La prehidrólisis se realiza con ácido diluido, a presión atmosférica, temperatura entre 30 – 37°C y tiempos de reacción entre 10 – 40 minutos. (Cuzens, 1997).

La pasta resultante se utiliza en la hidrólisis con ácido sulfúrico concentrado. Se realiza a presión atmosférica, temperatura entre 90 – 100°C y tiempos de reacción entre 10 – 24 minutos. La solución resultante de estos dos procesos contiene azúcar, ácido sulfúrico, agua y lignina. La lignina se separa de la solución

mediante un filtro prensa. (Cuzens, 1997). La solución ácida con el azúcar se lleva a una unidad de separación cromatográfica que genera dos corrientes. La primera de ácido sulfúrico – Se recupera el 90%-, que se concentra y se recircula de nuevo al proceso. La segunda corriente de azúcar levemente ácida se neutraliza con cal. El Yeso, producto de la neutralización se filtra de la solución de azúcar. La fermentación se realiza hasta por 96 horas, a condiciones microaerofílicas de 0.1 – 0.5 mg/L de oxígeno, pH de 5.5 y temperatura de 32°C. Se realizan cocultivos con dos cepas de *Zimomonas mobilis* que presentan modificaciones genéticas para aumentar la producción de etanol. Finalmente, el etanol se purifica mediante destilación (Cuzens, 1997).

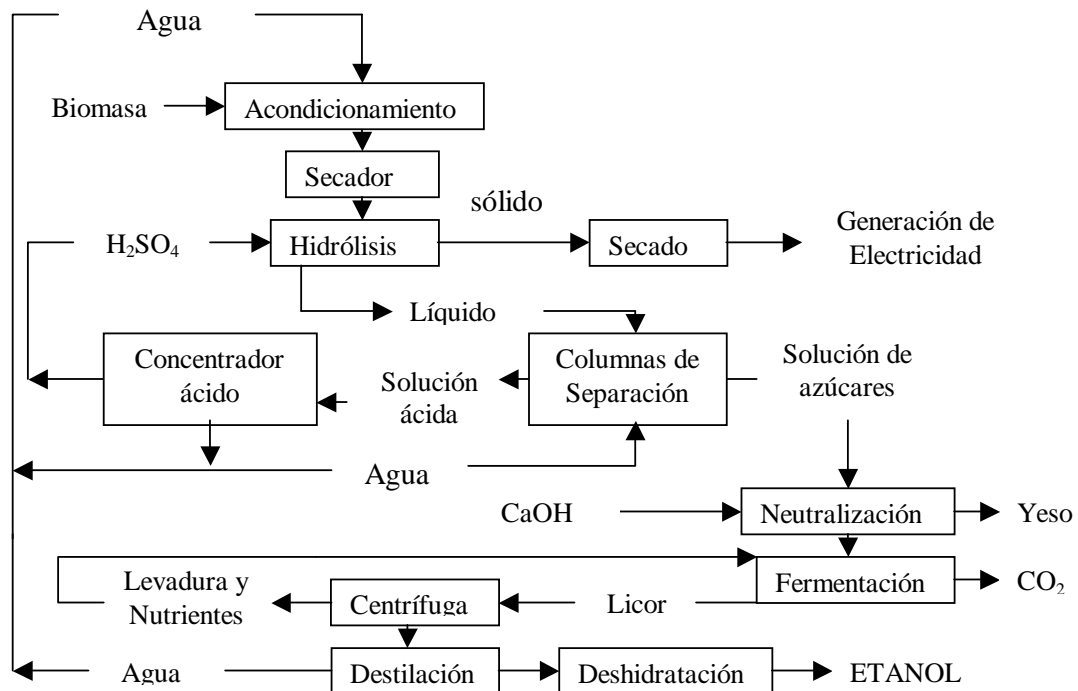


Figura 1.8 Proceso e hidrólisis con ácido concentrado, recuperación del ácido y fermentación.

1.4.4 Rompimiento con amoniaco, hidrólisis enzimática y Fermentación.

En la Figura 1.9 se representa el proceso que inicia con la molienda de la biomasa hasta obtener partículas pequeñas. Luego se inyecta amoniaco a alta presión por cerca de 30 minutos a temperaturas que oscilan entre 25 – 90°C. La infusión de amoniaco a niveles altos de presión y temperatura, logra romper la matriz celulosa- hemicelulosa, por lo que la biomasa queda disponible para el acceso de la enzima celulasa.

Cuando la presión se libera, el amoniaco se gasifica, se recaptura para su almacenamiento y reciclaje. (Holtzaple et al., 1991; <http://www.nal.usda.gov/ttic/tektran/data/000006/64/0000066493.html>).

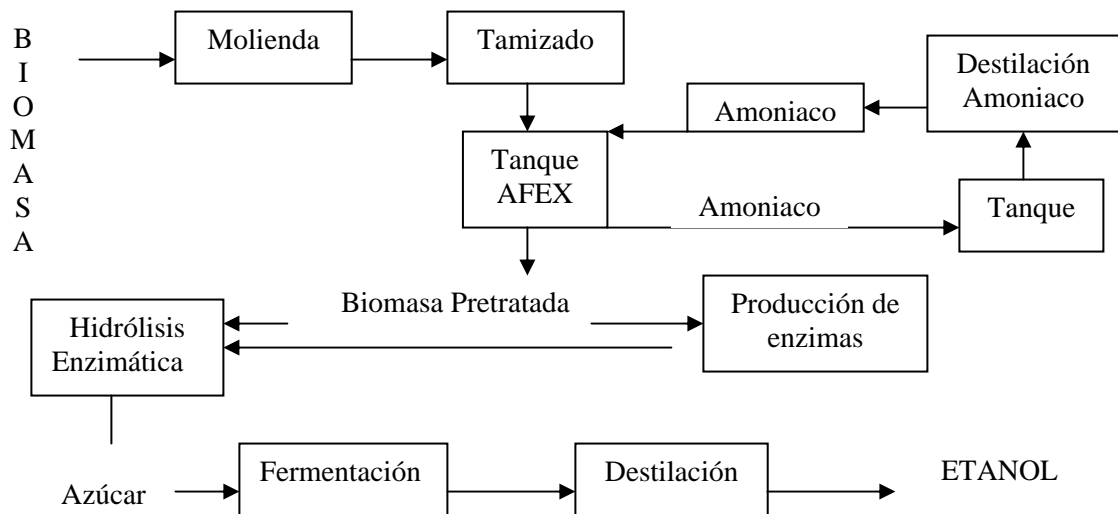


Figura 1.9 Proceso de rompimiento con amoniaco, hidrólisis y fermentación

La hidrólisis de celulosa y hemicelulosa se logra por la adición de enzimas que se producen separadamente del pretratamiento con amoniaco. La fermentación se lleva a cabo de manera similar al proceso de hidrólisis ácida diluida del numeral 1.3.2.

1.4.5 Rompimiento con vapor, hidrólisis enzimática y fermentación.

Se define como el proceso mediante el cual las fibras del material se exponen a una corriente de vapor de alta presión, entre 200 – 450 psig por un periodo de tiempo de 1 –10 minutos con el fin de romper los enlaces entre la celulosa y la

TABLA 1.8 TECNOLOGÍAS PARA LA OBTENCIÓN DE ETANOL A PARTIR DE MATERIAL LIGNOCELULÓSICO						
ASPECTOS	Sacarificación y Fermentación Simultánea (SSF)	Hidrólisis con ácido diluido, Neutralización y Fermentación	Hidrólisis con ácido concentrado, Recirculación del ácido y Fermentación	Rompimiento con amoniaco, Hidrólisis enzimática y Fermentación	Rompimiento con Vapor, Hidrólisis enzimática y fermentación	Extracción con acetona acidificada, hidrólisis ácida y Fermentación
Materia Prima	Madera, residuos agrícolas	Desechos agrícolas y orgánicos, tamaño de partícula de 5mm	Cascarilla de arroz, bagazo de caña, tamaño de partícula de 0.075 a 7 mm	Madera, residuos agrícolas	Madera, Cascarilla de arroz, bagazo de caña	Bagazo de caña, residuos agrícolas
Pretratamiento	Ácido Sulfúrico diluido al 1.1%, 160°C, 10 min.	Ácido Sulfúrico diluido al 7.65% p/p, 100°C, 2h.	Ácido Sulfúrico diluido, 30 – 37°C, presión atmosférica, 10 – 40 min.	Amoniaco, 25 –90 °C, alta presión, 30min	Explosión con vapor, 238°C, 200 – 450 psig, 1 – 10 min.	Acetona concentrada, 200°C, 580.2 psig, 0.5h
Hidrólisis	Enzimática con T. reesei	Ácido sulfúrico a temperaturas mayores a 100°C	Ácido sulfúrico concentrado, 90 – 110°C, presión atmosférica, 10 – 24 min.	Enzimática	Enzimática	100°C, 20 min.
Fermentación	Es simultánea con la sacarificación	Saccharomyces/ Pachysolen tannophilus	Zimomonas mobilis con modificaciones genéticas, 96h, pH 5.5, 32°C	Sacharomyces cerevisae	Levadura	Levadura
Desventajas	El microorganismo no presenta tolerancia a la temperatura y al etanol	Formación de inhibidores de la fermentación	Recuperación y reconcentración del ácido	Recuperación del amoniaco	Formación de compuestos orgánicos volátiles	Recuperación de la acetona

lignina de materiales como madera, cascarilla de arroz y bagazo de caña (Osorio, 1990; Boussaid, et al., 1999; Gravitis, et al., 2000).

Una de las firmas pioneras en el procesamiento de materiales lignocelulósicos es Stake Technology Limited de Norval, Notario, Canadá. La compañía inicialmente se dedicó a la producción de alimento para ganado a partir de astillas de madera.

La figura 1.10 presenta el proceso que se inicia con la disminución del tamaño de partícula de la biomasa, la cual se dispone posteriormente en un reactor cilíndrico a presión. Los sólidos se mueven continuamente a través del tubo de vapor del reactor y se presionan a través de un orificio donde el material, literalmente, explota en el interior de un tanque. Cuando la presión se incrementa, se causa auto hidrólisis de la hemicelulosa a xilosa.

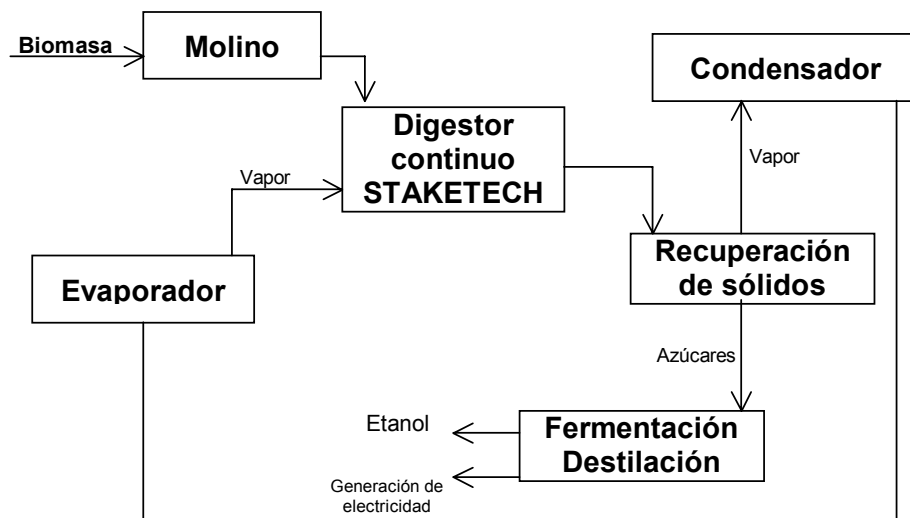


Figura 1.10 Proceso de rompimiento con vapor, hidrólisis y fermentación

La biomasa residual se convierte en un jarabe viscoso de celulosa y polisacáridos que se disponen para digestión enzimática y producción de azúcares, principalmente glucosa. Cuando la biomasa abandona el tanque de recolección,

se fermenta y destila para producir etanol. Se consume de 0.5 a 1 Kilogramo de vapor por kilogramo de material seco (<http://www.steamexplosion.com/pulp/tech.html>).

La aplicación de alta presión reemplaza la utilización de químicos, lo cual trae ventajas de tipo ambiental. Los costos de operación y la formación simultánea de Compuestos orgánicos volátiles como el furfural, el cual es inhibidor del crecimiento microbiano, son las principales desventajas del proceso.

1.4.6 Extracción con acetona acidificada, Hidrólisis ácida y Fermentación.

En la década de 1980 el Dr. Laszlo Paszner de la universidad de British Columbia, Canadá, desarrolló el proceso, que se conoce como ACOS por sus siglas en inglés de ácid Catalyzed Organosolv Saccharification. Comprende una primera hidrólisis, para lograr la extracción de la lignina presente en el bagazo, por sometimiento del material a una corriente de acetona concentrada con una pequeña cantidad de ácido, a temperaturas cercanas a 200°C y presiones de 580.2 psig.).

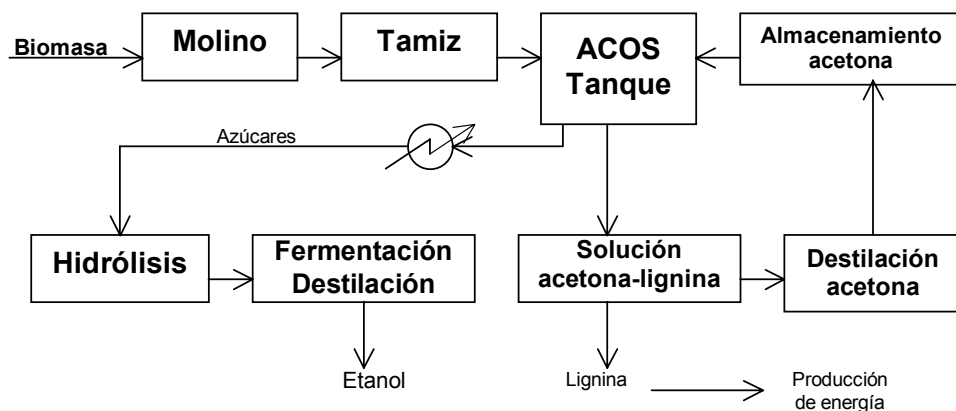


Figura 1.11 Extracción con acetona acidificada, Hidrólisis ácida y Fermentación

El tiempo de residencia en el reactor es de 0.5 horas. La acetona se recupera por destilación de la mezcla acetona – lignina. La lignina queda disponible para su empleo como combustible. Una segunda reacción se realiza a temperaturas de 100°C por 20 minutos con el residuo (celulosa y hemicelulosa) que se hidrolizan hacia azúcares para la fermentación, el proceso se diseñó para permitir la operación continua de extracción de lignina, hidrólisis del material celulósico y fermentación de los azúcares a etanol. Se destaca el amplio espectro de sustratos que pueden tratarse bajo las mismas condiciones, la hidrólisis de la celulosa y hemicelulosa sin degradación de las pentosas (Wituschek, 1999)

1.5 MICROORGANISMOS QUE SE EMPLEAN EN LA PRODUCCIÓN DE ETANOL.

1.5.1 *Zimomonas mobilis*

Es una bacteria Gram (-). Se considera una alternativa para producir etanol a gran escala. En estudios comparativos con levaduras, a nivel de laboratorio y planta piloto, en fermentaciones por lotes, la bacteria presenta las siguientes ventajas:

- Mayor captación de azúcar y mayor producción de etanol, como se ve en la figura 1.9. Por poseer un transporte de fácil difusión de azúcar, que se acopla con los genes codificantes de las enzimas piruvato decarboxilasa y alcohol deshidrogenasa (Dimarco and Romano, 1985).
- Menor producción de biomasa. mientras las levaduras producen 2 moles de adenosin trifosfato (ATP) por cada mol de glucosa a través de la vía Embden – Meyherhoff – Parnas, las *Z. Mobilis* fermenta glucosa a través de la vía Entner

- Doudoroff (ver Figura 1.10) y produce solo 1 mol de ATP por cada mol de glucosa.
- Mayor tolerancia al etanol. Esta bacteria puede lograr concentraciones de etanol superiores al 12% p/v en fermentaciones con glucosa. Esto se debe a los ácidos grasos como el ácido mirístico, palmítico y cisvacénico, presentes en mayor proporción las típicas bacterias Gram (-). Entre los fosfolípidos, el fosfatidil etanolamina es el más abundante en *Zimomonas*, así como la presencia de hopanoides, cuya estructura es muy similar a la de los esteroides y que juegan un papel muy importante para la estabilidad de las membranas en las levaduras (Gunasekaran and Chandra, 1999).

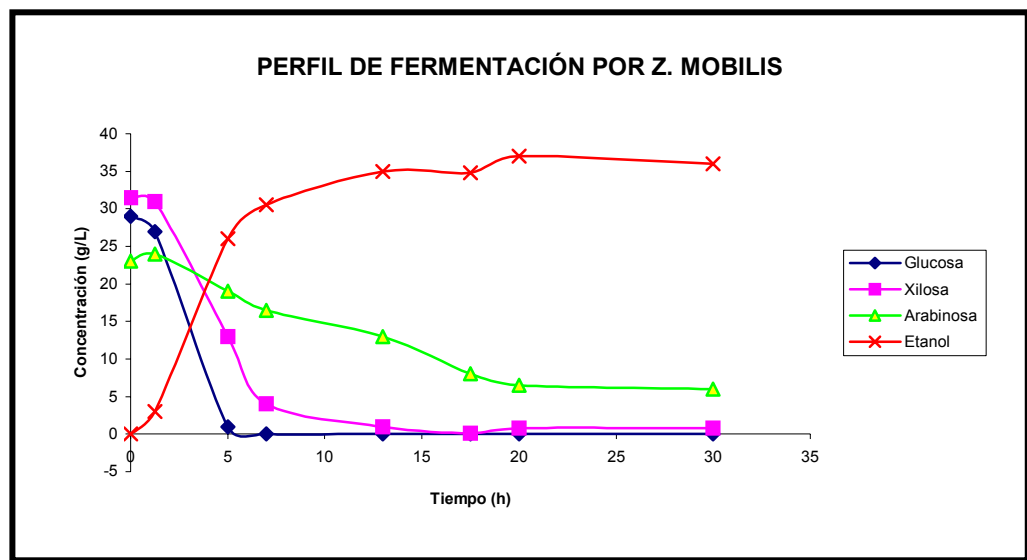


Figura 1.12 Perfil de fermentación de las *Zimomonas mobilis*

- Mayor facilidad en la manipulación genética. Al ser un procarionte, el genoma de la *Zimomona mobilis* presente menores complicaciones si se compara con otras levaduras (Barnell, et al., 1990; Pond, et al., 1988).

Otras ventajas de la *Z. mobilis* son: la fermentación de los azúcares a bajo pH, no requiere oxígeno, se desarrolla en altas concentraciones de azúcares y posee

tolerancia a inhibidores presentes en hidrolizados lignocelulósicos. Además, se reconoce al género *Zimomonas* como organismo seguro GRAS (Zhang, et al., 1995). Además, es una de las pocas bacterias que metaboliza glucosa y fructosa por la vía de Etner – Deudoroff (E-D), Figura 1.13. Convierte hexosas por la vía 2-ceto-3-deoxy-6-fosfogluconato y a partir del piruvato produce CO₂ y acetaldehído. Posteriormente el acetaldehído se reduce a etanol (Gunasekaran and Chandra, 1999).

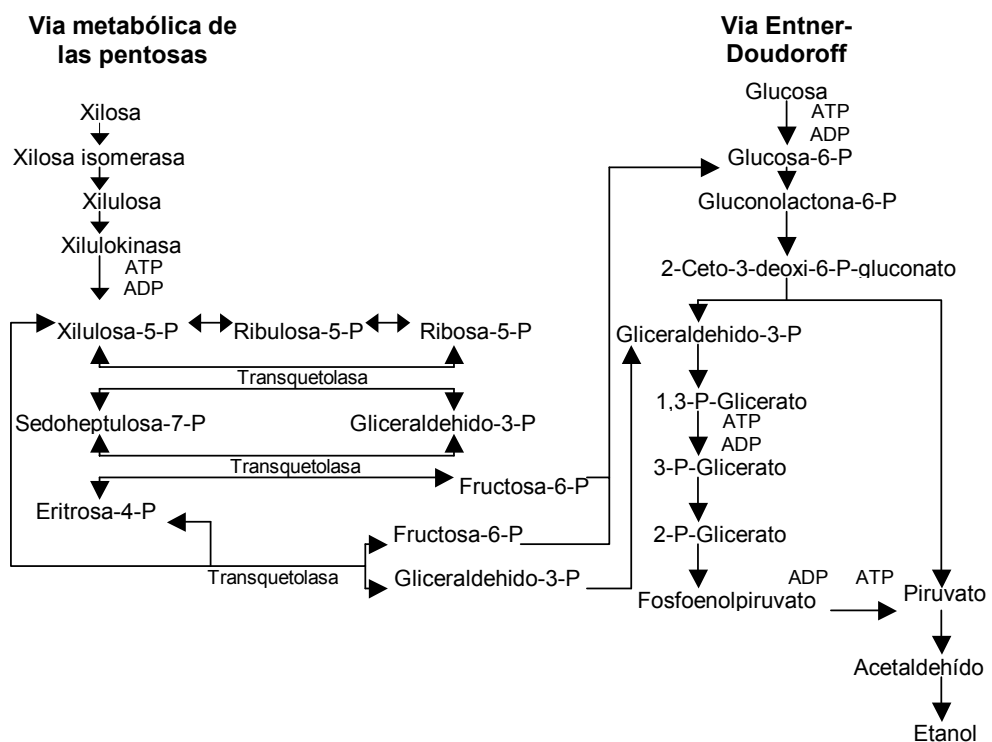


Figura 1.13 Metabolismo propuesto de la ruta pentosa fosfato y E-D en la recombinante *Z. mobilis* CP4pZB5

1.5.2 Saccharomyces

Concretamente la especie *Saccharomyces cerevisiae* es una de las más utilizadas ya que participa en muchas de las fermentaciones que se presentan en la industria. La diferencia con las *Zimomonas mobilis*, es que cuando se termina de

utilizar un lote de levadura, el medio de cultivo en el que han crecido las levaduras se desecha.

La *Saccharomyces cerevisiae* es la más utilizada para la fermentación de azúcares a etanol; ya que fermenta eficientemente los azúcares de seis carbonos a etanol. Pero en el caso del material lignocelulósico, donde además de hexosas, como la glucosa, también se tienen pentosas, como la xilosa, la levadura no puede utilizar estos azúcares de cinco carbonos como fuente de carbono.

Esto se traduce en una disminución del rendimiento del proceso ya que una parte de los azúcares presentes en la biomasa lignocelulósica no puede transformarse en etanol. Además, si se quieren transformar las pentosas, se hace necesario utilizar microorganismos separados para fermentar las pentosas y las hexosas y esto requiere de dos tanques de fermentación distintos, aumentando así, el costo del proceso.

Para evitar todo esto e intentando que el proceso de producción de etanol sea más rentable, se han hecho muchos estudios para mejorar el rendimiento de *Saccharomyces cerevisiae*; Algunos basados en modificar el metabolismo de la levadura introduciéndole genes de otra levadura distinta que utiliza de forma natural las pentosas como fuente de carbono para que convierta la xilosa a etanol.

1.6 REVISIÓN DE LAS ETAPAS REQUERIDAS EN LA PRODUCCIÓN DE ETANOL A PARTIR DE BAGAZO DE CAÑA

En el numeral 1.4 se presentó un panorama general de las principales tecnologías que se desarrollan en el mundo para la producción de etanol, lo cual permitió identificar cuatro (4) etapas comunes que se aplican al material lignocelulósico: adecuación de la materia prima, que comprende las operaciones de lavado, molienda y secado; pretratamiento del material, que puede ser de tipo físico,

químico o biológico; hidrólisis principal, que tiene por objeto la formación de azúcares y puede ser del tipo químico o enzimático y la fermentación, que utiliza los azúcares que se producen para obtener etanol.

La adecuación de la materia prima permite obtener bagazo con la humedad y el tamaño de partícula adecuados, las tres operaciones restantes se describen a continuación:

1.6.1 Pretratamiento del Material

Se reportan en la actualidad, 10 métodos de tipo físico, 18 químicos y un tratamiento biológico (Rolz, et al., 1987). Los pretratamientos físicos demandan por lo general, altos niveles de energía para reducir el tamaño de la partícula y así incrementar el área superficial del material (Laser, et al., 2002).

Entre los métodos de pretratamiento químico se encuentran en la literatura algunos como explosión con dióxido de carbono (Zheng, et al., 1998); explosión con amoníaco (Holtzapple, et al., 1991); vapor a alta presión (Palmqvist, et al., 1996; Nishikawa, et al., 1988); delignificación con peróxido alcalino (Gould, 1984); hidrólisis con ácidos minerales diluidos (Du Preez, 1994; McMillan, 1994); hidrólisis con hidróxido de sodio (Awafo, et al., 2000; Mocean, et al., 1985). De este conjunto de pretratamientos se considera como los más efectivos y los más económicos aquellos que emplean ácido diluido o aquellos que utilizan álcalis. Los tratamientos que realizan explosión con amoníaco y rompimiento con vapor resultan igualmente efectivos, sin embargo, son más costosos y generan un alto nivel de subproductos (Laser, et al., 2002; Aguilar, 20001; Pandey, et al., 2000).

Los de tipo biológico requieren los microorganismos con condiciones especiales que les permitan digerir el material lignocelulósico.

Los pretratamientos que emplean soluciones ácidas y aquellos que emplean soluciones alcalinas son los más efectivos y económicos. Du Toit, y sus colaboradores (1984) estudiaron el efecto del álcali y el efecto del ácido en pretratamientos que se realizaron en bagazo de caña. Reportan resultados satisfactorios para los dos casos, con rendimientos del 72% en producción de pentosas a partir de la fracción hemicelulósica cuando se somete el material a la acción de los álcalis. Al comparar los procesos ácidos con los alcalinos se tiene que éstos últimos proporcionan menor degradación de los azúcares (Kaar and Holtzapple, 2000)

Es claro que a nivel industrial, la operación de secado representa altos consumos de energía y por ello no conviene incluirla en el proceso global.

1.6.2 Hidrólisis Principal

La hidrólisis puede ser de tipo químico o enzimático. Esta última requiere del empleo de microorganismos capaces de transformar directamente la holocelulosa en etanol. En el país no se encuentran tales microorganismos con absoluta caracterización e identificación, aunque existen algunos estudios que se enfocan hacia este tema (Montoya, et al., 2000). La hidrólisis ácida concentrada presenta en la actualidad los mejores rendimientos hacia azúcares, sin embargo requiere de un alto nivel de inversión inicial y de operación, como consecuencia de la necesidad de recuperar y recircular el ácido que se emplea. Finalmente, la hidrólisis ácida diluida opera a concentraciones de ácido que van desde 0.5% hasta 20%, lo cual facilita el desarrollo del proceso en la medida que evita la concentración y recirculación del ácido. Sin embargo se requiere operar a temperaturas y presiones mayores a las que se emplean en la tecnología de hidrólisis ácida concentrada.

1.6.3 Fermentación

La operación de fermentación no representa mayores inconvenientes. Se emplean las condiciones típicas de 30°C, pH de 5.0 – 5.5, 15% de volumen de inóculo y una velocidad de agitación de 300 rpm. (Gunasekaran and Chandra, 1999; McMillan, et al., 1999; Ho, et al., 1998; Olsson and Hahn – Hägerdal, 1996).

Con la revisión de las tecnologías en el numeral 1.3, se comprende las ventajas que ofrece el empleo de microorganismos con manipulaciones genéticas en comparación con los microorganismos nativos. Por lo tanto se decidió basar el diseño en la utilización del microorganismo *Zimomonas mobilis* para llevar a cabo la fermentación de la solución de azúcares lo cual hace necesario adecuar el medio para trabajar al pH que exige este microorganismo.

1.7 METODOLOGÍA DEL DISEÑO

Para llevar a cabo el diseño se tuvieron en cuenta las siguientes etapas:

- **Definición del problema:** producir etanol a partir del bagazo de la caña de azúcar.
- **Revisión bibliográfica:** se realizó un estudio detallado acerca de las tecnologías existentes para la producción de etanol a partir de materiales lignocelulósicos.
- **Termodinámica y cinética:** se estudió el comportamiento termodinámico y cinético de las reacciones presentadas durante en el proceso.
- **Proceso de creación:** con base en la información recopilada se seleccionó la tecnología más adecuada de acuerdo a nuestras condiciones.
- **Caso base:** se llevó a cabo la simulación del proceso con MATLAB 6.5.

- **Diseño detallado, dimensionamiento de equipos, estimación de costos y análisis económico:** con la ayuda de la simulación se hicieron los cálculos del dimensionamiento de los equipos, estos fueron registrados en tablas de especificaciones, los costos de los mismos fueron calculados por el método de Guthrie y la ayuda de la página www.matched.com
- **Análisis de estrategias de operación y seguridad:** se citan algunos aspectos para el buen funcionamiento de la planta y algunas normas básicas de seguridad en la misma.

2 REPORTE DEL DISEÑO DE LA PLANTA PILOTO PARA LA PRODUCCIÓN DE ETANOL A PARTIR DEL BAGAZO DE LA CAÑA DE AZÚCAR

2.1 GENERALIDADES DEL PROCESO

2.1.1 Materia prima

Como se mencionó antes la principal fuente de materia prima es el bagazo de la caña de azúcar, el cual puede obtenerse en todas las zonas paneleras del departamento de Santander a un costo de alrededor de \$38.000 por tonelada (puesto en planta), sin embargo, este proceso requiere también al inicio una gran cantidad de ácido sulfúrico y algo de cal cuya cantidad no es tan significativa.

2.1.2 Condiciones de operación y descripción de las unidades del proceso

A continuación, en la tabla 2.1 se presenta la descripción general de los equipos utilizados en el proceso; mostrando las condiciones de operación para cada uno de los equipos; como presión y temperatura. La descripción detallada de cada equipo se puede ver en las hojas de especificaciones que se encuentran en el Anexo B.

Tabla 2.1 Especificaciones de diseño de los equipos.

EQUIPO	CONDICIONES DE DISEÑO	CAPACIDAD	MATERIAL
Reactor 1 Prehidrolizador	T = 30°C P = 1 atm	280 L V = 0.28 m ³	Acero inoxidable 304
Reactor 2 Hidrolizador	T = 90 – 100 °C P = 1 atm	200 L V = 0.2 m ³	Acero inoxidable 304
Reactor 3 Fermentador	T = 32 – 35 °C P = 1 atm	230 L V = 0.23 m ³	Acero inoxidable 304
Filtro	T = 60 °C	47.5 L/h	Acero al carbono
Torre de separación Cromatográfica	T = 25°C P = 1 atm	20 L V = 0.02 m ³	Vidrio Pyrex Resina de intercambio iónico
Flash	P = 0.5 atm	230 L V = 0.23 m ³	Acero inoxidable 304
Intercambiador de calor	Intercambiador de tubos y coraza, dónde el etanol va por los tubos. Fluido de calentamiento vapor	15 L/h	Acero al carbono
Condensador	Intercambiador de tubos y coraza, dónde el etanol va por los tubos. Utilizamos como fluido refrigerante agua.	15 L/h	Acero al carbono
Evaporador	T = 110°C P = 1 atm	50L V = 0.05 m ³	Acero inoxidable 304

2.1.3 Química, cinética y termodinámica del proceso

Aquí se muestran los aspectos químicos, cinéticos y termodinámicos básicos de las diferentes etapas básicas del proceso.

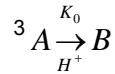
2.1.3.1 Prehidrólisis

Es la etapa en la cual se transforma la hemicelulosa presente en el bagazo a xilosa (azúcar fermentable de 5 carbonos) por la acción de ácido sulfúrico diluido (7.65%).

MODELO CINETICO

A=Hemicelulosa

B=Xilosa



$$r_A = -k_0 C_A = \frac{dC_A}{dt}$$

$$r_B = k_0 C_B = \frac{dC_B}{dt}$$

Condiciones iniciales

$$C_{A0} = C_{hem}$$
$$C_{B0} = C_{xilosa} = 0 \text{ g/L}$$

$$C_A = C_{A0} \cdot \exp(-k_0 t)$$
$$C_B = C_{A0} [1 - \exp(-k_0 t)]$$

Expresión para la constante de reacción:

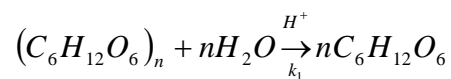
$$K_0 = 1.86 \cdot 10^{14} \cdot C_s^{1.02} \cdot \exp\left(\frac{-1144.09}{1.987T}\right)$$

Fuente: Fermentación enzimática.

Donde C_s es concentración del ácido en gramos por litro y T es la temperatura a la que se lleva a cabo la reacción (303 K).

2.1.3.2 Hidrólisis

La hidrólisis completa de la celulosa consiste en el rompimiento de los enlaces entre las moléculas de glucosa; a cada unidad se añade una molécula de agua, produciéndose la glucosa. La reacción de la celulosa es:



³ Sin consumo de agua

Modelo Cinético

Para la cinética de la hidrólisis del bagazo de la caña de azúcar se obtuvo un modelo empírico ajustando los siguientes datos experimentales obtenidos a partir de un estudio realizado en el laboratorio de biotecnología de la Universidad Nacional.

Tabla 2.2 Perfil de descomposición de la celulosa mediante hidrólisis ácida a 100 C.

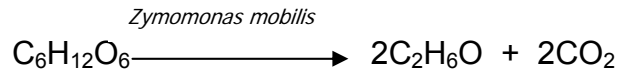
Tiempo (min.)	Concentración Celulosa (g/L)	Concentración Glucosa (g/L)
0	60.24	7.38
5	51.43	15.67
10	43.76	22.24
15	37.78	33.56
25	25.12	45.89
30	19.43	53.45
35	13.65	54.61
40	9.54	38.23
50	6.87	24.64
60	5.12	3.03

Fuente: Hidrólisis ácida del bagazo de la caña de azúcar. Instituto de Biotecnología de la Universidad Nacional, 2002.

El ajuste de los datos se hizo con ayuda del lenguaje de programación MATLAB. Se utilizó la función spline.m que punto a punto en el vector crea polinomios de tercer grado y con estos calcula el valor de la variable dependiente, la función también arrojó un tiempo óptimo de 32 min.

2.1.3.3 Fermentación

En esta etapa los azúcares fermentables (glucosa y xilosa) son transformados a etanol por la acción de la bacteria *Zymomonas Mobilis*. La estequiometría de la reacción de producción de etanol, es una simple descomposición de una molécula de glucosa para generar dos moléculas de dióxido de carbono y dos de alcohol etílico.



La ecuación que representa la velocidad específica de crecimiento de la bacteria, corresponde a un modelo de inhibición por producto que se ha obtenido a partir de la modelización de los datos cinéticos de un estudio realizado en un reactor de mezcla completa.

$$\mu = \mu_m \left(1 - \frac{P}{P^*}\right)^N \frac{S}{S + K_s} = 0.42 \left(1 - \frac{P}{87.5}\right)^{0.41} \frac{S}{S + 0.22}$$

Variables

μ, μ_m = velocidades específicas de crecimiento del inóculo (h^{-1})

P = concentración del producto inhibidor (g/L)

P^* = concentración crítica del inhibidor que para completamente el proceso (g/L)

N = constante relacionada con el poder tóxico del inhibidor.

S = concentración del sustrato (g/L)

K_s = constante de Monod (g/L)

Fuente: P. GUNASEKARAN y k. CHANDRA RAJ. India, 1999.

Modelo Cinético

El modelo cinético es determinado mediante la solución de las siguientes ecuaciones diferenciales:

$$\mu = 0.42 * \left(1 - \left(\frac{y(3)}{101.6}\right)^{0.41} * \frac{y(2)}{(y(2) + 0.22)}\right)$$

$$dy = \left[y(1) * \mu_{iu} * \left[\frac{y(2)}{(0.245 + y(2))} \right] * \left[1 - \left(\frac{y(3)}{101.6} \right)^{1.95} \right] \right] \\ - \left[y(1) * \mu_{iu} * \left[\frac{y(2)}{(0.245 + y(2))} \right] * \left[1 - \left(\frac{y(3)}{101.6} \right)^{1.95} \right] * \frac{1}{0.1277} \right] \\ \left[y(1) * \mu_{iu} * \left[\frac{y(2)}{(0.245 + y(2))} \right] * \left[1 - \left(\frac{y(3)}{101.6} \right)^{1.95} \right] * \frac{1}{0.27765} \right]$$

y(1) = Inóculo

y(2) = Azúcares

y(3) = Etanol

y(4) = CO₂

y(1), y(2), y(3), y(4) = [g/L]

Fuente: Fermentación enzimática.

El sistema de ecuaciones diferenciales se soluciona por el método de Runge - Kutta, teniendo como restricción la tolerancia de la bacteria frente a la concentración de alcohol, obteniéndose:

$$\text{CO}_2 = y(3) * 88/92$$

$$t = 13 \text{ horas}$$

2.1.3.4 Flash

En este equipo se aumenta la concentración del etanol (hasta un 25% molar) proveniente del proceso de fermentación.

Variables:

X_A = X_D = fracción molar de etanol

X_B = X_w = fracción molar de H₂O

y = fracción molar a la salida del flash = 0.25

Condiciones a la salida del fermentador

$$A = 46 \text{ g/mol}$$

$$B = 18 \text{ g/mol}$$

$$C_A = 63.028 \text{ g/L}$$

$$C_B = 435 \text{ g/L}$$

$$X_B = (C_B/MW_B)/[(C_B/MW_B)+(C_A/MW_A)]$$

$$X_A = (C_A/MW_A)/[(C_A/MW_A)+(C_B/MW_B)]$$

$$X_w = \exp((y-0.7619)/0.1401)^4$$

Dónde

Coeficiente de distribución = 4.434

Peso molecular de la mezcla = PM = 19.5

F = flujo molar de alimento = $(V \cdot \rho)/(PM)$,

Mas total = $V \cdot \rho$

La masa del destilado se calcula realizando una regresión de la ecuación con el método de Newton.

$$\frac{Fx_f}{Wx_w} = \left[\frac{F(1-Fx)}{W(1-x_w)} \right]$$

F = W+D

D = Flujo de destilado

W = Flujo de los fondos

2.1.4 Unidades de separación

A continuación se presentan los parámetros tenidos en cuenta en el diseño de los equipos de separación, como son el filtro y las centrífugas tubulares

⁴Esta expresión se obtiene al hacer una regresión de la curva de equilibrio etanol-agua que se encuentra en el libro: Principios de Transferencia de masa. Robert. E. Treybal.

2.1.4.1 Filtro

En el filtro se lleva a cabo la separación de los sólidos, como la lignina; fibras y algunos residuos provenientes del hidrolizador, para que la solución clara pueda ser transportada a la columna cromatográfica, donde se van a separar los azúcares del ácido.

Variables

- Área de filtrado = 5 cm^2
- Resistencia del medio filtrante = $res = 1.886 \text{ e-3}$
- Resistencia de la torta de filtrado = $ret = 1.5 \text{ e-4}$
- ρ_{mezcla} = concentraciones a la salida del hidrolizador
- Masa 2 = Ft
- Masa filtrado = $Masa\ 2 \cdot (1-x)$
- $\rho_{filtrado} = 210 \text{ g/L}$
- W = fracciones másicas de la mezcla que viene del \square hemicelulosa
- $W(6)$ = fracción másica del ácido en el filtrado
- F = masa del filtrado
- $V_{filtrado} = \frac{\text{masa}_{filtrado}}{\rho_{filtrado}}$

x = fracción másica de celulosa + \square emicelulosa + lignina

Concentraciones en fracción másica del filtrado

$$W = \left[\frac{W * Ft}{(Ft * (1 - x))} \right]$$

Tiempos de filtrado

$$tf = V_{filt} * \left(ret * \frac{V_{filt}}{(1 - 0.001 * x)} \right) + res * V_{filt}$$

Masa de sólidos

$$S = Masa\ 2 * x$$

Concentraciones del filtrado en g/L

$$C_f = W * \rho_{\text{filtrado}}$$

Cálculo de la masa de ácido

$$H_2SO_4 = W(6)*F$$

2.1.4.2 Separación Cromatográfica

Este equipo es el encargado de recuperar más del 90% del ácido sulfúrico utilizado en la prehidrólisis y en la hidrólisis del proceso, esta columna de separación se rellena con la resina de intercambio iónico Dowex Monosphere. Aquí la corriente ácida que contiene los azúcares la cual proviene de la hidrólisis es separada en dos corrientes una que contiene solo ácido y otra que contiene los azúcares.

2.1.4.3 Centrífuga Tubular

En las centrífuga tubular 1 se lleva a cabo la neutralización del ácido remanente en la corriente de azúcares proveniente de la columna de separación cromatográfica y el retiro del yeso formado en dicho proceso, por la adición de cal.

En la centrífuga 2, se retiran los microorganismos utilizados en el proceso de fermentación de la corriente que lleva el etanol, para su posterior recirculación.

Variables

- Diámetro interno = 1.75 in
- Velocidad angular = 23 rpm
- Área de sedimentación del tanque de la centrífuga

$$\alpha = \frac{2\pi(N-1)(r_b^3 - r_a^3)\omega^2}{2g \tan \theta} = 0.1024e - 2dm$$

donde

$$Q = \frac{z(\rho_p - \rho)D_p^2 g \alpha}{18\mu}$$

- μ = viscosidad = 2 cp
- D_p = 35 micras
- g = 98 dm/s
- ρ_p = 60*16.019 (g/L)
- ρ = 200 g/L

$$Q = V/t, \quad t = V/Q$$

$$t = \frac{1.8\mu V}{\left(2 * (60 * 16.019 - 200) * (35e - 5)^2 * 98 * 0.1024e2\right)}$$

Cálculos adicionales realizados en la centrifuga 1

- $t_c = t/60$
- $V = V_i + V_{cal}$
- $V_i = V_{filt} - V_{H_2SO_4}$, retirado con la resina de intercambio iónico
- $V_{H_2SO_4} = (0.99 * M_{H_2SO_4}) / \rho_{H_2SO_4}$

Cálculo del volumen de cal

$$V_{cal} = M_{cal} / \rho_{cal}$$

donde $\rho_{cal} = 961$ g/L

M_{cal} , es la masa de cal necesaria para neutralizar una masa de ácido, $M_{H_2SO_4}$, tal que el pH final del flujo centrifugado al mezclarse con un volumen de agua, V_{H_2O} , es suficiente para tener una concentración de azúcares de 20.6 de glucosa y xilosa en % p/p en la corriente final y un pH de 5.2 destinado al fermentador.

$$M_{H_2SO_4} = (PM * V_{TOTAL SLN}) / (2 * \exp(5.2))$$

$$V_{(TOTALSLN)} = \frac{m_{H_2O}}{\rho_{H_2O}} + \frac{(m_{azu} + m_{H_2O})}{\rho_{SLN}} + \frac{M_{H_2SO_4}}{\rho_{H_2SO_4}}$$

$$\frac{m_{azu} * 100}{(11.6 + 9)} = m_{H_2O} + m_{SLNazu} + M_{H_2SO_4}$$

Partiendo de estas ecuaciones se despejan las dos variables a calcular.

- M_{H_2O} = masa de agua necesaria para lograr la concentración de azúcares deseada y el pH óptimo que es aproximadamente de 5.2
- $M_{H_2SO_4}$ = masa de ácido no neutralizada

$$m_{H_2O} = [(D-E)(A-B)-C]/(F+A-B)$$

donde:

$$A = [2\exp(5.2)]/PM_{H_2SO_4}$$

$$B = 1/\rho_{H_2SO_4}$$

$$C = M_{SLNazu}/\rho_{SLNazu}$$

$$D = (m_{azu} * 100)/20.6$$

$$E = m_{SLNazu}$$

$$F = 1/\rho_{H_2O}$$

$$M_{H_2SO_4} = \frac{\left(\frac{m_{H_2O}}{\rho_{H_2O}} + C \right)}{(A - B)}$$

$$MHN = M_{H_2SO_4} - MHSN$$

$$Mcal = MHN * 56.19/98$$

MHSN = masa de ácido sin neutralizar

$$Myeso = Mcal * 136.1/56.1$$

2.1.5 Simulación en estado estacionario

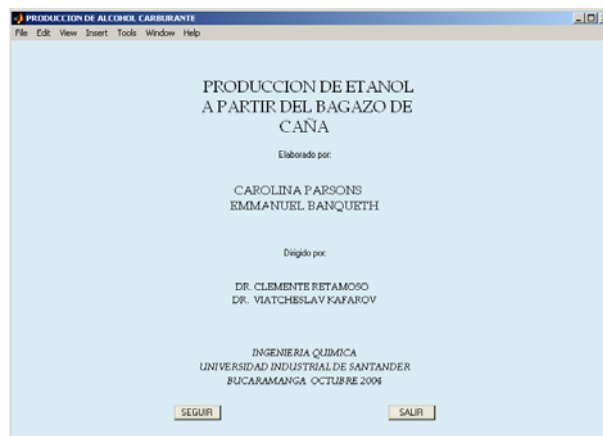
Como herramienta adicional de ayuda para calcular las composiciones de las corrientes necesarias para el balance de masa, además de los requerimientos energéticos en los procesos que involucran transferencia de calor, se desarrolló una simulación en el lenguaje de programación **MATLAB 6.5**. Este lenguaje fue seleccionado, debido a que, posee herramientas y aplicaciones matemáticas lo bastante poderosas como para simular procesos casi de cualquier índole mientras

que otros simuladores de procesos como el HYSYS de HYPROTECH, del cual la escuela de ingeniería química tiene licencia, no poseen en sus bases de datos compuestos como la glucosa y la celulosa de tal forma que las rutinas de programación en él se harían más complicadas. Sin embargo el programa presenta una limitante en cuanto al dimensionamiento de los equipos cuando se hacen escalamientos. Esta simulación posee una interfaz gráfica, que permite que el usuario ingrese datos de entrada como: la cantidad de materia prima a ser utilizada (en kg), la composición de celulosa, hemicelulosa y lignina del alimento (en % p/p) y el porcentaje de humedad de este posee para realizar los cálculos del dimensionamiento de los equipos, condiciones de entrada y salida de éstos y la composición dentro de ellos.

La pantalla inicial contiene la presentación, es decir, el nombre, los autores y los directores del proyecto además, posee dos comandos:

- Salir: sale de la simulación
- Seguir: el usuario ingresa al menú de entradas.

Figura 2.1 Pantalla de presentación de la simulación



La segunda pantalla como se describió anteriormente permite que el usuario escriba los datos de entrada. Adicional a esto posee tres botones:

- Calcular: luego de ingresar los datos éste inicia las operaciones pero sin mostrarlas en pantalla.
- Resultados: se hace visible cuando el programa termina de hacer los cálculos y al ser presionado muestra el diagrama general del proceso.
- Salir: sale de la simulación

Figura 2.2 Pantalla de ingreso de datos a la simulación



En la tercera pantalla se muestra un diagrama detallado del proceso. Esta ventana permite escoger entre los principales equipos del proceso (prehidrolizador, hidrolizador, filtro, centrífuga, fermentador, flash) para conocer su desempeño durante el mismo, además tiene la opción de mostrar una ventana de gráficas. Esta pantalla también muestra dos botones:

- Más cálculos: este botón permite realizar nuevos cálculos remitiéndonos nuevamente a la ventana de datos de entrada.
- Consideraciones: al presionar este botón el programa muestra algunas de las consideraciones que se tuvieron en cuenta para hacer los cálculos respectivos de los diferentes equipos, la pantalla mostrada es un archivo de tipo html.

En las ventanas individuales equipo por equipo se muestran los flujos, volúmenes, cantidades, tiempos y composiciones manejadas en cada uno de ellos,

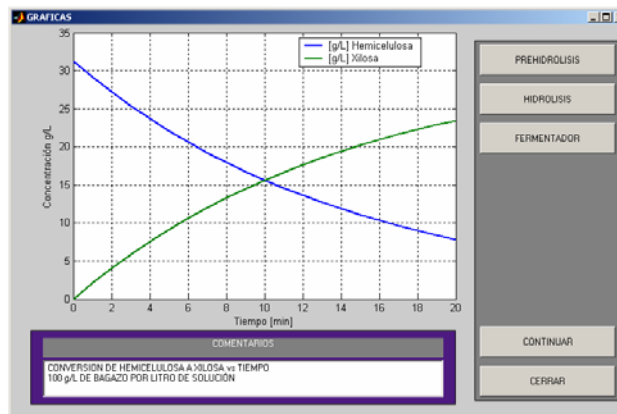
adicionalmente, en todas ellas se encuentra un comando en forma de botón para cerrarlas.

En la ventana de gráficas se muestra como varían las composiciones en cada equipo con el tiempo, en esa ventana se encuentran cinco botones:

- Prehidrólisis: muestra la variación de las composiciones de celulosa, hemicelulosa, glucosa y xilosa con respecto al tiempo.
- Hidrólisis: muestra la variación de las composiciones de celulosa, hemicelulosa, glucosa y xilosa con respecto al tiempo.

Un ejemplo de las gráficas que posee la simulación se puede ver a continuación:

Figura 2.3 Diagrama de conversión de la hemicelulosa en xilosa en el prehidrolizador



- Fermentación: muestra la variación de las composiciones de glucosa, xilosa y etanol con respecto al tiempo.
- Continuar: al presionarlo nos indica que hacer si se desea salir o continuar con el proceso.
- Cerrar: cierra la ventana de gráficas.

2.2 DIAGRAMA DE FLUJO Y BALANCES

2.2.1 Diagrama de flujo y balance de masa

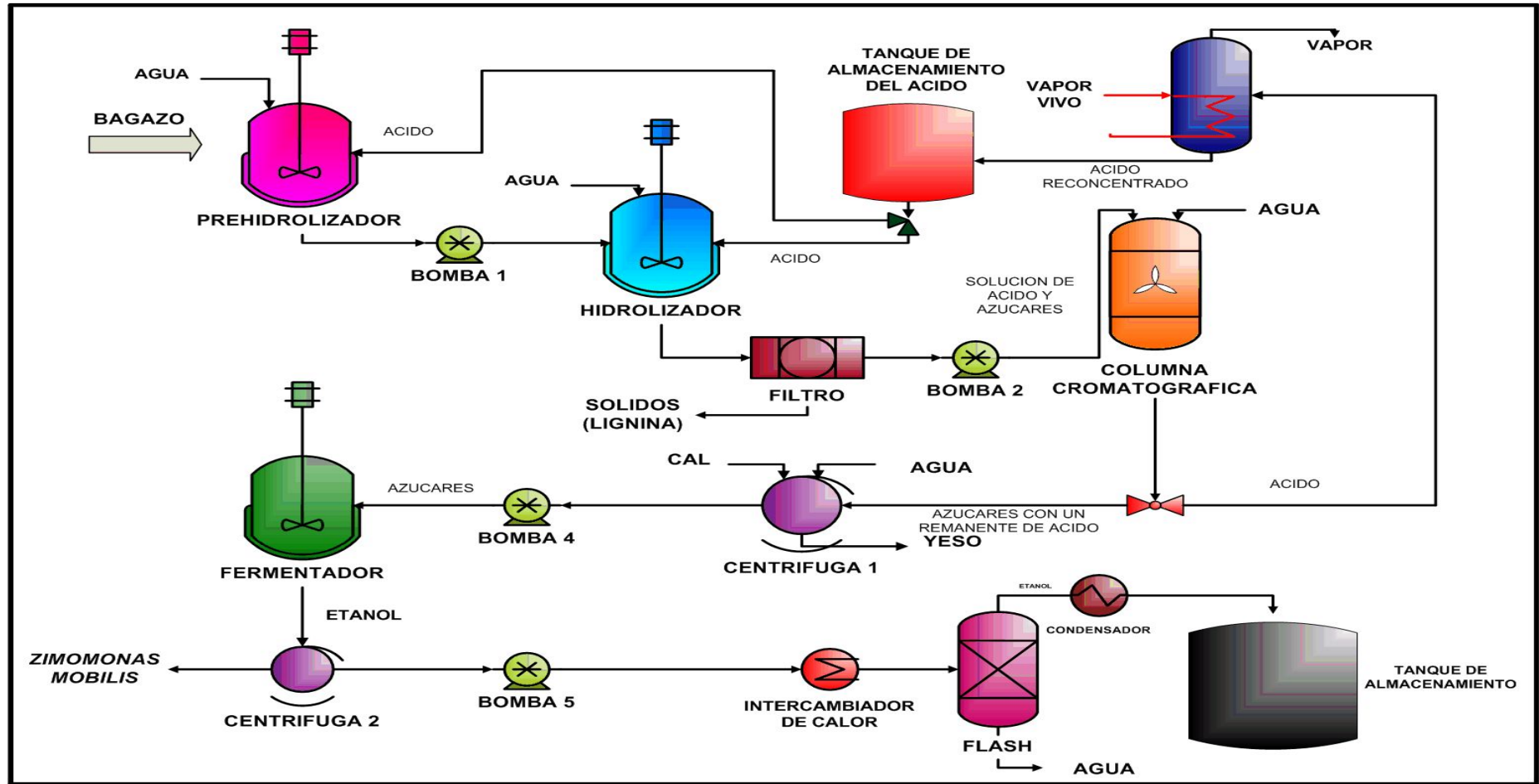


Figura 2.4 Diagrama de flujo del proceso

2.2.2 Balances de masa

En el cuadro que se presenta a continuación se muestra la composición y condiciones de cada corriente del proceso referidas al esquema del diagrama del proceso, donde cada una de las cantidades mostradas (tabla 2.3) corresponden a un lote de producción y sus valores fueron tomados de los datos arrojados en la simulación del proceso.

Tabla 2.3 Balances de masa de las corrientes de proceso

COMPONENTE	B	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21
Etanol (g)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	7219	7213	7187	26	0	0
Celulosa (g)	11347	0	0	0	9800	0	57	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Hemicelulosa(g)	787.9	0	0	0	248	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Lignina (g)	4632	0	0	0	4632	0	4632	4387	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Glucosa (g)	0	0	0	0	0	0	14432	0	14400	0	0	14400	0	0	0	14400	0.13	0	0	0	0	0
Xilosa (g)	0	0	0	0	2376	0	5117	0	5105	0	0	5105	0	0	0	5105	0.09	0	0	0	0	0
Inertes (g)	186.4	0	0	0	186.4	0	186.4	1798	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ácidosulfúrico(g)	0	0	25.87	0	21.76	9245	9265	67	9198	0	8623	557	0	0	0	0	0	0	0	0	0	8618
Agua (g)	1.275	200	10.2	54	1580	10.3	3138	2113	1025	19560	18410	2150	69	0	276	1943	33467	32297	21335	10963	13456	0
Cal (g)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	31	0	0	0	0	0	0	0	0
Yeso (g)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	70	0	0	0	0	0	0	0
Temperatura (°C)	25	25	25	25	30	25	90	62	25	25	35	35	25	25	25	25	32	50	27	27	110	97

2.2.3 Descripción del proceso

El proceso de producción de etanol se inicia introduciendo en el prehidrolizador una masa de bagazo de caña de azúcar compuesto de celulosa, hemicelulosa, lignina y el resto de inertes, además de una masa de H_2SO_4 y agua. La operación se realiza a una temperatura de $30\text{ }^\circ\text{C}$ y a una 1 atm . La corriente de salida del prehidrolizador presenta una cierta composición de celulosa, de hemicelulosa, de lignina y de xilosa que se formó a partir de la descomposición de la hemicelulosa.

La corriente de salida del prehidrolizador entra al hidrolizador que opera a una temperatura de $90\text{ }^\circ\text{C}$ y a una presión de 1 atm , en donde se adiciona más H_2SO_4 y agua. La corriente de salida de este equipo tiene una composición de azúcares mayor a la anterior además se ha formado glucosa debido a la descomposición de la celulosa.

La corriente proveniente del hidrolizador es llevada a un filtro prensa en donde se remueve principalmente la lignina, los inertes y todos los sólidos suspendidos que traía dicha corriente.

El filtrado obtenido entra a una columna de separación cromatográfica, que está llena de una resina de intercambio iónico a base de calcio (Dowex Monosphere 99 Ca), soportada en una columna de vidrio.

En este equipo la separación se realiza debido a que la resina que está cargada positivamente retiene los iones SO_4^- del ácido sulfúrico, dejando pasar los azúcares, por tanto, estos hacen parte de la primera corriente que abandona la columna, pues el ácido es retenido en la columna mientras la glucosa y la xilosa fluyen a través de ella. Luego de un tiempo, cuando ya han pasado a través de ella todos los azúcares y la columna se encuentre saturada de iones SO_4^- , se

bombea agua destilada y el ácido empieza a salir de ella, recuperando así más del 90% del ácido empleado.(para mayor información del funcionamiento de la columna de separación cromatográfica ver el Anexo A)

Después de separar el ácido de la solución de azúcares, la solución de éstos últimos se encamina hacia la centrífuga donde se les agrega agua y cal con el fin de neutralizar el ácido remanente en esta corriente, esto produce una pequeña cantidad de yeso. Por otra parte, el ácido que se recupera cuando se bombea el agua destilada a la columna se transporta hacia un evaporador donde se le eleva nuevamente la concentración para luego se recirculado nuevamente a las etapas de prehidrólisis e hidrólisis.

La corriente de azúcares proveniente de la centrífuga entra al fermentador, en el cual se lleva a cabo la fermentación con la ayuda de las *Zymomonas Mobilis*; que son las bacterias encargadas de la transformación de los azúcares en alcohol, de una manera eficiente. Luego de haber finalizado la labor fermentativa el sistema es despresurizado de tal manera que se elimina el CO₂ con unas pérdidas casi despreciables de alcohol.

La corriente de salida del fermentador se pasa por otra centrífuga, donde es retirado el inóculo del etanol, esta ahora es transportada hasta un separador flash con el fin de obtener los vapores de etanol al 25% molar que luego son condensados y salen en la corriente del destilado.

Antes del separador flash se encuentra un intercambiador de calor que es el encargado de llevar la solución de alcohol – agua hasta la temperatura necesaria de entrada al separador, para que a la salida de éste se obtenga la concentración deseada.

2.2.4 Consumos del Proceso

El consumo de materia prima y de servicios industriales se detallan en la siguiente tabla:

Tabla 2.4 Consumo de materia prima y servicios industriales

MATERIA UTILIZADA	CANTIDAD POR CADA 1000 LITROS DE PRODUCTO
Bagazo de caña de azúcar	196 kg
Ácido sulfúrico	14.126 kg
Agua de Proceso	26250 m ³
Cal	0.25 kg
<i>Zimomonas mobilis</i>	0.202 kg
Agua de enfriamiento	165 m ³
Vapor	1025 m ³

2.3 CONSIDERACIONES AMBIENTALES

La producción de alcoholes, la conversión de las materias primas y el uso posterior del alcohol obtenido no sólo tendrán un impacto en las emisiones de CO₂, sino que también generarán diversos efectos sobre el medio ambiente que podrían hacer aún más atractiva la sustitución los combustibles fósiles por aquellos que provienen de fuentes renovables.

Al evaluar estos efectos es preciso tener presente que, en principio, lo que importa no es tanto el impacto del ciclo de vida del alcohol, sino la diferencia entre el impacto global que se deriva de la producción, refinado y consumo de combustible fósil y el que se deriva de la producción, transformación y consumo de los combustibles alternativos.

2.3.1 Emisiones De Escape De Los Vehículos

Uno de los argumentos que se ha esgrimido a favor del etanol es que su uso en los vehículos genera un número menor de emisiones "convencionales" (CO, NOx, COV y partículas), reduciendo de esta manera el efecto de invernadero. Según un estudio adelantado por los investigadores argentinos Silvio Trumper y Esteban Cabanillas, e algunas ciudades de Europa se ha estimado que el 80% de la contaminación atmosférica provocada por el hombre se debe a la combustión de carburantes fósiles y que de esta porción, la mitad la aporta el transporte. El rápido aumento del número de automóviles en todo el mundo hace temer un empeoramiento de la situación.

Es evidente la necesidad de promover la eficiencia energética y una mayor utilización de los recursos renovables.

2.3.2 Prácticas De Utilización Del Suelo En La Agricultura

El potencial para producir etanol a partir de biomasa lignocelulósica o mediante procedimientos de conversión termoquímica podrá materializarse a corto plazo si la mayor parte de la materia prima procede de la silvicultura tradicional, la silvicultura de ciclo corto u otros cultivos lignocelulósicos. Dichos cultivos tienen un impacto mucho menor en el medio ambiente, ya que no requieren procedimientos intensivos ni necesitan, por lo tanto, fertilizantes, plaguicidas, herbicidas o irrigación. Sin embargo, se debe tener en cuenta que para suplir toda la demanda nacional será necesario plantar miles de hectáreas y reemplazar otras plantaciones existentes.

2.3.3 Impacto Ambiental Del Proceso

Tabla 2.5 Especificaciones de impacto ambiental por etapa del proceso

ETAPA Y/O EQUIPO	ASPECTO AMBIENTAL	DESCRIPCIÓN DEL ASPECTO	IMPACTO AMBIENTAL	LEGISLACIÓN ASOCIADA
FILTRACIÓN	Generación de sólidos.	Sólidos provenientes de la lignina residual.	Contaminación del suelo.	Decreto 1541 de 1978. Resolución 2309 de 1983. Ley 430 de 1998
COLUMNA CROMATOGRÁFICA	Generación de sólidos.	La resina envenenada con el tiempo debe ser desechada.	Contaminación del suelo.	Decreto 1541 de 1978. Resolución 2309 de 1983. Ley 430 de 1998
RECONCENTRACIÓN DEL ÁCIDO	Emisión de vapores.	En los vapores pueden llevar algunas trazas de ácido.	Contaminación del aire.	Certificado y permiso de emisiones dado por la autoridad ambiental. del Departamento.
CENTRIFUGA 1	Generación de sólidos.	Sólidos provenientes de la cal adicionada.	Contaminación del suelo.	Decreto 1541 de 1978. Resolución 2309 de 1983. Ley 430 de 1998
CENTRIFUGA 2	Generación de sólidos.	Sólidos provenientes de la fermentación.	Contaminación del suelo.	Decreto 1541 de 1978. Resolución 2309 de 1983. Ley 430 de 1998
FERMENTACIÓN	Emisión de gases	Se produce CO ₂ como subproducto de la fermentación de azúcares.	Contaminación del aire.	Certificado y permiso de emisiones dado por la autoridad ambiental. del Departamento.
SEPARADOR FLASH	Emisión de líquidos	En la corriente líquida pueden quedar trazas de alcoholes pesados	Contaminación del agua.	Decreto 1594 de 1984. Decreto 1541 de 1978.
TODA LA PLANTA	Aspectos ambientales asociados al manejo de sustancias químicas	Riesgo de derrame, vertimiento a cuerpos de agua o descarga al alcantarillado. Emisión de gases tóxicos	Contaminación del aire., agua o suelo	

2.4 ANÁLISIS ECONÓMICO

Basados en la situación bajo la que se llevaría a cabo este proyecto y su carácter de planta piloto, se hicieron las diferentes evaluaciones para el montaje de la misma, con el fin de encontrar si el costo de producción, permitiría a futuro, realizar un escalamiento de la planta a nivel industrial, ya que bajo la característica de piloto, solo trae beneficios de impacto para la academia.

El tiempo de evaluación del proyecto es de 10 años. El año cero corresponde al momento de partida en cuanto al funcionamiento de la planta, con una producción al 100% de la capacidad sin proyección de crecimiento en cuanto a los niveles de producción.

Los ingresos estarán determinados por la venta del etanol y el precio como se anotó anteriormente, se obtuvo del valor obtenido del costo de manufactura que es de \$906.64 por litro para el primer año, y del segundo en adelante, teniendo en cuenta que la economía del proceso radica en la recuperación y recirculación del ácido el precio por litro estaría alrededor de \$537.29.

Los costos de administración, ventas y fabricación se determinan según el requerimiento para un buen funcionamiento de la planta y los equipos, estos egresos son fijos y según los parámetros legales salariales y de prestaciones en Colombia. Los empleados están conformados por un Gerente, un jefe de planta, una secretaria y los operarios.

Para este proyecto se necesita una inversión inicial de \$ 326.636.455 millones de pesos, de estos se utilizarían \$ 50.000.000 para el acondicionamiento de la bodega y local para la planta; \$262.008.450 para la compra de maquinaria y equipos, \$ 7.000.000 para muebles y equipos de oficina. Estos rublos representan la inversión fija y el financiamiento de un capital de trabajo de \$7.628.005 que sostenga 15 días de operación, que conforman la inversión circulante necesaria para el proyecto.

El financiamiento de esta inversión, se toma a partir de un crédito del 50% del dinero necesario, bajo una tasa de interés bancaria de 7.7% (DTF) y el otro 50% proviene de capital propio.

La tasa interna de retorno que nos arroja este proyecto es del 64.55%, el hecho de que esta tasa sea superior a la tasa de interés del préstamo, nos indica **que es posible y financieramente factible** realizar este proyecto, ya que arrojaría los resultados e ingresos necesarios para cubrir el costo del 7,7% de los intereses del crédito y dejar un margen más; relativamente alto, ya que estaría alrededor del 56.85% . Para mayor información observar el Anexo E

CONCLUSIONES

1. La producción de etanol a partir del bagazo de la caña de azúcar es técnica factible, como se muestra en el diseño asistido por la simulación; y es económicamente viable; mientras se recupere y recircule el ácido, ya que este reactivo es imprescindible en el proceso y es también el más costoso, como se puede ver en el estudio económico.
2. El desarrollo de la simulación hace flexible el diseño de la planta, porque permite que el usuario sea quien seleccione la cantidad de materia prima a tratar, proporcionándole: el nuevo tamaño de los equipos, la cantidad necesaria de reactivos para llevar a cabo el proceso, cantidad de alcohol producido y los requerimientos energéticos para que esto sea posible. Convirtiéndose así, en una herramienta útil para el desarrollo de futuros proyectos.
3. A pesar de que el diseño está enfocado a su implementación como planta piloto, la tasa interna de retorno (TIR) que arroja el análisis económico del proyecto nos indica que es financieramente factible realizarlo a escala industrial, ya que arroja resultados e ingresos necesarios para cubrir el costo de su montaje, aún si éste es financiado, y deja un margen de ganancias aproximadamente del 56%.

RECOMENDACIONES

1. Se hace necesario profundizar en el estudio de la separación cromatográfica a nivel industrial; como diferentes tipos de resinas más asequibles; debido a que esta etapa del proceso es imprescindible para hacer económico el proceso.
2. Estudiar el efecto del cambio del tipo de pretratamiento dado a la biomasa, por ejemplo el pretratamiento alcalino; y realizar la comparación de costo – beneficio obtenido
3. En la etapa fermentativa es posible investigar sobre nuevos organismos modificados genéticamente, los cuales puedan aumentar la producción de alcohol y/o sean más tolerantes a este.
4. Buscar e implementar correlaciones más estrictas de la cinética de la hidrólisis, prehidrólisis y fermentación para obtener unos resultados más confiables en la simulación del proceso.

BIBLIOGRAFÍA

1. AGUILAR, C. (2001). Biodegradation of cellulose from sugar cane bagasse by fungal cellulose. *Cienc. Tecnol. Aliment.* Vol. 3, No. 2, p 117-121.
2. ARENAS, M. & España, L. (2001). Estudio de prefactibilidad técnico-económica para el montaje de plantas productoras de cloruro de vinilo y alcohol etílico a partir de etileno. Tesis de grado. UIS.
3. AWAFO, V., Chahal, D. & Simpsons, B. (2000). Evaluation of combination treatments of sodium hydroxide and steam explosion for the production of cellulose systems by two *T. Reesei* mutants under solid-state fermentation conditions. *Bioresource Technology.* Vol. 73, p 235-245.
4. BARNELL, W., Yi Cheo, K. & Conway, T. (1990). Sequence and genetic organization of a *Zymomonas Mobilis* gene cluster that encodes several enzymes of glucose metabolism. *Journal of Bacteriology.* Vol. 172, No. 12, p 7227-7240.
5. BEGUIN, P. & Aubert, J. (1992). Cellulases. *Encyclopedia of microbiology.* Vol. 1, p 467-477.
6. BHAT, M. & Bhat, S. (1997). Cellulose degrading enzymes and their potential industrial applications. *Biotechnology Advances.* Vol. 15, No. 3 & 4, p 583-620.
7. BORRERO, H., Buenaventura, C., Colmenares, J., Domínguez, P., Samper, Sanclemente, L. & Valdés, H. (1979). La caña de azúcar en Colombia. *Documentos Nueva Frontera.* Vol. 23, No. 2.
8. BRODER, J. & Barrier, J. (1990). Producing fuels and chemicals from cellulosic. <http://www.hort.purdue.edu/newcrop/proceedings1990/v1-257.html>
9. BROWNLIE, D. (1940). Wood as a chemical raw product. *Chem. Ind.* Vol. 59, p 671-675.
10. Corpodib, Corporación para el desarrollo industrial de la biotecnología. (2000). Documento informativo de la entidad. <http://www.corpodib.com>
11. CUZENS, K. (1997). Conversion of bagasse cellulose into ethanol. Arkenol. Department of energy United States (DOE).

12. DIPARDO, J. (2000). Outlook for biomass ethanol production and demand. <http://www.eia.doe.gov/oiaf/analysispaper/biomass.html>
13. DO SANTOS, M. (2001). Energy analysis of crops used for producing ethanol and CO₂ emissions. <http://ivig.coppe.ufrj.br/aequivos/alcofoen.pdf>
14. FARABEE, M. (2001). Online Biology Book, glossary, cellulose figure. <http://gened.emc.maricopa.edu/bio/bio181/BIOBK/cellulose.gif>
15. FEDEPANELA. (2001). Bases para un acuerdo de desarrollo de la cadena agroindustrial de la panela. http://www.agrocaddenas.gov.co/panela/panela_descripcion.html
16. FERRELL, J. (2000). Biofuels: increasing markets for clean renewable transportation fuels. ISAF XIII International Symposium on Alcohol Fuels. Office of fuels development. U.S. Department of energy, Washington, D.C.
17. GOMEZ, J. & Leal, D. (2004). Blanqueo de pulpas obtenidas a partir de la hoja de la palma africana mediante reacción con perborato (peróxido de hidrógeno y bórax). Tesis de pregrado en ingeniería química. UIS.
18. GRAVITIS, J., Suzuki, C., Bikovens, O., Kokorevics, A., Morales, R. & Kallavus, U. (2000). Sugar cane bagasse utilization into fiber materials and value-added chemicals by steam explosion with zero emissions target. http://www.ias.unu.edu/research_prog/unuzeri/bagasse.pdf
19. Himmel, M., Ruth, M. & Wyman, C. (1999). Cellulase for commodity products from cellulosic biomass. *Current Opinion in Biotechnology*. Vol. 10, p 358-364..
20. HUGOT, E. (1972). Handbook of cane sugar engineering. Ed. Elsevier, 2nd edition..
21. Ingram, L., Aldrich, H., Borges, A., Causey, T., Martinez, A., Morales, F., Saleh, A., Underwood, S., Yomano, L., York, S., Zaldivar, J. & Zhou, S. (1999). Enteric bacterial catalyst for fuel ethanol production. *Biotech. Prog.* Vol. 15, p 855-866.
22. Ingram, L. & Buttke, T. (1984). Effects of alcohols on microorganisms. *Advances in Microbial Physiology*. Vol. 25, p 253-300.
23. Ingram, L. & Doran, J. (1995). Conversion of cellulosic materials to ethanol. *FEMS Microbiology Reviews*. Vol. 16, p 235-241.

24. JACOBSEN, S. & Wyman, C. (2000). Cellulose and hemicellulose hydrolysis models for application to current and novel pretreatment process. *Applied Biochem. & Biotech.* Vol. 84-86, p 81-96.
25. Kern, D. (1997). *Procesos de transferencia de calor*. Ed. CECSA, México, D.F.
26. Kyritsis, S., Beenackers, A., Helm, P., Grassi, A. & Chiaramonti, D. (1991). 1st World Conference on Biomass for Energy and Industry. London, UK. Vol. I-II, p 2134.
27. LOPEZ, R., Robles, A. & Galvez, A. (2001). *Biodegradación de la celulosa y la lignina*. Ed. Universitas Giennensis. Universidad de Jaén.
28. MARQUEZ, D., Das Gracias, F. & Da Silva, S. (1999). Kinetic aspects of xylitol formation from batch fermentation of sugar cane bagasse acid hydrolysate. http://www.ct.ornl.gov/symposium/index_files/poster03.34.htm
29. MONTROYA, D., Spitia, S., Silvia, E. & Schwarz, W. (2000). Isolation of mesophilic solvent-producing strains from Colombia sources: Physiological characterization
30. RODRIGUEZ, G. (2000). *La panela en Colombia frente al nuevo milenio*. Corpoica-Fedepanela, manual de la caña de azúcar. Bogotá
31. ROLZ, C., De Ariola, M., Valladares, J. & De Cabrera, S. (1987). Effects of some physical and chemical pretreatments on the composition, enzymatic hydrolysis and digestability of lignocellulosic sugar cane residue. *Process Biochemistry*, February, p 17-23.
32. VILLAR, J., Canete, R. & García, A. (1986). *La industria de los derivados de la caña de azúcar*. Instituto cubano de investigaciones de los derivados de la caña de azúcar, Cuba.
33. Verykios, Xenophon. Process for the production of hydrogen and electrical energy from reforming of bio-ethanol with the use of fuel cells and with zero emissions of pollutants. 2002. Pág. 1-6.

ANEXO A. CROMATOGRAFÍA

El proceso de separación cromatográfica será el procedimiento utilizado para realizar la recuperación del ácido sulfúrico utilizado en la hidrólisis y la prehidrólisis, por tanto a continuación se presenta la descripción de dicho procedimiento.

La cromatografía es un método por el cual las sustancias se separan mediante un proceso de migración diferencial en un sistema que consta de dos fases. Una fase que fluye continuamente en una dirección dada (fase móvil) y otra que permanece fija (fase estacionaria). En estos sistemas los componentes de una mezcla pueden presentar diferentes movilidades debido a diferencias en la capacidad de adsorción, partición, solubilidad, presión de vapor, tamaño molecular o carga. Los mecanismos de separación son: adsorción, disolución y partición, filtración y permeación o tamices moleculares e intercambio iónico.

La cromatografía es probablemente la más versátil de las técnicas de separación: es aplicable a cualquier mezcla soluble o volátil. La elección de una técnica cromatográfica concreta depende de la naturaleza y cantidad de la muestra, del objetivo de la separación y de las limitaciones del tiempo y equipo asequible.

1. CLASIFICACIÓN

Las distintas técnicas cromatográficas se pueden dividir según cómo esté dispuesta la **fase estacionaria**:

1.1 Cromatografía plana

La fase estacionaria se sitúa sobre una placa plana o sobre un papel. Las principales técnicas son:

- Cromatografía en papel
- Cromatografía en capa fina

1.2 Cromatografía en columna

La fase estacionaria se sitúa dentro de una columna. Según el fluido empleado como fase móvil se distinguen:

- Cromatografía de líquidos
- Cromatografía de gases
- Cromatografía de fluidos supercríticos

La cromatografía de gases es útil para gases o para compuestos relativamente volátiles, lo que incluye a numerosos compuestos orgánicos.

Dentro de la cromatografía líquida destaca la cromatografía líquida de alta resolución (HPLC, del inglés *High Performance Liquid Chromatography*), que es la técnica cromatográfica más empleada en la actualidad.

2. MÉTODOS CROMATOGRÁFICOS

La cromatografía líquida la podemos diferenciar en cuatro grupos:

- Cromatografía de reparto: separa los solutos basándose en la solubilidad
- Cromatografía de adsorción: se basa en la afinidad de adsorción
- Cromatografía de exclusión: separa solutos según el peso molecular
- Cromatografía de intercambio iónico: separa solutos según la carga iónica

2.1 Cromatografía de reparto

La cromatografía de reparto está formada por la cromatografía Líquido-Líquido y la cromatografía unida químicamente. Estas técnicas se diferencian en la forma en que se retiene la fase estacionaria sobre las partículas del soporte relleno. En el segundo caso, como su nombre lo indica, la fase estacionaria se une químicamente a la superficie del soporte.

Los rellenos de columna en la cromatografía de fase unida químicamente se clasifican como de fase inversa cuando el recubrimiento enlazado tiene carácter no polar, y de fase normal cuando el recubrimiento contiene grupos funcionales polares. Esta técnica puede utilizarse en la separación de mezclas edulcorantes artificiales, antioxidantes, alfa-toxinas, bebidas refrescantes entre otras.

2.2 Cromatografía De Adsorción

La cromatografía de adsorción o Líquido-Sólido es la forma clásica de la cromatografía de líquidos. Ha sufrido algunas transformaciones que la han convertido en un método importante de la HPLC. Las únicas fases que se utilizan en este tipo de cromatografía son la sílice y la alúmina, siendo la primera la preferida. Es adecuada para compuestos no polares probablemente con masas moleculares inferiores a 5 000. En general la cromatografía Líquido-Sólido es más adecuada para muestras que son solubles en disolventes no polares y por ello tienen solubilidad limitada en disoluciones acuosas que son las que se utilizan en cromatografía de reparto en fase inversa. En este tipo de cromatografía también se pueden separar compuestos con diferentes grupos funcionales. Una característica particular de este método es su capacidad para diferenciar compuestos isómeros en mezclas.

2.3 Cromatografía De Exclusión

La cromatografía de exclusión, también llamada de filtración en gel o cromatografía de permeación en gel, se basa en la diferencia de penetración de las moléculas en los poros de la fase estacionaria debido a que la separación obtenida depende del tamaño de la molécula. El tiempo de elusión es proporcional al peso molecular de los mismos, por lo que no es muy usada con los compuestos de alto peso molecular. Este tipo de separación por tamaño difiere de las demás técnicas de cromatografía en que no existen interacciones físicas o químicas entre el analito y la fase estacionaria. Es una técnica reproducible, escalable y rápida. La fase fija está formada por partículas poliméricas o de sílice que contienen una red uniforme de poros por los que pueden penetrar las moléculas de pequeño tamaño. Las moléculas de tamaño grande se excluyen totalmente y son eluidas en primer lugar, mientras que las de pequeño tamaño tienen acceso a todo el volumen poroso y son las últimas que se eluyen; de esto se deduce que el volumen disponible para las moléculas pequeñas es mayor que para las grandes. Por lo tanto las moléculas se eluyen por su tamaño decreciente. En resumen los factores que determinan la separación de las moléculas son el tamaño del poro, el tamaño de la partícula y el flujo de elusión. Los diferentes

tipos de partículas usadas deben ser estables, mecánica y químicamente, tener bajo contenido en grupos iónicos, uniformidad de poro y tamaño. Los compuestos pueden ser derivados de dextranos (Sephadex), derivados de azarosa (Sepharosa), derivados de acrilamidas (Biogel P) y esferas de vidrio. Hay diferentes tamaños de partícula para un gel: a menor tamaño mayor resolución y menor gasto en la columna. Esta técnica se emplea en la separación de proteínas de alimentos, determinación de glucosa y fructosa en zumos de fruta, etc.

2.4 Cromatografía De Intercambio Iónico

La cromatografía de intercambio iónico está basada en la atracción entre iones del soluto y puntos cargados que existen en la fase estacionaria. En el caso de intercambiadores aniónicos, grupos cargados positivamente en la fase estacionaria atraen aniones del soluto. Los intercambiadores catiónicos contienen puntos cargados negativamente que atraen cationes del soluto. Los intercambiadores iónicos se clasifican en ácidos o básicos, fuertes o débiles. Las resinas ácidas fuertes siguen ionizadas incluso en disoluciones muy ácidas, en cambio las resinas ácidas débiles se protonan a un pH próximo a 4 y pierden su capacidad de intercambio catiónico. Los grupos muy básicos de amonio cuaternario siguen siendo catiónicos a cualquier valor de pH. Los básicos débiles de amonio terciario se desprotonan en disoluciones moderadamente básicas y pierden entonces su capacidad. Las resinas de intercambio iónico tienen aplicación en estudios donde intervienen moléculas pequeñas (PM=500) que pueden penetrar en los poros pequeños de la resina. Los intercambiadores iónicos de poliestireno son tan grandes que las macromoléculas muy cargadas, como las proteínas, se pueden enlazar irreversiblemente a ellos. Los de celulosa y dextranos sirven para intercambio iónico de macromoléculas. Los geles de intercambio iónico se usan en el caso de moléculas grandes (proteínas y ácidos nucleicos). Cuando las separaciones exigen condiciones químicas fuertes se emplean intercambiadores iónicos inorgánicos.

3. CROMATOGRAFÍA DE COLUMNA

Es una técnica que consiste en la aplicación de una muestra a una columna de cristal en la que se ha situado una matriz sólida porosa que está inmersa en la solución. A componentes de dicha solución se van retrasando de manera distinta según sus interacciones con la matriz, por lo que pueden ser recogidos por separado a medida que son eluidos por el fondo de la columna. Según la matriz escogida, los compuestos se pueden separar de acuerdo a su carga, su hidrofobicidad, su tamaño o su capacidad de unirse a grupos químicos particulares.

Se llama "matriz de la columna" a la sustancia que está empapada de solución y que se empaqueta en la columna, también es llamado como lecho de la columna; el volumen muerto hace referencia a la cantidad de solución que tiene que atravesar la columna para asegurar que se ha reemplazado completamente. Coincide con el volumen de solución que sale de la columna desde que se aplica la muestra hasta que empieza a salir el primer compuesto. En general, y dependiendo del tipo de cromatografía puede ser de 1 a varias veces el volumen de la columna.

3.1 CONCEPTOS IMPORTANTES EN LA CROMATOGRAFÍA EN COLUMNA

- 3.1.1 **Matriz de la columna:** Sustancia que está empapada de solvente y que se empaqueta en la columna. También se denomina el lecho de la columna.
- 3.1.2 **Longitud de la columna:** Longitud del dispositivo en el que se empaqueta la columna. Es importante en algunos tipos de cromatografía como la de filtración en gel y poco importante en otras como la cromatografía de afinidad.
- 3.1.3 **Volumen de la columna:** Volumen total de gel que se empaqueta en una columna cromatográfica.

- 3.1.4 Volumen muerto de la columna:** Cantidad de solvente que tiene que atravesar la columna para asegurar que se ha reemplazado completamente. Coincide con el volumen de solvente que sale de la columna desde que se aplica la muestra hasta que empieza a salir la primera proteína. En general, y dependiendo del tipo de cromatografía puede ser de 1 a varias veces el volumen de la columna.
- 3.1.5 'Run Through':** Es, en columnas de intercambio iónico o de afinidad, el volumen de solvente más proteínas que atraviesa la columna sin quedar retenido en ella. Correspondería en el caso de la cromatografía de afinidad al volumen de solvente que contiene un compuesto no afín al ligando.

3.2 TIPOS DE CROMATOGRAFÍA EN COLUMNA

El principio de separación de la cromatografía es la aplicación de un criterio de separación a los compuestos que se desplazan a lo largo de una matriz sólida porosa. Este criterio de separación se basa en alguna propiedad que es diferente entre los compuestos que se quieren separar : peso molecular, carga eléctrica, afinidad de uno de ellos por algún otro, etc... En función de cual sea el criterio de separación que se aplique diferenciamos tres tipos de cromatografía en columna :

3.2.1 Cromatografía de filtración en gel

La cromatografía de filtración en gel se realiza empleando unas matrices formadas por unas esferas porosas. El volumen de los poros es muy elevado y su diámetro está determinado. Cuando penetran en el lecho de la columna dos compuestos de tamaños tales que uno penetra en los poros de las bolas de gel y el otro no, el primero se reparte entre el espacio entre las bolas y el interior de los poros, reduciéndose la concentración en la fase libre entre las bolas. El segundo compuesto, por tamaño, sólo puede encontrarse entre las bolas. El flujo de solvente es más elevado entre las bolas que en el interior de los poros de éstas, por lo que el efecto neto es el de acelerar el desplazamiento de los compuestos de mayor peso molecular respecto al de las de menor peso molecular. En esta cromatografía se eluyen primero los compuestos mayores, y en segundo lugar los menores, y tiene una gran influencia en el resultado la longitud de la columna y el volumen de la misma. Columnas largas aseguran separaciones de mayor calidad. Empleando patrones de compuestos de peso molecular conocido se emplea para determinar el peso molecular de los compuestos de tamaño desconocido.

3.2.2 Cromatografía de afinidad y de inmunoafinidad

En la cromatografía de afinidad las bolas de gel que conforman el lecho de la columna presentan unido en su superficie un ligando, una molécula ante la que tiene afinidad una o más de los compuestos presentes en la mezcla a separar. Al atravesar la columna el ligando secuestra sobre la superficie de las bolas de gel el compuesto afín, y deja pasar el resto. La elución del compuesto afín se puede conseguir modificando las propiedades de carga del ligando (variando el pH hasta alcanzar su punto isoelectrónico, variando la fuerza iónica del solvente, etc...) con lo que se reduce la intensidad de la interacción hasta anularla.

En ocasiones la cromatografía de afinidad se realiza incubando el gel recubierto con el ligando directamente con la solución que contiene el compuesto a purificar. Posteriormente se empaqueta la columna y se procede a la elución, primero de los compuestos no unidos ('**run through**') y posteriormente de los retenidos (**eluido específico**).

3.2.3 Cromatografía de intercambio iónico

La cromatografía de intercambio iónico se realiza sobre matrices que tienen una carga neta. Esta técnica se ilustra en la figura A. La carga de la matriz de la columna así como la carga de los compuestos dependerá del pH del solvente y de su fuerza iónica (proporcional a la concentración de iones). En unas condiciones determinadas serán retenidos en la columna los compuestos que tengan una carga complementaria a la de la matriz del gel (los compuestos cargados positivamente serán retenidos por una matriz cargada negativamente), siendo eluidos los restantes. Para eluir los compuestos retenidos se puede variar la carga iónica del solvente o su pH de forma que se alcance el punto isoeléctrico del compuesto de interés o el de la matriz, neutralizando de este modo la fuerza que retiene a los compuestos en la columna.

PRINCIPIO DE LA CROMATOGRAFÍA DE INTERCAMBIO IÓNICO

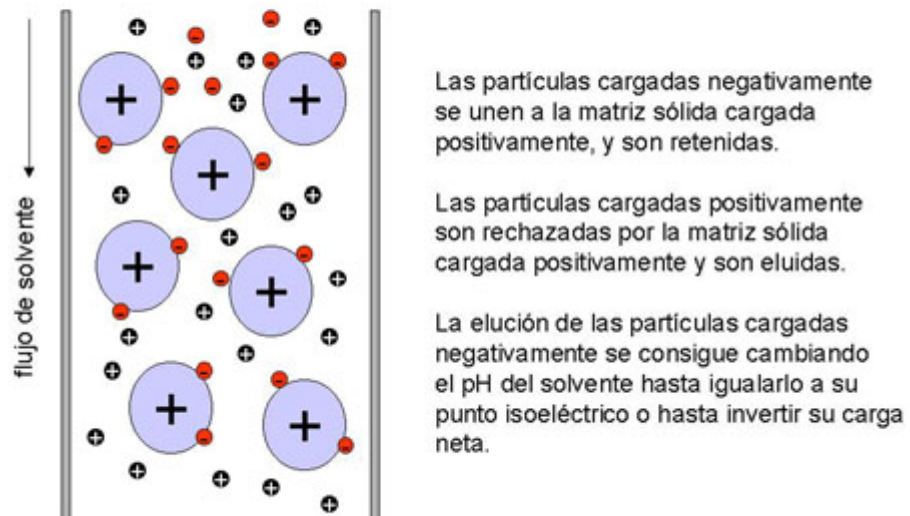


Figura A Cromatografía de intercambio iónico

Resinas de Intercambio Iónico

Intercambiadores iónicos son sustancias granuladas insolubles las cuales tienen en su estructura molecular radicales ácidos o básicos que pueden ser intercambiados. Los iones positivos o negativos fijados en estos radicales serán reemplazados por iones del mismo signo en solución en el líquido en contacto con ellos. Hoy en día, las sustancias de intercambiadores de iones son usadas casi exclusivamente sobre el nombre de resinas. Hay dos categorías de resinas: las resinas del tipo gel y estas otras de macroporos o de tipo de unión cruzada suelta. Sus estructuras básicas son prácticamente la misma: la estructura de macromolécula es obtenida en ambos casos por co-polimerización. La diferencia entre ellas reposa en sus porosidades.

Tipos de resinas de intercambio iónico según el grupo funcional

- **Resinas catiónicas de ácido fuerte:** Se producen por sulfonación del polímero con ácido sulfúrico. El grupo funcional es el ácido sulfónico, $-\text{SO}_3\text{H}$
- **Resinas catiónicas de ácido débil:** El grupo funcional es un ácido carboxílico $-\text{COOH}$, presente en uno de los componentes del copolímero, principalmente el ácido acrílico o metacrílico.
- **Resinas aniónicas de base fuerte:** Se obtienen a partir de la reacción de copolímeros de estireno-divinilbenceno clorometilados con aminas terciarias. El grupo funcional es una sal de amonio cuaternario, R_4N^+ .
- **Resinas aniónicas de base débil:** Resinas funcionalizadas con grupos de amina primaria, $-\text{NH}_2$, secundaria, $-\text{NHR}$, y terciaria, $-\text{NR}_2$. Suelen aplicarse a la adsorción de ácidos fuertes con buena capacidad, pero su cinética es lenta.
- **Resinas quelatantes:** En estas resinas el grupo funcional tiene las propiedades de un reactivo específico, ya que forman quelatos selectivamente con algunos iones metálicos. Los átomos más frecuentes son azufre, nitrógeno, oxígeno y fósforo, que forman enlaces de coordinación con los metales.

ANEXO B. ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS

ADECUACION DE LA MATERIA PRIMA			
EQUIPO	MOLINO DE DISCOS	PLANTA PILOTO	PRODUCCION DE ETANOL A PARTIR DE BAGAZO DE CAÑA
SERVICIO	REDUCIR EL TAMAÑO DEL BAGAZO HASTA OBTENER UN TAMAÑO ENTRE 0.075 Y 7 mm.		
DESCRIPCIÓN			
MATERIAL: ACERO AL CARBON			
CONDICIONES DE OPERACIÓN			
TEMPERATURA (C)		28	
PRESION (atm)		1	
CORRIENTES DEL EQUIPO			
ENTRADA	BAGAZO	SALIDA	BAGAZO 0.075-7 mm
ESPECIFICACIONES DEL EQUIPO			
NUMERO DE CUCHILLAS DEL ROTOR		7 X 2 / 9 X 2	
NUMERO DE CUCHILLAS DEL ROTOR		2/3	
DIAMETRO DEL ROTOR		0.3 M	
ANCHO DEL ROTOR		1.2 M	
ABERTURA DE CAMARA DE CORTE		0.6 X 0.5M	
POTENCIA		65 KW	
DIMENSIONES DEL EQUIPO			
LONGITUD B		1.2 M	
ANCHO C		1.5 M	
ANCHO D		0.8 M	
ANCHO E		0.6 M	

PRE-HIDROLISIS			
EQUIPO	PRE-HIDROLIZADOR	PLANTA PILOTO	PRODUCCION DE ETANOL A PARTIR DE BAGAZO DE CAÑA
SERVICIO	TRANSFORMAR LA HEMICELULOSA EN XILOSA		
DESCRIPCIÓN			
MATERIAL: ACERO AL CARBON			
CONDICIONES DE OPERACIÓN			
TEMPERATURA		90 C	
PRESIÓN		1 ATM	
AGITACION		120 RPM	
TIEMPO DE RESIDENCIA		20 MIN	
CAALOR POR COCHADA		5195 KJ	
CORRIENTES DEL EQUIPO			
ENTRADA	CELULOSA, HEMICELULOSA, LIGNINA, AGUA Y H ₂ SO ₄	SALIDA	XILOSA, CELULOSA, LIGNINA, H ₂ SO ₄ , AGUA
DIMENSIONES DEL EQUIPO			
DIAMETRO		0.55 M	
ALTURA		1.1 M	
VOLUMEN		0.246 M ³	

HIDRÓLISIS			
EQUIPO	HIDROLIZADOR	PLANTA PILOTO	PRODUCCION DE ETANOL A PARTIR DE BAGAZO DE CAÑA
SERVICIO	TRANSFORMAR LA CELULOSA EN GLUCOSA		
DESCRIPCIÓN			
MATERIAL: ACERO AL CARBON			
CONDICIONES DE OPERACIÓN			
TEMPERATURA		100 C	
PRESIÓN		1 ATM	
AGITACIÓN		120 RPM	
TIEMPO DE RESIDENCIA		20-25 MIN	
CORRIENTES DEL EQUIPO			
ENTRADA	XILOSA, CELULOSA, LIGNINA, AGUA Y H ₂ SO ₄	SALIDA	GLUCOSA, XILOSA, LIGNINA, H ₂ SO ₄ , AGUA
DIMENSIONES DEL EQUIPO			
DIAMETRO		0.49 M	
ALTURA		0.98 M	
VOLUMEN		0.246 M ³	

FERMENTACIÓN			
EQUIPO	FERMENTADOR	PLANTA PILOTO	PRODUCCION DE ETANOL A PARTIR DE BAGAZO DE CAÑA
SERVICIO	TRANSFORMAR LA GLUCOSA Y XILOSA EN ETANOL		
DESCRIPCIÓN			
MATERIAL: ACERO AL CARBON			
CONDICIONES DE OPERACIÓN			
TEMPERATURA		30 C	
PRESIÓN		1 ATM	
AGITACION		700 RPM	
pH		5.0-5.5	
TIEMPO DE RESIDENCIA		13 H	
CORRIENTES DEL EQUIPO			
ENTRADA	GLUCOSA, XILOSA, AGUA	SALIDA	ETANOL, AGUA, CO ₂
DIMENSIONES DEL EQUIPO			
DIAMETRO		0.55 M	
ALTURA		0.83 M	
VOLUMEN		0.246 M ³	

PURIFICACION DE ETANOL			
EQUIPO	SEPARADOR FLASH	PLANTA PILOTO	PRODUCCION DE ETANOL A PARTIR DE BAGAZO DE CAÑA
SERVICIO	PRODUCIR VAPORES DE ETANOL AL 25% MOLAR		
DESCRIPCIÓN			
MATERIAL: ACERO AL CARBON			
CONDICIONES DE OPERACIÓN			
TEMPERATURA	30°C		
PRESIÓN	0.5 ATM		
VOLUMEN DE LIQUIDO	0.1 M ³		
NIVEL DEL LIQUIDO	50%		
CALOR REQUERIDO	KJ / h		
CORRIENTES DEL EQUIPO			
ENTRADA	ETANOL, AGUA, CO ₂	SALIDA	ETANOL, AGUA
DIMENSIONES DEL EQUIPO			
DIAMETRO	0.47 M		
ALTURA	0.7 M		

SEPARACION DEL YESO			
EQUIPO	CENTRIFUGA	PLANTA PILOTO	PRODUCCION DE ETANOL A PARTIR DE BAGAZO DE CAÑA
SERVICIO	RETIRAR EL YESO FORMADO AL AGREGAR LA CAL		
DESCRIPCIÓN			
MATERIAL: ACERO AL CARBON			
CONDICIONES DE OPERACIÓN			
TEMPERATURA	28 C		
PRESIÓN	1 ATM		
TIEMPO	24 MIN		
CALOR REQUERIDO	KJ/h		
CORRIENTES DEL EQUIPO			
ENTRADA	XILOSA, GLUCOSA, AGUA Y CAL	SALIDA	XILOSA, GLUCOSA, AGUA Y YESO
DIMENSIONES DEL EQUIPO			
DIAMETRO	1.6 M		
LONGITUD	1.2 M		
VOLUMEN	0.246 M ³		

REMOCION DE LA LIGNINA			
EQUIPO	FILTRO	PLANTA PILOTO	PRODUCCION DE ETANOL A PARTIR DE BAGAZO DE CAÑA
SERVICIO	REMOVER LA LIGNINA REMANENTE DESPUES LA HIDRÓLISIS		
DESCRIPCIÓN			
MATERIAL: ACERO AL CARBON			
CONDICIONES DE OPERACIÓN			
TEMPERATURA		28 C	
VOLUMEN DE FILTRADO		0.1431 M ³	
MASA DE LA TORTA		8.36 KG	
TIEMPO		3.4 MIN	
CORRIENTES DEL EQUIPO			
ENTRADA	XILOSA, GLUCOSA, LIGNINA, AGUA	SALIDA	XILOSA, GLUCOSA, AGUA Y LIGNINA A ELIMINAR
DIMENSIONES DEL EQUIPO			
DIAMETRO		1.6 M	
LONGITUD		1.2 M	

SEPARACION Y RECIRCULACION DEL ACIDO			
EQUIPO	COLUMNA DE SEPARACION CROMATOGRAFICA	PLANTA PILOTO	PRODUCCION DE ETANOL A PARTIR DE BAGAZO DE CAÑA
SERVICIO	SEPARAR Y RECIRCULAR EL ACIDO CON RESINAS DE INTERCAMBIO IONICO		
DESCRIPCIÓN			
MATERIAL: VIDRIO			
CONDICIONES DE OPERACIÓN			
TEMPERATURA		28 C	
CAÍDA DE PRESION		1.2 ATM	
TIEMPO		24 MIN	
CORRIENTES DEL EQUIPO			
ENTRADA	GLUCOSA, XILOSA, H ₂ SO ₄ , AGUA	SALIDA	XILOSA, GLUCOSA, AGUA Y H ₂ SO ₄ A RECIRCULAR
DIMENSIONES DEL EQUIPO			
DIAMETRO		0.1 M	
LONGITUD		1.2 M	
VOLUMEN QUE PASA A TRAVES		0.246 M ³	

ANEXO C LEY 693 DE 2001 (septiembre 19)

(Publicada Diario Oficial No. 44.564 del 27 de septiembre de 2001)

Por la cual se dictan normas sobre el uso de alcoholes carburantes, se crean estímulos para su producción, comercialización y consumo, y se dictan otras disposiciones.

El Congreso de Colombia

DECRETA:

Artículo 1°. A partir de la vigencia de la presente ley, las gasolinas que se utilicen en el país en los centros urbanos de más de 500.000 habitantes tendrán que contener componentes oxigenados tales como alcoholes carburantes, en la cantidad y calidad que establezca el Ministerio de Minas y Energía, de acuerdo con la reglamentación sobre control de emisiones derivadas del uso de estos combustibles y los requerimientos de saneamiento ambiental que establezca el Ministerio del Medio Ambiente para cada región del país. En los centros urbanos de menos de 500.000 habitantes, el Gobierno podrá implementar el uso de estas sustancias. Ello sin perjuicio de las demás obligaciones que sobre el particular deban observarse por parte de quienes produzcan, importen, almacenen, transporten, comercialicen, distribuyan o consuman gasolinas motor y/o combustible diesel en el país. Si el oxigenado a utilizar es Etanol carburante éste podrá ser utilizado como combustible.

Parágrafo 1°. El combustible diesel (o aceite combustible para motores - ACPM), podrá contener como componente oxigenante Etanol carburante en la cantidad y calidad que establezca el Ministerio de Minas y Energía, de acuerdo con la reglamentación sobre control de emisiones derivadas del uso de este combustible y los requerimientos de saneamiento ambiental que para cada región del país establezca el Ministerio del Medio Ambiente.

Parágrafo 2°. Para la implementación de esta norma, establécense los siguientes plazos:

Seis (6) meses, a partir de la vigencia de la presente ley, para que el Ministerio de Medio Ambiente establezca la regulación ambiental respectiva.

Seis (6) meses, a partir de la presente ley, para que el Ministerio de Minas y Energía establezca la regulación técnica correspondiente, especialmente en lo relacionado con las normas técnicas para la producción, acopio, distribución y puntos de mezcla de los alcoholes carburantes.

Cinco (5) años, a partir de la vigencia de la presente ley, para que, en forma progresiva, se implemente la norma, iniciando por los centros con mayor densidad de población y de mayor contaminación atmosférica. El Ministerio de Minas y Energía hará la correspondiente reglamentación. Este plazo puede ser prorrogable hasta por un año, mediante decreto del Gobierno Nacional, con previo concepto de los Ministerios de Hacienda, Medio Ambiente, Minas y Energía, Agricultura y Comercio Exterior, siempre que medien razones de fuerza mayor o conveniencia nacional.

Artículo 2°. La producción, distribución y comercialización de los alcoholes no potables estarán sometidas a la libre competencia, y como tal, podrán participar en ellas las personas naturales y jurídicas de carácter público o privado, en igualdad de condiciones, quedando derogada la autorización conferida por el artículo 11 de la Ley 83 de 1925.

Parágrafo 1°. Exceptúanse la producción, distribución y comercialización del alcohol etílico potable con destino a la fabricación de licores, actividades éstas que constituyen el monopolio rentístico de los entes departamentales.

Parágrafo 2°. La mezcla de etanol carburante con el combustible base, será responsabilidad de los distribuidores mayoristas de combustibles para lo cual el Gobierno establecerá la reglamentación respectiva.

Parágrafo 3°. No se deberá transportar Etanol carburante ni mezclas que lo contengan, a través de poliductos que transporten otros productos derivados del petróleo cuya calidad pueda ser deteriorada por la presencia del alcohol carburante.

Artículo 3°. Considérase el uso de Etanol carburante en las Gasolinas y en el combustible Diesel, factor coadyuvante para el saneamiento ambiental de las áreas en donde no se cumplen los estándares de calidad, en la autosuficiencia energética del país y como dinamizador de la producción agropecuaria y del empleo productivo, tanto agrícola como industrial.

Como tal recibirá tratamiento especial en las políticas sectoriales respectivas.

Artículo 4°. La presente ley rige a partir de su promulgación y deroga las disposiciones que le sean contrarias.

El Presidente del honorable Senado de la República, Carlos García Orjuela.

El Secretario General del honorable Senado de la República, Manuel Enríquez Rosero.

El Presidente de la honorable Cámara de Representantes, Guillermo Gaviria Zapata.

El Secretario General de la honorable Cámara de Representantes, Angelino Lizcano Rivera.

REPUBLICA DE COLOMBIA – GOBIERNO NACIONAL

Publíquese y cúmplase.

Dada en Bogotá, D. C., a 19 de septiembre de 2001.

ANDRES PASTRANA ARANGO

El Ministro de Minas y Energía, Ramiro Valencia Cossio.

El Ministro del Medio Ambiente, Juan Mayr Maldonado

ANEXO D. Empresas productoras de alcohol etílico en el mundo

UBICACIÓN	EMPRESA
Buenos Aires, Argentina	Industrias Químicas Carbinol S.A.
Buenos Aires, Argentina	Ledesma S.A.A.A.I.
Buenos Aires, Argentina	Orando Y Massera S.A.I.C.
Sao Paulo, Brasil	Ciba-Geigy Química S.A.
Sao Paulo, Brasil	F. Maia S.A.
Zulia, Venezuela	Pequiven
Cali, Colombia	Sucromiles
Sur África	C.G. Smith Chemicals-Merebank
Sur África	Susolchem Ltd.
Canadá	□aniela□I Alcohols Ltd.
Canadá	Consolidated Alcohols Ltd.
Chile	Compañía Industrial S.A.
USA	AGP, Hastings, Neb.
USA	Eastman Chemical Products Inc.
USA	Alchem, Grafton, N.D.
USA	Exxon, Baytown, Tex.
USA	Archer □aniela Midland
USA	Corn Plus, Winnebago, Minn.
USA	Grain Processing, Muscatine, Iowa.
USA	Millenium Petrochemicals
USA	Union Carbide, Texas City, Tex.
USA	Midwest Grain Products, Atchison
China	China Nacional Chemicals Import Export Corp.
China	Jinan Reagent Complex
China	Xian Yanta Chemical Reagent Factory
India	Somaiya Organics Ltd.
Japón	Japan Etanol Co. Ltd.
Japón	Japan Synthetic Alcohol Co. Ltd.
Japón	Kanto Chemical Co. Ltd.
Francia	Blondeau S.A.
Francia	BP Chemicals S.N.C.
Alemania	Huls A.G.
Alemania	Erdolchemie Gmbh
Alemania	Haltermann Gmbh
Gran Bretaña	BDH Chemicals Ltd.
Gran Bretaña	BP Chemicals Ltd.
Italia	DAF Industrie Riunite Valiglio S.P.A.
Italia	Farmitalia Carlo Erba S.P.A.

Italia	Dister-Coop S.R.I.
Holanda	Akzo Chemical Divisio
España	Abengoa
Suecia	Svensk Etanolkemi AB

ANEXO E. ANÁLISIS ECONÓMICO

1 Antecedentes

1.1 Marco De Desarrollo Y Objetivos Del Estudio

Desde que se produjo la primera crisis del petróleo en 1973, se ha considerado la biomasa como una fuente de energía alternativa al combustible fósil, cuyo uso se ha fomentado en algunos casos. En este sentido, ha sido objeto de especial atención su potencial como materia prima para la producción de combustibles alternativos (al gasóleo o a la gasolina) ante la situación de dependencia casi exclusiva del petróleo por parte de los sectores industrial y del transporte.

Son varias las ventajas que frente al uso de los combustibles fósiles presentan aquellos obtenidos a partir de la biomasa de tipo lignocelulósica (tales como la paja, el bagazo de caña y demás residuos procedentes de la agroindustria), su fácil consecución, bajo costo y el bajo impacto ambiental al utilizarlos son algunas de las características que los colocan como las fuentes de energía más probables del mañana. Sin embargo, la labor que implica su desarrollo y futura implementación masiva no es fácil, se necesitarán años de esfuerzo y dedicación para que combustibles como el petróleo dejen de ser usados como fuentes primarias de energía y sean tratados como lo que son: recursos naturales no renovables.

Los combustibles de base biológica tales como el etanol, proveniente de la fermentación de azúcares, poseen un evidente potencial de ser sostenibles, de bajo costo y alto rendimiento, además de ser compatibles con sistemas de transporte tanto actuales como futuros, y proveer casi cero emisiones netas de gases de efecto invernadero. El impacto del etanol sobre las emisiones de gases de efecto invernadero es particularmente importante, dado que el sector del transporte depende casi exclusivamente de combustibles fósiles y da cuenta de una tercera parte del total de las emisiones de gases de efecto invernadero.

El presente estudio tratará de cuantificar y evaluar la factibilidad económica de la obtención de etanol a partir de biomasa lignocelulósica (específicamente del bagazo de la caña de azúcar), para su posterior uso como portador de hidrógeno en celdas de combustible; las cuales pueden ser de ácido fosfórico, de membrana de intercambio protónico, de carbonato fundido, de óxido sólido ó alcalinas.

2 Estudio De Mercado

2.1 Definición Del Servicio

El producto que se genera a partir del proceso es Etanol con una concentración molar del 25%, que se utilizará como portador de hidrógeno en celdas de

combustible. En aras del ejercicio de evaluación económica para este proyecto hemos tomado la factibilidad económica que trae consigo el consumo del etanol como aditivo oxigenante de las gasolina, como solvente y su uso como materia prima en la industria química intermedia ya que el impacto y la contraprestación costo-beneficio sobre la participación en el proceso de las celdas de combustible todavía no está desarrollada debido al carácter experimental que estas poseen en la actualidad.

2.2 Análisis De La Demanda

El Etanol posee muchos usos de los cuales se pueden destacar dos grandes grupos de aplicación: solventes y química intermedia; así como también es de gran importancia su uso como aditivo mejorador de los combustibles fósiles.

La producción de la planta esta pensada para suplir las nuevas demandas que se presentarán debido a la nueva legislación inherente a los combustibles que se implementará a partir del año 2005. El consumo diario de gasolina en el país se encuentra alrededor de 1 053 460 galones, por lo tanto, bajo los parámetros establecidos por el gobierno y de acuerdo a la LEY 693 DEL 2001 donde se reglamenta la adición de un 10% de etanol a la gasolina, se espera una demanda de etanol para vehículos automotores de 105 346 galones diarios.

2.3 Análisis De La Oferta

En el Valle del Cauca existe una planta para la producción de etanol a partir de mieles y produce alrededor de 300.000 litros por día. Se está a la expectativa de la creación de nuevas plantas; en la hoya del río Suárez en el departamento de Santander y posiblemente otra en Villeta en el departamento de Cundinamarca; pero hasta ahora no se han consolidado sus montajes. La producción de etanol en la actualidad, prácticamente se estaría enfrentando a una oferta con una absorción inmediata por parte del mercado.

2.4 Análisis De Precios

Debido a que el etanol se produce a partir de materias primas agrícolas, su precio se relaciona con el precio de los cultivos. Por consiguiente, los altos costos agrícolas, agregado a los posibles costos por la energía, pueden llevar a mayores precios de combustible, además de influir en el potencial de evitar la generación de gases de efecto de invernadero.

La evaluación de este proyecto está acogida a los precios ofrecidos en el mercado nacional a través de los distribuidores mayoristas de equipos e insumos químicos.

3 ANÁLISIS FINANCIERO

Basados en la situación bajo la que se llevaría a cabo este proyecto y su carácter completamente novedoso dentro del mercado nacional de la producción de etanol, las diferentes evaluaciones se tomaron haciendo referencia al montaje de una planta sin la connotación de piloto, ya que bajo esta característica solo el hecho de establecerla ya traería beneficios de impacto para la academia.

El tiempo de evaluación del proyecto es de 10 años. El año cero corresponde al momento de partida en cuanto al funcionamiento de la planta, con una producción al 100% de la capacidad sin proyección de crecimiento en cuanto a los niveles de producción debido a los limitantes técnicos inherentes a las capacidades de los equipos.

Los ingresos estarán determinados por la venta de etanol y yeso. Los precios como lo anotamos anteriormente, se fijaron de acuerdo a los que ofrece el mercado.

Los costos de producción se tienen en cuenta según el nivel de producción acorde al diseño de la planta y sus niveles críticos. El nivel de ventas se considera constante y coherente al nivel de producción que se tiene establecido; 10 litros de Etanol por hora y los costos de producción se proyectaron a 10 años teniendo en cuenta los incrementos por inflación y de acuerdo a los cálculos de las materias primas requeridas, la relación de costos cambia notablemente del primer al segundo año por las características especiales que tiene el consumo del ácido dentro del proceso de producción por su aprovechamiento según la recuperación y recirculación del mismo.

Los costos de administración, ventas y fabricación se determinaron según el requerimiento para un buen funcionamiento de la planta y los equipos, estos egresos son fijos y según los parámetros legales salariales y de prestaciones en Colombia. Los empleados están conformados por un Gerente, un jefe de planta, una secretaria y los operarios.

Para este proyecto se necesita una inversión inicial de \$ 326.636.455 millones de pesos, de estos se utilizarían \$ 50.000.000 para el acondicionamiento de la bodega y local para la planta; \$262.008.450 para la compra de maquinaria y equipos, \$ 7.000.000 para muebles y equipos de oficina. Estos rublos representan la inversión fija y el financiamiento de un capital de trabajo de \$7.628.005 que sostenga 15 días de operación, que conforman la inversión circulante necesaria para el proyecto.

El financiamiento de esta inversión, se toma a partir de un crédito del 50% del dinero necesario, bajo una tasa de interés bancaria de 7.7% (DTF) y el otro 50% proviene de capital propio.

La tasa interna de retorno que nos arroja este proyecto es del 64.55%, el hecho de que esta tasa sea superior a la tasa de interés del préstamo, nos indica que es posible y financieramente factible realizar este proyecto, ya que arrojaría los resultados e ingresos necesarios para cubrir el costo del 7,7% de los intereses del crédito y dejar un margen más; relativamente alto, ya que estaría alrededor del 56.85% .

Cantidad y costos de materia prima y su proyección a 10 años

PLANTA PILOTO PARA LA PRODUCCIÓN DE ETANOL A PARTIR DE BAGAZO DE CAÑA DE AZÚCAR						
		AÑO 6	AÑO 7	AÑO 8	AÑO 9	AÑO 10
2.4.1.1 ETANOL						
Ventas galon/mes	1905,0000	22.860	22.860	22.860	22.860	22.860
Precio\$/galon	10545,0000	256.703.409,6	256.703.409,6	256.703.409,6	256.703.409,6	256.703.409,6
2.4.1.2 YESO						
Ventas Ton/mes	0,0026	0,0312	0,0312	0,0312	0,0312	0,0312
Precio \$/ton	488000,0000	16.213,7	16.213,7	16.213,7	16.213,7	16.213,7
2.4.1.3 MATERIA PRIMA						
Precio \$/Ton bagazo de caña	32000,0000	441.635	441.635	441.635	441.635	441.635
Precio \$/Ton cal	480000,0000	6.134	6.134	6.134	6.134	6.134
Precio \$/galón ácido sulfúrico	35000,0000	25.056.288	2.505.629	2.505.629	2.505.629	2.505.629
Precio Resina	12000000,0000	12.000.000	12.000.000	12.000.000	12.000.000	12.000.000
Cantidad/ Ton bagazo de caña	1,0800	12,96	12,96	12,96	12,96	12,96
Cantidad \$/Ton cal	0,0010	0,0120	0,0120	0,0120	0,0120	0,0120
Cantidad /galon ácido sulfúrico	56,022	672,26	67,23	67,23	67,23	67,23
Cantidad Resina	1,0000	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
COSTO TOTAL MATERIA PRIMA		37504056,83	2953397,92	2953397,92	2953397,92	2953397,92
2.4.1.3.1.1.1.1.1 COSTOS \$/MES						
Mano de obra	12,00	4296000,00	4574810,40	4871715,59	5187889,94	5524583,99
Admon. y ventas	1	537.000	571.851	608.964	648.486	690.573
2.4.1.4 ROTACION DE INVENTARIOS/ DIAS						
Rotacion materia prima		7	7	7	7	7
Depreciación (años)		(\$/año)	30	30	30	30
Construccion	20	2.500.000	2.500.000	2.500.000	2.500.000	2.500.000
Maquinaria y equipo	10	26.200.845	26.200.845	26.200.845	26.200.845	26.200.845
Muebles y eq. Ofc.	5	1.400.000	1.400.000	1.400.000	1.400.000	1.400.000

Continuación Cantidad y costos de materia prima y su proyección a 10 años

		AÑO 6	AÑO 7	AÑO 8	AÑO 9	AÑO 10
2.4.1.5 ETANOL						
Ventas galon/mes	1905,0000	22.860	22.860	22.860	22.860	22.860
Precio\$/galon	10545,0000	256.703.409,6	256.703.409,6	256.703.409,6	256.703.409,6	256.703.409,6
2.4.1.6 YESO						
Ventas Ton/mes	0,0026	0,0312	0,0312	0,0312	0,0312	0,0312
Precio \$/ton	488000,0000	16.213,7	16.213,7	16.213,7	16.213,7	16.213,7
2.4.1.7 MATERIA PRIMA						
Precio \$/Ton bagazo de caña	32000,0000	441.635	441.635	441.635	441.635	441.635
Precio \$/Ton cal	480000,0000	6.134	6.134	6.134	6.134	6.134
Precio \$/galon ácido sulfúrico	35000,0000	2.505.629	2.505.629	2.505.629	2.505.629	2.505.629
Precio Resina	12000000,0000	12.000.000	12.000.000	12.000.000	12.000.000	12.000.000
Cantidad/ Ton bagazo de caña	1,0800	12,96	12,96	12,96	12,96	12,96
Cantidad \$/Ton cal	0,0010	0,0120	0,0120	0,0120	0,0120	0,0120
Cantidad /galon ácido sulfúrico	56,022	67,23	67,23	67,23	67,23	67,23
Cantidad Resina	1,0000	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
COSTO TOTAL MATERIA PRIMA		2953397,92	2953397,92	2953397,92	2953397,92	2953397,92
2.4.1.7.1.1.1.1.1 COSTOS \$/MES						
Mano de obra	12,00	5883129,50	6264944,60	6671539,50	7104522,42	7565605,92
Admon. y ventas	1	735.391	783.118	833.942	888.065	945.701
2.4.1.8 ROTACION DE INVENTARIOS/ DIAS						
Rotacion materia prima		7	7	7	7	7
Depreciación (años)		30	30	30	30	30
Construccion	20	2.500.000	2.500.000	2.500.000	2.500.000	2.500.000
Maquinaria y equipo	10	26.200.845	26.200.845	26.200.845	26.200.845	26.200.845
Muebles y eq. ofc.	5	0	0	0	0	0

Valor de los Parámetros utilizados en el análisis Económico y su variación en el tiempo del estudio

PARÁMETROS	AÑO 1	AÑO 2	AÑO 3	AÑO 4	AÑO 5	AÑO 6	AÑO 7	AÑO 8	AÑO 9	AÑO 10
Inflación	6,49%	6,49%	6,49%	6,49%	6,49%	6,49%	6,49%	6,49%	6,49%	6,49%
Devaluación	11,00%	11,00%	11,00%	11,00%	11,00%	11,00%	11,00%	11,00%	11,00%	11,00%
Incremento salario mínimo	6,49%	6,00%	6,00%	6,00%	6,00%	6,00%	6,00%	6,00%	6,00%	6,00%
Incremento en ventas	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%
Salario Mínimo Legal	358000,00	381234,20	405976,30	432324,16	460382,00	490260,79	522078,72	555961,63	592043,53	630467,16

Detalle del plan de inversiones

PLAN DE INVERSIONES	
Acondicionamiento local	50.000.000
Maquinaria y Equipo	262.008.450
Muebles y equipo de oficina	7.000.000
TOTAL INVERSIÓN FIJA	319.008.450
Capital de trabajo	2.294.907
Efectivo	1.575.651
Inventario de materias primas	719.256
TOTAL INVERSIÓN	321.303.357
FORMA DE PAGO	
Crédito	50,00% 160.651.679
Capital	50,00% 160.651.679
Amortización	10 años

Costo de Producción y costo de ventas

COSTO DE VENTAS	\$/MES	AÑO 1	AÑO 2	AÑO 3	AÑO 4	AÑO 5
Inventario Inicial de Materia Prima		0	719.256	56.641	56.641	56.641
+ Compra Materia Prima		37.504.057	2.953.398	2.953.398	2.953.398	2.953.398
(Menos)inventario final Materia Prima		719.256	56.641	56.641	56.641	56.641
1. Materia prima utilizada		36.784.801	3.616.013	2.953.398	2.953.398	2.953.398
2. Mano de obra directa		4.296.000	4.574.810	4.871.716	5.187.890	5.524.584
3, Gastos de Fabricación		38.340.845	38.875.621	39.445.104	40.051.546	40.697.347
Depreciación Equipo, Vehículos y Construcciones		30.100.845	30.100.845	30.100.845	30.100.845	30.100.845
Energía Eléctrica	200.000	2.400.000	2.555.760	2.721.629	2.898.263	3.086.360
Agua	300.000	3.600.000	3.833.640	4.082.443	4.347.394	4.629.540
Gas	20.000	240.000	255.576	272.163	289.826	308.636
Mantenimiento		2.000.000	2.129.800	2.268.024	2.415.219	2.571.966
TOTAL COSTO DE MANUFACTURA		79.421.646	47.066.445	47.270.217	48.192.834	49.175.329
Mas inventario inicial de la materia prima		0				
Menos inventario final de la materia prima		1.523.155	902.644	906.552	924.246	943.088
COSTO DE PRODUCCIÓN TOTAL		77.898.491	46.163.801	46.363.665	47.268.588	48.232.240
TOTAL COSTO DE VENTAS		77.898.491	46.163.801	46.363.665	47.268.588	48.232.240

Continuación Costo de Producción y costo de ventas

COSTO DE VENTAS	\$/MES	AÑO 6	AÑO 7	AÑO 8	AÑO 9	AÑO 10
Inventario Inicial de Materia Prima		56.641	56.641	56.641	56.641	56.641
+ Compra Materia Prima		2.953.398	2.953.398	2.953.398	2.953.398	2.953.398
(Menos)inventario final Materia Prima		56.641	56.641	56.641	56.641	56.641
1. Materia prima utilizada		2.953.398	2.953.398	2.953.398	2.953.398	2.953.398
2. Mano de obra directa		5.883.129	6.264.945	6.671.540	7.104.522	7.565.606
3, Gastos de Fabricación		39.985.060	40.717.405	41.497.280	42.327.769	43.212.156
Deprec.Equipo.Vehic.Constr.		28.700.845	28.700.845	28.700.845	28.700.845	28.700.845
Energía Eléctrica	200.000	3.286.665	3.499.969	3.727.117	3.969.007	4.226.595
Agua	300.000	4.929.997	5.249.954	5.590.676	5.953.510	6.339.893
Gas	20.000	328.666	349.997	372.712	396.901	422.660

Mantenimiento		2.738.887	2.916.641	3.105.931	3.307.506	3.522.163
TOTAL COSTO DE MANUFACTURA		48.821.587	49.935.748	51.122.218	52.385.689	53.731.160
Mas inv.inicial mat prima						
Menos inv.final mat prima		936.304	957.672	980.426	1.004.657	1.030.461
COSTO PRODUCCION TOTAL		47.885.283	48.978.076	50.141.792	51.381.032	52.700.699
TOTAL COSTO DE VENTAS		47.885.283	48.978.076	50.141.792	51.381.032	52.700.699

Estado de Pérdidas Y Ganancias

ESTADO DE PERDIDAS Y GANANCIAS	\$/MES	AÑO 1	AÑO 2	AÑO 3	AÑO 4	AÑO 5
2.4.1.9 TOTAL VENTAS		256.719.623	256.719.623	256.719.623	256.719.623	256.719.623
Costo de ventas		77.898.491	46.163.801	46.363.665	47.268.588	48.232.240
UTILIDAD BRUTA		178.821.132	210.555.823	210.355.958	209.451.035	208.487.383
Gastos Administrativos y de Ventas		4.833.000	-164.392.022	-163.992.293	-162.182.447	-160.255.143
Sueldos prestaciones empleados		4.296.000	4.574.810	4.871.716	5.187.890	5.524.584
Gastos Generales Administración y de Ventas		537.000	571.851	608.964	648.486	690.573
UTILIDADES OPERACIONALES		173.988.132	374.947.845	374.348.251	371.633.482	368.742.526
Intereses De Créditos		7,700%	7,700%	7,700%	7,700%	7,700%
Créditos del proyecto	160.651.679	7,700%	7,700%	7,700%	7,700%	7,700%
UTILIDAD ANTES DE IMPUESTOS		161.617.953	362.577.666	361.978.071	359.263.303	356.372.347
(menos) Impuestos	35,00%	60.895.846	131.231.746	131.021.888	130.071.719	129.059.884
UTILIDAD NETA		100.722.107	231.345.920	230.956.184	229.191.584	227.312.463
ESTADO DE PERDIDAS Y GANANCIAS	\$/MES	AÑO 6	AÑO 7	AÑO 8	AÑO 9	AÑO 10
TOTAL VENTAS		256.719.623	256.719.623	256.719.623	256.719.623	256.719.623
Costo de ventas		47.885.283	48.978.076	50.141.792	51.381.032	52.700.699
UTILIDAD BRUTA		208.834.341	207.741.547	206.577.832	205.338.591	204.018.924
Gastos Administrativos y de Ventas		-160.949.058	-158.763.471	-156.436.040	-153.957.559	-151.318.225
Sueldos prestaciones empleados		5.883.129	6.264.945	6.671.540	7.104.522	7.565.606
Gastos Generales Administración y de Ventas		735.391	783.118	833.942	888.065	945.701
UTILIDADES OPERACIONALES		369.783.398	366.505.019	363.013.872	359.296.150	355.337.149
Intereses De Créditos		7,700%	7,700%	7,700%	7,700%	7,700%
Créditos del proyecto	160.651.679	7,700%	7,700%	7,700%	7,700%	7,700%
UTILIDAD ANTES DE IMPUESTOS		357.413.219	354.134.839	350.643.693	346.925.971	342.966.969
(menos) Impuestos	35,00%	129.424.189	128.276.757	127.054.855	125.753.653	124.368.002
UTILIDAD NETA		227.989.030	225.858.083	223.588.838	221.172.319	218.598.967

Flujo de fondos

FLUJO DE FONDOS	AÑO 0	AÑO 1	AÑO 2	AÑO 3	AÑO 4	AÑO 5	AÑO 6
FUENTES							
Utilidad Neta		100.722.107	231.345.920	230.956.184	229.191.584	227.312.463	227.989.030
Depreciacion		30.100.845	30.100.845	30.100.845	30.100.845	30.100.845	28.700.845
Capital	160.651.679						
Creditos a largo plazo	160.651.679						
TOTAL FUENTES	321.303.357	130.822.952	261.446.765	261.057.029	259.292.429	257.413.308	256.689.875
USOS							
Activo Fijo	319.008.450						
Activo Corriente	2.294.907						
Amortización crédito	16.065.168	16.065.168	16.065.168	16.065.168	16.065.168	16.065.168	16.065.168
TOTAL USOS	337.368.525	16.065.168	16.065.168	16.065.168	16.065.168	16.065.168	16.065.168
SUPERÁVIT O DÉFICIT	-16.065.167,85	114.757.783,88	245.381.597,21	244.991.860,83	243.227.261,51	241.348.139,69	240.624.706,70
SALDO ANTERIOR CAJA	0,00	-16.065.167,85	98.692.616,03	146.688.981,18	98.302.879,65	144.924.381,86	96.423.757,84
SALDO FINAL CAJA	-16.065.167,85	98.692.616,03	146.688.981,18	98.302.879,65	144.924.381,86	96.423.757,84	144.200.948,87

Tasa Interna de Retorno TIR

TASA INTERNA DE RETORNO	AÑO 0	AÑO 1	AÑO 2	AÑO 3	AÑO 4	AÑO 5	AÑO 6	AÑO 7	AÑO 8	AÑO 9	AÑO 10
FUENTES											
Ingresos		130822951,74	261446765,06	261057028,68	259292429,36	257413307,54	256689874,56	254558927,85	252289682,70	249873163,54	247299812,28
Egresos	321303357,05	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Flujo Neto	-321303357,05	130822951,74	261446765,06	261057028,68	259292429,36	257413307,54	256689874,56	254558927,85	252289682,70	249873163,54	247299812,28
TIR	64,55%										