

**EVALUACIÓN TÉCNICO-ECONÓMICO DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE
ETANOL A PARTIR DE BAGAZO DE CAÑA UTILIZANDO UN
PRETRATAMIENTO CON ÁCIDO DILUIDO Y LA RUTA TECNOLÓGICA SHF**

EDILSON DANILO PEÑA CARRASCO

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2012

**EVALUACIÓN TÉCNICO-ECONÓMICO DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE
ETANOL A PARTIR DE BAGAZO DE CAÑA UTILIZANDO UN
PRETRATAMIENTO CON ÁCIDO DILUIDO Y LA RUTA TECNOLÓGICA SHF**

EDILSON DANILO PEÑA CARRASCO

**Tesis de grado presentado como requisito parcial para optar por el título de
Ingeniero Químico**

Director

Dr.Sc. Viatcheslav Kafarov

Profesor Titular Universidad Industrial de Santander

Codirector

Ing. Neila Milena Mantilla Barbosa

Estudiante de doctorado en Ingeniería Química

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2012

AGRADECIMIENTOS

Al Centro de Investigación para el Desarrollo Sostenible en Industria y Energía (CIDES), por dejarme desarrollar mi proyecto de grado con ellos.

A Neila por su apoyo y buenas sugerencias.

A todas las personas que conocí en el transcurso de la carrera, que permanecieron y sé que permanecerán a mi lado por mucho tiempo.

A las Residencias Universitarias UIS por hacer de mí, una persona con capacidades para liderar y exponer mis ideas cuando estas sean necesarias.

A los residentes universitarios que me apoyaron en todo momento y me enseñaron que la vida tiene cosas más valiosas que los lujos y cosas materiales.

DEDICATORIA

*Un muchacho entró con paso firme a una joyería
y pidió que le mostraran el mejor anillo de
compromiso que tuvieran. El joyero le presentó uno.
La hermosa piedra, solitaria, brillaba como
un diminuto sol resplandeciente. El muchacho
contempló el anillo y con una sonrisa lo aprobó.
Preguntó luego el precio y se dispuso a pagarlo
¿se va usted a casar pronto?, preguntó el joyero.
No, respondió el muchacho, "Ni siquiera tengo novia",
la muda sorpresa del joyero causó gracia al comprador
"es para mi mamá", dijo el muchacho.*

*Cuando yo iba a nacer, ella estuvo sola; alguien
le aconsejó que me matara antes de que naciera,
así se evitaría problemas, pero ella se negó y me dio
el don de la vida, tuvo muchos problemas y privaciones,
muchos. Fue padre y madre para mi, fue mi amiga, fue
mi hermana y fue mi maestra, me hizo ser lo que soy; ahora
que puedo le compro este anillo de compromiso.
Ella nunca tuvo uno. Yo se lo doy como promesa de
que si ella hizo todo por mi, ahora yo haré todo por ella.
Quizás más adelante entregue otro anillo de compromiso, pero ese... será el segundo.*

A MI MADRE, LA MUJER QUE ME IMPULSÓ Y LUCHO POR MI SIEMPRE.

A todas las personas que alguna vez se preocuparon por mí.

A los amigos del barrio por sus voces de aliento.

A los amigos de residencias por todas las locuras que compartimos.

A mis hermanos Erwin y Cesar que me colaboraron siempre.

*A los pelaitos que hicieron de este recorrido un impulso mas para luchar, mis sobrinos
Steven y Johan.*

A mi primo Jesús que me alentó y valoro lo que yo hacia.

TABLA DE CONTENIDO

	pág.
INTRODUCCIÓN	14
1. MARCO TEÓRICO	15
1.1 PRODUCCION DE ETANOL LIGNOCELULOSICO.	15
1.1.1 Pretratamiento.....	16
1.1.2 Hidrólisis.....	17
1.1.3 Fermentación.	17
1.1.4 Recuperación del producto: Destilación y deshidratación.	18
1.2 ESTADO DEL ARTE.....	19
1.2.2 Pretratamiento con acido diluido.	20
1.2.3 Plantas de producción de etanol lignocelulosico a nivel industrial.	20
2. METODOLOGIA.....	22
2.1 SIMULACIÓN DEL PROCESO.....	22
2.2 DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO	24
3 ANÁLISIS DE RESULTADOS	25
3.1 ANÁLISIS TÉCNICO.....	25
3.1.1 ÁREA 101-Almacenamiento de la materia prima y pretratamiento.	25
3.1.2 ÁREA 201-Neutralización.....	26
3.1.3 ÁREA 301-Hidrólisis enzimática.....	26
3.1.4 ÁREA 401-Fermentacion de hexosas.	27
3.1.5 ÁREA 501-Fermentacion de pentosas.	27
3.1.6 ÁREA 601-Destilación y Recuperación de etanol.	28
3.2 ANÁLISIS ECONÓMICO	29

Para hallar el costo de equipos, mantenimiento, mano de obra, u.....	29
3.2.1 Primer Escenario: Evaluación económica de la planta.....	30
Oferta y demanda de producto y materias primas	30
3.2.2 Segundo Escenario: Comparación de costos cuando se varía el material del reactor de pretratamiento y el material del flash.....	32
3.2.3 Tercer Escenario: Desconexión de la ruta para fermentar pentosas....	34
3.3 REVISIÓN DE ESTUDIOS TÉCNICO-ECONÓMICOS Y COMPARACIÓN DE RESULTADOS.	35
RECOMENDACIONES	39
BIBLIOGRAFÍA	40
ANEXOS	45

LISTA DE TABLAS

	pág.
Tabla No. 1. Rendimientos de empresas productoras de etanol lignocelulosico... 21	
Tabla No. 2. Flujo de masa y dinero de materias primas. 31	
Tabla No. 3. Gastos de servicios industriales de la planta de producción de etanol lignocelulosico a partir de bagazo de caña de azúcar, capacidad instalada de la planta de 50.000 kg/h bagazo. 31	
Tabla No. 4 Comparacion de costos de los equipos más importantes en el proceso, cuando se cambia de material de construcción..... 33	
Tabla No. 5. Inversión de la planta cuando se ha cambiado de material y cuando no. 33	
Tabla No. 6. Costo equipos utilizados para la producción de etanol lignocelulosico, solo con la fermentación de hexosas. 34	
Tabla No. 7. Inversiones del proyecto. 35	
Tabla No. 8. Costos de los servicios industriales del segundo escenario. 35	
Tabla No. 9. Resultados de análisis económico de la investigación de Eggeman & Elander, 2005..... 36	
Tabla No. 10. Revisión técnico-económica del proceso de producción de etanol lignocelulosico..... 37	

LISTA DE FIGURAS

	pág.
Figura No. 1. Esquema general de la producción de etanol lignocelulósico con la ruta SHF.....	15
Figura No. 2. Diagrama esquemático del proceso de pretratamiento de la biomasa lignocelulósica.....	16
Figura No. 3. Etapas realizadas durante el trabajo.	22
Figura No. 4 Adecuaciones técnicas realizadas a la etapa de pretratamiento del proceso de producción de etanol lignocelulosico con acido diluido a partir de bagazo de caña, simulada en ASPEN PLUS.	23

TABLA DE ANEXOS

	pág.
ANEXO A. Métodos de pretratamiento de materiales lignocelulósicos y sus consideraciones más importantes.	45
ANEXO B. Empresas que trabajan con material lignocelulosico en el mundo.	46
ANEXO C. Plantas productoras de etanol lignocelulosico.	48
ANEXO D. Rendimientos de cada etapa utilizados en la simulación del proceso.	49
ANEXO E. Diagrama de flujo del proceso de producción de etanol lignocelulosico.	51
ANEXO F. Prueba de acidez de acido sulfúrico.	52
ANEXO G. Simulación del proceso de producción de etanol lignocelulosico con la ruta shf	53
ANEXO H. Factores en el escalamiento y diseño de equipos.....	55
ANEXO I. Uso de “marshall and swift equipment cost index 2011” para hallar costo de los filtros rotativos.....	56
ANEXO J. Dimensionamiento de los equipos más importantes del proceso de producción de etanol lignocelulosico a partir de bagazo de caña de azúcar.....	57
ANEXO K. Producción y rendimiento de caña de azúcar y panelera en los últimos 5 años en Colombia.	58
ANEXO L. Costos de mano de obra.....	59
ANEXO M. Matriz de flujo de fondos de evaluación económica del proceso de producción de etanol lignocelulosico a partir de bagazo de caña de azúcar.....	60
ANEXO N. 14 Matriz de flujo de fondos de evaluación económica del proceso de producción de etanol lignocelulosico a partir de bagazo de caña de azúcar solo por fermentación de hexosas.	62

RESUMEN

TÍTULO: EVALUACIÓN TÉCNICO-ECONÓMICO DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE ETANOL A PARTIR DE BAGAZO DE CAÑA UTILIZANDO UN PRETRATAMIENTO CON ÁCIDO DILUIDO Y LA RUTA TECNOLÓGICA SHF* .

AUTOR: Peña Carrasco, Edilson Danilo^{**}

PALABRAS CLAVES: Bagazo de caña, pretratamiento con ácido diluido, hidrólisis y fermentación separadas, hemicelulosa, celulosa, lignina, rendimiento, rentabilidad, simulación, análisis económico, bioetanol.

DESCRIPCIÓN:

En el presente trabajo de investigación se adecuaron los datos de una simulación de una planta de producción de etanol lignocelulosico a partir de bagazo de caña, utilizando ácido sulfúrico diluido como pretratamiento, seguido de hidrólisis enzimática, fermentación, destilación y deshidratación, realizada en el programa de simulación de procesos químicos ASPEN PLUS V7.1, de tal manera que los rendimientos de la simulación, se aproximaran a los obtenidos en plantas de producción de etanol lignocelulosico en funcionamiento.

Para realizar la adecuación de la simulación, se hizo una revisión del estado del arte del proceso, obteniendo las condiciones más recomendadas para cada etapa del proceso, las condiciones de trabajo de la etapa de pretratamiento fueron las siguientes: carga de sólidos del 7%, 167°C, presión de 9 atm y un tiempo de residencia de 10 min, además se utilizaron conversiones de 90% para la hemicelulosa y de 7% para la celulosa para esta etapa, obteniendo como resultado una capacidad de producción de 5767,53 kg/h de etanol y un rendimiento de 230 kg etanol/ton de bagazo de caña seco o 75,85 gal etanol/ton de bagazo de caña seco, la capacidad instalada de la planta estudiada fue de 25.000 kg/h de bagazo en base seca.

En la evaluación económica se pudo establecer que, al hacer cambios del material de construcción resistente a la corrosión, de los equipos del área de pretratamiento, se incrementa en un 10,02% el costo total de los equipos, también se pudo establecer que con estas condiciones, el proceso no es rentable económicamente.

* Trabajo de grado.

** Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química. Director: Dr. Sc. Viatcheslav Kafarov. Co-director: Neila Milena Mantilla Barbosa.

ABSTRACT

TITLE: TECHNICAL-ECONOMIC EVALUATION OF AN ETHANOL PRODUCTION PLANT FROM SUGARCANE BAGASSE USING A DILUTE ACID PRETREATMENT AND THE SHF TECHNOLOGICAL ROUTE.*

AUTOR: Peña Carrasco, Edilson Danilo**

KEY WORDS: Sugarcane bagasse, dilute acid pre-treatment, separate hydrolysis and fermentation, cellulose, profitability, simulation, economic analysis, bio ethanol.

DESCRIPTION:

In the present research were adapted simulation data of a production of lignocellulosic ethanol from sugarcane bagasse, using dilute sulphuric acid as a pre-treatment, followed by enzymatic hydrolysis, fermentation, distillation and a dehydration, the simulation was realized in the program of chemical process ASPEN PLUS V7.1, so that the simulation yields, they approached those obtained in ethanol production plants lignocellulosic in operation.

To perform the simulation adequacy, was made a review state of art of process, getting the recommended conditions for each stage of the process, the working conditions of the pre-treatment stage were as follows: solids loading of 7%, 167°C, 9 atm pressure and residence time of 10 min, also were used conversions of 90% for hemicellulose and 7% for cellulose, for a stage, obtaining as result, a production capacity of 5767,53 kg/h of Ethanol and a performance of 230 kg ethanol/ton sugarcane bagasse dry or 75,86 gal ethanol/ton sugarcane bagasse dry, the installed capacity of the plant studied was of 25.000 kg/h sugarcane bagasse dry.

In the economic evaluation it was established that, when making changes of construction material corrosion resistant, of the equipment of pre-treatment area, is increased a 10,02% the total cost of the equipments, It also states that with these conditions, the process is not economically cost effective.

* Degree Project

**Physicochemical Engineerings Faculty. Chemical Engineering School. Director: Dr.Sc. Viatcheslav Kafarov. Co-director: Neila Milena Mantilla Barbosa.

INTRODUCCIÓN

La necesidad de producir biocombustibles que no afecten la seguridad alimenticia direcciona la mirada hacia la producción de etanol a partir de residuos lignocelulósicos, llevando a que se realicen diferentes estudios sobre la viabilidad de esta tecnología (2G). En la actualidad la mayor parte de bioetanol producido es de primera generación (1G) obtenido de la fermentación de los azúcares de fácil acceso presentes en materias primas como: maíz, cebada, remolacha azucarera, trigo, sorgo dulce y caña de azúcar (Balat, 2011). La posibilidad de aprovechamiento de los residuos lignocelulósicos para producción de biocombustibles, hace que los gobiernos apoyen y promuevan la investigación y desarrollo en este tema, ya que esto permitiría no depender energéticamente de otros países.

Aunque se han realizado estudios e investigaciones, que han puesto en marcha plantas de producción de etanol de segunda generación (2G) a partir de rastrojo de maíz, residuos de madera, etc., el tema es aún objeto de intenso estudio, ya que se requiere la optimización del proceso de tal manera que se reduzcan los costos de producción y aumente su viabilidad técnica.

Esta investigación se hace con el fin de conocer la influencia económica de la etapa de pretratamiento y tener una perspectiva más clara sobre el costo de producción y viabilidad técnica del proceso de producción de etanol lignocelulosico a partir de bagazo de caña utilizando la ruta tecnológica Sacarificación* y fermentación Separadas (SHF), el trabajo tuvo como base una simulación del proceso de obtención de etanol a partir de bagazo de caña realizada por (Ojeda, 2011) en el programa de simulación de procesos químicos ASPEN PLUS V7.1, a la cual se le realizaron modificaciones con el fin de aproximarla aun más a la realidad.

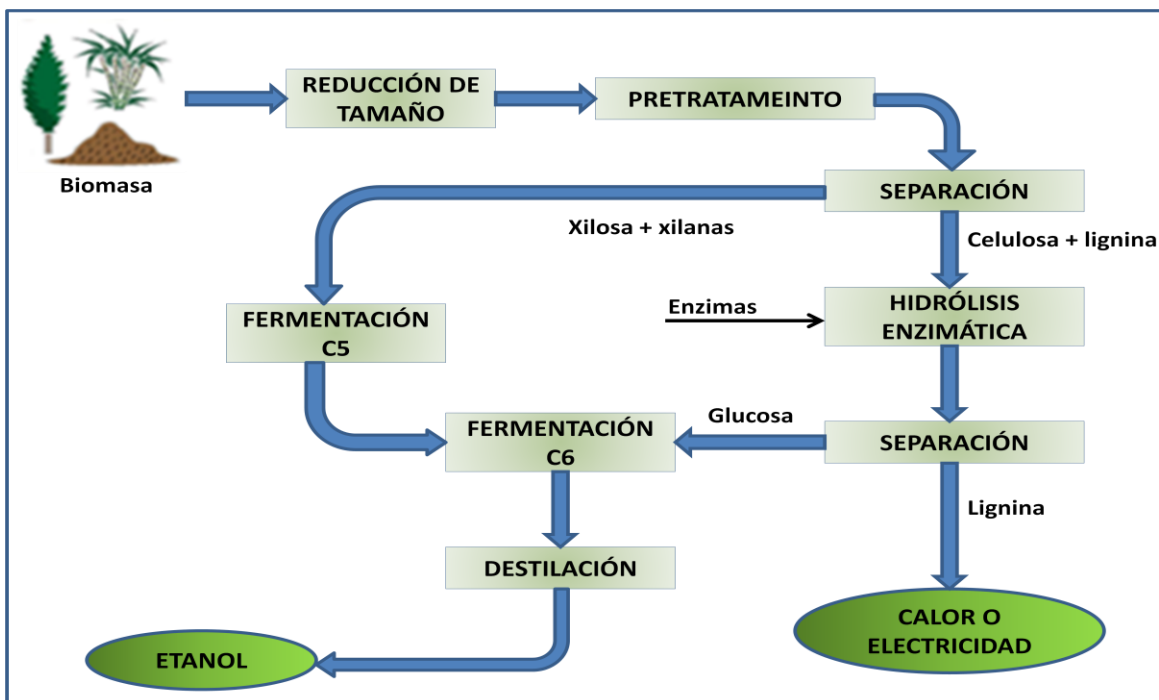
* Se toma como igual termino Sacarificación e Hidrólisis.

1. MARCO TEÓRICO

1.1 PRODUCCION DE ETANOL LIGNOCELULOSICO.

La conversión bioquímica de materiales lignocelulósicos a través de sacarificación y la fermentación es la principal vía para la producción de bioetanol a partir de biomasa lignocelulósica. La bioconversión de lignocelulosa al bioetanol es difícil debido a: (1) la naturaleza resistente a la descomposición de la biomasa, (2) la variedad de los azúcares que se liberan cuando los polímeros de hemicelulosa y celulosa se rompen y (3) la necesidad de encontrar organismos genéticamente eficientes que fermenten estos azúcares. El diagrama de bloques genérico de la producción de bioetanol a partir de materiales lignocelulósicos se muestra en la Figura No. 1 (Sanchez O. , 2008). Los pasos del proceso de base en la producción de bioetanol a partir de materiales lignocelulósicos son: pretratamiento, hidrólisis, fermentación y la recuperación del producto (Balat, 2011).

Figura No. 1. Esquema general de la producción de etanol lignocelulósico con la ruta SHF.



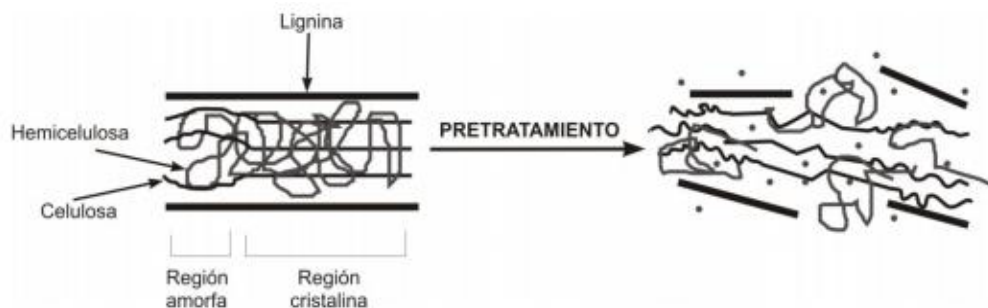
Fuente: (Monteiro, 2010).

1.1.1 Pretratamiento.

Los materiales lignocelulósicos no contienen monosacáridos fácilmente disponibles para la bioconversión, en su lugar contienen polisacáridos tales como celulosa y hemicelulosa, que tienen que ser hidrolizados por medio de ácidos o enzimas en azúcares fermentables, la lignina que es un polímero orgánico está parcialmente asociado covalentemente con la hemicelulosa, impidiendo así el acceso de los agentes hidrolíticos a la celulosa (Cardona et al, 2010), con el fin de facilitar la hidrólisis, diferentes tipos de agentes químicos, físicos y métodos físico-químicos de pretratamiento se han propuesto (Moraes et al., 2011). El pretratamiento permite que los rendimientos de la hidrólisis de celulosa aumenten de 20% a valores mayores al 90% (Hamelinck et al, 2005), además la eficiencia general del proceso de pretratamiento se correlaciona con un buen equilibrio entre la baja formación de inhibidores y la alta digestibilidad del sustrato (Farid et al, 2010).

Los métodos aplicados como pretratamiento suelen utilizar la combinación de diferentes principios, tales como mecánica, junto con los efectos térmicos y químicos, con el fin de lograr altas eficiencias de liberación de azúcar, baja producción de sustancias tóxicas y bajo consumo de energía (Farid et al, 2010), la Figura No. 2 esquematiza lo que ocurre con los componentes de la fibra (Lignina, Hemicelulosa y Celulosa) después de la etapa de pretratamiento de la materia prima.

Figura No. 2. Diagrama esquemático del proceso de pretratamiento de la biomasa lignocelulósica.



Adaptado de: (Mosier, 2005).

1.1.2 Hidrólisis.

La hidrólisis enzimática es un proceso catalizado por un grupo de enzimas denominadas generalmente celulasas, que son en realidad una mezcla de distintas actividades enzimáticas cuya acción conjunta produce la degradación de la celulosa (Oliva, 2003), la hidrólisis de los excedentes de materiales celulósicos como el bagazo, y la fermentación de los azúcares que estos poseen, ofrecen una enorme oportunidad para incrementar el valor agregado de las operaciones de cultivo y ayudaría a desplazar los productos combustibles caros, importados y contaminantes (Cuzer & Miller, 1997).

Durante la hidrólisis enzimática se pueden formar ácidos alifáticos, ácido acético, fórmico y levulínico, derivados de furano, furfural y 5-hidroxi-metil-furfural (HMF), además de azúcares liberados que inhiben gravemente la posterior fermentación (Larsson et al, 1999). Esto hace necesario una etapa de desintoxicación del hidrolizado obtenido, un enfoque para desintoxicar hidrolizados de lignocelulosa, es la desintoxicación enzimática con la enzima Lacasa fenoloxidasa (Larsson et al, 1999), también por medio de desintoxicación alcalina adecuando a un pH entre 5.5 y 6.5, utilizando hidróxido de calcio, se podrá remover el 51% de furfural, 51% HMF y 41% compuestos fenólicos (Sanchez & Cardona, 2008).

Generalmente las condiciones de hidrólisis son de 40 a 50°C manteniendo un pH de 3.5 a 5.5 dependiendo de la temperatura, [(Wooley et al., 1999) (Sun & Cheng, 2002)] y un tiempo de reacción de 48 a 72 horas (Gonzales et al, 2010) con cargas de sólidos de 8-10% p/p a nivel de laboratorio y de hasta 40 % p/p a escala industrial (Wooley et al., 1999), además una dosis de celulasa de 10-30 FPU[†]/g celulosa.

1.1.3 Fermentación.

El sobrenadante de la hidrólisis enzimática puede contener azucares (si ambos celulosa y la hemicelulosa son hidrolizados) tanto de seis átomos de carbonos

[†] FPU es la abreviatura de Filter Paper Activity", son unidades de concentración de enzimas.

(hexosas) como de cinco átomos de carbono (pentosas) (Keshwani & Cheng, 2009), estos azúcares son fermentados en reactores diferentes, separando las pentosas de las hexosas cuando se trata de la ruta SHF, generalmente las condiciones de fermentación son: de entre 30 y 50°C de temperatura y tiempo de residencia de 24 horas (Talebnia et al, 2010).

Una vez se completa la hidrólisis de la celulosa y hemicelulosa, sigue la fermentación de los azúcares obtenidos (glucosa, xilosa, arabinosa, entre otros.), la cual no difiere básicamente de la aplicable a otras soluciones de azúcares, excepto en algún detalle cuando en la etapa hidrolítica se han generado agentes inhibidores.

Esta etapa consta de un acondicionamiento del microorganismo (Levadura, hongo o bacteria), que fermentara el hidrolizado de la etapa anterior, los mejores microorganismos conocidos para la producción de etanol a partir de pentosas y hexosas, son la levadura *Saccharomyces Cereviciae* y la bacteria *Zymomonas mobilis* (Claassen et al, 1999), estas ofrecen altos rendimientos de etanol (90-97% del teórico y 0,51 g etanol/g xilosa) (Balat, 2011).

1.1.4 Recuperación del producto: Destilación y deshidratación.

El azeotropo que forma el agua con el etanol es el principal inconveniente en la recuperación del producto, ya que con una destilación convencional se obtendría un producto al 86% de etanol, no apto para el uso como biocombustible, para esto, el etanol necesita ser anhidro (Paz & Cardona, 2009), se tendría que hacer una serie de destilaciones, seguida de una destilación azeotrópica, extractiva o la utilización de tamices moleculares.

Conociendo que el etanol es más volátil que el agua, se utiliza tecnología de destilación que permita la recuperación económica de los productos diluidos volátiles, el primer paso es recuperar el bioetanol con una columna de destilación, donde la mayor parte del agua sale en el producto de cola de la torre, luego la corriente ingresa a una columna de rectificación y se concentra justo por debajo de

la mezcla azeotrópica al 95% (Hamelinck et al, 2005), para luego ser llevado a unos tamices moleculares, donde se obtiene el producto al 99,6% listo para su distribución.

Según (Szulczyk et al, 2010) de 1 tonelada de glucano, galactano o manano, se producen 1,11 toneladas de azúcares de seis carbonos y podría teóricamente obtenerse 172 galones de bioetanol luego de fermentarlo, y de 1 tonelada de arabinano o xilano producir 1,14 toneladas de azúcares de cinco carbonos y obtener teóricamente 176 galones de bioetanol luego de fermentarlo.

1.2 ESTADO DEL ARTE

El pretratamiento de materias primas dentro de la producción de etanol lignocelulósico, representa un 33% del costo total de producción, por lo tanto es el que más estudios y evaluaciones centra (Lynd, 1996). El principal inconveniente al momento de producir etanol lignocelulósico, radica en el pretratamiento que se le debe hacer a la materia prima con el fin de solubilizar la hemicelulosa presente, además de dar más acceso a la celulosa (Hamelinck et al, 2005), actualmente se han investigado y desarrollado diferentes métodos de pretratamientos y rutas tecnológicas, para el proceso de producción de etanol lignocelulósico por vía bioquímica, pero algunas aun no han sido puestas en funcionamiento a nivel industrial. Mediante este proyecto se realizó la vigilancia tecnológica de un método de pretratamiento en concreto (ácido diluido), además de estudiar a profundidad la viabilidad técnica y económica del proceso, se buscó en detalle información de las principales plantas productoras de etanol lignocelulósico en el mundo, teniendo como foco principal visualizar el impacto que tiene la etapa de pretratamiento en los costos del proceso de producción.

De acuerdo a la literatura para que un pretratamiento sea efectivo deberá producir fibra reactiva, proteger la utilización de pentosa y alcanzar el límite en el cual el material pretratado, comienza a inhibir el crecimiento del microorganismo fermentador (Laser & Schulman, 2002).

Cabe resaltar que la efectividad del pretratamiento depende del tipo de biomasa, para nuestro caso, la materia prima utilizada fue bagazo de caña, de acuerdo a esta biomasa está basado el análisis económico, en el Anexo No. 1. Se muestran los métodos de pretratamientos con sus principales consideraciones.

1.2.2 Pretratamiento con ácido diluido.

Este pretratamiento es uno de los más utilizados, dependiendo del tipo de ácido, materia prima y ruta tecnológica, además su utilización se debe a la alta solubilidad que tiene sobre la celulosa (Talebnia et al, 2010), una ventaja significativa para este pretratamiento es la eliminación de la necesidad de enzimas hemicelulíticas para la hidrólisis (Lau, 2009), los pretratamientos con ácido diluido normalmente alcanzan altos rendimientos de azúcares, con estos se elimina la hemicelulosa y se expone la celulosa a una mejor digestión enzimática (Silverstein et al., 2007), la carga de sólidos para este método puede ser de 5-10% p/p a $T > 160^{\circ}\text{C}$ en procesos continuos, y de 10-40% p/p a $T < 160^{\circ}\text{C}$ en procesos discontinuos (Silverstein, 2004) .

En algunos estudios utilizando ácido sulfúrico diluido entre 0.5 y 5%, se han llegado a obtener hasta un 90% de eliminación de hemicelulosa y baja degradación de azúcares en compuestos inhibitorios entre 0.5 y 1 g/L para el Furfural y de 0.01 a 0.02 g/L para el HMF (Moraes et al., 2011), generalmente esta técnica es seguida por una neutralización, que puede ser con cal viva, con el fin de mejorar las etapas posteriores (hidrólisis y fermentación) (Cardona et al, 2010).

1.2.3 Plantas de producción de etanol lignocelulósico a nivel industrial.

Actualmente hay plantas productoras de etanol lignocelulósico en el mundo, pero la producción de etanol de segunda generación o lignocelulósico aun no abarca una producción mundial, en la Tabla No. 2 se puede ver una comparación de tres empresas productoras de etanol lignocelulósico teniendo en cuenta la materia prima, tecnología aplicada y el rendimiento obtenido, en el Anexo No. 2 puede

verse información detallada sobre el pretratamiento, procedencia de la enzima y la ruta tecnológica utilizada en algunas de estas empresas, mientras que en el Anexo No. 3. Se muestra un listado de estas empresas con sus capacidades instaladas, país de localización, materia prima utilizada, estado y año de entrada en operación.

Tabla No. 1. Rendimientos de empresas productoras de etanol lignocelulosico.

EMPRESA	MATERIA PRIMA	TECNOLOGIA	RENDIMIENTO
POET(Ex BrainCompanies)	Residuos agrícolas del cultivo de maíz.	Tratamiento mecanico*. Hidrólisis enzimática y fermentación.	83 gal et/ton MP
logen Biorefinery Partners	Residuos agrícolas del cultivo de maíz, trigo y cebada.	Explosión a vapor, acido diluido Hidrólisis enzimática y fermentación.	71 gal et/ton MP
BlueFire Ethanol Inc.	Residuos lignocelulosicos de vertederos y residuos de maderas.	Acido sulfúrico concentrado**. Hidrólisis acida y fermentación	63 gal et/ton MP

Adaptado de: Estado del arte de la producción de etanol LC, Brasil 2009[‡].

Aunque constantemente se están investigando tecnologías para producir etanol lignocelulosico, en Suramérica aun no se han implementado plantas comerciales, Suramérica cuenta con suficiente materia prima producto de la industria azucarera, una de las empresas brasileñas que invierten más en investigación, desarrollo e innovación (I + D + I) en bio-refinerías, en particular a partir de los residuos de la caña de azúcar, es Petrobras SA. (Petrobras, 2012), tiene actualmente una planta funcionando, la forma en que opera esta planta es con un pretratamiento ácido, con ruta tecnológica enzimática y producción de enzimas “in situ” (Fontes, 2008).

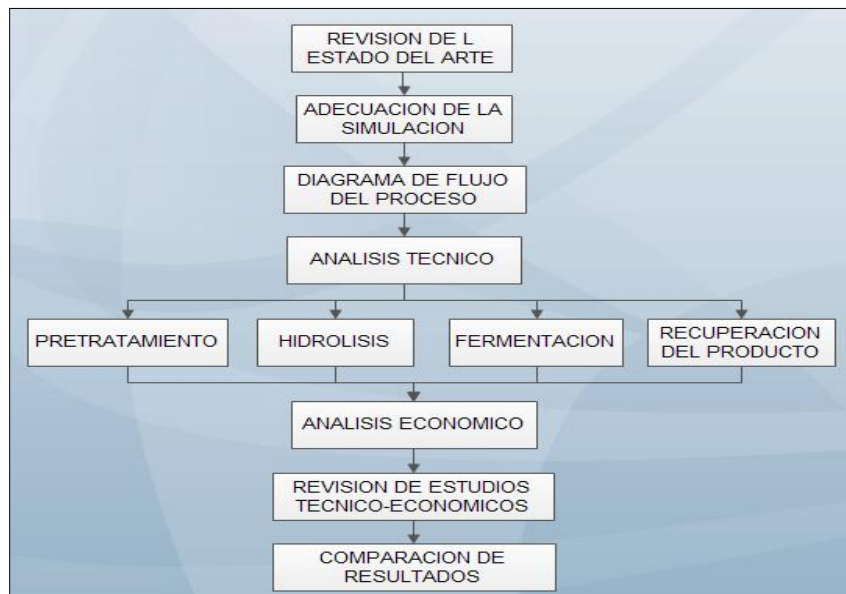
El estudio realizado por Ojeda 2011, no incluyó la evaluación técnico-económica de la planta y no se encuentran en la literatura estudios completos realizados con la biomasa bagazo de caña de azúcar, utilizando ácido sulfúrico diluido y la tecnología hidrólisis y fermentación separadas, SHF.

[‡] Pagina web: (<http://www.projectliberty.com/how-it-works/>) y (<http://bfreinc.com/our-technology/>)

2. METODOLOGIA

La evaluación técnico-económica se realizó partiendo de una simulación del proceso de obtención de etanol lignocelulosico a partir de bagazo de caña, utilizando la ruta tecnológica Hidrolisis y fermentación separadas (SHF) realizada por **(Ojeda, 2011)**, este trabajo desarrolló la siguiente metodología.

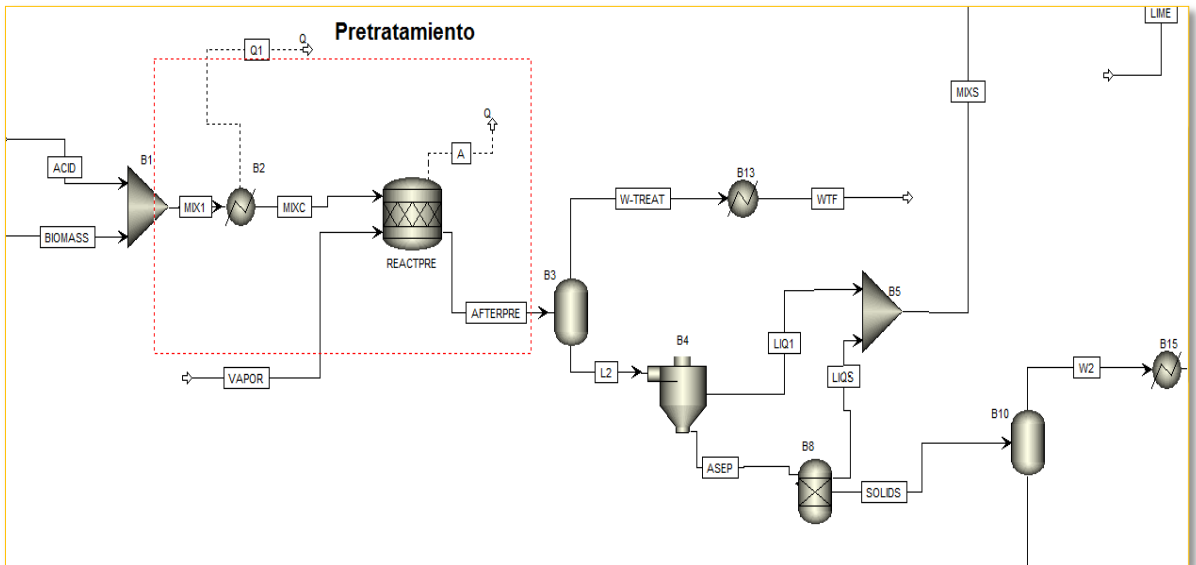
Figura No. 3. Etapas realizadas durante el trabajo.



2.1 SIMULACIÓN DEL PROCESO

La modificación se llevo a cabo basándonos en datos de informes de compañías a escala comercial ya establecidas en el mundo productoras de etanol celulósico, y de algunos estudios rigurosos realizados con esta misma técnica (ácido sulfúrico diluido, SHF), pero debido a la falta de información registrada cuando se trabaja con bagazo de caña, se tomaron datos con otro tipo de materia prima, como el rastrojo de maíz. En la Figura No. 5, se pueden ver las primeras adecuaciones técnicas que se hicieron al proceso, estas adecuaciones radican en el área de pretratamiento.

Figura No. 4 Adecuaciones técnicas realizadas a la etapa de pretratamiento del proceso de producción de etanol lignocelulosico con acido diluido a partir de bagazo de caña, simulada en ASPEN PLUS.



Fuente: Obtenida de (Ojeda, 2011).

1. El intercambiador B2 se retiró al considerarse que la materia prima llega directamente al reactor de pretratamiento sin ningún cambio de temperatura, y es allí donde se lleva a la temperatura de operación de 165°C.
2. En el reactor de pretratamiento REACTPRE se hizo una adecuación de acuerdo a (Cardona et al, 2010), donde la presión que se debe manejar en el reactor de pretratamiento con ácido diluido debe ser de 1 Mpa aproximadamente, se cambió la presión de 3,95 atm a 9 atm.
3. El intercambiador B15 fue sustituido por uno a la salida del flash B3 que baja la temperatura hasta 49°C, de esta forma hay un ahorro energético reflejado en un ahorro económico en el proceso, el cambio fue efectuado teniendo en cuenta que las corrientes MIXS y ASEP pueden tener la misma temperatura y conociendo que a esta temperatura los lodos a la salida de B3 aun pueden separarse sin ningún problema.

4. Se eliminaron el mezclador B5, el separador B8 y el flash B10, ya que en la práctica se utiliza un filtro o un deshidratador de tornillo [(Wooley et al., 1999) (Izumi, 1998) y (Farone, 2009)] que separa el sólido presente en la corriente líquida.

Las anteriores, fueron las adecuaciones realizadas al proceso, se acondiciono la etapa de pretratamiento que es la más importante, el resto de la simulación no se modifico, en el Anexo No. 4 se muestran los rendimientos utilizados en los equipos del proceso.

2.2 DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO (Ver diagrama completo en Anexo No. 5).

En el Anexo No. 5 se encuentra el diagrama de flujo del proceso, mediante el cual se pretende dar una visión completa del proceso. En este diagrama se especifican los equipos, las corrientes y todas las etapas contempladas en este estudio.

Es recomendable revisar paralelamente este diagrama de flujo junto con el análisis técnico especificado en la siguiente sección.

3 ANÁLISIS DE RESULTADOS

3.1 ANÁLISIS TÉCNICO.

De acuerdo al diagrama de flujo del proceso (Anexo No. 5), se hace el análisis técnico de cada una de las etapas del proceso de producción de etanol lignocelulosico a partir de bagazo de caña de azúcar.

3.1.1 ÁREA 101-Almacenamiento de la materia prima y pretratamiento[§].

La materia prima llega a la planta en camiones, es recibida y almacenada en grandes pilas para luego ser llevadas al tornillo transportador B1** por medio de una banda transportadora, debido a la molienda que se hace en el proceso de producción de azúcar, no es necesario disminuir el tamaño, dado que la fibra de bagazo sale del proceso de extracción de azúcares en un tamaño aproximado de 3 x 0.5 x 0.2 cm. Para otro tipo de materias primas, tales como maderas duras y blandas, raquis de palma, raquis de plátano y otras, es necesario contar con molinos de acondicionamiento de la biomasa, antes de la entrada a la etapa de pretratamiento.

Etapa de pretratamiento: Una vez en el tornillo transportador B1, se inyecta ácido sulfúrico diluido al 1.5% para generar una mezcla homogénea que es transportada hasta el reactor de pretratamiento REACTPRE, el reactor es calentado(165°C) y presurizado(9 atm) gracias a la inyección de 180.000 kg/h de vapor a 210°C, la carga de sólidos totales en el reactor es de 7,8% p/p, luego de 10 minutos se retira el contenido del reactor a través de la corriente AFTERPRE y es enviado a un flash B2 que opera a 100°C y presión atmosférica donde se separan componentes volátiles, la corriente W-TREAT contiene agua y furfural en condición de azeotropo (Flanegan et al., 2011), mientras que la corriente L2 contiene los sólidos en forma de lodo con una carga de sólidos de 67,9% p/p.

[§] Esta etapa del proceso no se tomo en cuenta en la simulación.

^{**} Los nombres de las Corrientes y equipos, están especificados en el Anexo No. 5

Este lodo pasa por el intercambiador de calor B5 para llevarlo a temperatura ambiente, luego es secado por medio de un filtro o tornillo extrusor hasta retirar un 70% de humedad [(Wooley et al., 1999), (Izumi, 1998) y (Farone, 2009)], la corriente ASEP que contiene los sólidos se lleva al reactor de hidrólisis y la corriente líquida LIQ1 sigue a una etapa de neutralización.

3.1.2 ÁREA 201-Neutralización.

La corriente LIQ1 contiene ácido sulfúrico utilizado en el pretratamiento que puede inhibir la fermentación, por esta razón se neutraliza en el reactor B7 con Cal viva que permanece en constante agitación, transcurridos 60 minutos se retira la corriente neutralizada SREAC, se forma como resultado de la reacción, sulfato de calcio dihidratado y la cal que no reacciono, este sólido es retirado en el filtro B9.

3.1.3 ÁREA 301-Hidrólisis enzimática.

Debido a la utilización de ácido sulfúrico, el sólido obtenido en la corriente ASEP está impregnado de este ácido que de seguir el proceso podría inhibir la hidrólisis, de acuerdo a las condiciones de la hidrólisis de 1 atm, 48°C, el pH debe estar entre 3.5 y 5.5 (Wooley et al., 1999) y (Sun & Cheng, 2002), por lo tanto es indispensable hacer un análisis en la corriente para saber que pH se da con la cantidad de ácido con la que se encuentra impregnada la corriente ASEP, como resultado se obtuvo un pH de 3,68 (Ver Anexo No. 6).

Al reactor de hidrólisis B19 que contiene una carga de sólidos de 15,3% p/p, se le agrega una enzima con carga enzimática de 15 FPU/g celulosa (Wyman et al, 2005), (Foody et al., 2010) y (Lloyd & Wyman, 2005), la hidrólisis tarda 72 horas en llevarse a cabo, luego de transcurrido este tiempo se obtiene en la corriente PHID una mezcla sólido-líquido que contiene agua, lignina, cenizas, xilosa, glucosa, celobiosa, hemicelulosa y celulosa, que luego se separa en el filtro B15,

la corriente BSOL separada está compuesta por lignina, hemicelulosa, celulosa y celulasas, esta corriente a su vez se hace pasar por el filtro B8 con el fin de retirar agua y reciclarla, la corriente PHIDF que sale del filtro B15 y que contiene en mayor cantidad agua, xilosa y glucosa tiene como destino el proceso de fermentación.

3.1.4 ÁREA 401-Fermentacion de hexosas.

La corriente PHIDF con un 10,8% p/p de glucosa, ingresa al área de fermentadores anaerobios B22, esta área está equipada de varios reactores que operan como discontinuos, la corriente PHIDF es dividida en esta área, a cada reactor llega una parte, a cada reactor le es inyectado el microorganismo y amoníaco AMM2 como fuente de nutrientes, el microorganismo utilizado es la levadura *Saccharomyces Cerevisiae* que para efectos de la simulación se produce de la reacción del 2% de la glucosa con el amoníaco, el reactor opera a 30°C, 1 atm, pH de 7, 100 rpm (Alarcon, 2010), y tiene un tiempo de residencia de 24 horas de fermentación (Talebnia et al, 2010), luego de este tiempo es retirado el producto de fermentación (FERMT2) que contiene agua, lignina, etanol, cenizas, xilosa, oxígeno, dióxido de carbono, amoníaco, glucosa, celobiosa, glicerol, ácido acético, ácido láctico y ácido succínico, se le hace un filtrado (B16) para retirar el microorganismo que puede ser recirculado después de hacerle un tratamiento y separar la solución que contiene un 5% de etanol en la corriente LIQUORH, en esta corriente gran cantidad de CO₂ es separada en la cabeza del flash B23, el producto de cola de este flash donde se encuentra el producto, es mezclado con las corrientes RECE y FERMPENT de la fermentación de pentosas en el mezclador MIXED para su posterior destilación.

3.1.5 ÁREA 501-Fermentacion de pentosas.

Luego del filtrado en B9, se obtiene gran cantidad de xilosa en la corriente SEP22, esta corriente se hace pasar por un separador B17 para retirar la ceniza disuelta

(SEP33), la corriente SEP35 que contiene agua, xilosa y algo de glucosa, se hace pasar por el intercambiador de calor B11 para proporcionarle los 40 °C óptimos para la fermentación y después ser llevada a la serie de fermentadores anaerobios B12 (Olsson & Hahn-Hagerdal, 1996), las condiciones optimas de estos fermentadores de pentosas anaerobios son; 40°C, 1 atm, pH de 7, 100 rpm y un tiempo de residencia de 24 horas de fermentación, en este caso se utiliza como microorganismo la bacteria *Zymomona mobilis* especial para fermentar pentosas, luego de transcurrido este tiempo se retira el producto de la fermentación en la corriente FPENT, que contiene agua, etanol, cenizas, xilosa, oxígeno, dióxido de carbono, amoníaco, glucosa, glicerol, ácido acético, ácido láctico y ácido succínico, a esta corriente se le hace un filtrado en B6 para retirar la bacteria, esta es reutilizada, la corriente LIQUOR que contiene los otros componentes, se bombea hasta un primer flash B20, con el fin de eliminar la mayor cantidad de CO₂ posible, el producto de cabeza de este flash se hace pasar por el flash B14 para retirar aun mas CO₂ y recuperar etanol separado, los productos de cola de estos flash(RECE y FERMPENT) son bombeados al mezclador MIXED que precede la primera destilación.

3.1.6 ÁREA 601-Destilación y Recuperación de etanol.

Procedente del mezclador MIXED, llega la corriente SFD que contiene el producto de fermentación de todo el proceso, esta corriente es inyectada a la torre de lavado de CO₂ (DESTIL-1) (Wooley et al., 1999), donde es lavada con agua, para recuperar el etanol arrastrado por la corriente CO₂ (Cenicaña, 2012), el producto de cola de PR se hace pasar por el intercambiador B25 para disminuir la temperatura de 93,98°C hasta 23°C, para que entre como líquido (S1) al destilador DESTIL-2, aquí se destila el azeotropo que se forma entre el agua y el etanol, para que en la corriente de cola LIQUID-1 se retire el agua líquida, la corriente de cabeza VAPOR-1 que contiene 38,6% p/p de etanol es bombeada al destilador DESTIL-3 que concentra el etanol hasta un 93% p/p, la última etapa del proceso es la deshidratación del etanol, esto se logra con los tamices moleculares que

retienen las partículas de agua, obteniendo así un etanol al 99,8% apto como combustible, por último se almacena en tanques listos para su distribución.

3.2 ANÁLISIS ECONÓMICO

Se tuvieron en cuenta tres escenarios para realizar el análisis económico, el primer escenario es la evaluación económica del proyecto cuando se ha trabajado con el material de construcción Hastelloy C, en los equipos de la etapa de pretratamiento (REACTPRE y Flash B2), en el segundo escenario se compara económicamente la utilidad de un material de construcción SS304^{††} para todos los equipos y Hastelloy C^{‡‡} para los equipos de la etapa de pretratamiento, y en el tercer escenario se modifica la simulación de la planta, retirando el procesado de pentosas, es decir dejando solo la etapa de fermentación de hexosas, esto con el fin de conocer como varia la viabilidad y rentabilidad de la planta.

Para hallar el costo de equipos, mantenimiento, mano de obra, una vez adecuado el proceso de producción de etanol lignocelulosico simulado en Aspen Plus V7.1 (Ver Anexo No. 7), y de acuerdo al Anexo No. 8 (Petters & Timmerhaus, 1991) que presenta una revisión de los equipos más importantes para la evaluación económica del escalamiento de una planta, se realizó el análisis económico, se hizo independiente de la simulación, es decir, solo se evaluaron los equipos más importantes, debido a que algunos equipos simulados son adecuaciones de equipos utilizados en la práctica, como por ejemplo los ciclones de la simulación que en la práctica son filtros rotativos o tornillos deshidratadores, por esta razón se halló el costo de equipos individualmente y los que no aparecían en la simulación (filtros) fueron consultados en la literatura, el costo de los reactores y el flash se halló con la herramienta Aspen Process Economic Analyzer, mientras que el costo de los filtros rotativos se halló empleando “Marshall and Swift Equipment Cost Index 2011” (Ver Anexo No. 9), los equipos seleccionados para el análisis

^{††} SS304: Steel Stainless (acero inoxidable).

^{‡‡} Hastelloy B: Es una fuerte aleación entre cromo, níquel y molibdeno que genera protección a la corrosión, este material es bastante costoso, soporta mayor presión.

económico fueron: REACTPRE, B2, B7, B12, B19 y B22, en el Anexo No. 10 se puede ver el dimensionamiento de los equipos.

3.2.1 Primer Escenario: Evaluación económica de la planta.

En este escenario se utilizó el valor de costos de equipos utilizando el material Hastelloy C para la etapa de pretratamiento, y el acero inoxidable 304 (SS304) para hacer la evaluación económica con la matriz de fondos, se tuvieron en cuenta las siguientes consideraciones; Tiempo de vida del proyecto: 15 años, Capacidad instalada: 50.000 kg/h Bagazo de caña de azúcar (50% humedad), Inflación del 3,73%^{§§}. Tasa atractiva mínima (TAM) del 12%, Depreciación lineal anual del 10%^{***} de la inversión fija hasta el valor de salvamento del 50% de la inversión fija, Impuestos al patrimonio del 3% y a las utilidades del 35%, para un precio de 1637,85 COP/kg producto.

Oferta y demanda de producto y materias primas^{†††}. Para evaluar la oferta y demanda del producto se tuvo en cuenta el decreto 1135 del 31 de marzo del 2009, donde se señala que el 60% de los vehículos hasta de 2000 cm³ que se vendan en el país deben soportar la tecnología Flex-Fuel^{††† §§§} a partir del año 2012, por lo cual se puede suponer que la demanda de etanol aumentará en un porcentaje mayor a la inflación anualmente. Para la oferta de la materia prima principal se tiene en cuenta la producción y rendimiento de la caña de azúcar y panelera (Ver Anexo No. 11), la Tabla No. 5 contiene los flujos anuales en masa y dinero correspondientes a las materias primas con las que se realizó el flujo de fondos de la evaluación económica.

^{§§} <http://inflacion.com.co/>

^{***} Se utiliza una depreciación lineal del 10% de acuerdo a la recomendación dada por (Short et al, 1995).

^{†††} Datos obtenidos de www.Asocaña.com, www.Agronet.com

^{†††} Vehículos Flex Fuel: Son vehículos que pueden funcionar con los dos combustibles, tanto etanol como gasolina, y con la mezcla de ellos en cualquier proporción.

^{§§§} <http://biodiesel.com.ar/1285/colombia-un-decreto-aumenta-el-uso-del-etanol-y-genera-polemica>.

Tabla No. 2. Flujo de masa y dinero de materias primas.

MATERIA PRIMA	FLUJO (Kg/año)	Costo (COP/año)
Bagazo de caña	438.000.000	21.900'000.000
Acido sulfúrico	1'971.000	394'200.000
Enzima	104.390,00	104'390.000
Total =		22.398'590.000

El costo de mantenimiento de equipos se toma como el 2% del costo total de estos, y corresponde a 401'237.892 COP^{****}, los costos de mano de obra se evaluaron tomando como base un estudio realizado por NREL^{†††}, para una planta que utiliza prehidrolisis con acido diluido para pretratar la materia prima, seguida de una hidrólisis enzimática (Wooley et al., 1999), pero con una producción de 157.852,8 t/año de bioetanol en comparación a la de este escenario que es de 50.523,56 t/año, se obtiene un costo de mano de obra de 1.850'827.134 COP al año 2012 (Ver cálculos y desarrollo en el Anexo No. 12), los gastos en servicios industriales se obtienen de los resultados de la simulación y se presentan en la Tabla No. 6.

Tabla No. 3. Gastos de servicios industriales de la planta de producción de etanol lignocelulósico a partir de bagazo de caña de azúcar, capacidad instalada de la planta de 50.000 kg/h bagazo.

Servicio	Costo por año (COP)
Electricidad	392'598.000
Vapor	1.782'572.000
Agua enfriamiento	107'045.880
Total=	2.282'215.880

En el Anexo No. 13, se puede ver la matriz de flujo de fondos obtenida con las condiciones anteriores, el Valor Presente Neto para este proyecto siempre fue negativo a lo largo de su vida útil, esto quiere decir que el proyecto no presenta rentabilidad en este momento, algunas causantes pueden ser, la oferta del acido

**** COP: Peso Colombiano

††† National Renewable Energy Laboratory, Laboratorio dedicado al estudio de nuevas fuentes de energía.

sulfúrico o de la enzima utilizada, en este caso el precio mínimo del producto cuando el VPN se hace cero, es de 2.440,2 COP/kg etanol, este escenario conto con un rendimiento de 230 kg etanol/ton de bagazo de caña seca o 75,86 gal etanol/ton de bagazo de caña seca.

3.2.2 Segundo Escenario: Comparación de costos cuando se varía el material del reactor de pretratamiento y el material del flash.

Debido al tiempo al que está expuesto el reactor de pretratamiento (REACTPRE) a acido sulfúrico, se puede generar corrosión que puede repercutir en la producción de agentes tóxicos inhibidores de la hidrolisis y en el debilitamiento del reactor, de igual forma sucede para el Tanque flash B2. Como solución a este problema, se han realizado estudios que demuestran que utilizando el material Hastelloy C para la construcción del reactor de pretratamiento y el flash, trabajando a una temperatura de 160 a 180°C, se ayuda a disminuir la corrosión (Wooley et al., 1999).

Por medio de Aspen Process Economic Analyzer 17.0 se obtienen los costos de los equipos previamente dimensionados.

Se hace la evaluación económica con la matriz de fondos para el caso en el que se utiliza SS304 que es el material más utilizado para este tipo de proceso, y es comparado con la evaluación económica cuando se cambia el tipo de material del reactor de pretratamiento y del flash B2 por Hastelloy C.

En la Tabla No. 4, se pueden ver los costos de los equipos obtenidos mediante la herramienta Aspen Process Economic Analyzer 17.0. Cuando se trabaja con SS304 y cuando se hace el cambio de material por Hastelloy C.

Tabla No. 4 Comparación de costos de los equipos más importantes en el proceso, cuando se cambia de material de construcción.

Ref	Nombre del equipo	Material	Costo Equipo		
			(COP)	(COP)	
REACTPRE	Reactor de pretratamiento	SS304	916'740.000	Hastelloy C	2.656'260.000
B2	Separador flash	SS304	622'800.000	Hastelloy C	1.009'440.000
B7	Tanque de neutralización	SS304	122'760.000	SS304	122'760.000
B12	Fermentador de pentosas	SS304	2.946'240.000	SS304	2.946'240.000
B19	Tanque de hidrolizado	SS304	7.914'240.000	SS304	7.914'240.000
B22	Fermentador de hexosas	SS304	6.730'560.000	SS304	6.730'560.000
B9,B4,B8 B15,B6,B16	Filtros rotativos	SS304	1.954'361.515	SS304	1.954'361.515
Total =			21.207'701.515		23.333'861.515

Fuente: Resultados de Aspen Process Economic Analyzer.

Es evidente el alza del costo cuando el material de construcción del reactor de pretratamiento y el flash B2 es Hastelloy C, el costo del reactor de pretratamiento aumenta 2,89 veces, mientras que el del flash B2 aumenta 1,62 veces su costo, ahora miremos como cambia la inversión total cuando se ha cambiado el material de construcción de la etapa de pretratamiento (REACTPRE y B2) (Ver Tabla No. 5), para hallar los valores de la inversión se considera que los Factores de Lang cuando se procesan sólidos y líquidos, basados en el costo de compra de los equipos más importantes son: 3,63^{***} para inversión directa, 1,44 para inversión indirecta y 0,89 para la inversión de trabajo.

Tabla No. 5. Inversión de la planta cuando se ha cambiado de material y cuando no.

Inversiones	Valor Sin cambio de material (COP)	Valor Con cambio de material (COP)
Inv. Trabajo	18.874'854.348	20.767'136.748
Inv. Directa	76.983'956.499	84.701'917.299
Inv. Indirecta	30.539'090.181	33.600'760.581
Inv. Fijo(Dir+Ind)	107.523'046.681	118.302'677.881
Inversion Total =	126'397'901.029	139.069'814.629

*** <http://www.cours.polymtl.ca/gch4130/Capital%20cost%20estimating.pdf>

De la tabla No. 5, se puede concluir que al cambiar los materiales de construcción de la etapa de pretratamiento (REACTPRE y Flash B2), de SS304 a Hastelloy C, incrementa en un 10% la inversión total del proyecto.

3.2.3 Tercer Escenario: Desconexión de la ruta para fermentar pentosas.

Debido a que la etapa de fermentación de pentosas no presenta un alto rendimiento, por la baja acción de los microorganismos que convierten las pentosas a etanol, se estudió la viabilidad económica del proceso sin esta etapa, el primer paso fue correr nuevamente la simulación sin esta etapa, conocer el nuevo rendimiento, luego hallar el costo de los equipos y realizar la evaluación económica por medio de la matriz de flujo de fondos, de esto se obtienen los siguientes resultados (Ver Tabla No. 10). No se eliminó la etapa de neutralización, debido a que esta corriente contiene ácido sulfúrico que no puede ser vertido a estas condiciones.

Tabla No. 6. Costo equipos utilizados para la producción de etanol lignocelulósico, sin la etapa de fermentación de pentosas.

Ref	Nombre del equipo	Material	Costo Equipo (COP)
REACTPRE	Reactor de pretratamiento	Hastelloy C	2.656'260.000
B2	Separador flash	Hastelloy C	1.009'440.000
B7	Tanque de neutralizacion	SS304	122'760.000
B19	Tanque de hidrolizado	SS304	7.914'240.000
B22	Fermentador de hexosas	SS304	6.730'560.000
B9,B4,B8 B15,B16	Filtros rotativos	SS304	1.628'634.596
Total =			20.061'894.600

De igual forma se hallaron las inversiones del proyecto para este nuevo escenario (Ver Tabla No. 11), y se obtuvo como resultado que la etapa de fermentación de pentosas representa un 14,02% del costo de la inversión total.

Tabla No. 7. Inversiones del proyecto.

Inversiones	Costo(COP)
Inv. Trabajo	17.855'086.194
Inv. Direto	72.824'677.398
Inv. Indirect	28.889'128.224
Inv. Fijo(Dir+Ind)	101.713'805.622
Inversion Total	119.568'891.816

El costo del consumo de servicios industriales en este caso se presenta en la Tabla No. 12.

Tabla No. 8. Costos de los servicios industriales del segundo escenario.

Servicio	Costo por año (COP)
Electricidad	107'997.295
Vapor	1403'160.990
Agua enfriamiento	78'217.200

El rendimiento obtenido del proceso de producción de etanol lignocelulósico a partir de bagazo de caña sin la etapa de fermentación de pentosas de acuerdo a la simulación, fue de 164,11 kg etanol/Ton bagazo seco en comparación al de el proceso completo que es de 230,7 Kg etanol/ton de bagazo seco, en el Anexo No. 14, se puede ver la matriz de flujo de fondos obtenida, al igual que en el escenario anterior, en este, también se tiene Valor Presente Neto Negativo durante todo el tiempo de vida útil del proyecto, lo que quiere decir que es inviable, pero con una leve diferencia en el precio mínimo del producto cuando el VPN se hace cero, que en este caso es de 2303,94 COP/kg de etanol, en comparación al proceso completo que tiene un precio mínimo de 2440,2 COP/kg de etanol.

3.3 REVISIÓN DE ESTUDIOS TÉCNICO-ECONÓMICOS Y COMPARACIÓN DE RESULTADOS.

Un análisis económico realizado por (Eggeman & Elander, 2005), donde se trabajo con rastrojo de maíz como materia prima, con las condiciones para el análisis

económico de: 83,3 ton/h de rastrojo seco, para un ruta de sacarificación y fermentación simultanea, una carga enzimática de 15 FPU/g de celulosa en rastrojo de maíz sin tratar (58 mg de proteína / g de celulosa en rastrojo de maíz sin tratar), y donde se obtuvo un rendimiento de 21575,3 L Etanol/h, servirá como base para comparar el análisis económico del pretratamiento de este trabajo, los resultados son mostrados en la Tabla No. 10.

Tabla No. 9. Resultados de análisis económico de la investigación de Eggeman & Elander, 2005.

Pretratamiento	Capital fijo directo del pretrat., MMCOP	Capital fijo total, MMCOP	Produccion de Etanol, Ton/año
Acido Diluido	45.000	375.480	170.095
LHW	8.100	361.080	133.408
AFEX	46.260	380.700	172.217
ARP	50.940	379.620	140.381
Con Cal	40.140	294.480	148.264
Sin pretrat.	0	360.540	27.288
Pretrat. ideal	0	292.500	196.170
Este trabajo	7.090	139.069	50.523

Datos tomados de: (Eggeman & Elander, 2005)

El primer punto de comparación es el capital fijo total del proyecto, para nuestro caso de estudio se obtuvo una inversión total de 139.069'000.000 COP, para una planta de producción de 50.230 ton/año de etanol, de acuerdo a la tabla No. 10.

De acuerdo a la evaluación económica realizada al reactor REACTPRE y al Flash B2 por medio de la herramienta Aspen Process Economic Analyzer 17.0, el costo total directo de estos equipos son: 4.881'600.000 COP y 2.209'140.000 COP respectivamente, para un costo total directo de la etapa de pretratamiento de 7.090'740.000 COP, que en comparación con la tabla No. 10 es un costo razonable teniendo en cuenta que la capacidad de producción para el caso del acido diluido.

A continuación de acuerdo a la Tabla No. 11, se hace otra revisión económica del proceso, con esta se puede comparar el proceso de acuerdo a la materia prima, escala y rendimiento, el precio mínimo del etanol se halló cuando se hizo cero el valor presente neto, al término del tiempo de vida útil del proyecto es decir, pasados 15 años, para este caso fue de 2440,2 COP/ kg de etanol o 11.560,4 COP/gal Etanol.

Aunque el precio del etanol es alto en comparación a los precios de otros trabajos, se puede justificar teniendo en cuenta que el bagazo no ha sido tan estudiado como otros materiales lignocelulósicos como el rastrojo de maíz o la madera dura, se esperaría que el precio del producto fuese mas bajo que los otros, por el costo de la materia prima principal, el tamaño de la planta también puede generar un costo mas bajo cuando se trabaja a una mayor escala, por ultimo al parecer el rendimiento que se obtuvo si esta dentro de un rango optimo deduciendo entonces una viabilidad técnica mas no económica.

Tabla No. 10. Revisión técnico-económica del proceso de producción de etanol lignocelulosico.

Fuente	Mínimo precio Etanol(COP/gal)	Materia prima	Escala(ton seca/día)	Precio Alimento (COP/ton seca)	Rend. Etanol (gal/tonseca)	Descripción
Este trabajo.	11.560,44	Bagazo de caña de azúcar colombiana	600	50.000 humedo	77,86	Acido diluido, SHF
(Humbird et al., 2011)	3.870	Rastrojo de maíz	2200	106.200	79	Acido diluido, SHF
(Kazi et al., 2010)	6120-7920	Rastrojo de maíz	2200	135.000	42-72	Varios pretratamientos
(Huang et al., 2009)	2.538-3.386	Pasto switchgrass Álamo, rastrojo de maíz.	2200	104.400-180.000	83-111	Pretratamiento con acido diluido.
(Gnansounou & Dauriat, 2010)	3.816-5.238	Paja, eucalipto Pasto, switchgrass	1700-2200	102.600-228.600	70-84	Pretratamiento con acido diluido
(Piccolo & Bezzo, 2009)	6.174-7.254	Madera dura	2200	117.000	75	Acido diluido, variando aportes financieros
(Klein-Marcuschamer et al., 2010)	6.354-8.244	Rastrojo de maíz	1700	108.000	52-74	Acido diluido, variando composición de alimento y condiciones del proceso

CONCLUSIONES

- El rendimiento del proceso está dentro del rango reportado en el estado del arte (77.8 galones de etanol/tonelada seca de bagazo de caña), por tanto, es viable técnicamente.
- La etapa de pretratamiento con ácido sulfúrico diluido representa un 18,8% de la inversión directa del proceso, confirmando que es una de las etapas más costosas del proceso.
- Una de las desventajas del pretratamiento con ácido sulfúrico es la necesidad de equipos de alta resistencia a la corrosión, ya que éstos incrementan en un 10% la inversión total del proyecto.
- Aunque la fermentación de pentosas se encuentra en etapa de desarrollo, aporta el 28% de la producción de etanol de la planta. No apostarle al desarrollo de esta tecnología solo reduciría el precio mínimo del producto en 300 COP; por el contrario, mejorando el rendimiento de esta etapa, el proceso podría avanzar hacia la rentabilidad económica.
- A partir de 11.560 COP/galón de etanol, el proceso de producción de etanol de segunda generación se hace rentable. Al compararse con el precio de etanol de primera generación en Colombia (7.749 COP^{§§§§}), se muestra que este proceso está mejorando aunque no sea rentable económicamente en este momento.

^{§§§§} Precio obtenido de www.fedebiocombustibles.com. Vigencia del 1 al 31 de Noviembre de 2012

RECOMENDACIONES

- Es recomendable una vez se conozcan datos a nivel escala piloto de la producción de etanol lignocelulosico a partir de bagazo de caña en Colombia, realizar un estudio técnico-económico mas a fondo.
- Realizar el estudio técnico económico de otras alternativas de pretratamiento que han demostrado ser promisorias.
- Hacer una comparación entre los costos de equipos obtenidos por medio de programa Aspen Process Economic Analyzer y cotizándolos directamente con un proveedor.
- Realizar un estudio técnico-económico del proceso, evaluando la influencia de las etapas críticas del proceso (Carga de sólidos, cantidad de enzimas, rendimiento de fermentación de pentosas, cantidad de reactivos utilizados, etc.), que permita definir el impacto del desarrollo de estas etapas en la viabilidad de la planta.
- Realizar un estudio técnico donde se estime la cogeneración de energía y al aprovechamiento de subproductos del proceso.

BIBLIOGRAFÍA

AGRONET. (2012). Reportes estadísticos. [Citado: 4 oct 2012]. <<http://www.agronet.gov.co/agronetweb1/Estad%C3%ADsticas/ReportesEstad%C3%ADsticos.aspx>>.

ALARCON, A. (2010). Producción de bioetanol con *Zygomonas mobilis*. Tesis Maestría en ciencias de bioprocesos. Instituto Politécnico Nacional. México.

BALAT, M. (2011). Production of bioethanol from lignocellulosic materials via the biochemical pathway: A review. En: *Energy Conversion and Management*. Vol 52, No 2, p. 858–875.

BIOENERGY2020, F.-B. (2012). Comercialización de Biocombustibles Líquidos de 1 y 2 Generación a partir de Biomasa. En: *IEA Bioenergy* [En Línea]. Vol.39. [Consultado 29/07/12]. Disponible en <<http://demoplants.bioenergy2020.eu/projects/mapindex>>.

CARDONA et al, C. (2010). Production of bioethanol from sugarcane bagasse: Status and perspectives. En: *Bioresource Technology*. Vol. 101, No 13, p. 4754-4766.

CENICAÑA. (2012). Proceso de obtención de etanol. [Citado: 2 oct 2012]. <http://www.cenicana.org/pop_up/fabrica/diagrama_etanol.php>.

CLAASSEN et al. (1999). Utilisation of biomass for the supply of energy carriers. En: *Applied Microbiology and Biotechnology*. Vol. 52, p. 741–755.

CUZER, J. C., & MILLER, J. R. (1997). Acid hydrolysis of bagasse for ethanol production. En: *Renewable Energy*. Vol. 10, No. 2-3, p. 285-290.

EGGEMAN, T., & ELANDER, R. (2005). Process and economic analysis of pretreatment technologies. En: *Bioresource Technology*. Vol. 96, p. 2019–2025.

FARID et al, T. I. (2010). Production of bioethanol from wheat straw: An overview on pretreatment, hydrolysis and fermentation. En *Bioresource Technology*. Vol. 101, No 13, p.4744-4753.

FARONE, W. (2009). Corporation Para El Desarrollo Industrial De La Biotecnologia Y Produccion Limpia (CORPODIB). BlueFire Ethanol, Inc.

FLANEGAN et al. (2011). Process for thermal -mechanical pretreatment of biomass. Patent application publication. No. Pub: US 2011/0081689 A1.

FONTES, A. (2008). Biocombustibles-Desarrollo tecnologico en petrobras. En: 1er Congreso Internacional Bolivia Gas y Energia.<<http://www.bnamericas.com/cgi-bin/getresearch?report=74553.pdf&documento=662162&idioma=E&login=>>.

FOODY et al. (2010). Method of continuous processing of lignocellulosic feedstock. No de Patente: US 7,754,457 B2.

GONZALES et al, Q. A. (2010). Modelamiento y simulacion de una serie de cstr's con alimentacion distribuidapara la hidrolisis enzimatica de bagazo de caña En: Revista ION UIS, vol 23, p. 13-19.

HAMELINCK et al, C. H. (2005). Ethanol from lignocellulosic biomass: Techno-economic performance in short-, middle and long term. En: *Biomass and Bioenergy*. Vol 28, No 4, p. 384-410.

IZUMI, B. (1998). NEDO's Application of Arkenol's Concentrated Acid Hydrolysis Technology forthe Conversion of Biomass to Ethanol.

KESHWANI, D. R., & CHENG, J. J. (2009). Switchgrass for bioethanol and other value-added applications: A review. En: *Bioresource Technology*. Vol. 100, No. 4, p. 1515-1523.

LARSSON et al, S. (1999). *The generation of fermentation inhibitors during dilute acid hydrolysis of softwood*. En: *Enzyme and Microbial Technology*. Vol. 24, No. 3-4, p. 151-159.

LASER, M., & SCHULMAN, D. (2002). A comparison of liquid hot water and steam pretreatment of sugar cane bagasse for bioconversion to ethanol. En: *Bioresource Technology*. Vol. 81, p. 33-44.

LAU, W. (2009). The impacts of pretreatment on the fermentability of pretreated lignocellulosic biomass: a comparative evaluation between ammonia fiber expansion and dilute acid pretreatment. En: *Biotechnology and Biofuels*. Vol 2:30.

LLOYD, T. A., & WYMAN, C. E. (2005). Combined sugar yields for dilute sulfuric acid pretreatment of corn stover followed by enzymatic hydrolysis. En: *Bioresource Technology*. Vol. 96 p. 1967–1977.

LYND, L. (1996). Overview and evaluation of fuel ethanol from cellulosic biomass: technology, economics, the environment, and policy. Vol. 21, p. 403-465..

MONTEIRO, C. (2010). Situación de los Biocombustibles de 2da y 3era Generación en América Latina y Caribe. En: OLADE/IICA.

MORAES et al., R. (2011). Dilute mixed-acid pretreatment of sugarcane bagasse for ethanol production. En: *biomass and bioenergy*. Vol 35, p. 663-670.

MOSIER, N. e. (2005). Features of promising technologies for pretreatment of lignocellulosic biomass. En: *Bioresource Technology*. Vol. 96, No. 6, p. 673–686.

OJEDA, K. A. (2011). Aplicación de análisis exergético para la evaluación de procesos de producción de bioetanol de segunda generación. Bucaramanga, p. 90. Tesis (Doctor en Ingeniería Química). *Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ingenierías Físico-Químicas. Escuela de Ingeniería Química.*

OLIVA, D. J. (2003). Efecto de los productos de degradación originados en la explosión por vapor de biomasa de chopo sobre *Kluyveromyces marxianus*. Madrid, p. 14, Tesis Doctoral, Universidad Complutense de Madrid, Facultad de ciencias Biológicas. *Departamento de Microbiología III.*

OLSSON, L., & HAHN-HAGERDAL, B. (1996). Fermentation of lignocellulosic hydrolysates for ethanol production. En: Enzyme and Microbial Technology. Vol. 18, p. 312-331.

PAZ, I. C., & CARDONA, C. (2009). Estabilidad de biorreactores para producción de etanol: Avances Investigativos En La Producción De Biocombustibles En Colombia . En: Colombia ISBN: 978-958-44-5261-0- ed: Tizan Ltda , v. , p.199 - 213.

PETROBRAS. (2012). [22 Ago 2012]. En: Energia e Tecnologia.<<http://www.petrobras.com.br>>.

PETTERS, M. & TIMMERHAUS, K. (1991). Plant design and economic for chemical engineers. P. 36-46.

RODSRUD, G., LERSCH, M., & SJODE, A. (2012). History and future of world's most advanced biorefinery in operation. En: Biomass and Bioenergy.

SANCHEZ, O. (2008). *Síntesis de esquemas tecnológicos integrados para la producción biotecnológica de alcohol carburante a partir de tres materias primas colombianas. Manizales, p. 25, Tesis (Doctor en Ingeniería). UNIVERSIDAD NACIONAL DE COLOMBIA: Sede Manizales, Facultad de ingeniería y arquitectura.*

SANCHEZ, O., & CARDONA, C. A. (2005). PRODUCCIÓN BIOTECNOLÓGICA DE ALCOHOL CARBURANTE I: OBTENCIÓN A PARTIR DE DIFERENTES MATERIAS PRIMAS. En: Interciencia. [En línea].Vol. 30. No. 11; p. 673-674. [Consultado 27/Jul./2012]. Disponible en:<http://www.interciencia.org/v30_11/671.pdf> .

SANCHEZ, O., & CARDONA, C. A. (2008). Trends in biotechnological production of fuel ethanol from different feedstocks. eN: Bioresour Technol.vOL. 99, p. 5270–5295.

SHORT et al, .. W. (1995). A Manual for the Economic Evaluation and Energy Efficiency and Renewable Energy Technologies: National Renewable Energy Laboratory, Golden, CO, Report TP-462-5173, p.7.

SILVERSTEIN et al., R. (2007). Acomparision of chemical pretreatment methods for improving saccharification of cotton stalks. En: Bioresources Technology. Vol. 98, No. 16, p. 3000–3011.

SILVERSTEIN, R. (2004). A comparison of chemical pretreatment methods for converting cotton stalks to ethanol. Tesis Master Ingenieri agricola y biologica. Universidad estatal de Carolina del Norte. Dic.

SUN, Y., & CHENG, J. (2002). Hydrolysis of lignocellulosic materials for ethanol production: a review.En: Bioresource Technology. Vol. 83. p, 1-11.

SZULCZYK et al, M. B. (2010). Market penetration of ethanol. En: Renew Sustain Energy Rev. Vol. 14. p, 394–403.

TALEBNIA et al, F. K. (2010). Production of bioethanol from wheat straw: An overview on pretreatment, hydrolysis and fermentation. En: Bioresource Technology. Vol. 101, No. 13, p. 4744-4753.

WOOLEY et al., R. (1999). Lignocellulosic Biomass to Ethanol Process Design and Economics Utilizing Co-Current Dilute Acid Prehydrolysis and Enzymatic Hydrolysis Current and Futuristic Scenarios. En: National Renewable Energy Laboratory. TP-580-26157.

WYMAN et al, C. (2005). Comparative sugar recovery data from laboratory scale application of leading pretreatment technologies to corn stoveR. En: Bioresource technology. Vol. 96, p. 2026-2032.

ANEXOS

ANEXO A. Métodos de pretratamiento de materiales lignocelulósicos y sus consideraciones más importantes.

Pretratamiento	Materia Prima	Condiciones principales de operación	Tiempo de Reacción	Observaciones
Fisico-Mecanico				
Pulverizado mecánico	Residuos de madera y forestales (paja madera dura), desechos de maíz, bagazo de caña.	Reducción a astillas, trituración, molienda.		Molinos: vibratorios de bolas (tamaño final: 0,2-2mm), de cuchillas o martillo (tamaño final: 3-6mm).
Fisico-Quimicos				
Agua Líquida Caliente (LHW)	Bagazo de caña	Agua líquida presurizada T= 170-230°C Aplicado generalmente al bagazo de caña.	1-46 min	Concentración de sólidos <20%, ocurre cierta despolimerización de la celulosa, hidrólisis del 80-100% de la hemicelulosa, >50% oligómeros. Solubilización parcial de la lignina 20-50% Conversión durante la hidrólisis de celulosa >90%. Baja o nula formación de inhibidores.
Explosión a Vapor (No catalizado)	Bagazo de Madera blanda paja de arroz madera de aspen, madera de eucalipto.	Vapor saturado a 160-230°C p=0,69-4,85 Mpa por varios minutos luego descompresión absoluta.	5-30 min	Altas concentración de sólidos. Hidrólisis del 80-100 de hemicelulosa, destrucción de parte de la xilosa obtenida, formación de inhibidores, se requiere posterior lavado con agua. Al combinarse con H ₂ SO ₄ , mejora la eficiencia de la posterior hidrólisis enzimática, disminuyendo inhibidores, reducción de tamaño con menor gasto energético comparado con pulverización. Ocurre cierta despolimerización de la celulosa. La lignina no se solubiliza o lo hace muy poco, pero se redistribuye.
Explosión de fibras con amoníaco AFEX	Paja de trigo y cebada, cascarilla de arroz, desechos de maíz, residuos sólidos urbanos (papel periódico).	Dosis 1-2Kg de amoníaco/kg de biomasa seca, 90°C	30 min	Se requiere recuperación de amoníaco, no produce inhibidores. Conversión durante la hidrólisis de celulosa >90% (bagazo y hierba de Bermuda). Para biomasa con alto contenido de lignina no es muy eficiente (conversión de celulosa <50%) Ocurre cierta despolimerización de la celulosa hidrólisis de 0-60% de la hemicelulosa en dependencia de la humedad, mas del 90% oligómeros. Ocurre cierta solubilización de la lignina (10-20%).
Explosión a vapor catalizado con ácido.	Bagazo, madera dura, paja de trigo.	Concentración de ácido sulfúrico 0,25 g (H ₂ SO ₄) /100 g materia seca a una temperatura de 180°C.	5 min	Los rendimientos promedio de glucosa y xilosa son de 86.3% y 72.0%, respectivamente.

Métodos de pretratamiento de materiales lignocelulósicos y sus consideraciones más importantes. (continuación...)

Químicos				
Organosolv	Madera de álamo	T= 190-210°C, P= 7 Mpa para Butanol, 16Mpa para Etanol. Solventes orgánicos(metanol, etanol, acetona, etilenglicol, entre otros) o su mezcla con 1 % de H ₂ SO ₄ o HCl.	30-150 min	Ruptura de la lignina interior y de las uniones de hemicelulosa, solubilización casi total de la lignina. Hidrólisis casi total de la hemicelulosa. Altos rendimientos de xilosa. Recuperación de solventes y su remoción del sistema para no inhibir los procesos biológicos subsiguientes.
Acido diluido con H ₂ SO ₄	Desechos de maíz bagazo de caña, madera de álamo, paja de trigo, astillas de álamo.	0,5-5% de H ₂ SO ₄ . Procesos de flujo continuo para baja carga de sólidos (5-10% peso sustrato/peso mezcla) a T=160-200°C: procesos por lote a alta carga de sólidos(10-40%) a T=120-160°C. Presiones cercanas a 1 Mpa.	5-60 min	Hidrólisis del 80-100% de la hemicelulosa, altas conversiones de xilano a xilosa. La alta temperatura es favorable para la hidrólisis de celulosa. se requiere neutralizar el pH para la posterior hidrólisis enzimática. Ocurre cierta despolimerización de la celulosa. La lignina no se solubiliza o lo hace muy poco, pero se redistribuye.
Hidrólisis Alcalina con NaOH	Madera dura, pajas con bajo contenido de lignina (10-80%) desechos de maíz bagazo de caña, hojas de caña de azúcar.	NaOH diluido a una temperatura de 60°C, concentración base 3%, tasa de solido a liquido de 1:25 (g/mL).	24 h	Remoción de lignina 24-55% para madera dura con contenido inicial de lignina del 20%, difícil remoción para maderas blandas con contenidos de lignina >26%. Hidrólisis de >50% de la hemicelulosa. Sustancial hinchamiento de la celulosa. conversión durante la hidrol. De celulosa: 78.2% (paja de arroz), 67,1%(bagazo). Conversión durante la hidrol. De celulosa: proceso convencional, aprox. 54% NaOH+H ₂ O, apro 65%(hojas de caña de azúcar.
Biológico				
Con Hongos	Paja de trigo, desecho de maíz.	Hongos de la pudrición blanca, blanda y parda. Producción de celulasas por fermentación en sustrato solido.	7-10 días	Los hongos producen celulasas, hemicelulasas y enzimas degradadoras de lignina. Ligninasas, lignin-peroxidas, polifenoloxidasas, lacasas y enzimas reductoras de quinonas. Proceso muy lento: Pleurotus ostreatus convierte el 35% de la paja de trigo en azucares reductores en cinco semanas. Hongos de la pudrición parda degradan celulosa. Hongos de la pudrición blanca y blanda degradan celulosa y lignina.

Adaptado de: (Cardona et al, 2010), (Sanchez & Cardona, 2005).

ANEXO B. Empresas que trabajan con material lignocelulosico en el mundo.

Compañía	Tecnología y pretratamiento	Procedencia Enzimas y microorg.	Observaciones
Abengoa Bioenergy Biomass of Kansas, LLC Cap. 75 000 t/a	Conversión bioquímica, ruta termoquímica.	Cuentan con microorganismos obtenidos a partir de ingeniería genética. Levadura no modificada	Explosión de vapor junto con el fraccionamiento de la biomasa, la fermentación C5 /C6, la destilación para la recuperación de etanol. El calor y la potencia es proporcionada por medio de gasificación de la biomasa. La cogeneración de 18 MW de energía eléctrica bruta.
	SSF Explosión a vapor		
Borregaard Industries LTD Cap. 15 800 t/a	Conversión bioquímica (hidrólisis ácida débil o fuerte).	Enzimas comerciales Levadura <i>Saccharomyces cerevisiae</i>	La hemicelulosa es hidrolizada a varios azúcares durante el proceso de cocción. Después de la concentración de la SSL, los azúcares son fermentados y el etanol se separa por destilación en varios pasos. Una parte del etanol al 96% se deshidrata para obtener etanol absoluto.
	SHF Químico y enzimático		
POET-DSM Advanced Biofuels (Project Liberty) Cap. 75 000 t/a	Conversión bioquímica.	Enzimas Patentadas. Levadura (No utiliza antibióticos para prevenir contaminación por la levadura).	El proceso usa rastrojo de maíz que pasa a través de la cosechadora durante la cosecha. Usamos aproximadamente el 25% de la materia, dejando alrededor de 75% en el suelo para el control de la erosión, la sustitución de nutrientes y otras prácticas importantes de gestión agrícola. Utiliza 3 gal Agua/gal Etanol.
	ND.		
Verenium (Jennings) Cap. 4 200 t/a	Conversión bioquímica.	Enzimas especializadas, patentadas. Microorganismo patentado.	La biomasa es hidrolizada, luego se separa el líquido del sólido, en un tanque la parte líquida es fermentada por medio de un microorganismo industrial patentado, las fibras de celulosa se mezcla con enzimas y el microorganismo para degradar la celulosa en glucosa. El jarabe de C5 y C6 se combina y se envía a destilación para recuperar el etanol, residuos del destilado se recogen, se deshidratan y se envían a la caldera como combustible para generar vapor y energía utilizada.
	SSF Explosión a vap. catalizada con ácido.		

Fuente: (Bioenergy2020, 2012) (Rødsrud, Lersch, & Sjöde, 2012). SHF: Hidrólisis y Fermentación Separados. SSF: Sacarificación y Fermentación Simultánea. C5: Pentosas o azúcares de 5 Carbonos. C6: Hexosas o Azúcares de 6 Carbonos. ND: No Disponible.

ANEXO C. Plantas productoras de etanol lignocelulosico.

Compañía	Localizacion	Materia prima	Producto	Capacidad	Tipo	Estado	Año de Inicio
Borregaard Industries LTD	Sarpsborg, Noruega	Licor de sulfito gastado(SSL,33% Cont. Seco) en la fab. De madera de abesto.	etanol	15 800 t/a	Comercial	Operando	1930
Chempolis Ltd. (Chempolis Biorefinig Plant)	Oulu, Finlandia	paja, caña, racimos vacíos, bagazo de caña, tallos de maíz, residuos de madera.	etanol	5 000 t/a	Demostracion	Operando	2008
KL Energy Corporation (Western Biomass Energy)	Wyoming, USA	residuos de madera, incluyendo papel y cartón	etanol	4 500 t/a	Demostracion	Operando	2007
Inbicon (DONG Energy)	Kalundborg, Dinamarca	paja de trigo	etanol	4 300 t/a	Demostracion	Operando	2009
Verenium (Jennings)	Los Angeles, USA	bagazo de caña, productos de madera y switchgrass.	etanol	4 200 t/a	Demostracion	Operando	2009
Abengoa Bioenergy (demo)	Babilafuente, Salamanca, España	Trigo, paja de trigo, rastrojo de maíz.	etanol	4 000 t/a	Demostracion	Operando	2010
logen Corpotation	Ontario, Canada	trigo, cebada y paja de avena	etanol	1 600 t/a	Desmostracion	Operando	2004
DuPont (DuPont Cellulosic Ethanol Demonstration plant)	Vonore, Tennessee, USA	Rastrojo de maíz, mazorcas y fibra.	etanol	750 t/a	Demostracion	Operando	2010
Mascoma Corporation	New York, USA	Astillas de madera, switchgrass y otras materias primas.	etanol	500 t/a	Demostracion	Operando	2003
AE Biofuels	Butte, USA	bagazo de caña, semillas de pasto hierba y paja de caña de maíz	etanol	500 t/a	Denostracion	Operando	2009
Terrabon (Energy Independence I)	Texas, USA	residuos sólidos urbanos, lodos de depuradora, estiércol, residuos agrícolas y cultivos no comestibles de energía	etanol	120 t/a	Demostracion	Operando	2009
Abengoa Bioenergy Biomass of Kansas, LLC	Kansas, USA	rastrojo de maíz, paja de trigo, switchgrass	etanol	75 000 t/a	Comercial	En construccion	2013
POET-DSM Advanced Biofuels (Project Liberty)	Iowa, USA	residuos de agricultura	etanol, biogas	75 000 t/a	Comercial	En construccion	2013
Mossi & Ghisolfi-Chemtex Italia (IBP-Italian Bio Fuel)	Piedmont, Italia	materiales lignocelulosicos	etanol	40 000 t/a	Demostracion	En construccion	2012
Sued-ChemieAG (sunliquid)	Bavaria, Alemania	paja de trigo	etanol	1 000 t/a	Demostracion	En construccion	2012
Borregaard LTD(BALI Biorefinery Pilot)	Sarpsborg, Noruega	bagazo de caña, madera, paja, cultivos energeticos	etanol, prot. unicelular	110 t/a	Demostracion	En construccion	2012

Adaptada de: <http://demoplants.bioenergy2020.eu/projects/mapindex>. 2010. t/a: tonelada por año.

ANEXO D. Rendimientos de cada etapa utilizados en la simulación del proceso

A continuación se detallan las reacciones y rendimientos utilizados en la simulación de cada una de las etapas del proceso de producción de etanol lignocelulósico a partir de bagazo de caña de azúcar, utilizando la ruta tecnológica de hidrólisis y fermentación separados.

Pretratamiento.

Reaccion	Rendimiento
HEMICEL(Cisolid) + WATER --> XYLOSE	0,9
HEMICEL(Cisolid) --> FURFU-01 + 2 WATER	0,05
WATER + CELULOSA(Cisolid) --> GLUCOSE	0,07
LIGNIN(Cisolid) --> LIGNIN(Mixed)	0,01

Hidrólisis enzimática.

Reaccion	Rendimiento
CELULOSA(Cisolid) + WATER --> GLUCOSE	0,85
HEMICEL(Cisolid) + WATER --> XYLOSE	0
2 CELULOSA(Cisolid) + WATER --> CELLOB	0,012
CELLOB + WATER --> 2 GLUCOSE	1

Neutralización.

Reaccion	Rendimiento
CALCI-02(Cisolid) + SULFU-01 --> CALCI-01(Cisolid)	1

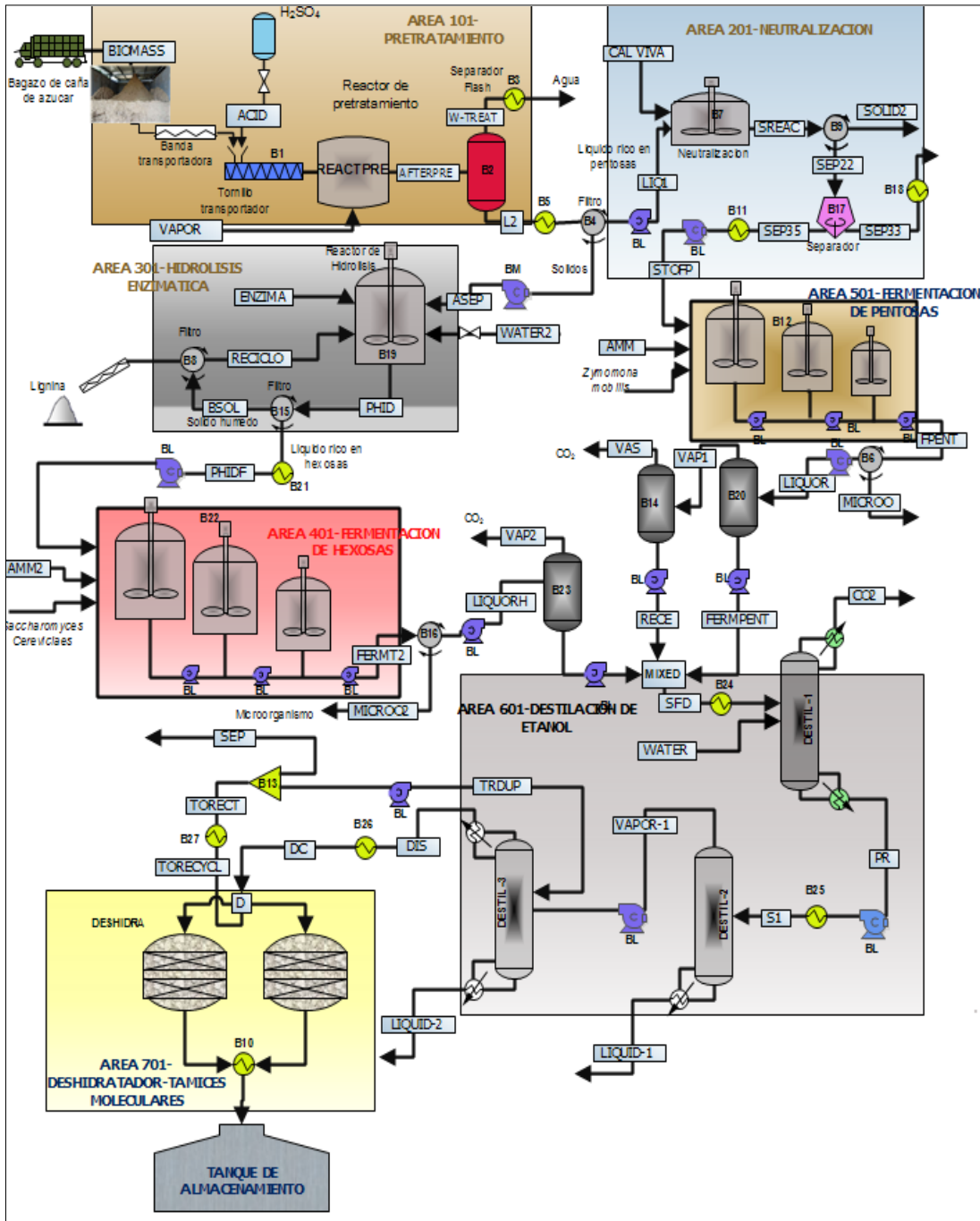
Fermentación de pentosas.

Reaccion	Rendimiento
3 XYLOSE --> 5 ETHANOL + 5 CARBO-01	0,87
XYLOSE + AMMON-01 --> 5 ZYMO(Cisolid) + 2 WATER + .25 OXYGE-01	0,03
2 XYLOSE --> 5 AACID	0,014
3 XYLOSE --> 5 LACID	0,002
3 XYLOSE + 5 CARBO-01 --> 5 SUCCACID + 2.5 OXYGE-01	0,009
3 XYLOSE + 5 WATER --> 5 GLYCEROL + 2.5 OXYGE-01	0,003

Fermentación de hexosas.

Reaccion	Rendimiento
GLUCOSE --> 2 ETHANOL + 2 CARBO-01	0,9
GLUCOSE + 1.2 AMMON-01 --> 6 SCERV(Cisolid) + 2.4 WATER + .3 OXYGE-01	0,02
GLUCOSE + 2 WATER --> 2 GLYCEROL + OXYGE-01	0,004
GLUCOSE + 2 CARBO-01 --> 2 SUCCACID + OXYGE-01	0,006
GLUCOSE --> 3 AACID	0,015
GLUCOSE --> 2 LACID	0,002

ANEXO E. Diagrama de flujo del proceso de producción de etanol lignocelulósico.



Fuente: El autor.

ANEXO F. Prueba de acidez de ácido sulfúrico.

Teniendo en cuenta que realizar una neutralización del ácido sulfúrico, presente en los sólidos obtenidos después del pretratamiento ASEP, es incrementar aun más los costos, se optó por dejar esa cantidad de ácido sulfúrico (1.5% del flujo total) con el fin de ayudar a alcanzar el pH necesario para que se lleve a cabo la fermentación, para esta prueba realizada en el laboratorio se hicieron varias diluciones de ácido sulfúrico y se fue midiendo el pH para cada prueba, dando los siguientes resultados,

Densidad de H₂SO₄
al 96% = 1,836 g/ml

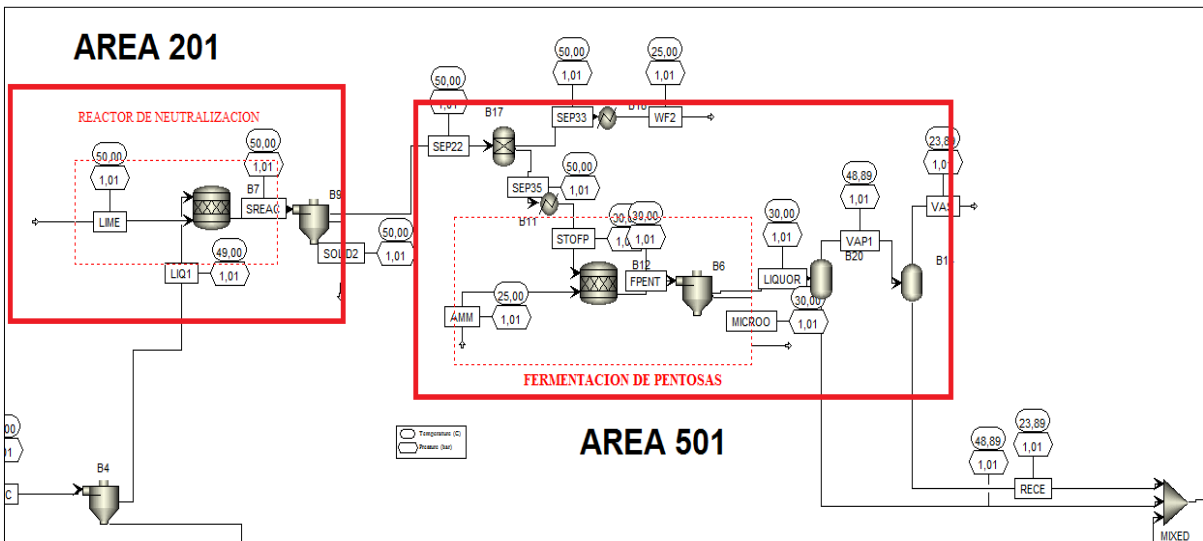
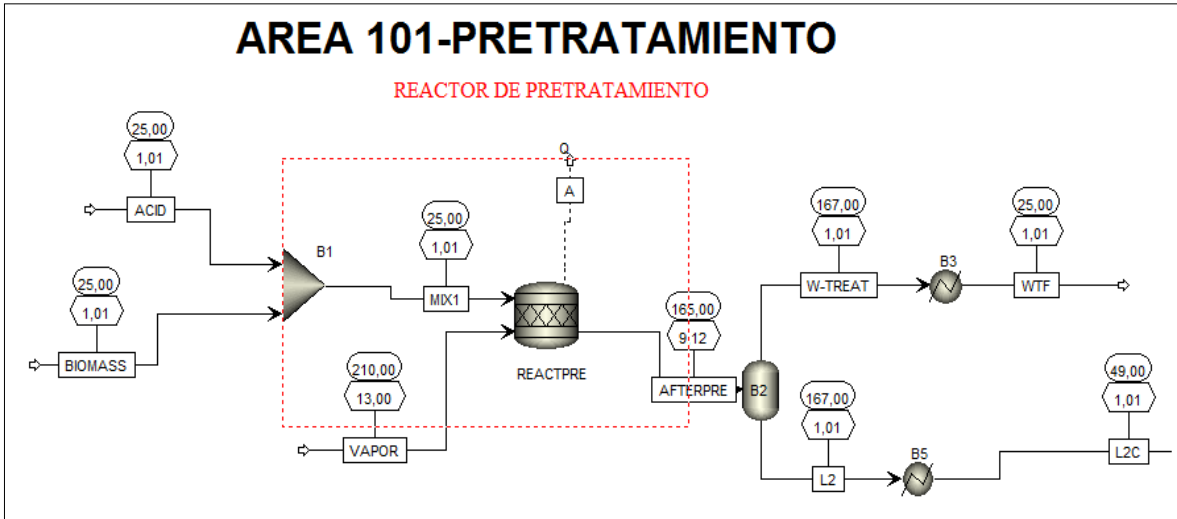
Cant. Acido	Cant. Agua	pH
1,76 g H ₂ SO ₄	1103 ml agua	2,05
0,88 g H ₂ SO ₄	1103 ml agua	2,49
0,29 g H ₂ SO ₄	634 ml agua	2,76
0,029 g H₂SO₄	100 ml agua	3,68

En conclusión y de acuerdo a la simulación donde se obtienen 31,79 kg de H₂SO₄ en la corriente de salida sólida del flash L2, se necesitan;

$$Cant\ agua\ liq\ req. = \frac{31,79\ kg\ H_2SO_4}{0,000029\ kg\ H_2SO_4} * 0,1\ L = 109620,68\ L$$

Cantidad suplida por la corriente de agua WATER2 que se agrega al hidrolizador, eliminando así la etapa de neutralización para el material sólido, de acuerdo a (Foody et al, 2010) teniendo este pH de 2,5 a 3,5%, el ácido presente no se comportaría como inhibidor y el proceso sería continuo.

ANEXO G. Simulación del proceso de producción de etanol lignocelulosico con la ruta SHF



ANEXO H. Factores en el escalamiento y diseño de equipos

Tipo de equipo	Es necesario en el escalamiento?	Variables importante para el diseño operacional.	Variables importante para el caracterizar tamaño o capacidad de equipo.
Cristalizador por lotes agitado	Si	Solubilidad, Temperatura	Razon de flujo y area de transferencia de calor.
Reactores Batch	Si	Razon de reaccion Estado en equilibrio	Volumen Tiempo de residencia
Bomba centrifuga	No	Altura de descarga	Velocidad de flujo, poder de entrada, diametro del impulsor.
Reactores continuos	Si	Razon de reaccion Estado en equilibrio	Velocidad de flujo, Tiempo de residencia.
Torres de refrigeracion.	No	Humedad del aire, disminucion de la temperatura.	Velocidad de flujo, Volumen.
Cyclones	No	Tamaño de particula.	Velocidad de flujo, diametro de cuerpo.
Filtros rotativos	Si	Resistencia o permeabilidad de la torta	Cauda, area de filtración.
Mezcladores	No	Mecanismo de operación. Geometria del sistema	Velocidad de flujo Poder de entrada.
Columnas empacadas	No	Dato de equilibrio Velocidad superficial de vapor	Velocidad de flujo, diametro de Relacion diametro-altura
Columna de platos	No	Dato de equilibrio Velocidad superficial de vapor	Velocidad de flujo, diámetro
Rehervidor	No	Temperaturas, Viscosidades	Velocidad de flujo, Area de transferencia de calor
Tubo y cascaron de intercambiador de calor	No	Temperaturas, viscosidades Conductividades termicas.	Velocidad de flujo, Area de transferencia de calor

Fuente: Plant Design and Economic for chemical Engineer, Petters and Timmerhaus.

ANEXO I. Uso de “Marshall and Swift equipment cost index 2011” para hallar costo de los filtros rotativos.

Se tiene conocimiento de un filtro rotatorio de 1 m de diámetro y 2,2 m de largo, que se compro en 1997 en 169,909 USD (Wooley et al., 1999), se quería hallar el precio de un filtro rotatorio con estas mismas especificaciones, con el fin de utilizarlo en el mismo proceso, el índice M & S en 1997 es de 1399,2 y para el año 2011 es de 1490,2, por lo tanto hallamos el costo en el año 2011 utilizando la siguiente relación.

$$C = Co\left(\frac{I}{Io}\right)$$

Donde; C : costo actual, USD

Co : costo base, año 1997

I : índice actual

Io : índice base, año 1997

Por lo tanto:

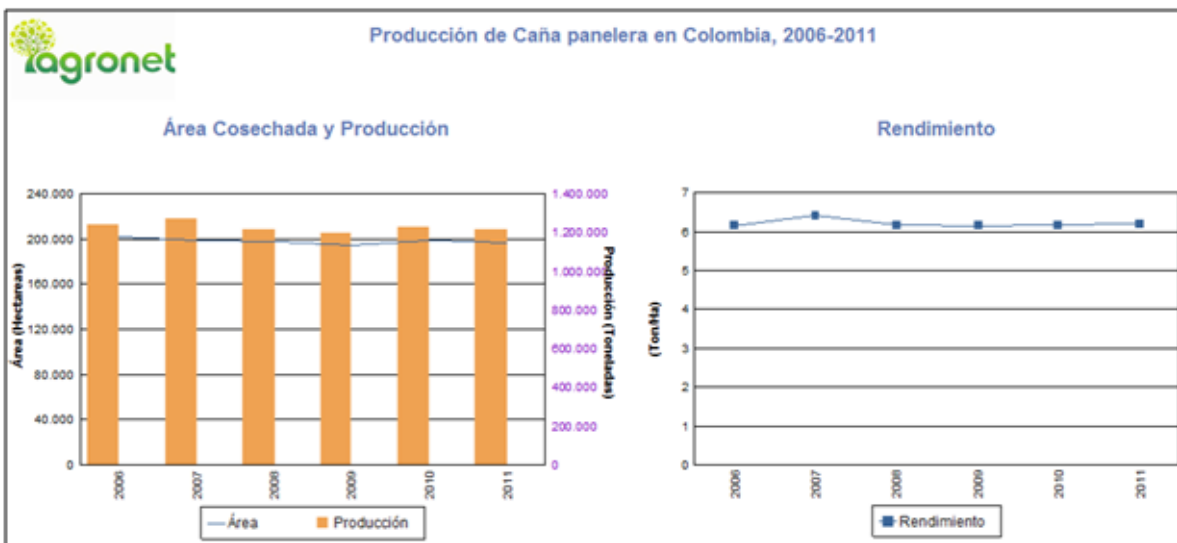
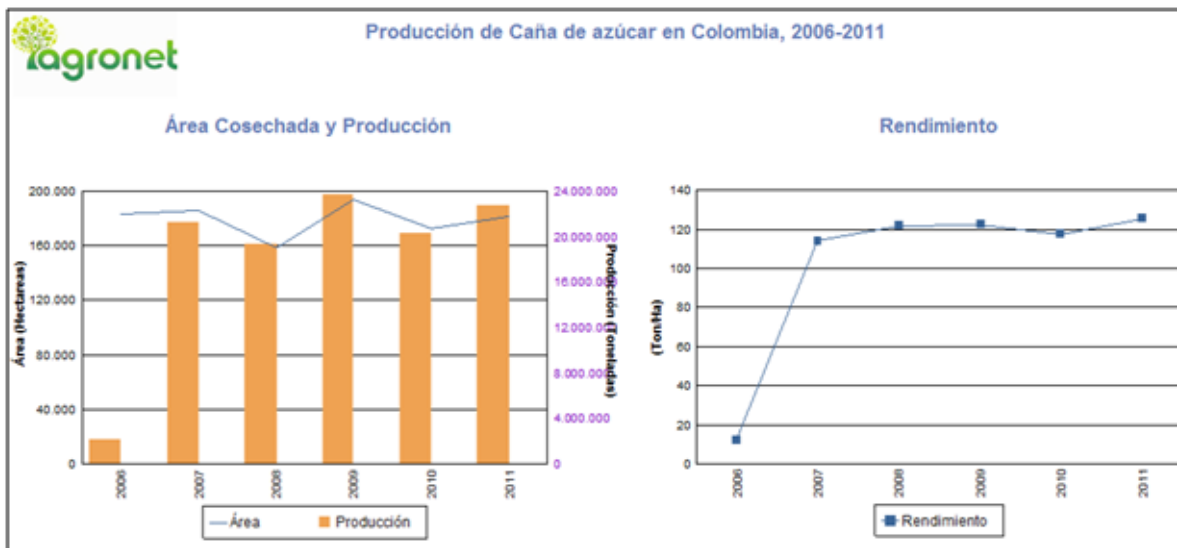
$$C = Co\left(\frac{I}{Io}\right) = 169909\left(\frac{1490,2}{1399,2}\right) = 180959,4 \text{ USD}$$

Debido a que se necesitan 6 filtros con estas mismas especificaciones, el costo total de los filtros seria de 1'085.756,397 USD, en la Tabla No. 7, se hace un resumen de los costos totales al año 2011 de los equipos más importantes utilizados en el proceso.

ANEXO J. Dimensionamiento de los equipos más importantes del proceso de producción de etanol lignocelulosico a partir de bagazo de caña de azúcar

Referencia	Equipo	Numero de Equipos	Capacidad C (ft3)	Diametro D(ft)	Altura H (ft)
REACTPRE	Pretratamiento	2	1362,97	8,59	33,52
B7	Neutralización	3	22,62	4,13	11,89
B12	Fermentador	12	6007,13	13,66	53,28
B19	Hidrolizador	14	10664,92	16,54	64,51
B22	Fermentador	12	8764,81	15,49	60,43
B2	Flash	2	3146,66	24,68	71,45

ANEXO K. Producción y rendimiento de caña de azúcar y panelera en los últimos 5 años en Colombia.



Fuente: (Agronet, 2012)

ANEXO L. Costos de mano de obra.

Teniendo en cuenta el estudio realizado por NREL ^{****} (Wooley et al., 1999), donde se trabajaba una planta de producción de bioetanol celulósico, con una capacidad de producción de 157.852,8 t/año, donde el costo de mano de obra fue de 2757,6E+6 COP, se halla el costo de la mano de obra para el presente trabajo que tiene una capacidad de producción de 50.523,56 t/año, de acuerdo a la siguiente ecuación.

$$C_{MO_{Q_2}} = C_{MO_{Q_1}} \left(\frac{Q_2}{Q_1} \right)^{0,35}$$

Donde $C_{MO_{Q_1}}$ y $C_{MO_{Q_2}}$ son respectivamente los costos de mano de obra para el tamaño de planta 1 (Estudio realizado por NREL) y para el tamaño de planta 2 (Este estudio) y Q_1 y Q_2 son respectivamente los tamaños de planta 1 y 2.

El costo final de la mano de obra levada al año 2012 es de 1.850'827.134 COP.

^{****} National Renewable Energy Laboratory, Laboratorio dedicado al estudio de nuevas fuentes de energías renovables.

ANEXO M. Matriz de flujo de fondos de evaluación económica del proceso de producción de etanol lignocelulosico a partir de bagazo de caña de azúcar.

AÑO	INGRESOS (COP/año)	CMP (COP/año)	CSE (COP/año)	COSTO MANT (COP/año)	COSTO MANO (COP/año)	COSTO TOTAL (COP/año)	URAI (COP/año)
2014	28.124.717.309	22.398.000.000	2.282.215.880	466.677.230	1.850.827.134	32.241.845.272	1.126.997.065
2015	29.561.780.396	23.233.445.400	2.367.342.532	484.084.291	1.919.862.986	33.444.466.101	1.557.045.186
2016	31.072.271.787	24.100.052.913	2.455.644.409	502.140.635	1.991.473.875	34.691.944.687	2.022.959.955
2017	32.659.943.383	24.998.984.887	2.547.239.945	520.870.481	2.065.755.851	35.985.954.223	2.527.092.219
2018	34.328.738.790	25.931.447.023	2.642.251.995	540.298.950	2.142.808.544	37.328.230.316	3.071.932.277
2019	36.082.803.117	26.898.689.997	2.740.807.995	560.452.100	2.222.735.303	38.720.573.307	3.660.117.721
2020	37.926.493.272	27.902.011.134	2.843.040.133	581.356.964	2.305.643.330	40.164.850.691	4.294.441.711
2021	39.864.388.786	28.942.756.150	2.949.085.530	603.041.579	2.391.643.826	41.662.999.622	4.977.861.702
2022	41.901.303.183	30.022.320.954	3.059.086.420	625.535.029	2.480.852.141	43.217.029.508	5.713.508.639
2023	44.042.295.941	31.142.153.526	3.173.190.343	648.867.486	2.573.387.926	44.829.024.708	6.504.696.661
2024	46.292.685.059	32.303.755.852	3.291.550.343	673.070.243	2.669.375.295	46.501.147.330	7.354.933.325
2025	48.658.060.261	33.508.685.945	3.414.325.171	698.175.763	2.768.942.994	48.235.640.125	8.267.930.387
2026	51.144.296.887	34.758.559.931	3.541.679.500	724.217.719	2.872.224.567	50.034.829.502	9.247.615.169
2027	53.757.570.484	36.055.054.216	3.673.784.145	751.231.040	2.979.358.544	51.901.128.643	10.298.142.538
2028	56.504.372.143	37.399.907.739	3.810.816.294	779.251.958	3.090.488.617	53.837.040.741	11.423.907.535
2029	59.391.524.628	38.794.924.297	3.952.959.742	808.318.056	3.205.763.843	55.845.162.361	12.629.558.690

Fuente: El autor.

CMP: Costo de materias primas en pesos colombianos en año.

CSE: Costo de servicios industriales en pesos colombianos en el año.

COSTO MANT: Costo de mantenimiento de equipos en pesos colombianos en el año.

COSTO MANO: Costo de mano de obra en pesos colombianos en el año.

URAI: Utilidades reales antes de impuestos en el año.

**Matriz de flujo de fondos de evaluación económica del proceso de
producción de etanol lignocelulosico a partir de bagazo de caña de azúcar.
(continuación...)**

AÑO	DEP. ACUM. (COP/año)	VLPA (COP/año)	ULAI (COP/año)	IMPUESTO TOTAL(COP/año)	URDI (COP/año)	VPSTO (COP/año)	VPN (COP/año)
2014	7.698.395.650	119.403.537.446	-6.571.398.585	358.210.612	768.786.452	119.403.537.446	-19.101.183.262
2015	15.396.791.300	112.435.434.260	-6.141.350.463	337.306.303	1.219.738.884	112.435.434.260	-35.106.276.372
2016	38.491.978.250	90.097.779.682	-21.072.226.995	270.293.339	1.752.666.616	90.097.779.682	-59.361.782.756
2017	38.491.978.250	90.883.568.012	2.527.092.219	1.157.132.981	1.369.959.238	90.883.568.012	-64.862.818.341
2018	38.491.978.250	91.698.666.246	3.071.932.277	1.350.272.296	1.721.659.981	91.698.666.246	-69.611.766.871
2019	38.491.978.250	92.544.167.645	3.660.117.721	1.558.673.705	2.101.444.016	92.544.167.645	-73.693.640.383
2020	38.491.978.250	93.421.206.245	4.294.441.711	1.783.318.218	2.511.123.494	93.421.206.245	-77.184.481.712
2021	38.491.978.250	94.330.958.386	4.977.861.702	2.025.244.471	2.952.617.231	94.330.958.386	-80.152.286.504
2022	38.491.978.250	95.274.644.281	5.713.508.639	2.285.551.956	3.427.956.682	95.274.644.281	-82.657.831.076
2023	38.491.978.250	96.253.529.660	6.504.696.661	2.565.404.420	3.939.292.241	96.253.529.660	-84.755.415.779
2024	38.491.978.250	97.268.927.464	7.354.933.325	2.866.033.446	4.488.899.879	97.268.927.464	-86.493.532.491
2025	38.491.978.250	98.322.199.606	8.267.930.387	3.188.742.234	5.079.188.153	98.322.199.606	-87.915.463.995
2026	38.491.978.250	99.414.758.799	9.247.615.169	3.534.909.586	5.712.705.584	99.414.758.799	-89.059.822.207
2027	38.491.978.250	100.548.070.449	10.298.142.538	3.905.994.100	6.392.148.438	100.548.070.449	-89.961.031.492
2028	38.491.978.250	101.723.654.625	11.423.907.535	4.303.538.601	7.120.368.934	101.723.654.625	-90.649.762.661
2029	38.491.978.250	102.943.088.090	12.629.558.690	4.729.174.806	7.900.383.884	102.943.088.090	-91.153.322.690

Fuente: El autor.

DEP. ACUM.: Depreciación acumulada en pesos colombianos en el año.

VLPA: Valor en libros del patrimonio en pesos colombianos en el año.

ULAI: Utilidades legales antes de impuestos en pesos colombianos en el año.

URDI: Utilidades reales después de impuestos en pesos colombianos en el año.

VPSTO: Valor presente del valor de salvamento en el año.

VPN: Valor Presente Neto.

ANEXO N. Matriz de flujo de fondos de evaluación económica del proceso de producción de etanol lignocelulosico a partir de bagazo de caña de azúcar solo por fermentación de hexosas.

AÑO	INGRESOS (COP/año)	CMP (COP/año)	CSE (COP/año)	COSTO MANT (COP/año)	COSTO MANO (COP/año)	COSTO TOTAL (COP/año)	URAI (COP/año)
2014	28.124.717.309	22.398.000.000	1.589.375.485	401.237.892	1.642.835.298	26.031.448.675	2.093.268.634
2015	29.561.780.396	23.233.445.400	1.648.659.191	416.204.065	1.704.113.055	27.002.421.711	2.559.358.685
2016	31.072.271.787	24.100.052.913	1.710.154.178	431.728.477	1.767.676.472	28.009.612.040	3.062.659.747
2017	32.659.943.383	24.998.984.887	1.773.942.929	447.831.949	1.833.610.804	29.054.370.569	3.605.572.814
2018	34.328.738.790	25.931.447.023	1.840.111.001	464.536.081	1.902.004.487	30.138.098.592	4.190.640.198
2019	36.082.803.117	26.898.689.997	1.908.747.141	481.863.277	1.972.949.254	31.262.249.669	4.820.553.447
2020	37.926.493.272	27.902.011.134	1.979.943.409	499.836.777	2.046.540.261	32.428.331.582	5.498.161.690
2021	39.864.388.786	28.942.756.150	2.053.795.298	518.480.689	2.122.876.213	33.637.908.350	6.226.480.436
2022	41.901.303.183	30.022.320.954	2.130.401.863	537.820.018	2.202.059.496	34.892.602.331	7.008.700.852
2023	44.042.295.941	31.142.153.526	2.209.865.852	557.880.705	2.284.196.315	36.194.096.398	7.848.199.543
2024	46.292.685.059	32.303.755.852	2.292.293.849	578.689.655	2.369.396.838	37.544.136.194	8.748.548.865
2025	48.658.060.261	33.508.685.945	2.377.796.409	600.274.780	2.457.775.340	38.944.532.474	9.713.527.787
2026	51.144.296.887	34.758.559.931	2.466.488.215	622.665.029	2.549.450.360	40.397.163.535	10.747.133.352
2027	53.757.570.484	36.055.054.216	2.558.488.226	645.890.434	2.644.544.858	41.903.977.735	11.853.592.749
2028	56.504.372.143	37.399.907.739	2.653.919.837	669.982.148	2.743.186.382	43.466.996.105	13.037.376.039
2029	59.391.524.628	38.794.924.297	2.752.911.047	694.972.482	2.845.507.234	45.088.315.059	14.303.209.568

CMP: Costo de materias primas en pesos colombianos en año.

CSE: Costo de servicios industriales en pesos colombianos en el año.

COSTO MANT: Costo de mantenimiento de equipos en pesos colombianos en el año.

COSTO MANO: Costo de mano de obra en pesos colombianos en el año.

URAI: Utilidades reales antes de impuestos en el año.

Matriz de flujo de fondos de evaluación económica del proceso de producción de etanol lignocelulosico a partir de bagazo de caña de azúcar solo por fermentación de hexosas. (continuación...)

AÑO	DEP. ACUM. (COP/año)	VLPA (COP/año)	ULAI (COP/año)	IMPUESTO TOTAL(COP/año)	URDI (COP/año)	VPSTO (COP/año)	VPN (COP/año)
2014	7.282.467.740	112.952.418.791	-5.189.199.106	338.857.256	1.754.411.378	100.850.373.921	-17.152.079.165
2015	14.564.935.480	106.360.787.369	-4.723.109.055	319.082.362	2.240.276.323	84.790.168.502	-31.426.350.015
2016	36.412.338.699	85.229.988.663	-18.784.743.472	255.689.966	2.806.969.781	60.665.022.451	-53.553.550.419
2017	36.412.338.699	85.973.322.523	3.605.572.814	1.519.870.452	2.085.702.361	54.637.600.724	-58.255.470.590
2018	36.412.338.699	86.744.382.737	4.190.640.198	1.726.957.218	2.463.682.981	49.221.092.348	-62.274.019.079
2019	36.412.338.699	87.544.203.497	4.820.553.447	1.949.826.317	2.870.727.130	44.352.617.970	-65.688.093.752
2020	36.412.338.699	88.373.857.571	5.498.161.690	2.189.478.164	3.308.683.526	39.975.845.129	-68.568.186.197
2021	36.412.338.699	89.234.457.743	6.226.480.436	2.446.971.526	3.779.508.910	36.040.300.840	-70.977.250.227
2022	36.412.338.699	90.127.158.300	7.008.700.852	2.723.426.773	4.285.274.079	32.500.756.806	-72.971.481.468
2023	36.412.338.699	91.053.156.588	7.848.199.543	3.020.029.310	4.828.170.233	29.316.679.529	-74.601.017.149
2024	36.412.338.699	92.013.694.613	8.748.548.865	3.338.033.186	5.410.515.678	26.451.738.451	-75.910.564.258
2025	36.412.338.699	93.010.060.706	9.713.527.787	3.678.764.907	6.034.762.879	23.873.365.977	-76.939.963.410
2026	36.412.338.699	94.043.591.254	10.747.133.352	4.043.627.447	6.703.505.905	21.552.363.863	-77.724.694.987
2027	36.412.338.699	95.115.672.492	11.853.592.749	4.434.104.479	7.419.488.269	19.462.551.082	-78.296.333.468
2028	36.412.338.699	96.227.742.359	13.037.376.039	4.851.764.841	8.185.611.198	17.580.448.759	-78.682.955.229
2029	36.412.338.699	97.381.292.433	14.303.209.568	5.298.267.226	9.004.942.342	15.884.998.254	-78.909.504.574

DEP. ACUM.: Depreciación acumulada en pesos colombianos en el año.

VLPA: Valor en libros del patrimonio en pesos colombianos en el año.

ULAI: Utilidades legales antes de impuestos en pesos colombianos en el año.

URDI: Utilidades reales después de impuestos en pesos colombianos en el año.

VPSTO: Valor presente del valor de salvamento en el año.

VPN: Valor Presente Neto.