



*Universidad de Matanzas Sede
"Camilo Cienfuegos" Facultad de Ciencias Técnicas
Departamento de Química e Ingeniería Química*



Trabajo de Diploma en opción al título de Ingeniero Químico

*Título: Desarrollo del caso base de un proceso de producción de Etanol combustible a partir de cáscara del fruto de *Jatropha curcas* L.*

Autora: Lucy Taaka Musitwa

Tutores: Lic. Ariel García, Ms. C.

Ing. Jesús Luis Orozco, Dr. C.

Consultante: Ing. Yoney López Hervis, Dr. C.

Matanzas, 2015.

Nota de Aceptación.

Presidente del Tribunal

Firma

Miembro del Tribunal

Firma

Miembro del Tribunal

Firma

Declaración de Autoridad

Yo, Lucy Taaka Musitwa, me declaro como la única autora del presente trabajo de investigación realizado en la Universidad de Matanzas “Camilo Cienfuegos”, como medio parcial para optar por el título de Ingeniera Química. Autorizo que el mismo se puede consultar por la Institución antes mencionada para el caso que le sea necesario.

Debajo firma:

Lucy Taaka Musitwa

Agradecimientos y Dedicatorias.

A Ti El Señor Todo Poderoso, el creador de todo el universo y todo lo que se encuentra en él.

*Gracias Dios mío, por cuidarme, por darme fuerzas y por sustentarme, gracias Señor por todo, nada de eso hubiese sido posible sin tu presencia en vida. Fuera de ti nada puedo hacer.
Gracias Señor por tu fidelidad.*

A mis profesores y tutores Ariel, Orozco y Yoney por su especial atención y toda la ayuda que me brindaron para la realización de esta investigación. Los admiro mucho por su excelencia como profesionales.

A todos los profesores que me brindaron los conocimientos y el apoyo durante todo el transcurso de la carrera.

A mi mamá, mummy you are the driving force behind all the distances i cover in life. This is for you mummy!! Thanks mum for all the sacrifices you've made for me, thanks for your love and support. I love you mummy.

*A mi papá, por su cariño y por su amor, por estar allí siempre por mí, sé que ha sido muy difícil para ti estar separados por mucho tiempo, pero gracias a Dios pronto estaremos juntos.
Gracias por todos los sacrificios que has hecho por mí. Te quiero mucho.*

A mi gran amigo Gerald, por su apoyo incondicional, por sus palabras de aliento y por estar allí siempre cuando lo necesitaba y más importante por creer en mí.

A la pastora Xiomara y mi familia cristiana, gracias porque han sido usados de una manera especial en mi vida y en muchas maneras me han inspirado a seguir. Por todo el apoyo espiritual y material y por estar allí todas las veces que necesitaban de ustedes. Muchas gracias.

A mis amigas y hermanas en Cristo; Solange, Cristina y Yvonne por su apoyo incondicional, por su cariño, por su Amor, por hacer me reír y hacer que mis últimos días en Cuba sean más agradable. Gracias porque han sido de mucha bendición a mi vida.

A mi amiga, Doctora Mercedes, gracias por todo y por tu amistad, Eres muy especial.

A mi amiga Margesís y su familia, gracias por su apoyo y siempre estar pendiente de mí. No tengo palabras para agradecerte. Que Dios les bendiga mucho.

A todos mis compañeros del aula, por sus contribución a mi formación como Ingeniera.

A todos mis amigos..... Gracias.

Índice

INTRODUCCIÓN.....	1
1. Análisis Bibliográfico.....	4
1.1 Los biocombustibles. Actualidad y visión estratégica.....	4
1.1.1 El etanol combustible.....	5
1.1.2 Materias primas para la producción de etanol.....	6
1.2 Características generales y composición química de los materiales lignocelulósicos.....	7
1.3 Producción de etanol a partir de materiales lignocelulósicos (MLC).....	10
1.3.1 Pretratamiento.....	10
1.3.2 Hidrólisis.....	15
1.3.2.1 Hidrólisis ácida de los polisacáridos de los materiales lignocelulósicos.....	15
1.3.2.2 Hidrólisis enzimática.....	16
1.3.2.3Hidrólisis y fermentación por separado (SHF) y Sacarificación simultánea y fermentación (SSF).....	17
1.3.3Separación de sólidos, Destilación y deshidratación del etanol.....	18
1.4 Generalidades y composición de la cáscara del fruto de <i>Jatropha curcas</i>	18
1.4.1 La cáscara del fruto de <i>Jatropha curcas</i> como materia prima para la producción de etanol.....	21
1.5 Tecnologías empleadas en la producción de etanol.....	22
1.6 Conclusiones parciales del capítulo.....	29

2. SÍNTESIS Y SIMULACION DEL CASO BASE.....	30
Síntesis del caso base.....	30
Simulación del caso base.....	42
2.4 Conclusiones parciales del capítulo.....	48
3. DISEÑO Y EVALUACIÓN ECONÓMICA DEL CASO BASE.....	49
3.1 Dimensionamiento de los equipos.....	49
3.1.1 Diseño de los reactores.....	49
3.1.2 Diseño de los evaporadores de múltiple efecto.....	53
3.1.3 Diseño de los intercambiadores de calor.....	54
3.1.4 Diseño de las columnas y el separador.....	55
3.1.5 Diseño de los filtros.....	56
3.1.6 Tamices moleculares.....	56
3.2 Determinación de la factibilidad económica del caso de estudio.....	57
3.3 Resultados y discusión.....	57
3.4 Conclusiones parciales del capítulo.....	63
CONCLUSIONES.....	64
RECOMENDACIONES.....	65
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	66
ANEXOS.....	

Resumen

La preocupación mundial por la disminución de las reservas de combustibles fósiles, por el aumento de los precios del petróleo y por el incremento de los gases de efecto invernadero ha atraído el interés científico al uso y producción de los biocombustibles, principalmente el etanol y el biodiesel, como alternativas renovables a los combustibles fósiles. El uso de bioetanol, reduce el impacto ambiental generado por las emisiones de gases de efecto invernadero. Los materiales lignocelulósicos (MLC) son unas de las fuentes más importantes para producir etanol combustible. En Cuba, el árbol de la *Jatropha curcas* ha recibido considerable atención como una fuente alternativa de combustible, sus semillas se utilizan para producción de biodiesel y la cáscara de su fruto es MLC rico en carbohidratos con potencialidad para utilizarse como materia prima en la producción de bioetanol. Es con esta perspectiva que se realiza este trabajo de tesis. Para su desarrollo, se hace una síntesis preliminar del mismo siguiendo las metodología de síntesis de Seider. Se utiliza el simulador *ASPEN HYSYS* para la simulación y se diseñan los equipos principales del proceso. Se logra producir 1050 hL/año de etanol a 99,7% y el análisis económico de la planta no es prometedor debido a que se lograr una pérdida de 3 377 599,13 \$ /año. El valor actual neto (VAN) - 965 013 161,87 \$/año es negativo y no se logra recuperar la inversión en los 15 años de vida útil del proceso.

Abstract

Worldwide concerns on the diminishing reserves of fossil fuels, increase in oil prices and emission of greenhouse gases (GHG) has brought about scientific interest in the production and use of biofuels, mainly ethanol and biodiesel, as renewable alternatives for fossil fuels. The use of bioethanol reduces the adverse environmental impact caused by emission of GHG. Lignocellulosic materials are important raw materials for the production of fuel ethanol. In Cuba, there is an increasing interest on *Jatropha curcas* plant as a source of biofuels. Its seeds are used for production of biodiesel and the shells of its fruits, rich in carbohydrates, can be used as a raw material for the production of fuel ethanol. It is with this perspective that this investigation project was carried out. Firstly, synthesis of the case base; production of bioethanol from shells of *J. curcas* fruits was carried out using Seider's methodology. Then simulation of the process was realized in ASPEN HYSYS process simulator and design of main process equipment was also carried out. An annual production volume of 1050 hL of ethanol, at 99, 7% concentration was achieved. Economic analysis of the process demonstrated that it is not economically feasible to invest on this project as a total loss of 3377599, 13 was obtained, Net Actual Value is negative (-965013161, 87) and the inversion made is not recovered in 15 years, which is the plant's life span.



Introducción

Más del 80% de la energía empleada para satisfacer la demanda energética en las sociedades modernas se obtiene a partir de los combustibles fósiles (Tikkanen *et al.*, 2009). Un problema aún más alarmante que la rápida disminución de las reservas de petróleo, gas y carbón, es la liberación a la atmósfera de grandes cantidades del dióxido de carbono generadas por el consumo de dichos combustibles (Bayrakci y Koçar, 2014). Las consecuencias de este proceso se ven reflejadas en el calentamiento climático y en la contaminación de los hábitats humanos. Para alcanzar una economía y un bienestar sostenibles, es necesario reemplazar los combustibles fósiles por fuentes de energías limpias e ilimitadas y que aseguren una emisión neutra de carbono (Tikkanen *et al.*, 2009).

Según Singh *et al.*, (2014), la biomasa lignocelulósica está más apta para su conversión a etanol que para producir otros biocombustibles como el biogás y biodiesel, debido a que el bajo contenido de aceite en este tipo de biomasa implica una producción de biodiesel no factible económicamente. Otra razón es debido a que el biogás es mayormente usado para generación de electricidad y energía térmica pero no como combustible de automóviles.

El etanol es el biocombustible más usado a nivel mundial y puede ser usado en forma pura o como aditivo en la gasolina (Mood *et al.*, 2013). Actualmente la producción de etanol es mayormente a partir de la caña de azúcar y de maíz, pero estos sustratos son fuente de alimentos, por lo que compite con la alimentación humana, aspecto no ético. Por otra parte, los materiales lignocelulósicos son una fuente prometedora para producción de bioetanol debido a que son abundantes, de bajo costo y sin afectación a la cadena alimenticia (Romaní *et al.*, 2014; Bayrakci y Koçar, 2014).

A pesar de ser los materiales lignocelulósicos la fuente renovable más abundante en la superficie de la tierra, su estructura química altamente compleja ofrece una gran resistencia al ataque biológico y químico (Cardona y Sánchez, 2007; Souza *et al.*, 2014). Por lo que se requiere de una etapa de pretratamiento en proceso de producción de etanol a partir de los materiales lignocelulósicos para facilitar la accesibilidad de las enzimas a la celulosa. Otras principales etapas en



el proceso de la obtención de etanol combustible son: producción de enzimas, hidrólisis enzimática, fermentación y destilación y deshidratación de etanol Bayrakci y Koçar, 2014).

El etanol tiene varias propiedades favorables como son: alto número de octano, amplio rango en los límites de inflamabilidad, alta velocidad de llama y más calor de vaporización que la gasolina. Estas propiedades permiten una mayor relación de compresión y menor tiempo de combustión, lo cual es ventajoso desde el punto de vista de la eficiencia teórica en comparación con la gasolina en motores de combustión interna (Balat *et al.*, 2008; Yu *et al.*, 2008).

En Cuba, el árbol de la *Jatropha curcas* ha recibido considerable atención como una fuente alternativa de combustible en zonas rurales, debido a que sus semillas producen un aceite no comestible (Rodríguez y Soler, 2007), el cual mediante reacción química puede ser convertido en biodiesel. Diferentes proyectos de investigación están siendo desarrollados para evaluar el cultivo, la extracción de aceite, sus propiedades termoquímicas, las tecnologías de producción de biodiesel y los subproductos de esta oleaginosa. El proyecto BIOMAS-Cuba, dirigido por la Estación Experimental de Pastos y Forrajes: “Indio Hatuey”, es el centro de todas estas investigaciones.

El aumento de la producción de biodiesel a partir de las semillas del fruto de *J. curcas* traerá consigo un incremento de los volúmenes de cáscara residual. Una hectárea de *J. curcas* puede generar hasta 5-12 toneladas de las cáscaras (Kumar, 2003 citado por García *et al.* 2014). Actualmente, entre las formas propuestas para manejar tanto residuo están: 1-quemarse para producir energía térmica debido a su alto valor calórico de unos 16-17 kJ/kg (Kratzeisen y Müller, 2009 citado por García *et al.* 2014), 2-producción de carbón activado (Ramakrishnan and Namasivayam, 2014) y 3- producción de biogás (Sotolongo, 2015).

Las cáscaras son materiales lignocelulósicos, ricos en carbohidratos con potencialidad para utilizarse como materia prima para la producción de bioetanol (García *et al.*, 2014 y Martín, 2014). Actualmente no se dispone de ninguna tecnología que procese esta materia prima para la producción de etanol.



Por lo antes dicho, se plantea como **Problema Científico**:

¿Será factible económicamente producir etanol combustible a partir de la cáscara del fruto de la *Jatropha curcas*?

La **Hipótesis** usada para darle solución al problema sería:

Si se crea la secuencia de operaciones del proceso de producción de etanol a partir de la cáscara del fruto de *J. curcas*, será posible desarrollar el caso base de un proceso de producción de este biocombustible, factible técnica y económicamente.

El **Objetivo General** del trabajo de Tesis es:

Desarrollar el caso base de una tecnología de producción de etanol combustible a partir de la cáscara del fruto de *Jatropha curcas*.

Para darle el cumplimiento al objetivo propuesto se desarrollarán los siguientes

Objetivos específicos:

1. Estudiar las tecnologías de producción de etanol existente en la bibliografía que permitan seleccionar las operaciones unitarias a ser usadas en la elaboración del caso base.
2. Realizar la síntesis y simulación del proceso de producción de bioetanol a partir de las cáscaras de frutos de *Jatropha curcas*.
3. Dimensionar el equipamiento tecnológico principal.
4. Determinar la factibilidad económica del proceso de producción de etanol combustible a partir de cáscara del fruto de *J. curcas*.



Capítulo I: ANÁLISIS BIBLIOGRÁFICO

Introducción.

En este capítulo se analizan el desarrollo y las perspectivas del uso de los biocombustibles, las características generales y composición química de los materiales lignocelulósicos, se describe la producción de bioetanol a partir de los materiales lignocelulósicos, así como se compara diferentes tecnologías de producción de etanol. Para cumplir estos objetivos se realiza una búsqueda bibliográfica en las Bibliotecas Científico-Técnicas, la Biblioteca Virtual de la Facultad de Ingenierías de la Universidad de Matanzas, así como en diferentes bases de datos remotas, disponible en *internet* y artículos de la *web of Science* especializados en el tema.

1.1 Los biocombustibles. Actualidad y visión estratégica.

Los biocombustibles son combustibles derivados de la biomasa. El empleo de los biocombustibles en el transporte automotor contribuye a incrementar la seguridad energética, permite reducir las emisiones de gases tóxicos a la atmósfera y potencia el desarrollo local (López, 2013). El bioetanol y el biodiesel son los biocombustibles más comunes que se emplean en el sector de transporte (Ho *et al.*, 2014; Lennartsson *et al.*, 2014).

Los Estados Unidos y Brasil son los dos mayores productores y exportadores de etanol en el mundo. Estados Unidos lo produce a partir de maíz y Brasil a partir de caña de azúcar (Lennartsson *et al.*, 2014). Desde el 2010, los productores de maíz en los Estados Unidos y el limitado crecimiento en el mercado doméstico de etanol, llevaron a que este país se convirtiera en el principal exportador de etanol (NOTIETANOL, 2014c). Mientras que el pronóstico para el biodiesel se ha incrementado ligeramente, se espera que la producción del 2020 sea de 33 mil millones de litros (NOTIETANOL, 2014b).

En el cuarto trimestre del 2013, Brasil tuvo una cosecha cañera récord y una mayor producción de etanol. Sin embargo, las importaciones de los EEUU de Brasil cayeron en 95% comparadas con las del cuarto trimestre del 2013, cuando la sequía en los EEUU provocó que la producción doméstica bajara de nivel (NOTIETANOL, 2014c).



La producción brasileña de etanol de segunda generación (2G), a partir de la biomasa de caña de azúcar, deberá llegar a 130 mil millones de litros en 2015, colocando al país como el “protagonista” en la fabricación mundial de biocombustible (NOTIETANOL, 2014c).

Se reporta en NOTIETANOL (2014b) que en el año 2013 la producción de bioetanol en Argentina ascendió hasta un récord de 473,6 mil millones de litros frente a los 252,5 mil millones de litros del 2012, de los cuales el 64% lo produjeron los procesadores de caña de azúcar mientras que el 36% restante lo produjeron tres productores de bioetanol a partir de cereales.

De los países africanos, diez ya adicionan biocombustibles al combustible fósil. Naciones como Angola, Kenia y Malawi utilizan el E10, que es la mezcla de 10% de etanol en la gasolina, mientras Etiopia y Sudán adoptarán el E5. Mozambique, Nigeria, Zimbabwe y África del Sur proyectan la adopción de una mezcla obligatoria para mediados de 2015 (NOTIETANOL, 2014c).

1.1.1 Etanol combustible.

El bioetanol es un combustible oxigenado líquido que se produce a partir de diferentes biomásas y tecnologías de conversión. Es un combustible alternativo muy atractivo debido a que proviene de biorecursos. La presencia de oxígeno en bioetanol mejora la combustión, por lo tanto se reduce las emisiones de hidrocarburo, monóxido de carbono y de partículas muy finas. Entre los aspectos negativos se tiene que al ser oxigenado, este tiende a aumentar los niveles de emisión de los óxidos de nitrógeno (Balat *et al.*, 2008).

El etanol tiene varias propiedades favorables como son: alto número de octano, amplio rango en los límites de inflamabilidad, alta velocidad de llama y más calor de vaporización que la gasolina. Estas propiedades permiten una mayor relación de compresión y menor tiempo de combustión, lo cual es ventajoso desde el punto de vista de la eficiencia teórica en comparación con la gasolina en motores de combustión interna (Balat *et al.*, 2008; Yu *et al.*, 2008).

El número de octano influye en la propiedad antidetonante del combustible. El etanol puro tiene 116 y 129 como números de antidetonante y de octano respectivamente (Rutz y Janseen, 2007).



El número de octano es una medida de la calidad de un combustible, por lo que altos valores del mismo, son preferidos en los motores de combustión interna (Balat *et al.*, 2008).

El rendimiento energético de etanol es un tercio menor que el que posee el petróleo. Un litro de etanol sustituye alrededor de 0,65 litros de petróleo, esto se debe a las diferencias entre los valores calóricos de los dos combustibles. El contenido energético de petróleo es de 32,5 MJ/L y 21,25 MJ/L de etanol. Otras desventajas que representa el etanol son: menor presión de vapor que la gasolina, acción corrosiva, baja luminosidad de llama y miscibilidad en agua (Rutz y Janseen, 2007).

El etanol puede ser usado como un combustible puro o en mezclas con la gasolina. La más común mezcla es conocida como E85, la cual contiene 85% de etanol y 15% de gasolina (Mood *et al.*, 2013). En Brasil, el etanol es derivado de caña de azúcar y la mezcla de etanol y gasolina es conocida como Gasohol (24% de bioetanol y 76% de gasolina). En varios estados de los Estados Unidos de América, una pequeña cantidad de bioetanol es mezclado con la gasolina (E10). Algunos vehículos de combustible flexible pueden usar mezclas de combustible con alto contenido de bioetanol, hasta un 85% de etanol (E85) (Balat *et al.*, 2008).

Ho *et al.*, (2014) reportan que el etanol comercial (E10), logra disminuir el uso de la gasolina por un 6% y reduce emisiones de gases de invernadero por 2%.

1.1.2 Materiales para producción de bioetanol.

Se puede producir el etanol a partir de diversidad de materias primas, como son: (i) de los granos de maíz, de trigo y de cebada, (ii) de la sacarosa en forma de caña de azúcar y azúcar de remolacha o de melazas, (iii) a partir de los materiales lignocelulósicos (Urbanchuk, 2010).

Actualmente más de 90% de todo el etanol producido en los EE.UU es a partir de los granos de maíz. Sin embargo, en Brasil y Australia la principal materia prima es la sacarosa de caña de azúcar, mientras que en Europa se utiliza la sacarosa de remolacha para la producción de etanol (Urbanchuk, 2010).

La producción del etanol a partir de materias primas amiláceas y azucaradas se considera como proceso de primera generación y es un proceso que se ha desarrollado a través de los años. Sin



embargo, se cuestiona la viabilidad de este proceso a largo plazo porque se necesitará un incremento en tierra cultivable y causaría un aumento significativo en los precios de los alimentos, que resultaría en la inseguridad alimentaria (Joshi *et al.*, 2012; Lennartsson *et al.*, 2014; Bayrakci y Koçar, 2014).

Se estima que el proceso de producción de etanol de primera generación no puede satisfacer la demanda energética global. Por lo consiguiente, el proceso de producción de etanol 2G gana espacio, para lo cual los materiales lignocelulósicos juegan un papel primordial, pues sirven como materias primas para su producción (Joshi *et al.*, 2012; Duque *et al.*, 2014)

Los materiales lignocelulósicos están altamente disponibles y el uso de ese tipo de materia prima contribuirá positivamente a la seguridad energética y alimentaria, y al fomento de la economía rural (López, 2013). Los materiales lignocelulósicos, fundamentalmente en forma de residuos agrícolas, forestales y de cultivos energéticos, son el recurso renovable más abundante del planeta (Purwadi, 2006; Almeida y Hahn-Hägerdal, 2009).

1.2 Características generales y composición química de los materiales lignocelulósicos.

A pesar de ser los materiales lignocelulósicos la fuente renovable más abundante en la superficie de la tierra, su estructura química, altamente compleja ofrece una gran resistencia al ataque biológico y químico (Cardona y Sánchez, 2007; Souza *et al.*, 2014). La lignocelulosa está compuesta de celulosa, hemicelulosa y lignina. Las composiciones varían en dependencia de la especie de planta (Almeida y Hahn-Hägerdal, 2009), por ejemplo, la madera dura tiene alto contenido de la celulosa, mientras la paja de trigo posee alto contenido de hemicelulosas. Entre las principales materias primas lignocelulósicas se encuentran los cultivos energéticos, el papel reciclado, los residuos forestales, los desechos agrícolas e industriales, así como los residuos sólidos urbanos (Purwadi, 2006).

1.2.1 Composición química de los materiales lignocelulósicos.

Los materiales lignocelulósicos, además de estar formado por celulosa, hemicelulosas y lignina poseen sustancias extractivas en agua y etanol, así como minerales.



La celulosa es el componente principal en las paredes celulares de las plantas superiores, su contenido varía entre 36 -51% de masa seca. Por otra parte, el contenido de hemicelulosas varía entre 15 - 30% de masa seca y la lignina 20 -25% del material seco. El contenido de extractivos no suele ser superior a 3- 4%. Mientras que las cenizas solo alcanzan el 1% en la mayoría de los materiales (Joshi *et al.*, 2012; Mood *et al.*, 2013).

Celulosa.

La celulosa, el polímero biosintético más abundante en la naturaleza, es el componente mayoritario de los materiales lignocelulósicos y es la base estructural de las células vegetales. Además, presenta gran importancia económica debido al aprovechamiento tecnológico que se hace de ella. La celulosa es un homopolisacárido lineal, compuesto por unidades de β -D-glucopiranosas unidas entre sí por enlaces glicosídicos 1- 4. Su grado de polimerización depende del tipo de planta y normalmente se encuentra entre 2 000 - 27 000 unidades de glucosa (Fengel y Wegener, 1989; Sjöström, 1993 citado por López *et al.* 2013). Las unidades de glucosa presentes en los extremos de la molécula de celulosa presentan un grupo adicional respecto a las unidades internas. El grupo hidroxilo (OH^-) situado en el C_1 presenta propiedades reductoras, y el grupo OH^- localizado en el C_4 es un grupo hidroxil-alcohol y en consecuencia, no reductor (Nyawanga, 2012).

Lignina

La Lignina es el polímero más abundante en compuestos orgánicos después de la celulosa, juega un importante rol en la fortaleza de la estructura de la madera, actuando como goma entre las fibrillas de celulosa y las hemicelulosas, y su estructura tridimensional de polímeros aromáticos está constituido por unidades de fenil-propano (Alkasrawi, 2004).

Hemicelulosas

En contraste con la celulosa, que es un homopolisacárido lineal, las hemicelulosas son heteropolisacáridos ramificados. Las hemicelulosas, al igual que la celulosa son materiales de soporte en la pared celular. Las hemicelulosas se hidrolizan fácilmente por ácidos con formación de sus azúcares componentes: D-glucosa, D-manosa, D-galactosa, D-xilosa, L-arabinosa y

pequeñas cantidades de L-ramnosa, y de los ácidos D-glucurónico y 4-O-metil-D-glucurónico y D-galacturónico. El grado de polimerización de las hemicelulosas es de sólo 200 (Balat *et al.*, 2008).

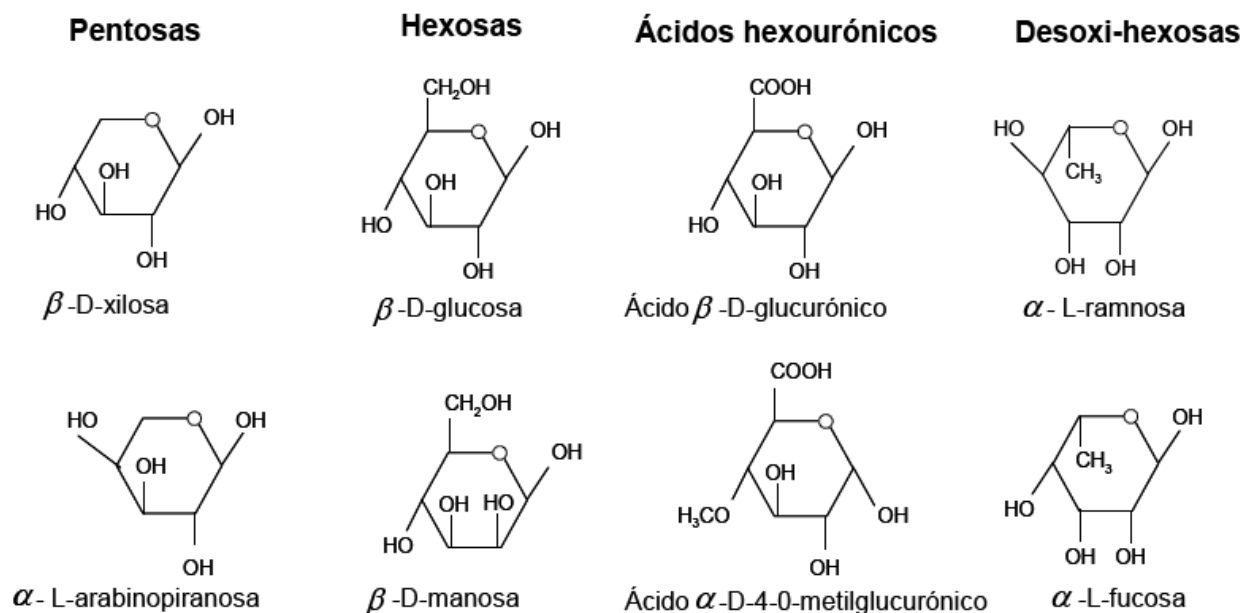


Figura 1.1 Unidades constituyentes de las hemicelulosas.

Fuente: Pérez *et al.* (2002) citado por Nyawanga, (2012).

Extractivos

Los extractivos son constituyentes no estructurales de la madera, ya que son casi exclusivamente compuestos extracelulares y de baja masa molecular con la excepción de algunos polisacáridos. Estos compuestos están presentes en los exudados que se forman en los árboles como respuesta al daño mecánico o al ataque por insectos u hongos. El color y el olor de la madera están determinados por la presencia de sustancias extractivas. Los extractivos tienen importancia para aplicaciones técnicas y constituyen una materia prima muy valiosa para la producción de sustancias orgánicas. Además, juegan un papel importante en los procesos de pulpeo y de fabricación de papel (Rowell, 2005 citado por Triana, 2011).



1.3 Producción de etanol a partir de materiales lignocelulósicos (MLC).

El proceso de producción de etanol a partir de los MLC es parecido a su producción estándar, pero con la diferencia de que existe una etapa adicional, el pre-tratamiento. Los materiales lignocelulósicos son difíciles de hidrolizar lo cual hace necesario modificar sus estructuras físicas y químicas para facilitar la accesibilidad de las enzimas a la celulosa (Sassner *et al.*, 2008; Scott *et al.*, 2013).

Hay cinco etapas principales de producción de etanol a partir de MLC: (i) pretratamiento, (ii) cultivación y activación de microorganismos, (iii) fermentación, (iv) destilación y (v) deshidratación. El pretratamiento es la etapa más difícil del proceso, por otra parte la fermentación la etapa principal del proceso. Estas etapas deben ser bien planificadas para evitar problema de contaminación (Bayrakci y Koçar ,2014).

El pretratamiento puede ser físico, químico, biológico, térmico o una combinación de ellos (Singh *et al.*, 2014). El pretratamiento físico se lleva a cabo mayormente para aumentar el área superficial de los MLC. A continuación, se aplica un tratamiento con ácidos diluidos, concentrados o álcalis según las características específicas de cada MLC. Durante el proceso de hidrólisis, la celulosa es convertida a glucosa, reacción que puede ser catalizada por ácidos diluidos, ácidos concentrados o por las enzimas (Tahezadeh y Karimi, 2007a). En la fermentación, los microorganismos (bacterias y levaduras), convierten los azúcares obtenidos en la etapa anterior a etanol. Una vez concluida la fermentación se destila el mosto con la idea de extraer el etanol contenido en él. A continuación, se deshidrata si se va emplear como combustible. La recuperación de coproductos, la generación de vapor y electricidad, el tratamiento de aguas residuales y, eventualmente, la producción de enzimas son otras etapas componentes del proceso (Tahezadeh y Karimi, 2007b citado por López, 2013).

1.3.1. Pretratamiento

La clasificación de los diferentes métodos de pretratamiento está basada en las fuerzas que se emplean o energía que se consume en el proceso de tratamiento. Actualmente, las investigaciones sobre los métodos de pretratamiento están enfocadas en identificación, evaluación, desarrollo y demostración de métodos prometedores que permiten la subsiguiente



hidrólisis enzimática de la biomasa tratada con menor dosis posible de enzimas y un menor tiempo de bioconversión. Además de ser considerado como un proceso importante en la bioconversión de etanol, el pretratamiento de la biomasa es la segunda unidad más costosa del proceso (Alvira *et al.*, 2010).

Los materiales lignocelulósicos tienen composiciones químicas-físicas diferentes, por lo que es necesario usar un método de pretratamiento adecuado para cada materia prima a utilizar. Además, el uso de un tipo de tratamiento tiene un impacto significativo en los procesos subsiguientes en términos de digestibilidad de la celulosa, generación de compuestos tóxicos, demanda energética y en el tratamiento de las aguas residuales (Alvira *et al.*, 2010).

Según Zaldívar *et al.* (2001); Prasad *et al.* (2007) y Singh *et al.* (2014), los requisitos para realizar un pretratamiento ideal de los materiales lignocelulósicos son: (i) producir fibras activa, (ii) producir pentosas en forma no degradada, (iii) no conducir en la producción de compuestos inhibidores de la fermentación, (iv) usar reactores de tamaño razonable/moderado o de costo moderado, (v) tener un alto nivel de simplicidad.

Alvira *et al.* (2010), además plantean que: (i) debe permitir la recuperación de la lignina y otros compuestos en la corriente de purga para su conversión a co-productos de valor agregado. (ii) la demanda energética para un método de tratamiento debe ser baja y/o ser compatible con la integración energética.

Métodos biológicos.

Los métodos de pretratamiento biológicos emplean diferentes especies de hongos para degradar lignina, hemicelulosa y pequeñas cantidades de celulosa (Sánchez, 2009 citado por Alvira *et al.*, 2010). La degradación de la lignina por el hongo de la podredumbre blanca es el método más efectivo para el pretratamiento biológico de los materiales lignocelulósicos. En este método de pretratamiento el tamaño de la biomasa, el contenido de la humedad, tiempo de pretratamiento y la temperatura influye en la degradación de la lignina y en la hidrólisis enzimática, (Mood *et al.*, 2013). El empleo de métodos biológicos tiene ventajas como: la baja demanda energética, bajo costo de inversión y las condiciones del medio son suaves, libres de sustancias químicas.



Las desventajas de los métodos biológicos son : (i) El proceso es muy lento, requiriéndose un tiempo de residencia de 10 -14 días, (ii) Requieren condiciones adecuadas para el crecimiento de los microorganismos, (iii) Requieren mucho espacio, (iv) El costo de los enzimas es alto, lo cual provoca que el proceso sea menos atractivo económicamente a escala industrial y (V) Una fracción de los carbohidratos es consumida por los microorganismos (Singh *et al.*, 2014; Taherzadeh y Karimi, 2007b).

Métodos físicos

Los métodos físicos pueden ser clasificados en métodos mecánicos y no mecánicos, (Singh *et al.*, 2014). Con un pretratamiento mecánico se logra la reducción de tamaño de la partícula, lo que hace que el material sea más susceptible a la hidrólisis química y también enzimática. Por otra parte, con un método no mecánico, como el tratamiento con vapor, el sustrato se descompone debido a que está expuesto a condiciones adversas (Singh *et al.*, 2014).

Las operaciones físicas que se utilizan para modificar la estructura de sustrato son: el cortado, la molienda y el triturado, en dependencia del tamaño final de la partícula. Alvira *et al.* (2010), y Mood *et al.* (2013), reportan que con un proceso de cortado se logra disminuir el tamaño de partícula de la materia prima hasta un intervalo de 10 - 30 mm, mientras que 0,2 a 2 mm es el tamaño final que se logra después de un proceso de molienda y triturado.

La demanda energética para este método de pretratamiento es alta en dependencia del tamaño final de la partícula y las características de la biomasa. Para reducir este efecto, Mood *et al.* (2013), reportan que se ha introducido la molienda húmeda como el método de pretratamiento físico idóneo en cuanto a consumo energético. Sin embargo, su empleo resulta en bajo rendimiento de glucosa y xilosa en la etapa de hidrólisis enzimática, en comparación con el proceso de molienda con molino de bolas.

De manera general, según reporta Purwadi (2006), los métodos físicos provocan los siguientes cambios en los materiales: aumento en la superficie específica de contacto y el tamaño de poro, reducción del grado de polimerización y cristalinidad de la celulosa, hidrólisis de las hemicelulosas y por último despolimerización parcial de lignina.



La extrusión es un proceso novedoso y prometedor entre los métodos físicos de pretratamiento de biomasa para su posterior conversión a etanol. En este método los materiales están sujetos a mezclado, calentamiento y cortado lo que resulta en modificaciones físicas y químicas de la estructura de los materiales lignocelulósicos. Entre las ventajas del método están: 1- No formación de furfural e hidroximetilfurfural, 2- Posibilidad de operación continua de proceso, y 3- A opinión de los autores, no produce residuales por lo tanto, los gastos de tratamiento de los residuos son evitados (Mood *et al.*, 2013; Duque *et al.*, 2014).

Alvira *et al.* (2010), reportan que se están considerando el uso de enzimas durante el proceso de extrusión para producción de etanol.

Tratamiento con vapor. En este proceso, la biomasa es tratada con vapor saturado a alta presión (0,7 y 0,8 Mpa) y temperaturas entre 160 y 240 °C. Singh *et al.* (2014), reporta investigaciones que han demostrado que este método de pretratamiento es eficiente para hidrolizar las hemicelulosas, modificar la lignina, aumentar el área superficial y disminuir la cristalinidad de la celulosa y el grado de polimerización.

Pretratamientos químicos.

Existen diversos métodos químicos para el tratamiento de los materiales lignocelulósicos, entre los cuales se encuentran la hidrólisis ácida, básica y el uso de disolventes orgánicos. Según Singh *et al.* (2014), se aplican estos métodos para deslignificar los materiales y destruir la estructura cristalina. Los pretratamientos químicos poseen como desventaja que son corrosivos y se hace necesario lavar los materiales de manera extensiva después del tratamiento, así como que requieren una operación adicional de tratamiento de residuales químicos.

El uso de álcalis.

El efecto que algunas bases tienen sobre la biomasa lignocelulósica es la base del tratamiento alcalino. Estos son efectivos en dependencia del contenido de la lignina en la biomasa. Este método de pretratamiento puede ser llevado a cabo a temperatura ambiente y el tiempo de proceso varía desde segundos hasta algunos días. Los hidróxidos de sodio, potasio, calcio y de amonio son sustancias químicas utilizadas para el pretratamiento alcalino. Los materiales



lignocelulósicos se hinchan al usar el hidróxido de sodio, aumentando la superficie interna de la celulosa y disminuyendo el grado de polimerización y cristalinidad lo que resulta en la degradación de la lignina. El pretatamiento con la cal ($\text{Ca}(\text{OH})_2$) solubiliza sustancias amorfas como la lignina lo cual aumenta el índice de cristalinidad de la celulosa. La solubilización de la lignina aumenta la efectividad de las enzimas (Alvira *et al.*, 2010).

Con el **pretratamiento ácido** normalmente se logra obtener altos rendimientos de los azúcares hemicelulósicos a partir de los materiales lignocelulósicos. Con este método se mejora la hidrólisis de las hemicelulosas y una porción de la celulosa amorfa, por lo que aumenta la recuperación de hemicelulosas como monómeros en la fracción líquida y la digestión de la celulosa menos cristalina en la fracción sólida (Singh *et al.*, 2014).

Aunque los ácidos concentrados como el ácido sulfúrico y el ácido clorhídrico son ácidos fuertes, estos son tóxicos y corrosivos, por lo que se evita su uso. El pretratamiento con ácidos diluidos es un método más apropiado para aplicaciones industriales, debido a que se logra un alto rendimiento en azúcares a partir de las hemicelulosas. El 75-90% en rendimiento de xilosa, puede ser obtenido a 180 °C, en corto de tiempo o a 120 °C en un tiempo prolongado de residencia (30-90 min), según reporta Alvira *et al.* (2010). El método no solamente solubiliza las hemicelulosas sino también las convierte en azúcares fermentables y productos de descomposición si se utilizan altas temperaturas.

Métodos físico-químicos.

El pretratamiento con agua caliente en estado líquido, o LHW (*Liquid hot water*),

Es un método que no requiere el uso de reactivos, en el cual las hemicelulosas se solubilizan en forma de oligosacáridos, y la fracción celulósica es fácilmente hidrolizable (Singh *et al.*, 2014). Se han reportado por Singh *et al.* (2014) y Hamelinck *et al.* (2005) que este método da mejores rendimientos de xilosa (88 – 99%) y menor formación de inhibidores que la explosión con vapor. No obstante, es un proceso cuya demandas energética y de agua son altas debido a que se emplean grandes cantidades de agua a altas temperaturas (160 - 240°C) y presión para mantener el agua en el estado líquido bajo estas condiciones (Alvira *et al.*, 2010; Singh *et al.*, 2014).



La explosión con amoníaco, o pretratamiento AFEX (*Ammonia fiber explosion*), es un pretratamiento físico-químico, en el cual el material se expone a amoníaco líquido a 60 -100 °C y a alta presión (1,72 – 2,06 Mpa) por un tiempo variable (< 30 min). Luego la presión se reduce bruscamente resultando en expansión rápida del gas, lo cual causa que se hinche la biomasa y ocurra la disrupción física de sus fibras. Algunos parámetros que se varían para optimizar el proceso son (i)- Cantidad de amoníaco, (ii)- Cantidad de agua, (iii)- Tiempo de reacción, (iv)- Tiempo de residencia (Mood *et al.*, 2013; Singh *et al.*, 2014).

1.3.2 Hidrólisis.

En el proceso de hidrólisis, la celulosa es convertida a glucosa, esta reacción puede ser catalizada por ácidos diluidos, ácidos concentrados y enzimas (Limayem *et al.*, 2012).

Hamelinck *et al.* (2005), resaltan que el rendimiento del proceso de hidrólisis realizado después del pretratamiento es mayor que 90%, mientras que es menor que 20% cuando se realiza sin pretratar el material.

1.3.2.1 Hidrólisis ácida de los polisacáridos de los materiales lignocelulósicos.

Entre los métodos químicos de hidrólisis, el más común es la hidrólisis con ácido diluido. Los procesos catalizados por ácidos diluidos pueden utilizarse para la hidrólisis de todos los polisacáridos contenidos en los materiales lignocelulósicos, y también como pretratamiento antes de la hidrólisis enzimática de la celulosa (Taherzadeh y Karimi, 2007a). La hidrólisis con ácidos diluidos puede realizarse en una etapa o en dos etapas. En ambos casos al proceso sigue la degradación de las hexosas y pentosas, y la formación de compuestos tóxicos como el hidroximetilfurfural (HMF), furfural y compuestos fenólicos que son perjudiciales al proceso de sacarificación. Este efecto es mayor cuando se realiza la hidrólisis en una sola etapa que si se realiza en dos. (Taherzadeh y Karimi, 2007a; Limayem *et al.*, 2012).



Tabla 1.1 Comparación entre el uso del ácido concentrado y diluido como métodos de hidrólisis.

Método de hidrólisis	Ventajas	Desventajas.
Hidrólisis con ácidos concentrados.	<ul style="list-style-type: none">• Se realiza a bajas temperaturas• Altos rendimientos de azúcares	<ul style="list-style-type: none">• Alto consumo de ácido.• Corrosión de los equipos.• Alto consumo de energía.• Es costoso• Formación de productos indeseables
Hidrólisis con ácidos diluidos	<ul style="list-style-type: none">• Bajo consumo de ácido• El tiempo de residencia es corto.	<ul style="list-style-type: none">• Opera a altas temperaturas.• Bajo rendimiento de azúcares• Corrosión de equipos, (pero menor que con ácido concentrado)• Formación de sub-productos indeseables.

Fuente: Taherzadeh y Karimi, 2007^a.

1.3.2.2. Hidrólisis enzimática.

La hidrólisis de la celulosa a glucosa es un método selectivo, con mayor rendimiento, menor consumo de energía y sin formación de inhibidores (Taherzadeh y Karimi, 2007b), catalizado por la enzima celulasa. A pesar de los anterior, es un proceso muy lento debido a la estructura cristalina de la celulosa, lo que dificulta la penetración de las enzimas a los sitios activos (Kumar *et al.*, 2009), las enzimas poseen un alto costo en el mercado (Zaldivar *et al.*, 2001), así como se requieren de grandes reactores debido a la lentitud de la reacción y la inhibición de la reacción por los azúcares liberados. Por lo que se realiza el pretratamiento, al tener en cuenta que Kumar *et al.* (2009) reportan que el rendimiento de la hidrólisis enzimática sin un pretratamiento previo es de menos de 20% de la cantidad teórica, mientras que con pretratamiento previo el rendimiento es de 90% de la cantidad teórica o mayor.



La mayoría de las celulasas comerciales se obtienen anaeróbicamente a partir de *Trichoderma reesei*, aunque una pequeña porción son obtenidas de *Aspergillus niger*. La *T. reesei* libera una mezcla de celulasas, al menos dos *celobiohidrolasas*, cinco *endoglucanasas*, β -*glucosidasas* y *hemicelulasas* (Zhang y Lynd, 2004; Taherzadeh y Karimi, 2007b).

1.3.2.3 Hidrólisis y fermentación por separado (SHF) y Sacarificación simultánea y fermentación (SSF).

La SHF consiste en realizar la sacarificación enzimática de la celulosa pretratada y luego la fermentación de los azúcares a etanol en reactores diferentes (Linares *et al.*, 2014). Esta configuración permite llevar a cabo cada operación en condiciones óptimas de pH y temperatura de las enzimas y microorganismos. El proceso tiene como desventaja que la acumulación del producto final de hidrólisis (glucosa), inhibe la actividad de la celulasa, (Zaldivar *et al.*, 2001; Limayem y Ricke, 2012).

El proceso de sacarificación simultánea y fermentación combina la hidrólisis enzimática con la fermentación para mantener baja la concentración de glucosa (Lin y Tanaka, 2006). La acumulación del etanol en el fermentador no inhibe la actividad de la celulasa como si la inhibe altas concentraciones de la glucosa. Por lo dicho, la SSF es una estrategia mejor para incrementar el rendimiento global de la conversión de la celulosa a etanol.

En comparación con la SHF, la SSF permite obtener mayores rendimientos (hasta 40%) según reportan Lin y Tanaka (2006) y también elimina la necesidad de emplear más de un reactor (Hamelinck *et al.*, 2005), ya que los procesos se realizan en un solo reactor. Otras ventajas que tiene este proceso son; bajo riesgo de contaminación, se emplea poca cantidad de enzimas, bajo costo de capital (Buruiana *et al.*, 2014a; Zaldivar *et al.*, 2001; Nag, 2008) y corto tiempo de fermentación. Sus desventajas son (i) la temperatura de operación debe ser de 37-38°C (Joshi *et al.*, 2012). (ii) producto de la hidrólisis enzimática se consumen muchos azúcares para el crecimiento de la levadura para luego garantizar un buen rendimiento de etanol.



1.3.3 Separación de sólidos, Destilación y deshidratación del etanol.

Separación de sólidos. La solución de azúcares se separa del material sólido (fundamentalmente lignina) por filtración. La lignina (30% material seco), puede ser quemada directamente en un generador de vapor o tratada para su posterior utilización (Nyawanga, 2012).

Destilación y deshidratación del etanol.

En el proceso de fermentación, la concentración de etanol obtenida es solo un 2 -12%. (Nag, 2008) por lo que se hace necesario destilar el mosto para extraer el etanol a un 95% (azeótropo). La destilación fraccionada es el método usado para lograr la separación de agua y etanol, basado en la diferencia entre de sus volatilidades (Limayem y Ricke, 2012).

Existen varios sistemas a nivel industrial para la purificación de etanol, algunos ejemplos de estos son: (i) sistema simple de dos columnas, (ii) rectificación a vacío, (iii) recompresión de vapor y destilación de múltiple efecto etc. El más común es la destilación continua de múltiple efecto (Limayem y Ricke, 2012).

Para utilizar el etanol en mezclas con gasolina, se necesita lograr una concentración cuyo contenido de agua sea menor que 1% (Nag ,2008). Para la deshidratación del etanol se ha utilizado en los últimos tiempos una tecnología denominada tamices moleculares, este proceso utiliza la absorción y desorción natural del agua en tamices moleculares especiales, lo que garantiza bajos costos de operación y consumo de energía. Mediante el mismo se puede obtener etanol combustible con un contenido de agua menor que 0,01% (v/v) (Nag, 2008; Nyawanga, 2012).

Una de las principales ventajas es que no requiere de la adición de ningún reactivo químico. Y menor inversión que la destilación extractiva o azeotrópica (Nag, 2008).

1.4 Generalidades y composición de la cáscara del fruto de *Jatropha curcas*.

La *Jatropha curcas* es vista como una planta ideal para la producción de biodiesel a bajo costo. Es nativa de la franja tropical, muy resistente a condiciones áridas, siendo capaz de crecer en tierras marginales de pobre calidad o suelos degradados, en los cuales tiene la capacidad de



prevenir su erosión y desertificación, con niveles de lluvias por debajo de los 300 mm por año (Rodríguez y Soler, 2007). Por sus propiedades, es una planta muy beneficiosa y pudiera ser útil sembrarla en suelos semiáridos de países en vías de desarrollo.

En los últimos 5-7 años, se han sembrado entre 1,5- 2 millones de hectáreas de *J. curcas* y fue aproximada que hasta 2015 la cantidad de jatropha sembrada ocuparía 13 millones de hectáreas, India (73%), sureste de Asia (21%) y África (6%) reportado por Ho *et al.*, (2014).

En Cuba la cantidad de jatropha sembrada ocupa aproximadamente 500 ha. La misma, está intercalada con otros cultivos, ya que se siembra en tierras fértiles, aptas para siembra de cultivos alimenticios.

En el municipio de Martí de la provincia de Matanzas la jatropha sembrada ocupa 60 ha y actualmente se tiene un proyecto para sembrar hasta 200 ha. En Granma la jatropha ocupa 80ha, 46ha en Holguín, 28 ha en Las Tunas y 30 ha en Ciego de Ávila (Sotolongo, 2015).

Previa a la extracción de aceite, se debe separar las semillas del fruto. En esta operación se genera un gran volumen de cáscaras residual, las cuales por su composición química rica en carbohidratos se puede considerar para la producción de etanol. García *et al.* (2014), reportan que se puede generar hasta 8 toneladas de cáscaras por hectárea de *J. curcas*. Otros autores plantean que la planta produce 5-12 toneladas de semillas, equivalente a 2-4 toneladas de biodiesel por hectárea (Debnath y Verma, 2008) y 4 t de cáscara.

Las cáscaras de los frutos de *J. curcas* en Cuba tienen alto contenido de las hexosas (> 37,7% del peso de materia seco, considerando la suma de mánanos, glucanos y galactanos) reportado por García *et al.* (2014) y Martín *et al.* (2014). Las composiciones químicas de los monómeros son: (2,7 %) mánanos, (32,8 %) glucanos, (2,2 %) galactanos, (0,9%) arabinanos, y (8,3%) xilanos. Todos los porcentajes expresados en función del peso de materia seco.

El contenido de la lignina (19,6% w/w) es comparable con el contenido correspondiente de las cáscaras de los frutos de *J. curcas* de Brasil. Sin embargo, se considera alto en comparación con las cáscaras de Indonesia (García *et al.*, 2014; Martín *et al.*, 2014).



Los extractivos en agua para las especies cubanas representan 32,7% del peso de material seco, lo cual se considera una composición alta. 5,8% es la fracción del contenido de azúcares presentes en estos extractivos.

Se han propuesto cuatro alternativas de uso para este residuo voluminoso (de baja densidad y mayor área de contacto para la vida de microorganismos) entre ellos están: la producción de carbón activado, producción de energía, debido a que la cáscara tiene un alto valor calórico (16 - 17 MJ/kg) reportado por García *et al.* (2014) y para la producción de bioetanol y biogás.

En un proceso integrado se podría producir tanto el biodiesel como etanol en el mismo sitio a partir de la misma fuente de biomasa. Un proceso integrado permite una reducción considerable de costo de energía en comparación con la producción de cada uno estos combustibles en lugares distantes y además se reduce la generación de los residuos sólidos.

Usos de la *Jatropha curcas*,

Como fertilizante. La torta de prensado de las semillas se obtiene como subproducto de extracción de aceite, esta torta contiene los carbohidratos, fibras, los restos de aceite y puede ser usada como un fertilizante orgánico debido a su alto contenido de nitrógeno.

Jabones. La glicerina un subproducto de la producción de biodiesel puede ser usado para fabricar jabones, también se produce jabones del propio aceite de *J. curcas*. En cualquier de los casos se produce un jabón suave, duradero y simple que se puede emplear tanto en las actividades de la casa como las de industria pequeña (Kaushik y Kumar, 2008).

Pesticida. El aceite y extractos acuosos de aceite pueden ser usados como un insecticida. Por ejemplo se ha empleado el aceite en control de plaga de insectos de algodón (Kaushik y Kumar, 2004) debido a su composición química rica en forbol-ésteres.

Usos medicinales. Todas las partes del árbol de la *J. curcas* (hojas, corteza, semillas) han sido empleadas tanto en la medicina tradicional como también en medicina veterinaria. En algunos casos para curar las heridas y como sustancias anti-inflamatorias (Dalziel, 1955; Duke, 1985b; Duke, 1988 citados por Kaushik y Kumar 2008).



Producción de biodiesel. El biodiesel es un sustituto de diesel y requiere muy poco o no modificaciones del motor en las mezclas hasta un 20% y pocas modificaciones con mezclas de alto porcentaje. El aceite de *J. curcas* puede ser usado directamente como combustible en los motores que utilizan el diesel o como una mezcla con metanol.

1.4.1. Cáscaras de los frutos de *Jatropha curcas* como materia prima para la producción de etanol.

Para obtener azúcares que puedan ser fermentados, los polisacáridos contenidos en los materiales lignocelulósicos (como en la cáscara del fruto de *J. curcas*) deben ser hidrolizados por los ácidos o por las enzimas. La hidrólisis enzimática requiere una etapa de pretratamiento para facilitar la accesibilidad de las enzimas a las macromoléculas de la celulosa. Varios métodos de pretratamiento que han sido investigados, sin embargo hay poca información en la literatura sobre el pretratamiento e hidrólisis de la cáscara del fruto de *J. curcas* (Martín *et al.*, 2014).

El método más común que ha resultado efectivo para diferentes materiales y tiene mucho potencial en aplicación industrial es el de pre-hidrólisis con ácido sulfúrico diluido. Con este pretratamiento se logra obtener alto rendimiento en azúcares hemicelulósicos (80 - 90%) y alta conversión de celulosa (> 90%) al realizar la hidrólisis enzimática (Yang and Wyman, 2008) citados por García *et al.* (2014).

La conversión de la cáscara del fruto de la *J. curcas* en etanol ha sido realizada mediante pretratamiento por prehidrólisis ácida con ácido sulfúrico por García *et al.* (2014), Martín *et al.* (2014) y Marasabessy *et al.* (2012). Obteniendo como resultado lo siguiente:

García *et al.* (2014), en su investigación reporta que un pretratamiento ácido de las cáscaras de *J. curcas* a temperaturas bajas (alrededor de 135 °C) combinado con concentraciones moderadas del ácido (alrededor de 1,5 %), es más favorable que si se realiza el pretratamiento a temperaturas altas (alrededor de 180 °C) combinado con baja concentración (alrededor de 1%) como reporta Marasabessy *et al.* (2012).

Para García *et al.* (2014) realizar una extracción preliminar con agua es una etapa muy importante para mejorar el pretratamiento de las cáscaras de frutos de *J. curcas*. Los mismos autores reportan que se obtuvo un rendimiento alto en la conversión de celulosa a etanol, tanto en



el proceso de hidrólisis y fermentación simultánea (SSF) como en el proceso de hidrólisis y fermentación por separado.

Martin *et al.* (2014), confirman la efectividad en pretratamiento de las cáscaras después de haber realizado la extracción previa con agua. En su investigación reporta que la más alta conversión de la celulosa fue obtenida a 190 °C, 0,8% concentración del ácido sulfúrico a los 40 minutos. En este caso la conversión fue 16,5% mayor que el valor obtenido para cáscaras pretratados sin antes realizar la extracción previa.

Basado en lo anterior, la autora de este trabajo opina que una estrategia prometedora para producir etanol a partir de cáscara del fruto de *J. curcas* debe incluir etapas de extracción previa con agua, hidrólisis ácida para la recuperación de los polisacáridos fácilmente hidrolizables y una etapa de hidrólisis enzimática para la sacarificación de la celulosa.

1.5 Tecnologías empleadas en la producción de etanol.

El conocimiento de la secuencia de operaciones que existen en la bibliografía brinda el conocimiento necesario para la elaboración de una tecnología apropiada para el procesamiento de la cáscara de la *J. curcas*, el equipamiento y las operaciones unitarias a utilizar para la producción de etanol.

Tecnología 1: Etanol a partir de forraje de maíz.

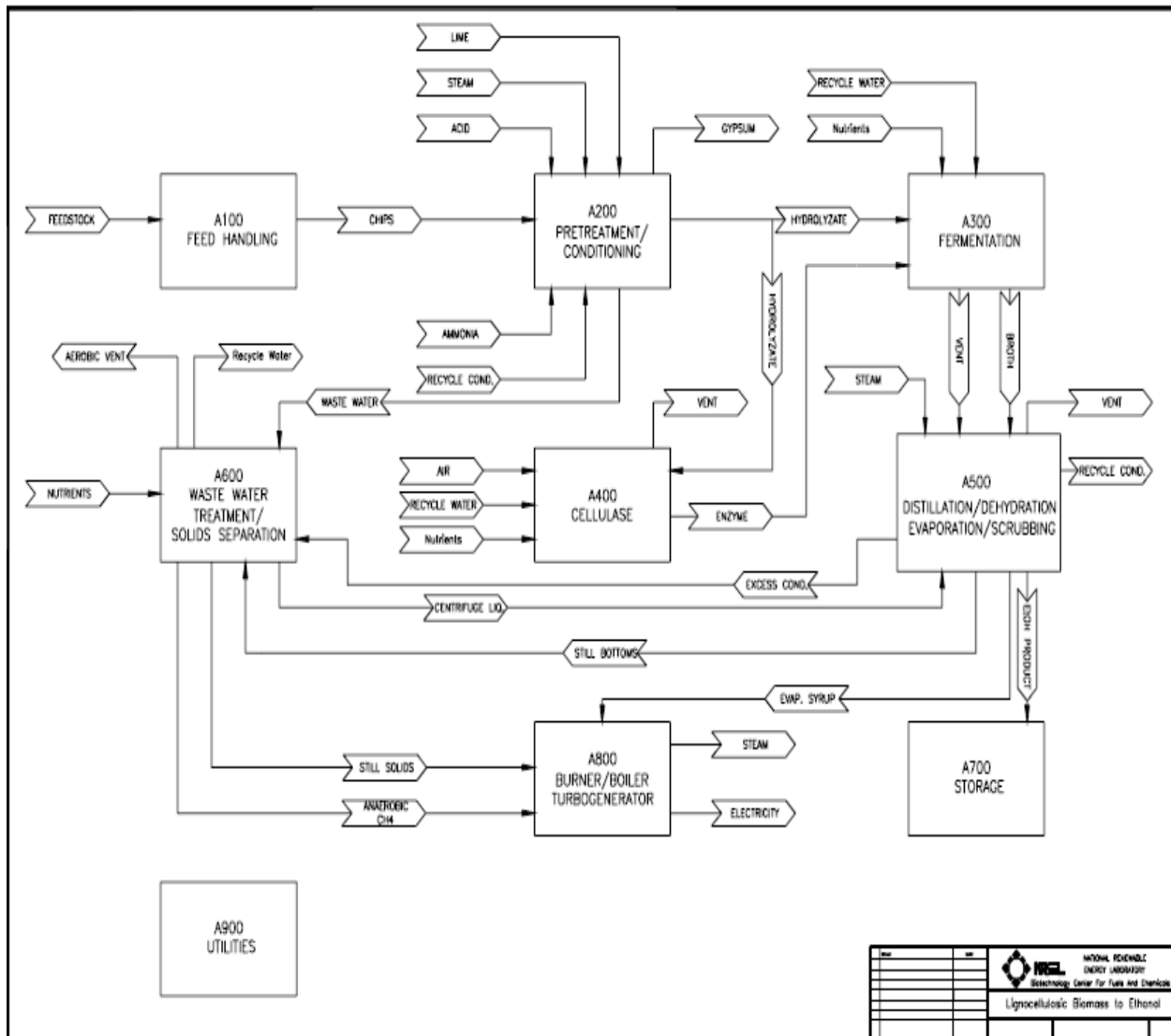
Esta tecnología fue propuesta por el Laboratorio Nacional de Energía Renovable (NREL) y el departamento de agricultura de los Estados Unidos (USDA).

El proceso modelo, diseñado por NREL consta de: prehidrólisis de material lignocelulósico con ácido sulfúrico diluido. Seguido con un proceso de sacarificación y co-fermentación simultánea (SSCF) del lodo (hidrolizado y celulignina), utilizando la celulasa que se produce in situ con el microorganismo genéticamente modificado *Zymomonas mobilis*. Esta tiene la habilidad de transformar tanto la glucosa como la xilosa en etanol. El proceso consta de otras unidades como son: unidad de purificación de producto (A500), tratamiento de las aguas residuales (A600), combustión de lignina para la generación de vapor (A800), almacenamiento de productos (A700) y otras utilidades. El proceso es integrado energéticamente, ya que se produce energía en la

combustión de metano, generado durante el tratamiento anaeróbico de las aguas residuales, así como vapor a partir de la combustión de la lignina. Con el exceso de vapor se genera la electricidad que utiliza la planta.

Resulta valioso considerar que debido a la complejidad e importancia del diagrama, el mismo es presentado tal y como se muestra en el texto original, la autora considera que realizar una versión nueva en español, significa perder alguna valiosa información contenida en el diagrama.

Figura 1.2 : Esquema tecnológico de obtención de etanol a partir de forraje de maíz.



Fuente: NREL y USDA (2000)



Galbe y Zacchi (1994) proponen el reciclaje de algunas corrientes para lograr la utilización completa de los azúcares formados en el proceso, disminuir los costos de uso de enzimas, aumentar la concentración de etanol en la corriente a destilar, disminuir el volumen de las vinazas, así como el reciclaje de la corriente de hemicelulosas formadas durante el pretratamiento ácido. El reciclaje de las hemicelulosas aumenta el rendimiento de etanol, pero puede contribuir con la acumulación de sustancias inhibitorias que afectan la fermentación.

Cardona y Sánchez (2007), reportan que las tendencias futuras de reducción de los costos en la tecnología propuesta por NREL va hacia la búsqueda de un proceso eficiente de pretratamiento de biomasa, mejoría en la actividad específica y productividad de las celulasas, la posibilidad de realizar el proceso de SSCF a altas temperaturas, mejorar los microorganismos recombinantes para mayor asimilación de los azúcares generados en los procesos de pretratamiento e hidrólisis.

Tecnología de producción de etanol a partir de la cáscara de arroz.

López (2013), para la producción de etanol a partir de la cáscara de arroz, propone un proceso constituido por: Hidrólisis de almidón, pretratamiento ácido, deslignificación alcalina, hidrólisis enzimática de la celulosa, fermentación del hidrolizado celulósico y destilación de etanol. En la etapa de hidrólisis de almidón se logra un rendimiento de 97% del mismo y 66% de xilanos. Seguidamente, se realiza el pretratamiento ácido sulfúrico diluido a 173°C y una concentración de 10% de sólidos. Bajo estas condiciones se hidroliza una parte de la celulosa y el 86% de las hemicelulosas.

Luego el material sólido (celulignina) resultante del pretratamiento se somete a deslignificación con hidróxido de sodio a 120°C, obteniendo un licor con 70% de la lignina presente en el material y 93% de los minerales (fundamentalmente sílice).

El material sólido procedente de la deslignificación se somete a hidrólisis enzimática, la cual se realiza a 50°C y presión atmosférica durante 48 horas. En este tiempo se hidroliza el 71,4% de la celulosa. La solución de glucosa se separa del material sólido (fundamentalmente lignina y celulosa residual) por filtración. El residuo sólido puede ser quemado directamente en un generador de vapor.



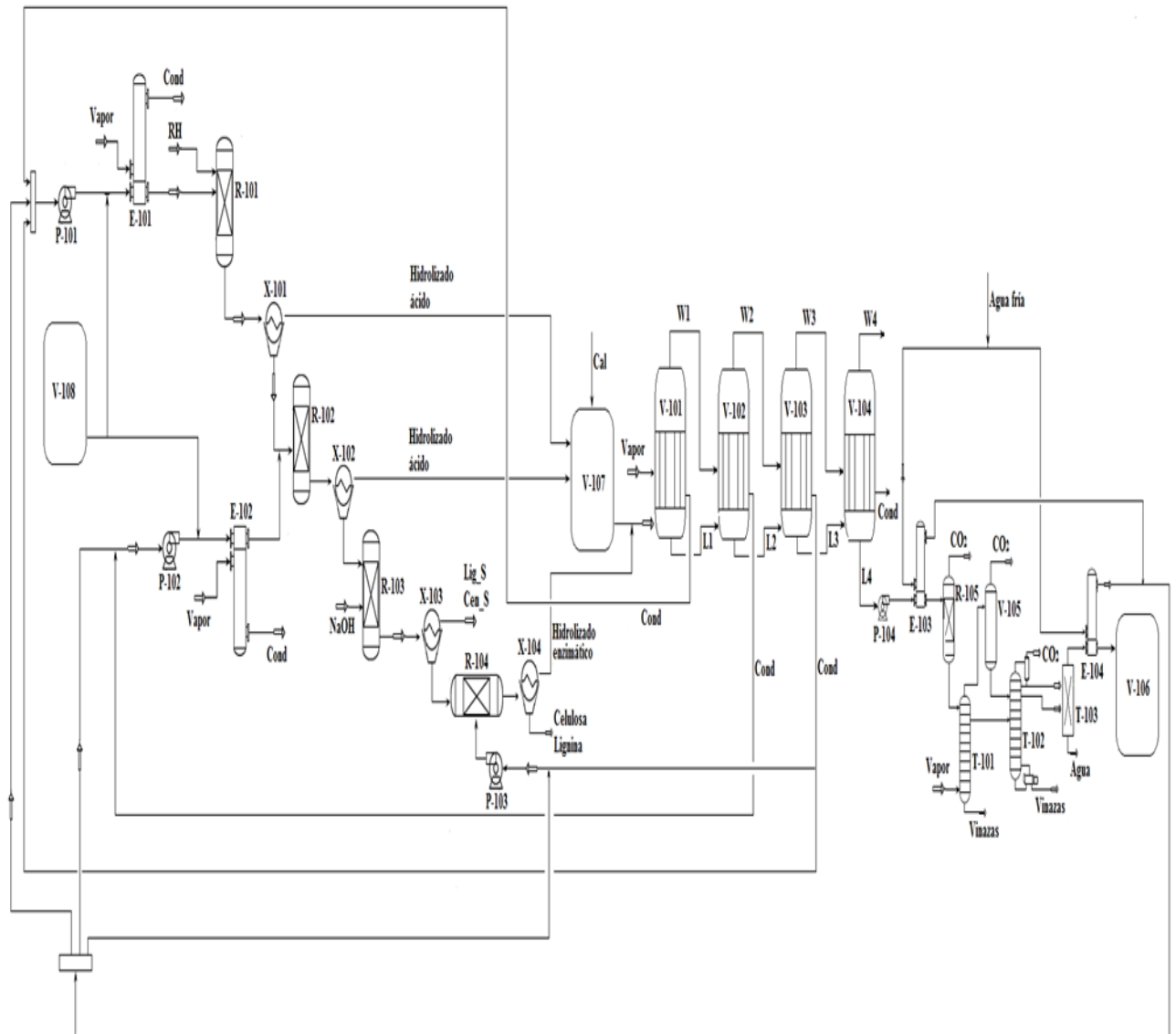
Los hidrolizados ácidos provenientes de la hidrólisis del almidón y de pretratamiento ácido se mezclan y neutralizan. A continuación se unen al hidrolizado enzimático, se fermentan a 30°C con levadura *Saccharomyces cerevisiae* durante 20 horas. Este proceso permite la conversión del 90% de glucosa a etanol.

Todos los reactores agitados utilizados en el proceso están enchaquetados, y son de acero inoxidable 316L. Sin embargo, tienen diferentes capacidades por ejemplo, los reactores de hidrólisis de almidón, pretratamiento ácido y deslignificación son de 50m³, mientras que los de las etapas de hidrólisis enzimática de la celulosa y fermentación del hidrolizado celulósico, son de 200m³. En el proceso se utiliza los filtros de tambor rotatorios a vacío.

Para la concentración de los hidrolizados ricos en glucosa desde 2 a 10% antes de su entrada a la etapa de fermentación, se utiliza un sistema de evaporadores de múltiple efecto a vacío y circulación natural, al que se le suministra como agente de calentamiento vapor saturado a 105°C. En el esquema los (V-101; V-102; V-103; V-104) son evaporadores de múltiple efecto.

Otros equipos que se utilizan en el presente tecnología son: un absorbedor (T-101) donde se alimenta el material fermentado y se recupera el 95% del etanol contenido en la alimentación. Se utiliza una torre con 17 platos tipo válvula, un separador (V-105): para separar el dióxido de carbono remanente en el destilado de la T-101 y una columna de Destilación (T-102): de 26 platos válvulas, de acero inoxidable con condensador parcial para lograr un contenido de 95% composición de etanol en el destilado.

Figura 2: Esquema tecnológico de obtención de etanol a partir de la cáscara de arroz.



Fuente: López (2013)

Comparación de las diferentes tecnologías de obtención de etanol combustible.

El proceso de pretratamiento es común en ambos procesos y también se utiliza el ácido sulfúrico diluido a alta temperaturas. En el proceso de obtención de etanol a partir de la cáscara de arroz hay dos etapas adicionales: hidrólisis del almidón y deslignificación.



López (2013), en su propuesta emplea la tecnología de hidrólisis y fermentación por separado (SHF), donde se utiliza la *Saccharomyces cerevisiae* para la fermentación de las hexosas del proceso. Esta configuración permite llevar a cabo cada operación en condiciones óptimas de pH y temperatura. El proceso tiene como desventaja que la acumulación del producto final de hidrólisis (glucosa) inhibe la actividad de la celulasa.

En la tecnología reportada por NREL/USDA, se realiza la sacarificación y co-fermentación simultánea (SSCF) del material pretratado. Se utiliza un organismo genéticamente modificado *Zymomonas mobilis* para la fermentación de hexosas y pentosas. En este caso la fermentación de ambos se lleva a cabo en un mismo reactor. Una de las ventajas de esta tecnología es el aumento en el rendimiento global de etanol. El uso de bacteria resulta ser más caro que *Saccharomyces cerevisiae*, microorganismo industrialmente establecido en la industria alcoholera.

El costo de destilación normalmente es muy alto y para disminuirlo, López (2013) propone el uso de evaporadores de múltiple efecto para concentrar los hidrolizados desde 2- 5% hasta un 10% antes de la fermentación. El uso de las columnas de destilación y tamices moleculares en la purificación de producto también es común en ambos casos.

El consumo del agua en las plantas de producción de etanol es un reto muy grande, porque es alto. Como solución a este problema en la mayoría de las plantas se reciclan el agua para reducir el uso del mismo. Por ejemplo, en la tecnología propuesta por (NREL/USDA, 2000), el agua es tratada y luego reciclada, por lo que la planta no tiene ningún efluente acuosa al medio ambiente, según los autores.

El etanol, una sustancia que se produce naturalmente durante la fermentación, se degrada rápidamente en cualquier tipo de ambiente (Ulrich 1999). El etanol puro no posee ninguna amenaza a las aguas superficiales y subterráneas. Además, es poco tóxico en casos de derrame o escape en comparación con los combustibles fósiles (NREL y USDA, 2000). No obstante, el agua residual de la destilación tiene considerable potencial como contaminante, debido a que contiene componentes orgánicos como: ácido acético, furfural, hidroximetilfurfural etc. que requieren tratamiento antes de su descarga al medio ambiente (Taherzadeh y Karimi 2007).



Scott *et al.* (2013), reportan que el tratamiento de las aguas residuales de las plantas de bioetanol es aproximadamente un 20% del costo total del equipamiento instalado y representan hasta un 15% del precio mínimo de venta de bioetanol.



1.6 Conclusiones parciales del capítulo

1. Los materiales lignocelulósicos constituyen una materia prima no alimenticia, rica en carbohidratos, con potencialidad para utilizarse en la producción de etanol.
2. El etanol combustible se puede producir a partir de biomasa renovable, y ofrece considerables beneficios ambientales.
3. La cáscara del fruto de la *Jatropha curcas* es uno de los materiales lignocelulósicos que se puede utilizar en la producción de bioetanol debido a su composición, su carácter renovable, alto rendimiento y bajo costo.
4. La bioconversión de cáscara del fruto de *Jatropha curcas* a etanol podría estar compuestas por 4 etapas fundamentales: tratamiento con agua, pretratamiento con ácido sulfúrico diluido en dos etapas, la hidrólisis enzimática de la celulosa, la fermentación de los hidrolizados y la destilación.



Capítulo II: SÍNTESIS Y SIMULACION DEL CASO BASE.

Este capítulo se fundamenta en la síntesis del proceso de producción de etanol a partir de las cáscaras del fruto *J. curcas*. También se muestran los procedimientos y resultados obtenidos a través del uso del simulador como objeto de apoyo en la creación del proceso químico.

2.1 Síntesis del caso base.

La *síntesis* es la creación del proceso para transformar las corrientes de alimentación en productos (SMITH, 2005). La síntesis de un proceso químico tiene su origen en un problema primitivo que plantea una necesidad a satisfacer. Este problema primitivo debe ser valorado y precisado planteándose diferentes vías para su solución. Cuando entre estas alternativas está la creación de un nuevo proceso químico da comienzo la síntesis y diseño de este.

En el presente trabajo se desarrolla una alternativa para la creación de un nuevo proceso químico que permita el aprovechamiento de la cáscara del fruto de *J. curcas* en la producción de etanol. En la provincia de Matanzas la cantidad de *J. curcas* sembrada ocupa 60 ha, y el rendimiento de las cáscaras por hectárea es de 0,714 toneladas. Sin embargo, para el desarrollo del caso base se considera 200 ha de *J. curcas*, con un rendimiento ideal de 8t/ ha de las cáscaras. Además, si se considera que el tiempo de operación de la planta es 150 días al año y que la misma opera a los 24 horas al día entonces la cantidad de cáscara a procesar sería aproximadamente 450 kg/h .

En un proceso químico, la transformación de las materias primas en productos de interés comúnmente no se puede lograr en una sola etapa. Por tanto, la transformación global debe ser separada en una serie de etapas con transformaciones intermedias. Estas son llevadas a cabo a través de reacciones, separación, mezclado, calentamiento, cambios de presión, reducción de tamaño de partículas, etc. Una vez que las etapas individuales se seleccionan deben interconectarse para garantizar la transformación global dando lugar al diagrama de flujo del proceso (Seider, 1999).

La síntesis de una correcta estructura y la optimización de los parámetros en el diseño de las reacciones y los sistemas de separación son, generalmente, las tareas más importantes del diseño (Peter y Timmerhaus, 1991).



Etapas del proceso de síntesis y diseño.

- i. Creación del nuevo proceso.
- ii. Desarrollo del caso base.
- iii. Diseño preliminar.
- iv. Diseño detallado.

Para el adecuado desarrollo de estas cuatro etapas se debe seguir la estrategia global para la síntesis de un proceso químico dado por Turton, (1998) y Seider, (1999). La cual consta de las siguientes etapas generales:

- a) Definir las reacciones involucradas.
- b) Establecer la distribución de especies.
- c) Diseñar los sistemas de separación.
- d) Diseñar sistemas con integración de energía.
- e) Incorporar criterios de seguridad de procesos.
- f) Analizar los aspectos ecológicos pertinentes.

En la metodología del proceso de síntesis, referida en el presente trabajo, se estudia solamente la etapa de creación del nuevo proceso y desarrollo del caso base, pues no se cuenta con la información suficiente para el diseño detallado de la planta.

Etapas de creación del proceso.

Esta etapa comprende los siguientes pasos: (i) creación de la base de datos preliminar, (ii) experimentos, (iii) síntesis preliminar del proceso.

Creación de base de datos preliminar.

En esta etapa con el objetivo de facilitar el trabajo posterior de síntesis se organiza una base de datos preliminar con abundante información relativa al proceso; para las materias primas, productos deseados y otros subproductos. Se tiene información sobre; propiedades termofísicas básicas, presiones de vapor, densidades, capacidades caloríficas y calores latentes. Respecto a las reacciones químicas se brinda información sobre la conversión, temperatura y presión.



Además se tiene información sobre los precios de los productos químicos, precios de adquisición de las materias primas, precios de venta de los productos etc.

Experimentación

Muchos conceptos de diseño son el resultado de experimentos extensivos en el laboratorio, que proporcionan valiosos datos para el diseño. Muchas veces es necesario realizar nuevos experimentos a otras concentraciones, temperaturas y presiones o usando otros solventes más representativos de la producción en gran escala. Estos resultados se procesan y se insertan en la base de datos preliminar.

Los parámetros de operación en cada etapa son los siguientes:

Extracción de extractos acuosos.

Temperatura (T) = 100°C.

Tiempo (t) = 1 hora.

Pretratamiento ácido.

Temperatura (T) = 136°C.

Tiempo (t) = 30 minutos.

Concentración del ácido sulfúrico = 1,5%.

Concentración de sólidos = 10%.

Hidrólisis enzimática.

Temperatura (T) = 50°C.

Presión (P) = 101,325 kPa.

Tiempo (t) = 48 horas.

Concentración de enzimas = 25 FPU/g de cáscaras del fruto de *J. curcas*.



Concentración de sólidos = 10%.

Fermentación.

Temperatura (T) = 30°C.

Presión (P) = 101,325 kPa.

Tiempo (t) = 48 horas.

pH = 4,8.

2.1.1 Síntesis preliminar del proceso.

Antes de proceder a realizar la síntesis preliminar del proceso deben definirse algunos conceptos importantes como son: (i) proceso continuo o discontinuo, se debe definir si el proceso será continuo o discontinuo. Los procesos continuos dominan en la industria química. Se usan procesos discontinuos para: bajas velocidades de producción, producción de materiales farmacéuticos o electrónicos, razones de seguridad y para productos tóxicos o perjudiciales. (ii) estado químico. (iii) operaciones del proceso.

Definición de modo de operación del proceso.

El caso de estudio es un proceso continuo aunque puede ser que algunas operaciones específicas son discontinuas. El conjunto de todas las operaciones del proceso en general conforman un proceso continuo.

Definición del estado químico del producto

En este paso se definen las especificaciones de la materia prima y del producto deseado, lo que permite realizar la definición específica del problema de síntesis. En la tabla 2.1 se muestran las especificaciones de la cáscara del fruto de *J. curcas*, del agua y del etanol.

**Tabla 2.1.** Especificaciones de la cáscara del fruto de *J. curcas*, el agua y el etanol

	Cáscara del fruto de <i>J. curcas</i>	Agua	Etanol
Fase	sólida	líquida	líquida
Temperatura (°C)	30	30	30
Presión (kPa)	101,325	101,325	101,325
Composición molar	---	100%	99,7%

Operaciones del proceso

En este paso se definen las operaciones del proceso a medida que se completan los pasos para la síntesis (Tabla 2.2).

Tabla 2.2. Pasos para la síntesis de procesos

Pasos de la síntesis		Operaciones del proceso
1	Eliminación de las diferencias en tipos moleculares	Reacciones químicas
2	Distribución de los compuestos químicos haciendo corresponder las fuentes y los sumideros	Mezclado y división
3	Eliminación de las diferencias en composición	Separación
4	Eliminación de las diferencias en temperatura, presión y fase	Cambios de temperatura, presión y fase
5	Tareas de integración	Combinación de las operaciones en procesos unitarios

2.1.1.1 Eliminación de las diferencias de tipo molecular

En este punto deben considerarse todas las alternativas posibles para convertir las materias primas en productos. Tomando los precios unitarios de los diferentes compuestos químicos involucrados, se calcula el beneficio bruto (Ecuación 2.1) para cada alternativa considerando solo el precio del producto y las materias primas. Como no se incluyen los costos capitales, ni de operación, se rechazan aquellas alternativas cuyo beneficio bruto sea negativo. Para esto se



sitúan los bloques de alternativas y se calculan los flujos externos de materias primas, productos y subproductos. Se considera 100% de conversión para cada alternativa. Se selecciona la alternativa cuyo beneficio bruto sea mayor, o aquella que a pesar de que su beneficio bruto sea menor que otra de las alternativas, sea prioridad investigativa y de solución a problemas sociales, económicos y políticos.

$$B = V_P - C_{MP} \tag{2.1}$$

Donde,

B: beneficio bruto, CUC/a

V_P: valor de la producción, CUC/a

C_{MP}: costo de materias primas, CUC/a

La vía de obtención de etanol es representada por las siguientes ecuaciones:



Los polisacáridos de glucosa pueden ser representadas como $C_6H_{10}O_5$ y las hemicelulosas como $C_5H_8O_4$ para la simulación de procesos a partir de biomasa lignocelulósica (Galbe, 1994; Magnusson, 2007 y Palacios *et al.*, 2012 citados por López, 2013).

En la tabla 2.3, se muestran los precios de las materias primas y el producto.

Tabla 2.3. Precios de materias primas y productos para determinar el beneficio bruto

Material	Unidad de medida	Precio, CUC
Etanol (99,7%)	hL	71 ^a
Agua	m ³	0,1 ^b
Cáscara del fruto de <i>J. curcas</i> .	kg	0

Fuente: (a) Mayo, 2015; (b) AZCUBA, 2014



Tabla 2.4. Beneficio bruto para la obtención de etanol a partir de las cáscaras del fruto de *J. curcas*.

	Celulosa	Agua	Etanol	Dióxido de carbono
n (kmol)	1	1	2	2
M (kg/kmol)	162	18	46	44
m (kg)	162	18	92	88
kg/kg de etanol	1,7609	0,1957	1	0,9565
Precio materia prima (CUC/kg)	0	0,0001	---	---
Valor del producto (CUC/kg de etanol)	---	---	0,9056	
Costo materia prima (CUC/kg de etanol)	0,0	0,0000196	---	
Beneficio Bruto (CUC/kg de Etanol)	0,9056			

Como el beneficio bruto (Tabla 2.4) es positivo (0,9056 CUC/kg de etanol) se continúa con el proceso de síntesis. Para realizar este cálculo no se tuvo en cuenta el valor añadido por la producción de dióxido de carbono.

2.1.1.2 Distribución de los compuestos químicos

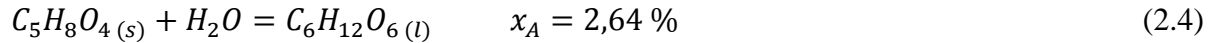
En este paso se introducen las operaciones de mezclado y división de flujo para eliminar las diferencias en las razones de flujo. Se consideran además los excesos de reactivos, la conversión y las recirculaciones. Las reacciones involucradas en este proceso se muestran a continuación, donde se tiene en cuenta la conversión (x_A), no se considera la pureza de los productos y no se indican los calores de reacción.

Extracción preliminar con agua (hidrólisis parcial de las hemicelulosas)

En esta etapa tiene lugar la extracción de extractos acuosos contenidos en la cáscara del fruto de *J. curcas* y se inicia la hidrólisis de las hemicelulosas. Se realiza la extracción con agua a 100 °C. García *et al.* (2014) reportan que la cantidad de azúcares en los extractivos acuosos es de 5,8% del peso seco de la cáscara del fruto de *J. curcas*. Las reacciones que predominan en esta etapa son la conversión de las hemicelulosas a hexosas. Si se tiene en cuenta que los exactos

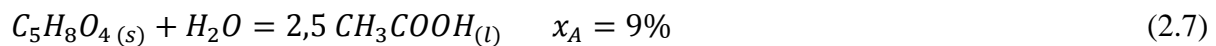
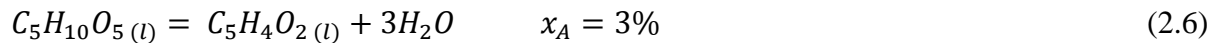
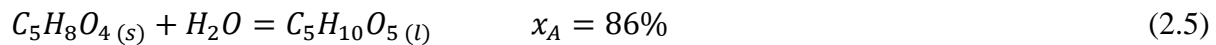


representan un 44% de la materia prima, y los azúcares (hexosas) son un 6%, se estima que la conversión de hemicelulosas a hexosas es de un 2,64%. De forma general las reacciones que ocurren son representadas con la siguiente reacción.



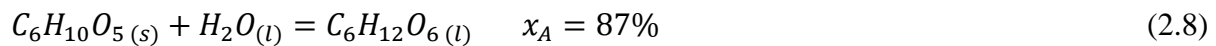
Segunda etapa de hidrólisis ácida (pretratamiento)

En esta etapa se pretrata la celulosa para la hidrólisis enzimática, se completa la hidrólisis de las hemicelulosas y se hidroliza la fracción fácilmente hidrolizable de la celulosa. Las reacciones involucradas en esta etapa son:



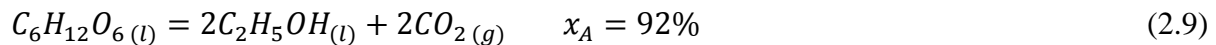
Hidrólisis enzimática.

En esta etapa tiene lugar la hidrólisis de la celulosa por vía enzimática. La reacción involucrada en esta etapa es:



Fermentación

En esta etapa del proceso tiene lugar la fermentación a etanol de la glucosa presente en los hidrolizados de celulosa. La reacción involucrada en esta etapa es:



La hidrólisis enzimática es un método selectivo, con mayor rendimiento, menor consumo de energía y sin formación de inhibidores. Pero tiene limitaciones como el alto costo de las enzimas y el requerimiento de grandes reactores debido a la lentitud de la reacción, ya que necesita 48



horas como tiempo de residencia mientras que en los reactores de la hidrólisis ácida solamente 30 minutos. Además, en la hidrólisis con enzimas puede ocurrir la inhibición de la reacción por los azúcares liberados.

2.1.1.3 Eliminación de las diferencias en composición.

Para eliminar las diferencias en composición entre las diferentes corrientes se introducen las operaciones de separación necesarias. Se aplican las reglas heurísticas de separación existentes (Douglas, 1998; Sieder, Seader y Lewis, 1999; Turton, 2009). La literatura reporta que es necesario concentrar los hidrolizados ricos en glucosa antes de la etapa de fermentación hasta un 10 – 12% del volumen inicial (Galbe, 1994, Magnusson, 2007, Palacios et al., 2012 citados por López, 2013). La vía más económica para lograrlo es la evaporación a vacío en múltiple efecto y circulación natural (Hugot, 1987, Baloh, 1995).

En la fermentación se obtiene etanol con una concentración aproximada de 5% (m/m) y dióxido de carbono gaseoso. De acuerdo con los resultados obtenidos y las reglas heurísticas No. 1 de Turton (2009), No.2 de Douglas (1998) y No.11 de Sieder et al. (1999), la primera etapa de separación debe ser un absorbedor, al que se le inyecta vapor como medio de calentamiento. Seguidamente, es necesario adicionar un separador para el dióxido de carbono (Douglas, 1998) y para la separación de la corriente de etanol y agua se utiliza una columna de destilación con condensador parcial, de acuerdo a lo recomendado por Seider et al. (1999) en la Heurística No.10.

De esta columna de destilación se obtiene una disolución con un contenido de 95% de etanol y 5% de agua. Si el etanol se va a emplear en mezclas con gasolina, se necesita lograr una concentración no menor que 99,7%. Según las Heurísticas No. 1 de Douglas (1998) y No.9 de Seider et al. (1999), se puede utilizar destilación mejorada, extracción líquido – líquido, destilación azeotrópica, entre otras. Se escoge un sistema de tamices moleculares, puesto que entre las configuraciones existentes se encontró que es el esquema de deshidratación con mejor desempeño, ya que a pesar de tener el mayor costo de inversión, su costo de producción es considerablemente menor con respecto a las otras tecnologías (Quintero *et al.*, 2007 citado por López, 2013).

El diagrama de flujo donde se eliminan las diferencias de composición del proceso de obtención de etanol a partir de la cáscara del fruto de *J. curcas* se muestra a continuación:

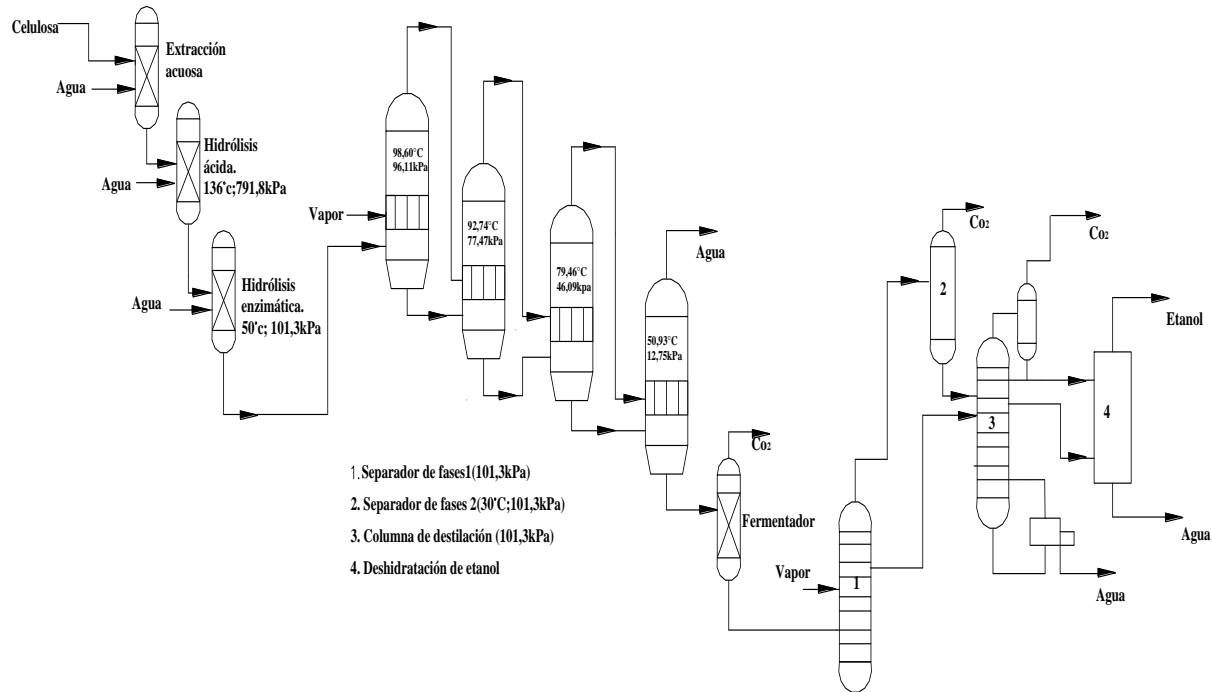


Figura 2.1 Diagrama de proceso con la eliminación de las diferencias de composición.

2.1.1.4 Eliminación de las diferencias de temperatura, presión y fase

Se introducen los bloques de operaciones que son necesarios para eliminar las diferencias de cambio de temperatura, presión y fase.

2.1.1.4.1 Diferencias de temperatura

El agua empleada en el reactor de extracción preliminar debe alimentarse a 100°C y está disponible a 30°C.

El agua empleada en el reactor de pretratamiento ácido debe alimentarse a 136°C y está disponible a 30°C.

El hidrolizado enzimático se encuentra a 50°C y debe enfriarse hasta 30°C para alimentar el fermentador.



2.1.1.4.2 Diferencias de presión.

El agua empleada en el reactor de pretratamiento ácido se encuentra a 101,3 kPa y la presión de saturación en el reactor es 791,8 kPa.

El hidrolizado enzimático a la salida de la estación de evaporadores de múltiple efecto se encuentra a 12,75 kPa y se debe aumentar su presión hasta 101,3 kPa antes de alimentarlo en el fermentador.

2.1.1.4.3 Diferencias de fase

- La corriente de salida del reactor de extracción con agua es una mezcla de sólido y líquido. La fracción sólida se alimenta al reactor de pretratamiento ácido y la fracción líquida se recicla o se elimina del proceso.
- La corriente de salida del reactor de pretratamiento es una mezcla de sólido y líquido. La fracción sólida se alimenta al reactor de hidrólisis enzimática y la fracción líquida se incorpora a otro proceso.
- La corriente que sale del reactor de hidrólisis enzimática es una mezcla de sólido y líquido. La fracción sólida, formada por la lignina y por los carbohidratos no hidrolizados, puede ser utilizada como combustible sólido, mientras que la fracción líquida, rica en glucosa, alimenta a la estación evaporadora de múltiple efecto.

2.1.1.5 Integración de las tareas.

La selección de las unidades de procesamiento (operaciones unitarias) se conoce como integración de tareas. Al terminar el cuarto paso de la síntesis se tiene un diagrama de flujo con un juego completo de operaciones que eliminan las diferencias entre materias primas y productos.

Se combinan las operaciones unitarias, uniéndolas en bloques de operaciones y se obtiene el diagrama de flujo detallado.

Los reactores de extracción acuosa y pretratamiento ácido: se utiliza un reactor para cada una de las operaciones con 2 m³ de capacidad, de acero inoxidable 316L, enchaquetados y agitados.

Los reactores de hidrólisis enzimática y fermentación: Son de 25m³, acero inoxidable 316L, enchaquetados y agitados.



Intercambiador de calor (E-100): para el calentamiento del agua de alimentación al reactor de extracción preliminar desde 30°C hasta 97°C. Se escoge un intercambiador de coraza y tubos con flujos en contracorriente donde se utiliza vapor saturado a 140°C como medio de calentamiento.

Intercambiador de calor (E-107): para el calentamiento del agua de alimentación al reactor de pretratamiento desde 30°C hasta 95°C. Se escoge un intercambiador de coraza y tubos con flujos en contracorriente donde se utiliza vapor saturado a 140°C.

Intercambiador de calor (E-105): para el enfriamiento del hidrolizado enzimático desde 50°C hasta 30°C para su posterior fermentación se utiliza agua de enfriamiento de 25°C. Se escoge un intercambiador de calor de placas.

Filtros: para la filtración de los hidrolizados celulósicos y el lavado de los sólidos después de las etapas de extracción acuosa, hidrólisis ácida y la hidrólisis enzimática, se seleccionan filtros de tambor rotatorios a vacío.

Evaporadores de múltiple efecto: para la concentración de los hidrolizados ricos en glucosa desde 2 a 10% antes de su entrada a la etapa de fermentación, se utiliza un sistema de evaporadores de múltiple efecto a vacío y circulación natural, al que se le suministra como agente de calentamiento vapor saturado a 120 °C.

Absorbedor: la primera etapa de destilación es la columna desflemadora, que funciona como un absorbedor, donde se alimenta el material fermentado y se recupera el 95% del etanol contenido en la alimentación. Se utiliza una torre con 17 platos tipo válvula.

Separador: es necesario para separar el dióxido de carbono remanente en el destilado.

Columna de Destilación: se utiliza una columna de destilación de 26 platos válvulas, de acero inoxidable con condensador parcial para lograr un contenido de 95% composición de etanol en el destilado.

2.2 Desarrollo de la alternativa base

Al terminar la etapa de creación del proceso se desarrolla el diagrama de flujo detallado y la simulación del proceso, se realiza un diseño preliminar de los equipos y se analiza la factibilidad económica de cada propuesta.

2.2 1. Diagrama de flujo detallado.

Para desarrollar un diagrama de flujo detallado del proceso:



- Se añaden equipos no incluidos en la síntesis preliminar del proceso como bombas, tanques de almacenamiento, etc.
- Se nombran los equipos y corrientes.
- Se elabora un diagrama de flujo con la simbología adecuada.

2.2.2 Simulación del caso base.

La simulación del proceso de obtención de etanol a partir de cáscaras del fruto de *J. curcas* está basada principalmente en resultados obtenidos en el laboratorio y en algunos datos tomados de plantas pilotos en operación, debido a que no existen procesos de producción a escala industrial. Para el desarrollo del caso base, se utilizan los simuladores para calcular los balances de masa y energía. Entre los simuladores, existen: *ASPEN PLUS*; *ASPEN HYSYS*; *CHEMCAD*; *PRO/II* entre otros. En este caso se utiliza el *ASPEN HYSYS 2009*.

Pasos para realizar la simulación.

1. Realizar una preparación previa.

Antes de proceder con la simulación digital a través del software HYSYS es importante realizar las siguientes tareas de mesa

Construcción del Diagrama de Flujo de Información (DFI)

La elaboración de un diagrama de flujo de información no es más que un diagrama donde los flujos de masa o energía del proceso son equivalentes a flujos de información (valores numéricos de las variables de las corrientes y parámetros necesarios para definir los módulos), y los equipos del proceso equivalentes a modificaciones de la información que fluye entre ellos. Los datos necesarios para definir una corriente de proceso son: flujo, composición, temperatura y presión; y en los equipos, los parámetros de diseño característicos.

Determinación del Orden de Cálculo de los Módulos

La determinación de la secuencia de cálculo está en dependencia de la presencia o no de corrientes de recirculación en el diagrama de flujo de información. La secuencia de cálculo de los módulos, cuando no hay presencia de corrientes de recirculación, se puede determinar con facilidad a partir del análisis de orden de precedencia debido a que el flujo de información siempre avanza en una dirección.

En el caso de la planta de etanol no hay recirculación y el orden de cálculo es el siguiente



1. Intercambiador de calor, 2- Reactor de extracción acuosa, 3- Filtro, 4- Intercambiador de calor, 5- Reactor de hidrólisis ácida, 6- Filtro, 7- Reactor de hidrólisis enzimática, 8- Filtro, 9- Evaporadores de múltiple efecto, 10- Bomba, 11- Intercambiador de calor, 12- Reactor de fermentación, 13- Absorbedor, 14- Separador de componentes, 15- Columna de destilación, 16- Mezclador, 17- Tamiz molecular, 18- Intercambiador de calor.

Definir los módulos a utilizar y la información requerida para el cálculo.

Para la simulación, el proceso se puede representar como una colección de módulos en los que las ecuaciones (y otra información) que representan cada subsistema o equipo, se reúnen y codifican de modo que el módulo pueda usarse aislado del resto del diagrama de flujo y por tanto pueda pasarse de un diagrama de flujo a otro o usarse más de una vez en un mismo diagrama. Un módulo es un modelo de un elemento individual del diagrama de flujo (por ejemplo: una bomba) se puede codificar, analizar, depurar e interpretarse por sí sola. Cada módulo contiene parámetros de diseño, relaciones de balance de materia y de energía, las velocidades de flujo de los componentes y las temperaturas, presiones y condiciones de fase de cada corriente que entra en el equipo físico representado por el módulo o que sale de él. Desde luego, las interconexiones establecidas para los módulos deben ser tales que sea posible transferir de un módulo a otro la información respecto a las corrientes, composiciones, velocidades de flujo, coeficientes, etc. (Nyawanga, 2012).

Los módulos utilizados son: (i) **Heat exchanger** para intercambiadores de calor, (ii) **simple solid separator** (filtros), (iii) **Conversion Reactor** (Reactor), (iv) **Vessels** (evaporadores), (v) **component Split** (separador de componentes), (vi) **mixer** (mezclador), (vii) **Absorber** (Absorbedor), (viii) **Distillation column** (columna de destilación), (ix) **Pump** (Bomba) (x) **cooler** (enfriador).

Selección del modelo termodinámico.

Para implementar un caso de estudio con un simulador de procesos es necesario, ante todo, realizar la selección del modelo termodinámico por el cual serán calculadas las propiedades físicas de cada corriente. La definición de la termodinámica se realiza de acuerdo con el árbol de decisión de Carlson que se resume en el anexo 1. Se selecciona la ecuación de estado *Extended NRTL*, como el modelo apropiado para los bioprocesos. (Nyawanga, 2012; López, 2013).



2. Selección de los componentes del proceso.

Al seleccionar el paquete fluido en HYSYS, se le agrega todos los componentes involucrado en el proceso. Primeramente se crean los componentes hipotéticos para estimación de sus propiedades. A los componentes sólidos como son: la celulosa, la hemicelulosa y la lignina se adiciona datos de sus masas molares y densidades respectivamente, mientras que, a los componentes en estado líquido se agrega datos de sus puntos de ebullición y densidades. La tabla 2.5 muestra las propiedades físicas de los componentes hipotéticos. Posteriormente se agregan todos los componentes del proceso y todas las reacciones químicas que ocurren.

Tabla 2.5. Propiedades físicas de los componentes hipotéticos.

Hypo Group Controls							
Group Name	<input type="text" value="HypoGroup1"/>	Estimation Methods...		Clone Library Comps...			
Component Class	<input type="text" value="Hydrocarbon"/>	Estimate Unknown Props		Notes			
Name	NBP [C]	MW	Liq Density [kg/m3]	Tc [C]	Pc [kPa]	Vc [m3/kgmole]	Acentricity
celulosa*	<empty>	162.14	1440.00	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>
Hemicelulosa*	<empty>	132.00	1209.00	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>
lignina*	<empty>	196.20	1400.00	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>
Ceniza*	<empty>	122.06	2750.00	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>
Xilosa*	361.80	150.10	880.60	540.68	1366.11	1.1440	0.7184
Lignina_1*	150.00	236.20	777.35	335.51	2623.96	0.4923	0.3968
Ceniza_1*	350.00	162.10	875.60	530.21	1423.52	1.0895	0.7005

3. Definir las corrientes de entradas.

Definir la corriente S1

La corriente S1 representa el flujo de las cáscaras del fruto de *J. curcas* que entra al proceso. Se procesa 450 kg/h y esta corriente consiste en celulosa, con la mayor composición, hemicelulosas, lignina, cenizas y el agua. La temperatura y la presión de la corriente son: 30°C y 101,325 kPa respectivamente.

Definir la corriente S2

Es la corriente del agua pura que entra al primer intercambiador de calor. El agua está a 30°C y 101,325 kPa. El flujo másico de la corriente es 1000 kg/h.



4. Calcular los diferentes módulos siguiendo el orden de cálculo determinado anteriormente.

2.3 Resultados y discusión

Tabla 2.6 Consumo de las materias primas y generación de productos.

Flujo de cáscaras a procesar (kg/h)	450
Cantidad de celulosa en la cáscara (kg/h)	147,6
Cantidad de las hemicelulosas en la cáscara (kg/h)	51,3
Flujo másico de agua consumido (kg/h)	2852
Flujo másico de vapor consumido (kg/h)	297,72
Flujo másico de glucosa que entra la unidad de fermentación (kg/h)	57,62
Flujo másico de etanol generado (kg/h)	22,26
Flujo volumétrico de etanol generado (L/h)	28
Cantidad de etanol generado diario (hL/día)	7
Cantidad de etanol generado al año (hL/ año)	1050
Flujo másico de dióxido de carbono generado (kg/h)	27,0

Los productos principales del proceso son el etanol y el dióxido de carbono. Estos se obtienen en el fermentador donde al final se separa el dióxido de carbono del etanol producido. El gas pasa por el tope y el líquido pasa por el fondo y va hacia las columnas. El etanol es de 94,5 % de concentración pero se requiere más del 99,7%, para lo cual se utiliza los tamices moleculares para lograr la concentración requerida.

En el proceso entra 450 kg/h de la cáscara del fruto de *J. curcas*, con esto se logra un flujo de etanol de 22,26 kg/h. Es decir, que se logran 28 litros de etanol por hora, que es equivalente a 7 hL diario. Como en la bibliografía consultada no se reporta de ninguna planta de producción de etanol a partir de la misma materia prima, la autora del presente trabajo compara la producción obtenida con la propuesta de López (2013), de sacarificación de la cáscara de arroz para la obtención de etanol combustible realizada en la misma provincia.



Este valor se considera muy bajo en comparación con los 300 hL diario de etanol que se obtiene en la propuesta de López (2013). Esa producción tan pequeña se debe a varios factores, entre ellos; la falta de suficiente materia prima para procesar, en este caso solamente se procesa 450 kg/h de cáscara debido a la poca de disponibilidad de la misma.

Otro factor es la falta de aprovechamiento de las pentosas formadas en la etapa de pretratamiento ácido, ya que en el proceso no se realiza la fermentación de las pentosas. Por último el volumen de producción tan pequeño se debe a las pérdidas de azúcares fermentables en el proceso.

Es de gran importancia que se cumpla con los valores de la calidad del producto. Con el simulador se logra una concentración de 99,9%, un valor mayor que la concentración requerida (99,7%). Esta concentración limita la oxidación en las partes interiores de los motores que utilizan este producto.

Descripción de las etapas principales del proceso de producción de etanol a partir de cáscara del fruto de *Jatropha curcas*.

El proceso general requiere las siguientes etapas: extracción acuosa, pretratamiento ácido, hidrólisis enzimática de la celulosa, fermentación del hidrolizado celulósico y destilación de etanol.

Primeramente se acondiciona la materia prima antes de introducirla al proceso, en esta etapa se realiza la molienda de las cáscaras y luego se pasa por una criba donde el tamaño que se permite que entre al proceso es menor de 2mm. La cáscara es luego mezclada con agua a 100 ° C y a presión atmosférica y en esa etapa ocurre la extracción de compuestos químicos solubles en agua. La cantidad de azúcares presente en agua al realizar este proceso es 5,8% del peso seco de las cáscaras. Se filtra la mezcla y el sólido se envía a la etapa de pretratamiento ácido mientras que el licor sale del proceso. Se mezcla la fracción sólida con una disolución diluida del ácido sulfúrico a un 1,5% y razón de mezclado es 1/10 y se trata a 136 ° C. En estas condiciones ocurre la hidrólisis de 86% las hemicelulosas.

Posteriormente el hidrolizado se filtra y se elimina del proceso. El material sólido procedente de pretratamiento se somete a hidrólisis enzimática, la cual se realiza a 50°C y a presión atmosférica durante 48 horas. En este tiempo se hidroliza el 87% de la celulosa (García *et al.*,



2014). La solución de glucosa se separa del material sólido por filtración. El residuo sólido puede ser quemado directamente en un generador de vapor.

El hidrolizado enzimático se concentra hasta obtener una concentración de 10% de glucosa antes de fermentación. Posteriormente se fermenta a 30°C con la levadura *Saccharomyces cerevisiae*. En esta etapa se libera el dióxido de carbono y se convierte el 90% de glucosa a etanol. La concentración de etanol en la corriente de salida del fermentador suele ser baja (2 – 5%) por lo que se necesitan una columna de destilación para lograr una concentración de etanol de 95%. Para la deshidratación de etanol se utiliza la tecnología de tamices moleculares. Este proceso garantiza un contenido de agua menor que 0,5% en el producto final.



2.4 Conclusiones parciales del capítulo.

1. A través de la metodología de síntesis de Seider, (1999) se realizó la síntesis del proceso de producción de bioetanol a partir de la cáscara del fruto de *J. curcas*.
2. Se simuló el proceso en el simulador *ASPEN-HYSYS* (2009), arribando al producto con la calidad requerida, los flujos que se manejan en el proceso son pequeños. Esto se debe a poca disponibilidad de la cáscara del fruto de *J. curcas*
3. La cantidad de etanol que se produce es poco 1050 hL/año.



Capítulo III: DISEÑO Y EVALUACIÓN ECONÓMICA DEL CASO BASE.

3.1 Dimensionamiento de los equipos.

El diseño preliminar se hace con el objetivo de obtener los parámetros que permitan estimar los costos de la planta. Se selecciona los materiales de construcción de los equipos teniendo en cuenta la corrosión provocada por las sustancias que se manejan en el proceso, las condiciones de operación (temperatura y presión) y el costo del material. Las sustancias químicas que se manejan en este proceso son orgánicas no corrosivas, sólo el ácido sulfúrico puede ocasionar corrosión en los aceros. La selección del material de fabricación de los equipos se realiza atendiendo a la resistencia a la corrosión ácida. Según la tabla 2.10, página 64 de Turton, (1997), señala que los aceros inoxidables son excelentes y no tienen limitaciones ante las sustancias involucradas para el rango de temperaturas que se maneja en el proceso. Por lo tanto, se decide seleccionar para todos los equipos de la planta, acero inoxidable.

3.1.1 Diseño de los reactores.

En los experimentos para determinar las condiciones óptimas de pretratamiento, se utilizó un reactor a escala de banco tipo Parr 4523 (*Parr Instruments Company*, Moline, Estados Unidos) de 1 L de capacidad (García *et al.*, 2014). Las especificaciones del reactor se muestran en el Anexo 2.

Se desea llevar a escala industrial un reactor (prototipo) para las etapas de extracción acuosa, pretratamiento, hidrólisis enzimática y fermentación al tomar como modelo el reactor tipo parr 4523.

El escalado de reactores de tanque agitado se basa usualmente en la semejanza geométrica, donde se ignoran las posibles diferencias de densidades entre los reactores definidos como modelo y prototipo. De esta manera, se define un factor de escala simple, S , para el volumen y la capacidad de producción, pero los tanques agitados mecánicamente tienen un factor de escala adicional, S_N , que es la razón de las velocidades de agitación entre el prototipo y el modelo. Comúnmente, la velocidad de agitación del prototipo decrece con respecto a la del modelo por lo que $S_N < 1$ (Nauman, 2008 citado por López, 2013).



Para el escalado de los reactores utilizados en el proceso de estudio, el factor de escala referido a la relación entre los volúmenes (S) es muy grande, por lo que se debe obtener el factor de escala utilizando como criterio una de sus dimensiones lineales.

Primeramente se determina el volumen de cada reactor como se muestra a continuación,

$$V_{trabajo} = t * F \tag{3.0}$$

Donde

t : es el tiempo total de ciclo completo (incluye tiempo de limpieza, carga, reacción y descarga)

F: es el flujo volumétrico que entra en cada reactor (m³/h), valor obtenido del simulador.

El volumen real de cada reactor se calcula de la siguiente manera:

$$V_{reactor} = \frac{V_{trabajo}}{0,80} \tag{3.1}$$

El coeficiente de llenado = 80%

Tabla 3.1 Parámetros y capacidades de los reactores prototipos.

Reactor	Extracción con agua	Pretratamiento ácido	Hidrólisis enzimática	Fermentación
Parámetros				
Flujo (m ³ /h)	0,8298	0,8779	0,4121	0,3032
Tiempo de LCD* (h)	0,5	0,5	0,5	0,5
Tiempo de reacción (h)	1	0,5	48	48
Tiempo total (h)	1,5	1	48,5	48,5
Volumen de trabajo (m ³)	1,24	0,88	19,99	14,71
Coeficiente de llenado	0,80	0,80	0,80	0,80
Volumen del reactor (m ³)	1,56	1,10	24,98	18,38
Volumen tomado para el diseño	2	2	25	25

LCD*: tiempo de lavado, carga y descarga

Se toma el volumen del fermentador como 25 m³, al tener en cuenta que en un futuro se podrían fermentar además las pentosas, por lo que el flujo aumentaría y de esta forma no volver a diseñar un nuevo reactor.



Como ya se conoce el volumen de cada reactor industrial, se puede determinar el diámetro del reactor prototipo. El factor de escala (S) para este proceso será entonces la relación entre los diámetros del prototipo y el modelo. En la tabla 3.2 se define como se afectan los principales parámetros de operación y diseño con el cambio de escala.

Tabla 3.2: Factor de escala para los principales parámetros de operación y diseño de los reactores a escala industrial

Parámetro	Factor de escala
Diámetro del tanque (d)	S
Diámetro del impelente (da)	S
Volumen (v)	S ³
Número de Reynolds (re)	S ^{4/3}
Número de Froude (Fr)	S ^{-1/3}
Velocidad del agitador (n)	S ^{-2/3}
Potencia por volumen (P/V)	1
Área de transferencia de calor (ATC)	S ²
Coefficiente de transferencia de calor (hi)	S ^{-1/9}

Las dimensiones de los prototipos (2m³ y 25 m³) se calcularon a partir de los parámetros del modelo (segunda columna, tabla 3.3), factores de escala tabla 3.2 y las relaciones siguientes:

$$\frac{h}{d} = 1,67; \frac{d}{d_a} = 1,75; \frac{E}{d_a} = 0,6; \frac{L}{d_a} = 0,175; \frac{W}{d_a} = 0,12; \frac{h_o}{h} = 0,25; \frac{J}{d} = 0,03$$

Las relaciones anteriores se obtienen de los diferentes parámetros del reactor tomado como el modelo.



Tabla 3.3 Dimensiones y parámetros de operación del reactor tomado como modelo y los prototipos de 2 m³ y 25 m³

Parámetro	Modelo, 0,001 m³	Prototipo, 2 m³	Prototipo, 25 m³
d (m)	0,1016	1,151	2,671
H (m)	0,1692	1,922	4,461
V (m ³)	1,37E-3	2	25
n (rpm)	250	49,564	28,275
da, (m)	0,058	0,657	1,525
P (kW)	0,093	1,412	17,65
A _{TC} (m ²)	0,001	0,128	0,691
hi (W/m ² K)	912	696,411	634,219
Re (adim)	60 875	1548775,3	4758871,3
Fr (adim)	0,103	0,046	0,035
E, m	0,035	0,394	0,915
L, m	0,011	0,115	0,267
W, m	0,007	0,079	0,183
Ho, m	0,042	0,481	1,115
J, m	0,003	0,035	0,080
S		11,33	26,29



3.1.2 Diseño de los evaporadores de múltiple efecto.

Para la concentración de los hidrolizados ricos en glucosa desde 2 a 10% antes de su entrada a la etapa de fermentación, se utiliza un sistema de evaporadores de múltiple efecto a vacío y circulación natural, al que se le suministra como agente de calentamiento vapor saturado a 120 °C. El diseño de estos equipos se realizó de acuerdo a lo planteado por Hugot (1985) y Baloh (1995). Los datos correspondientes se muestran en la tabla 3.4

Tabla 3.4 Diseño de la estación evaporadora en múltiple efecto para áreas iguales.

	Presión kPa	T °C	UD* w/m °C Baloh (1995).	ΔT útil (°C)
V- 101	96,11	98,62	2800	7,94
V-102	77,47	92,76	2330	7,96
V-103	46,09	79,48	1800	10,81
V-104	12,75	50,92	770	27,34

* UD: Coeficiente de transferencia de calor para las condiciones de diseño;

Se diseñan los evaporadores con la misma área de transferencia de calor para facilitar el mantenimiento y la limpieza. Para áreas iguales la diferencia de temperatura útil se calcula según la siguiente ecuación.

$$\Delta T \text{ útil} = \frac{\Delta T \text{ total} * \left(\frac{Q_i}{U_i}\right)}{\sum_{i=1}^n \left(\frac{Q_i}{U_i}\right)} \tag{3.2}$$

Donde

Qi es el calor transferido en cada efecto.

Ui es el coeficiente de transferencia de calor en cada efecto.

El área de cada vaso de la estación evaporadora en múltiple efecto

$$A = \frac{Q_i}{UD_i * \Delta T \text{ útil}} \tag{3.3}$$



$$A = 256,85 \text{ m}^2$$

3.1.3 Diseño de intercambiadores de calor.

Datos de los intercambiadores de calor.

Intercambiador de calor (E-100): para el calentamiento del agua de alimentación al reactor de extracción preliminar desde 30°C hasta 97°C. Se escoge un intercambiador de coraza y tubos con flujos en contracorriente donde se utiliza vapor saturado a 140°C como medio de calentamiento.

Intercambiador de calor (E-107): para el calentamiento del agua de alimentación al reactor de pretratamiento desde 30°C hasta 95°C. Se escoge un intercambiador de coraza y tubos con flujos en contracorriente donde se utiliza vapor saturado a 140°C.

Intercambiador de calor (E-105): para el enfriamiento del hidrolizado enzimático desde 50°C hasta 30°C para su posterior fermentación se utiliza agua de enfriamiento de 25°C. Se escoge un intercambiador de placas.

Cálculo del área del intercambiador de calor.

$$A = \frac{Q}{U \cdot LMTD \cdot F_T} \tag{3.4}$$

Donde

A: Área de intercambio de calor (m²)

Q: Calor transferido en el reactor (kW)

U: Coeficiente de transferencia de calor (W/m²°C)

LMTD: Diferencia media logarítmica (°C)

F_T: Factor de corrección de temperatura

El calor transferido en cada intercambiador de calor, el factor de corrección de temperatura y la diferencia media logarítmica se toman de la simulación del caso base realizada en el software



Hysys. Para los coeficientes de transferencia de calor se hace uso de la heurística 8 de la Tabla 9.11 del Turton.

Tabla 3.5 Propiedades de los intercambiadores de calor.

	Q (J/s)	U (w/m² °C)	FT	LMTD (°C)	A (m²)
(E-100)	78321718,00	850	0,85	35,78	3039,87
(E-105)	6932184,10	850	0,81	10,90	925,83
(E-107)	54713880,00	850	0,87	37,82	1966,98

3.1.4 Diseño de las columnas y el separador.

Para el diseño de estos equipos se utilizaron las utilidades *Tray Sizing* y *Vessel Sizing* de *Aspen – Hysys* 2009. La Tabla 3.6 muestra los resultados de las dimensiones.

Tabla 3.6 Dimensiones de la columnas y el separador.

Equipo	T-100 Destilación	T-101 Absorbedor	V-104
Diámetro, m	0,3048	0,7620	0,3048
Altura, m	5,75	15,85	1,676
Número de platos	17	26	-----

La columna de destilación y el absorbedor tienen diámetros pequeños, menor que 1m. Son de platos, tipo válvula. Los platos de válvula son ideales ya que estos mejoran la transferencia de masa y limitan fenómenos operacionales como la inundación o arrastre por vapor, que pueden provocar incidentes en la unidad. Además, los platos válvula son baratos en comparación con los platos perforados (Walas, 1990). El material seleccionado para la construcción de las columnas es acero inoxidable debido a que el etanol hidratado es corrosivo.



3.1.5 Diseño de los filtros.

Los filtros se utilizan para la filtración de los hidrolizados celulósicos y el lavado de los sólidos después de las etapas de extracción acuosa, hidrólisis ácida y la hidrólisis enzimática. Se seleccionan filtros de tambor rotatorios a vacío. Para su diseño se utilizó la metodología propuesta por Perry (2008).

Tabla 3.7 parámetros de los filtros de tambor rotatorios a vacío.

Parámetro	Valor
Tiempo de un ciclo, min	1,67
Velocidad de filtración, kg/hm ²	324
Volumen de agua de lavado, L/m ² ciclo	4,95
Filtro	A calculada, m²
X-101	0,46
X-102	0,11
X-103	0,20

3.1.6 Tamices moleculares: para separar la mezcla de etanol y agua con el fin de lograr una concentración de etanol de 99,7%. La selección de estos equipos se realizó según lo planteado por Quintero *et al.*, (2007) citado por López (2013), y el costo se estimó según la regla del factor 0,6. Los datos correspondientes a estos equipos se muestran en la tabla 3.8.

Tabla 3.8: Costo de los tamices moleculares utilizando la regla del factor 0,6

Alternativa base		
Parámetro	Modelo	Prototipo
Etanol, %	99,7	99,7
Flujo, kg/h	17 17	23
FCI, CUC	3 160 028	237 610,40

FCI: Capital fijo invertido.



3.2 Determinación de la factibilidad económica del caso base.

El análisis económico de la planta se realiza a partir de la estimación del costo de inversión utilizando el software Capcost, que se basa en el método de costo del módulo simple. Además, se determinan los indicadores de eficiencia económica de la inversión y de la producción.

Para la estimación del costo de adquisición de los equipos se utiliza el programa de *CAPCOST 2008*, con un índice de costo 583,6 (año 2013). Una vez estimado el capital fijo invertido, se determinó el costo de operación de alternativa base siguiendo la metodología desarrollada por Turton (2009). Esta metodología se resume en el **Anexo 4**.

3.3 Resultados y discusión.

Tabla 3.9 Costos de los equipos del proceso.

Equipo			
Filtros	Tipo	Área	Costo de modulo
X-101	Tambor rotatorio a vacío	0,46	\$115 900,00
X-102	Tambor rotatorio a vacío	0,11	\$83 200,00
X-103	Tambor rotatorio a vacío	0,20	\$94 700,00
Torres	Descripción de la torre	Diámetro y altura	
T-101	17 platos de válvula, acero inoxidable	D= 0,305 H=5,75	\$102 600,00
T-102	26 platos de válvula, acero inoxidable	D= 0,762 H= 15,9	\$253 000,00
Tanques de almacenamiento		Volumen (m ³)	
Tk-102	Tanque de almacenamiento de agua	540	\$113 000,00
Tk-103	Tanque de almacenamiento de ácido sulfúrico	0,75	\$68 400,00
Tk-104	Tanque de almacenamiento de etanol	5,22	\$68 400,00



Recipiente		Diámetro y altura	
V-101	Separador de CO ₂ remanente en el destilado.	D= 0,305 m H=1,68 m	\$17 500,00
Evaporadores de múltiple efecto			
	Tipo	Área (m ²)	
K-101	Evaporador de tubos largos	257	\$2 640 000,00
K-102	Evaporador de tubos largos	257	\$2 640 000,00
K-103	Evaporador de tubos largos	257	\$2 640 000,00
K-104	Evaporador de tubos largos	257	\$2 640 000,00
Reactores			
	Tipo	Volumen (m ³)	
R-101(EA)	Enchaquetado y agitado	2	\$40 600,00
R-102(PA)	Enchaquetado y agitado	2	\$40 600,00
R-103(HE)	Enchaquetado y agitado	25	\$155 000,00
R-104 (FE)	Enchaquetado y agitado	25	\$155 000,00
Intercambiadores de calor			
		Área(m ²)	
E- 100	Intercambiador de tubos y coraza	3040	622 000,00
E-107	Intercambiador de tubos y coraza	1970	404 000,00
E-105	Intercambiador de placas	926	190 000,00
Tamiz molecular			
	Tamiz molecular		\$ 237 611,00
		Total	\$17 497 900,00

En la tabla 3.10 se muestran el costo de adquisición de los equipos (C_{ADQ}), el costo total del módulo (C_{TM}), el costo que incluye el desmonte y construcción (C_{GR}), el capital de trabajo o



circulante (WC) y el capital fijo invertido (FCI) en el proceso. Los conceptos y las fórmulas para calcular estos se muestran en el **anexo 3**.

Tabla 3.10. Costos (CUC) relacionados con la alternativa base del proceso.

Costo	Alternativa Base
C _{ADQ}	17 497 900,00
C _{TM}	20 647 522,00
C _{GR}	26 771 787,00
WC	4 015 768,05
FCI	30 787 555,05

La tabla 3.11 muestra el consumo de las utilidades (el vapor, el agua y electricidad) en el proceso.

Tabla 3.11: Consumo de las utilidades.

Consumo total de vapor en el proceso	763,24 m ³ / año
Consumo de agua de enfriamiento en los intercambiadores de calor	2979,58 m ³ /año
Consumo de electricidad por las bombas	730,86 kW.hr/año
Costo de utilidades (\$/año)	\$ 3 417,00

Tabla 3.12: Consumo anual de las materias primas y los costos.

Insumos	Consumo anual.	Costo \$/año
Enzimas	40500000000 FPU	90558,00
Agua	7286,76 m ³	728,676
Ácido sulfúrico	1390,032 kg	70,891632

Los conceptos y las fórmulas para calcular los indicadores de eficiencia económica de la inversión y de producción se muestran en los **anexos 5 y 6** respectivamente.



A partir del análisis económico realizado se obtuvieron los siguientes resultados:

Tabla 3.13: Indicadores económicos

Costo de producción total (\$/año)	3 449 064,89
Valor de producción (\$/año)	71 465,76
Ganancia (\$/año)	-3 377 599,13
Retorno de la Inversión (%)	-11
Plazo de recuperación de la Inversión (años)	-15
VAN (\$/año)	-965 013 161,87
Rentabilidad (%)	-97,9
Costo por peso producido	48,26

Valor de los coproductos.

Los coproductos del proceso son: la lignina, las vinazas, xilosa, furfural e hidrometil furfural. Sin embargo, se evaluaron los valores de venta de las vinazas y la lignina solamente, debido a que el costo de recuperación de los otros dos coproductos es muy alto.

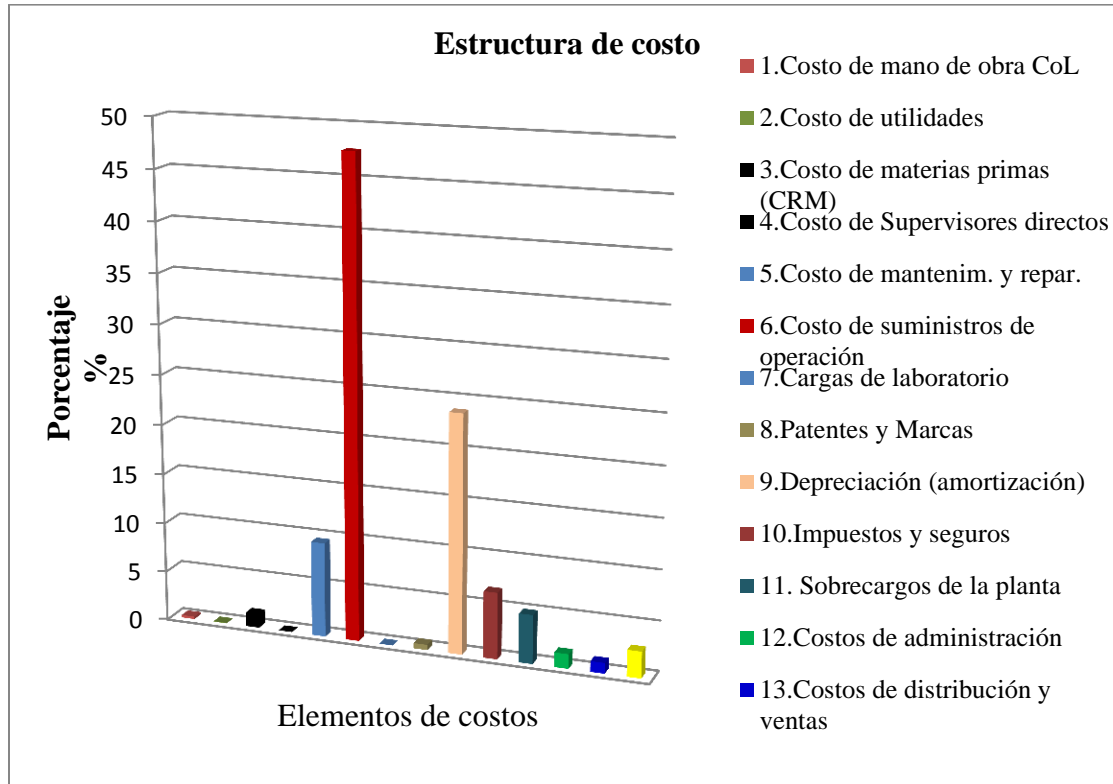
La vinaza, se evaluó en 0,30 CUC/kg y se consideró una eficiencia de recuperación de 20%; la lignina, considerando una eficiencia en la recuperación de 80%, se evaluó en 0,345 CUC/kg.

Tabla 3.14: Venta de los co-productos

producto	precio de venta CUC/kg	Eficiencia de recuperación	flujo kg/h	precio/año
lignina	0,345	0,8	58,15	57777,84
vinaza	0,3	0,2	15,82	3417,12
		Valor total de co-productos		61194,96

Estructura de costo

Figura 3.1 muestra la estructura de costo de producción.



Como se observa en la tabla 3.10, los evaporadores de múltiple efecto son los equipos más costos del proceso, con un valor de \$ 2 640 000,00 por cada evaporador. El costo tan elevado se debe a que sus partes constituyentes, así como los tubos son de acero inoxidable.

El capital fijo invertido es \$ 30 787 555,05 con una pérdida de 3 377 599,13 \$/a. Esto se debe a que el volumen de producción anual de etanol combustible es solamente 1050 hL, el cual corresponde con un valor pequeño de producción de \$ 71465,76 en comparación con el costo de producción (\$3 449 064,89). Al vender los co-productos con un valor de \$ 61 194,96 se logra disminuir las pérdidas anuales solamente un 2%. Como se muestra en la tabla 3.12 tanto el retorno de inversión como el plazo de recuperación de la inversión tienen valores negativos (-11 % y -15 respectivamente). Esto quiere decir que la inversión realizada no se recupera nunca después de 15 años de la operación de la planta. Por lo que se rechaza la inversión por ser no viable económicamente bajo las condiciones analizadas.



El costo por peso de producción es mucho mayor que uno (48,26). Por lo que se rechaza la inversión.

La estructura de costo **figura 3.1** demuestra que la mayor influencia en los costos totales está dada por los costos de suministros de operación, que representa un 47,6%. Está marcada influencia es debido a que el capital fijo invertido es muy alto en comparación con otros gastos como son: el costo de mano de obra, costo de utilidades y el costo de materia prima. Además, del costo de suministros de operación, todos los otros elementos del costo de producción que están en función del capital fijo invertido tienen porcentajes altos; por ejemplo mantenimiento y reparación con un 9,5% y el costo de depreciación representa un 23,8% de costo total.

El Valor Actual Neto es - 965 013 161,87\$/a, un valor menor que cero y no está en correspondencia con la inversión realizada, el proceso no es rentable, pues tiene una rentabilidad negativa (-97,9). Después de analizar los indicadores de la eficiencia económica se puede concluir que el proceso obtención de etanol combustible a partir de la cáscara del fruto de *J. curcas* en la provincia de Matanzas no es viable económicamente, por lo tanto el proyecto de inversión en estas condiciones se debe rechazar.



3.4 Conclusiones parciales del capítulo.

1. Se puede apreciar que los equipos de mayor impacto económico en el proceso son los evaporadores de múltiple efecto, con más de 60% del costo total de los equipos del proceso. Esto se debe a que se utiliza el acero inoxidable para la construcción de todas las partes de los evaporadores.
2. La estructura del costo demuestra que el costo de suministros de operación tiene la mayor influencia en el costo de producción ya que representa 47% del costo total de producción.
3. Se ratifica que no es económicamente factible desarrollar este proceso en una escala industrial debido a que los resultados económicos no son favorables; no se logra recuperar la inversión después de 15 años de operación de la planta, hay una pérdida de 3 377 599,13 \$/año y el VAN es negativo, por tanto que se rechaza la inversión.



CONCLUSIONES.

1. Se realizó la síntesis y simulación de proceso de producción de etanol a partir de las cáscaras del fruto de *Jatropha curcas* y se obtuvo que con 450kg/h de la materia prima, se logra producir 1050 hL/año de etanol.
2. Se diseñó los principales equipos del proceso y el costo de equipamiento mayor corresponde a los evaporadores.
3. La inversión económica en la tecnología de producción de etanol combustible a partir de cáscara del fruto de *J. curcas* en Cuba no es un proyecto viable, ya que hay pérdida de \$3 377 599,13, el VAN es negativo (- 965 013 161,87) lo que no se puede recuperar la inversión realizada.



RECOMENDACIONES

1. Estudiar variantes que disminuyan el capital fijo invertido para lograr que mejoren los indicadores de factibilidad del proceso propuesto.



REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Agarwal, K. A. (2007) Biofuels (alcohols and biodiesel) applications as fuels for internal combustion engines: *Progress in Energy and Combustion Science* 33 (2007) 233–271
2. Alkasrawi, M. (2004) Development of Simultaneous Saccharification and fermentation for Production of Ethanol from softwood. Tesis Doctoral. Departamento de Ingeniería Química. Universidad de Lund.
3. Almeida, R. M. J. and Hahn-Hägerdal, B. (2009) Developing *Saccharomyces cerevisiae* strains for second generation bioethanol: Improving xylose fermentation and inhibitor tolerance. Review: *International sugar Journal*. Volume CXI issue No1323, March 2009.
4. Alvira, P., Tomás- Pejón, E., Ballesteros, M., Negro, M. J (2010) Pretreatment technologies for an efficient bioethanol production process based on enzymatic hydrolysis : A review, *Bioresource Technology* 101(2010) 4851-4861
5. Balat, M., Balat, H., Cahide OZ, C. (2008). Progress in bioethanol processing. Review *Progress in Energy and Combustion Science* 34 (2008) 551–573
6. Balat, M. (2008). Global trends on the processing of bio-fuels. *Int J Green Energy*. 5. 212
7. Baloh, T., Wittwer, E. 1995. Energy Manual for Sugar Factories. 2nd Ed. Berlín: Bartens.
8. Bayrakci, G.A. and Koçar, G.(2014) Second-generation bioethanol production from water hyacinth and duck weed in Izmir: A case study: *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 30 (2014) 306–316
9. Brizuela, Enrique (1987). Aspectos fundamentales del diseño de plantas industriales. Editorial ISPJAE. Ciudad de la Habana.
10. Buruiana, C. T., Vizireanu, C., Garrote, G., Parajó, J. C. (2014a) Bioethanol Production from Hydrothermally Pretreated and Delignified Corn Stover by Fed-Batch Simultaneous Saccharification and Fermentation. *Energy Fuels* 2014, 28, 1158–1165
11. Buruiana, C. T., Vizireanu, C., Garrote, G., Parajó, J. C. (2014b) Optimization of corn Stover bio refinery for coproduction of oligomers and second generation bioethanol using non-isothermal autohydrolysis. *Industrial Crops and Products* 54 (2014) 32–39
12. Cardona, A. C. y Sánchez, J. O (2007) Fuel ethanol production: Process design trends and integration opportunities. Review *.Bioresource Technology* 98 (2007) 2415–2457



13. Debnath, M. y Verma, H.N. Effect of phytoprotein treatment on *Jatropha curcas* for wasteland reclamation. *Africa Journal of Biotechnology* 7 (5). 613-616. Disponible en: <http://www.academicjournal.org/AJB>. ISSN 1684-5315. 2008
14. Duque, A., Manzanares, P., Ballesteros, I., Negro, M. J., Oliva, J. M., Saez, F., Ballesteros, M. (2014) Study of process configuration and catalyst concentration in integrated alkaline extrusion of barley straw for bioethanol production. *Fuel* 134 (2014) 448–454
15. Eggeman , T., Elander, T. R. (2005) Process and economic analysis of pretreatment technologies: *Bioresource Technology* 96 (2005) 2019–2025
16. García, A., Cara, C., Moya, M., Rapado, J., Puls, J., Castro, E., Martín, C. (2014) Dilute sulphuric acid pretreatment and enzymatic hydrolysis of *Jatropha curcas* fruit shells for ethanol production. *Industrial Crops and Products* 53 (2014) 148– 153
17. GEXSI, (2008) Global Market Study on *Jatropha*: Final Report Prepared for the World Wide Fund for Nature (WWF) London/Berlin, May 8th, 2008
18. Giibitz , M. G., Mittelbach, M., Trabi, M. (1999) Exploitation of the tropical oil seed plant *Jatropha curcas* L. *Bioresource Technology* 67 (1999) 73-82
19. Goldbeck, R., Damásio, R. L.A., Gonçalves , A.T., Machado, B.C., Paixão, A. A. D., Wolf, D. L., Mandelli, F., Rocha, J. M. G., Ruller, R., Squina M.F.(2014) Development of hemicellulolytic enzyme mixtures for plant biomass deconstruction on target biotechnological applications: *Appl Microbiol Biotechnol* DOI 10.1007/s00253-014-5946-6
20. Hamelinck, C.N., Hooijdonk, G.V., Faaij, A.P.C. (2005) Ethanol from lignocellulosic biomass: techno-economic performance in short-, middle-and long-term. *Biomass and Bioenergy* 28, 384–410.
21. Ho, P.D., Ngo, H. H., Guo, W. (2014) A mini review on renewable sources for biofuel. *Bioresource Technology* 169 (2014) 742–749
22. Joshi, B., Bhatt, R.M., Sharma, D., Joshi, J., Malla, R., Sreerama, L. (2012) Lignocellulosic ethanol production: Current practices and recent developments: *Biotechnology and Molecular Biology Review Vol.* 6(8), pp. 172-182, November 2011



23. Kumar, S., Singh, P. S., Mishra, M. I., Adhikari, D. (2009) Recent Advances in Production of Bioethanol from Lignocellulosic Biomass: *Chem. Eng. Technol.* 2009, 32, No. 4, 517–526
24. Kumar, A., Sharma, S. (2008) An evaluation of multipurpose oil seed crop for industrial uses (*Jatropha curcas* L.): A review *industrial crops and products* 28 (2 0 0 8) 1–10
25. Larsen, J. *et al.*, (2008) The IBUS Process – Lignocellulosic Bioethanol Close to a Commercial Reality: *Chem. Eng. Technol.* 2008, 31, No. 5, 765–772
26. Lennartsson, R. P., Erlandsson, P., Taherzadeh, J. M. (2014) Integration of the first and second generation bioethanol processes and the importance of by-products: *Bioresource Technology* 165 (2014) 3–8
27. Linares, L.J.C., Romero, I., Cara, C., Ruiz, E., Moya, M., Castro, E. (2014) Bioethanol production from rapeseed straw at high solids loading with different process configurations. *Fuel* 122 (2014) 112–118
28. Limayem, A., Ricke, S.C. (2012) Lignocellulosic biomass for bioethanol production: Current perspectives, potential issues and future prospects: a Review. *Progress in Energy and Combustion Science* 38 449-467
29. Lin, Y., Tanaka, S. (2006) Ethanol fermentation from biomass resources: Current State and Prospects: Mini- Review: *Appl Microbiol Biotechnol* (2006) 69: 627–642
30. López, Y., Martín, M., Luis, O. (2013). Producción de etanol combustible a partir de materiales lignocelulósicos: la cáscara de arroz como materia prima. CD de Monografías 2013, Universidad de Matanzas “Camilo Cienfuegos”
31. López, Y. (2013) Propuesta y Evaluación Técnico- Económica de un Proceso de sacarificación de Cáscara de Arroz Para la producción de etanol. Tesis presentada en opción al Grado Científico de Doctor en Ciencias Técnicas. Especialidad Ingeniería Química
32. Márquez, F. (2003) Síntesis de procesos químicos. Departamento de Ingeniería Química. Universidad de Concepción. Chile
33. Marasabessy, A., Maarten, A., Kootstra, J., Sanders, J.P.M., Weusthuis, R.A., 2012. Dilute H₂SO₄-catalyzed hydrothermal pretreatment to enhance enzymatic digestibility of *Jatropha curcas* fruit hull for ethanol fermentation. *Int. J. Energy Environ. Eng.* 3, 1–15.



34. Martín, C., García, A., Puls, J., Schreiberd, A., Saake, B. (2014) Combination of water extraction with dilute-sulphuric acid pretreatment for enhancing the enzymatic hydrolysis of *Jatropha curcas* shell. *Industrial Crops and Products xxx (2014) xxx–xxx*
35. Mood, H. S. *et al.*, (2013) Lignocellulosic biomass to bioethanol, a comprehensive review with a focus on pretreatment: *Renewable and Sustainable Energy Reviews 27(2013)77–93*
36. Nag, A. (2008) *Biofuels Refining and Performance: United States of America: The McGraw-Hill Companies, Inc.*
37. Notietanol, 2013a ICIDCA. Año 9. No. 2. Enero 2013.
38. Notietanol, 2014a ICIDCA. Año 10. No. 6. Marzo 2014.
39. Notietanol, 2014b ICIDCA. Año 10. No. 7. Marzo 2014.
40. Notietanol, 2014 c ICIDCA. Año 10. No. 4. Febrero 2014.
41. Nyawanga, B. (2012). Desarrollo de un caso base para el proceso de producción del etanol combustible a partir de la cáscara de arroz. Tesis de grado en opción al título de Ingeniero Químico. Departamento de Química e Ingeniería Química, Universidad de Matanzas “Camilo Cienfuegos”. Matanzas, Cuba.
42. Openshaw, K. (2000). A review of *Jatropha curcas*: an oil plant of unfulfilled promise.
43. Peters, M. S., Timmerhaus, K. D. (1991). *Plant Design and Economics for chemical Engineers*. 4th Ed. Singapore: McGraw-Hill.
44. Portuondo Pichardo, Fernando M. (1985) *Economía de empresas industriales*. Editorial Pueblo y Educación. Ciudad de La Habana
45. Prasad, S., Singh, A., Joshi, H.C. (2007) Ethanol as an alternative fuel from agricultural, industrial and urban residues. *Resources, Conservation and Recycling 50 (2007) 1–39*
46. Purwadi, R. (2006) *Continuous Ethanol Production from Dilute-acid Hydrolyzates: Detoxification and Fermentation Strategy*. Thesis for the Degree of Doctor of Philosophy. Department of Chemical and Biological Engineering, Chalmers University of Technology, Goteborg, Sweden.



47. Ramakrishnan, K., Namasivayam, C., (2009). Development and characteristics of activated carbons from *Jatropha* husk, an agroindustrial solid waste, by chemical activation methods. *J. Environ. Eng. Manage.* 19, 173–178.
48. Rodríguez, J. A. S., Soler, B.A.P. (2007) Estado y Perspectivas de las Energías Renovables en Cuba. *TECNOLOGÍA QUÍMICA* Vol. XXVII, No. 3, 2007
49. Romaní, A., Ruiz, A.H., Pereira, B.F., Teixeira, A.J., Domingues, L. (2014) Integrated approach for effective bioethanol production using whole slurry from autohydrolyzed *Eucalyptus globulus* wood at high-solid loadings. *Fuel* 135 (2014) 482–491
50. Rutz, D., Janseen, R. (2007) Biofuel technology handbook. 1st Ed. WIP Renewable Energies. Sylvesterinstr. 281369 Munchen Germany
51. Sassner, P., Galbe, M., Zacchi, G., (2008) Techno-economic evaluation of bioethanol production from three different lignocellulosic materials. *Biomass and Bioenergy* 32 (2008) 422 – 430
52. Seader, J.D., Henley, E.J. (1999) Separation Process Principles. New York: John Wiley and Sons.
53. Seider, W.D. et al. (1999) Process Design Principles. Synthesis, Analysis and Evaluation. New York: John Wiley and Sons.
54. Scott, F., Quintero, J., Morales, M., Conejeros, R., Carlos Cardona, C., Aroca, G. (2013) Process design and sustainability in the production of bioethanol from lignocellulosic materials : *Electronic Journal of Biotechnology* ISSN: 0717-3458
55. Smith, R. (2005) Chemical Process Design and Integration. West Sussex: John Wiley and Sons.
56. Singh, R., Shukla, A., Tiwari, S., Srivastava, M (2014) A review on delignification of lignocellulosic biomass for enhancement of ethanol production potential. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 32(2014)713–728
57. Sotolongo, J. A. (2015) Entrevista personal del tutor de la tesis: Ariel Gracia con la especialista en la fabricación de biodiesel CITMA, Guantánamo. Febrero, 2015
58. Souza, A.M., Miranda, S. M. L., and Luque, R. (2014) Bio (chemo) technological strategies for biomass conversion into bioethanol and key carboxylic acids. *Green Chemistry.*, 2014, 16, 2386



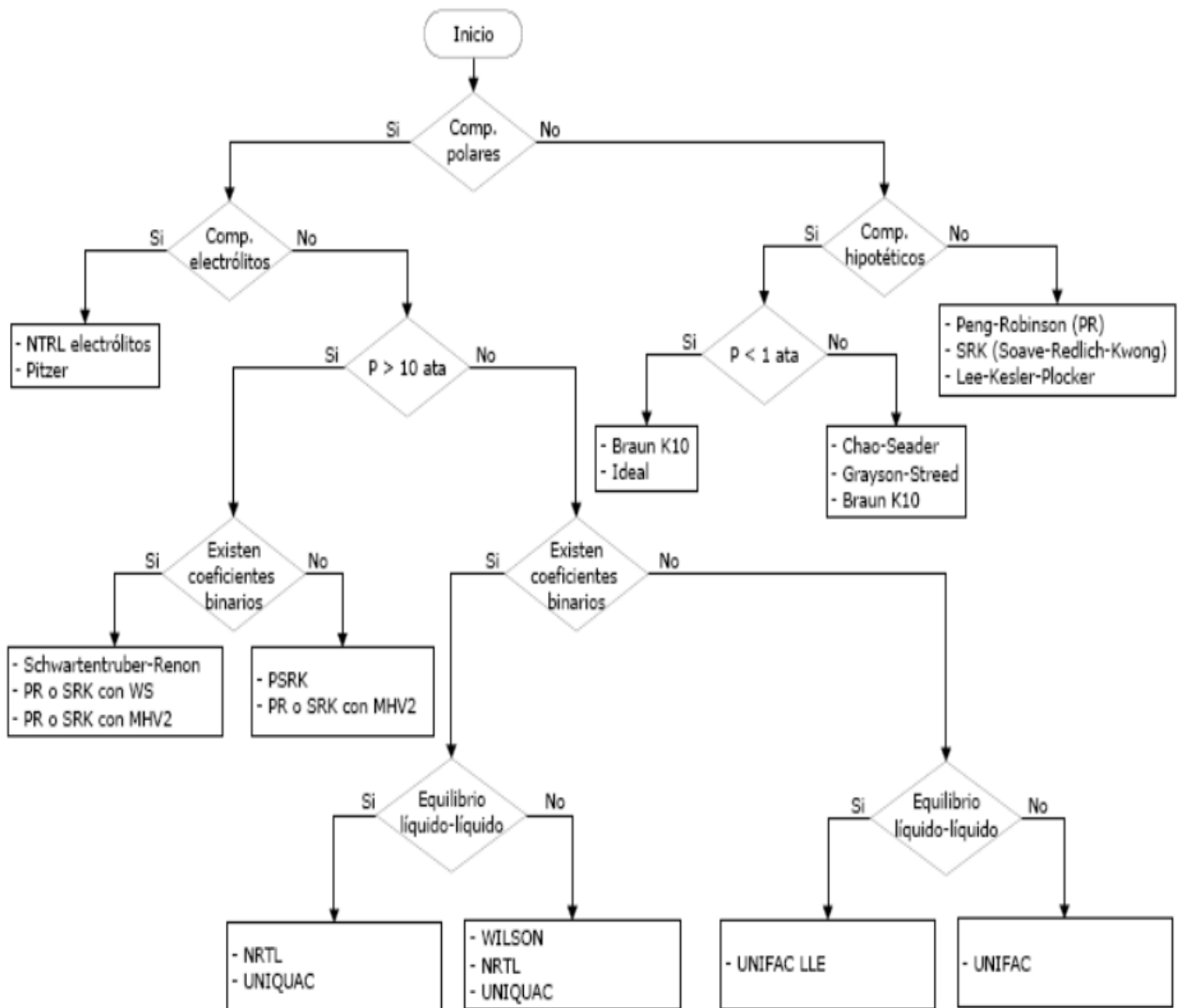
59. Taherzadeh, M. J., Karimi, K. (2007a) Acid-based hydrolysis processes for ethanol from lignocelulosic materials: a review. *Bio Resources*, 2, 472-499
60. Taherzadeh, M. J., Karimi, K. (2007b) Enzyme-based hydrolysis processes for ethanol from lignocelulosic materials: a review. *Bio Resources*, 2,(4) 707-738
61. Tikkanen, M., Soursa, M., Aro, M.E (2009) The flow of solar Energy to biofuel feedstock via photosynthesis. Review: *International sugar Journal*. Volume CXI issue No1323, March 2009.
62. Triana, F.R. (2011) Deslignificación alcalina de marabú pretratado con Glicerol. Tesis de grado en opción al título de Ingeniero Químico. Departamento de Química e Ingeniería Química, Universidad de Matanzas “Camilo Cienfuegos”. Matanzas, Cuba.
63. Turton, R. (1997) Engineering Economic Analysis of Chemical processes, section 1.1997.
64. Ulrich, Gael. D. (1985). A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics. Wiley, New York. Chapter 5.
65. Walas, M. S. (1990) Chemical Process Equipment Selection and Design Published by Butterworth-Heinemann, Boston, 1990, Heuristics in Chemical Engineering.
66. Wyman, C. (2008) Cellulosic ethanol: a unique sustainable liquid transportation fuel. *MRS Bulletin*. 33, 381-383.
67. Yang, B., Wyman, C.E. (2008). Pretreatment: the key to unlocking low-cost cellulosic ethanol. *Biofuels, Bioprod. Bioref.* 2, 26-40.
68. Yu, J., Zhang, X., Tan, T. (2008) Ethanol production by solid state fermentation of sweet sorghum using thermo tolerant yeast strain: Fuel processing technology (2008)1056 - 1059
69. Zaldivar, J., Nielsen, J., Olsson. (2001)Fuel ethanol production from lignocellulose: A Challenge for metabolic engineering and process integration. *Appl Microbiol Biotechnol* (2001) 56:17-34
70. Zhang YHP, Lynd LR. Toward an aggregated understanding of enzymatic hydrolysis of cellulose: noncomplexed cellulase systems. *Biotechnol Bio eng* 2004; 88:797–824.



Anexo 1: Árbol de decisión de Carlson.

ÁRBOL DE DECISIÓN DE CARLSON

Selección del modelo termodinámico





Anexo 2: Tabla 1, Especificaciones del reactor de banco que se escoge como modelo para el escalado de los reactores del proceso propuesto.

Series 4520 Pressure Reactor System Specifications				
Shaded bar indicates specifications that change within series.				
Model Number	4523	4524	4525	4526
Sizes, mL	1000	2000	1000	2000
Maximum Pressure	1900 psi (131 bar)			
Maximum Temperature				
with FKM O-ring	225 °C			
with FFKM O-ring	275 °C			
with PTFE Flat Gasket	350 °C			
Vessel Style	Fixed Head		Moveable	
Reactor Mounting	Bench Top			
Closure	Split-Ring (6 Cap Screws)			
High Pressure Closure	Split-Ring (12 Cap Screws)			
Valve Connections	1/8" Male NPT			
Magnetic Stirrer, Model No.	A1120HC6			
Maximum Torque	16 Inch-Pounds			
Impeller(s), 6 blades	2.28" dia.			
Pressure Gage, Size	4.5 inches			
Range	0-2000 psi (140 bar)			
Temperature Measurement	Thermowell			
Cooling Coil	Serpentine or Spiral			
Stirrer Motor	1/8 hp variable speed			
Vessel Dimensions				
Inside Diameter, inches	4.00			
Inside Depth, inches	6.6	10.5	6.6	10.5
Weight of Vessel, pounds	28	32	32	36
Reactor Dimensions				
Width, inches w/o Controller	17			
Depth, inches	24			
Height, inches	38*	48	38*	48
Weight, pounds	125	130	120	125



Anexo 3: Método del Costo del Módulo Simple

El Método del Costo del Módulo Simple (en inglés *Bare Module Cost*) se basa en calcular el costo del módulo simple del equipamiento.

$$CBM = FBM \bullet Cp$$

Donde:

CBM: Módulo simple del equipamiento: Costos directos e indirectos para cada unidad.

FBM: Factor de costo del módulo simple. Considera los costos directos e indirectos más los materiales de construcción y las presiones de operación.

Cp: Costo de adquisición del equipo para las condiciones básicas.

Los costos directos considerados son:

- a) Costo de adquisición del equipo en el lugar del fabricante.
- b) Materiales requeridos para la instalación: incluye tuberías, aislantes, protección al fuego, cimientos y soportes, instrumentación y electricidad y pintura, asociada con el equipo.
- c) Mano de obra para instalar el equipo y materiales.

Los costos indirectos considerados (Ulrich, 1985), son:

- a) Transporte, seguros e impuestos. Incluye todos los costos de transportación de equipos y materiales hasta la planta, los seguros e impuestos aplicables.
- b) Sobrecargas de construcción: Incluye los beneficios tales como vacaciones, enfermedad, seguridad social, seguro de desempleo y los salarios y sobrecargas del personal supervisor.
- c) Gastos del contratista de ingeniería: Incluye los salarios y sobrecargas para el personal de ingeniería, dibujo y proyectos.

El factor de costo del módulo simple (FBM) se obtiene por:

FM: Factor de materiales que considera el material de construcción.



FP: Factor de presión que considera las altas presiones de operación.

Con FM y FP se determina el valor de FBM en el gráfico correspondiente.

Costo total del módulo (CTM):

Incluye los costos de contingencia y servicios:

- a) Contingencia: Un factor para cubrir circunstancias imprevistas como pérdidas de tiempo por tormentas o accidentes, pequeños cambios en el diseño, incrementos de precios imprevistos, etc. Se estima en un 15 % del costo del módulo simple.
- b) Servicios del contratista: Varía según el tipo de planta y otros factores. Se estima en un 3% del costo del módulo simple.

$$CTM = 1,18 \bullet \Sigma CBmi$$

Costo del “Campo de hierbas” CGR

Incluye los costos de facilidades auxiliares: desarrollo del lugar, construcciones auxiliares, exteriores y utilidades.

El costo de facilidades auxiliares se estima en un 35 % del costo del módulo simple.

$$CGR = 0,35 \bullet \Sigma CBMi$$

donde

Σ CBMies la sumatoria del costo de cada módulo.

Se aplica cuando se comienza la construcción en un lugar sin desarrollar, es decir en un “campo de hierbas”.

**Anexo 4: Metodología propuesta por Turton (2009) para la estimación del costo de operación de un nuevo proceso.**

El costo de operación (COM) puede ser estimado cuando los costos siguientes son conocidos o han sido estimados:

1. Capital Fijo Invertido (FCI)
2. Costo de Mano de Obra (C_{OL})
3. Costo de Utilidades (C_{UT})
4. Costo de Materia Prima (C_{RM})

El costo de operación se determina como:

$$COM = DMC + FMC + GE$$

Donde,

DMC: costos directos de operación

FMC: costos fijos de operación

GE: gastos generales de operación

El costo de mano de obra se determina:

$$C_{OL} = (Sal)OL$$

Donde,

Sal: salario anual, CUC/año

OL: número de operadores necesarios

$$OL = 4,5N_{OP}$$

Donde,

N_{OP} : número de operadores por equipos



En la tabla siguiente se muestra la cantidad de operadores requeridos por equipos de procesos.

Tabla 1: Operadores requeridos por equipos de procesos

Equipos	Operadores
Evaporadores	0,3
Vaporizadores	0,05
Hornos	0,5
Ventiladores	0,05
Compresores	0,15
Intercambiadores de calor	0,1
Columnas	0,35
Tanques	0,0
Bombas	0,0
Reactores	0,5

Tabla 2: Factores para estimar el costo de operación

1 – Costos directos de operación (DMC)		
	Descripción	Costo
A	Materia prima	C_{RM}
B	Utilidades	C_{UT}
C	Mano de obra	C_{OL}
D	Supervisión	$(0,1 - 0,25) C_{OL}$
E	Mantenimiento	$(0,02 - 0,1) FCI$
F	Suplementos operacionales	$(0,1 - 0,2) (FCI)$
G	Laboratorio	$(0,1 - 0,2) C_{OL}$
H	Patentes y marcas	$(0 - 0,06) COM$
2 – Costos fijos de operación (FMC)		
A	Depreciación	$(0,05 - 0,1) FCI$
B	Impuestos y seguros	$(0,014 - 0,05) FCI$
C	Sobrecargos	$(0,5 - 0,7) (1D+1E+1F)$



3 – Gastos generales de operación (GE)		
A	Administración	0,15 (1D+1E+1F)
B	Distribución y ventas	(0,02 – 0,2) COM
C	Investigación y desarrollo	0,05 COM

Anexo 5: Indicadores de la eficiencia económica de inversión.

Retorno de la inversión (Ri)

Es una proporción en la que se compara el importe de los ingresos derivados de una inversión con el costo de la misma. Para calcular el retorno de la inversión, el beneficio (rentabilidad) de una inversión se divide entre el costo de la inversión, el resultado se expresa como un porcentaje o una proporción. (Bueno, Cruz y Durán, 1990).

$$Ri = \frac{G+A}{I} \bullet 100$$

Donde

Ri: Retorno de la inversión (%/año)

G: Ganancia o beneficio bruto (\$/a)

A: Amortización (\$/a)

I: Inversión (\$)

Plazo de recuperación de la inversión (PRI)

Es un criterio de valoración de inversiones que permite seleccionar un determinado proyecto en base a cuánto tiempo se tardará en recuperar la inversión. Por su facilidad de cálculo y aplicación, el período de recuperación de la inversión es considerado un indicador que mide tanto el pago del proyecto como también el riesgo relativo ya que permite anticipar los eventos en un corto plazo. Es importante tener en cuenta que este indicador permite optimizar el proceso de toma de decisiones. (Bueno, Cruz y Durán, 1990).



$$PRI = \frac{I}{G}$$

Donde

PRI: plazo de recuperación de la inversión (año)

G: Ganancia o beneficio bruto (\$/a)

I: Inversión (\$)

Valor Actual Neto (VAN)

El valor actual neto, más conocido por las siglas VAN, es una medida de los excesos o pérdidas en los flujos de caja, todo llevado al valor presente (el valor real del dinero cambia con el tiempo). Es por otro lado una de las metodologías estándar que se utilizan para la evaluación de proyectos.

El VAN, o NPV (de las siglas en inglés *Net Present Value*), en términos matemáticos, es equivalente a la sumatoria de los movimientos de fondos en cada año con respecto al interés actual vigente (i).

El VAN puede expresarse como un índice de rentabilidad. Una vez realizado el proyecto de inversión un valor de VAN positivo, indica rentabilidad en el proyecto. Entre dos o más proyectos, el más rentable es el que tenga un VAN más alto. Un VAN nulo significa que se pagan los intereses pero no hay ganancia, (Peters y Timmerbaus, 1991).

$$VAN = S_0 + \frac{S_1}{(1+i)^1} + \frac{S_2}{(1+i)^2} \dots \dots \dots + \frac{S_n}{(1+i)^n}$$

Donde:

VAN: Valor actual neto (\$)

S: Movimiento de fondos (\$)

i: Interés (%) (10%)



Tasa interna de rentabilidad (TIR)

La tasa interna de retorno o tasa interna de rentabilidad de una inversión (en inglés IRR, *Internal Rate of Return*) está muy relacionada con otra metodología clásica, el valor actual neto (VAN). Se utiliza para decidir sobre la aceptación o rechazo de un proyecto de inversión. Para ello, la TIR se compara con una tasa mínima o tasa de corte, el coste de oportunidad de la inversión. Si la tasa de rendimiento del proyecto expresada por la TIR- supera la tasa de corte, se acepta la inversión; en caso contrario, se rechaza.

Matemáticamente, la TIR es la tasa de descuento que iguala el VAN a cero. Por tanto, un proyecto de inversión crea valor cuando su VAN es superior a cero o cuando su TIR es superior al coste de capital del inversor. El concepto de coste de capital puede explicarse de forma simplificada como el umbral de rentabilidad mínima exigida por el inversor (umbral que se sitúa en su coste de financiación).

La TIR permite discriminar entre distintos proyectos de inversión, siempre que se tiene el mismo coste de capital para todos ellos. (Peters y Timmerbaus, 1991).

$$TIR = i_p - \frac{VAN_p (i_p - i_n)}{VAN_p - VAN_n}$$

Donde:

TIR: Tasa interna de retorno (%)

i_p : Interés para el cual el VAN se hace positivo (\$)

VAN_p : Valor actual neto positivo (\$)

VAN_n : Valor actual neto negativo (\$)

i_n : Interés para el cual el VAN se hace negativo (\$)

**Anexo 6: Indicadores de la eficiencia económica de la producción.**

Los principales indicadores de la eficiencia económica de la inversión son:

Costo de Producción (Cp)

El costo de producción es el conjunto de gastos económicos en que se incurre en una planta de procesos industriales, durante un período de tiempo dado como consecuencia de la utilización de recursos materiales y humanos que tienen lugar durante el proceso de elaboración de los productos terminados. El costo de producción está constituido por los siguientes elementos o componentes: (i) Costo de la materia prima, (ii) Costo de los materiales de producción, (iii) Costo de mantenimiento o reparación, (iv) Costo de la fuerza de trabajo, (v) Depreciación, (vi) Costo de facilidades auxiliares, (vii) Costo de suministro de operación, (viii) Costos de laboratorios, (ix) Costos generales, (x) Costos de administración o dirección (Portuondo, 1985).

$$CP = CF + CV$$

Donde

Cp: Costo de producción total (\$/a)

Cf: Costos fijos (\$/a)

Cv: Costos variables (\$/a)

Ganancia (G)

La ganancia económica de producción es la diferencia existente entre el dinero que se obtiene por la venta de la producción y el costo de elaboración de una producción terminada, es decir, el costo de producción. Desde un punto de vista matemático la ganancia económica de la producción viene dada por la diferencia entre el valor de producción y el costo de producción (Brizuela, 1987).

$$G = V_p - C_p$$

Donde

G: ganancia o beneficio bruto (\$/a)



Vp: Valor de producción (\$/a)

Cp: Costo de producción total (\$/a)

Rentabilidad (Rn)

La rentabilidad sintetiza de forma más plena la elevación de la eficiencia de la producción social, ya que integra la influencia de las tareas para la reducción de los costos y la elevación de la efectividad en la utilización en los fondos productivos, que son los factores materiales del proceso de producción y están constituidos por los fondos básicos productivos y los medios de rotación normados. (Portuondo, 1983)

$$Rn = \frac{G}{C_p} \bullet 100$$

Donde

Rn: rentabilidad porcentual (%)

G: ganancia o beneficio bruto (\$/a)

Cp: Costo de producción total (\$/a)

Costo por peso (cpx)

El costo por peso caracteriza el volumen de los gastos de producción y se calcula como la relación entre el costo de producción y el valor de la producción, expresándose ambas magnitudes en iguales unidades de medidas. Lo más favorable es que el costo por peso sea lo menor posible (Portuondo, 1983).

$$C/\$ = CP/VP$$

Donde

C/\$: Costo por peso de producción (debe ser <<1)

Vp: Valor de producción (\$/a)

Cp: Costo de producción total (\$/a)

