

**ANÁLISIS EXERGÉTICO Y AMBIENTAL DEL USO DE RESIDUOS
INDUSTRIALES DE LA PALMA AFRICANA PARA LA OBTENCIÓN DE
ETANOL**

JOHANA ARDILA SANABRIA

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

2013

**ANÁLISIS EXERGÉTICO Y AMBIENTAL DEL USO DE RESIDUOS
INDUSTRIALES DE LA PALMA AFRICANA PARA LA OBTENCIÓN DE
ETANOL**

JOHANA ARDILA SANABRIA

Trabajo de grado presentado para optar al título de Ingeniero Químico

Director

Dr. Sc Viatcheslav Kafarov

Profesor titular Universidad Industrial de Santander

Co-Director

Ing. Diego Armando Martínez Merlano

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

2013

A mis padres y hermanas por su apoyo y amor incondicional durante toda mi vida. A Diego Martínez por su incansable paciencia y toda la dedicación que hizo posible la culminación de este proyecto. A mis amigos, con quienes he compartido inolvidables momentos. Con inmenso cariño y satisfacción dedico los logros alcanzados a todos aquellos que me hicieron parte de sus vidas.

TABLA DE CONTENIDO

INTRODUCCIÓN	18
1. METODOLOGÍA	21
1.1 SIMULACIÓN DEL PROCESO	21
1.1.1 DESCRIPCIÓN DE LA SIMULACIÓN	21
1.1.2 ETAPAS DEL PROCESO	22
1.1.2.1 Pretratamientos.....	23
1.1.2.2 Hidrólisis enzimática	27
1.1.2.3 Fermentación	28
1.1.2.4 Purificación	30
1.2 ANÁLISIS ENERGÉTICO Y EXERGÉTICO.....	32
1.2.1 Relación Neta de Energía	32
1.2.2 Análisis exergético	33
1.2.2.1 Especificaciones de los volúmenes de control.....	15
1.2.2.2 Ambiente de referencia del sistema	33
1.2.2.3 Simplificaciones	33
1.2.2.4 Balances de exergía y destrucción de exergía	33
1.2.2.5 Eficiencia exergética	36

1.3 ANÁLISIS CICLO DE VIDA	36
1.3.1 Objetivo y alcance del estudio.....	36
1.3.2 Alcance del estudio	36
1.3.2.1 Sistemas estudiados	36
1.3.2.2 Unidad funcional	37
1.3.2.3 Límites del sistema	37
1.3.2.4 Inventarios para la producción de etanol	38
1.3.3 Evaluación del impacto ambiental	39
2. ANALISIS DE RESULTADOS	40
2.1 Rendimientos	40
2.2 Análisis energético y exergético	41
2.3 Interpretacion del acv	45
CONCLUSIONES.....	45
REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS	46
BIBLIOGRAFIA.....	52
ANEXOS	56

LISTA DE TABLAS

<i>Tabla 1. Compuestos hipotéticos utilizados para las simulaciones.</i>	16
<i>Tabla 2. Conversiones alcanzadas con los pretratamientos de la ruta 1.</i>	19
<i>Tabla 3. Conversiones alcanzadas con el pretratamiento de la ruta 2</i>	21
<i>Tabla 4. Conversiones alcanzadas con el pretratamiento de la ruta 3</i>	22
<i>Tabla 5. Condiciones de operación de hidrólisis enzimática para las rutas seleccionadas</i>	23
<i>Tabla 6. Condiciones de operación de fermentación para las rutas seleccionadas</i>	24
<i>Tabla 7. Especificaciones de operación para el montaje de la primera torre</i>	25
<i>Tabla 8. Especificaciones de operación para el montaje de la segunda torre</i>	26
<i>Tabla 9. Producción de etanol por las rutas simuladas.</i>	35
<i>Tabla 10. Comparación de rendimientos para las tres rutas</i>	36
<i>Tabla 11. Relación de energía neta de los procesos</i>	37

LISTA DE FIGURAS

<i>Figura 1. Esquema general de las etapas del proceso.</i>	17
<i>Figura 2. Etapa de pretratamiento Ácido Diluido/Alcalino simulado en Aspen HYSYS.</i>	20
<i>Figura 3. Etapa de pretratamiento Organosolv simulado en Aspen HYSYS</i>	21
<i>Figura 4. Etapa de pretratamiento Explosión de vapor simulado en Aspen HYSYS</i>	22
<i>Figura 5. Etapa de Hidrólisis enzimática simulada en Aspen HYSYS</i>	23
<i>Figura 6. Etapa de Fermentación simulada en Aspen HYSYS</i>	25
<i>Figura 7. Etapa de Purificación simulada en Aspen HYSYS</i>	27
<i>Figura 8. Esquema del balance exergético en un equipo</i>	29
<i>Figura 9. Límites del proceso de obtención de etanol</i>	32
<i>Figura 10. Eficiencia exergética por etapas de las rutas simuladas.</i>	37
<i>Figura 11. MJ de exergía destruida/kg de etanol obtenido en los tres pretratamientos</i>	39
<i>Figura 12. Perfil ambiental usando SimaPro®</i>	40
<i>Figura 13. Contribuciones de impactos por categorías para ácido-base</i>	41
<i>Figura 14. Contribuciones de impactos por categorías para organsolv</i>	42
<i>Figura 15. Contribuciones de impactos por categorías para explosión de vapor</i>	42
<i>Figura 16. Consumo de agua en los tres procesos</i>	44
<i>Figura 17. Ciclo PSA</i>	63

LISTA DE ANEXOS

<i>Anexo A. Especificaciones de las simulaciones de las rutas tecnológicas seleccionadas</i>	57
<i>Anexo B. Especificaciones análisis exergético</i>	64
<i>Anexo C. Análisis impacto ambiental</i>	75

RESUMEN

TITULO: Análisis exergético y ambiental del uso de residuos industriales de la palma africana para la obtención de etanol.*

AUTOR: Johana Ardila Sanabria**

PALABRAS CLAVES: Bioetanol, Biomasa lignocelulósica, eficiencia exergética, impactos ambientales.

DESCRIPCIÓN: El presente trabajo consiste en la evaluación del análisis exergético y ambiental para la obtención de etanol a partir de raquis de palma africana mediante tres rutas tecnológicas, en el cual se obtuvieron las eficiencias exergéticas en cada etapa del proceso y los impactos ambientales generados en cada una de las rutas.

La metodología llevada a cabo fue primero la recolección de datos para los procesos mediante revistas científicas y bases de datos. Segundo la simulación de los procesos en el software Aspen HYSYS, en donde se debieron crear compuestos hipotéticos como la glucosa, xilosa, celulosa y hemicelulosa ya que no se encuentran en la base de datos del programa, la selección del paquete termodinámico adecuado NRTL extendido y finalmente la entrada de datos como flujos, temperaturas y presiones de operación tomando como flujo de alimentación 2239,59 kg/h en base seca. A partir de los datos termodinámicos obtenidos se desarrollaron balances energéticos y exergéticos en cada uno de los equipos que conforman dichos procesos definiendo como sistema de referencia 25 °C y 1 atm. y por último, la metodología del análisis de ciclo de vida se aplicó las normas ISO 14040-14044 y la utilización del método EDP 2007 que evalúa los impactos ambientales mediante seis categorías: El calentamiento global, el agotamiento de la capa de ozono, oxidación fotoquímica, acidificación, eutrofización y combustibles no renovables.

Los resultados obtenidos muestran una producción de bioetanol a 99,5% de pureza, el pretratamiento de la ruta ácido-base tiene la mayor eficiencia exergética igual a 53,38% y la menor irreversibilidad con 192,16 MJ/kg de etanol. Por otro lado, la ruta de explosión de vapor es el proceso con menores cargas ambientales generadas en las categorías evaluadas.

* Trabajo de grado

**Facultad de ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química. Director: Dr. Viatcheslav Kafarov. Co-Director: Ing. Diego Martínez.

ABSTRACT

TITLE: Exergy and environmental analysis using industrial residues from African palm to obtaining ethanol.*

AUTHOR: Johana Ardila Sanabria**

KEY WORDS: Bioethanol, lignocellulosic biomass, exergetic efficiency, environmental impacts.

DESCRIPCIÓN: The present work consists of the exergy and environmental analysis evaluation to obtaining ethanol from empty fruit bunches (EFB) through three technological routes, which had obtained the exergetic efficiency for each stage of the process and the environmental impacts generated in each route.

The methodology used was, first the data collection for all the processes through scientific articles and databases. Second, the simulation using the software Aspen HYSYS, which had created hypothetical compounds like glucose, xylose, cellulose and hemicellulose because they hadn't found in the software database, the appropriate thermodynamic package selection (it was used NRTL extended) and finally as data entry flows, temperatures and pressures of operation taking as feedstock 2239,59 kg/h EFB dry basis. From thermodynamic data obtained the exergy energy balances were developed in each of the process equipment, the reference system was defined at 25 ° C and 1 atm, later, the methodology of life cycle assessment was applied ISO standards 14040-14044 and used the EDP 2007 method that evaluates the environmental impacts by six categories: global warming, ozone depletion potential, photochemical oxidation, acidification, eutrophication and non renewables.

The results obtained showed a bioethanol production of 99,5% purity. Acid-alkaline pretreatment had the major exergetic efficiency equivalent 53,38% and the lowest irreversibilities of 192,16 MJ/kg de ethanol. By the other side, steam explosion route was the best environmental process due to the low environmental loads generated in the evaluated categories.

* Bachelor Degree Project.

**Physicochemical Engineering College. Chemical Engineering Department. Director: Dr. Viatcheslav Kafarov. Co-Director: Ing. Diego Martínez.

INTRODUCCIÓN

En las últimas décadas han tomado gran importancia todos los aspectos y factores que inciden en la contaminación ambiental de nuestro planeta, lo que ha permitido la búsqueda y desarrollo de nuevas fuentes de energía capaces de disminuir el calentamiento global [1]. Por consiguiente, el objetivo principal ha sido el desarrollo de procesos que no solo sean económicamente rentables sino que también puedan ser considerados, desde todo punto de vista, sustentables [2].

La gran mayoría de los países del mundo, desarrollados y en vía de desarrollo, actualmente invierten grandes recursos económicos en reducir la dependencia de los combustibles fósiles a través de los combustibles renovables. Los biocombustibles derivados de la biomasa, principalmente bioetanol y biodiesel, se ha visto beneficiados de las políticas implementadas a nivel mundial, y en Colombia no ha sido la excepción. A nivel nacional, los biocombustibles han sido incentivados bajo el precepto de un combustible limpio y el motor de desarrollo socio-económico del sector agrícola [3].

En el caso particular del bioetanol, Colombia ha incrementado drásticamente su producción, pasando de 255,84 millones de litros en el año 2008 a 362,14 millones de litros en el año 2012 [4]. El 98% del bioetanol producido y comercializado en el país es producido a partir de la caña de azúcar, por ingenios azucareros que inicialmente solo se dedicaban a la producción de azúcares con fines alimenticios. A la fecha, existen 5 plantas productoras de etanol anhidro, la mayoría ubicadas en el valle del río Cauca. Según datos reportados por la federación colombiana de biocombustibles, en 29 de los 32 departamentos colombianos se distribuye una mezcla E8, y la meta para los

próximos años es alcanzar un porcentaje del 15% en todo el país. Sin embargo, un aumento en el porcentaje de mezcla implicaría la creación de nuevas plantas de producción o abrir las puertas a la importación de etanol desde Brasil; y los dos casos resultan ser complejos, ya que las nuevas plantas de producción, muy seguramente, utilizarían caña de azúcar como materia prima (aumentando el monocultivo) y la importación aumentaría la competitividad de Brasil en el mercado regional y global.

La producción de bioetanol de segunda generación podría ser una solución a las dos problemáticas planteadas, ya que se podría dar a uso a la biomasa residual de diferentes tipos cultivos del país, sin poner en peligro la producción alimenticia y manteniendo la competitividad del sector. La mayoría de los cultivos intensivos generan grandes volúmenes de biomasa residual, y el cultivo de palma africana no es la excepción [5]. Los grandes productores de aceite de palma en el mundo, como Malasia e Indonesia, están desarrollando procesos cuyos objetivos son el de convertir el raquis de palma en bioetanol a través de diferentes rutas tecnológicas, pero enfocados principalmente en el tratamiento bioquímico de este material [6]. Colombia tiene un gran potencial para la producción de bioetanol a partir de raquis de palma, pero la duda sobre el potencial de este tipo de procesos se fundamenta en su sostenibilidad energética y ambiental, por lo cual se hace necesario el desarrollo de estudios que validen los beneficios de su futura implementación [7].

El principal reto técnico en la producción de etanol de segunda generación es el pretratamiento de la biomasa [8], el cual tiene como objetivo desintegrar la matriz de celulosa, hemicelulosa y lignina para buscar disminuir la cristalinidad de la celulosa y que ésta sea susceptible a un posterior ataque enzimático que la convierta en azúcares fermentables.

El objetivo de este trabajo consistió en evaluar la eficiencia energética y exergética, así como los impactos ambientales de tres procesos de producción de bioetanol a partir de raquis de palma. Los tres procesos mantienen un alto grado de similitud, ya que la diferencia más significativa se presenta en los pretratamientos evaluados: pretratamiento ácido-base, pretratamiento con organosolv y pretratamiento con explosión de vapor. Las etapas posteriores a cada pretratamiento se mantuvieron similares en todos los procesos. Para la consecución del objetivo planteado, los procesos fueron simulados en Aspen HYSYS, se desarrollaron balances energéticos y exergéticos en cada uno de los equipos que conforman dichos procesos y por último, se aplicó la metodología del análisis de ciclo de vida para la evaluación de los impactos ambientales.

1. METODOLOGÍA

1.1 SIMULACIÓN DEL PROCESO

1.1.1 DESCRIPCIÓN DE LA SIMULACIÓN

Las simulaciones de los tres procesos de producción de etanol: (i) pretratamiento secuencial ácido-alcalino, (ii) pretratamiento de organosolv, y (iii) pretratamiento con explosión de vapor fueron llevadas a cabo en el software de procesos Aspen HYSYS® V.7.3. Los tres procesos fueron simulados en estado estacionario. La mayoría de los compuestos utilizados en los procesos no se encontraron disponibles en la base de datos del software, por esta razón, fue necesario incluirlos como compuestos hipotéticos a partir de información reportada en la literatura, relacionada principalmente con sus respectivos pesos moleculares, temperatura de ebullición, densidad, entre otros (Ver ANEXO A.2). Los azúcares simples, como la glucosa y la xilosa, se introdujeron como compuestos líquidos, mientras los polisacáridos complejos fueron ingresados como compuestos sólidos [9]. La tabla 1 muestra la fórmula reducida de los compuestos hipotéticos y el estado de agregación utilizado.

Tabla 1. Compuestos hipotéticos utilizados para las simulaciones.

Compuestos	Formula	Estado
Celulosa	$C_6H_{10}O_5$	Sólido
Hemicelulosa	$C_5H_8O_4$	Sólido
Lignina	$C_{10}H_{18}O_3$	Sólido –
Cenizas	$C_{0,5}HO_{0,5}$	Sólido
Glucosa	$C_6H_{12}O_6$	Líquido
Xilosa	$C_5H_{10}O_5$	Líquido
Celulasa	$CH_{1,57}N_{0,29}O_{0,31}S_{0,007}$	Sólido

Microorganismos (S. Cerevisiae, M. Indicus)	$C_{1,8}O_{0,5}N_{0,2}$	Sólido
Cal	$Ca(OH)_2$	Sólido
Yeso	$CaSO_4$	Sólido

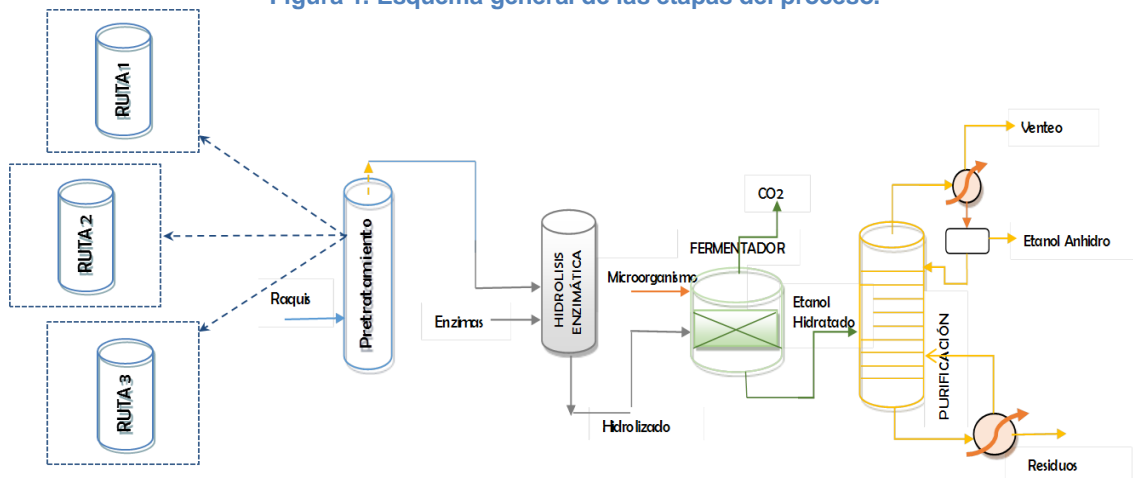
*Fuente: NREL Database (1996) [9].

El modelo termodinámico utilizado para la fase líquida fue Extended NRTL (Non-Randoms Two Liquids) debido a que es apropiado para modelar el comportamiento de la mezcla etanol-agua [10]. Para la fase vapor, se utilizó la ecuación de Redlich Kwong, por ser una modificación de la ecuación de Van der Waals para describir con mayor certeza el comportamiento de los gases [11].

1.1.2 ETAPAS DEL PROCESO

Cada uno de los tres procesos se dividió en cuatro etapas principales: Pretratamiento, Hidrólisis enzimática, fermentación y purificación. La diferencia sustancial entre los procesos analizados se encuentra en la etapa de pretratamiento, la cual condiciona los flujos y conversiones en las etapas posteriores. La figura 1 muestra las etapas principales de cada uno de los procesos bajo estudio.

Figura 1. Esquema general de las etapas del proceso.



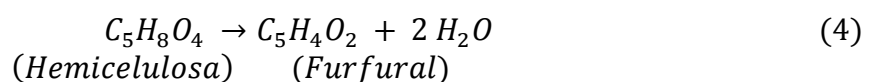
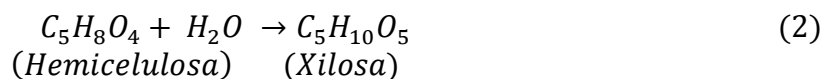
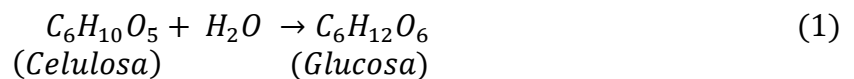
Fuente: El autor.

Los tres procesos o rutas tecnológicas fueron diseñados para manejar un flujo de raquis seco de 2239,59 kg/h. La etapa de secado no fue tenida en cuenta ya que se supuso el mismo procedimiento de secado en todos los casos. El raquis de palma fue ingresado como una mezcla del 15,47% de celulosa, 11,73% de hemicelulosa, 7,14% de lignina, 0,67 % de cenizas y 65% de humedad, información reportada por Cardona et al. (2009) [10].

1.1.2.1 Pretratamientos

Los pretratamientos bajo estudio, ácido diluido, explosión de vapor y solventes orgánicos (organosolv) fueron seleccionados, debido a que según estudios anteriores, son los que mejores resultados han obtenido debido a su amplia aplicabilidad a la biomasa y sus altos rendimientos [12,13]. (Las condiciones de operación para las tres rutas se encuentran resumidas en ANEXO A.3)

Para la simulación de los pretratamientos, se utilizaron reactores de conversión, en los cuales se tuvieron en cuenta las reacciones que se muestran a continuación [11]:



1.1.2.1.1 Ruta 1: *Ácido diluido/álcalis*

La biomasa seca fue tratada con una solución de ácido sulfúrico al 1% (v/v), la cual fue calentada a una temperatura de 121 °C y 1 atm de presión. La razón másica sólido/líquido utilizada fue de 1/9 [14]. El pretratamiento con ácido diluido tuvo como objetivo principal permitir la solubilización y transformación de hemicelulosa a xilosa a partir de la ecuación (2), en la cual se obtuvo una conversión del 83% [14]. Luego del pretratamiento ácido, el material resultante fue llevado a un taque de purga y la biomasa pretratada fue lavada con agua, con el fin de reducir la concentración del catalizador (ácido). Luego, la fase líquida fue separada de la fase sólida. La fase sólida, compuesta principalmente por los componentes sin reaccionar, fue enviada al segundo pretratamiento, mientras que la fase líquida, con contenido de xilosa, fue enviada a un reactor de neutralización, donde su contenido de ácido sulfúrico fue neutralizado con cal. El CaSO_4 , insoluble en agua, fue separado de la solución y el resto de la corriente líquida fue enviada al reactor de fermentación de xilosas (C5). La corriente sólida proveniente del lavado fue enviada al pretratamiento alcalino, en el cual se utilizó una solución de NaOH al 40% (p/p) a condiciones atmosféricas. La razón másica sólido-líquido durante este pretratamiento fue 1:4 [14,15]. El objetivo de este pretratamiento fue la deslignificación, gracias a la solubilidad de la lignina con el hidróxido de sodio a condiciones normales [15].

Tabla 2. Conversiones alcanzadas con los pretratamientos de la ruta 1.

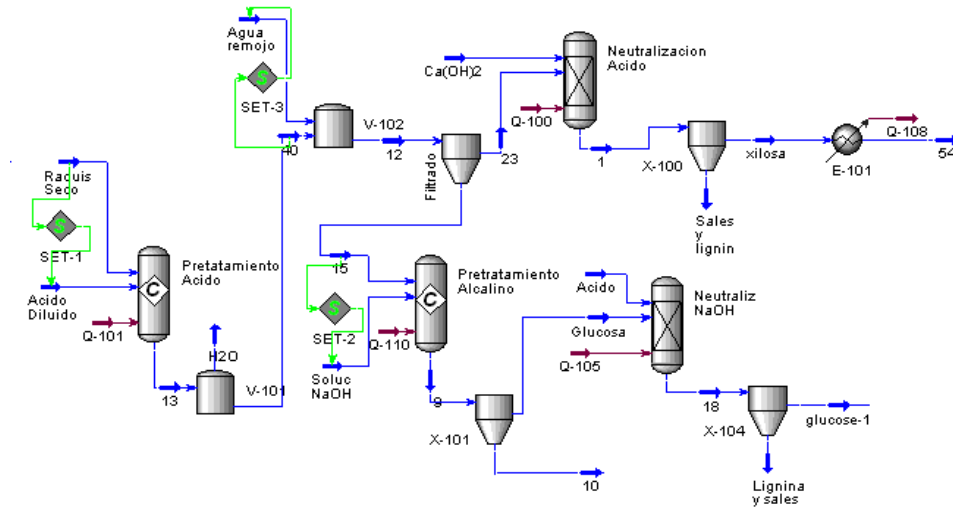
Conversión (%)	Ácido Diluido	Alcalino
Conv. Celulosa	6,8	11,60
Conv. Hemicelulosa	83	-
Deslignificación	19,8	55,84
Formación Furfural	3	-

Fuente: Kim et al. (2012) [14].

La tabla 2 muestra las conversiones utilizadas para el montaje del pretratamiento secuencial ácido-base. Posteriormente, el material pretratado

fue enviado a una etapa de neutralización, en la cual se utilizó ácido sulfúrico al 98% (p/p) para neutralizar el NaOH, y de esta manera precipitar la lignina que se encontraba dispersa en el medio acuoso.

Figura 2. Etapa de pretratamiento Acido Diluido/Alcalino en Aspen HYSYS.



Fuente: EL AUTOR.

1.1.2.1.2 Ruta 2: Solventes orgánicos (Organosolv) catalizado con ácido

La biomasa seca fue llevada a las condiciones de operación en el reactor de conversión (160 °C, 1500 KPa) y mezclada con una solución etanol – agua en una razón volumétrica de 65:35 utilizando como catalizador ácido sulfúrico al 2% (p/p). La razón másica sólido-líquido fue 1:8 [16].

La mezcla pretratada fue calentada con el fin de recuperar el 90% de los solventes orgánicos y reciclarlos inmediatamente al reactor de pretratamiento y de esta manera reducir los requerimientos de insumos. El contenido de ácido sulfúrico en la corriente líquida requirió la neutralización con cal (al 40% p/p) y luego de retirar las sales, la corriente fue enviada de la etapa de fermentación de C5. La tabla 3 muestra las conversiones utilizadas para el montaje del pretratamiento Organosolv.

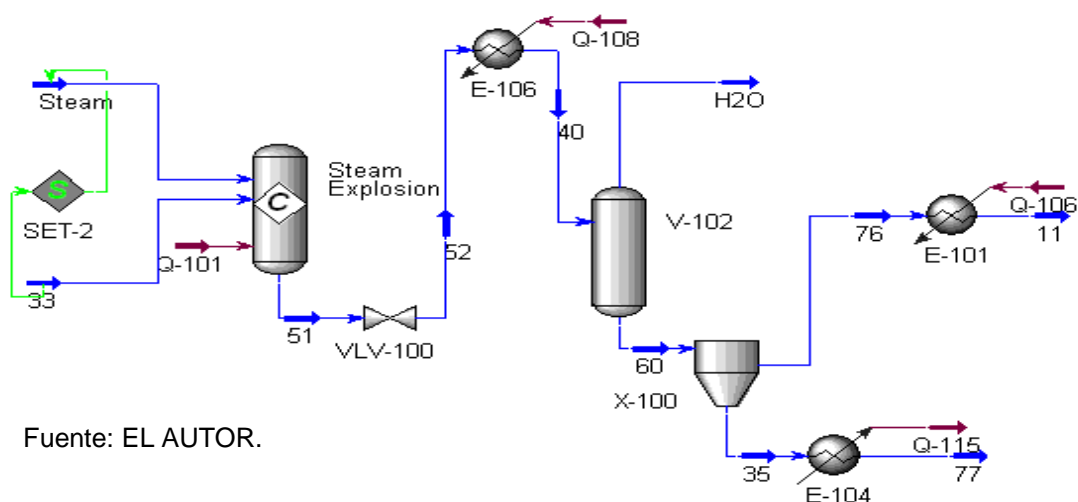
este pretratamiento fue la hidrólisis de la hemicelulosa a xilosa. La tabla 4 muestra las conversiones para el montaje de pretratamiento.

Tabla 4. Conversiones alcanzadas con el pretratamiento de la ruta 3

	Conversión (%)
Conv. Celulosa	8
Conv. Hemicelulosa	96
Deslignificación	2
Formación Furfural	2

Fuente: Baharuddin et al. (2012) [17].

Figura 4. Etapa de pretratamiento Explosión de vapor simulado en Aspen HYSYS



Fuente: EL AUTOR.

1.1.2.2 Hidrólisis enzimática

El material sólido pretratado en cada proceso fue enviado a la etapa de hidrólisis enzimática. En los tres procesos, la hidrólisis fue llevada a cabo mediante enzimas celulasas, las cuales atacan específicamente la celulosa para obtener glucosa y en un reactor específico para este pretratamiento (Separated Hydrolysis and Fermentation, SHF). Según Erdei et al. (2012) [18], la SHF presenta dos grandes ventajas, la primera se fundamenta en que la temperatura óptima de operación es independiente en cada etapa y la segunda

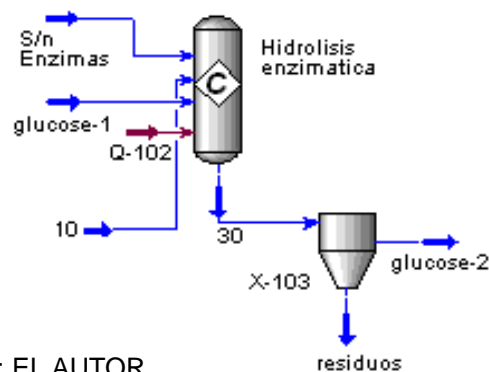
en que los microorganismos pueden ser reciclados después de la etapa de fermentación. La tabla 5 muestra las condiciones de operación de la hidrólisis enzimática después de cada pretratamiento. Por su parte, el esquema presentado en la Figura 5, es tomado de la ruta ácido-base, para representar la etapa.

Tabla 5. Condiciones de operación de hidrólisis enzimática para las rutas seleccionadas

	Carga enzimas [PFU/g Biomasa]	Conversión (%)	T_{op} [°C]
Acido Diluido	50	99	42
Organosolv	15	85	40
Explosión de vapor	85,32	37,76	50

Fuentes: Kim et al. (2012) [14], Chun Shen Goh et al. (2011) [16], Baharuddin et al. (2012) [17].

Figura 5. Etapa de Hidrólisis enzimática simulada en Aspen HYSYS

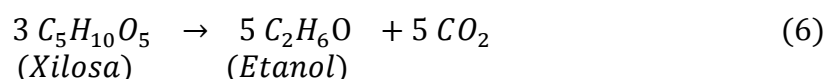
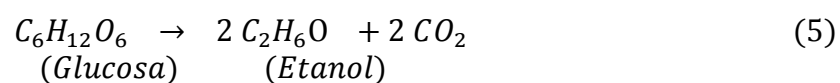


Fuente: EL AUTOR.

1.1.2.3 Fermentación

En todos los procesos se manejaron dos tipos de fermentaciones; la primera se enfocó en la fermentación de los azúcares C5 (xilosa), usando la cepa *M. Indicus*, de las corrientes líquidas resultantes después del pretratamiento. La segunda fermentación se enfocó en la conversión de glucosa (C6) proveniente de la hidrólisis enzimática. Para la fermentación de la glucosa se utilizó

S. Cerevisiae (Chen & Qiu, 2010 [19]). Las reacciones de fermentación usadas son las siguientes [11]:



Las condiciones óptimas y conversión para los microorganismos en cada fermentador se enlistan en la tabla 6.

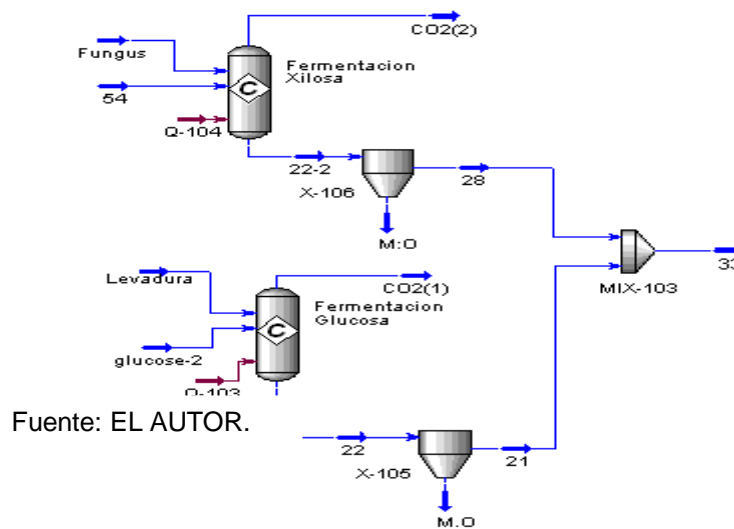
Tabla 6. Condiciones de operación de fermentación para las rutas seleccionadas

	Conversión (%)		T _{op} [°C]
	Glucosa	Xilosa	
Fermentador C₅	30	83,3	37
Fermentador C₆	98	12	32

Fuentes: Dien et al. (2003) [20], Chen & Qiu. (2010) [19].

La investigación sobre los efectos del rendimiento del etanol a partir de la concentración de inóculos fue llevada a cabo por Chen C.K et al (2007) [21], donde demuestran que la fuente de carbón contenida en la glucosa es suficiente para proveer los nutrientes al microorganismo en el proceso de fermentación. Por esta razón, se supuso que no se requerían añadir fuentes de carbono adicionales que además aumentan los costos de materia prima. El esquema presentado en la Figura 6 muestra el proceso de fermentación de C5 y C6.

Figura 6. Etapa de Fermentación simulada en Aspen HYSYS



1.1.2.4 Purificación

En esta etapa se planteó la utilización de diferentes equipos para la obtención de etanol con un alto grado de pureza. En primer lugar la corriente líquida, rica en etanol, agua, glucosa y xilosa fue enviada a una primera torre de destilación, cuyo objetivo fue concentrar el etanol en un intervalo de 40-60% (p/p). En la tabla 7 se encuentran las especificaciones de operación para el montaje de la primera torre en las tres simulaciones.

Tabla 7. Especificaciones de operación para el montaje de la primera torre.

Especificaciones	Acido Diluido	Organosolv	Explosión de vapor
Plato de alimentación	10	10	8
Número de platos	12	12	12
Relación de reflujo	2	1,5	1,7
Fracción másica etanol en el tope	0,3968	0,4279	0,4063
Temperatura salida condensador	39 °C	35,09 °C	46,71 °C
Temperatura de salida Rehervidor	100,1 °C	100,2 °C	100,1 °C

En esta primera torre se elimina la mayor parte del CO₂ por venteo, ya que no se tuvo la necesidad de implementar una torre de absorción en la corriente de salida del fermentador, debido a que la composición de dicho compuesto en la corriente era muy baja, menor del 2% en peso.

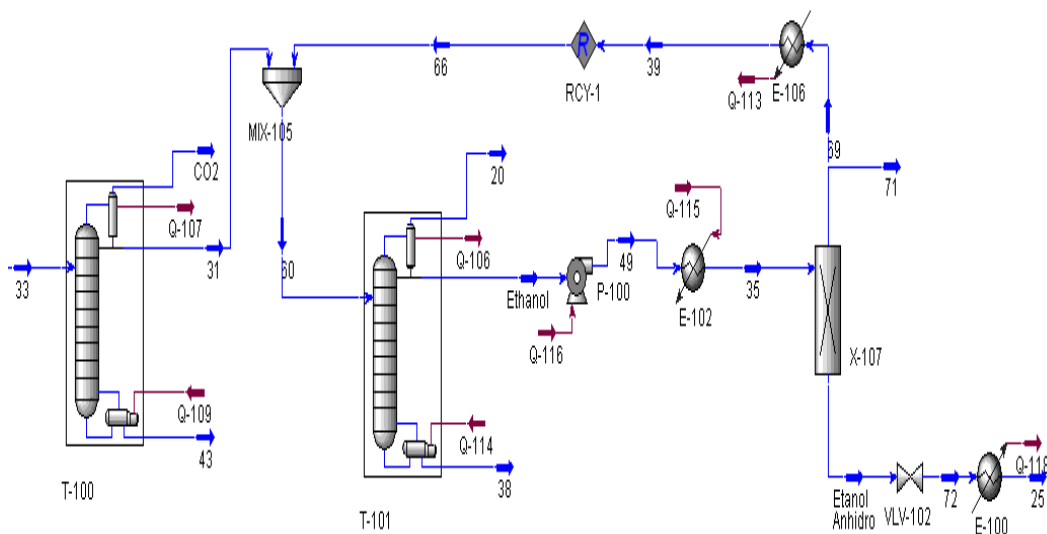
Luego, el destilado de la primera torre fue enviado a una segunda torre de destilación donde el destilado (etanol) alcanzó un 94% p/p de pureza. Las especificaciones de operación para el montaje de la segunda torre en las tres rutas se enlistan en la tabla 8.

Tabla 8. Especificaciones de operación para el montaje de la segunda torre

Especificaciones	Acido Diluido	Organosolv	Explosión de vapor
Plato de alimentación	12	12	13
Número de platos	15	17	15
Relación de reflujo	3,5	4	4
Fracción másica etanol en el tope	0,9341	0,9373	0,9378
Temperatura salida condensador	59,65 °C	50,72 °C	50,80 °C
Temperatura de salida Rehervidor	99,75 °C	99,78 °C	99,51

Finalmente, el destilado, producto de la segunda torre, fue bombeado a un intercambiador de calor hasta alcanzar los 167 °C, y enviado a un sistema de deshidratación por tamices moleculares (PSA, por sus siglas en ingles), el cual permite alcanzar una concentración de etanol anhidro de 99,5% en peso [22]. Según estudios realizados por Simo et al. (2007) [23] y Jeong et al. (2009) [24] el PSA presenta muy buena relación costo/desempeño debido a que requiere la menor cantidad de energía comparada con otras tecnologías de deshidratación. (Ver ANEXO A.4)

Figura 7. Etapa de Purificación simulada en Aspen HYSYS



Fuente: EL AUTOR.

1.2 ANÁLISIS ENERGÉTICO Y EXERGÉTICO

1.2.1 Relación Neta de Energía

Para calcular la sostenibilidad energética de los procesos se utilizó el indicador de energía neta (NER, por sus siglas en inglés) [25], el cual fue calculado mediante la ecuación 7. Para el cálculo de este índice de sostenibilidad energética, el numerador corresponde al poder calorífico del bioetanol producido, mientras que en el denominador precisa la suma de la energía requerida por compresores, secadores, reactores, rehervidores de las torres de destilación, entre otros.

$$NER = \frac{\text{Energía neta de salida en el producto}}{\text{Energía neta de entrada}} \quad (7)$$

1.2.2 Análisis exergético

Para desarrollar el análisis exergético de cada una de las plantas se siguió la metodología propuesta por Rodoreda [26].

1.2.2.1 Especificaciones de los volúmenes de control

Los volúmenes de control fueron los equipos de los procesos de producción y la frontera de cada volumen de control corresponde a la frontera física de cada equipo.

1.2.2.2 Ambiente de referencia del sistema

El ambiente de referencia viene dado por la temperatura ambiente y la presión atmosférica. Estos valores fueron definidos tomando como referencia los valores estándar de presión y temperatura, $P_0 = 101,3 \text{ kPa}$ y $T_0 = 25 \text{ °C}$.

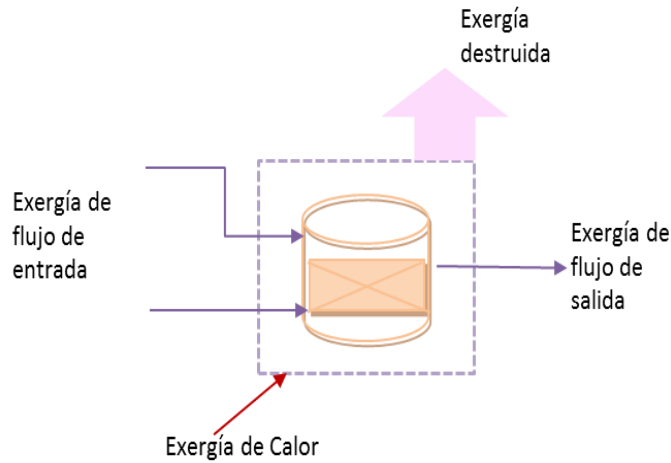
1.2.2.3 Simplificaciones

El estudio se restringe al estado estacionario del sistema, por lo tanto quedan fuera los problemas de carácter dinámico. Los efectos de la energía cinética y potencial de los flujos másicos de las corrientes que entran o salen del volumen de control se despreciaron, debido a que, en la mayoría de los procesos de conversión de energía, los cambios en estas formas de energía resultan despreciables comparados con los cambios en la entalpía de los flujos másicos de las mismas corrientes.

1.2.2.4 Balances de exergía y destrucción de exergía

Por medio del balance de exergía en estado estacionario, ecuación 8 [27], se calculó la magnitud de la destrucción de exergía en cada equipo de los procesos.

Figura 8. Esquema del balance exergetico en un equipo



$$Ed = \sum_j \left(1 - \frac{T_0}{T_j}\right) Q_j - \sum w + \sum m_e e_e - \sum m_s e_s \quad (8)$$

Dónde: Ed es la exergía destruida. El término $\left(1 - \frac{T_0}{T}\right) Q$ es el flujo de exergía por calor; donde T_0 es la temperatura de referencia, T es la temperatura del sistema y Q es el calor cedido o recibido por el sistema. El término W representa el trabajo realizado sobre o por el sistema. Los términos $m_e e_e$ y $m_s e_s$ son la exergía de flujo que entra y sale del sistema respectivamente.

La exergía de flujo se calculó como la suma de la exergía física y la exergía química, se representa por medio de la ecuación:

$$e = ef + eq$$

La exergía física, que está asociada a diferencias de presión y temperatura con el estado de referencia [27], fue calculada mediante la ecuación 9.

$$ef = (H - H_0) - T_0(S - S_0) \quad (9)$$

Dónde: H y S son la entalpía y entropía respectivamente. El subíndice indica las propiedades evaluadas en el estado de referencia del sistema.

La exergía química que está asociada a diferencias en la composición, y es el potencial de generar trabajo al pasar del estado ambiental a un estado no solo de equilibrio termo-mecánico sino también químico, se calculó por medio de la ecuación 10 para compuestos puros.

$$eq_i = \Delta G_{F0} + \sum_i N_i e_i \quad (10)$$

Dónde: ΔG_{F0} es el incremento de la energía libre de Gibbs de formación del compuesto y $\sum_i N_i e_i$ es la sumatoria de las exergías de los elementos que conforman el compuesto multiplicado por su respectivo número de átomos. Para mezclas, la exergía química es la suma de las exergías químicas de las sustancias que las componen, más la contribución exérgica debido a las mezclas de las sustancias en condiciones ideales y se calculó mediante la ecuación 11.

$$e_{q \text{ mezcla}} = \sum_i [y_i eq_i + RT_0 y_i \ln(y_i)] \quad (11)$$

Dónde: y_i es la fracción molar del componente i , R es la constante de las gases y T_0 la temperatura en el estado de referencia del sistema.

Las exergías químicas estándar de cada componente presente en el proceso se encuentran en el ANEXO A.2.

1.2.2.5 Eficiencia exergética

La eficiencia exergética para todos los volúmenes de control evaluados fue calculada mediante la ecuación 12: [28]

$$\eta = 1 - \frac{\textit{Exergia destruida}}{B_r} \quad (12)$$

Donde B_r es la exergía de entrada al volumen de control evaluado.

1.3 ANÁLISIS CICLO DE VIDA

El análisis de ciclo de vida (ACV) se realizó mediante la aplicación de las normas ISO 14040-14044 [29].

1.3.1 Objetivo y alcance del estudio

Evaluar, cuantificar y comparar los impactos ambientales de tres procesos de producción de bioetanol, fundamentados en la hidrólisis enzimática de raquis de palma africana.

1.3.2 Alcance del estudio

1.3.2.1 Sistemas estudiados

Los sistemas bajo estudio en este proyecto fueron:

- ❖ Pretratamiento Secuencial Acido-Alcalino/ hidrólisis enzimática/ fermentación y purificación
- ❖ Pretratamiento solventes orgánicos catalizado por ácido sulfúrico/ hidrólisis enzimática/ fermentación y purificación
- ❖ Pretratamiento Explosión de vapor/ hidrólisis enzimática/ fermentación y purificación.

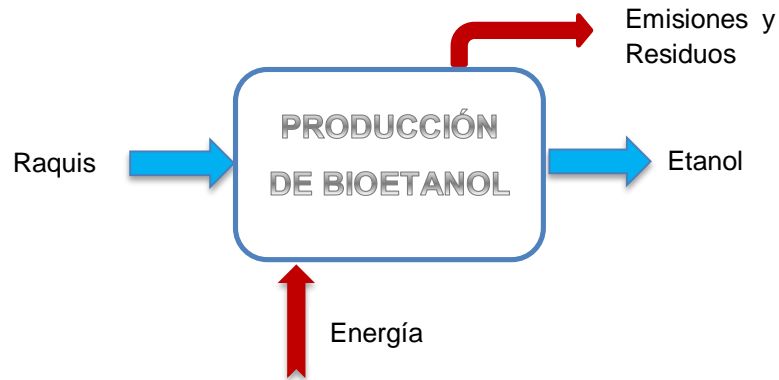
1.3.2.2 Unidad funcional

La unidad funcional fue establecida en 1 MJ de etanol, lo cual es correspondiente a 0,035 kg de etanol si se tiene en cuenta que la capacidad calorífica de este compuesto es 28,225 MJ/kg [2].

1.3.2.3 Límites del sistema

Para todos los sistemas, la etapa del ciclo de vida que fue analizada fue la correspondiente a la producción del biocombustible, excluyendo las cargas ambientales asociadas a los bienes de capital, como maquinaria e infraestructura, debido a que su vida útil es considerada muy extensa. Esta suposición se fundamenta en la unidad funcional establecida, 1 MJ, y hace referencia a que las plantas podrían producir múltiplos muy grandes de la misma en un determinado tiempo y que los bienes de capital puedan ser utilizados por muchos años; por consiguiente, las emisiones generadas en la elaboración de los bienes de capital por cada MJ de biocombustible producido son muy pequeñas, y despreciables cuando se comparan con las emisiones generadas por la operación de la planta.

Figura 9. Límites del proceso de obtención de etanol



*Fuente: El AUTOR

1.3.2.4 Inventarios para la producción de etanol

La información de corrientes obtenida a través de las simulaciones se utilizó como datos primarios para el montaje de inventarios, en los cuales se tuvo en cuenta los requerimientos de energía y los diferentes insumos: solventes, agua, enzimas y microorganismos; y las emisiones y efluentes generados al aire y agua, respectivamente. El montaje del ACV se realizó utilizando el software Simapro v7.1, desarrollado por la compañía PRéConsultants. Este recurso informático contiene un gran número de bases de datos y metodologías, las cuales son de gran ayuda para analizar y comparar los aspectos medio ambientales de un producto de forma sistemática y consistente, siguiendo la normatividad ISO 14040.

Los requerimientos de energía en las plantas fueron debidas al calentamiento con gas natural y energía eléctrica. La energía eléctrica que se empleó fue una modificación del proceso “Energy South América” de la base de datos IDEMAT 2001, la cual recopila los requerimientos de combustible y las emisiones presentes en la generación de 1MJ de energía en América del Sur. En este proceso la energía eléctrica es producida a partir de petróleo, gas natural, carbón y, principalmente, energía hidroeléctrica. El proceso que se utilizó para la generación de calor con el gas natural fue una modificación que se le hizo al

proceso “Heat from natural Gas FAL” de la base de datos de Franklin USA 98, el cual comprende los datos de “la cuna a la puerta” de los recursos necesarios y las emisiones de la combustión de gas natural en calderas industriales.

1.3.3 Evaluación del impacto ambiental

La evaluación de impacto se realizó mediante el método EDP 2007, el cual calcula la contribución relativa de cada sistema estudiado a través de seis categorías de impacto: (i) contaminación global, (ii) agotamiento de la capa de ozono (ODP), (iii) oxidación fotoquímica, (iv) acidificación, (v) eutrofización y (vi) combustibles no renovables. Estas categorías son indicadores del impacto ambiental generado en la elaboración de bioetanol, iniciando cuando entran a la planta como materia prima, con un flujo de 2240 kg/h en base seca, hasta su disposición final como combustible con una pureza de 99,5% p/p. Los resultados se presentan en la unidad equivalente correspondiente a cada impacto por kg de etanol producido.

2. ANALISIS DE RESULTADOS

2.1 RENDIMIENTOS

De acuerdo a los resultados obtenidos, el pretratamiento ácido-base obtuvo el mayor rendimiento de los tres procesos analizados, con un rendimiento de 0,32 kg de etanol/kg de Biomasa residual. Por su parte, el tratamiento con Organosolv alcanzó un rendimiento de 0,27 kg de etanol/kg de Biomasa. Por último, el tratamiento con explosión de vapor, con 0,21 kg de etanol/kg de Biomasa obtuvo el menor rendimiento másico. Las diferencias en los rendimientos se pueden explicar debido a los diferentes porcentajes de conversión de cada una de las etapas que conforman cada proceso, especialmente las etapas de pretratamiento e hidrólisis enzimática, y en menor medida a las diferencias en las etapas de separación. La tabla 9 muestra los flujos másicos de etanol obtenidos en cada proceso.

Tabla 9. Producción de etanol por las rutas simuladas.

<i>Ruta 1: Ácido diluido/alcalino</i>	<i>721,164317 kg/h</i>
<i>Ruta 2: Organosolv</i>	<i>609,147173 kg/h</i>
<i>Ruta 3: Explosión de vapor</i>	<i>484,705167 kg/h</i>

Los rendimientos másicos obtenidos mantienen un mismo orden de magnitud con los obtenidos por Ojeda et al. pero no es posible realizar una comparación precisa debido a que este autor realiza el análisis exergético al bioetanol obtenido del bagazo de caña de azúcar y a las diferencias en las condiciones de operación de los diferentes procesos (ver tabla 10).

Tabla 10. Comparación de rendimientos para las tres rutas

	Rendimiento ^(a) [kg etanol/kg biomasa]	Rendimiento ^(b) [kg etanol/kg biomasa]
Acido diluido	0,32	0,3538
Organosolv	0,27	0,3564
Explosión de vapor	0,21	0,3331

(a) Este estudio

(b) Ojeda et al. (2011) [11]

2.2 ANÁLISIS ENERGÉTICO Y EXERGÉTICO

Los resultados del análisis energético mediante la relación de energía neta (NER) muestran que ninguno de los procesos es sostenible energéticamente, ya que los valores obtenidos son inferiores a uno en todos los casos (Ver Tabla 11). El proceso ácido-base, el mejor de los tres procesos bajo estudio, solo alcanza un NER de 0,6671, mientras que los procesos de Organosolv y explosión de vapor alcanzan 0,2664 y 0,4067, respectivamente. La ruta de Organosolv reportó menor NER debido a la separación de solventes en la cual se requiere un alto consumo energético para lograr el reciclo del 90% de etanol como solvente hacia el reactor de pretratamiento.

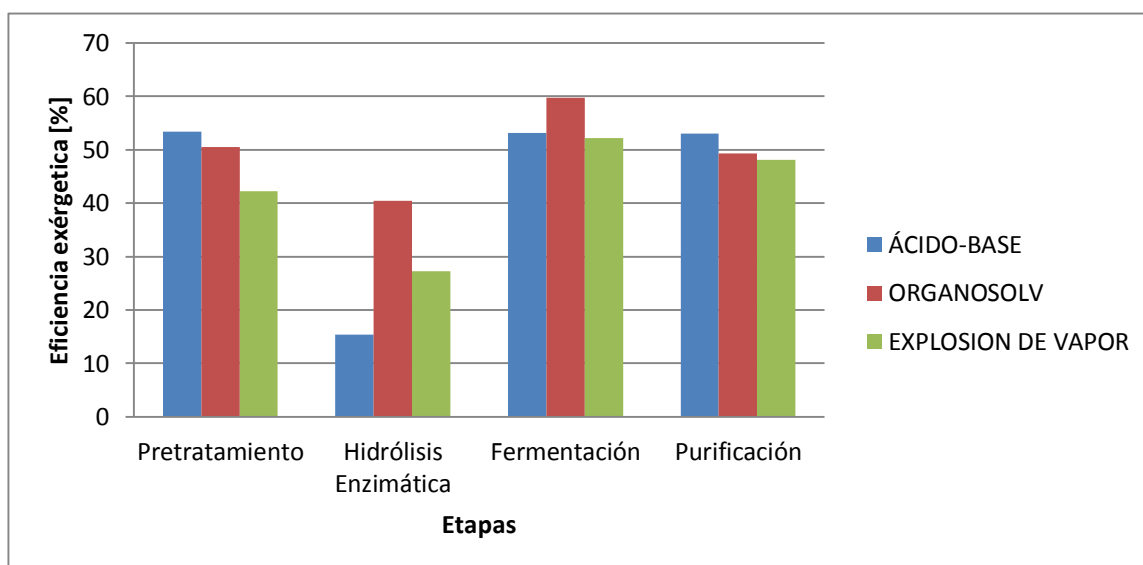
Los reactores de pretratamiento presentan los mayores porcentajes de consumo energético, lo cual se debe principalmente a los grandes cambios de temperatura de entrada y salida del sistema. En el caso del pretratamiento ácido-base, el raquis, con un gran volumen de mezcla de agua y ácido sulfúrico es calentado desde la temperatura ambiente hasta alcanzar los 121 °C, dicho calentamiento consume un gran porcentaje de la energía suministrada en todo el proceso. En cambio, en los reactores de hidrólisis enzimática, las temperaturas de operación se mantuvieron cercanas al ambiente de referencia, por lo que el consumo de energía en estas etapas fue mínimo.

Tabla 11. Relación de energía neta de los procesos

Ruta	Consumos energéticos [kJ/h]	Energía contenida en el bioetanol [kJ/h]	NER
Acido-Base	396980029,79	264813468,19	0,6671
Organosolv	626005367	166789083	0,2664
Explosión de vapor	1073105815,06	436438144,13	0,4067

En relación al análisis exergético, la figura 10 muestra que de los tres pretratamientos analizados, la ruta ácido-base presenta la mayor eficiencia, con un valor de 53,38%, seguida del pretratamiento con organosolv, el cual alcanza una eficiencia exergética de 50,51%. La ruta con explosión de vapor presenta la menor eficiencia de todos los casos estudiados, 42,18%, a pesar de no requerir de una etapa de neutralización, ya que no se utiliza ningún tipo de ácido ni base. La alta destrucción de exergía en el pretratamiento de explosión se debe principalmente a las pérdidas de calor del vapor cuando drásticamente se reduce la presión a 1 atm después de haber alcanzado las elevadas condiciones de operación. (Las cantidades de exergía destruida por equipo en cada simulación se encuentran en ANEXO B.2).

Figura 10. Eficiencia exergética por etapas de las rutas simuladas.



Para la hidrólisis enzimática se observa que la ruta de Organosolv es la que tiene la más alta eficiencia, equivalente a 40,41%. Las eficiencias de los reactores de hidrólisis está determinada principalmente por los cambios de composición debido al mezclado de corrientes y a las reacciones químicas que se llevan a cabo, es decir, en cada caso se mezclan flujo y composiciones diferentes, lo que conlleva a obtener valores de destrucción de exergía también diferentes en cada proceso. En todos los casos, el efecto de exergía física sobre dichas eficiencias es mínima, ya que como se mencionó anteriormente, las condiciones de operación de los reactores de hidrólisis son cercanas al ambiente de referencia, comparadas con los reactores de pretratamientos.

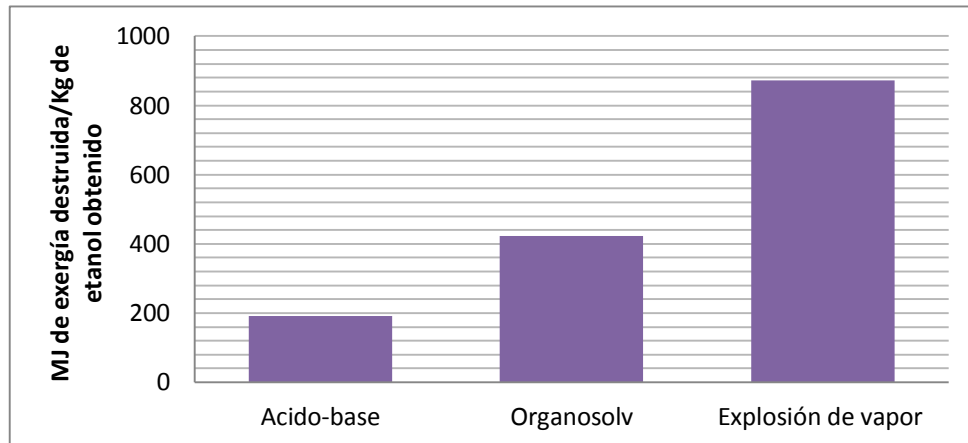
Nuevamente en la etapa de fermentación se tiene a la ruta con Organosolv como la más eficiente, 59,8%, puesto que la presencia de glucosa y xilosa es mayor debido a la alta conversión que tienen en la etapa anterior. Permitiendo, además, un mejor aprovechamiento de los azúcares convertidos gracias a las condiciones óptimas de operación de los microorganismos seleccionados.

Por último, en la etapa de purificación se obtuvieron eficiencias muy similares, debido a que manejó condiciones de operación afines para las tres rutas. No obstante, se puede apreciar una diferencia entre las rutas de Organosolv y explosión de vapor respecto al ácido-base, la cual obtuvo la mayor eficiencia correspondiente a 52,98%. Las diferencias en las eficiencias de esta etapa están determinadas por las composiciones y flujos de las corrientes de entrada en cada equipo de separación, ya que esto determina la energía necesaria para calentar (rehervidores) y condensar los materiales a separar.

La Figura 11 muestra la exergía destruida por kilogramo de etanol producido en cada una de las etapas de pretratamiento. El pretratamiento que presenta menos exergía destruida es el ácido-base con 192,16 MJ/kg de etanol, seguido

del pretratamiento de organosolv con 422,46 MJ/kg de etanol. El proceso que presenta mayor exergía destruida por kg de etanol es la explosión de vapor con un valor que cuadruplica el valor del primero, 872,62 MJ/kg de etanol

Figura 11. MJ de exergía destruida/kg de etanol obtenido en los tres pretratamientos

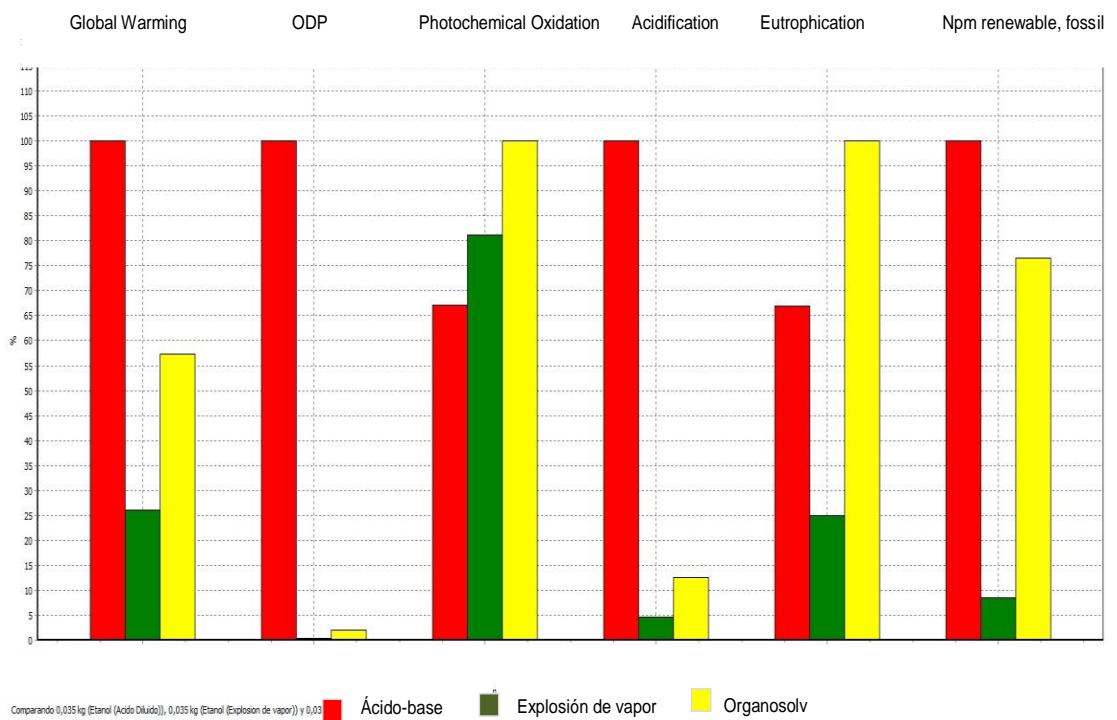


Son pocos los estudios relacionados con análisis exergético para la producción de etanol a partir de raquis de palma; Lee et al. [30] desarrollaron un análisis exergético en esta área, usando ácido diluido como pretratamiento de la biomasa. Los resultados encontrados por Lee et al. muestran que el pretratamiento con ácido diluido destruye 18 MJ/kg de etanol producido. La exergía destruida en el pretratamiento ácido-base que se evaluó en este proyecto fue cuantificada en 192,16 MJ/kg de etanol. Sin embargo, este último valor engloba la suma de los equipos que conforman todo el pretratamiento. Los resultado de este proyecto presentan mayor similitud con los resultados reportados por Lee et al. si se analiza el reactor de pretratamiento ácido únicamente, ya que la exergía destruida en este equipo fue calculada en 27,930 MJ/kg de etanol.

2.3 INTERPRETACION DEL ACV

La Figura 12 contiene la contribución de las cargas ambientales cuantificadas para cada sistema mediante las 6 categorías de impacto. En la gráfica, al mayor valor de cada categoría se le establece 100%, mientras los valores menores son fracciones del valor mayor.

Figura 12. Perfil ambiental usando SimaPro®



Fuente: EL AUTOR mediante SIMAPRO®

El perfil ambiental muestra que existe una mayor incidencia en las categorías de impacto ambiental correspondiente a la ruta con ácido-base.

En la categoría de calentamiento global, cuantificada en kg de CO₂ equivalente, se consideran las emisiones de dióxido de carbono, metano y CO para evaluar

el impacto del proceso. La ruta con ácido-base encabeza el impacto en esta categoría con 0,1820 kg de CO₂ equivalente por MJ de etanol, esto se debe al insumo de compuestos inorgánicos, principalmente el hidróxido de sodio requerido para el pretratamiento alcalino, el cual genera aproximadamente un impacto del 50% dentro de la categoría (ver Figura 13). La ruta con Organosolv presentó una medida de 0,1042 kg de CO₂ equivalente por MJ de etanol, debido al uso de solventes la etapa de pretratamiento, y en menor proporción debido al consumo de hidróxido de calcio para la neutralización y los requerimientos de calor de todo el proceso (Ver figura 14). La explosión de vapor obtuvo el menor impacto por calentamiento global, 0,047 kg de CO₂ equivalente por MJ de etanol global, ya que la contribución por el consumo de gas natural para el calentamiento del vapor es equivalente al 10% del impacto de la categoría (ver Figura 15). Cabe considerar que todas las rutas emplearon gas natural para el calentamiento de los reactores de pretratamiento e hidrólisis enzimática, los intercambiadores y los rehervidores de las torres de destilación.

Figura 13. Contribuciones de impactos por categorías para ácido-base

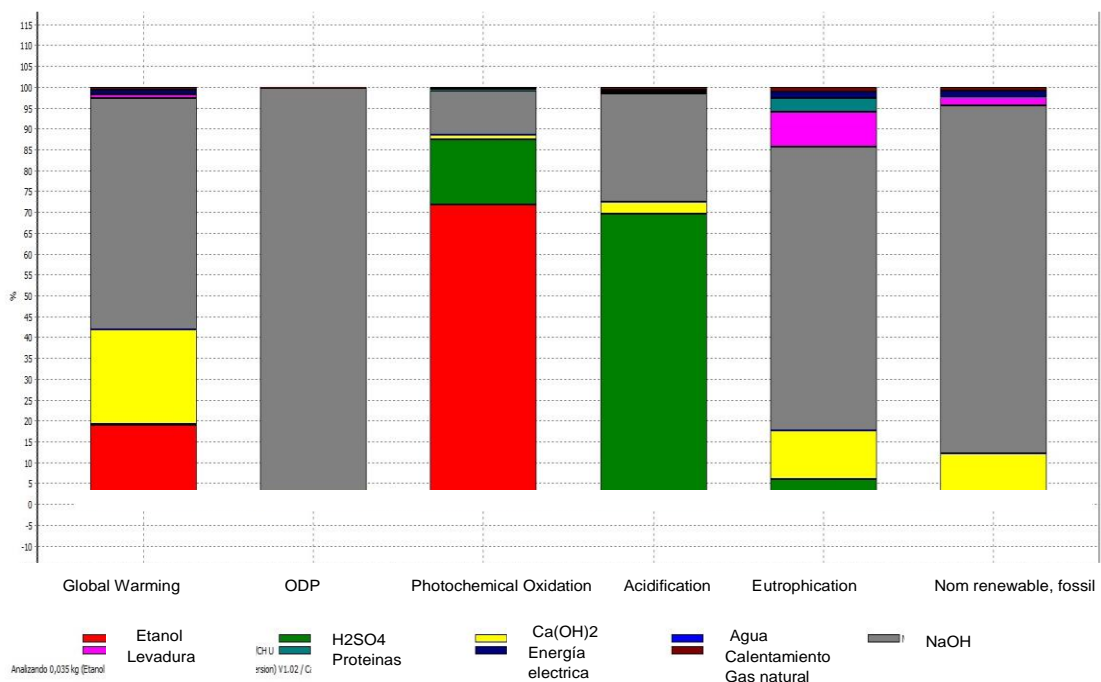


Figura 14. Contribuciones de impactos por categorías para organosolv

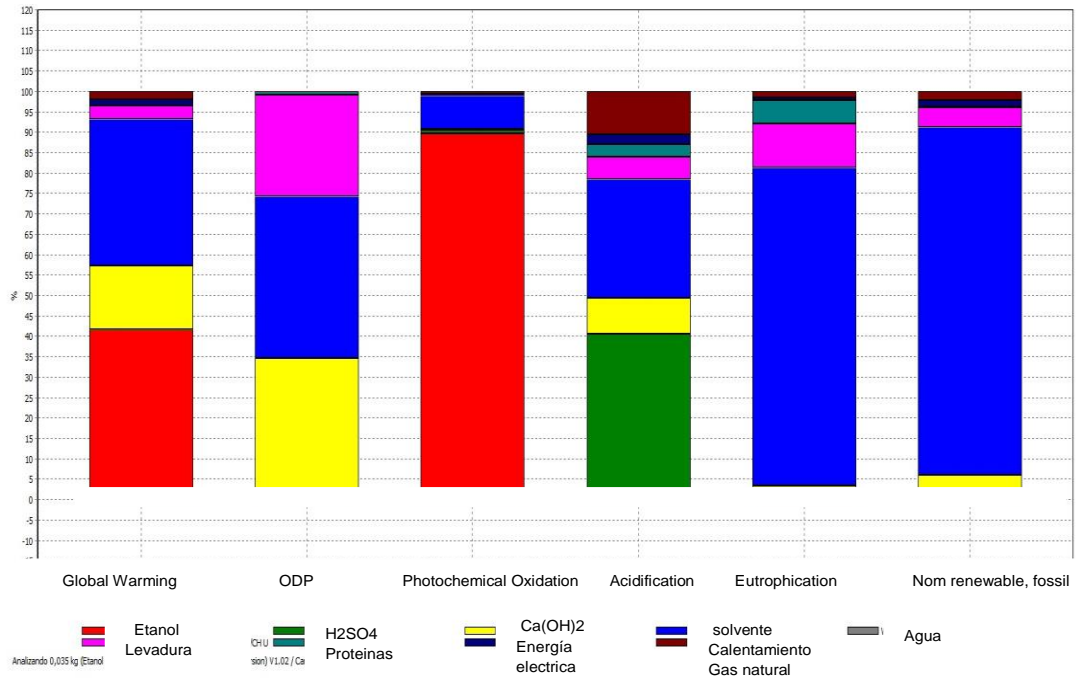
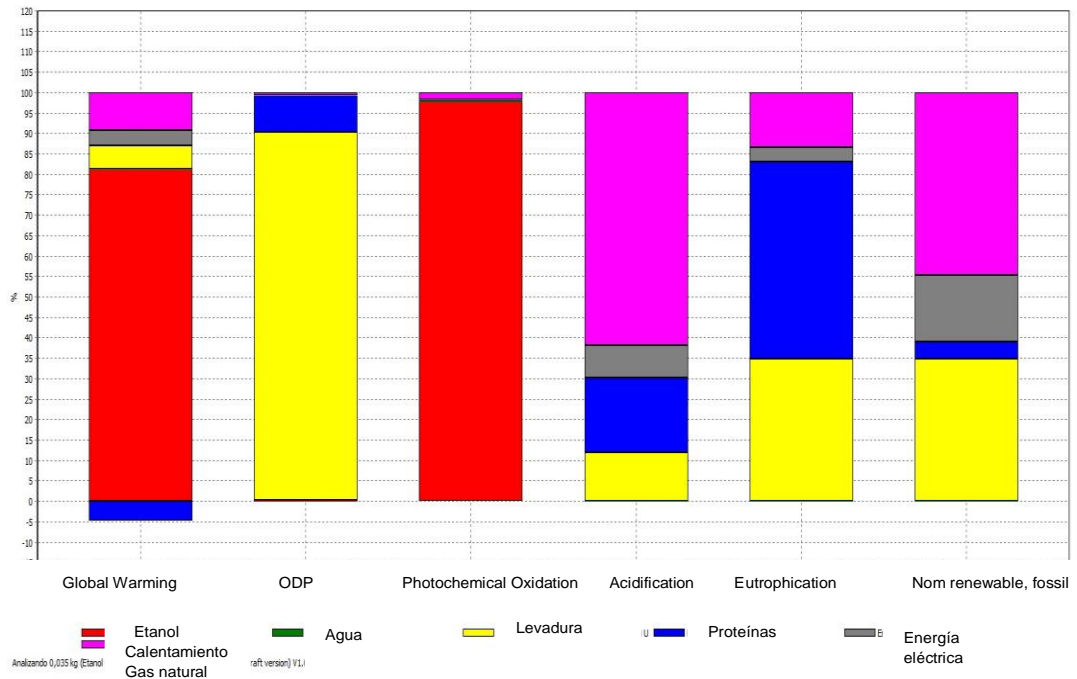


Figura 15. Contribuciones de impactos por categorías para explosión de vapor



La destrucción de la capa de ozono (ODP, por sus siglas en inglés), medida equivalentes de CFC*10⁻¹¹, lo cual indica que las emisiones de este tipo de compuestos son mínimas, tuvo mayor impacto por parte del ácido diluido, con un valor equivalente a 1,337E-07 CFC-11 eq por MJ de etanol, el cual está asociado a la producción de los insumos de hidróxido de sodio requeridos para este proceso.

En la formación de oxidantes fotoquímicos se cuantifica el potencial de formación de smog, principalmente compuesto por NMVOCs (compuestos orgánicos volátiles excepto el metano) [31]. Las emisiones de NMVOCs se presentan en la extracción del gas natural, el cual está compuesto, además del metano, por hidrocarburos de bajo peso molecular como propano y butano, que al ser liberados a la atmósfera reaccionan para formar radicales libres. Las unidades de medida son kg de C₂H₄ equivalentes.

Las categorías de acidificación y eutrofización tienen como unidad de medida óxidos de azufre y nitrógeno, respectivamente. La ruta de Explosión de vapor presenta menor impacto en estas categorías, con valores equivalentes a 1,395E-4 kg SO₂ eq y 1,3E-5 kg PO₄ eq. En esta ruta no se tuvo como insumo ácido sulfúrico contrario a las rutas de ácido y organosolv que utilizaron grandes cantidades en sus pretratamientos.

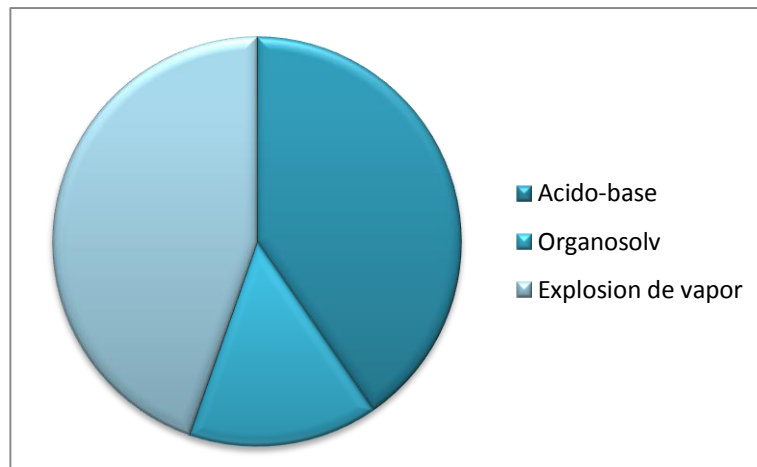
En la categoría de combustibles no renovables, el mayor consumo energético lo tuvo el ácido-base con 2,153 MJ equivalentes, seguido por Organosolv con 1,649 MJ eq y para explosión de vapor con 0,184 MJ eq.

Delivand et al. (2012) [32] analizaron el impacto ambiental que se consigue de la utilización de residuos de paja de arroz para la obtención de etanol en Tailandia. Los resultados obtenidos muestran que por cada MJ de etanol se

generan 0,0407 kg de CO₂ equivalente. En el presente estudio, la producción de etanol mediante la ruta con explosión de vapor generó una cantidad de gases invernadero en el mismo orden de magnitud que dicho reporte.

Los procesos para la conversión de etanol tienen un alto consumo de agua, lo cual genera un efecto perjudicial para la población y el medio ambiente. Según la Figura 16, la ruta explosión de vapor es la que requiere el mayor flujo de alimentación de agua al proceso, con un valor de 42,20 kg de agua/kg de etanol obtenido, y por muy poca diferencia se encuentra la ruta de ácido-base, 38,19 kg de agua/kg de etanol obtenido. Finalmente, la ruta de Organosolv necesita menor cantidad de agua para la operación de sus equipos, 14,16 kg de agua/kg de etanol obtenido. La etapa de pretratamiento es la principal causa del alto consumo de agua en los procesos.

Figura 16. Consumo de agua en los tres procesos



CONCLUSIONES

Se calcularon las eficiencias energéticas, exergéticas y el perfil ambiental de tres procesos de producción de bioetanol a partir de raquis de palma. Ninguno de los procesos analizados es sostenible energéticamente, debido a que en todos los casos el NER fue inferior a la unidad.

A partir del análisis exergético se identificó que el proceso con pretratamiento de explosión de vapor es el proceso con mayor destrucción de exergía, 872,62 MJ/kg de etanol, alcanzando valores muy superiores a los otros procesos bajo estudio.

El perfil ambiental obtenido muestra al proceso explosión de vapor como el que menos impactos ambientales genera en la mayoría de las categorías evaluados.

Los resultados no son concluyentes en cuanto a cual ruta tiene el mayor potencial de ser implementada para la producción de etanol de segunda generación, puesto que la ruta ácido-base presenta el mayor rendimiento másico de etanol, equivalente a 0,31 kg de etanol por unidad de biomasa y el mayor NER de los casos estudiados, 0,667. Además presenta los mejores resultados en cuanto a análisis exergético, pero ambientalmente no presenta buenos resultados.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

[1] Avella, O.R. (2009). *Etanol celulósico a partir de residuos agrícolas. Sector de energías renovables*. Colombia.

[2] Etanol como combustible vehicular. Capítulo 2. 2008. [en línea]. Disponible en: < <http://www.bioetanoldecana.org/es/download/cap2.pdf>>.

[3] Cardona, C, Quintero, Piarpuzán, D. (2011). *Empty fruit bunches from oil palm as a potential raw material for fuel ethanol production*. *Biomass and Bioenergy* 35, 1130-1137.

[4] Cifras Informativas del sector Biocombustibles. 2012. Etanol de caña anhidro. Federación nacional de biocombustibles. Colombia.

[5] Fedepalma. Jeans Mesa, P. Ejecutivo. (2011). *Potencial de la Palma de Aceite en la Producción de Energías Renovables*. Congreso mundial de energías renovables. 1–34.

[6] Hamzah, F., Idris, A., Shuan, T.K., 2011. *Preliminary study on enzymatic hydrolysis of treated oil palm (Elaeis) empty fruit bunches fibre by using combination of cellulose and b1-4 glucosidase*. *Biomass Bioenergy*. 35, 1055–1059.

[7] Unidad de planeación minero energético - UPME. (2003). Potencialidades de los cultivos energéticos y residuos agrícolas en Colombia. Resumen Ejecutivo.

[8] Cortínez, V.A. (2010). *Comparación de pretratamientos en residuos forestales para la producción de bioetanol de segunda generación: Hidrólisis ácida y líquidos iónicos*. Universidad de Chile.

[9] Wooley, R. J., & Putsche, V. (1996). Development of an ASPEN PLUS Physical Property Database for Biofuels Components. Golden Colorado 80401-3393.

[10] Cardona, C. A., Sánchez, O. J., & Gutiérrez, L. F. (2009). *Process integration possibilities for biodiesel production from palm oil using ethanol obtained from lignocellulosic residues of oil palm industry*. Bioresource technology, 100, 1227-1237.

[11] Ojeda, K. (2011). *Aplicación de análisis exergético para la evaluación de procesos de producción de bioetanol de segunda generación*. Universidad Industrial de Santander.

[12] Ojeda, K., Ávila, J. & Kafarov, V. (2011). *Evaluation of technological alternatives for process integration of sugarcane bagasse for sustainable biofuels production-Part 1*. Chemical Engineering Research and Design 89, 270-279.

[13] Quintero, V. (2009). *Evaluación del potencial de producción de etanol combustible a partir de biomasa secundaria disponible en la agroindustria azucarera colombiana*. Universidad Industrial de Santander.

[14] Kim, S., Park, J. M., Seo, J.-W., & Kim, C. H. (2012). *Sequential acid-/alkali-pretreatment of empty palm fruit bunch fiber*. *Bioresource technology*, 109, 229–33.

[15] Kim, S., & Kim, C. H. (2013). *Bioethanol production using the sequential acid/alkali-pretreated empty palm fruit bunch fiber*. *Renewable Energy*, 54, 150–155.

[16] Goh, C. S., Tan, H. T., Lee, K. T., & Brosse, N. (2011). *Evaluation and optimization of organosolv pretreatment using combined severity factors and response surface methodology*. *Biomass and Bioenergy*, 35, 4025-4033

[17] Baharuddin, A.S., Yunus, N.S., Mahmud, N.A., Zakaria & Yunus, K.F. (2012). *Effect of high-pressure steam treatment on enzymatic saccharification of oil palm empty fruit bunches*. *Bioresource technology*, 7, 3525–3538.

[18] Erdei, B., Frankó, B., Galbe, M. & Zacchi, G. (2012). *Separate hydrolysis and co-fermentation for improved xylose utilization in integrated ethanol production from wheat meal and wheat straw*. *Biotechnology for Biofuels*, 5, 1-12.

[19] Chen & Qiu. (2010). Key technologies for bioethanol production from lignocellulose. *Biotechnology Advances* 28. 556-562

[20] Dien et al. (2003), Bacteria engineered for fuel ethanol production: current status. *Appl Microbiol Biotechnol* 63. 258- 266.

[21] Chen, C.K, Hagar, H.H & Ismail, K.S.K. (2007). *Production of bioethanol from oil palm empty fruit bunch*. Proceedings of the 1st International Conference on sustainable Materials, June 9-12. Universiti Malaysia Perlins, 69-70

[22] Quintero, J. A., Montoya, M. I., Sánchez, Ó. J., & Cardona, C. A. (2007). *Evaluation of fuel ethanol dehydration through process simulation*. *Facultad de Ciencias Agropecuarias*, 5(2).

[23] Simo, M., Brown, C., & Hlavacek, V. (2008). *Simulation of pressure swing adsorption in fuel ethanol production process*. *Computers and chemical engineering*, 32, 1635-1649.

[24] Jeong et al. (2009). Production of dehydrated fuel ethanol by pressure swing adsorption process in the pilot plant. *korean Journal of Chemical Engineering* 26. 1308-1312.

[25] Ojeda, K. A., Quintero, V., & Kafarov, V. V. (2009). *Evaluation of sustainability of the production of biofuels of the second generation by means of the application of analysis exergy*, 7(2), 19–26.

[26] RODOREDA, M. (2005). *Análisis exergético de una central termoeléctrica de ciclo de vapor*. Universidad de las Américas Puebla, Departamento de Física y Matemáticas. México.

[27] Kwambai, C.B. (2005). *Exergy analysis of Olkaria I power plant, Kenya*. Geothermal training programme. The United Nations University. Reykjavík, Iceland.

[28] Kafarov, V., Ojeda, K. & Sánchez, E. *Sustainable ethanol production from lignocellulosic biomass - Application of exergy analyses*. Energy 36. 2119-2128.

[29] ISO 14040. Environmental Management-Life Cycle Assessment-Principles and Framework, 2006.

[30] Lee, K.T., Tan, T.L. & Mohamed, A.R. (2010). Second-generation bio-ethanol from Malaysian palm empty fruit bunch: Energy and exergy analyses. Bioresource Technology 101. 5719-5727.

[31] Marcano, J.E. (2010). La contaminación atmosférica. En *La Educación ambiental*. Recuperado de <http://www.jmarcano.com/recursos/index.html>

[32] Delivand, M.K., Barz, M., Gheewala, S.H. & Sajjakulnukit, B. (2012). *Environmental and socio-economic feasibility assessment of rice straw conversion to power and ethanol in Thailand*. Journal Of Cleaner Production 37. 29-41.

[33] Szargut et al. (2007). Appendix 1. standard chemical exergy (pp. 1–8).

[34] Rodríguez, J.A. “Métodos para la estimación de la capacidad calorífica”.
En: Estimación de propiedades termodinámicas. Capítulo VIII. 1999. p. 317-320

[35] Perry (2001). "Chemical Engineers' Handbook". Sexta edición. Ed. Mc Graw-Hill.

[36] National Institute of Standards and Technology, NIST. Base de datos de referencia estandar del NIST Número 69.

BIBLIOGRAFIA

Avella, O.R. (2009). *Etanol celulósico a partir de residuos agrícolas. Sector de energías renovables*. Colombia.

Baharuddin, A.S., Yunos, N.S., Mahmud, N.A., Zakaria & Yunos, K.F. (2012). *Effect of high-pressure steam treatment on enzymatic saccharification of oil palm empty fruit bunches*. *Bioresource technology*, 7, 3525–3538.

Cardona, C, Quintero, Piarpuzán, D. (2011). *Empty fruit bunches from oil palm as a potential raw material for fuel ethanol production*. *Biomass and Bioenergy* 35, 1130-1137.

Cardona, C. A., Sánchez, O. J., & Gutiérrez, L. F. (2009). *Process integration possibilities for biodiesel production from palm oil using ethanol obtained from lignocellulosic residues of oil palm industry*. *Bioresource technology*, 100, 1227-1237.

Chen, C.K, Hagar, H.H & Ismail, K.S.K. (2007). *Production of bioethanol from oil palm empty fruit bunch*. *Proceedings of the 1st International Conference on sustainable Materials*, June 9-12. Universiti Malaysia Perlins, 69-70

Chen & Qiu. (2010). *Key technologies for bioethanol production from lignocellulose*. *Biotechnology Advances* 28. 556-562

Cifras Informativas del sector Biocombustibles. 2012. Etanol de caña anhidro. Federación nacional de biocombustibles. Colombia.

Cortínez, V.A. (2010). *Comparación de pretratamientos en residuos forestales para la producción de bioetanol de segunda generación: Hidrólisis ácida y líquidos iónicos*. Universidad de Chile.

Delivand, M.K., Barz, M., Gheewala, S.H. & Sajjakulnukit, B. (2012). *Environmental and socio-economic feasibility assessment of rice straw*

conversion to power and ethanol in Thailand. Journal Of Cleaner Production 37. 29-41.

Dien et al. (2003), Bacteria engineered for fuel ethanol production: current status. *Appl Microbiol Biotechnol* 63. 258- 266.

Erdei, B., Frankó, B., Galbe, M. & Zacchi, G. (2012). *Separate hydrolysis and co-fermentation for improved xylose utilization in integrated ethanol production from wheat meal and wheat straw. Biotechnology for Biofuels, 5. 1-12.*

Etanol como combustible vehicular. Capítulo 2. 2008. [en línea]. Disponible en: < <http://www.bioetanoldecana.org/es/download/cap2.pdf>>.

Fedepalma. Jeans Mesa, P. Ejecutivo. (2011). *Potencial de la Palma de Aceite en la Producción de Energías Renovables. Congreso mundial de energías renovables. 1–34.*

Goh, C. S., Tan, H. T., Lee, K. T., & Brosse, N. (2011). *Evaluation and optimization of organosolv pretreatment using combined severity factors and response surface methodology. Biomass and Bioenergy, 35, 4025-4033*

Hamzah, F., Idris, A., Shuan, T.K., 2011. *Preliminary study on enzymatic hydrolysis of treated oil palm (Elaeis) empty fruit bunches fibre by using combination of cellulose and b1-4 glucosidase. Biomass Bioenergy. 35, 1055–1059.*

ISO 14040. Environmental Management-Life Cycle Assessment-Principles and Framework, 2006.

Jeong et al. (2009). Production of dehydrated fuel ethanol by pressure swing adsorption process in the pilot plant. *korean Journal of Chemical Engineering* 26. 1308-1312.

Kafarov, V., Ojeda, K. & Sánchez, E. *Sustainable ethanol production from lignocellulosic biomass - Application of exergy analyses. Energy 36. 2119-2128.*

Kim, S., & Kim, C. H. (2013). *Bioethanol production using the sequential acid/alkali-pretreated empty palm fruit bunch fiber*. *Renewable Energy*, 54, 150–155.

Kim, S., Park, J. M., Seo, J.-W., & Kim, C. H. (2012). *Sequential acid-/alkali-pretreatment of empty palm fruit bunch fiber*. *Bioresource technology*, 109, 229–33.

Kwambai, C.B. (2005). *Exergy analysis of Olkaria I power plant, Kenya*. Geothermal training programme. The United Nations University. Reykjavík, Iceland.

Lee, K.T., Tan, T.L. & Mohamed, A.R. (2010). Second-generation bio-ethanol from Malaysian palm empty fruit bunch: Energy and exergy analyses. *Bioresource Technology* 101. 5719-5727.

Marcano, J.E. (2010). La contaminación atmosférica. En *La Educación ambiental*. Recuperado de <http://www.jmarcano.com/recursos/index.html>

National Institute of Standards and Technology, NIST. Base de datos de referencia estandar del NIST Número 69.

Ojeda, K., Ávila, J. & Kafarov, V. (2011). *Evaluation of technological alternatives for process integration of sugarcane bagasse for sustainable biofuels production-Part 1*. *Chemical Engineering Research and Design* 89, 270-279.

Ojeda, K. (2011). *Aplicación de análisis exergético para la evaluación de procesos de producción de bioetanol de segunda generación*. Universidad Industrial de Santander.

Ojeda, K. A., Quintero, V., & Kafarov, V. V. (2009). *Evaluation of sustainability of the production of biofuels of the second generation by means of the application of analysis exergy*, 7(2), 19–26.

Perry (2001). "Chemical Engineers' Handbook". Sexta edición. Ed. Mc Graw-Hill.

Quintero, J. A., Montoya, M. I., Sánchez, Ó. J., & Cardona, C. A. (2007). *Evaluation of fuel ethanol dehydration through process simulation*. Facultad de Ciencias Agropecuarias, 5(2).

Quintero, V. (2009). *Evaluación del potencial de producción de etanol combustible a partir de biomasa secundaria disponible en la agroindustria azucarera colombiana*. Universidad Industrial de Santander.

RODOREDA, M. (2005). *Análisis exergético de una central termoeléctrica de ciclo de vapor*. Universidad de las Américas Puebla, Departamento de Física y Matemáticas. México.

Rodríguez, J.A. "Métodos para la estimación de la capacidad calorífica". En: *Estimación de propiedades termodinámicas*. Capítulo VIII. 1999. p. 317-320

Simo, M., Brown, C., & Hlavacek, V. (2008). *Simulation of pressure swing adsorption in fuel ethanol production process*. Computers and chemical engineering, 32, 1635-1649.

Szargut et al. (2007). Appendix 1. standard chemical exergy (pp. 1–8).

Unidad de planeación minero energético - UPME. (2003). *Potencialidades de los cultivos energéticos y residuos agrícolas en Colombia*. Resumen Ejecutivo.

Wooley, R. J., & Putsche, V. (1996). *Development of an ASPEN PLUS Physical Property Database for Biofuels Components*. Golden Colorado 80401-3393.

ANEXOS

Figura A.1.2 Esquema general de la ruta con Organosolv

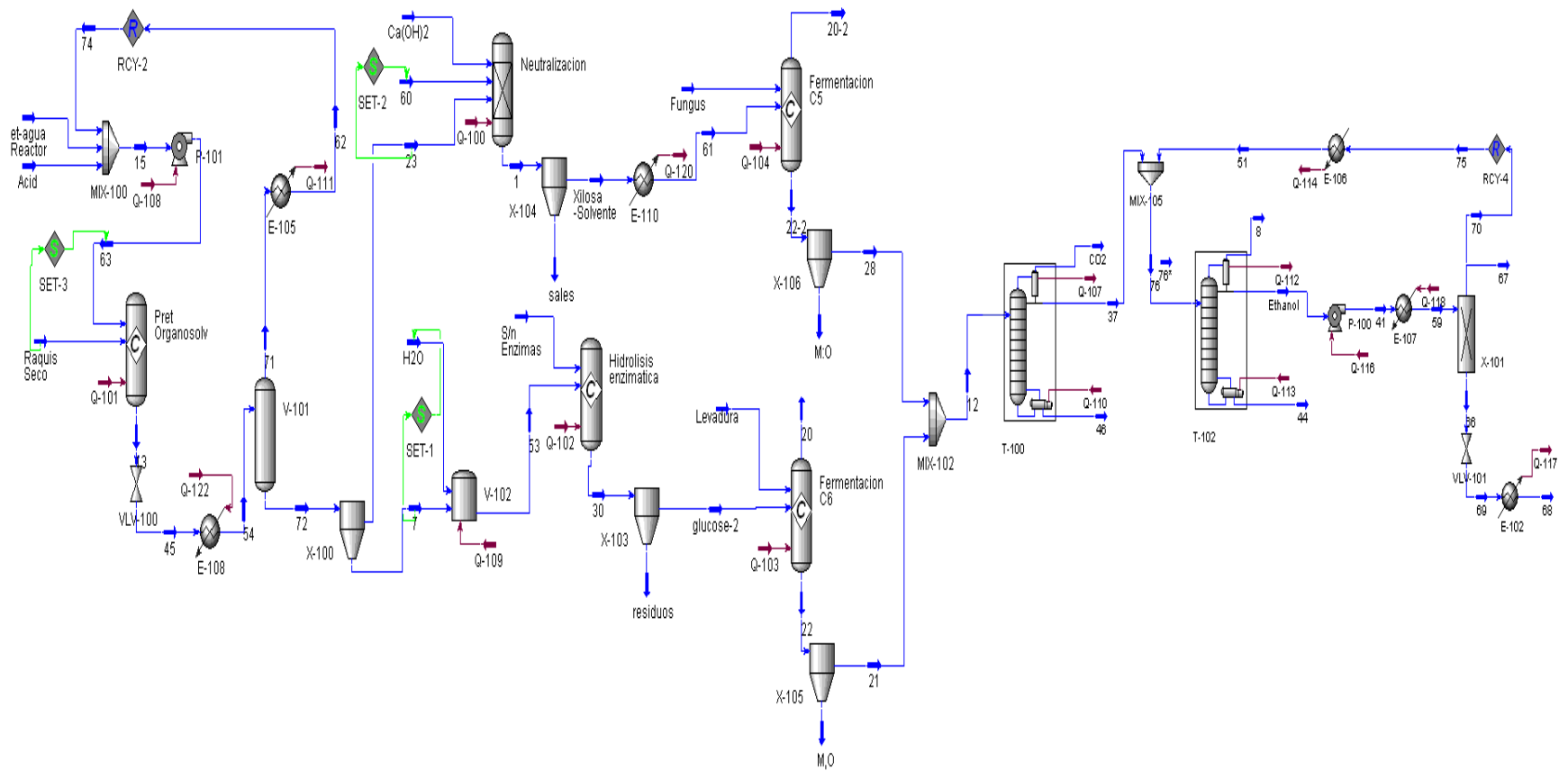
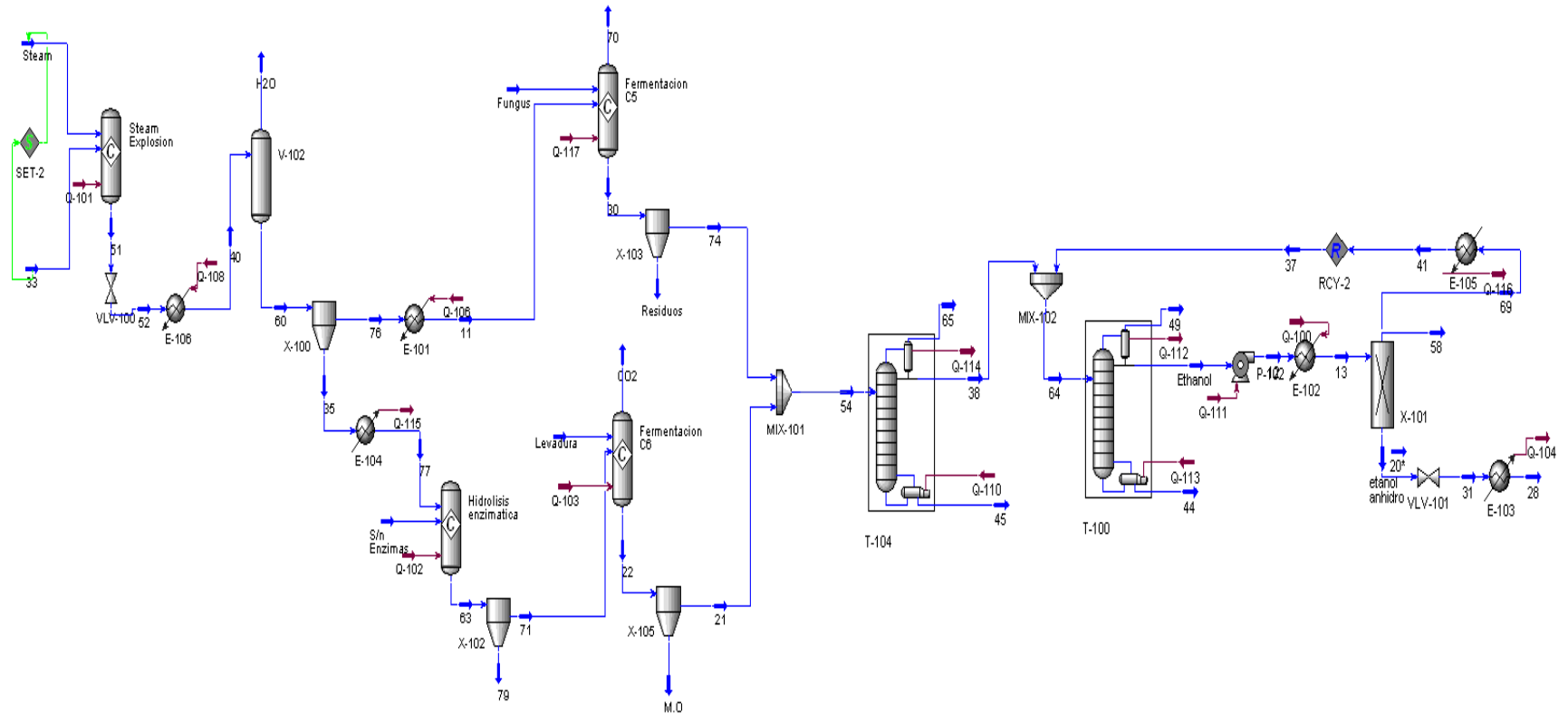


Figura A.1.3 Esquema general de la ruta con explosión de vapor



ANEXO A.2. ESPECIFICACIONES DE LOS DATOS UTILIZADOS EN HYSYS

Tabla A.2.1. Propiedades de materiales lignocelulósicos según la base de datos de NREL

COMPUESTOS	MW	ρ [kg/m ³]	ΔH_{for} [kJ/Kmol]
Celulosa	162,144	1529,620	-976362
Hemicelulosa	132,117	1529,400	-762416
Lignina	122,493	1530,050	-1592659
cenizas	15,013	1530,000	-119000
Glucosa	180,160	1269,050	-1256903
Xilosa	150,132	1287,600	-1040020
Celulasa	22,840	1502,618	-74944
Microorganismos (S. Cerevisiae, M. Indicus)	24,626	1501,829	-130500
Cal	74,093	2210	-986090
Yeso	136,140	2320	-1387560

Tabla A.2.2 Exergía química específica de los compuestos involucrados

COMPUESTO	EX ESPECIFICA [kJ/kmol]
Hidróxido de Calcio	70800
Sulfato de Calcio	25300
Etanol Líquido	1356900
H ₂ O	9500
Xilosa	1835311,36
CO ₂	19480
Glucosa	2793200
Celulosa	2749921,54
Hemicelulosa	1928225,87
Lignina	5245041,45
Cenizas	0
H ₂ SO ₄	163400
Furfural	2338710
Lignina Liquida	5245041,45
NaOH	74900
Levadura	2671964,4
Celulasa	145653,404
Sulfato de Sodio	21400

Fuente: Szargut et al. (2007) [33]

ANEXO A.3. CONDICIONES DE OPERACIÓN DE LAS RUTAS SIMULADAS

Tabla A.3.1 Condiciones de operación para la ruta con ácido-base

Pretratamiento		Ácido diluido	
Agente	H ₂ SO ₄ (1% v/v)	Neutralización	Sí
Temperatura, Presión	121 °C, 1 atm	Agente	Ca(OH) ₂
Relación de flujos	1:9 S/L		
Degradación de hemicelulosa	83 %	Solubilización de lignina	18.9 %
Pretratamiento		Alcalino	
agente	NaOH(40% p/p)	Neutralización	Sí
Temperatura, Presión	25 °C, 1 atm	Agente	H ₂ SO ₄
Relación de flujos	1:4 S/L		
Degradación de celulosa	11,6 %	Solubilización de lignina	55,84 %
Hidrólisis enzimática			
Temperatura, Presión	42 °C, 1 atm	Enzima	Celulasa
Carga enzimática	50 FPU/ g Biomasa	Degradación de celulosa	99 %
Fermentación			
Microorganismos	<i>S. Cerevisiae</i> <i>M. Indicus</i>	Temperatura, Presión	32 °C, 1 atm 37 °C, 1 atm
Conversión glucosa	100 % S.C 30 % M.I	Conversión xilosa	12% S.C 83.30 % M.I
Destilación			
Torre de concentración	# de platos 12	Fracción másica	0,3668
Torre de rectificación	# de platos 15	Fracción másica	0,9341
Tamices moleculares			0.9953

Tabla A.3.2 Condiciones de operación para la ruta con organosolv

Pretratamiento		Organosolv	
Agente	H ₂ SO ₄ (2% p/p)	Neutralización	Sí
Solvente	Etanol	Etanol/agua	65:35
Temperatura, Presión	160 °C, 14,8 atm	Agente	Ca(OH) ₂

Relación de flujos	1:8 S/L		
Degradación de hemicelulosa	86 %	Solubilización de lignina	81 %
Hidrólisis enzimática			
Temperatura, Presión	40 °C, 1 atm	Enzima	Celulasa
Carga enzimática	15 FPU/ g Biomasa	Degradación de celulosa	85 %
Fermentación			
Microorganismos	<i>S. Cerevisiae</i> <i>M. Indicus</i>	Temperatura, Presión	32 °C, 1 atm 37 °C, 1 atm
Conversión glucosa	100 % S.C 30 % M.I	Conversión xilosa	12% S.C 83.30 % M.I
Destilación			
Torre de concentración	# de platos 12	Fracción másica	0,4279
Torre de rectificación	# de platos 15	Fracción másica	0,9373
Tamices moleculares			0.9951

Tabla A.3.3 Condiciones de operación para la ruta con explosión de vapor

Pretratamiento		Explosión de vapor	
Agente	Vapor de agua	Neutralización	No
Temperatura, Presión	210 °C, 20,03 atm		
Relación de flujos	1:6,5 S/L		
Degradación de hemicelulosa	96 %	Solubilización de lignina	2 %
Hidrólisis enzimática			
Temperatura, Presión	50 °C, 1 atm	Enzima	Celulasa
Carga enzimática	85,32 FPU/ g Biomasa	Degradación de celulosa	37,76 %
Fermentación			
Microorganismos	<i>S. Cerevisiae</i> <i>M. Indicus</i>	Temperatura, Presión	32 °C, 1 atm 37 °C, 1 atm
Conversión glucosa	100 % S.C 30 % M.I	Conversión xilosa	12% S.C 83.30 % M.I
Destilación			
Torre de concentración	# de platos 12	Fracción másica	0,4063

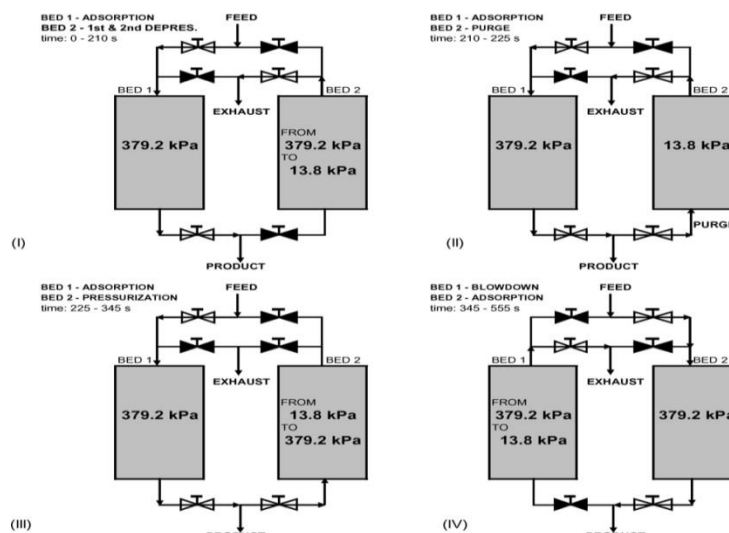
Torre de rectificación	# de platos 15	Fracción másica	0,9378
Tamices moleculares			0.9953

ANEXO A.4 Operación de los tamices moleculares mediante la tecnología PSA

Siguiendo el estudio hecho por Cardona, Quintero (2007) donde se comparan diferentes tecnologías para la deshidratación de etanol, se encontró el mejor desempeño en la configuración con adsorción de tamices moleculares, debido a su eficiencia energética (consume 2325.5 kcal/kg de producto) y menor impacto ambiental al ser un proceso más limpio, gracias a la ausencia de solventes para su funcionamiento.

En esta operación, la mezcla compuesta principalmente por etanol-agua pasa a través de un equipo cilíndrico que contiene un lecho de material adsorbente, el agua queda atrapada a través de estos filamentos de diámetro 3 Å mientras el etanol pasa a través de ella aumentando su concentración. Sin embargo, existe un deterioro inminente en los tamices, para ello se desarrolla el PSA el cual cuenta con un ciclo regenerativo que cuenta con dos lechos, como se muestra en la Figura 17.

Figura 17. Ciclo PSA



*Fuente: Simo et al. (2008) [23]

En la primera etapa, una corriente de vapor sobrecalentado de etanol-agua es alimentada al primer lecho a 372,2 KPa y 440 K, luego una parte de la

corriente de salida es usada para represurizar y purgar el lecho para continuar el ciclo, mientras la otra parte es recolectada en el fondo del lecho como etanol anhidro. En la segunda etapa, ocurre la regeneración del lecho, mediante una despresurización a 13,8 KPa, posteriormente se vuelva a presurizar a la presión de operación del lecho.

ANEXO B. ESPECIFICACIONES ANALISIS EXERGETICO

ANEXO B.1 CARACTERISTICAS DE LAS CORRIENTES UTILIZADAS

Tabla B.1.1 Características de las corrientes utilizadas en la simulación ácido diluido

<i>Unit</i>	<i>Temp [K]</i>	<i>Presur e [kPa]</i>	<i>Mass Flow [kg/h]</i>	<i>Ex Física [kJ/h]</i>	<i>Ex Química [kJ/h]</i>	<i>Ex de Flujo [kJ/h]</i>
Acido Diluido	298,15	101,325	20160	0	10392424,1	10725297,49
Raquis	373,15	101,325	2239,58756	66712564,91	13628680	80341244,58
S/n NaOH	298,15	101,325	5951,31514	0	1017495,2	1017495,219
9	298,15	101,325	7439,14685	0	1266547,755	1266547,755
13	394,15	101,325	2842,87923	100117744	5279021,5	105396765,3
30	315,15	101,325	6025,21445	1600087,83	511456,46	2111544,285
S/n Enzimas	298,15	101,325	107,000033	0	6910,069046	6910,069046
CO2(1)	305,15	101,325	463,691857	35,7717973	188864,5	188900,269
22	305,15	101,325	5254,6417	1709,81321	698082,81	699792,6258
Levadura	298,15	101,325	81,55	21,8689504	792389,67	792411,5359
CO2(2)	310,15	101,325	270,472683	64,5787294	107245,98	107310,5627
22-2	310,15	101,325	4730,09913	98710,89	389941,16	488652,0559
1	353,15	101,325	6084,70744	10404705,5	310174,19	10714879,67
15	346,07	101,325	1487,82879	18479495,9	12620376	31099871,38
23	346,07	101,325	3384,71771	7936318,15	355523,99	8291842,131
Ca(OH)2	298,15	101,325	2700	0	152.515,65	152.515,65
Agua remojo	298,15	101,325	2029,66721	0	101398,3	101398,2957
xilosa	353,15	101,325	4927,36273	8734322,7	328605,86	9062928,562
Sales y lignin	353,15	101,325	1157,34471	1670382,77	531386,76	2201769,53
Glucosa	298,15	101,325	6328,97639	0	1057684,5	1057684,526
10	298,15	101,325	1110,17046	0	9656601,6	9656601,65

glucose-2	315,15	101,325	5636,78764	1073408,82	489659,52	1563068,338
residuos	315,15	101,325	388,426813	526679,008	3335969,8	3862648,763
18	308,15	101,325	9315,86318	179661,738	234093,21	413754,9529
glucose-1	308,15	101,325	4808,02188	46748,436	235894,32	282642,7589
Lignina y sales	308,15	101,325	4507,8413	132913,302	984629,41	1117542,714
21	305,15	101,325	5227,40263	1706,37964	691578,44	693284,8236
M,O	305,15	101,325	27,239063	3,43356952	2955005,6	2955009,022
28	310,15	101,325	4705,65287	98701,9346	383134,13	481836,063
M:O	310,15	101,325	24,44626	8,95782311	2652031,5	2652040,503
31	312,15	101,325	1976,34757	2766,0953	3957732,1	3960498,195
43	373,20	101,325	7946,70596	3642843,66	387860,72	4030704,384
CO2	312,15	101,325	10,001979	3,63662151	5260,7786	5264,415184
Acido	298,15	101,325	2987	746,32775	4382392	4383138,338
Fungus	298,15	101,325	73,2	57,0868631	711026,8	711083,8888
54	310,15	101,325	4927,36273	441426,347	328605,86	770032,2058
33	307,50	101,325	9933,0555	63156,5764	1045357,1	1108513,717
12	346,07	101,325	4872,5465	26415814	1112719,3	27528533,34
Ethanol	332,80	101,325	1036,31382	5273,04888	24170901	24176174,13
38	372,90	101,325	1248,64745	55893,429	62089,264	117982,6929
49	332,93	379,2	1036,31382	5313,21501	24163608	24168921,55
60	311,56	101,325	2287,56157	2798,06149	6417682,6	6420480,684
66	307,39	101,325	311,214	123,267858	4358742,8	4358866,089
69	439,85	101,325	311,195882	48293,5175	4368273,2	4416566,717
70	388,93	379,158	724,551391	110033,184	20987979	21098012,32
71	439,85	379,158	0,566546	13,4806162	250,76604	264,2466562
25	351,30	101,325	724,551391	8449,35343	20987960	20996409,3
72	351,30	101,325	724,551391	99894,952	20987960	21087854,55
35	388,81	379,2	1036,31382	178963,415	310,12495	179273,5398
39	307,39	101,325	311,195882	123,2572	4359229,8	4359353,037
40	394,15	101,325	2842,87929	100032894,6	5311998,878	105344893,6
H2O	394,15	101,325	19556,6884	11088960,14	10293619	21382579,63
20	332,80	101,325	2,600304	8,2526347	13128,097	13136,34999

Tabla B.1.2 Características de las corrientes utilizadas en la simulación organosolv

Unit	Temp [K]	Pressure [kPa]	Mass Flow [kg/h]	Ex Física [kJ/h]	Ex Química [kJ/h]	Ex de Flujo [kJ/h]
Raquis	373,15	1499,609	2239,58756	66712564,	13628679,7	80341244,58
13	433,15	1499,609	12440,6129	185201006	71416631,7	256617638
30	313,15	101,325	2835,39209	892960,06	342391,369	1235351,44
S/n Enzimas	298,15	101,325	95,026291	0	20548,808	20548,80803
20	305,15	101,325	274,300074	21,359101	112914,72	112936,079
22	305,15	101,325	2350,33291	2933,9102	542228,158	545162,068
Levadura	298,15	101,325	147,36	0	1431676	1431676
20-2	310,15	101,325	364,940565	89,769623	152300,009	152389,778
22-2	310,15	101,325	5584,1832	187685,04	1400851,42	1588536,46
Fungus	298,15	101,325	102,52	0	996062,675	996062,675
1	318,15	101,325	6758,15433	2688004,5	477369,483	3165374,01
23	367,15	101,325	2666,49667	30316562	3374834,44	33691396,6
Ca(OH)2	298,15	101,325	685	0	51670,1994	51670,1994
Xilosa - Solvente	318,15	101,325	5846,59467	1735434,5	679291,875	2414726,45
sales	318,15	101,325	911,559653	952569,94	6126597,36	7079167,31
glucose-2	313,15	101,325	2477,27537	499853,15	321676,534	821529,691
residuos	313,15	101,325	358,116712	786213,82	1388906,75	2175120,58
21	305,15	101,325	2301,11491	5855,4122	465833,053	471688,465
M,O	305,15	101,325	49,218	6,2040859	5339373,1	5339379,3
28	310,15	101,325	5549,9412	187672,49	1391993,46	1579665,95
M:O	310,15	101,325	34,242	12,54727	3714714,54	3714727,09
39	373,15	101,325	2239,58756	66712564	13628679,7	80341244,6
CO2	308,42	101,325	6,999335	1,2577036	3442,95397	3444,21167
37	308,42	101,325	2299,28006	1810,5418	6528704,75	6530515,29
46	373,31	101,325	5544,77672	6986355,2	2754601,08	9740956,357
Ethanol	323,76	101,325	1397,72387	3870,3760	32971772,7	32975643,1
44	372,93	101,325	1315,51687	65097,07	64867,0915	129964,1615
H2O	298,15	101,325	1905,7587	2921,4477	95208,0633	98129,511
53	313,15	101,325	2740,35084	1104083,1	425206,842	1529289,94
Acid	298,15	101,325	204,7	0	341027,565	341027,565
15	347,10	101,325	10201,0384	151720,03	71849105	72000825

62	353,55	101,325	8939,52409	913308,82	73962811,5	74876120,4
63	347,57	1500	10201,0384	154552,66	72772573	72927125,75
et-agua Reactor	298,15	101,325	1056,81711	0	2140186,95	2140186,95
41	323,89	379,158	1397,72387	3910,3617	32971772,7	32975683,1
59	440,15	379,158	1397,72387	276607,35	32974416,3	33251023,6
66	438,85	379,158	980,722952	173774,02	28389974,1	28563748,1
69	435,93	101,325	980,722952	172058,87	28389974,1	28562033
75	439,85	101,325	415,960471	102073,03	6056467,59	6158540,63
76	308,53	101,325	2715,24053	2012,8167	10419321,5	10421334,3
67	439,85	379,2	1,033647	24,51916	456,10472	480,62388
68	351,30	101,325	980,722952	11407,950	28389946,1	28401354
7	367,15	101,325	834,592146	21512830	7463884,38	28976714,6
51	309,15	101,325	415,960471	231,78612	6045559,84	6045791,63
60	298,15	101,325	3406,66351	0	170185,228	170185,2282
45	355,86	101,325	12440,6129	37672429	70583116,6	108255546
61	310,15	101,325	5846,59467	631965,79	679291,875	1311257,67
70	439,85	101,325	415,967272	64962,488	6056004,8	6120967,29
71	367,15	101,325	8939,52409	987124,93	73962811,5	76341297,88
72	367,15	101,325	3501,08881	51829392	3748209,9	55577602,2
54	367,15	101,325	12440,6129	52816517	71416631,7	124233149
74	353,55	101,325	8939,52127	170993,33	73961869	74132862,34
12	308,64	101,325	7851,05611	150326,51	1845789,11	1996115,63
8	323,76	101,325	1,999791	2,8972104	4749,56285	4752,46006

Tabla B.1.3 Características de las corrientes utilizadas en la simulación explosión de vapor

Unit	Temp [K]	Pressure [kPa]	Mass Flow [kg/h]	Ex Física [kJ/h]	Ex Química [kJ/h]	Ex de Flujo [kJ/h]
30	310,15	101,325	6918,87497	126820,2417	2195055,4	2321875,677
S/n Enzimas	298,15	101,325	3456,72741	0	167996,84	167996,835
CO2	305,15	101,325	170,465434	12,94481318	68935,229	68948,1735
22	305,15	101,325	3627,96174	1202,763545	254217,51	255420,2746
Levadura	298,15	101,325	66,927	0	651660,84	651660,8428
Residuos	310,15	101,325	381,77286	139,8927154	41416301	41416440,45

21	305,15	101,325	3605,60774	1198,317097	257301,71	258500,0297
M,O	305,15	101,325	22,354	2,817791568	2425053,5	2425056,332
Steam	483,15	2030	15500,4684	8853098,773	8173945,5	17027044,3
38	319,77	101,325	1199,68787	8285,056541	3040345	3048630,016
45	373,21	101,325	8939,532	4590526,144	436043,5	5026569,642
11	310,15	101,325	6097,66675	526716,5424	390787,11	917503,6548
33	373,15	2029,54	2384,68745	66714432,2	8705038,4	75419470,6
7	373,15	101,325	6000	68543442,65	2692847,8	71236290,45
47	373,15	101,325	2384,70327	66783428,38	8722375,9	75505804,25
48	373,15	101,325	3615,29673	123606,284	1906473,9	2030080,182
51	483,15	2029,54	17885,133	361.085.826,65	2402904,3	363488730,9
52	373,37	101,325	17885,133	232016696,4	1969406,8	233986103,1
Ethanol	323,93	101,325	698,42146	1959,704855	16504317	16506276,96
44	372,66	101,325	711,397435	79148,51538	35379,648	114528,1632
54	308,32	101,325	10142,7099	93734,83512	718767,11	812501,9459
H2O	373,66	101,325	10284,0151	8751329,005	8162665	16913993,97
60	373,66	101,325	7601,11795	113724774,9	9443299,3	123168074,2
12	324,06	379,158	698,42146	1979,819131	16505963	16507943,2
13	440,00	379,158	698,42146	138112,3783	16507259	16645370,97
Etanol anhidro	438,82	379,158	486,980468	86249,50883	14106371	14192620,98
31	435,91	101,325	486,980468	22983,69659	14106371	14129355,16
69	439,85	101,325	210,926944	33038,77169	3117568,2	3150607,01
37	319,15	101,325	210,93083	425,9500745	3110458,9	3110884,885
64	319,68	101,325	1410,6187	8668,348088	4935412,3	4944080,672
65	319,77	101,325	3,489981	4,057838911	2572,5816	2576,639472
58	439,85	379,158	0,514049	12,2260696	227,429	239,6550696
41	319,15	101,325	210,926944	425,5017047	3112265,7	3112691,2
40	373,66	101,325	17885,133	68087921,73	2402822,1	70490743,81
70	310,15	101,325	321,534381	84,78771872	127069,6	127154,3829
71	323,15	101,325	3731,50171	868803,4246	216493,86	1085297,282
Fungus	298,15	101,325	1142,73199	0	11108443	11108442,92
74	310,15	101,325	6537,10211	126680,349	463073,13	589753,4787
76	373,66	101,325	6097,66675	19139610,98	2865525,6	22005136,63
77	323,15	101,325	1503,43623	5146890,059	14570563	19717452,9
63	323,15	101,325	4960,17304	4801365,018	616855,22	5418220,243

79	323,15	101,325	1228,67133	3932561,594	9993456	13926017,57
35	373,66	101,325	1503,43623	44171584,98	14570563	58742147,83
49	323,93	101,325	0,799809	1,17616671	1915,7631	1916,939251
28	351,30	101,325	486,981102	5678,924746	14106359	14112037,5

ANEXO B.2 EXERGÍA DESTRUIDA EN CADA VOLUMEN DE CONTROL

Tabla B.2.1 Exergía destruida en la ruta con ácido-base

ACIDO DILUIDO	ENTRA	SALE	Xd
PRET. ACIDO+V-101	90.733.669	126727473,2	20.137.599,41
V-102	100.032.894,69	26415814	73.617.080,69
FILTRADO	26415814	26415814	0,00
PRET. ALCALINO	32117366,6	1266547,755	30.850.818,85
X-101	0	0	0,00
NEUTRALIZ ACIDO	8.444.357,78	10.714.879,67	347.814,12
X-100	10.404.705,48	10404705,48	0,00
E-101	8734322,704	441426,347	8.292.896,36
NEUTRA. NAOH	5440076,536	413754,9529	5.380.755,28
X-104	179661,7384	179661,7384	0,00
HIDROLISIS ENZI	9946154,478	2111544,285	11.595.366,14
X-103	1600087,828	1600087,828	0,00
FERMENTA C6	2355458,005	888692,8948	2.707.753,69
X-105	1709,813208	1709,813208	0,00
FERMENTA C5	1481059,008	595962,62	885.209,05
X-106	98710,89	98710,89243	0,00
MIX-103	1175120,887	1108513,717	66.607,17
T-100			1.816.012,36
MIX-105	2889,363154	2798,061494	91,30
T-101			1.052.283,06
P-100+E-102			153.136,51
X-107	178963,4148	158340,1819	20.623,23
VLV-102	110033,1837	99894,95203	10.138,23
E-100	99894,95203	8449,353427	91.445,60
E-106	48293,51752	123,2571998	48.170,26

Tabla B.2.2 Exergía destruida en la ruta con Organosolv

ORGANOSOLV	ENTRA	SALE	Xd
E-105	2378486,343	167502,2536	2.210.984,09
MIX-100+P-101	170993,3311	154552,6686	16.440,66
PRET ORGANOSOLV	153268370,3	256617637,9	59.429.008,38
VLV-100	185201006,2	37672428,98	147.528.577,3
E-108+V-101	37672428,98	54159866,17	816.345,87
X-100	51781379,83	51781379,83	0,00
NEUTRALIZ	33866559,82	3165374,007	47.341.525,86

X-104	2688004,524	2688004,524	0,00
V-102	21515751,64	1104083,095	20.411.668,54
HIDROLISIS ENZ	1549838,745	1235351,437	314.739,68
X-103	892960,0685	1286066,98	0,00
E-110	1735434,580	631965,794	1.103.468,79
FERMENT C5	2307400,294	1740926,238	566.631,85
X-106	187685,043	187685,043	0,00
MIX-102	193527,908	150326,5186	43.201,39
FERMENT C6	2253205,687	658098,1477	1.846.716,73
X-105	2933,910202	5861,616318	0,00
T-100	150326,5186	6988167,08	3.515.790,61
MIX-105	2042,327942	2012,816699	29,51
T-102	2012,816699	68970,34327	1.599.065,83
P-100 + E-107	3870,376044	276607,3538	204.943,36
X-101	276607,3538	238761,0303	37.846,32
VLV-101	173774,0229	172058,8744	1.715,15
E-102	172058,8744	11372,43235	160.686,44
E-106	102073,0371	231,786123	101.841,25

Tabla B.2.3 Exergía destruida en la ruta con explosión de vapor

EXPLOSIÓN DE VAPOR	ENTRA	SALE	Xd
Pret. Steam	92446514,9	381834217,3	115.777.428,08
VLV-100	361085826,7	232016696,4	129.069.130,28
V-102	235539129,7	122476103,9	113.063.025,85
E-104	44171584,98	5146890,059	39.024.694,92
E-101	19139610,98	526716,5424	18.612.894,44
X-100	113724774,9	63311195,96	50.413.578,92
HIDROLISIS ENZIMATICA	19.885.449,7	5418220,243	14.495.154,56
X-102	4801365,018	4801365,018	0,00
FERMENT C6	1736958,125	324368,4481	1.773.675,57
X-105	1202,763545	1201,134889	1,63
FERMENT C5	12025946,58	2449030,06	9.577.959,21
X-103	126820,24	126820,2417	0,00
MIX-101	127878,6661	93734,83512	34.143,83
T-104			1.887.815,95
MIX-102	8711,006616	8668,348088	42,66
T-100			1.163.205,25
P-102+E-102			102.307,55
X-101	138112,3783	119300,5066	18.811,87
VLV-101	86249,50883	22983,69659	63.265,81
E-105	33038,77169	425,5017047	32.613,27
E-103	22983,69659	5678,924746	17.304,77

ANEXO B.3 CONSTANTES PARA LAS CAPACIDADES CALORIFICAS EN FUNCIÓN DE LA TEMPERATURA

Las capacidades caloríficas de los compuestos lignocelulósicos fueron generadas a partir del método de Jovack a partir de las contribuciones del grupo Δ , los demás compuestos se encuentran reportados en la literatura.

Para obtener $C_p = A + BT + cT^2 + dT^3 \left[\frac{J}{mol K} \right]$, el método de Jovack, requiere dividir en los grupos funcionales cada compuesto, luego propone la siguiente ecuación: [34]

$$C_p = \sum_{i=1}^g n_i \Delta_a - 37,93 + T \left(\sum_{i=1}^g n_i \Delta_b + 0,21 \right) + T^2 \left(\sum_{i=1}^g n_i \Delta_c - 3,91E - 4 \right) + T^3 \left(\sum_{i=1}^g n_i \Delta_d + 2,06E - 7 \right)$$

CONSTANTES PARA LA CAPACIDAD CALORIFICA [KJ/mol K]

	a	b	c	D
Hidróxido de calcio	42,88	0,2204	-0,0002	-1,00E-07
Sulfato de calcio	77,393	0,0919	-8,00E-08	3,00E-11
Etanol líquido	100,56	-1,12E-01	-1,00E-04	2,00E-06
H2O	72,43	1,04E-02	0,00E+00	0,00E+00
xilosa	226,961	0,7814E-3	-6,87E-04	2,48E-07
CO2	20,605	0,0695	-5,00E-05	1,00E-08
glucosa	0,229661	0,9163	-7,75E-04	2,69E-07
Celulosa	456,26	0,7873	-0,000753	2,92E-07
hemicelulosa	297,561	0,909	-9,81E-04	4,07E-07
lignina	162,76	1,24E+00	-2,28E-04	4,85E-07
Cenizas	151,2	0	0,00E+00	0,00E+00
H2SO4	96,489	0,156	0,00E+00	0,00E+00
furfural	473,97	0,6362	-7,15E-04	-1,07E-07
Lignina liquida	162,76	1,24E+00	-2,28E-04	4,85E-07
NaOH	57,454	0,013	-1,00E-04	3,00E-07
levadura	38,3724	0	0	0
celulasa	35,498	0	0	0
sulfato de sodio	42,842	0,2205	-0,0002	1,00E-07
Vapor de agua	32,24	1,92E-02	1,06E-05	-3,60E-09
Etanol gaseoso	9,014	0,2141	-8,39E-05	1,37E-09

*Fuente: Perry (2001) [35]. NIST [36].

ANEXO B.4. CÁLCULO DEL ANALISIS EXERGETICO

Según Ecuación 9, tenemos que la exergía física depende de la entalpia y entropía de una sustancia con respecto a un estado de referencia.

$$E_{Fisica} = \dot{n}[(\Delta H) - T_0(\Delta S)] \quad \text{donde}$$

$$\Delta H = C_p(T) * \Delta T = \int_{T_0}^T (A + BT + CT^2 + DT^3) \quad (i)$$

$$\Delta S = \frac{C_p(T)}{T} * \Delta T = \int_{T_0}^T \frac{(A + BT + CT^2 + DT^3)}{T} \quad (ii)$$

Siguiendo el esquema presentado en la Figura 8, se realizará el balance exergético para el pretratamiento ácido de la ruta 1. Utilizando los datos del anexo L para reemplazar en las soluciones de las integrales (i) y (ii), se calculará la exergía física para las corrientes Acido diluido, Raquis, 13 y H₂O.

Acido Diluido	To	T	ΔH	ΔS	Exe- Fis	Flujo molar	Ex física kJ/h
	298,15	298,15	0	0	0	-	0

Raquis	To	T	ΔH	ΔS	Exe- Fis	Flujo molar	Ex física kJ/h
Celulosa	298,15	373,15	48487,137	144,943	5272328,469	5,519786	29102124,87
Hemicelulosa	298,15	373,15	38044,062	113,697	4145204,297	5,136314	21291070,86
Lignina	298,15	373,15	42994,669	128,236	4761105,682	3,37225	16055638,64
Cenizas	298,15	373,15	11340	33,927	1224716,911	0,21534	263730,54
EXERGIA CORRIENTE							66.712.565

13	To	T	ΔH	ΔS	Exe- Fis	Flujo molar	Ex física kJ/h
H2O	298,15	373,15	5.694,06	17,03	615,93	10,38	6.395,74
xilosa	298,15	394,15	40.802,89	118,39	5.503.613	4,13	22.750.917,09
glucosa	298,15	394,15	44.612,17	129,42	6.025.736	0,38	2.261.085,14
Celulosa	298,15	394,15	62.429,64	181,29	8.377.368,46	5,14	43.096.877,78
Hemicelulosa	298,15	394,15	49.065,94	142,43	6.599.920	0,85	5.589.986,90
Lignina	298,15	394,15	56.310,02	162,94	7.727.978	2,7	20.900.657,74
Cenizas	298,15	394,15	14.515,20	42,21	1.931.724	0,22	415.977,36

H2SO4	298,15	394,15	14.446,89	41,91	1.951,59	3,67	7.156,48
Furfural	298,15	394,15	57.932,89	168,38	7.729.214	0	23.635,94
Lignina líquida	298,15	394,15	56.310,02	162,94	7.727.978	0,64	4.978.224,61
Vapor	373,15	394,15	860,4	2,24	191,62	10,38	1.989,77
EXERGIA FISICA							100.117.744

Para la corriente gaseosa H₂O, tenemos que el calor de vaporización del agua es 40650 kJ/kmol

$$\Delta H_{vap} = 40650 \text{ kJ/kmol} * 1083,9 \text{ kmol/h} = 8855773,45 \text{ kJ/h}$$

H₂O	To	T	ΔH	ΔS	Exe- Fis	Flujo molar	Ex física kJ/h
H2O	298,15	373,15	5.694,06	17,03	615,93	1083,9	6.395,74
xilosa	298,15	394,15	40.802,89	118,39	5.503.613	0,0014	22.750.917,09
glucosa	298,15	394,15	44.612,17	129,42	6.025.736	0,0001	2.261.085,14
H2SO4	298,15	394,15	14.446,89	41,91	1.951,59	0,1126	7.156,48
Furfural	298,15	394,15	57.932,89	168,38	7.729.214	0,1510	23.635,94
Lignina líquida	298,15	394,15	56.310,02	162,94	7.727.978	0,0235	4.978.224,61
Vapor	373,15	394,15	860,4	2,24	191,62	1083,9	1.989,77
Calor de vaporización						1083,9	8855773,45
EXERGIA FISICA							11.088.960

La exergía térmica se calcula a partir de la ecuación $\left(1 - \frac{T_0}{T}\right) Q$, pero primero se debe conocer los calores sensibles de las corrientes de entrada mediante la ecuación (iii).

$$\dot{Q} = \sum_{T_i}^T \dot{n} C_p (T) * \Delta T \quad (iii)$$

$$\dot{Q}_{Acido Diluido} = \sum_{25}^{25} \dot{n} C_p (T) * \Delta T = 51302442,2 \text{ kJ/h}$$

$$\dot{Q}_{Raquis} = \sum_{100}^{121} \dot{n} C_p (T) * \Delta T = 179157900 \text{ kJ/h}$$

La exergía de flujo de calor, obtenemos:

$$E_Q = 51302442,2 \left[1 - \frac{298,15}{394,15} \right] + 51302442,2 \left[1 - \frac{298,15}{394,15} \right]$$

$$E_Q = 56131403,92 \text{ kJ/h}$$

Mediante la ecuación (8), se calcula la exergía destruida por el sistema.

$$X_d = \sum E_{FLUJO_e} - \sum E_{FLUJO_s} + \sum_i E_Q$$

La exergía de flujo es la sumatoria de la exergía física y la exergía química calculadas en el ANEXO F.

CORRIENTE	E_F	E_Q	E_{Flujo}
Acido Diluido	0	10.392.424	10.392.424
Raquis	66.712.565	13.628.679	89.341.244
13	100.117.744	5.279.021	105.396.765
H₂O	11.088.960	974.585	12.063.545

$$X_d = \{10392424 + 89341244 - 105396765 - 12063545 + 56131403,92\} \text{ kJ/h}$$

$$X_d = 20137599,41 \text{ kJ/h}$$

Finalmente, se calcula la eficiencia exergética a partir de la ecuación 12.

$$\eta = 1 - \frac{20137599,41}{10.392.424 + 89.341.244 + 89.341.244}$$

$$\eta = 0,86$$

ANEXO C. ANÁLISIS IMPACTO AMBIENTAL

Tabla C.1 Requerimientos energéticos para ácido-base

Corrientes de calor

Corriente	Unidad	Valor	Equipo
Q-101	kJ/h	274552173,1	Pretratamiento ácido
23	kJ/h	16812097,46	calentamiento corrientes
Glucosa	kJ/h	10921874,38	neutralización
Q-102	kJ/h	69738226,72	Hidrolisis enzimática
Q-110	kJ/h	2710,6656	Pretratamiento alcalino
glucose-2	kJ/h	23006825,54	calentamiento corrientes
54	kJ/h	2911,940623	Fermentación
Q-109	kJ/h	43204,67575	Rehervidor primera torre
Q-114	kJ/h	338,6563418	Rehervidor segunda torre
Q-115	kJ/h	1899666,699	Calentamiento sistema PSA

Tabla C.2 Requerimientos eléctricos para ácido-base

Corrientes de energía eléctrica

Corriente	Unidad	Valor
Bombas	kW	14,70133981
Agitadores	kW	32,46
Misceláneo	kW	116,0838965

Tabla C.3 Insumos para ácido-base

Corrientes de insumos			
Corriente	Unidad	Valor	Equipo
Ácido Sulfúrico	kg/h	3297,9684	Agente pret. Ácido y neutraliz. de NaOH
Hidróxido de calcio	kg/h	810	Neutralización de ácido
NaOH	kg/h	2380,52606	Pretratamiento Alcalino
Agua de proceso	kg/h	27541,3081	Agua requerida en el proceso
Microorganismo	Kg/h	51,6853224	Agente Fermentación
Enzima	Kg/h	8,2445	Agente Hidrolisis Enzimática

Tabla C.4 Requerimientos energéticos para organosolv

Corrientes de calor

Corriente	Unidad	Valor	Equipo
Q-101	kJ/h	536023616,1	Pretratamiento
Q-122	kJ/h	86536838,63	Separador Flash
23	kJ/h	327126,4235	corriente Neutralización
Q-102	kJ/h	19121,8886	Hidrolisis enzimática
Glucose-2	kJ/h	3418,459473	calentamiento corrientes
61	kJ/h	4078,185435	Fermentación
Q-110	kJ/h	151707,2888	Rehervidor primera torre
Q-113	kJ/h	11727,23854	Rehervidor segunda torre
Q-118	kJ/h	1627686,098	Calentador PSA

Tabla C.5 Requerimientos eléctricos para organosolv

Corrientes de energía eléctrica

Corriente	Unidad	Valor
Bombas	kW	9,810534439
Agitadores	kW	29,44
Misceláneo	kW	70,82307629

Tabla C.6 Insumos para organosolv

Corrientes de insumos			
Corriente	Unidad	Valor	Equipo
Ácido Sulfúrico	kg/h	204,7	A Pretratamiento
Hidróxido de calcio	kg/h	274	Neutralización
Etanol	kg/h	527,897	Pretratamiento
Agua de proceso	kg/h	8626,886	Agua para todo el proceso
Microorganismo	Kg/h	83,460	Agente Fermentación
Enzima	Kg/h	18	Agente Hidrolisis Enzimática

Tabla C.7 Requerimientos energéticos para explosión de vapor

Corrientes de calor

Corriente	Unidad	Valor	Equipo
Q101	kJ/h	1071185360	Calor reactor Pretratamiento
Q102	kJ/h	369670,9374	Calor hidrólisis enzimática
11	kJ/h	45454,13864	Calentamiento corrientes
71	kJ/h	1552,564312	Fermentación
Q.110	kJ/h	9885,249095	Rehervidor primera torre
Q-113	kJ/h	31290,69582	Rehervidor segunda torre
Q-100	kJ/h	812566,5659	Calentador PSA

Tabla C.8 Requerimientos eléctricos para explosión de vapor

Corrientes de energía eléctrica

Corriente	Unidad	Valor
Bombas	kW	10,32246908
Agitadores	kW	23,89
Misceláneo	kW	70,29325613

Tabla C.9 Insumos para explosión de vapor

Corrientes de insumos			
Corriente	Unidad	Valor	Equipo
Agua de proceso	kg/h	20459,0699	Agua requerida en todo el proceso
Microorganismo	Kg/h	53,364	Agente Fermentación
Enzima	Kg/h	30	Agente Hidrolisis Enzimática

Tabla C.10 Emisiones gaseosas y efluentes del ácido-base

Emisiones Acido Diluido			
Corriente	Unidad	Valor	Equipo
CO2	kg/h	711,292891	Fermentadores, destiladores y PSA
Etanol	kg/h	19,7426756	Fermentadores y destiladores
Vapor de agua	kg/h	16,2960083	Fermentadores
Agua	Kg/h	9031,89804	Fondos de destiladores
Etanol	Kg/h	3,68329771	Fondos de destiladores

Tabla C.11 Emisiones gaseosas y efluentes de organosolv

Emisiones Organosolv			
Corriente	Unidad	Valor	Equipo
CO2	kg/h	762,031892	Fermentadores y destilador T-100
Etanol	kg/h	31,0527699	Fermentadores y destilador T-100
Vapor de agua	kg/h	17,5651681	Fermentadores
Agua	Kg/h	6543,43	Fondos de destiladores
Etanol	Kg/h	3,17423331	Fondos de destiladores

Tabla C.12 Emisiones gaseosas y efluentes de explosión de vapor

Emisiones Explosión de vapor			
Corriente	Unidad	Valor	Equipo
CO2	kg/h	562,048526	Fermentadores y destilador T-104
Etanol	kg/h	21,8245557	Fermentadores y destilador T-104
Vapor de agua	kg/h	26,423006	Fermentadores
Agua	Kg/h	10173,5823	Fondos de destiladores
Etanol	Kg/h	2,6539.732	Fondos de destiladores

ANEXO C.1 REDES DE LOS IMPACTOS AMBIENTALES PARA LOS PROCESOS ANALIZADOS

Mediante el uso del software Simapro V7.1 se pueden obtener las redes de los procesos involucrados en los sistemas bajo estudio para cada categoría de impacto ambiental.

La red nos muestra las cargas ambientales generadas por la Interacción de los procesos de calentamiento con gas natural, energía eléctrica insumos y emisiones de cada proceso para la producción de 1 MJ (0,035 kg) de etanol como combustible.

Figura C.1.1 Red de cargas ambientales para producción de etanol mediante la ruta ácido-base

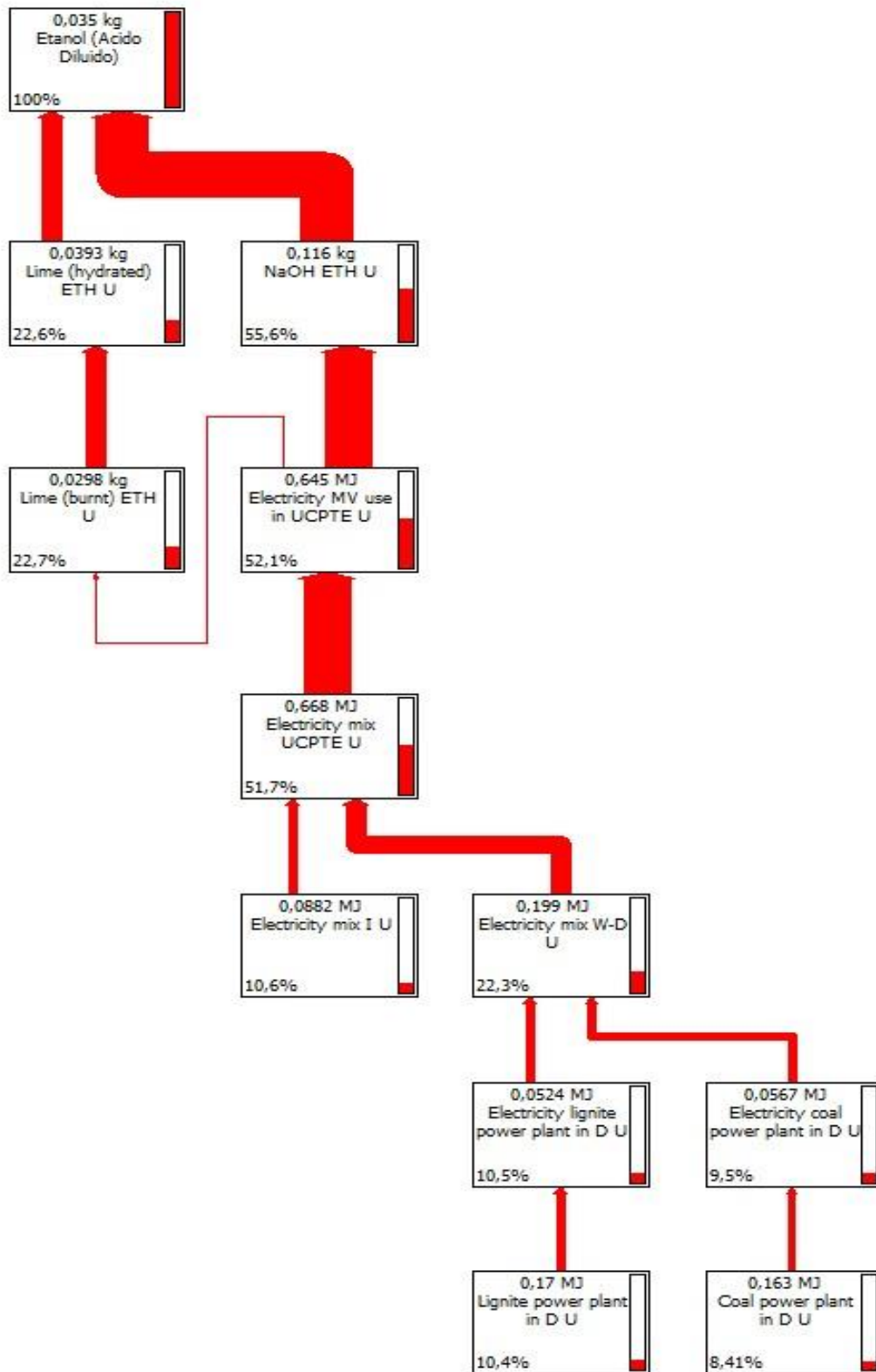


Figura C.1.2 Red de cargas ambientales para producción de etanol mediante la ruta organosolv

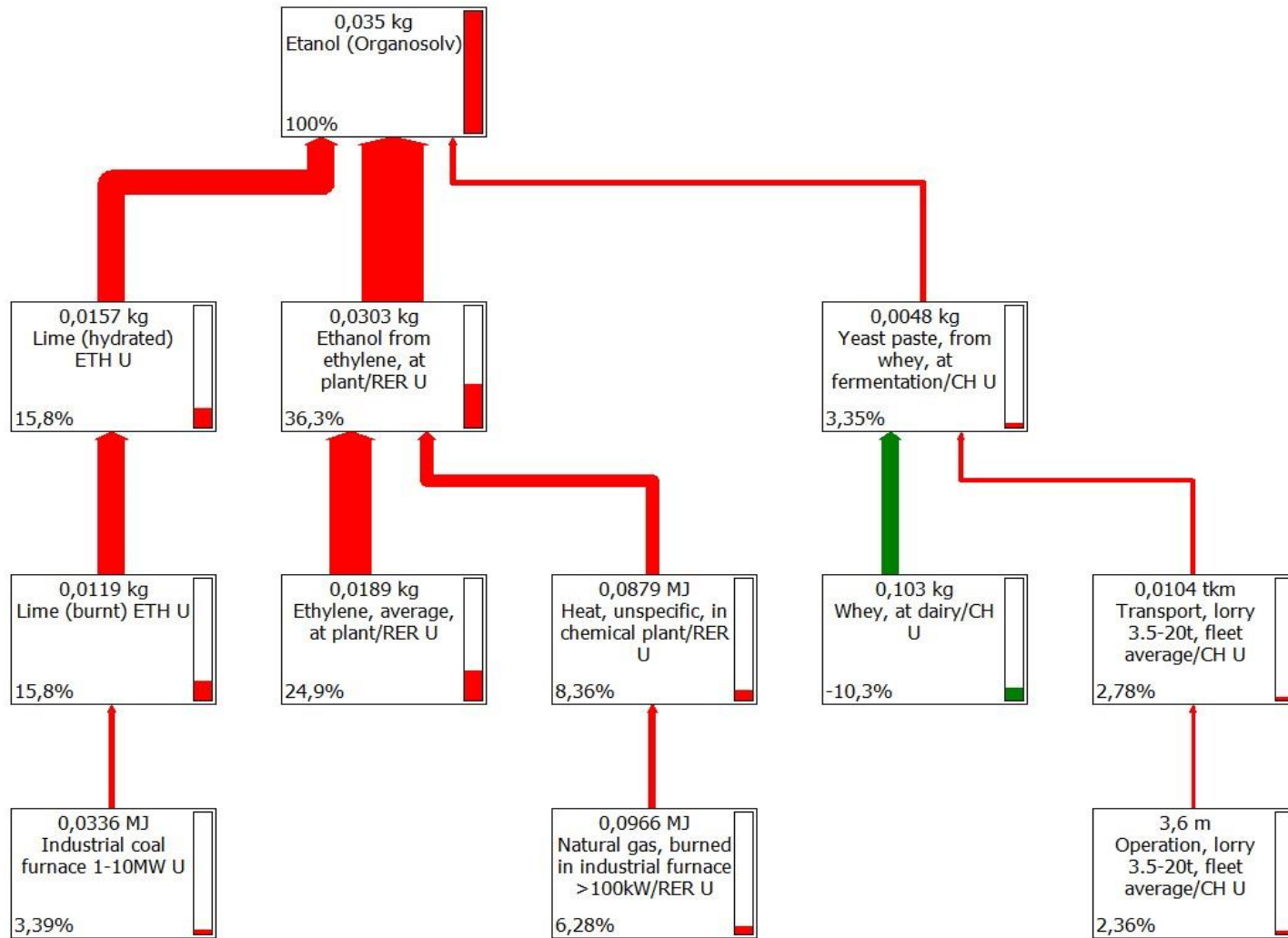


Figura C.1.3 Red de cargas ambientales para producción de etanol mediante la ruta explosión de vapor

