



Casa abierta al tiempo

**Universidad Autónoma Metropolitana**

**Azcapotzalco**

Diseño y simulación del proceso de obtención de etanol a  
partir de bagazo de caña

Maestría en Ingeniería de Procesos

Sustentante

I.Q. José Luis Montiel Rivas

Director de Tesis:

M. en I. Carlos R. Tapia Medina  
Departamento de Energía, UAM-A

Co-director de Tesis:

Dr. Jorge Arturo Aburto Anell  
Gerencia de Transformación de biomasa, IMP

JULIO 2017



**El autor agradece al CONACyT el apoyo otorgado para la realización de estudios de posgrado.**

## **RESUMEN**

El desarrollo de la sociedad ha generado una demanda de combustibles, los cuales se producen principalmente a partir de recursos no renovables, en particular de derivados del petróleo. Dos problemas de los combustibles a partir de fuentes no renovables son su gradual agotamiento, así como la generación de altas cantidades de emisiones contaminantes. Una alternativa es la generación de combustibles a partir de energías alternas o renovables, los cuales generan menos problemas al medio ambiente. Uno de los combustibles alternos de mayor interés es el etanol a partir de biomasa. En este proyecto, se presenta el diseño, la simulación, y un estudio preliminar de la factibilidad económica de la producción de etanol a partir de bagazo de caña. Los resultados muestran que es posible la producción económicamente factible de etanol a partir de bagazo de caña.

## **ABSTRACT**

The development of society has generated a demand for fuels, which are mainly produced from non-renewable resources, in particular from fossil fuels. Two problems of fuels from non-renewable sources are their gradual depletion, as well as the generation of high amounts of pollutants. An alternative is the generation of fuels from alternative or renewable energies, which generate fewer problems to the environment. One of the alternative fuels of greatest interest is the ethanol from biomass. In this project is addressed the design, simulation, as well as a preliminary study of the economic feasibility of the production of ethanol from sugarcane bagasse. The results show that it is possible to economically feasible production of ethanol from sugarcane bagasse.

## Contenido

1.	<b>ANTECEDENTES</b> .....	1
1.1	Biocombustibles .....	1
1.2	Industria Azucarera en México.....	2
1.3	Etanol a partir de bagazo de caña .....	5
1.4	Bagazo de caña .....	7
1.5	Pretratamientos de biomasa lignocelulósica.....	11
1.6	Hidrólisis ácida y enzimática.....	14
1.7	Fermentación en continuo.....	17
1.8	Etanol anhidro.....	19
2.	<b>JUSTIFICACIÓN</b> .....	22
3.	<b>PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA</b> .....	24
3.1	Hipótesis .....	24
4.	<b>OBJETIVOS</b> .....	25
4.1	Objetivo general.....	25
4.2	Objetivos específicos .....	25
5.	<b>METODOLOGÍA</b> .....	26
5.1	Determinación de cenizas y humedad .....	27
5.2	Hidrólisis ácida de bagazo de caña .....	27
5.3	Determinación de azúcares totales, azúcares reductores y lignina .....	28
5.4	Bases de diseño.....	29
5.4.1	Bagazo de caña .....	29
5.4.2	Modelo termodinámico.....	30
5.4.3	Fermentación en continuo.....	31
5.5	Proceso por explosión de vapor .....	31
5.6	Proceso liquid hot water .....	33
5.7	Proceso organosolv .....	34
6.	<b>RESULTADOS Y DISCUSIÓN</b> .....	36
6.1	Composición de bagazo de caña.....	36
6.2	Procesos SE, LHW y O .....	37

6.3	Integración térmica.....	61
6.4	Estimación de costos.....	68
7.	<b>CONCLUSIONES</b> .....	71
8.	<b>REFERENCIAS</b> .....	73

#### Figuras

Figura 1.1	Estados de la República donde se ubican los ingenios azucareros .....	3
Figura 1.2	Proceso de obtención de etanol a partir de bagazo de caña .....	6
Figura 1.3	Monolignoles más comúnmente encontrados en el polímero de la lignina .....	8
Figura 1.4	Estructura y productos de hidrólisis de celulosa y hemicelulosa.....	8
Figura 1.5	Efecto del pretratamiento en el material lignocelulósico .....	11
Figura 1.6	Tipos de pretratamiento de material lignocelulósico.....	12

#### Tablas

Tabla 1.1	Producción de caña de azúcar en el mundo en 2013.....	2
Tabla 1.2	Ingenios azucareros en México.....	4
Tabla 1.3	Producción de azúcar en México de 2006 a 2014.....	5
Tabla 1.4	Composición de bagazo de caña reportada por Silva .....	9
Tabla 1.5	Composición de bagazo de caña reportada por Girisuta.....	9
Tabla 1.6	Composición de bagazo de caña de acuerdo con Nobuyuki .....	10
Tabla 6.1	Composición de bagazo de caña determinada experimentalmente.....	35

### Acrónimos y símbolos

LHW	Liquid hot water
SE	Explosión de vapor (steam explosión)
O	Organosolv
NRTL	Non Random Two Liquids

***Diseño y simulación del proceso de obtención de  
etanol a partir de bagazo de caña***

## 1.0 ANTECEDENTES

### 1.1 Biocombustibles

El incremento de la población mundial y en consecuencia, su mayor demanda de energía y el cambio en las condiciones climáticas, así como la disminución de las reservas de petróleo han planteado a la sociedad la necesidad de buscar fuentes alternas de energía para cubrir sus necesidades [1, 2, et al]. Estas deben ser fuentes renovables de energía, en particular, los biocombustibles son una opción prometedora para garantizar la seguridad energética en el futuro, resultando en beneficios tanto económicos como ambientales.

En los últimos años, diversos países han dirigido su atención al desarrollo de fuentes de energía renovables para autoconsumo o exportación. En el mundo, el 89 % del consumo total de energía se produce a partir de fuentes no renovables y sólo el 11 % proviene de fuentes renovables como la energía eólica, geotérmica, hidráulica, entre otras. Debido a esto, México debe incorporar gradualmente nuevas fuentes renovables de energía de manera tal que se asegure un aprovechamiento sustentable de la gran biodiversidad existente, a la vez que fomente las condiciones que garanticen el abasto alimentario y el cuidado del medio ambiente.

Los biocombustibles se identifican como aquellos obtenidos a partir de biomasa mediante su procesamiento químico, térmico o biotecnológico [37]. Entre ellos se pueden mencionar el biodiesel, bioetanol, biogás y biohidrógeno. Los biocombustibles se utilizan principalmente como fuente de energía de vehículos a motor y producción de electricidad. Se obtienen a partir de materias primas de origen agrícola, ganadero y desechos orgánicos, los cuales pueden ser substitutos de forma parcial o total de los combustibles de origen fósil, en algunos casos, sin necesidad de modificar los motores o el diseño de los vehículos.

Uno de los bioenergéticos que ha cobrado mayor auge en los últimos años a nivel mundial es el etanol, producido principalmente a base de maíz y caña de azúcar, y cuya producción encabezan Estados Unidos con 50,300 millones de litros y Brasil con 23,700 millones de

litros en 2013 [5, 8, 37]. El biodiesel en cambio, se obtiene en Europa, en su mayor parte, de cultivos oleaginosos como colza, soya, canola y girasol.

Productos como la remolacha, sorgo dulce, caña de azúcar, jatropha, higuera y palma de aceite, representan algunas de las posibilidades que tiene México para la generación de bioenergéticos a partir de biomasa. Es aquí donde la investigación científica y el desarrollo tecnológico deben establecer si estos cultivos tienen el potencial para la producción de biocombustibles.

## 1.2 Industria Azucarera en México

México es uno de los principales productores de caña de azúcar a nivel mundial, en 2013 ocupaba el lugar número 6 (tabla 1.1) con 61.2 millones de toneladas de caña producida, mientras que Brasil, produce 12 veces más caña de azúcar que México. En el continente americano se encuentra solo debajo de Brasil que es el principal productor de caña a nivel mundial. Por esta razón, México tiene un gran potencial para producir etanol a partir de caña de azúcar [FAO, 2013].

*Tabla 1.1 Producción de caña de azúcar en el mundo en 2013 (fuente FAO).*

	País	Toneladas
1	Brasil	739'267,042
2	India	341'200,000
3	China	126'136,000
4	Tailandia	100'096,000
5	Pakistán	63'749,900
6	México	61'182,077
7	Colombia	34'876,332
8	Indonesia	33'700,000
9	Filipinas	31'874,000
10	EEUU	27'905,943



De acuerdo a lo reportado por la comisión nacional para el desarrollo sustentable de la caña de azúcar (CONADESUCA), México produce caña de azúcar en 15 estados de la República los cuales son: Campeche, Colima, Chiapas, Jalisco, Michoacán, Morelos, Nayarit, Oaxaca, Puebla, Quintana Roo, San Luis Potosí, Sinaloa, Tabasco, Tamaulipas y Veracruz. De ellos, el mayor productor es el estado de Veracruz, que aporta casi la mitad de la producción. En el país hay 39 ingenios azucareros que se agrupan en 7 diferentes zonas del territorio mexicano, como se observa en la figura 1.1, estas zonas agrupan a los 15 estados donde se produce la caña de azúcar.



*Figura 1.1 Estados de la República donde se ubican los ingenios azucareros.*

En la tabla 1.2 se enlistan los 39 ingenios azucareros con los que cuenta México, la zona a la cual pertenecen y estado de la república donde se encuentran ubicados, esto según datos de la cámara nacional de las industrias azucarera y alcoholera (CNIAA). De la CONADESUCA, se obtuvo la información de la tabla 1.3, como se observa, en el 2014 se produjeron 52.2 millones de toneladas de caña de azúcar en nuestro país de lo cual 7.5 millones de toneladas son de bagazo de caña seco. Desde el año 2006 a la fecha la

producción de caña en el país ha ido aumentando y se estima que esta tendencia siga en los próximos años [CONADESUCA].

*Tabla 1.2 Ingenios Azucareros en México*

<b>Zona</b>	<b>Ingenio Azucarero</b>	<b>Estado de la República</b>
1	El Dorado, La Primavera, Los Mochis, Puga.	Sinaloa
2	Lázaro Cárdenas, Melchor Ocampo, Queseria, San Francisco Ameca, Santa Clara, Tala, Tamazula.	Michoacán, Jalisco, Colima
3	Aaron Saenz Garza, El Higo, El Mante, Plan de San Luis, San Miguel Naranjo, Panuco.	Tamaulipas, Veracruz, San Luis Potosí
4	Atencingo, Casa Sano La Abeja, Emiliano Zapata, Adolfo López Mateos.	Puebla, Morelos, Oaxaca
5	Mahuixtlán, El Potrero, San Miguelito, La Gloria, El Modelo, San Nicolas, San José de Abajo, Constanca.	Veracruz
6	La Providencia, San Cristóbal, San Pedro, Tres Valles.	Veracruz
7	Presidente Benito Juárez, Huixtla, La Joya, Pujiltic (LaFe), San Rafael de Pucte, Santa Rosalia de la Chontalpa.	Tabasco, Campeche, Chiapas, Quintana Roo
Total	39	15

Tabla 1.3 Producción de azúcar en México de 2006 a 2014.

Año	Caña molida neta (Toneladas)	Porcentaje de bagazo en caña (%)	Humedad en bagazo (%)	Bagazo de caña (Toneladas)	Azúcar producida total (Toneladas)	Alcohol 96 GL producido (Litros)
2006	45,561,410	29.06	51.01	6,753,798	5,282,090	50,068,096
2007	47,273,290	28.79	51.05	6,947,895	5,314,084	38,865,959
2008	46,519,776	29.06	49.73	6,722,823	5,520,687	19,427,526
2009	40,944,741	29.57	51.03	6,178,386	4,962,495	14,504,473
2010	41,806,740	29.08	51.28	6,234,315	4,825,539	11,826,693
2011	42,528,070	29.09	50.89	6,295,813	5,183,500	19,342,517
2012	44,473,265	29.15	51.09	6,623,286	5,048,469	15,309,262
2013	59,011,397	28.57	50.72	8,551,167	6,974,799	16,685,963
2014	52,246,817	28.48	50.51	7,515,834	6,021,292	17,607,854

### 1.3 Etanol a partir de bagazo de caña

El etanol puede obtenerse a partir de cultivos energéticos y biomasa [3, 5, et al], es utilizado para oxigenar la gasolina, permitiendo una mejor oxidación de hidrocarburos y reduciendo las emisiones de monóxido de carbono, compuestos aromáticos y compuestos orgánicos volátiles a la atmósfera [6, 8, 37]. El uso del etanol como combustible no genera una emisión neta de CO<sub>2</sub> sobre el ambiente debido a que el CO<sub>2</sub> producido en los motores durante la combustión y durante el proceso de obtención de etanol, es nuevamente fijado por la biomasa mediante el proceso de fotosíntesis.

Entre los cultivos energéticos más usados para la producción de etanol, la caña de azúcar es la materia prima más utilizada en países tropicales como Brasil e India. En Norte América y Europa el etanol carburante se obtiene del almidón presente en el maíz y los cereales [3,

37]. En general una tonelada de caña de azúcar genera 280 kg de bagazo, y 540 millones de toneladas secas de caña son procesadas anualmente alrededor del mundo. Alrededor del 50% del bagazo se quema para generar energía, mientras que el resto es almacenado. Debido a la importancia del bagazo como desecho industrial, hay un gran interés en desarrollar métodos para la producción de combustible y químicos a partir de este, que ofrezcan beneficios económicos y ambientales.

El bagazo de caña está compuesto principalmente de lignina (20-30%), celulosa (40-45%) y hemicelulosa (30-35%) [7, 31]. En general la producción de etanol carburante a partir de bagazo de caña involucra 5 etapas principales: pretratamiento de la biomasa, hidrólisis de celulosa, fermentación de hexosas, separación y tratamiento de efluentes (figura 1.2).

La fracción sólida del pretratamiento contiene celulosa la cual es hidrolizada, y la fracción líquida contiene hemicelulosa hidrolizada. Una vez que se completa la hidrólisis de la celulosa, el hidrolizado resultante es fermentado y convertido a etanol [3]. Este proceso se llama hidrólisis y fermentación separada (SHF). SHF es una de las configuraciones que han sido probadas más extensivamente.

El etanol obtenido a partir de biomasa lignocelulósica como: residuos agrícolas, residuos forestales, pastos y maderas, es ampliamente reconocido como combustible líquido sustentable con grandes ventajas económicas y ambientales, pero los costos de producción deben ser competitivos para que estos beneficios se manifiesten.

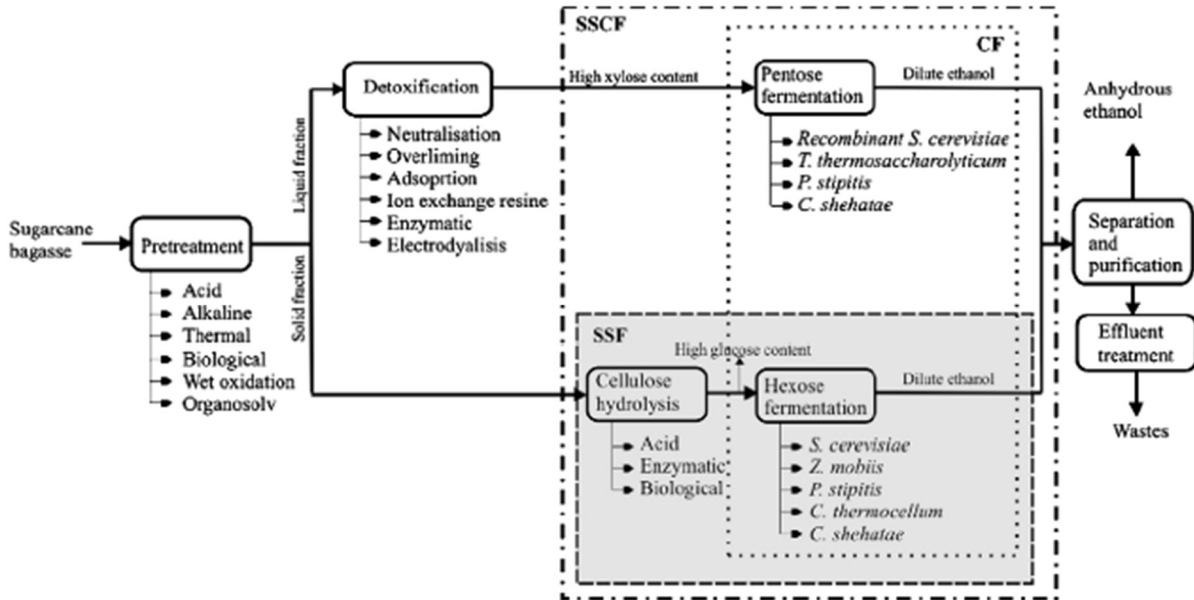


Figura 1.2. Proceso de obtención de etanol a partir de bagazo de caña. CF, co-fermentación; SSF, sacarificación y fermentación separada; SSCF, sacarificación y co-fermentación separada.

Los procesos de hidrólisis y fermentación en continuo ofrecen ventajas importantes en reducción de costos, pero poco se ha hecho respecto al procesamiento en continuo de la biomasa lignocelulósica en etanol. Algunos fermentadores en continuo se emplean actualmente para producir etanol a partir de caña de azúcar y maíz, aprovechando la alta productividad volumétrica, bajos costos de mano de obra y la reducción de tiempos muertos para limpieza y llenado del reactor. Por otro lado, los fermentadores en continuo son más susceptibles a la contaminación microbiana y son más complejos de operar [15].

#### 1.4 Bagazo de caña

La biomasa lignocelulósica está compuesta principalmente de tres polímeros: celulosa, hemicelulosa y lignina. La celulosa es un polisacárido, insoluble en agua, compuesto de cientos de miles de unidades de  $\beta$ -(1,4)-glucosa (ver figura 1.4). La hemicelulosa está compuesta de varios azúcares, de los cuales el más abundante es xilano, compuesta de

unidades de xilosa, 4-O-metil-D-ácido glucurónico y ácido acético. Otros componentes principales de la hemicelulosa son manano, galactoglucomanano y arabinano [2]. La lignina es un polímero altamente entrecruzado compuesto de unidades sustituidas de fenilpropeno, por ejemplo: alcohol p-cumarílico ( $C_9H_{10}O_2$ ), alcohol coniferílico ( $C_{10}H_{12}O_3$ ) y alcohol sinapílico ( $C_{11}H_{14}O_4$ ) [15]. Este actúa como pegamento, manteniendo unidas las fibras de celulosa y hemicelulosa.

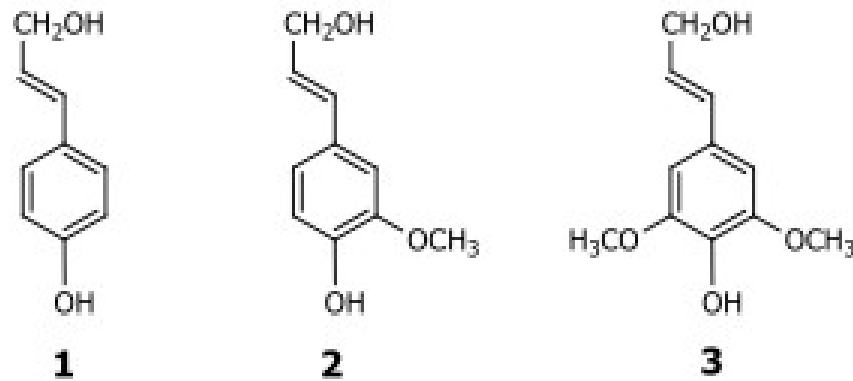


Figura 1.3. Monolignoles más comúnmente encontrados en el polímero de la lignina; (1) alcohol p-cumarílico, (2) alcohol coniferílico, (3) alcohol sinapílico.

A nivel molecular, la hidrólisis de materiales lignocelulósicos sigue una compleja serie de reacciones, involucrando varios productos intermedios como se muestra en la Figura 1.4. La celulosa es hidrolizada a glucosa, por otro lado, los heteropolímeros que constituyen la hemicelulosa se hidrolizan para dar pentosas, hexosas, ácido acético y ácido glucurónico [2].

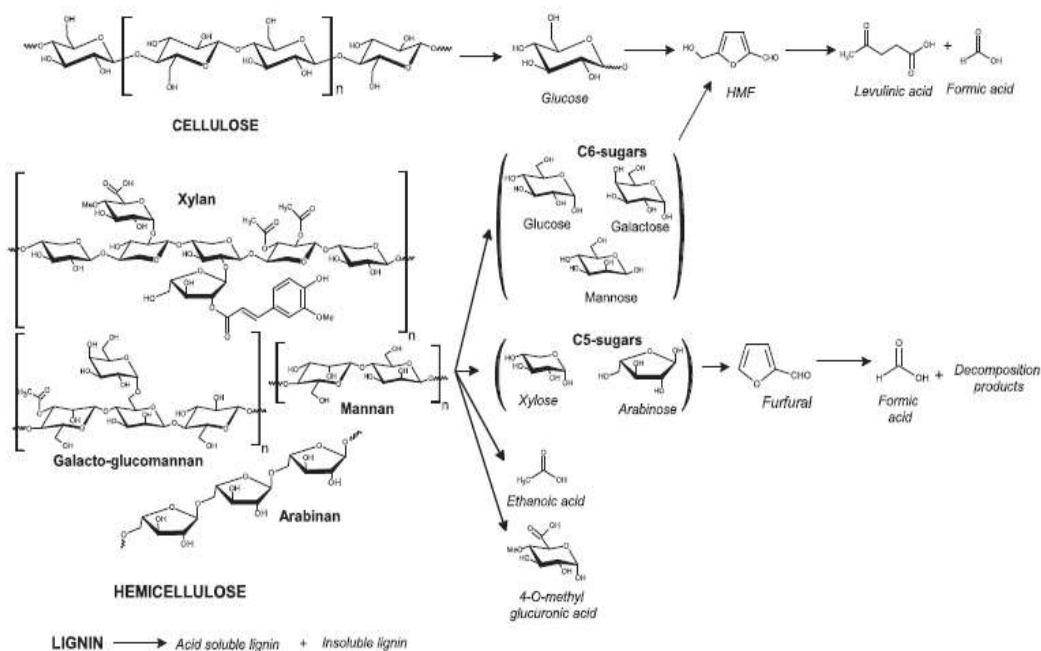


Figura 1.4. Estructura y productos de hidrólisis de celulosa y hemicelulosa.

En literatura, hay varios trabajos que reportan la composición de bagazo [1, 2, 4, et al]. Silva reporta la composición de bagazo de caña mostrada en la tabla 1.4, obtenida a partir de 50 muestras de bagazo de caña, provenientes de distintos ingenios azucareros en Brasil [1]. Por otro lado, Girisuta y sus colaboradores utilizaron bagazo de caña proveniente del centro de tecnología en azúcar de caña de Piracicaba, Sao Paulo, Brasil [2], aquí el glucano se refiere a la celulosa; y xilano, arabinano, galactano y manano son la hemicelulosa que contiene el material lignocelulósico (tabla 1.5).

Tabla 1.4. Composición de bagazo de caña reportada por Silva [1].

Componente	Fórmula	Composición (% w/w)
Celulosa	$C_6H_{10}O_5$	43.38
Hemicelulosa	$C_5H_8O_4$	25.63
Lignina	$C_{7.3}H_{13.9}O_{1.3}$	23.24
Cenizas		2.94
Ácidos orgánicos	$C_6H_6O_6$	4.81

Determinado a partir de 50 muestras de bagazo de caña de Brasil.

Tabla 1.5. Composición de bagazo de caña reportada por Girisuta [2].

Componente	Composición (% w/w)
Glucano	43.3
Xilano	22.4
Arabinano	2.3
Galactano	0.6
Manano	0.4
Lignina Klason	18.0
Lignina soluble en ácido	2.3
Ácidos orgánicos	3.6
Cenizas	6.0
Otros	1.1

Nobuyuki determinó experimentalmente la composición de bagazo de caña, de la tabla 1.6, proveniente de Piracicaba, SP, Brasil, mediante el procedimiento establecido por el Laboratorio Nacional de Energías Renovables (NREL) [10]. En el trabajo de Días [4, 5] y otros, se ha tomado como referencia la misma composición de bagazo de caña que reporta Silva [1]. Ambas provienen de un congreso en Brasil, donde se presentaron los resultados del análisis de 50 muestras de bagazo de caña provenientes de distintos ingenios azucareros en ese país.



Tabla 1.6 Composición de bagazo de caña de acuerdo con Nobuyuki [39].

Componente	Composición (% w/w)
Celulosa	34.1 ± 1.2
Hemicelulosa	29.6 ± 1.4
Lignina	19.4 ± 0.4
Cenizas	7.9 ± 1.1
Humedad	4.4 ± 0.1
Total	95.5 ± 4.3

### 1.5 Pretratamiento de biomasa lignocelulósica

La biomasa lignocelulósica está compuesta principalmente de tres polímeros: celulosa, hemicelulosa y lignina. Estos polímeros se encuentran asociados formando una matriz heterogénea [27]. La hidrólisis de celulosa y hemicelulosa convierte a estos polisacáridos en azúcares monoméricos, los cuales se fermentan para obtener etanol. Para que los polisacáridos puedan ser fácilmente hidrolizados se requiere pretratar el material lignocelulósico.

El propósito del pretratamiento es alterar la estructura de la biomasa de tal manera que la celulosa y hemicelulosa estén más accesibles a las enzimas encargadas de convertirlas en monosacáridos, como se observa en la figura 1.5 [12]. Un pretratamiento efectivo debe evitar la transformación de hemicelulosa en productos de descomposición como ácido acético y furfural (figura 1.4), ya que inhiben el crecimiento del microorganismo en la etapa de fermentación. También, se busca que el pretratamiento reduzca la cristalinidad de la celulosa y aumente la porosidad del material lignocelulósico. Se ha demostrado que la

celulosa altamente cristalina es menos accesible al ataque enzimático que la celulosa amorfa [27].

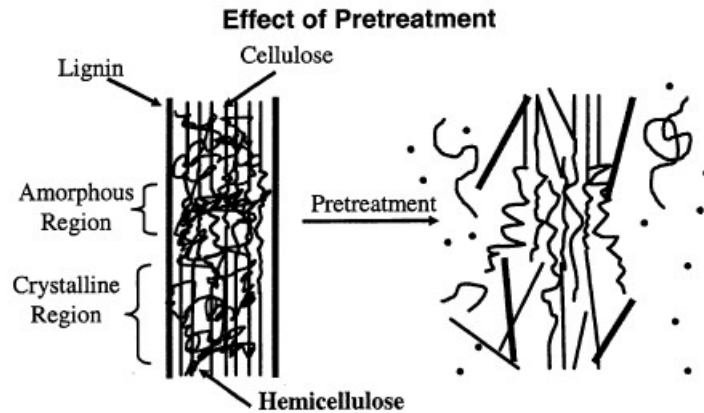


Figura 1.5. Efecto del pretratamiento en el material lignocelulósico.

Además de estas características, el pretratamiento debe tener bajo costo de operación y baja demanda de energía, además operarse de manera que la energía consumida por el pretratamiento pueda ser utilizada en otras partes del proceso.

Existen distintos tipos de pretratamiento, en general pueden clasificarse en: físicos, químicos, biológicos y físico-químicos, como se observa en la figura 1.6. Se han investigado ampliamente distintos tipos de pretratamiento con la finalidad de incrementar la conversión de azúcares poliméricos en azúcares monoméricos, evitar la formación de inhibidores de fermentación, reducir costos de operación y la demanda energética del pretratamiento, entre otros aspectos. Diversos autores reportan extensas revisiones de lo que se ha hecho en el campo de los pretratamientos [1, 12, 27, et al].

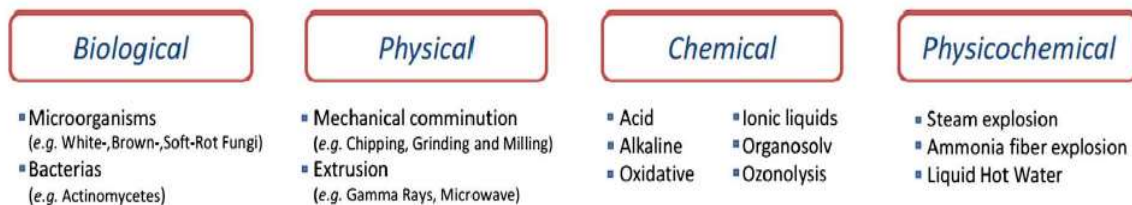


Figura 1.6. Tipos de pretratamiento de biomasa lignocelulósica [1].

El pretratamiento químico tiene como objetivo principal mejorar la digestibilidad de la celulosa mediante la remoción de la mayor cantidad posible de lignina o hemicelulosa y la disminución de la cristalinidad de la celulosa. Los pretratamientos químicos más comúnmente usados para bagazo de caña son: Organosolv y pretratamiento ácido y alcalino [1].

El pretratamiento Organosolv (OS) utiliza un solvente como metanol, etanol, acetona, etilen glicol, glicerol, fenol acuoso o n-butanol para solubilizar una fracción de la lignina contenida en el material lignocelulósico. Cuando se utiliza etanol como solvente, los valores típicos de la concentración van de 35-70 % w/w, la relación líquido-sólido va desde 4:1 a 10:1 w/w y el proceso se opera a altas temperaturas (100 - 250 °C) [1]. El pretratamiento Organosolv con alcoholes remueve una gran cantidad de lignina dando como resultado la solubilización casi completa de la hemicelulosa mediante: a) la hidrólisis de los enlaces internos de la lignina, así como los enlaces entre lignina y hemicelulosa; y b) la hidrólisis de los enlaces glucosídicos de la hemicelulosa y parte de los enlaces de la celulosa, dependiendo de las condiciones del proceso [27]. Después del pretratamiento el solvente debe ser recuperado para evitar inhibir la hidrólisis enzimática y el crecimiento del microorganismo de fermentación.

El pretratamiento térmico, liquid hot water por sus siglas en inglés (LHW), usa agua en estado líquido a alta temperatura y presión para alterar la estructura de la lignina. No se requiere ningún catalizador o compuesto químico y usualmente involucra temperaturas de entre 150 - 230°C [1]. Durante este pretratamiento, la mayoría de la hemicelulosa es hidrolizada, parte de la lignina es removida y la celulosa se vuelve más accesible. La lignina es parcialmente despolimerizada y solubilizada pero una deslignificación completa no es posible solo con agua caliente debido a la recondensación de los componentes solubles de la lignina.

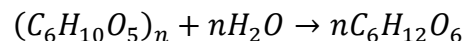
El pretratamiento por explosión de vapor (SE) es utilizado comercialmente para hidrolizar hemicelulosa de fibras y otros productos mediante el proceso Masonite [12]. En él, la

biomasa es rápidamente calentada por vapor de alta presión sin adición de ningún compuesto químico. La mezcla biomasa-vapor se mantiene por un periodo de tiempo para promover la hidrólisis de hemicelulosa y después se somete a una descompresión explosiva. Se piensa que la hemicelulosa es hidrolizada por ácido acético y otros ácidos liberados durante el pretratamiento, aunque el agua por si misma actúa como ácido a alta temperatura. El término autohidrólisis ha sido usado como sinónimo para describir los cambios que ocurren durante el pretratamiento por explosión de vapor [27]. La rápida descompresión disminuye la temperatura y detiene la reacción.

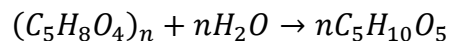
El bagazo de caña requiere de temperaturas de operación de 188-243 °C y tiempos de reacción entre 0.5 y 44 min [1]. A altas temperaturas (270 °C, 1 min) el pretratamiento resulta en la óptima solubilización de hemicelulosa pero se ha mostrado que es más favorable menor temperatura y mayor tiempo de residencia (190 °C, 10 min) porque esto evita la degradación de azúcares en productos que inhiben la fermentación [27]. El pretratamiento por explosión de vapor puede mejorarse mediante la adición de  $H_2SO_4$ ,  $CO_2$  o  $SO_2$  como catalizador. El uso de un catalizador ácido incrementa la recuperación de pentosas, disminuye la formación de inhibidores de fermentación y mejora la hidrólisis enzimática del residuo sólido.

## 1.6 Hidrólisis ácida y enzimática

La hidrólisis de la biomasa lignocelulósica es la conversión de los azúcares poliméricos (celulosa y hemicelulosa) en monosacáridos como glucosa, xilosa, manosa, arabinosa y galactosa. La celulosa es convertida en glucosa mediante la siguiente reacción:



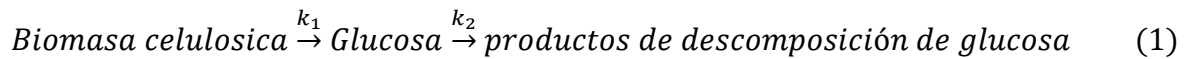
Por otro lado, la hemicelulosa se transforma principalmente en xilosa, mediante la siguiente reacción:



Esta reacción puede ser catalizada por ácido diluido, ácido concentrado o enzimas (celulasa). La hidrólisis sin pretratamiento de la biomasa frecuentemente alcanza conversiones menores a 20 %, mientras que la conversión después del pretratamiento frecuentemente excede el 90% [9].

La hidrólisis ácida se lleva a cabo a altas temperaturas y bajas concentraciones de ácido, o bajas temperaturas y altas concentraciones de ácido, los ácidos más comúnmente empleados son ácido sulfúrico y ácido clorhídrico. El proceso con ácido concentrado tiene una alta conversión de azúcares (90%), puede manejar diversas alimentaciones, es relativamente rápido (10-12 h) y forma pocos productos de descomposición.

En literatura se han reportado diversos estudios cinéticos de la hidrólisis catalizada por ácido de diversos materiales celulósicos. El primer estudio cinético de conversión de biomasa en glucosa mediante hidrólisis ácida se llevó a cabo en 1945 por Saeman [2], quien estudio la reacción de hidrólisis de abeto Douglas en un reactor batch y usó la siguiente reacción consecutiva de primer orden para modelar la hidrólisis de la biomasa:



Las constantes de reacción ( $k_1$  y  $k_2$ ) están representadas mediante la ecuación de Arrhenius modificada que incluye los efectos de la temperatura ( $T$ ) y la concentración del ácido ( $[\text{Ácido}]$ ).

$$K_i = A_{0,i} [\text{Ácido}]^{m_i} \exp \frac{-E_i}{RT} \quad i = 1, 2 \quad (2)$$

Donde  $A_{0,i}$  es el factor de frecuencia,  $m_i$  es el orden de reacción respecto al ácido,  $R$  es la constante de gas ideal y  $E_i$  es la energía de activación. Una revisión de parámetros cinéticos y condiciones de operación reportadas en literatura se muestra en la figura 1.7 [2].

Biomass	Cellulose content	Acid	Acid (wt.%)	T (°C)	CEL → GLC			GLC → D.P.		
					$A_0$ (s <sup>-1</sup> )	E (kJ/mol)	m (-)	$A_0$ (s <sup>-1</sup> )	E (kJ/mol)	m (-)
Douglas fir [28]	44 wt%	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0.4-1	170-190	$1.02 \times 10^{21}$	179.5	1.34	$1.44 \times 10^{16}$	137.5	1.02
Kraft paper slurries [29]	85 wt%	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0.2-1	180-240	$1.68 \times 10^{22}$	188.7	1.78	$2.94 \times 10^{16}$	137.2	0.55
Solca-floc [30]	88.2 wt%	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0.5-2	180-240	$7.2 \times 10^{20}$	177.8	1.16	$2.28 \times 10^{16}$	136.8	0.69
Oak-sawdust [31]	43.1 wt%	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	N.A.	N.A.	$2.64 \times 10^{20}$	179.5	1	$1.68 \times 10^{14}$	125.5	1.8
Filter paper [32]	95 wt%	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0.5-1.5	200-240	$7.2 \times 10^{20}$	178.9	1.16	$2.28 \times 10^{16}$	137.2	0.69
Corn stover [33]	N.A.	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0.3-2.3	160-245	$5.76 \times 10^{16}$	137.2	1.4	$2.34 \times 10^{11}$	87.9	0.569
Solca-floc [33]	N.A.	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0.5-2.1	105-243	$3.18 \times 10^{18}$	154.8	1.14	$2.34 \times 10^{11}$	87.9	0.569
Pre-treated hardwood [34]	N.A.	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	4.41-12.19	170-190	$3.96 \times 10^{18}$	165.3	1.64	$3.84 \times 10^{14}$	128.9	1.1
Corn stover [35]	N.A.	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0.5-1.5	155-236	$1.62 \times 10^{21}$	189.5	2.74	$1.20 \times 10^{16}$	137.2	1.86
Aspen wood, 60 mesh [36]	49.2 wt%	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0.5	180-190	$8.4 \times 10^{20}$	179.5	1.34	$1.20 \times 10^{16}$	137.4	1.02
Cellulose [37]	99.5 wt%	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0.2-1	220-240	$7.2 \times 10^{20}$	177.6	1.3	$2.28 \times 10^{16}$	136.7	0.7
Pre-treated oak-chips [38]	61.6 wt%	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1-3	198-215	$1.68 \times 10^{15}$	133.1	1.2	$1.68 \times 10^{14}$	124.7	1.17
Municipal solid waste [39]	30 wt%	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1.3-4.4	200-240	$9.0 \times 10^{20}$	171.5	1	$2.46 \times 10^{17}$	142.3	0.67
Cellobiose [40]	100 wt%	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0.147	120-160	$4.62 \times 10^{18}$	132.7	1	$1.56 \times 10^{19}$	140.7	1
Microcrystalline cellulose [41]	100 wt%	HCOOH/HCl	4	55-75	$2.94 \times 10^{16}$	105.6	1	$9.6 \times 10^{20}$	131.4	1

Figura 1.7. Parámetros cinéticos reportados en literatura de la hidrólisis ácida de biomasa lignocelulósica.

Varios trabajos reportan que los costos de producción de etanol son menores al utilizar hidrólisis enzimática debido a que la hidrólisis ácida genera altas concentraciones de inhibidores de fermentación, corrosión y mayor demanda de energía [9, 12].

La conversión de la biomasa lignocelulósica en glucosa requiere del uso de enzimas celulolíticas. La reacción de hidrólisis de celulosa en glucosa está influenciada por la acción sinérgica de un sistema enzimático multicomponente compuesto por al menos tres grupos principales de celulasas: endoglucanasas (EC 3.2.1.4), que dividen aleatoriamente los enlaces β-1,4-glucosídicos en las cadenas de celulosa, celobiohidrolasas (EC 3.2.1.91), que producen celobiosa al atacar los extremos de la cadena de celulosa, así como β-glucosidasa (EC 3.2.1.21) que convierte celobiosa en glucosa [39, 42]. La conversión de celulosa en glucosa involucra las etapas siguientes:

- 1) Adsorción de celulasas en el sustrato.
- 2) Localización de un enlace susceptible de ser hidrolizado en la superficie del sustrato.
- 3) Formación del complejo enzima-sustrato.
- 4) Hidrólisis de los enlaces β-glucosídicos y deslizamiento simultáneo de la enzima a lo largo de la cadena de celulosa.
- 5) Desorción de celulasas del sustrato o repetición de los pasos 2, 3 y 4.

6) Hidrólisis de celobiosa en glucosa mediante  $\beta$ -glucosidasa.

Además de celulasas se requiere de hemicelulasas para convertir hemicelulosa de la biomasa lignocelulósica en xilosa principalmente. Las enzimas hemicelulasas actúan sobre la cadena de hemicelulosa y sus ramificaciones. Las endo-1,4- $\beta$ -D-xilanasas (EC 3.2.1.8) rompen los enlaces  $\beta$ -D-(1-4) xilosidicos de xilano, mientras que las 1,4- $\beta$ -D-xilosidasas (EC 3.2.1.37) remueven D-xilosa de los extremos no reductores de xilano. Las acetil xilano estearasas (EC 3.1.1.72) y  $\alpha$ -L-arabinofuranosidasas (EC 3.2.1.55) remueven grupos laterales de la cadena de hemicelulosa.

Distintas composiciones enzimáticas producidas y secretadas por hongos y otros microorganismos tienen distintos efectos en la despolimerización de la biomasa. Las celulasas producidas por *Trichoderma reesei* y *Aspergillus niger* son las enzimas más comúnmente usadas en la hidrólisis de biomasa lignocelulósica [39].

### 1.7 Fermentación en continuo

El etanol producido mediante fermentación a partir de distintas fuentes de biomasa es ampliamente reconocido como uno de los combustibles con potencial económico que brinda ventajas estratégicas y ambientales [15].

En un sistema real de fermentación en continuo, el sustrato es alimentado constantemente al reactor y un flujo de producto fermentado es descargado para mantener el volumen del reactor constante. Comparado con un reactor por lote, este modo de operación no emplea tiempo en la limpieza y llenado del reactor, lo que implica volúmenes más pequeños de reactor y menor inversión de capital además del fácil control en estado estacionario [15].

Básicamente, dos tipos de reactores en continuo pueden utilizarse en la fermentación: el reactor de tanque agitado (CSTR) o el reactor de flujo pistón (PFR). En un CSTR ideal, la composición en el reactor es homogénea e idéntica a aquella en el flujo de salida. En un



PFR ideal, los reactantes son bombeados a través de una tubería con perfil de velocidad uniforme a través del radio, y la reacción ocurre mientras los reactivos viajan a través del reactor con el supuesto de que la difusión es insignificante en la dirección axial [15]. Debido a ello, la operación de un PFR implica que el inóculo debe ser alimentado constantemente al reactor. Por otro lado, un gran número de reactores CSTR en serie tiene un desempeño similar a un reactor PFR.

La fermentación de hexosas y pentosas puede realizarse en un mismo reactor o se puede fermentar hexosas en un reactor y pentosas en otro. La levadura más comúnmente usada para fermentar hexosas es *Saccharomyces cerevisiae*. Esta cepa no es capaz de fermentar pentosas por lo que para fermentar hexosas y pentosas en un mismo reactor se requiere ocupar otras cepas. Las cepas *Zymomonas mobilis*, *Pichia stipitis*, *Mucor indicus* y *Thermoanaerobacter* son ejemplo de microorganismo capaces de fermentar pentosas y hexosas [16 – 21]. En literatura, se han reportado algunos trabajos de fermentación en continuo de hexosas y pentosas, en la figura 1.8 se muestra un resumen de ello.

Medium	Sugar concentration (g L <sup>-1</sup> )	Reactor type	Dilution rate (h <sup>-1</sup> )	Strain	Ethanol (g L <sup>-1</sup> )	Sugar conversion (%)	Ethanol productivity (g L <sup>-1</sup> h <sup>-1</sup> )	References
Growth medium with yeast extract and mineral salts	Glucose: 40, xylose: 10	Three CSTRs in series	0.027	<i>Pichia stipitis</i>	18.8	Almost complete	0.51	Grootjen et al. (1991)
Hydrolyzate of dilute sulphuric acid pretreatment of corn stover at a solids concentration of 30%, diluted 1:2 to 1:12, supplemented with yeast extract, minerals, vitamins and Na <sub>2</sub> S	Glucose: 4.4, xylose: 21.1	Fluidized bed reactor with immobilized cells	0.02	<i>Thermoanaerobacter</i> BG1L1	9.1	Glucose: 91, xylose 89	0.18	Georgieva and Ahring (2007)
Enzymatic hydrolyzate of whole wet exploded wheat straw slurry, supplemented with yeast extract, minerals, vitamins and Na <sub>2</sub> S	Glucose: 22.2, xylose: 11.2	Fluidized bed reactor with immobilized cells	0.02	<i>Thermoanaerobacter</i> BG1L1	11.6	Glucose: 93, xylose 76	0.23	Georgieva et al. (2008)
Dilute sulphuric acid pretreated spruce hydrolyzate, supplemented with yeast extract, (NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , K <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub> , CaCl <sub>2</sub> , MgSO <sub>4</sub> , vitamins, and trace metal solution	Glucose: 13.5, mannose: 20.5, xylose: 7.9	Single stage CSTR CSTR with cell retention	0.1 0.2	<i>Mucor indicus</i>	Washout 17	Hexoses:87–99, xylose 26	3.3	Karimi et al. (2008)
Synthetic medium with yeast extract, KCl and K <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	Glucose: 49.9, xylose: 12.9 Glucose: 68.8, xylose: 23.1	Fluidized bed reactor with immobilized cells	0.24 0.25	<i>Zymomonas mobilis</i> CP4(pZB5)	26.9 34.5	Glucose: 99.8, xylose: 91.5 Glucose: 99, xylose: 36.4	6.5 8.6	Krishnan et al. (2000)
35% hydrolyzate of dilute sulphuric acid pretreatment, detoxified by overliming, supplemented with corn steep liquor	Glucose: 8, xylose: 40	Single stage CSTR	0.04	<i>Zymomonas mobilis</i> 39676:pZB4L	ca. 20	Xylose: 92.5	0.8	Lawford et al. (1998)

Figura 1.8. Fermentación en continuo de hexosas y pentosas.



Las fermentaciones en continuo se prefieren respecto a la fermentación por lote puesto que se logra una productividad mayor con estos sistemas [21]. Además, la alimentación continua al bioreactor permite evitar la inhibición de la levadura causada por la alta concentración de inhibidores [15].

### 1.8 Etanol anhidro

El etanol anhidro, también conocido como alcohol absoluto, es uno de los biocombustibles producidos hoy en día y es una fuente de energía renovable. Es producido comercialmente por la hidratación catalítica de etileno o la fermentación de biomasa. Cualquier material biológico que contiene azúcar, almidón o celulosa puede ser usado como biomasa para producir etanol anhidro. Puesto que las soluciones etanol agua forman un azeótropo de composición 89.4 % mol etanol y 10.6 % mol agua a 78.2 °C y presión atmosférica, la soluciones diluidas etanol agua producidas mediante procesos de fermentación pueden ser rectificadas continuamente obteniendo máximo 89.4 % mol etanol a presión atmosférica [24]. Por lo tanto, se requiere de procesos especiales para remover el agua restante en la fabricación de etanol anhidro. Se han sugerido varios procesos para obtener etanol anhidro, como:

1. Deshidratación química
2. Deshidratación mediante destilación al vacío
3. Destilación azeotrópica
4. Destilación extractiva
5. Procesos de membrana
6. Procesos de adsorción
7. Destilación difusiva.

La destilación azeotrópica es un proceso ampliamente usado para la separación de mezclas azeotrópicas binarias. Un ejemplo clásico de destilación azeotrópica es la producción de etanol anhidro. Para producir etanol anhidro, el equilibrio de destilación debe ser alterado

por la adición de un tercer componente químico. El componente agregado puede alterar el coeficiente de actividad de varios de los componentes de la mezcla o al menos de los componentes con idénticas propiedades físicas y químicas, alterando así su volatilidad relativa. Esta técnica es efectiva sólo cuando el componente en la mezcla original no obedece la ley de Raoult. En general, las desviaciones de la ley de Raoult hacen más fácil alterar la volatilidad relativa de manera significativa mediante la adición de otro componente. En la destilación azeotrópica, la volatilidad del componente agregado es igual a la de otros componentes. Por lo tanto, se forma un azeótropo con uno o más de ellos debido a las diferencias de polaridad. El componente que se adiciona a la mezcla para formar un azeótropo con uno o más de los componentes de la mezcla se conoce como arrastrador. Este componente debe recuperarse por destilación u otro método de separación. En la figura 1.9 se muestra un diagrama de flujo de la separación etanol-agua, usando benceno como arrastrador.

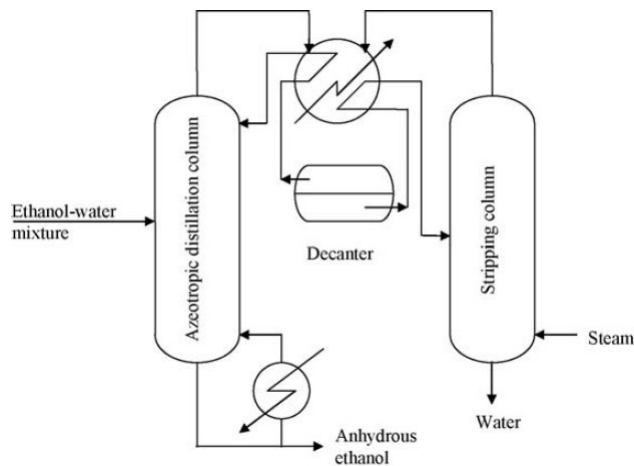


Figura 1.9. Destilación azeotrópica de la mezcla etanol-agua.

El etanol es concentrado en una columna de destilación convencional a una composición cercana a la del azeotropo etanol-agua, luego el etanol concentrado es alimentado a la columna de destilación azeotrópica. La otra corriente de alimentación, rica en arrastrador, es introducida en el domo de la torre. El producto de fondo de la torre es etanol anhidro, mientras que la corriente de salida del domo se envía a un decantador para aprovechar las

propiedades de la mezcla. La fase acuosa del separador, se separa en uno o más agotadores para recuperar etanol y arrastrador.

El arrastrador en la destilación azeotrópica debe seleccionarse en base al parámetro de solubilidad ( $\delta$ ), el cual debe tener un valor entre 15 y 20 MPa<sup>1/2</sup> [24]. El valor de  $\delta$  para etanol es alrededor de 26 MPa<sup>1/2</sup> y para el agua es alrededor de 47.8 MPa<sup>1/2</sup>. Un valor de  $\delta$  lejano al agua y cercano a etanol será selectivo a etanol y causará una separación de fases. Varios compuestos como: benceno, n-pentano, ciclohexano, hexano, n-heptano, isooctano, acetona, dietil éter o polímeros pueden usarse como arrastrador para producir etanol anhidro.

Estos procesos de obtención de etanol anhidro han sido mejorados continuamente debido al incremento en los estrictos requerimientos de pureza y cantidad de este combustible. Para que el etanol pueda ser considerado combustible debe tener una pureza de al menos 99.35 % v/v. Esto, elimina problemas de separación de fases durante la distribución, almacenamiento y uso de este combustible.

## 2.0 JUSTIFICACIÓN

Actualmente, existe una preocupación a nivel mundial por la disminución de las reservas internacionales de petróleo, además del cambio climático causado por gases de efecto invernadero liberados en el procesamiento de este combustible [1 - 4]. Es por esto, que resulta primordial el estudio de fuentes de energía que en un futuro puedan remplazar o combinarse con las actuales fuentes de energía.

Los biocombustibles, en particular, son una fuente de energía renovable con gran potencial para remplazar a los combustibles fósiles en los próximos años [1, 2, et al]. De ellos, el etanol y el biodiesel son los que más se han estudiado debido a que son alternativas sustentables y no dañan el ambiente. Actualmente, el etanol se ocupa en Brasil como agente oxigenante en las gasolinas, su incorporación a las gasolinas en nuestro país nos permitirá disminuir el uso de éter metilterbutílico (MTBE), que es dañino para el ecosistema, además de reducir la importación de gasolinas procedentes de Estados Unidos y disminuir en gran medida la emisión de CO<sub>2</sub> a la atmósfera [37].

En el mundo, se considera al etanol como la alternativa con mayor potencial para reemplazar a los combustibles derivados del petróleo [3, 8, et al], este se obtiene principalmente a partir de caña de azúcar y maíz [3]. La caña de azúcar se produce en regiones tropicales como México, a nivel mundial nuestro país es el sexto mayor productor de este cultivo energético. Por esta razón, es importante realizar investigaciones que nos permitan desarrollar procesos de producción de etanol a partir de caña de azúcar que sean eficientes, económicamente atractivos, sustentables y amigables con el ambiente.

Para producir etanol a gran escala es recomendable usar materia prima barata y abundante. Cuando se produce este combustible a partir de caña de azúcar o maíz, la materia prima constituye entre un 40 al 70% del costo de producción [3], basados en esto, la tendencia actual es obtener etanol a partir de residuos lignocelulósicos como el bagazo de caña [1]. La biomasa lignocelulosa (compuesta principalmente de tres polímeros: celulosa, hemicelulosa

y lignina) se considera una materia prima atractiva para la producción de etanol combustible debido a su disponibilidad en grandes cantidades y bajo costo [3].

### 3.0 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

En este proyecto, se plantea diseñar y simular tres distintos procesos de producción de etanol a partir de bagazo de caña con la finalidad de evaluar su factibilidad económica. Se han hecho diversos estudios para la obtención de etanol a partir del jugo de la caña [8, 9]. Se ha reportado también que el uso de esta materia prima representa el 40% del costo total de producción de etanol y que dicho costo disminuye al utilizar bagazo de caña [2]. Sin embargo, la limitante principal es el alto grado de complejidad asociado a su procesamiento y más aun a su simulación.

La contribución que se espera encontrar es un esquema de proceso económicamente factible para el uso de bagazo de caña como materia prima para la producción de etanol, basado en la simulación e integración térmica de los tres procesos. Se pretende también, contribuir al estudio de los procesos físicos y químicos involucrados en la obtención de etanol a partir del bagazo de caña [2].

### 3.1 Hipótesis

El uso de un esquema de integración térmica mejorará la factibilidad económica del proceso de obtención de etanol a partir de bagazo de caña.

## 4.0 OBJETIVOS

### 4.1 Objetivo General

Diseñar y simular una planta para la obtención de etanol a partir de bagazo de caña.

### 4.2 Objetivos específicos

- Simular el proceso de obtención de etanol a partir de bagazo de caña, en ASPEN PLUS
- Realizar la integración térmica del proceso
- Evaluar la factibilidad económica del proceso

## 5.0 METODOLOGÍA

Se determinó experimentalmente la composición de bagazo de caña con la cual se trabajará en esta tesis y se contrastó esta información con lo reportado en literatura. La determinación se realizó en las instalaciones del Instituto Mexicano del Petróleo, en el laboratorio de biotecnología. En la sección 5.1 y 5.2 se describe el procedimiento para determinar la composición de bagazo de caña.

Esta composición se utilizó para simular tres procesos distintos de obtención de etanol. Como se muestra en la figura 1.2 (ver sección 1.3), se han planteado distintos procesos de obtención de etanol a partir de residuos lignocelulósicos. Después de una revisión en literatura, se decidió utilizar para los tres procesos un esquema del tipo hidrólisis y co-fermentación separado, normalmente denotado por SHcF o SSCF. En cuanto a la etapa de pretratamiento, se utilizaron los pretratamientos: explosión de vapor (SE), liquid hot water (LHW) o térmico, y Organosolv (O). De entre la amplia variedad de pretratamientos que existen, se ha demostrado que estos tres pretratamientos son los más usados cuando la materia prima es bagazo de caña [1, 9]. Para diferenciar los tres procesos planteados se denotarán como: proceso “SE” al proceso de obtención de etanol a partir del pretratamiento por explosión de vapor, proceso “LHW” al proceso de obtención de etanol a partir del pretratamiento térmico, y proceso “O” al proceso de obtención de etanol a partir del pretratamiento Organosolv.

La simulación de los tres procesos (SE, LHW y O) se realizó en el software ASPEN PLUS versión 8.8. En la sección 5.5, 5.6 y 5.7, se describe a detalle las condiciones de operación, restricciones y variables que se están tomando en cuenta para cada uno de los procesos. Para la integración térmica, se utilizó el paquete Aspen Process Energy Analyzer de ASPEN y para la estimación de costos se utilizó la herramienta Aspen Economic Analyzer.



### 5.1 Determinación de cenizas y humedad

La humedad se determinó en una termobalanza Ohaus, Mod. GT-4000, se agregaron 0.5 g de bagazo de caña en la termobalanza, se inició la prueba y al final de ella se registró el porcentaje de humedad en la muestra. Se realizó un triplicado de esta prueba, los resultados se muestran en la tabla 6.1.

El porcentaje de cenizas se determinó pesando 3 g de biomasa seca en un crisol de porcelana a peso constante, posteriormente se incinero la muestra en una campana de extracción con un mechero Bunsen durante 30 minutos y se llevó a una mufla a 550 °C durante 24 horas. Luego de este tiempo, se retiró el crisol de la mufla, se dejó enfriar en un desecador hasta alcanzar la temperatura ambiente y se registró el peso del crisol. Lo anterior, se repitió dos veces. El contenido de cenizas se calculó de la siguiente manera:

$$\% \text{ Cenizas} = \frac{\text{biomasa salida de la mufla (g)}}{3 \text{ g}} \times 100$$

### 5.2 Hidrólisis ácida de bagazo de caña

Para evaluar el contenido de azúcares totales, azúcares reductores, perfil de carbohidratos, lignina soluble en ácido, lignina insoluble en ácido y residuo insoluble en ácido (RIA), la biomasa fue hidrolizada con ácido sulfúrico (la hidrólisis se realizó por triplicado). Se pesaron 300 mg de bagazo de caña y se vertieron en un matraz Erlenmeyer, se adicionaron 3 ml de ácido sulfúrico al 75% v/v a cada muestra, los matraces se agitaron a 150 rpm durante una hora a 30 °C. Después se agregaron 51 mL de agua destilada a cada matraz para diluir la solución al 4% v/v de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> y se colocaron en una autoclave marca Yamato a 121 °C durante una hora. Luego se dejaron enfriar las tres muestras y una vez que alcanzaron la temperatura ambiente se filtraron al vacío utilizando filtros de vidrio a peso

constante. El sólido obtenido se secó en una estufa a 105 °C durante 24 horas, y se midió el volumen de filtrado obtenido en cada muestra. El residuo insoluble en ácido (RIA), se obtuvo pesando el sólido después de 24 h de secado en la estufa y se calculó de la siguiente manera:

$$\%RIA = \frac{\text{sólido seco (mg)}}{300 \text{ mg}} * 100$$

Las tres muestras líquidas se neutralizaron agregando carbonato de calcio y a partir de ellas se determinó azúcares totales, azúcares reductores, lignina soluble en ácido y perfil de carbohidratos por HPLC [10, 11].

### **5.3 Determinación de azúcares totales, azúcares reductores y lignina**

Para determinar el porcentaje de lignina soluble en ácido (% LSA), se tomó una alícuota de 0.25 mL de muestra, se adicionó 0.75 mL de agua destilada y se determinó la absorbancia a longitud de onda de 320 nanómetros (nm) en un espectrofotómetro UV-Vis Thermo Spectronic Helios, USA. La determinación de % LSA debe hacerse en un tiempo menor a 4 horas después de obtener las muestras de la hidrólisis ácida. El porcentaje de lignina insoluble en ácido (% LIA) es la diferencia entre el % RIA y el % de cenizas, la suma del % LSA y el % LIA constituye la lignina total de bagazo de caña [10, 11].

Para determinar azúcares reductores (AR), se tomó una alícuota de 0.25 mL de filtrado y se adicionó 0.75 mL de agua destilada, después se agregó 1 mL de reactivo DNS y se calentó la muestra durante 5 min en un baño de agua a ebullición. Se permitió que la muestra se enfríe a temperatura ambiente y se determinó la absorbancia a 540 nm en un espectrofotómetro UV-Vis Thermo Spectronic Helios, USA. La concentración de azúcares

reductores se determinó mediante una curva patrón de absorbancia (540 nm) contra concentración de glucosa. Se determinó cada muestra por triplicado [10, 11].

Para determinar azúcares totales (AT), se tomó una alícuota de 0.02 mL de filtrado y se adicionó 0.98 mL de agua destilada, después se agregó 1 mL de solución de fenol al 5 % v/v y 5 mL de ácido sulfúrico concentrado (grado reactivo). Se dejó enfriar la muestra durante 30 min y se determinó la absorbancia a 490 nm en un espectrofotómetro UV-Vis Thermo Spectronic Helios, USA. La concentración de azúcares totales se determinó mediante una curva patrón de absorbancia (490 nm) contra concentración de glucosa. La determinación se hizo por triplicado [10, 11].

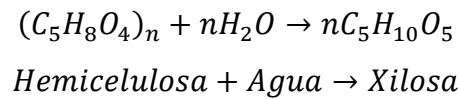
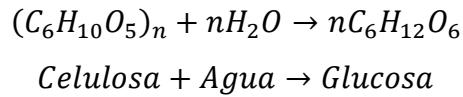
El perfil de carbohidratos se obtuvo mediante cromatografía de líquidos de alta resolución (HPLC). Se tomó una alícuota de 0.4 mL de filtrado, se adicionó 0.1 mL de alanina (3 mg/L, como estándar interno) y 0.5 mL de agua grado HPLC. La muestra se analizó en un cromatógrafo de líquidos marca HP, equipado con una columna BioradAminex HPX-87P y una precolumna adecuada. Como fase móvil se utilizó una mezcla acetonitrilo-agua y un detector de dispersión de luz ELSD. Para determinar el contenido de azúcares en la muestra (perfil de carbohidratos), se hicieron curvas patrón de glucosa, xilosa, fructosa, manosa, sacarosa y celobiosa. A partir de las curvas de calibración, se determinó el contenido de azúcares en la muestra. Se determinó cada muestra por triplicado.

## 5.4 Bases de diseño

### 5.4.1 Bagazo de caña

Se estableció un flujo de alimentación de 100,000 Kg/h de bagazo de caña húmedo para los tres procesos planteados. La humedad promedio de salida de bagazo de caña en ingenios azucareros es de 50 % (tabla 1.3), por lo tanto solo 50,000 Kg/h corresponden a la composición de bagazo de caña, el resto es humedad. Se consideró que el bagazo está

compuesto de celulosa, hemicelulosa, lignina y humedad, en las proporciones determinadas experimentalmente (ver sección 6.1). No se tomó en cuenta la cantidad de cenizas que contiene el bagazo de caña. Se consideró que al ser hidrolizados, la celulosa y hemicelulosa se transforman en glucosa y xilosa respectivamente, mediante las siguientes reacciones:



Es decir, se está aproximando que la concentración de hemicelulosa corresponde al polisacárido xilano. En cuanto a la lignina, se modeló su comportamiento como alcohol coniferílico ( $C_{10}H_{12}O_3$ ) que es uno de los tres constituyentes principales de este polímero (ver figura 1.3).

Se alimentaron a la base de datos del simulador los componentes glucosa, xilosa, celulosa, hemicelulosa y lignina de acuerdo a las propiedades físicas y químicas reportadas por Wooley [13]. A partir de estas propiedades se modeló el comportamiento de estos componentes, el resto de las propiedades no incluidas en la base de datos de Wooley las estimó el simulador mediante métodos de contribución de grupos y la estructura UNIFAC de cada uno de ellos.

#### 5.4.2 Modelo termodinámico

En diversos artículos se menciona que el modelo termodinámico más adecuado para la simulación del proceso de obtención de etanol a partir de residuos lignocelulósicos es Non Random Two Liquids (NRTL) [1, 4, et al]. Esto debido a la presencia de componentes polares, posibles mezclas azeotrópicas en la etapa de purificación de etanol, así como la

presencia de dos fases líquidas en algunas etapas del proceso. Por estas razones, se decidió utilizar NRTL como modelo termodinámico para los tres procesos.

#### *5.4.3 Fermentación en continuo*

Krishnan y sus colaboradores [15, 16] fermentaron en continuo distintas mezclas de glucosa y xilosa en un reactor de lecho fluidizado, con células inmovilizadas de *Zymomonas mobilis* CP4(pZB5) recombinante. Ellos encontraron que para una alimentación de 50 g/L de glucosa y 13 g/L de xilosa, con un factor de dilución de  $0.24 \text{ h}^{-1}$ , a  $30^\circ\text{C}$  y pH 5, se obtiene una conversión de 99.8 % glucosa y 91.5 % xilosa. Estas condiciones fueron utilizadas para simular la fermentación de los tres procesos planteados, debido a que se esperan composiciones de alimentación de glucosa y xilosa en la etapa de fermentación similares a las reportadas por Krishnan.

### **5.5 Proceso por explosión de vapor (SE)**

La primera sección de este proceso es el pretratamiento por explosión de vapor que requiere de vapor de alta presión, la corriente de alimentación de bagazo de caña y dióxido de azufre como catalizador. La temperatura y presión a la cual se efectúa el pretratamiento son  $190^\circ\text{C}$  y 12.3 atm. Se alimentaron 55,000 Kg/h de vapor, 100,000 kg/h de bagazo de caña y 10,000 Kg/h de catalizador (2% w  $\text{SO}_2$ /w bagazo). En el reactor, ocurren cuatro reacciones las cuales se muestran en la tabla 5.1. Las reacciones y las condiciones de operación fueron tomadas del trabajo de Silva [1] y Carrasco [7].

Tabla 5.1. Reacciones involucradas en el pretratamiento por explosión de vapor.

Reacciones	Conversión (%)
$C_5H_8O_4 + H_2O \rightarrow C_5H_{10}O_5$	61.4
$C_5H_8O_4 + H_2O \rightarrow 2.5C_2H_4O_2$	9.2
$C_5H_{10}O_5 \rightarrow C_5H_4O_2 + 3H_2O$	5.1
$C_6H_{10}O_5 + H_2O \rightarrow C_6H_{12}O_6$	4.1

La siguiente sección del proceso es la hidrólisis enzimática. Sendelius [40], pretrató bagazo de caña mediante explosión de vapor a distintas condiciones y posteriormente hidrolizó el material pretratado con un coctel enzimático comercial. La mayor conversión de azúcares en la hidrólisis se logró pretratando bagazo de caña a 190 °C y 2 %w/w. Para la hidrólisis se utilizó una mezcla del coctel enzimático comercial Celluclast 1.5L y Novozym 188. La reacción se llevó acabo a 40 °C y pH 4.8, obteniendo 86.3% de conversión de glucosa y 72 % de xilosa. Carrasco [7] y sus colaboradores encontraron resultados similares para el pretratamiento por explosión de vapor de bagazo y la posterior hidrólisis del material pretratado. Para la simulación de la sección de fermentación se tomaron los resultados reportados por Krishnan [16] como se menciona en 5.4.3. En la figura 5.1 se muestra el diagrama de bloques del proceso por explosión de vapor (SE)

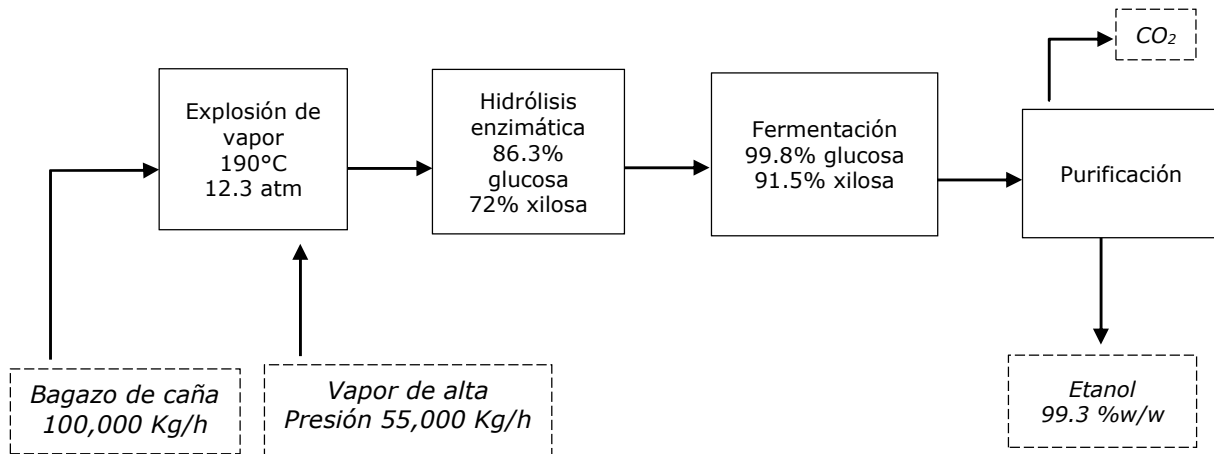


Figura 5.1. Diagrama de bloques del proceso SE.

### 5.6 Proceso liquid hot water (LHW)

El pretratamiento liquid hot water (LHW) o térmico es la primera etapa en este proceso, se utilizaron las condiciones de operación y resultados obtenidos por Alves [34]. Otros autores han reportado resultados similares a los obtenidos por Alves para el pretratamiento de bagazo de caña mediante LHW [1, 32]. El pretratamiento se efectuó a 180 °C y 10 atm, con una alimentación de 100,000 Kg/h de bagazo de caña y 450,000 Kg/h de agua. A estas condiciones se favorece la hidrólisis de hemicelulosa y se solubiliza una fracción de lignina. En el reactor ocurren las siguientes reacciones.

Tabla 5.2. Reacciones involucradas en el pretratamiento térmico.

Reacciones	Conversión (%)
$C_5H_8O_4 + H_2O \rightarrow C_5H_{10}O_5$	90
$C_6H_{10}O_5 + H_2O \rightarrow C_6H_{12}O_6$	2

Después del pretratamiento, la corriente de salida del reactor se acondiciona para la hidrólisis enzimática. En el trabajo de Pérez [32] y Alves [34] entre otros, se reporta que las condiciones de operación de la hidrólisis enzimática son 50 °C, presión atmosférica y pH 4.8. Con una dosis de enzima de 10 FPU/ g bagazo seco y 20 IU β-glucosidasa/ g bagazo seco se logra una conversión de glucosa de 80 % y xilosa 20 %. Consorti [38] y sus colaboradores obtuvieron una conversión similar en la hidrólisis enzimática de bagazo de caña pretratado por LHW. Para simular la sección de fermentación se tomaron los resultados reportados por Krishnan [16] como se menciona en 5.4.3. En la figura 5.2 se muestra el diagrama de bloques del proceso térmico (LHW).

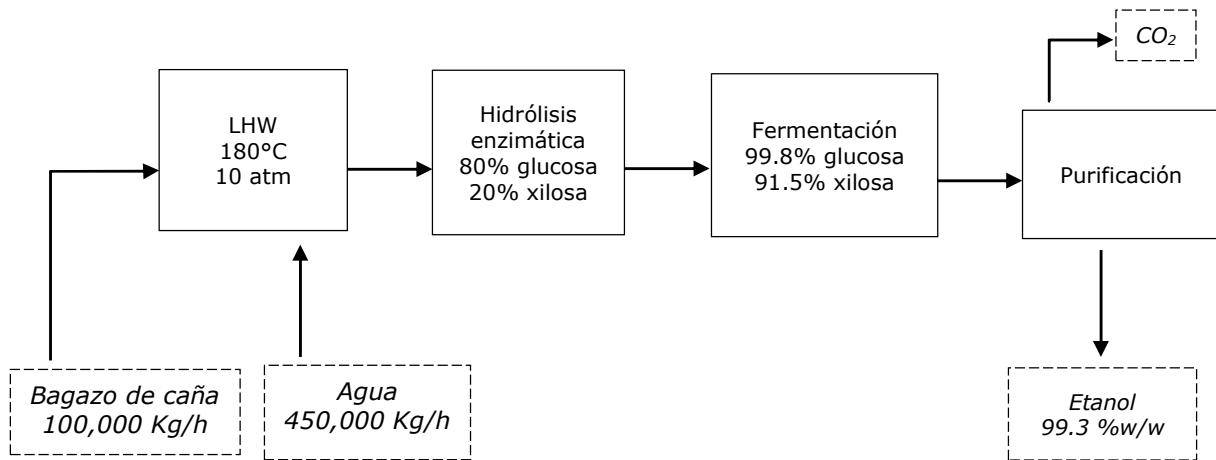


Figura 5.2. Diagrama de bloques del proceso LHW.

### 5.7 Proceso Organosolv (O)

En el proceso Organosolv se utilizaron 166,074 Kg/h de la mezcla 33 % peso etanol y 67 % peso agua para pretratar 100,000 Kg/h de bagazo de caña. El reactor opera a 185 °C y 20 atm, de acuerdo con lo reportado por Silva [1] y Ojeda [6]. A estas condiciones, Mabrouk [29] reporta que ocurren las siguientes reacciones en el reactor de deslignificación:

Tabla 5.3. Reacciones involucradas en el pretratamiento Organosolv.

Reacciones	Conversión (%)
$C_6H_{10}O_5_{Sólido} \rightarrow C_6H_{10}O_5_{Acuoso}$	34
$C_6H_{10}O_5_{Acuoso} + H_2O \rightarrow C_6H_{12}O_6$	95
$C_5H_8O_4_{Sólido} \rightarrow C_5H_8O_4_{Acuoso}$	8
$C_5H_8O_4_{Acuoso} + H_2O \rightarrow C_5H_{10}O_5$	24.8
$C_{10}H_{12}O_3_{Sólido} \rightarrow C_{10}H_{12}O_3_{Acuoso}$	68.1



Luego del pretratamiento, el solvente se separa mediante destilación para recircularlo al reactor de deslignificación y los fondos de la columna de destilación se envían a la sección de hidrólisis enzimática. De acuerdo con Mesa [28], Alves [34] et al., las condiciones de operación de la hidrólisis enzimática son 50 °C, presión atmosférica y pH 4.8. Con una concentración de enzima de 20 FPU/ g Celulosa, Ojeda [6] alcanzó una conversión de 80% en la hidrólisis enzimática. Para simular la sección de fermentación se tomaron los resultados reportados por Krishnan [16] como se menciona en 5.4.3. En la figura 5.3 se muestra el diagrama de bloques del proceso organosolv (O).

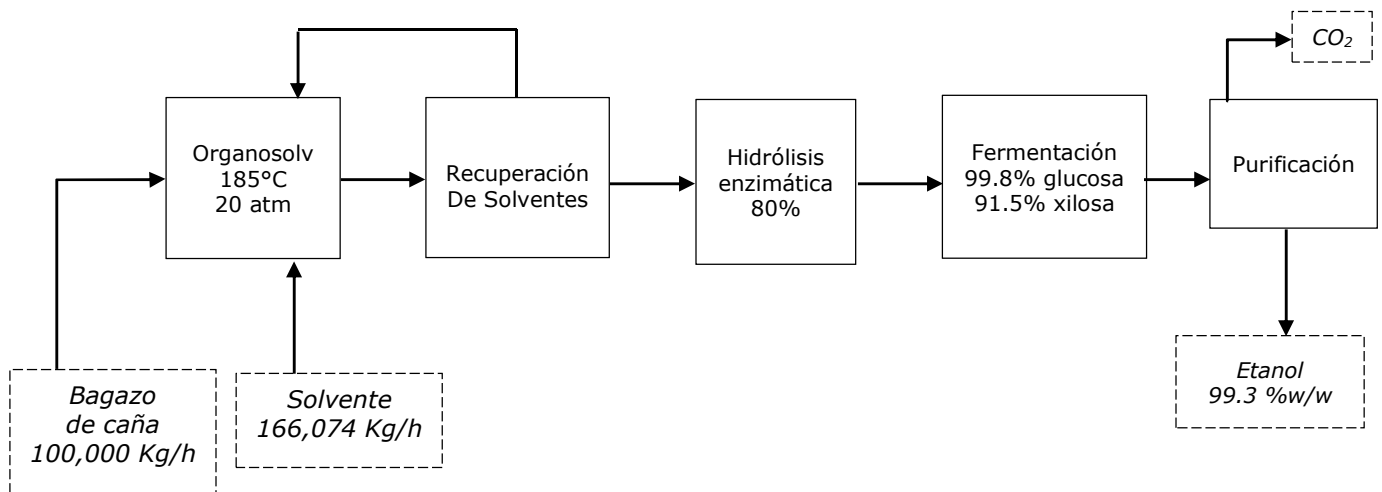


Figura 5.3. Diagrama de bloques del proceso O.

## 6.0 RESULTADOS Y DISCUSIÓN

### 6.1 Composición de bagazo de caña

Se determinó experimentalmente la composición de una muestra de bagazo de caña proveniente de un ingenio azucarero en Veracruz. La muestra se trabajó en las instalaciones del Instituto Mexicano del Petróleo. Se determinaron azúcares totales, azúcares reductores, lignina, cenizas, humedad y perfil de carbohidratos de la muestra de bagazo, siguiendo la metodología descrita anteriormente [10, 11].

*Tabla 6.1. Composición de bagazo de caña determinada experimentalmente.*

<b>Componente</b>	<b>Concentración (%p/p)</b>	<b>Desviación estándar</b>
Celulosa	56.42	3.56
Hemicelulosa	7.40	2.16
Lignina	27.00	3.08
Cenizas	4.40	0.07
Humedad	4.64	0.08
TOTAL	99.9	

En la tabla 6.1 se muestra la composición de la muestra de bagazo de caña, como se observa tiene un contenido mayor de celulosa a lo reportado en literatura y un contenido menor de hemicelulosa que lo reportado por diversos autores. En cuanto a cenizas la concentración es similar, y respecto a la lignina, la muestra de bagazo presenta un contenido mayor de lignina que lo reportado en literatura. Esta composición de bagazo de caña se utilizó para modelar el proceso de obtención de etanol en el simulador ASPEN PLUS.

## 6.2 Procesos de obtención de etanol SE, LHW y O

### 6.2.1 Proceso Liquid Hot Water (LHW)

En base a la composición de bagazo de caña determinada experimentalmente, la selección adecuada de la termodinámica del proceso, el diseño del proceso y los datos de conversión en los reactores de pretratamiento, hidrólisis y fermentación se obtuvieron los diagramas de flujo y el balance de materia y energía presentados en la tabla 6.2 a 6.5.

El primer diagrama de flujo, identificado como DFP-LHW-001, muestra el esquema de conversión de bagazo de caña a etanol diluido en el jarabe de fermentación. El segundo diagrama de flujo, identificado como DFP-LHW-002, muestra como el etanol diluido proveniente de la fermentación se purifica hasta llegar a ser etanol combustible. En ambos diagramas se muestra la instrumentación necesaria y las características principales de los equipos de proceso.

El proceso liquid hot water comienza con el pretratamiento de bagazo de caña con agua a alta presión y temperatura en el reactor DC-101. Después la mezcla pretratada se separa en el FA-101 para recircular gran parte del agua hacia el reactor DC-101 y el sólido pretratado se envía al reactor de hidrólisis DC-201. En el reactor, los azúcares poliméricos celulosa y hemicelulosa se convierten en glucosa y xilosa con ayuda de un coctel enzimático. La mezcla se envía al sedimentador FB-201 donde se separa la fase sólida que es lignina, celulosa y hemicelulosa sin reaccionar, de la fase líquida que son los azúcares (glucosa y xilosa). La corriente lignina que sale del sedimentador FB-201 tiene 70% en peso de lignina, el 30% restante es celulosa, hemicelulosa y agua. Este polímero puede usarse como combustible en el proceso para generar vapor de media presión, sin embargo no forma parte del alcance de este trabajo.

Los azúcares que se envían al reactor DC-301 se fermentan con la levadura *zymomona mobilis* para convertir estos monosacáridos en etanol. Posteriormente, el jarabe de fermentación se envía a la sección de purificación mostrada en el diagrama de flujo DFP-LHW-002.

El etanol diluido proveniente del reactor DC-301 se concentra en la torre de destilación DA-401. En el domo de la torre se separa CO<sub>2</sub>, etanol y agua los cuales son enviados al absorbedor DB-401 en el que una corriente de vapor disuelve la mayor cantidad posible de etanol remanente en la corriente de CO<sub>2</sub>. Como resultado de esto, el dióxido de carbono que sale por el domo de la DB-401 se libera a la atmósfera mientras que el fondo es enviado a la torre de destilación atmosférica DA-402. El fondo de la torre DA-401 es agua al 99%, por lo que puede liberarse a drenaje o reutilizarse en el proceso luego del adecuado tratamiento. La torre DA-401 tiene una salida lateral de producto rica en etanol y agua, la cual es enviada a la torre atmosférica DA-402.

En la torre atmosférica DA-402 se realiza la separación etanol-agua a presión atmosférica hasta el punto azeotrópico (89.4% mol etanol, 10.6% agua). Para purificar etanol hasta 99.3% mol, que es cuando se considera combustible, se requieren métodos especiales, la gran mayoría de ellos basados en variantes de la destilación atmosférica. A lo largo de este trabajo se realizaron diversas simulaciones en ASPEN PLUS de algunos métodos como destilación extractiva, destilación al vacío y destilación azeotrópica. Del análisis se concluyó que el método más económico y adecuado para la separación fue la destilación azeotrópica.

Del fondo de la torre atmosférica DA-401 se obtiene agua al 99% y por el domo se envía etanol al 89% mol a la torre de destilación azeotrópica DA-501. A esta torre, entra también una corriente de n-Pentano que sirve como gas de arrastre. Este gas modifica el equilibrio líquido-vapor entre etanol agua para llevar a concentraciones mayores a 99.3% mol que se requieren para considerar a etanol como combustible. El n-pentano entra por la parte inferior de la torre DA-501 y el azeótropo etanol-agua en la parte superior, al ponerse en contacto, el n-pentano disuelve la pequeña fracción de agua contenida en la corriente de etanol y la arrastra a la parte superior de la torre, saliendo por el domo, mientras que por el fondo sale etanol combustible al 99.7% mol. El n-pentano y agua del domo se envían al separador bifásico horizontal FA-501, donde aprovechando la diferencia de densidad entre n-pentano y agua, estos componentes se separan. El agua obtenida en la separación se envía a drenaje y el n-pentano se recircula a la torre azeotrópica DA-501.

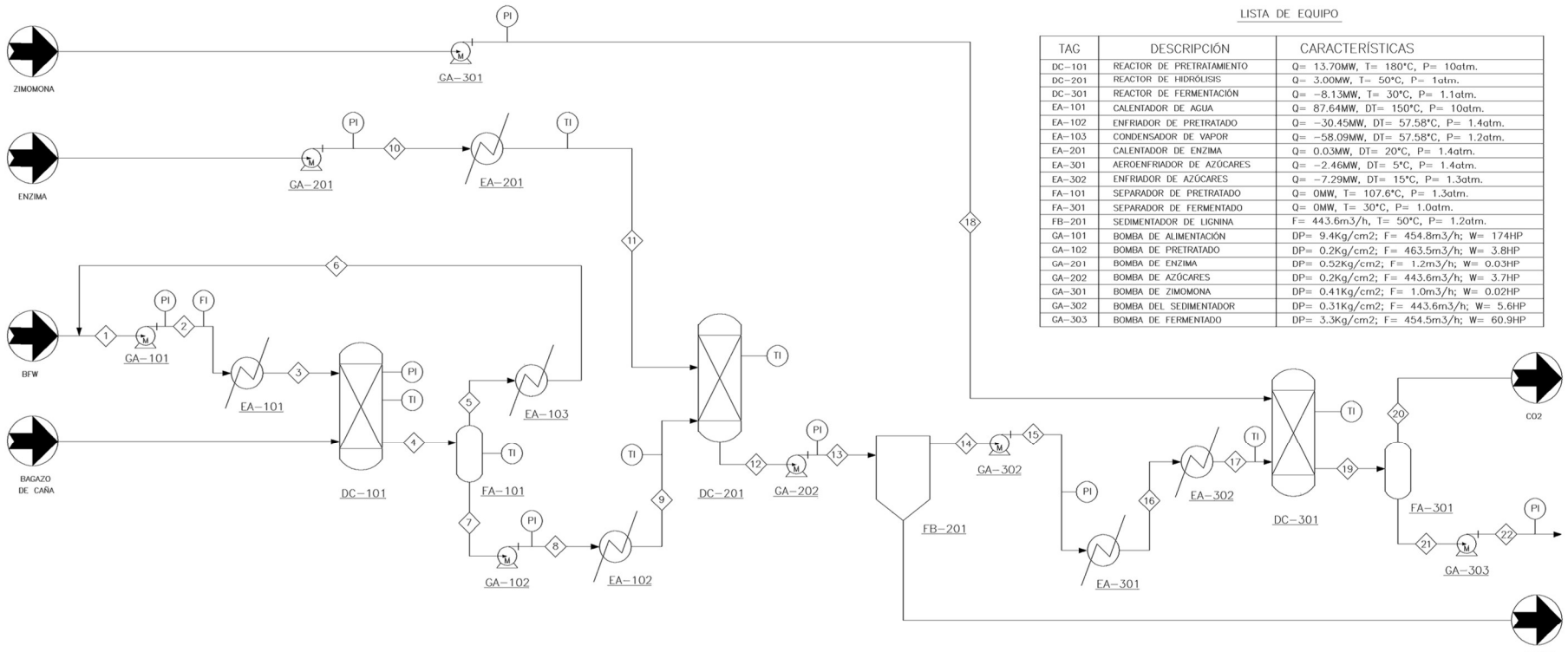
Al tratar 100,000 Kg/h de bagazo de caña mediante el proceso liquid hot water (LHW), se obtiene 14119.9 Kg/h de etanol combustible (18524.2 L/h), a una concentración de 99.7% mol (ver tabla 6.5).

NOTAS

- EL FLUJO DE DISEÑO DE LA PLANTA ES DE 100,000 Kg/h DE BAGAZO DE CAÑA.
- BFW: AGUA PARA CALDERA (BOILER FEED WATER).

LISTA DE EQUIPO

TAG	DESCRIPCIÓN	CARACTERÍSTICAS
DC-101	REACTOR DE PRETRATAMIENTO	Q= 13.70MW, T= 180°C, P= 10atm.
DC-201	REACTOR DE HIBRILISIS	Q= 3.00MW, T= 50°C, P= 1atm.
DC-301	REACTOR DE FERMENTACIÓN	Q= -8.13MW, T= 30°C, P= 1.1atm.
EA-101	CALENTADOR DE AGUA	Q= 87.64MW, DT= 150°C, P= 10atm.
EA-102	ENFRIADOR DE PRETRATADO	Q= -30.45MW, DT= 57.58°C, P= 1.4atm.
EA-103	CONDENSADOR DE VAPOR	Q= -58.09MW, DT= 57.58°C, P= 1.2atm.
EA-201	CALENTADOR DE ENZIMA	Q= 0.03MW, DT= 20°C, P= 1.4atm.
EA-301	AEROENFRIADOR DE AZOCARES	Q= -2.46MW, DT= 5°C, P= 1.4atm.
EA-302	ENFRIADOR DE AZOCARES	Q= -7.29MW, DT= 15°C, P= 1.3atm.
FA-101	SEPARADOR DE PRETRATADO	Q= 0MW, T= 107.6°C, P= 1.3atm.
FA-301	SEPARADOR DE FERMENTADO	Q= 0MW, T= 30°C, P= 1.0atm.
FB-201	SEDIMENTADOR DE LIGNINA	F= 443.6m <sup>3</sup> /h, T= 50°C, P= 1.2atm.
GA-101	BOMBA DE ALIMENTACIÓN	DP= 9.4Kg/cm <sup>2</sup> ; F= 454.8m <sup>3</sup> /h; W= 174HP
GA-102	BOMBA DE PRETRATADO	DP= 0.2Kg/cm <sup>2</sup> ; F= 463.5m <sup>3</sup> /h; W= 3.8HP
GA-201	BOMBA DE ENZIMA	DP= 0.52Kg/cm <sup>2</sup> ; F= 1.2m <sup>3</sup> /h; W= 0.03HP
GA-202	BOMBA DE AZOCARES	DP= 0.2Kg/cm <sup>2</sup> ; F= 443.6m <sup>3</sup> /h; W= 3.7HP
GA-301	BOMBA DE ZIMOMONA	DP= 0.41Kg/cm <sup>2</sup> ; F= 1.0m <sup>3</sup> /h; W= 0.02HP
GA-302	BOMBA DEL SEDIMENTADOR	DP= 0.31Kg/cm <sup>2</sup> ; F= 443.6m <sup>3</sup> /h; W= 5.6HP
GA-303	BOMBA DE FERMENTADO	DP= 3.3Kg/cm <sup>2</sup> ; F= 454.5m <sup>3</sup> /h; W= 60.9HP



CORRIENTE	BAGAZO	BFW	ENZIMA	ZIMOMONA	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	LIGNINA		
FASE	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	VAPOR	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	SOLIDO		
TEMPERATURA (°C)	25.0	25.0	30.0	30.0	29.7	30.0	180.0	180.0	107.6	50.0	107.6	107.6	50.0	30.0	50.0	50.0	50.0	50.0	50.0	45.0	30.0	30.0	30.0	30.0	30.0	30.1	50.4		
PRESIÓN (atm)	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	10.0	10.0	1.2	1.2	1.3	1.5	1.4	1.5	1.4	1.4	1.2	1.5	1.4	1.3	1.4	1.1	1.0	1.1	1.0	1.2	1.2		
FLUJO TOTAL (Kg/h)	100000.0	366100.0	1200.0	1000.0	450023.0	450023.0	450023.0	550022.0	83923.2	466099.0	466099.0	466099.0	1200.0	1200.0	447970.0	447970.0	447970.0	447970.0	447970.0	447970.0	1000.0	448970.0	448970.0	448970.0	448970.0	448970.0	19326.7		
DENSIDAD (Kg/m <sup>3</sup> )	1328.17	993.96	989.12	989.12	989.40	989.16	827.65	1252.80	0.75	969.50	1294.76	1294.76	1324.59	989.10	969.50	1427.08	1427.08	1009.79	1009.79	1014.91	1030.08	989.11	988.06	988.06	988.06	987.98	1844.38		
ENTALPIA (MJ/h)	-1185768.0	-5807880.0	-19012.3	-15843.6	-7130520.0	-7130160.0	-6814440.0	-7950960.0	-1113480.0	-1322640.0	-6837480.0	-6837480.0	-6947280.0	-19012.3	-18911.9	-6955200.0	-6955200.0	-6790320.0	-6790320.0	-6798960.0	-6825240.0	-15843.6	-6870240.0	-6870240.0	-6870240.0	-6870240.0	-165031.2		
FLUJO MASCICO (kg/h)	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	
GLUCOSA	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	625.5	0.0	0.0	625.5	625.5	625.5	0.0	0.0	25199.4	25199.4	25199.4	25199.4	25199.4	25199.4	25199.4	25199.4	25199.4	25199.4	25199.4	50.4	50.4	0.0
XILOSA	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	3784.3	0.0	0.0	3784.3	3784.3	3784.3	0.0	0.0	3868.4	3868.4	3868.4	3868.4	3868.4	3868.4	3868.4	3868.4	3868.4	3868.4	3868.4	3868.4	3868.4	0.0
AGUA	54586.4	366100.0	1200.0	1000.0	450023.0	450023.0	450023.0	504093.0	83923.2	83923.2	420170.0	420170.0	420170.0	1200.0	1200.0	418902.0	418902.0	418902.0	418902.0	418902.0	418902.0	1000.0	419902.0	419902.0	419902.0	419902.0	419902.0	419902.0	0.0
ETANOL	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CO2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
n-PENTANO	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CELULOSA	28212.3	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	27648.0	0.0	0.0	27648.0	27648.0	27648.0	0.0	0.0	5529.6	5529.6	5529.6	5529.6	5529.6	5529.6	5529.6	5529.6	5529.6	5529.6	5529.6	5529.6	5529.6	296.0
HEMICELULOSA	3700.3	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	370.0	0.0	0.0	370.0	370.0	370.0	0.0	0.0	296.0	296.0	296.0	296.0	296.0	296.0	296.0	296.0	296.0	296.0	296.0	296.0	296.0	
LIGNINA	13501.1	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	13501.1	0.0	0.0	13501.1	13501.1	13501.1	0.0	0.0	13501.1	13501.1	13501.1	13501.1	13501.1	13501.1	13501.1	13501.1	13501.1	13501.1	13501.1	13501.1	13501.1	

FECHA:	REVISIÓN:	DESCRIPCIÓN:	ELABORÓ:	REVISÓ:	PLANTEL:	UAM AZC.		DIBUJO:	ING. J.L.M.R.	DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO (DFP) PROCESO LIQUID HOT WATER (LHW) DFP-LHW-001			
10/DIC/2015	A	PROYECTO DE INVESTIGACIÓN I	J.L.M.R.	C.R.T.M. / J.A.A.A.	DIVISIÓN:	C.B.I.		REVISÓ:	DR. J.A.A.A.				
14/ABR/2016	B	PROYECTO DE INVESTIGACIÓN II	J.L.M.R.	C.R.T.M. / J.A.A.A.	POSGRADO:	INGENIERIA DE PROCESO		APROBÓ:	M.I. C.R.T.M.				
08/SEP/2016	C	PROYECTO DE INVESTIGACIÓN III	J.L.M.R.	C.R.T.M. / J.A.A.A.	ASESOR INTERNO:	CARLOS TÁPIA MEDINA		VO. BO.	DR. H.F.P.				
09/DIC/2016	D	PROYECTO DE INVESTIGACIÓN IV	J.L.M.R.	C.R.T.M. / J.A.A.A.	ASESOR EXTERNO:	JORGE ABURTO ANELL	DIB. ELAB. EN:	UNIVERSIDAD AUTONOMA METROPOLITANA AZCAPOTZALCO	VO. BO.	DR. H.F.P.	DIVISIÓN DE CIENCIAS BÁSICAS E INGENIERÍA	REV.	D

CORRIENTE	BAGAZO	BFW	ENZIMA	ZIMOMONA	1	2	3	4	5	6	7	8	9
FASE	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	VAPOR	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO
TEMPERATURA (°C)	25.0	25.0	30.0	30.0	29.7	30.0	180.0	180.0	107.6	50.0	107.6	107.6	50.0
PRESIÓN (atm)	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	10.1	10.0	10.0	1.3	1.2	1.3	1.5	1.4
FLUJO TOTAL (Kg/h)	100000.0	366100.0	1200.0	1000.0	450023.0	450023.0	450023.0	550022.0	83923.2	83923.2	466099.0	466099.0	466099.0
DENSIDAD (Kg/m³)	1328.17	993.96	989.12	989.12	989.40	989.16	827.65	1252.80	0.75	969.50	1294.76	1294.76	1324.59
ENTALPÍA (MJ/h)	-1185768.0	-5807880.0	-19012.3	-15843.6	-7130520.0	-7130160.0	-6814440.0	-7950960.0	-1113480.0	-1322640.0	-6837480.0	-6837480.0	-6947280.0
FLUJO MÁSICO (Kg/h)													
GLUCOSA	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	625.5	0.0	0.0	625.5	625.5	625.5
XILOSA	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	3784.3	0.0	0.0	3784.3	3784.3	3784.3
AGUA	54586.4	366100.0	1200.0	1000.0	450023.0	450023.0	450023.0	504093.0	83923.2	83923.2	420170.0	420170.0	420170.0
ETANOL	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CO2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
n-PENTANO	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CELULOSA	28212.3	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	27648.0	0.0	0.0	27648.0	27648.0	27648.0
HEMICELULOSA	3700.3	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	370.0	0.0	0.0	370.0	370.0	370.0
LIGNINA	13501.1	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	13501.1	0.0	0.0	13501.1	13501.1	13501.1

Tabla 6.2 Balance de materia y energía proceso LHW (DFP-LHW-001) parte 1.

CORRIENTE	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	21	22	LIGNINA
FASE	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	SÓLIDO
TEMPERATURA (°C)	30.0	50.0	50.0	50.0	50.0	50.0	45.0	30.0	30.0	30.0	30.0	30.1	50.0
PRESIÓN (atm)	1.5	1.4	1.0	1.2	1.2	1.5	1.4	1.3	1.4	1.1	1.0	4.2	1.2
FLUJO TOTAL (Kg/h)	1200.0	1200.0	467297.0	467297.0	447970.0	447970.0	447970.0	447970.0	1000.0	448970.0	448970.0	448970.0	19326.7
DENSIDAD (Kg/m <sup>3</sup> )	989.10	969.50	1427.08	1427.08	1009.79	1009.78	1014.91	1030.08	989.11	988.06	988.06	987.98	1844.38
ENTALPÍA (MJ/h)	-19012.3	-18911.9	-6955200.0	-6955200.0	-6790320.0	-6790320.0	-6798960.0	-6825240.0	-15843.6	-6870240.0	-6870240.0	-6870240.0	-165031.2
FLUJO MÁSCO (Kg/h)													
GLUCOSA	0.0	0.0	25199.4	25199.4	25199.4	25199.4	25199.4	25199.4	0.0	50.4	50.4	50.4	0.0
XILOSA	0.0	0.0	3868.4	3868.4	3868.4	3868.4	3868.4	3868.4	0.0	328.8	328.8	328.8	0.0
AGUA	1200.0	1200.0	418902.0	418902.0	418902.0	418902.0	418902.0	418902.0	1000.0	419902.0	419902.0	419902.0	0.0
ETANOL	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	14672.0	14672.0	14672.0	0.0
CO2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	14016.3	14016.3	14016.3	0.0
n-PENTANO	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CELULOSA	0.0	0.0	5529.6	5529.6	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	5529.6
HEMICELULOSA	0.0	0.0	296.0	296.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	296.0
LIGNINA	0.0	0.0	13501.1	13501.1	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	13501.1

Tabla 6.3 Balance de materia y energía proceso LHW (DFP-LHW-001) parte 2.

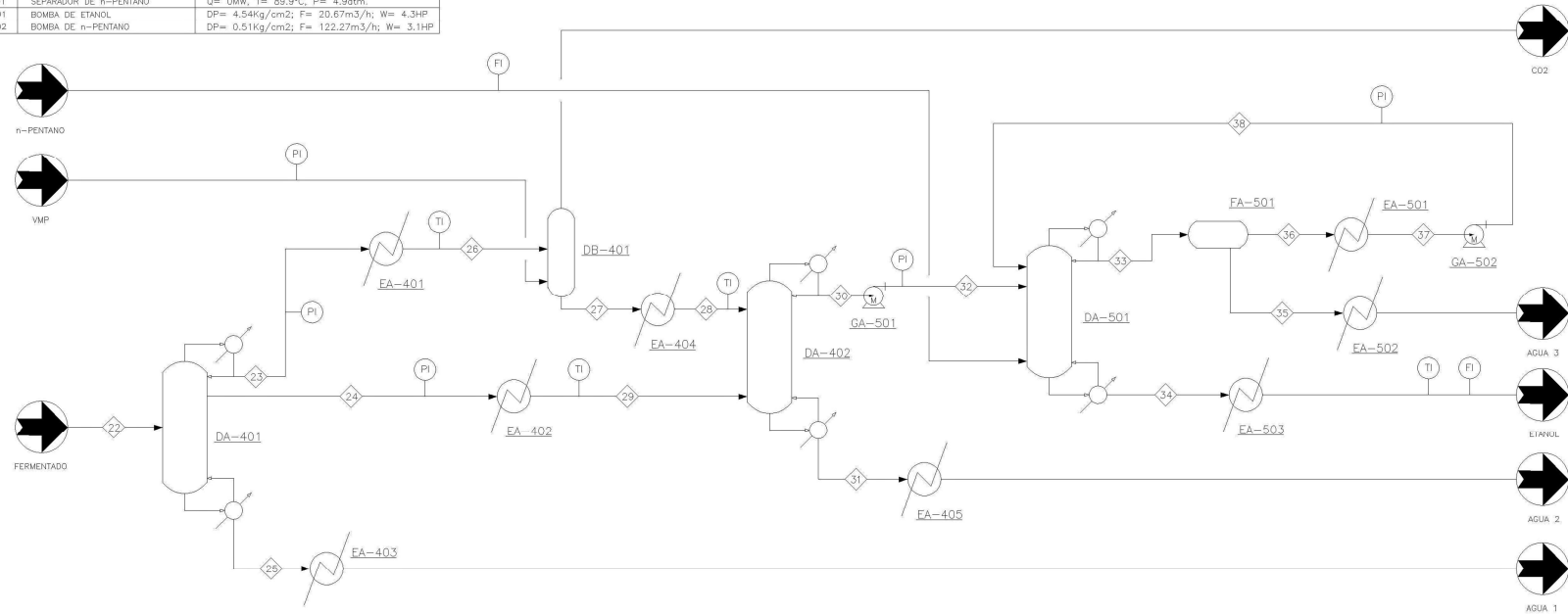
# Posgrado en Ingeniería de Procesos

LISTA DE EQUIPO

TAG	DESCRIPCIÓN	CARACTERÍSTICAS
DA-401	TORRE CONCENTRADORA	QC=-8.62MW, QR=82.44MW, NPT=16, R=1.5
DA-402	TORRE ATMOSFÉRICA	QC=-12.68MW, QR=14.08MW, NPT=20, R=2.0
DA-501	TORRE AZEOTRÓPICA	QC=-27.31MW, QR=30.65MW, NPT=20, R=2.5
DB-401	ARSORFORO DE CO2	QC=0MW, QR=0MW, NPT=8, R=0
EA-401	CALENTADOR DE CO2	Q= -2.17MW, DT= 46.59°C, P= 3.9atm.
EA-402	PRIMER CALENTADOR DE ETANOL	Q= -11.64MW, DT= 91.43°C, P= 4.0atm.
EA-403	PRIMER ENFRIADOR DE AGUA	Q= -51.48MW, DT= 100.11°C, P= 4.1atm.
EA-404	SEGUNDO CALENTADOR DE ETANOL	Q= -0.40MW, DT= 63.71°C, P= 3.8atm.
EA-405	SEGUNDO ENFRIADOR DE AGUA	Q= -0.89MW, DT= 58.21°C, P= 1.1atm.
EA-501	ENFRIADOR DE n-PENTANO	Q= -2.65MW, DT= 44.95°C, P= 4.8atm.
EA-502	TERCER ENFRIADOR DE AGUA	Q= -0.07MW, DT= 44.95°C, P= 4.8atm.
EA-503	ENFRIADOR DE ETANOL	Q= -0.96MW, DT= 71.38°C, P= 5.0atm.
FA-501	SEPARADOR DE n-PENTANO	Q= 0MW, T= 89.9°C, P= 4.9atm.
GA-501	BOMBA DE ETANOL	DP= 4.54kg/cm2; F= 20.67m3/h; W= 4.3HP
GA-502	BOMBA DE n-PENTANO	DP= 0.51kg/cm2; F= 122.27m3/h; W= 3.1HP

NOTAS

- EL FLUJO DE DISEÑO DE LA PLANTA ES DE 100,000 Kg/h DE BAGAZO DE CAÑA.
- VMP: VAPOR DE MEDIA PRESIÓN.



CORRIENTE	VMP	PENTANO	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36	37	38	CO2	AGUA1	AGUA2	AGUA3	ETANOL	
FASE	VAPOR	VAPOR	LIQUIDO	VAPOR	VAPOR	LIQUIDO	MEZCLA	MEZCLA	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	MEZCLA	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	VAPOR	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	
TEMPERATURA (°C)	260.0	110.0	30.1	90.6	136.4	146.1	44.0	118.7	55.0	45.0	78.2	105.2	78.4	81.3	126.4	90.0	90.0	45.0	45.0	43.7	46.0	47.0	45.0	55.0	
PRESIÓN (atm)	18.0	5.3	4.2	4.0	4.1	4.2	3.9	3.9	3.8	4.0	1.0	1.2	5.4	5.0	5.1	4.9	4.9	4.8	3.8	4.1	1.1	1.1	4.8	5.0	
FLUJO TOTAL (kg/h)	600.0	50.0	448970.0	20200.0	22000.0	406770.0	20200.0	6127.6	6127.6	22000.0	15500.0	12627.7	15500.0	76000.0	14119.9	1430.1	74569.9	74569.9	74569.9	14672.4	406770.0	12627.7	1430.1	14119.9	
DENSIDAD (kg/m³)	7.41	12.16	987.98	5.47	3.01	868.13	9.25	732.02	814.34	877.43	749.60	912.75	749.31	575.64	665.68	923.13	556.85	609.86	609.81	6.39	974.01	972.47	969.13	762.24	
ENTALPIA (MJ/h)	-7784.28	-93.817728	-6870240	-165880.8	-209880	-6228720	-173700	-52336.8	-53794.8	-251812.8	-104644.8	-195944.4	-104634	-201074.4	-80280	-21971.52	-179103.6	-188668.8	-188658	-129150	-6414120	-199170	-22248	-83736	
FLUJO MASICO (kg/h)																									
GLUCOSA	0.0	0.0	50.4	0.0	0.0	50.4	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	50.4	0.0	0.0
XILOSA	0.0	0.0	328.8	0.0	0.0	328.8	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	328.8	0.0	0.0
AGUA	600.0	0.0	419902.0	1259.0	12255.1	406388.0	1259.0	1772.4	1772.4	12255.1	1399.9	12627.5	1399.9	1743.5	2.8	1397.1	346.4	346.4	346.4	346.4	86.7	406388.0	12627.5	1397.1	2.8
ETANOL	0.0	0.0	14672.0	4924.7	9745.0	2.4	4924.7	4354.9	4354.9	9745.0	14099.7	0.2	14099.7	2613.4	14067.2	32.5	2580.9	2580.9	2580.9	569.8	2.4	0.2	32.5	14067.2	
CO2	0.0	0.0	14016.3	14016.3	0.0	0.0	14016.3	0.4	0.4	0.0	0.4	0.0	0.4	6.5	0.0	0.4	6.1	6.1	6.1	14015.9	0.0	0.0	0.0	0.4	0.0
n-PENTANO	0.0	50.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	71636.6	49.9	0.1	71636.5	71636.5	0.0	0.0	0.0	0.0	0.1	49.9	
CELULOSA	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
HEMICELULOSA	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
LIGNINA	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

FECHA:	REVISIÓN:	DESCRIPCIÓN:	ELABORÓ:	REVISÓ:	PLANTEL:	UAM AZC:	DIBUJO:	ING. J.L.M.R.	DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO (DFP)
10 / DIC / 2015	A	PROYECTO DE INVESTIGACIÓN I	J.L.M.R.	C.R.T.M. / J.A.A.A.	DIVISIÓN:	C.B.I	REVISÓ:	DR. J.A.A.A.	SECCIÓN DE SEPARACIÓN DE ETANOL
14 / ABR / 2016	B	PROYECTO DE INVESTIGACIÓN II	J.L.M.R.	C.R.T.M. / J.A.A.A.	POSGRADO:	INGENIERÍA DE PROCESO	APROBÓ:	M.en I. C.R.T.M.	PROCESO LIQUID HOT WATER (LHW)
08 / SEP / 2016	C	PROYECTO DE INVESTIGACIÓN III	J.L.M.R.	C.R.T.M. / J.A.A.A.	ASESOR INTERNO:	CARLOS TÁPIA MEDINA			DFP-LHW-002
09 / DIC / 2016	D	PROYECTO DE INVESTIGACIÓN IV	J.L.M.R.	C.R.T.M. / J.A.A.A.	ASESOR EXTERNO:	JORGE ABURTO ANELL	DIB. ELAB. EN:	UNIVERSIDAD AUTÓNOMA METROPOLITANA AZCAPUZALCO	DIVISIÓN DE CIENCIAS BÁSICAS E INGENIERÍA



CORRIENTE	VMP	PENTANO	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31
FASE	VAPOR	VAPOR	LIQUIDO	VAPOR	VAPOR	LIQUIDO	MEZCLA	MEZCLA	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO
TEMPERATURA (°C)	260.0	110.0	30.1	90.6	136.4	146.1	44.0	118.7	55.0	45.0	78.2	105.2
PRESIÓN (atm)	18.0	5.3	4.2	4.0	4.1	4.2	3.9	3.9	3.8	4.0	1.0	1.2
FLUJO TOTAL (Kg/h)	600.0	50.0	448970.0	20200.0	22000.0	406770.0	20200.0	6127.6	6127.6	22000.0	15500.0	12627.7
DENSIDAD (Kg/m³)	7.41	12.16	987.98	5.47	3.01	868.13	9.25	732.02	814.34	877.43	749.60	912.75
ENTALPÍA (MJ/h)	-7784.28	-93.81	-6870240	-165880.8	-209880	-6228720	-173700	-52336.8	-53794.8	-251812.8	-104644.8	-195944.4
FLUJO MÁSICO (Kg/h)												
GLUCOSA	0.0	0.0	50.4	0.0	0.0	50.4	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
XILOSA	0.0	0.0	328.8	0.0	0.0	328.8	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
AGUA	600.0	0.0	419902.0	1259.0	12255.1	406388.0	1259.0	1772.4	1772.4	12255.1	1399.9	12627.5
ETANOL	0.0	0.0	14672.0	4924.7	9745.0	2.4	4924.7	4354.9	4354.9	9745.0	14099.7	0.2
CO2	0.0	0.0	14016.3	14016.3	0.0	0.0	14016.3	0.4	0.4	0.0	0.4	0.0
n-PENTANO	0.0	50.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CELULOSA	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
HEMICELULOSA	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
LIGNINA	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

Tabla 6.4 Balance de materia y energía sección de separación, proceso LHW (DFP-LHW-002) parte 1.

CORRIENTE	32	33	34	35	36	37	38	CO2	AGUA1	AGUA2	AGUA3	ETANOL
FASE	LIQUIDO	LIQUIDO	MEZCLA	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	VAPOR	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO
TEMPERATURA (°C)	78.4	81.3	126.4	90.0	90.0	45.0	45.0	43.7	46.0	47.0	45.0	55.0
PRESIÓN (atm)	5.4	5.0	5.1	4.9	4.9	4.8	5.3	3.8	4.1	1.1	4.8	5.0
FLUJO TOTAL (Kg/h)	15500.0	76000.0	14119.9	1430.1	74569.9	74569.9	74569.9	14672.4	406770.0	12627.7	1430.1	14119.9
DENSIDAD (Kg/m <sup>3</sup> )	749.31	575.64	665.68	923.13	556.85	609.86	609.81	6.39	974.01	972.47	969.13	762.24
ENTALPÍA (MJ/h)	-104634	-201074.4	-80280	-21971.52	-179103.6	-188668.8	-188658	-129150	-6414120	-199170	-22248	-83736
FLUJO MÁSICO (Kg/h)												
GLUCOSA	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	50.4	0.0	0.0	0.0
XILOSA	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	328.8	0.0	0.0	0.0
AGUA	1399.9	1743.5	2.8	1397.1	346.4	346.4	346.4	86.7	406388.0	12627.5	1397.1	2.8
ETANOL	14099.7	2613.4	14067.2	32.5	2580.9	2580.9	2580.9	569.8	2.4	0.2	32.5	14067.2
CO2	0.4	6.5	0.0	0.4	6.1	6.1	6.1	14015.9	0.0	0.0	0.4	0.0
n-PENTANO	0.0	71636.6	49.9	0.1	71636.5	71636.5	71636.5	0.0	0.0	0.0	0.1	49.9
CELULOSA	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
HEMICELULOSA	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
LIGNINA	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

Tabla 6.5 Balance de materia y energía sección de separación, proceso LHW (DFP-LHW-002) parte 2.

### 6.2.2 Proceso explosión de vapor (SE)

De manera similar al proceso liquid hot wáter, se obtuvieron los diagramas de flujo y el balance de materia y energía presentados en la tabla 6.6 a 6.9, en base a la composición de bagazo de caña determinada experimentalmente, la selección adecuada de la termodinámica del proceso, el diseño del proceso y los datos de conversión en los reactores de pretratamiento, hidrólisis y fermentación

El esquema de conversión de bagazo de caña a etanol diluido en la salida del reactor de fermentación se muestra en el diagrama de flujo de proceso DFP-SE-001. La purificación de etanol diluido proveniente del fermentador hasta etanol combustible (99.3%mol) se muestra en el diagrama de flujo de proceso DFP-SE-002. En ambos diagramas se muestra la instrumentación necesaria y las características principales de los equipos de proceso.

El proceso explosión de vapor inicia pretratando bagazo de caña con vapor de media presión y dióxido de azufre en el reactor DC-101. Después la mezcla se somete a una rápida descompresión en el FA-101, ocasionando que las fibras de bagazo se fraccionan en los tres polímeros que la constituyen. El vapor que sale del FA-101 se envía a la torre DA-101 y el fondo se bombea al reactor de hidrólisis DC-201. Por el domo de la torre DA-101 se recupera el catalizador (SO<sub>2</sub>) y parte del vapor de media presión para ser recirculado al reactor de pretratamiento DC-101. El fondo de la torre DA-101 se envía al reactor DC-201. En el reactor de hidrólisis, los azúcares poliméricos celulosa y hemicelulosa se convierten en glucosa y xilosa con ayuda de un coctel enzimático. La mezcla se envía al sedimentador FB-301 donde se separa la fase sólida que es lignina, celulosa y hemicelulosa sin reaccionar, de la fase líquida que son los azúcares (glucosa y xilosa). La corriente lignina que sale del sedimentador FB-301 tiene 73% en peso de lignina, el 27% restante es celulosa, hemicelulosa y agua. Esta corriente puede utilizarse para generar vapor de media presión y disminuir los requerimientos de vapor del proceso, sin embargo, en este trabajo no se consideró este efecto.

Los monosacáridos bombeados al reactor DC-301 se fermentan con la levadura *zymomona mobilis* para convertir estos azúcares en etanol. Posteriormente, el líquido del fermentador se envía a la sección de purificación mostrada en el diagrama de flujo DFP-SE-002.

El alcohol diluido proveniente del reactor DC-301 se concentra en la torre de destilación DA-401. En el domo de la torre se separa CO<sub>2</sub>, etanol y agua los cuales son enviados al absorbedor DB-401 en el que una corriente de vapor disuelve la mayor cantidad posible de etanol remanente en la corriente de CO<sub>2</sub>. Como resultado de esto, el dióxido de carbono que sale por el domo de la DB-401 se libera a la atmósfera mientras que el fondo es enviado a la torre de destilación atmosférica DA-402. El fondo de la torre DA-401 es agua al 99%, por lo que puede liberarse a drenaje o reutilizarse en el proceso luego del adecuado tratamiento. La torre DA-401 tiene una salida lateral de producto rica en etanol y agua, la cual es enviada a la torre atmosférica DA-402.

En la torre atmosférica DA-402 se realiza la separación etanol-agua a presión atmosférica hasta el punto azeotrópico (89.4% mol etanol, 10.6% agua). Para purificar etanol hasta 99.3% mol, que es cuando se considera combustible, se requieren métodos especiales, la gran mayoría de ellos basados en variantes de la destilación atmosférica. A lo largo de este trabajo se realizaron diversas simulaciones en ASPEN PLUS de algunos métodos como destilación extractiva, destilación al vacío y destilación azeotrópica. Del análisis se concluyó que el método más económico y adecuado para la separación fue la destilación azeotrópica.

Del fondo de la torre atmosférica DA-401 se obtiene agua al 99% y por el domo se envía etanol al 89% mol a la torre de destilación azeotrópica DA-501. A esta torre, entra también una corriente de n-Pentano que sirve como gas de arrastre. Este gas modifica el equilibrio líquido-vapor entre etanol agua para llevar a concentraciones mayores a 99.3% mol que se requieren para considerar a etanol como combustible. El n-pentano entra por la parte inferior de la torre DA-501 y el azeótropo etanol-agua en la parte superior, al ponerse en contacto, el n-pentano disuelve la pequeña fracción de agua contenida en la corriente de etanol y la arrastra a la parte superior de la torre, saliendo por el domo, mientras que por el fondo sale etanol combustible al 99.8% mol. El n-pentano y agua del domo se envían al separador bifásico horizontal FA-501, donde aprovechando la diferencia de densidad entre n-pentano y agua, estos componentes se separan. El agua obtenida en la separación se envía a drenaje y el n-pentano se recircula a la torre azeotrópica DA-501.

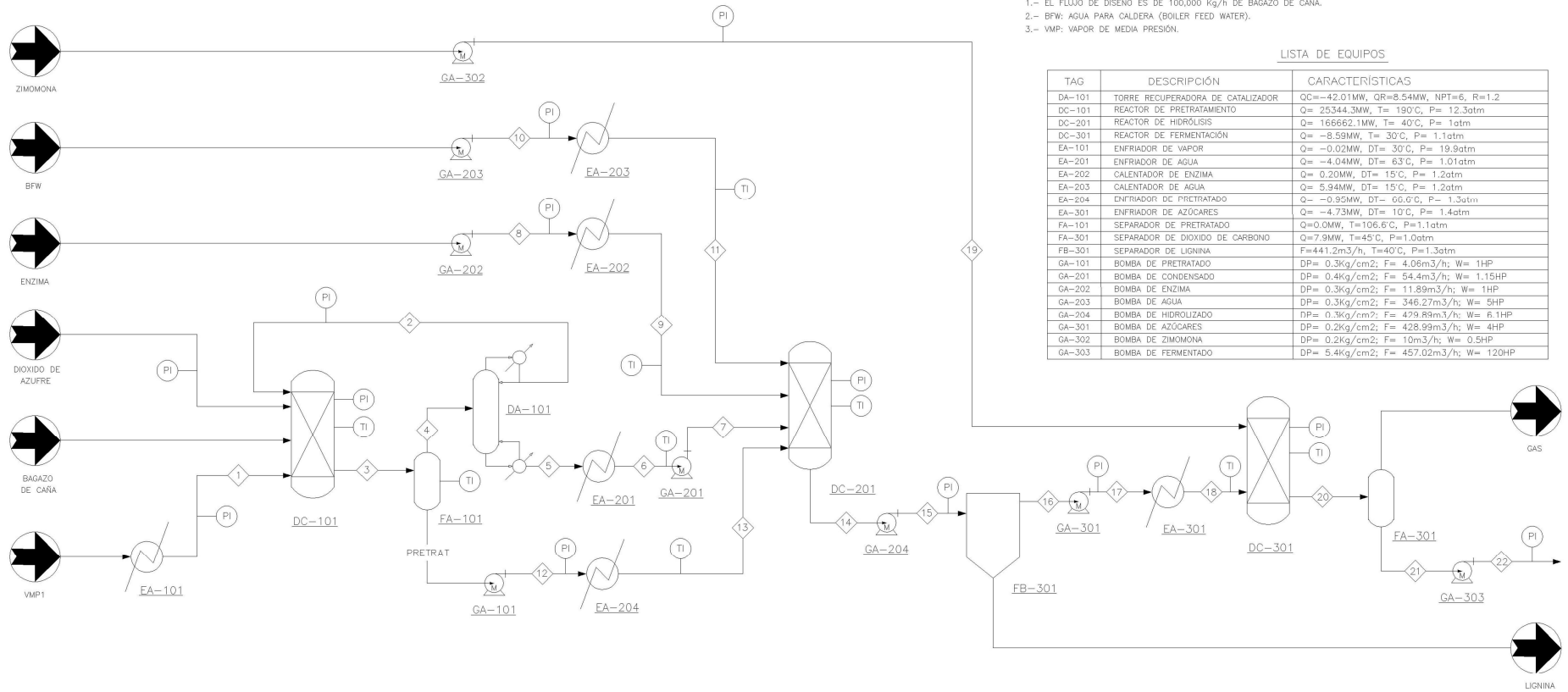
Al tratar 100,000 Kg/h de bagazo de caña mediante el proceso explosión de vapor (SE), se obtiene 14777.4 Kg/h de etanol combustible (19543.5 L/h), a una concentración de 99.8% mol (ver tabla 6.9).

NOTAS

- 1.- EL FLUJO DE DISEÑO ES DE 100,000 Kg/h DE BAGAZO DE CAÑA.
- 2.- BFW: AGUA PARA CALDERA (BOILER FEED WATER).
- 3.- VMP: VAPOR DE MEDIA PRESIÓN.

LISTA DE EQUIPOS

TAG	DESCRIPCIÓN	CARACTERÍSTICAS
DA-101	TORRE RECUPERADORA DE CATALIZADOR	QC=42.01MW, QR=8.54MW, NPT=6, R=1.2
DC-101	REACTOR DE PRETRATAMIENTO	Q= 25344.3MW, T= 190°C, P= 12.3atm
DC-201	REACTOR DE HIDROLISIS	Q= 166662.1MW, T= 40°C, P= 1atm
DC-301	REACTOR DE FERMENTACION	Q= -8.59MW, T= 30°C, P= 1.1atm
EA-101	ENFRIADOR DE VAPOR	Q= -0.02MW, DT= 30°C, P= 19.9atm
EA-201	ENFRIADOR DE AGUA	Q= -4.04MW, DT= 63°C, P= 1.01atm
EA-202	CALENTADOR DE ENZIMA	Q= 0.20MW, DT= 15°C, P= 1.2atm
EA-203	CALENTADOR DE AGUA	Q= 5.94MW, DT= 15°C, P= 1.2atm
EA-204	ENFRIADOR DE PRETRATADO	Q= -0.95MW, DT= 66.0°C, P= 1.3atm
EA-301	ENFRIADOR DE AZÚCARES	Q= -4.73MW, DT= 10°C, P= 1.01atm
FA-101	SEPARADOR DE PRETRATADO	Q=0.0MW, T=106.6°C, P=1.1atm
FA-301	SEPARADOR DE DIGOXIDO DE CARBONO	Q=7.9MW, T=45°C, P=1.0atm
FB-301	SEPARADOR DE LIGNINA	F=441.2m3/h, T=40°C, P=1.3atm
GA-101	BOMBA DE PRETRATADO	DP= 0.3kg/cm2; F= 4.06m3/h; W= 1HP
GA-201	BOMBA DE CONDENSADO	DP= 0.4kg/cm2; F= 54.4m3/h; W= 1.15HP
GA-202	BOMBA DE ENZIMA	DP= 0.3kg/cm2; F= 11.89m3/h; W= 1HP
GA-203	BOMBA DE AGUA	DP= 0.3kg/cm2; F= 346.27m3/h; W= 5HP
GA-204	BOMBA DE HIDROLIZADO	DP= 0.3kg/cm2; F= 429.89m3/h; W= 6.1HP
GA-301	BOMBA DE AZÚCARES	DP= 0.2kg/cm2; F= 428.99m3/h; W= 4HP
GA-302	BOMBA DE ZIMOMONA	DP= 0.2kg/cm2; F= 10m3/h; W= 0.5HP
GA-303	BOMBA DE FERMENTADO	DP= 5.4kg/cm2; F= 457.02m3/h; W= 120HP



CORRIENTE	BAGAZO	VMP1	S02	BFW	ENZYM	ZIMOMONA	1	2	3	4	PRETRAT	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	GAS	LIGNINA	
FASE	LIQUIDO	VAPOR	VAPOR	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	VAPOR	VAPOR	MEZCLA	VAPOR	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	VAPOR	LIQUIDO	
TEMPERATURA (°C)	25.0	260.0	25.0	25.0	25.0	30.0	230.0	98.6	190.0	106.6	106.6	103.0	40.0	40.0	25.0	40.0	25.0	40.0	106.6	40.0	40.0	40.0	40.0	40.0	30.0	30.0	30.0	45.0	45.2	45.0	40.0	
PRESIÓN (atm)	1.0	20.0	1.0	1.0	1.0	1.0	19.9	1.0	12.3	1.1	1.1	1.1	1.0	1.4	1.3	1.2	1.3	1.2	1.4	1.3	1.2	1.4	1.3	1.3	1.5	1.4	1.2	1.1	1.0	6.2	1.0	1.3
FLUJO TOTAL (kg/h)	100000.0	1372.0	10.2	344185.0	11827.0	9891.2	1372.0	63000.0	164382.0	116299.0	48083.1	53299.0	53299.0	53299.0	11827.0	11827.0	344185.0	344185.0	48083.1	48083.1	457392.0	457392.0	438958.0	438958.0	438958.0	438958.0	9891.2	448894.0	443601.0	443601.0	5248.5	18434.0
DENSIDAD (kg/m³)	1271.53	8.24	2.62	993.96	993.96	989.12	8.68	0.67	778.14	0.68	1565.97	914.60	978.97	978.96	993.95	979.37	1565.96	1616.41	1286.14	1286.14	1023.22	1023.21	1033.34	989.12	987.88	987.88	970.63	970.45	1.59	1286.14		
ENTALPIA (MJ/h)	-1.13E+09	-17799.7	-47.3	-5460253.2	-187627.1	-156713.1	-17880.6	-748927.8	-1.04E+09	-1453082.4	-1.04E+09	-824648.4	-839212.6	-187626.6	-186891.1	-5460242.4	-5438836.8	-1.04E+09	-1.04E+09	-4.42E+08	-4.42E+08	-4.42E+08	-4.42E+08	-6647482.3	-6647472.0	-6664521.8	-156712.8	-6852168.0	-6776254.8	-6775930.8	-47854.8	-4.38E+08
FLUJO MASCICO (kg/h)	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	1285.1	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	1285.1	1285.1	27226.2	27226.2	27169.2	27169.2	27169.2	27169.2	0.0	54.3	54.3	54.3	0.0	57.0	
GLUCOSA	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	2581.7	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	2581.7	2581.7	34718.8	34718.8	3464.5	3464.5	3464.5	3464.5	0.0	294.5	294.5	294.5	0.0	7.3	
XILOSA	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	2581.7	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	2581.7	2581.7	34718.8	34718.8	3464.5	3464.5	3464.5	3464.5	0.0	294.5	294.5	294.5	0.0	7.3	
AGUA	54586.4	1372.0	0.0	344185.0	11827.0	9891.2	1372.0	52852.8	108327.0	105784.0	2542.1	52931.6	52931.6	11827.0	11827.0	344185.0	344185.0	0.0	2542.1	2542.1	408785.0	408785.0	407928.0	407928.0	407928.0	407928.0	9891.2	417820.0	417609.0	417609.0	210.1	856.5
ETANOL	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	15488.4	15405.1	15405.1	83.2	0.0	
CO2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	14795.2	9841.5	9841.5	4954.2	0.0
ACIDO ACETICO	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	97.9	484.7	464.5	20.2	366.7	366.7	366.7	0.0	0.0	0.0	20.2	20.2	386.8	386.8	386.8	386.8	386.8	386.8	0.0	386.0	386.0	386.0	0.1	0.8	
S02	0.0	0.0	10.2	0.0	0.0	0.0	0.0	10049.3	10059.5	10050.1	9.4	0.8	0.8	0.8	0.0	0.0	0.0	0.0	9.4	9.4	10.2	10.2	10.2	10.2	10.2	10.2	0.0	10.2	9.8	9.8	0.4	0.0
n-PENTANO	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CELULOSA	28212.3	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	27055.6	0.0	27055.6	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	27055.6	27055.6	3706.6	3706.6	3706.6	3706.6	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	3706.6
HEMICELULOSA	3700.3	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	1087.9	0.0	1087.9	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	1087.9	1087.9	304.6	304.6	304.6	304.6	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	304.6
LIGNINA	13501.1	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	13501.1	0.0	13501.1	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	13501.1	13501.1	13501.1	13501.1	13501.1	13501.1	13501.1	13501.1	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	13501.1

FECHA:	REVISIÓN:	DESCRIPCIÓN:	ELABORÓ:	REVISÓ:	PLANTEL:	UAM AZC.	DIBUJÓ:	ING. J.L.M.R.	DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO (DFP)
10/DIC/2015	A	PROYECTO DE INVESTIGACIÓN I	J.L.M.R.	C.R.T.M. / J.A.A.A.	DMISION:	C.B.I.	REVISÓ:	DR. J.A.A.A.	PROCESO EXPLOSIÓN DE VAPOR (SE)
14/ABR/2016	B	PROYECTO DE INVESTIGACIÓN II	J.L.M.R.	C.R.T.M. / J.A.A.A.	POSGRADO:	INGENIERÍA DE PROCESO	APROBÓ:	M. I. C.R.T.M.	DFP-SE-001
08/SEP/2016	C	PROYECTO DE INVESTIGACIÓN III	J.L.M.R.	C.R.T.M. / J.A.A.A.	ASESOR INTERNO:	CARLOS TÁPIA MEDINA			
09/DIC/2016	D	PROYECTO DE INVESTIGACIÓN IV	J.L.M.R.	C.R.T.M. / J.A.A.A.	ASESOR EXTERNO:	JORGE ABURTO ANELL	DIB. ELAB. EN:	UNIVERSIDAD AUTÓNOMA METROPOLITANA AZCAPOTZALCO	DIVISION DE CIENCIAS BÁSICAS E INGENIERIA

CORRIENTE	BAGAZO	VMP1	SO2	BFW	ENZIMA	ZIMOMONA	1	2	3	4	PRETRAT	5	6	7	8
FASE	LIQUIDO	VAPOR	VAPOR	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	VAPOR	VAPOR	MEZCLA	VAPOR	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO
TEMPERATURA (°C)	25.0	260.0	25.0	25.0	25.0	30.0	230.0	98.6	190.0	106.6	106.6	103.0	40.0	40.0	25.0
PRESIÓN (atm)	1.0	20.0	1.0	1.0	1.0	1.0	19.9	1.0	12.3	1.1	1.1	1.1	1.0	1.4	1.3
FLUJO TOTAL (Kg/h)	100000.0	1372.0	10.2	344185.0	11827.0	9891.2	1372.0	63000.0	164382.0	116299.0	48083.1	53299.0	53299.0	53299.0	11827.0
DENSIDAD (Kg/m³)	1271.53	8.24	2.62	993.96	993.96	989.12	8.68	0.67	778.14	0.68	1565.97	914.60	978.97	978.96	993.95
ENTALPÍA (MJ/h)	-1.13E+09	-17799.7	-47.3	-5460253.2	-187627.1	-156713.1	-17880.6	-748927.8	-1.04E+09	-1453082.4	-1.04E+09	-824648.4	-839215.8	-839212.6	-187626.6
FLUJO MÁSIKO (Kg/h)															
GLUCOSA	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	1285.1	0.0	1285.1	0.0	0.0	0.0	0.0
XILOSA	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	2581.7	0.0	2581.7	0.0	0.0	0.0	0.0
AGUA	54586.4	1372.0	0.0	344185.0	11827.0	9891.2	1372.0	52852.8	108327.0	105784.0	2542.1	52931.6	52931.6	52931.6	11827.0
ETANOL	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CO2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
ÁCIDO ACÉTICO	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	97.9	484.7	464.5	20.2	366.7	366.7	366.7	0.0
SO2	0.0	0.0	10.2	0.0	0.0	0.0	0.0	10049.3	10059.5	10050.1	9.4	0.8	0.8	0.8	0.0
n-PENTANO	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CELULOSA	28212.3	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	27055.6	0.0	27055.6	0.0	0.0	0.0	0.0
HEMICELULOSA	3700.3	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	1087.9	0.0	1087.9	0.0	0.0	0.0	0.0
LIGNINA	13501.1	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	13501.1	0.0	13501.1	0.0	0.0	0.0	0.0

Tabla 6.6 Balance de materia y energía proceso SE (DFP-SE-001) parte 1.

CORRIENTE	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	GAS	LIGNINA
FASE	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	VAPOR	LIQUIDO
TEMPERATURA (°C)	40.0	25.0	40.0	106.6	40.0	40.0	40.0	40.0	40.0	30.0	30.0	30.0	45.0	45.2	45.0	40.0
PRESIÓN (atm)	1.2	1.3	1.2	1.4	1.3	1.0	1.3	1.3	1.5	1.4	1.2	1.1	1.0	6.2	1.0	1.3
FLUJO TOTAL (Kg/h)	11827.0	344185.0	344185.0	48083.1	48083.1	457392.0	457392.0	438958.0	438958.0	438958.0	9891.2	448849.0	443601.0	443601.0	5248.5	18434.0
DENSIDAD (Kg/m <sup>3</sup> )	979.37	993.95	979.37	1565.96	1616.41	1286.14	1286.14	1023.22	1023.21	1033.34	989.12	987.88	970.63	970.45	1.59	1286.14
ENTALPÍA (MJ/h)	-186891.1	-5460242.4	-5438836.8	-1.04E+09	-1.04E+09	-4.42E+08	-4.42E+08	-6647482.8	-6647472.0	-6664521.6	-156712.8	-6852168.0	-6776254.8	-6775930.8	-47454.5	-4.36E+08
FLUJO MÁSIICO (Kg/h)																
GLUCOSA	0.0	0.0	0.0	1285.1	1285.1	27226.2	27226.2	27169.2	27169.2	27169.2	0.0	54.3	54.3	54.3	0.0	57.0
XILOSA	0.0	0.0	0.0	2581.7	2581.7	3471.8	3471.8	3464.5	3464.5	3464.5	0.0	294.5	294.5	294.5	0.0	7.3
AGUA	11827.0	344185.0	344185.0	2542.1	2542.1	408785.0	408785.0	407928.0	407928.0	407928.0	9891.2	417820.0	417609.0	417609.0	210.1	856.5
ETANOL	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	15488.4	15405.1	15405.1	83.2	0.0
CO2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	14796.2	9841.5	9841.5	4954.7	0.0
ÁCIDO ACÉTICO	0.0	0.0	0.0	20.2	20.2	386.8	386.8	386.0	386.0	386.0	0.0	386.0	385.9	385.9	0.1	0.8
SO2	0.0	0.0	0.0	9.4	9.4	10.2	10.2	10.2	10.2	10.2	0.0	10.2	9.8	9.8	0.4	0.0
n-PENTANO	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CELULOSA	0.0	0.0	0.0	27055.6	27055.6	3706.6	3706.6	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	3706.6
HEMICELULOSA	0.0	0.0	0.0	1087.9	1087.9	304.6	304.6	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	304.6
LIGNINA	0.0	0.0	0.0	13501.1	13501.1	13501.1	13501.1	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	13501.1

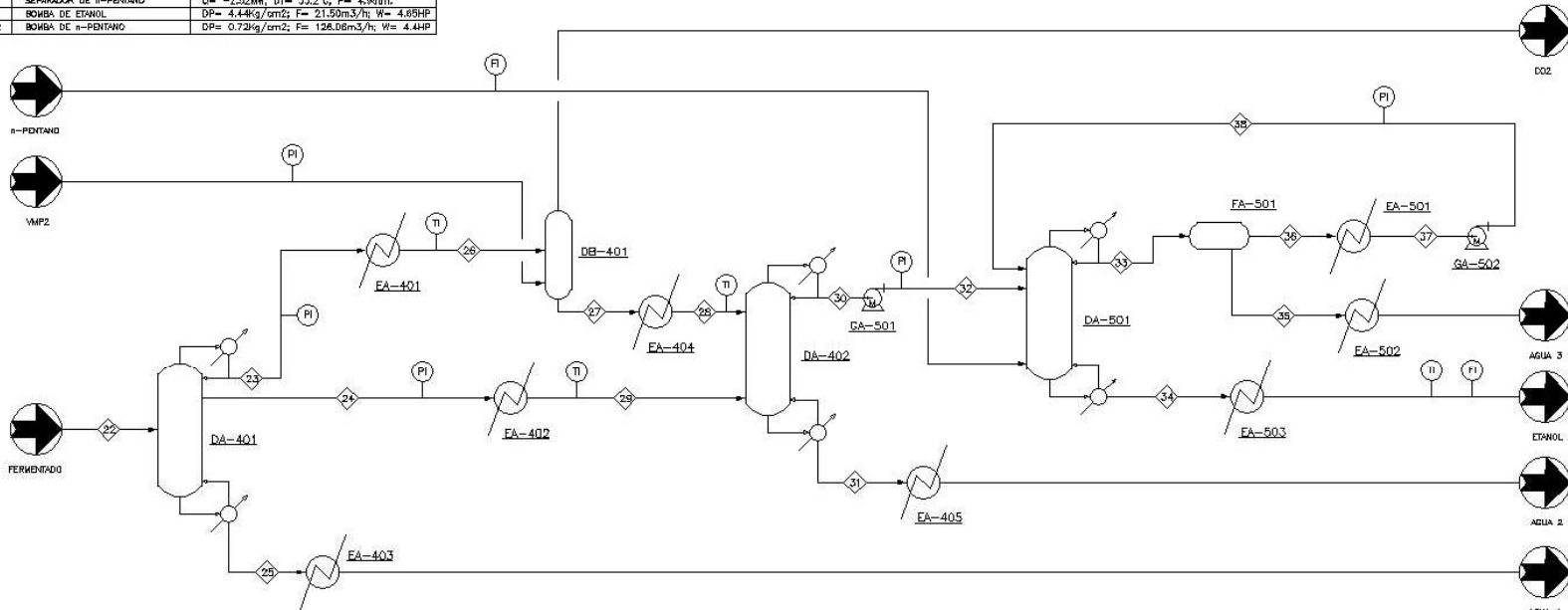
Tabla 6.7 Balance de materia y energía proceso SE (DFP-SE-001) parte 2.

LISTA DE EQUIPO

TAG	DESCRIPCIÓN	CARACTERÍSTICAS
DA-401	TORRE CONCENTRADORA	DC=8.31MM, QR=76.75MM, NPT=16, R=1.5
DA-402	TORRE ATMOSFERICA	DC=12.76MM, QR=14.44MM, NPT=20, R=2.0
DA-501	TORRE AZEOTRICA	DC=27.08MM, QR=29.67MM, NPT=20, R=2.5
DB-401	ABSORBEDOR DE CO2	DC=0MM, QR=0MM, NPT=3, R=0
EA-401	CALENTADOR DE CO2	Q= -3.40MW, DT= 51.4°C, P= 3.9atm.
EA-402	PRIMER CALENTADOR DE ETANOL	Q= -13.46MW, DT= 80°C, P= 4.0atm.
EA-403	PRIMER ENFRIADOR DE AGUA	Q= -44.07MW, DT= 86.1°C, P= 4.12atm.
EA-404	SEGUNDO CALENTADOR DE ETANOL	Q= -0.71MW, DT= 67.82°C, P= 3.75atm.
EA-405	SEGUNDO ENFRIADOR DE AGUA	Q= -0.96MW, DT= 44.95°C, P= 1.1atm.
EA-501	ENFRIADOR DE n-PENTANO	Q= 0.66MW, DT= 10°C, P= 4.8atm.
EA-502	TERCER ENFRIADOR DE AGUA	Q= -0.007MW, DT= 5°C, P= 4.8atm.
EA-503	ENFRIADOR DE ETANOL	Q= -0.94MW, DT= 68.4°C, P= 5.0atm.
FA-501	SEPARADOR DE n-PENTANO	Q= -2.52MW, DT= 33.2°C, P= 4.9atm.
GA-501	BOMBA DE ETANOL	DP= 4.44kg/cm2; F= 21.90m3/h; W= 4.85HP
GA-502	BOMBA DE n-PENTANO	DP= 0.72kg/cm2; F= 128.08m3/h; W= 4.4HP

NOTAS

- 1.- EL FLUJO DE DEBÑO DE LA PLANTA ES DE 100.000 Kg/h DE BARAZO DE CAÑA.
- 2.- VMP: VAPOR DE MEDIA PRESION.



CORRIENTE	VMP2	PENTANO	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36	37	38	AGUA1	AGUA2	AGUA3	CO2	ETANOL
FASE	VAPOR	VAPOR	LIQUIDO	VAPOR	LIQUIDO	MEZCLA	MEZCLA	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	MEZCLA	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	VAPOR	LIQUIDO
TEMPERATURA (°C)	260.0	110.0	45.2	101.4	140.0	146.1	50.0	117.9	50.0	50.0	80.6	105.0	80.8	83.2	126.4	50.0	50.0	60.0	60.1	60.0	60.0	45.0	50.1	60.0
PRESIÓN (atm)	18.0	5.3	6.2	4.0	4.1	4.2	3.9	3.9	3.8	4.0	1.1	1.2	5.4	5.0	5.1	4.9	4.9	4.8	5.5	4.1	1.1	4.8	3.8	5.0
FLUJO TOTAL (kg/h)	940.0	45.5	443601.0	20000.0	23000.0	400601.0	20000.0	10416.5	10416.5	23000.0	16000.0	17416.5	16000.0	76000.0	14777.4	1268.1	74731.9	74731.9	74731.9	400601.0	17416.5	1268.1	10523.5	14777.4
DENSIDAD (kg/m³)	7.41	12.16	970.45	5.19	2.67	868.00	12.82	724.64	812.48	901.08	912.48	744.06	743.77	572.22	665.73	962.63	604.10	592.84	592.77	959.97	959.01	967.65	6.25	756.13
ENTALPIA (MJ/h)	-12195.1	-85.3	-675930.8	-152015.3	-246055.1	-6131473.2	-164258.5	-84559.4	-87140.2	-294507.4	-105729.8	-269883.3	-105717.3	-197428.2	-84023.5	-19543.6	-186957.0	-184920.6	-184920.6	-6290139.6	-273347.1	-19570.0	-91894.1	-87425.4
FLUJO MASCOS (kg/h)	0.0	0.0	54.3	0.0	54.3	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
XILOSA	0.0	0.0	294.5	0.0	0.0	294.5	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	294.5	0.0	0.0	0.0	0.0
AGUA	940.0	0.0	417609.0	1697.1	16041.0	399871.0	1697.1	2557.9	2557.9	16041.0	1224.2	17374.6	1224.2	1308.0	1.0	1223.2	84.8	84.8	84.8	399871.0	17374.6	1223.2	79.3	1.0
ETANOL	0.0	0.0	15405.1	8451.8	6951.9	1.3	8451.8	7855.4	7855.4	6951.9	14772.3	35.0	14772.3	3142.0	14731.0	41.4	3100.7	3100.7	3100.7	1.3	35.0	41.4	596.4	14731.0
CO2	0.0	0.0	9841.5	9841.5	0.0	0.0	9841.5	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.2	0.0	0.0	0.2	0.2	0.2	0.0	0.0	0.0	9841.5	0.0	
ACIDO ACETICO	0.0	0.0	385.9	0.1	6.7	379.1	0.1	0.1	0.1	6.7	0.0	6.8	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	379.1	6.8	0.0	0.0	0.0
SO2	0.0	0.0	9.8	9.5	0.3	0.0	0.5	3.2	3.2	0.3	3.5	0.0	3.5	57.5	0.0	3.5	54.0	54.0	54.0	0.0	0.0	3.5	6.4	0.0
n-PENTANO	0.0	45.5	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	71492.3	45.4	0.1	71492.2	71492.2	0.0	0.0	0.1	0.0	45.4	
CELULOSA	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
HEMICELULOSA	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
LIGNINA	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

10: DIC / 2016	A	PROYECTO DE INGENIERIA	J. M. R.	C. I. M. J. M. R.	J. M. R.	J. M. R.		J. M. R.	J. M. R.	DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO (DFP) SECCION DE SEPARACION DE ETANOL PROCESO EXPLOSION DE VAPOR (SE) DFP-SE-002
14: FEB / 2016	B	PROYECTO DE INGENIERIA	J. M. R.	C. I. M. J. M. R.	J. M. R.	J. M. R.		J. M. R.		
03: SEP / 2016	C	PROYECTO DE INGENIERIA	J. M. R.	C. I. M. J. M. R.	J. M. R.	J. M. R.		J. M. R.		
09: DIC / 2016	D	PROYECTO DE INGENIERIA	J. M. R.	C. I. M. J. M. R.	J. M. R.	J. M. R.		J. M. R.		



CORRIENTE	VMP2	PENTANO	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31
FASE	VAPOR	VAPOR	LIQUIDO	VAPOR	VAPOR	LIQUIDO	MEZCLA	MEZCLA	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO
TEMPERATURA (°C)	260.0	110.0	45.2	101.4	140.0	146.1	50.0	117.9	50.0	50.0	80.6	105.0
PRESIÓN (atm)	18.0	5.3	6.2	4.0	4.1	4.2	3.9	3.9	3.8	4.0	1.1	1.2
FLUJO TOTAL (Kg/h)	940.0	45.5	443601.0	20000.0	23000.0	400601.0	20000.0	10416.5	10416.5	23000.0	16000.0	17416.5
DENSIDAD (Kg/m <sup>3</sup> )	7.41	12.16	970.45	5.19	2.67	868.00	12.82	724.64	812.48	901.08	744.08	912.48
ENTALPÍA (MJ/h)	-12195.1	-85.3	-6775930.8	-152015.3	-246055.1	-6131473.2	-164258.5	-84559.4	-87140.2	-294507.4	-105729.8	-269883.3
FLUJO MÁSICO (Kg/h)												
GLUCOSA	0.0	0.0	54.3	0.0	0.0	54.3	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
XILOSA	0.0	0.0	294.5	0.0	0.0	294.5	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
AGUA	940.0	0.0	417609.0	1697.1	16041.0	399871.0	1697.1	2557.9	2557.9	16041.0	1224.2	17374.6
ETANOL	0.0	0.0	15405.1	8451.8	6951.9	1.3	8451.8	7855.4	7855.4	6951.9	14772.3	35.0
CO2	0.0	0.0	9841.5	9841.5	0.0	0.0	9841.5	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
ÁCIDO ACÉTICO	0.0	0.0	385.9	0.1	6.7	379.1	0.1	0.1	0.1	6.7	0.0	6.8
SO2	0.0	0.0	9.8	9.5	0.3	0.0	9.5	3.2	3.2	0.3	3.5	0.0
n-PENTANO	0.0	45.5	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CELULOSA	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
HEMICELULOSA	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
LIGNINA	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

Tabla 6.8 Balance de materia y energía sección de separación, proceso SE (DFP-SE-002) parte 1.

CORRIENTE	32	33	34	35	36	37	38	AGUA1	AGUA2	AGUA3	CO2	ETANOL
FASE	LIQUIDO	LIQUIDO	MEZCLA	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	VAPOR	LIQUIDO
TEMPERATURA (°C)	80.8	83.2	126.4	50.0	50.0	60.0	60.1	60.0	60.0	45.0	50.1	60.0
PRESIÓN (atm)	5.4	5.0	5.1	4.9	4.9	4.8	5.5	4.1	1.1	4.8	3.8	5.0
FLUJO TOTAL (Kg/h)	16000.0	76000.0	14777.4	1268.1	74731.9	74731.9	74731.9	400601.0	17416.5	1268.1	10523.5	14777.4
DENSIDAD (Kg/m <sup>3</sup> )	743.77	572.22	665.73	962.63	604.10	592.84	592.77	959.97	959.01	967.65	6.25	756.13
ENTALPÍA (MJ/h)	-105717.3	-197428.2	-84023.5	-19543.6	-186957.0	-184932.5	-184920.6	-6290139.6	-273347.1	-19570.0	-91894.1	-87425.4
FLUJO MÁSCO (Kg/h)												
GLUCOSA	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	54.3	0.0	0.0	0.0	0.0
XILOSA	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	294.5	0.0	0.0	0.0	0.0
AGUA	1224.2	1308.0	1.0	1223.2	84.8	84.8	84.8	399871.0	17374.6	1223.2	79.3	1.0
ETANOL	14772.3	3142.0	14731.0	41.4	3100.7	3100.7	3100.7	1.3	35.0	41.4	596.4	14731.0
CO2	0.0	0.2	0.0	0.0	0.2	0.2	0.2	0.0	0.0	0.0	9841.5	0.0
ÁCIDO ACÉTICO	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	379.1	6.8	0.0	0.0	0.0
SO2	3.5	57.5	0.0	3.5	54.0	54.0	54.0	0.0	0.0	3.5	6.4	0.0
n-PENTANO	0.0	71492.3	45.4	0.1	71492.2	71492.2	71492.2	0.0	0.0	0.1	0.0	45.4
CELULOSA	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
HEMICELULOSA	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
LIGNINA	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

Tabla 6.9 Balance de materia y energía sección de separación, proceso SE (DFP-SE-002) parte 2.

### 6.2.3 Proceso organosolv (O)

Para la síntesis del proceso organosolv se siguió una metodología similar a la de los otros dos procesos. Partiendo de la composición de bagazo de caña determinada experimentalmente, la termodinámica adecuada para la simulación del proceso, el diseño del proceso y los datos de conversión en los reactores de pretratamiento, hidrólisis y fermentación se obtuvieron los diagramas de flujo y el balance de materia y energía presentados en la tabla 6.10 a 6.13.

En el diagrama de flujo de proceso DFP-O-001 se muestra el esquema de conversión de bagazo de caña a etanol diluido luego de la fermentación. En el diagrama DFP-O-002 se muestra como el jarabe de fermentación proveniente de DFP-O-001 se purifica hasta obtener etanol combustible. En ambos diagramas se muestra la instrumentación básica y las características principales de los equipos de proceso.

La primera etapa del proceso organosolv es el pretratamiento de bagazo de caña con una mezcla etanol-agua al 33% p/p etanol, en el reactor DC-101. Aquí, parte de la lignina se solubiliza en el solvente provocando así que se libere celulosa y hemicelulosa en la fase acuosa. Después la mezcla pretratada se separa en el FA-101, el solvente se recircular hacia el reactor de pretratamiento DC-101 y el pretratado se envía a la torre de destilación DA-101. En ella, se recupera el resto de etanol en el domo y se recircula al DC-101, mientras que el fondo de la torre se bombea al reactor de hidrólisis DC-201. En el reactor, los polisacáridos celulosa y hemicelulosa se convierten en glucosa y xilosa con ayuda de un coctel enzimático. La mezcla se envía al sedimentador FB-201 donde se separa la fase sólida que es lignina, celulosa y hemicelulosa sin reaccionar, de la fase líquida que son los azúcares (glucosa y xilosa). La corriente lignina que sale del sedimentador FB-201 tiene 75% en peso de lignina, el 25% restante es celulosa, hemicelulosa y agua.

Los azúcares que se envían al reactor DC-301 se fermentan con la levadura *Zymomonas mobilis* para convertir estos monosacáridos en etanol. Posteriormente, el jarabe de fermentación se envía a la sección de purificación mostrada en el diagrama de flujo DFP-O-002.

El etanol diluido proveniente del reactor DC-301 se concentra en la torre de destilación DA-401. En el domo de la torre se separa CO<sub>2</sub>, etanol y agua los cuales son enviados al absorbedor DB-401 en el que una corriente de vapor disuelve la mayor cantidad posible de etanol remanente en la corriente de CO<sub>2</sub>. Como resultado de esto, el dióxido de carbono que sale por el domo de la DB-401 se libera a la atmósfera mientras que el fondo es enviado a la torre de destilación atmosférica DA-402. El fondo de la torre DA-401 es agua al 99%, por lo que puede liberarse a drenaje o reutilizarse en el proceso luego del adecuado tratamiento. La torre DA-401 tiene una salida lateral de producto rica en etanol y agua, la cual es enviada a la torre atmosférica DA-402.

En la torre atmosférica DA-402 se realiza la separación etanol-agua a presión atmosférica hasta el punto azeotrópico (89.4% mol etanol, 10.6% agua). Para purificar etanol hasta 99.3% mol, que es cuando se considera combustible, se requieren métodos adicionales a la

destilación atmosférica, la gran mayoría de ellos basados en variantes de esta. En este trabajo se realizaron diversas simulaciones en ASPEN PLUS de algunos métodos como destilación extractiva, destilación al vacío y destilación azeotrópica. Del análisis se concluyó que el método más económico y adecuado para la separación fue la destilación azeotrópica.

Del fondo de la torre atmosférica DA-401 se obtiene agua al 99% y por el domo se envía etanol al 89% mol a la torre de destilación azeotrópica DA-501. A esta torre, entra también una corriente de n-Pentano que sirve como gas de arrastre. Este gas modifica el equilibrio líquido-vapor entre etanol agua para llevar a concentraciones mayores a 99.3% mol que se requieren para considerar a etanol como combustible. El n-pentano entra por la parte inferior de la torre DA-501 y el azeótropo etanol-agua en la parte superior, al ponerse en contacto, el n-pentano disuelve la pequeña fracción de agua contenida en la corriente de etanol y la arrastra a la parte superior de la torre, saliendo por el domo, mientras que por el fondo sale etanol combustible al 99.8% mol. El n-pentano y agua del domo se envían al separador bifásico horizontal FA-501, donde aprovechando la diferencia de densidad entre n-pentano y agua, estos componentes se separan. El agua obtenida en la separación se envía a drenaje y el n-pentano se recircula a la torre azeotrópica DA-501.

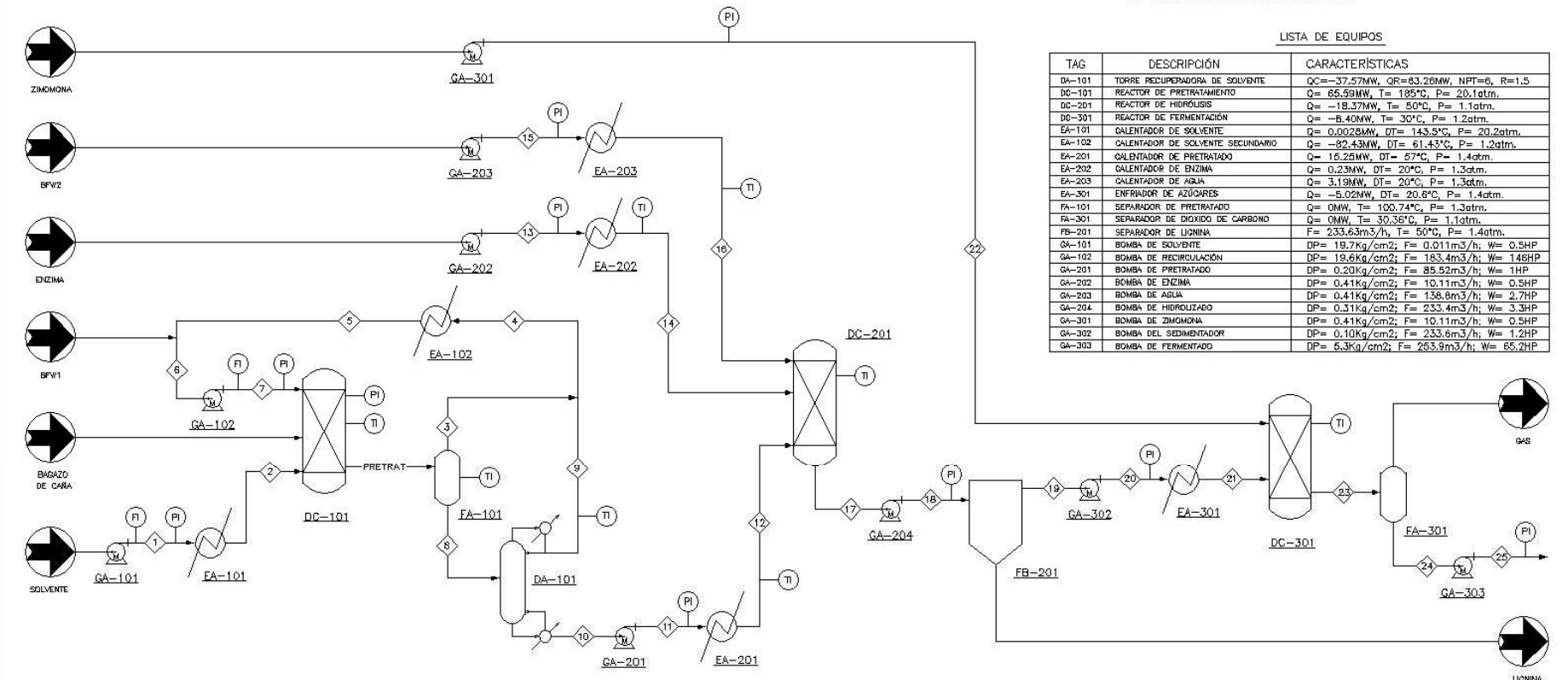
Al tratar 100,000 Kg/h de bagazo de caña mediante el proceso organosolv (O), se obtiene 15143.4 Kg/h de etanol combustible (19866.4 L/h), a una concentración de 99.8% mol (ver tabla 6.13).

NOTAS

- 1.- EL FLUJO DE DISEÑO ES DE 100,000 Kg/h DE BAGAZO DE CAÑA.
- 2.- BFW: AGUA PARA CALDERA (BOILER FEED WATER).

LISTA DE EQUIPOS

TAG	DESCRIPCIÓN	CARACTERÍSTICAS
DA-101	TORRE REDUCEDORA DE SOLVENTE	QC=-37.57MW, QR=83.26MW, NPT=6, R=1.5
DC-101	REACTOR DE PRETRATAMIENTO	Q= 65.59MW, T= 185°C, P= 20.1atm.
DC-201	REACTOR DE HIDROLISIS	Q= -18.37MW, T= 50°C, P= 1.2atm.
DC-301	REACTOR DE FERMENTACIÓN	Q= -8.40MW, T= 30°C, P= 1.2atm.
EA-101	CALENTADOR DE SOLVENTE	Q= 0.0028MW, DT= 143.5°C, P= 20.2atm.
EA-102	CALENTADOR DE SOLVENTE SECUNDARIO	Q= -92.43MW, DT= 61.43°C, P= 1.2atm.
EA-201	CALENTADOR DE PRETRATADO	Q= 15.25MW, DT= 67°C, P= 1.4atm.
EA-202	CALENTADOR DE ENZIMA	Q= 0.23MW, DT= 20°C, P= 1.3atm.
EA-203	CALENTADOR DE AGUA	Q= 3.19MW, DT= 20°C, P= 1.3atm.
EA-301	ENFRIADOR DE AZÚCARES	Q= -5.02MW, DT= 20.6°C, P= 1.4atm.
FA-101	SEPARADOR DE PRETRATADO	Q= 0MW, T= 100.74°C, P= 1.3atm.
FA-301	SEPARADOR DE DIOXIDO DE CARBONO	Q= 0MW, T= 30.36°C, P= 1.1atm.
FB-201	SEPARADOR DE LIGNINA	F= 233.63m <sup>3</sup> /h, T= 50°C, P= 1.4atm.
GA-101	BOMBA DE SOLVENTE	DP= 19.7kg/cm <sup>2</sup> ; F= 0.011m <sup>3</sup> /h; W= 0.5HP
GA-102	BOMBA DE RECIRCULACIÓN	DP= 19.6kg/cm <sup>2</sup> ; F= 183.4m <sup>3</sup> /h; W= 146HP
GA-201	BOMBA DE PRETRATADO	DP= 0.20kg/cm <sup>2</sup> ; F= 85.52m <sup>3</sup> /h; W= 1HP
GA-202	BOMBA DE ENZIMA	DP= 0.41kg/cm <sup>2</sup> ; F= 10.11m <sup>3</sup> /h; W= 0.5HP
GA-203	BOMBA DE AGUA	DP= 0.41kg/cm <sup>2</sup> ; F= 138.8m <sup>3</sup> /h; W= 2.7HP
GA-204	BOMBA DE HIDROLIZADO	DP= 0.31kg/cm <sup>2</sup> ; F= 233.4m <sup>3</sup> /h; W= 3.3HP
GA-301	BOMBA DE ZIMOMONA	DP= 0.41kg/cm <sup>2</sup> ; F= 10.11m <sup>3</sup> /h; W= 0.5HP
GA-302	BOMBA DEL SEDIMENTADOR	DP= 0.10kg/cm <sup>2</sup> ; F= 233.6m <sup>3</sup> /h; W= 1.2HP
GA-303	BOMBA DE FERMENTADO	DP= 6.3kg/cm <sup>2</sup> ; F= 263.9m <sup>3</sup> /h; W= 65.2HP



CORRIENTE	BAGAZO	SOLVENTE	BFW1	ENZIMA	BFW2	ZIMOMONA	1	2	PRETRAT	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	GAS	LIGNINA		
FASE	SÓLIDO	LÍQUIDO	LÍQUIDO	LÍQUIDO	LÍQUIDO	LÍQUIDO	LÍQUIDO	VAPOR	LÍQUIDO	VAPOR	VAPOR	LÍQUIDO	LÍQUIDO	LÍQUIDO	LÍQUIDO	VAPOR	MEZCLA	MEZCLA	LÍQUIDO	LÍQUIDO	LÍQUIDO	LÍQUIDO	LÍQUIDO	LÍQUIDO	MEZCLA	MEZCLA	LÍQUIDO	LÍQUIDO	MEZCLA	MEZCLA	MEZCLA	VAPOR	SÓLIDO			
TEMPERATURA (°C)	25.0	40.0	40.0	30.0	30.0	30.0	41.5	185.0	185.0	100.7	101.4	40.0	40.2	40.9	100.7	101.0	107.0	107.0	50.0	50.0	50.0	50.0	50.0	50.0	50.6	50.6	50.6	30.0	30.0	30.0	30.4	30.5	30.4	50.6		
PRESIÓN (atm)	1.0	1.2	1.0	1.0	1.0	20.3	20.2	20.1	1.3	1.2	1.2	1.2	20.2	1.3	1.2	1.3	1.5	1.4	1.4	1.4	1.3	1.3	1.1	1.4	1.4	1.5	1.4	1.4	1.2	1.1	1.1	1.1	1.4			
FLUJO TOTAL (kg/h)	100000.0	9.0	16000.0	10000.0	137301.0	10000.0	9.0	9.0	26137.0	10128.0	150128.0	150128.0	161128.0	166128.0	161009.0	45000.0	116009.0	116009.0	116009.0	116009.0	10000.0	117301.0	137301.0	263318.0	245412.0	245412.0	30000.0	245412.0	245412.0	245412.0	245412.0	245412.0	6031.7	17260.0		
DENSIDAD (kg/m <sup>3</sup> )	1328.18	780.94	979.37	989.12	989.12	779.16	24.75	1306.47	1.05	0.91	898.54	905.59	904.01	1298.54	0.79	1339.11	1339.11	1337.95	989.11	969.50	989.11	1461.62	1461.64	1050.42	1050.42	989.11	989.11	989.11	989.11	989.11	989.11	989.11	989.11	1.80	1872.87	
ENTALPIA (MJ/h)	-1185756.1	-53.0	-252833.1	-158436.6	-2175386.4	-158436.6	-53.8	-43.5	-303951.3	-1008354.0	-1537077.0	-1833830.3	-2086663.3	-2086709.9	-2077696.4	-252818.0	-1406358.4	-1406358.8	-1351454.8	-158436.9	-157600.4	-2173379.6	-2163905.3	-3739089.6	-3739078.8	-3582569.5	-3582569.3	-3606317.2	-158436.6	-3789306.0	-3735205.2	-3730780.8	-54100.8	-16510.2		
FLUJO MÁSCO (kg/h)																																				
SUCROSA	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	10125.2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	10125.2	0.0	10125.2	10125.2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	27115.1	27115.1	27115.1	27115.1	27115.1	0.0	54.2	54.2	54.2	0.0	0.0	
MILCA	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	83.4	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	83.4	0.0	83.4	83.4	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	3373.8	3373.8	3373.8	3373.8	3373.8	0.0	286.8	286.8	286.8	0.0	0.0
AGUA	54886.4	0.0	16000.0	10000.0	137303.0	10000.0	0.0	0.0	164671.0	58378.0	95106.9	111107.0	111107.0	106293.0	36728.9	69563.9	69563.9	69563.9	10000.0	137303.0	137303.0	214773.0	214773.0	214773.0	214773.0	214773.0	214773.0	10000.0	224773.0	224679.0	224679.0	94.4	0.0	0.0		
ETANOL	0.0	9.0	0.0	0.0	0.0	9.0	9.0	55030.2	46750.1	55021.2	55021.2	55021.2	55021.2	8280.1	8271.1	9.0	9.0	9.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	9.0	9.0	9.0	9.0	0.0	15427.3	15363.8	15363.8	83.5	0.0	
CO2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	14729.2	8853.5	8853.5	5875.8	0.0	
ACIDO ACETICO	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	
PENTANO	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	
CELULOSA	28212.3	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	19099.7	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	19099.7	0.0	19099.7	19099.7	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	3724.0
HEMICELULOSA	3700.3	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	3626.9	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	3626.9	0.0	3626.9	3626.9	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	580.9
LIGNINA	13501.1	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	13501.1	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	13501.1	0.0	13501.1	13501.1	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	13501.1

FECHA:	REVISIÓN:	DESCRIPCIÓN:	ELABORÓ:	REVISÓ:	PLANTEL:	UMM AZO:	DIBUJÓ:	ING. J.L.M.R.
10/DIC/2015	A	PROYECTO DE INVESTIGACIÓN I	J.L.M.R.	C.R.T.M. / J.A.A.A.				
14/ABR/2016	B	PROYECTO DE INVESTIGACIÓN II	J.L.M.R.	C.R.T.M. / J.A.A.A.				
05/SEP/2016	C	PROYECTO DE INVESTIGACIÓN III	J.L.M.R.	C.R.T.M. / J.A.A.A.	ASESOR INTERNO:	CARLOS TAPIA MEDINA		
08/DIC/2016	D	PROYECTO DE INVESTIGACIÓN IV	J.L.M.R.	C.R.T.M. / J.A.A.A.	ASESOR EXTERNO:	JORGE ABURTO ANELL		



DIB. ELAB. EN: UNIVERSIDAD AUTÓNOMA METROPOLITANA AZCAPOTZALCO

VO. BO. DR. H.F.P.

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO (DFP)  
 PROCESOS ORGANOSOLV (D)  
 DFP-0-001

DIVSIÓN DE CIENCIAS BÁSICAS E INGENIERÍA

**Posgrado en Ingeniería de Procesos**

CORRIENTE	BAGAZO	SOLVENTE	BFW1	ENZIMA	BFW2	ZYMOMONA	1	2	PRETRAT	3	4	5	6	7	8	9	10
FASE	SÓLIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	VAPOR	LIQUIDO	VAPOR	VAPOR	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	MEZCLA	VAPOR	MEZCLA
TEMPERATURA (°C)	25.0	40.0	40.0	30.0	30.0	30.0	41.5	185.0	185.0	100.7	101.4	40.0	40.2	40.9	100.7	103.0	107.0
PRESIÓN (atm)	1.0	1.2	1.2	1.0	1.0	1.0	20.3	20.2	20.1	1.3	1.2	1.2	1.2	20.2	1.3	1.2	1.3
FLUJO TOTAL (Kg/h)	100000.0	9.0	16000.0	10000.0	137303.0	10000.0	9.0	9.0	266137.0	105128.0	150128.0	150128.0	166128.0	166128.0	161009.0	45000.0	116009.0
DENSIDAD (Kg/m³)	1328.18	780.94	979.37	989.12	989.12	989.12	779.16	24.75	1206.47	1.05	0.91	898.54	905.59	904.91	1298.54	0.79	1329.11
ENTALPÍA (MJ/h)	-1185756.1	-53.9	-252833.1	-158436.6	-2175386.4	-158436.6	-53.8	-43.5	-3035951.3	-1008254.9	-1537072.9	-1833830.3	-2086663.3	-2086270.9	-2027696.4	-528818.0	-1406358.4
FLUJO MÁSSICO (Kg/h)																	
GLUCOSA	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	10125.2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	10125.2	0.0	10125.2
XILOSA	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	83.4	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	83.4	0.0	83.4
AGUA	54586.4	0.0	16000.0	10000.0	137303.0	10000.0	0.0	0.0	164671.0	58378.0	95106.9	95106.9	111107.0	111107.0	106293.0	36728.9	69563.9
ETANOL	0.0	9.0	0.0	0.0	0.0	0.0	9.0	9.0	55030.2	46750.1	55021.2	55021.2	55021.2	55021.2	8280.1	8271.1	9.0
CO2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
ÁCIDO ACÉTICO	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
n-PENTANO	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CELULOSA	28212.3	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	19099.7	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	19099.7	0.0	19099.7
HEMICELULOSA	3700.3	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	3626.9	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	3626.9	0.0	3626.9
LIGNINA	13501.1	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	13501.1	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	13501.1	0.0	13501.1

*Tabla 6.10 Balance de materia y energía proceso O (DFP-O-001) parte 1.*

**Posgrado en Ingeniería de Procesos**

CORRIENTE	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	GAS	LIGNINA	
FASE	MEZCLA	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	MEZCLA	MEZCLA	MEZCLA	LIQUIDO	LIQUIDO	MEZCLA	MEZCLA	MEZCLA	VAPOR	SÓLIDO	
TEMPERATURA (°C)	107.0	50.0	30.0	50.0	30.0	50.0	50.0	50.6	50.6	50.6	30.0	30.0	30.0	30.4	30.5	30.4	50.6	
PRESIÓN (atm)	1.5	1.4	1.4	1.3	1.4	1.3	1.1	1.4	1.4	1.5	1.4	1.4	1.2	1.1	6.2	1.1	1.4	
FLUJO TOTAL (Kg/h)	116009.0	116009.0	10000.0	10000.0	137303.0	137303.0	263318.0	263318.0	245412.0	245412.0	245412.0	10000.0	255411.0	249378.0	249378.0	6033.7	17906.0	
DENSIDAD (Kg/m <sup>3</sup> )	1329.11	1387.95	989.11	969.50	989.11	969.50	1462.12	1461.64	1050.42	1050.41	1072.29	989.11	95.35	982.17	982.02	1.90	1872.87	
ENTALPÍA (MJ/h)	-	-	-158435.9	-	-	-	-	-	-	-	-3582566.3	-3600637.2	-158436.0	-3789306.0	-3735205.2	-3735028.8	-54100.8	-156510.2
FLUJO MÁSSICO (Kg/h)																		
GLUCOSA	10125.2	10125.2	0.0	0.0	0.0	0.0	27115.1	27115.1	27115.1	27115.1	27115.1	0.0	54.2	54.2	54.2	0.0	0.0	
XILOSA	83.4	83.4	0.0	0.0	0.0	0.0	3373.8	3373.8	3373.8	3373.8	3373.8	0.0	286.8	286.8	286.8	0.0	0.0	
AGUA	69563.9	69563.9	10000.0	10000.0	137303.0	137303.0	214773.0	214773.0	214773.0	214773.0	214773.0	10000.0	224773.0	224679.0	224679.0	94.4	0.0	
ETANOL	9.0	9.0	0.0	0.0	0.0	0.0	9.0	9.0	9.0	9.0	9.0	0.0	15427.3	15363.8	15363.8	63.5	0.0	
CO <sub>2</sub>	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	14729.2	8853.5	8853.5	5875.8	0.0	
ÁCIDO ACÉTICO	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	
n-PENTANO	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	
CELULOSA	19099.7	19099.7	0.0	0.0	0.0	0.0	3819.9	3819.9	95.9	95.9	95.9	0.0	95.9	95.9	95.9	0.0	3724.0	
HEMICELULOSA	3626.9	3626.9	0.0	0.0	0.0	0.0	725.4	725.4	44.5	44.5	44.5	0.0	44.5	44.5	44.5	0.0	680.9	
LIGNINA	13501.1	13501.1	0.0	0.0	0.0	0.0	13501.1	13501.1	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	13501.1	

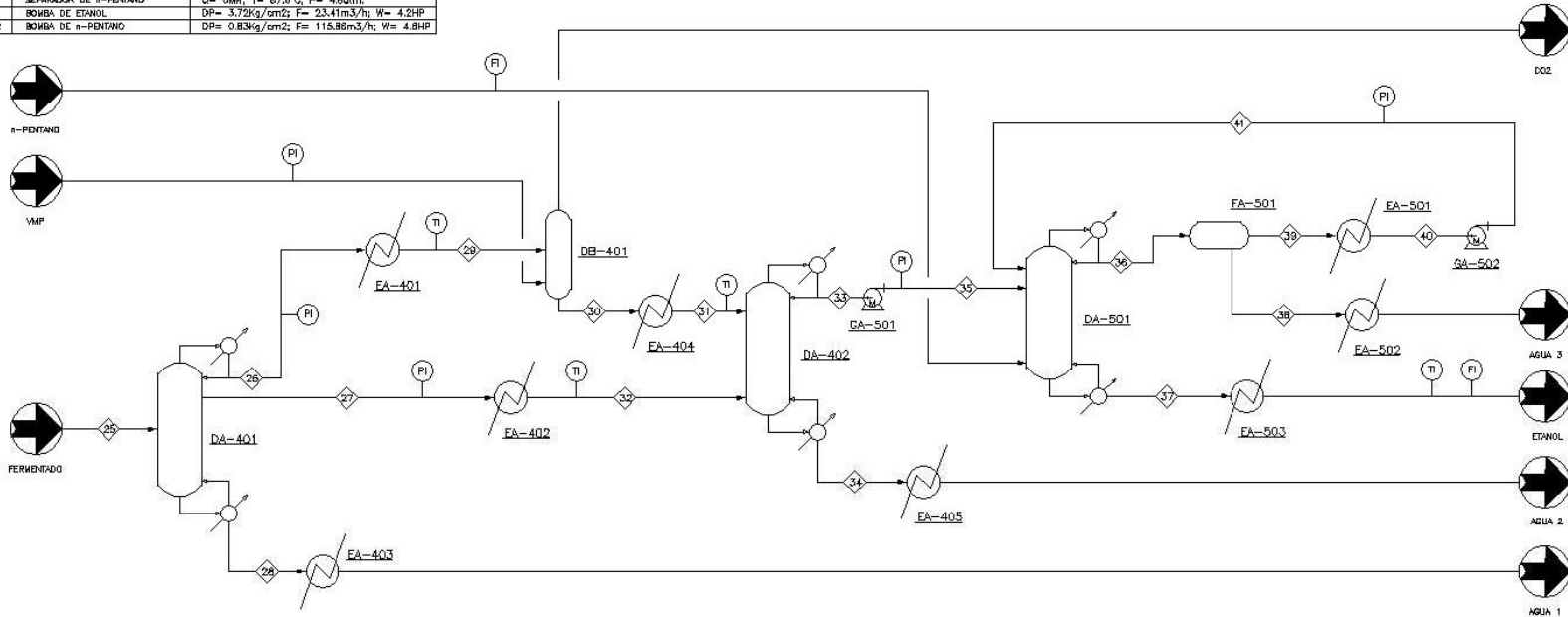
*Tabla 6.11 Balance de materia y energía proceso O (DFP-O-001) parte 2.*

LISTA DE EQUIPO

TAG	DESCRIPCIÓN	CARACTERÍSTICAS
DA-401	TORRE CONDENSADORA	QC=-7.53MW, QR=59.77MW, NPT=16, R=1.6
DA-402	TORRE ATMOSFÉRICA	QC=-14.87MW, QR=18.90MW, NPT=16, R=2.0
DA-501	TORRE AZEDIFRÁSCA	QC=-27.81MW, QR=30.85MW, NPT=20, R=2.5
DB-401	ABSORBEDOR DE CO2	QC=0MW, QR=0MW, NPT=4, R=0
EA-401	CALENTADOR DE CO2	Q= -3.55MW, DT= 74.59°C, P= 5.93atm.
EA-402	PRIMER CALENTADOR DE ETANOL	Q= -13.45MW, DT= 103.68°C, P= 5.93atm.
EA-403	PRIMER ENFRAMADOR DE AGUA	Q= -29.54MW, DT= 110.60°C, P= 6.12atm.
EA-404	SEGUNDO CALENTADOR DE ETANOL	Q= -0.82MW, DT= 72°C, P= 5.93atm.
EA-405	SEGUNDO ENFRAMADOR DE AGUA	Q= -1.24MW, DT= 61°C, P= 1.92atm.
EA-501	ENFRAMADOR DE n-PENTANO	Q= -2.37MW, DT= 42.62°C, P= 4.79atm.
EA-502	TERCER ENFRAMADOR DE AGUA	Q= -0.07MW, DT= 27.83°C, P= 4.79atm.
EA-503	ENFRAMADOR DE ETANOL	Q= -1.03MW, DT= 71.40°C, P= 5.09atm.
FA-501	SEPARADOR DE n-PENTANO	Q= 0MW, T= 67.6°C, P= 4.82atm.
GA-501	BOBINA DE ETANOL	DP= 3.72kg/cm2, F= 23.41m3/h, W= 4.2HP
GA-502	BOBINA DE n-PENTANO	DP= 0.83kg/cm2, F= 115.88m3/h, W= 4.8HP

NOTAS

- 1.- EL FLUJO DE DISEÑO DE LA PLANTA ES DE 100,000 kg/h DE BAGAZO DE CAÑA.
- 2.- VMP: VAPOR DE MEDIA PRESION.



CORRIENTE	25	VMP	PENTANO	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40	41	AGUA1	AGUA2	AGUA3	ETANOL	CO2	
FASE	MEZCLA	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	MEZCLA	MEZCLA	MEZCLA	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	MEZCLA	LIQUIDO	LIQUIDO	MEZCLA	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	MEZCLA	MEZCLA	LIQUIDO	LIQUIDO	VAPOR	
TEMPERATURA (°C)	30.5	260.0	110.0	114.6	153.9	160.8	40.0	132.0	60.0	50.0	88.4	121.0	88.6	75.7	126.4	87.9	87.9	60.0	60.0	50.0	60.0	60.0	55.0	42.6	
PRESIÓN (atm)	6.2	18.0	5.3	6.0	6.1	6.2	6.0	6.0	5.9	5.9	1.8	2.0	5.4	5.0	5.1	5.0	5.0	5.0	5.4	6.1	1.9	5.0	5.0	6.0	
FLUJO TOTAL (kg/h)	249378.0	1320.0	49.0	18500.0	23000.0	207878.0	18500.0	10759.8	10759.8	23000.0	17400.0	16359.8	17400.0	71000.0	15144.2	2304.8	68695.2	68695.2	207878.0	16359.8	2304.8	15143.4	9060.2		
DENSIDAD (kg/m³)	982.02	7.41	12.16	7.49	3.87	851.74	23.20	709.72	805.42	897.72	743.07	895.69	742.83	588.53	665.69	927.96	559.76	593.50	593.46	970.71	959.52	957.19	762.26	10.07	
ENTALPIA (MJ/h)	-3735028.8	-17125.1	-91.9	-139790.1	-242242.7	-3164908.3	-152598.1	-89566.6	-92547.5	-290673.7	-123265.2	-252650.7	-123253.8	-202152.3	-86093.6	-35191.3	-166961.1	-172517.7	-172511.8	-3271625.3	-257133.8	-35466.5	-89797.2	-80156.6	
FLUJO MASICO (kg/h)																									
GLUCOSA	54.2	0.0	0.0	0.0	0.0	54.2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	54.2	0.0	0.0	0.0	0.0	
XILOSA	286.8	0.0	0.0	0.0	0.0	286.8	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	286.8	0.0	0.0	0.0	0.0	
AGUA	224679.0	1320.0	0.0	1640.6	15642.1	207396.0	1640.6	2932.7	2932.7	15642.1	2215.1	16359.7	2215.1	2519.9	0.3	2214.8	305.0	305.0	207396.0	16359.7	2214.8	0.3	28.0	0.0	
ETANOL	15363.8	0.0	0.0	8034.7	7329.1	0.0	8034.7	7815.8	7815.8	7329.1	15144.8	0.1	15144.8	2271.4	15095.1	49.7	2221.7	2221.7	0.0	0.1	49.7	15094.3	218.9	0.0	
CO2	8853.5	0.0	0.0	8824.7	28.8	0.0	8824.7	11.3	11.3	28.8	40.1	0.0	40.1	384.2	0.0	40.1	344.1	344.1	0.0	0.0	40.1	0.0	0.0	8813.4	
ACIDO ACETICO	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
n-PENTANO	0.0	0.0	49.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	65824.6	48.8	0.2	65824.4	65824.4	0.0	0.0	0.2	48.8	0.0	0.0	
CELULOSA	95.9	0.0	0.0	0.0	0.0	95.9	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	95.9	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	
HEMICELULOSA	44.5	0.0	0.0	0.0	0.0	44.5	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	44.5	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	
LIGNINA	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	

10: DIC: 2016	A	PROYECTO DE INGENIERIA	J. M. R.	C. R. M. J. A. M.	J. M. R.	C. R. M. J. A. M.																			
14: FEB: 2016	B	PROYECTO DE INGENIERIA	J. M. R.	C. R. M. J. A. M.	J. M. R.	C. R. M. J. A. M.																			
03: SEP: 2016	C	PROYECTO DE INGENIERIA	J. M. R.	C. R. M. J. A. M.	J. M. R.	C. R. M. J. A. M.																			
09: DIC: 2016	J	PROYECTO DE INGENIERIA	J. M. R.	C. R. M. J. A. M.	J. M. R.	C. R. M. J. A. M.																			



DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO (DFP)  
SECCIÓN DE SEPARACIÓN DE ETANOL  
PROCESO ORGANOSOLV (O)  
DFP-O-002



CORRIENTE	25	VMP	PENTANO	26	27	28	29	30	31	32	33	34
FASE	MEZCLA	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	MEZCLA	MEZCLA	MEZCLA	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	MEZCLA
TEMPERATURA (°C)	30.5	260.0	110.0	114.6	153.9	160.8	40.0	132.0	60.0	50.0	88.4	121.0
PRESIÓN (atm)	6.2	18.0	5.3	6.0	6.1	6.2	6.0	6.0	5.9	5.9	1.8	2.0
FLUJO TOTAL (Kg/h)	249378.0	1320.0	49.0	18500.0	23000.0	207878.0	18500.0	10759.8	10759.8	23000.0	17400.0	16359.8
DENSIDAD (Kg/m <sup>3</sup> )	982.02	7.41	12.16	7.49	3.87	851.74	23.20	709.72	805.42	897.72	743.07	895.69
ENTALPÍA (MJ/h)	-3735028.8	-17125.1	-91.9	-139790.1	-242242.7	-3164908.3	-152598.1	-89566.6	-92547.5	-290673.7	-123265.2	-252650.7
FLUJO MÁSICO (Kg/h)												
GLUCOSA	54.2	0.0	0.0	0.0	0.0	54.2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
XILOSA	286.8	0.0	0.0	0.0	0.0	286.8	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
AGUA	224679.0	1320.0	0.0	1640.6	15642.1	207396.0	1640.6	2932.7	2932.7	15642.1	2215.1	16359.7
ETANOL	15363.8	0.0	0.0	8034.7	7329.1	0.0	8034.7	7815.8	7815.8	7329.1	15144.8	0.1
CO <sub>2</sub>	8853.5	0.0	0.0	8824.7	28.8	0.0	8824.7	11.3	11.3	28.8	40.1	0.0
ÁCIDO ACÉTICO	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
n-PENTANO	0.0	0.0	49.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CELULOSA	95.9	0.0	0.0	0.0	0.0	95.9	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
HEMICELULOSA	44.5	0.0	0.0	0.0	0.0	44.5	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
LIGNINA	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

Tabla 6.12 Balance de materia y energía sección de separación, proceso O (DFP-O-002) parte 1.

CORRIENTE	35	36	37	38	39	40	41	AGUA1	AGUA2	AGUA3	ETANOL	CO2
FASE	LIQUIDO	LIQUIDO	MEZCLA	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	LIQUIDO	MEZCLA	MEZCLA	LIQUIDO	LIQUIDO	VAPOR
TEMPERATURA (°C)	88.6	75.7	126.4	87.9	87.9	60.0	60.0	50.0	60.0	60.0	55.0	42.6
PRESIÓN (atm)	5.4	5.0	5.1	5.0	5.0	5.0	5.4	6.1	1.9	5.0	5.0	6.0
FLUJO TOTAL (Kg/h)	17400.0	71000.0	15144.2	2304.8	68695.2	68695.2	68695.2	207878.0	16359.8	2304.8	15143.4	9060.2
DENSIDAD (Kg/m <sup>3</sup> )	742.83	588.53	665.69	927.96	559.76	593.50	593.46	970.71	959.52	957.19	762.26	10.07
ENTALPÍA (MJ/h)	-123253.8	-202152.3	-86093.6	-35191.3	-166961.1	-172517.7	-172511.8	-3271625.3	-257133.8	-35466.5	-89797.2	-80156.6
FLUJO MÁSICO (Kg/h)												
GLUCOSA	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	54.2	0.0	0.0	0.0	0.0
XILOSA	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	286.8	0.0	0.0	0.0	0.0
AGUA	2215.1	2519.9	0.3	2214.8	305.0	305.0	305.0	207396.0	16359.7	2214.8	0.3	28.0
ETANOL	15144.8	2271.4	15095.1	49.7	2221.7	2221.7	2221.7	0.0	0.1	49.7	15094.3	218.9
CO2	40.1	384.2	0.0	40.1	344.1	344.1	344.1	0.0	0.0	40.1	0.0	8813.4
ÁCIDO ACÉTICO	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
n-PENTANO	0.0	65824.6	48.8	0.2	65824.4	65824.4	65824.4	0.0	0.0	0.2	48.8	0.0
CELULOSA	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	95.9	0.0	0.0	0.0	0.0
HEMICELULOSA	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	44.5	0.0	0.0	0.0	0.0
LIGNINA	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

Tabla 6.13 Balance de materia y energía sección de separación, proceso O (DFP-O-002) parte 2.

### 6.3 Integración térmica

Después del diseño y simulación de los tres esquemas de proceso que se muestran en los diagramas de la sección anterior, se realizó la integración térmica de cada uno de estos procesos. El objetivo de esta integración es recuperar la mayor cantidad de energía en un proceso mediante el cruce entre corrientes frías y calientes, y la correspondiente disminución de servicios de enfriamiento y calentamiento.

En las tablas 6.14 a 6.16 se presentan las características más importantes de la integración térmica del proceso liquid hot water, explosión de vapor y organosolv. El proceso LHW requiere de 456.1 MW de servicios de enfriamiento y calentamiento sin integración térmica, SE requiere de 192,355.4 MW y organosol requiere 539.6 MW sin realizar la integración térmica. Por lo que el proceso más demandante de energía es explosión de vapor, mientras que el menos demandante es liquid hot wáter.

De los 456.1 mega watt que consume LHW, 231.6 MW son de vapor de media presión, 206.9 MW de aire y 17.6 MW de agua de enfriamiento. Al aplicar el análisis pinch, con un  $\Delta T_{min} = 10^{\circ}C$ , se logró recuperar 79.64 MW de servicios de calentamiento y enfriamiento debido al cruce entre corrientes de proceso por lo que ya solo se suministra a proceso 180.47 MW de vapor de media presión, 178.39 MW de aire y 17.60 MW de agua de enfriamiento.

Sin integración térmica, el proceso organosolv consume 539.6 MW, 271 MW de vapor de media presión, 169.2 MW de aire y 99.4 MW de agua de enfriamiento. Se realizó el análisis pinch para este proceso con un  $\Delta T_{min} = 10^{\circ}C$ , lo cual disminuyó el consumo de vapor a 233.93 MW, el consumo de aire a 137.9 MW y el consumo de agua de enfriamiento se mantuvo en 99.4 MW. Del cruce entre corrientes de proceso se logró recuperar 68.37 MW de servicios de calentamiento y enfriamiento.

En el caso del proceso explosión de vapor, los 192,355.4 MW que consume sin integración térmica corresponden a 192,200 MW de vapor de media presión, 153.8 MW de aire y 17.6 MW de agua de enfriamiento. Luego de hacer el análisis pinch, con un  $\Delta T_{min} = 10^{\circ}C$ , se logró recuperar 160.41 MW de servicios de calentamiento y enfriamiento debido al cruce entre corrientes de proceso y con ello se debe suministrar a proceso 192,184.03 MW de vapor de media presión, ya no es necesario suministrar aire y se debe ocupar 10.96 MW de agua de enfriamiento.

El proceso LHW, luego de ser integrado térmicamente, disminuyó sus requerimientos de servicios de calentamiento y enfriamiento en un 17.5%, es decir paso de consumir 456.1 MW de servicios a 376.46 MW. En el caso del proceso O, se logró una disminución de servicios de 12.7%, con lo cual se deben suministrar 471.23 MW de servicios de calentamiento y enfriamiento en vez de 539.6 MW de servicios sin integración térmica. Para el proceso SE, la disminución de servicios luego de realizar la integración térmica es prácticamente nula, correspondiendo al 0.08%. A pesar de que se lograron recuperar 160.41

MW de servicios de calentamiento y enfriamiento, no tiene gran impacto en los 192,194.99 MW de servicios que aún deben suministrarse a proceso.

Intercambiador de calor	Tipo	Carga Térmica (MW)	Temperatura Entrada Caliente (°C)	Temperatura Salida Caliente (°C)	Temperatura Entrada Fría (°C)	Temperatura Salida Fría (°C)	Carga Térmica Recuperada (MW)	Fluido Lado Caliente	Fluido Lado Frío
EA-101	Calentador	87.65	250	249	30	180	41.01	VAP	2_To_3
EA-403	Enfriador	51.48	146.1	46	30	35	17.02	25_To_AGUA1	AIR
EA-402	Enfriador	11.65	136.4	45	30	35	9.95	24_To_29	AIR
DC-101_heat_Exchanger	Calentador	13.71	250	249	25	180	7.069	VAP	DC-101_heat
DC-201_heat_Exchanger	Calentador	3.001	250	249	50	50.5	3.001	VAP	DC-201_heat
Condenser@DA-401	Enfriador	8.62	118.3	90.6	30	35	1.366	To Condenser@DA-401_TO_23Duplicate	AIR
EA-503	Enfriador	0.9603	126.4	55	30	35	0.1723	34_To_ETANOL	AIR
EA-201	Calentador	0.02785	250	249	30	50	0.02785	VAP	10_To_11
EA-404	Enfriador	0.405	118.7	55	30	35	0.02584	27_To_28	AIR
Condenser@DA-501	Enfriador	27.31	94.2	81.3	30	35	0	To Condenser@DA-501_TO_33	AIR
Condenser@DA-402	Enfriador	12.68	78.6	78.2	30	35	0	To Condenser@DA-402_TO_30	AIR
DC-301_heat_Exchanger	Enfriador	8.127	30	29.5	20	25	0	DC-301_heat	CW
Reboiler@DA-402	Calentador	14.08	250	249	104.9	105.2	0	VAP	To Reboiler@DA-402_TO_31Duplicate
Reboiler@DA-501	Calentador	30.65	250	249	126.3	126.4	0	VAP	To Reboiler@DA-501_TO_34Duplicate
EA-301	Enfriador	2.467	50	45	30	35	0	15_To_17	AIR
EA-103	Enfriador	58.1	107.6	50	30	35	0	5_To_6	AIR
Reboiler@DA-401	Calentador	82.46	250	249	146	146.1	0	VAP	To Reboiler@DA-401_TO_25Duplicate
EA-302	Enfriador	7.298	45	30	20	25	0	15_To_17	CW
EA-405	Enfriador	0.8959	105.2	47	30	35	0	31_To_AGUA2	AIR
EA-401	Enfriador	2.172	90.6	44	20	25	0	23_To_26	CW
EA-502	Enfriador	0.0768	90	45	30	35	0	35_To_AGUA3	AIR
EA-501	Enfriador	2.657	90	45	30	35	0	36_To_37	AIR
EA-102	Enfriador	29.62	107.6	50	30	35	0	8_To_9	AIR

Tabla 6.14 Red de intercambio de calor proceso LHW.

Intercambiador de calor	Tipo	Carga Térmica (MW)	Temperatura Entrada Caliente (°C)	Temperatura Salida Caliente (°C)	Temperatura Entrada Fría (°C)	Temperatura Salida Fría (°C)	Carga Térmica Recuperada (MW)	Fluido Lado Caliente	Fluido Lado Frío
EA-403	Enfriador	44.07	146.1	60	30	35	44.07	25_To_AGUA1	AIRE
Condenser@DA-101	Enfriador	42.02	99.7	98.6	30	35	42.02	To Condenser@DA-101_TO_2	AIRE
Condenser@DA-501	Enfriador	27.1	95.6	83.2	30	35	27.1	To Condenser@DA-501_TO_33	AIRE
EA-402	Enfriador	13.46	140	50	30	35	13.46	24_To_29	AIRE
Condenser@DA-402	Enfriador	12.76	80.8	80.6	30	35	12.76	To Condenser@DA-402_TO_30	AIRE
Condenser@DA-401	Enfriador	8.314	115.3	101.4	30	35	8.314	To Condenser@DA-401_TO_23Duplicate	AIRE
EA-201	Enfriador	4.046	103	40	10	18	4.046	5_To_6	CW
EA-401	Enfriador	3.401	101.4	50	30	35	3.401	23_To_26	AIRE
EA-301	Enfriador	4.736	40	30	10	18	2.372	17_To_18	CW
EA-405	Enfriador	0.9622	105	60	30	35	0.9622	31_To_AGUA2	AIRE
EA-503	Enfriador	0.945	126.4	60	30	35	0.945	34_To_ETANOL	AIRE
EA-404	Enfriador	0.7169	117.9	50	30	35	0.7169	27_To_28	AIRE
EA-204	Enfriador	0.2123	106.6	40	10	18	0.2123	12_To_13	CW
EA-101	Enfriador	0.02248	260	230	30	35	0.02248	VMP1_To_1	AIRE
EA-502	Enfriador	0.007337	50	45	30	35	0.007337	35_To_AGUA3	AIRE
DC-301_heat Exchanger	Enfriador	8.593	30	29.5	10	18	0	DC-301_heat	CW
Reboiler@DA-402	Calentador	14.44	175	174	103.2	105	0	VMP	To Reboiler@DA-402_TO_31Duplicate
EA-202	Calentador	0.2043	175	174	25	40	0	VMP	8_To_9
Reboiler@DA-501	Calentador	29.67	175	174	126.3	126.4	0	VMP	To Reboiler@DA-501_TO_34Duplicate
Reboiler@DA-401	Calentador	76.75	175	174	146	146.1	0	VMP	To Reboiler@DA-401_TO_25Duplicate

Reboiler@DA-101	Calentador	8.546	175	174	102.3	103	0	VMP	To Reboiler@DA-101_TO_5Duplicate
EA-203	Calentador	5.946	175	174	25	40	0	VMP	10_To_11
EA-501	Calentador	0.5624	175	174	50	60	0	VMP	36_To_37
FA-301_heat_Exchanger	Calentador	7.906	175	174	30	45	0	VMP	FA-301_heat
DC-101_heat_Exchanger	Calentador	2.53E+04	400	110	25	190	0	U-3	DC-101_heat
DC-201_heat_Exchanger	Calentador	1.67E+05	175	174	40	40.5	0	VMP	DC-201_heat

*Tabla 6.15 Red de intercambio de calor proceso SE.*

**Posgrado en Ingeniería de Procesos**

<b>Intercambiador de calor</b>	<b>Tipo</b>	<b>Carga Térmica (MW)</b>	<b>Temperatura Entrada Caliente (°C)</b>	<b>Temperatura Salida Caliente (°C)</b>	<b>Temperatura Entrada Fría (°C)</b>	<b>Temperatura Salida Fría (°C)</b>	<b>Carga Térmica Recuperada (MW)</b>	<b>Fluido Lado Caliente</b>	<b>Fluido Lado Frío</b>
DC-101_heat_Exchanger	Calentador	65.59	250	249	25	185	33.67	VAP	DC-101_heat
EA-403	Enfriador	29.64	160.9	50	30	35	12.41	28_To_AGUA1	AIR
EA-402	Enfriador	13.45	153.9	50	30	35	11.64	27_To_32	AIR
Condenser@DA-401	Enfriador	7.527	128.5	114.6	30	35	6.815	To Condenser@DA-401_TO_26Duplicate	AIR
EA-203	Calentador	3.187	250	249	30	50	3.187	VAP	15_To_16
EA-202	Calentador	0.2321	250	249	30	50	0.2321	VAP	13_To_14
EA-404	Enfriador	0.828	132	60	30	35	0.1872	30_To_31	AIR
EA-503	Enfriador	1.029	126.4	55	30	35	0.1493	37_To_ETANOL	AIR
EA-405	Enfriador	1.245	121	60	30	35	0.07894	34_To_AGUA2	AIR
EA-101	Calentador	0.002876	250	249	41.5	185	0.0005333	VAP	1_To_2
Condenser@DA-501	Enfriador	27.23	92.2	75.7	30	35	0	To Condenser@DA-501_TO_36	AIR
Condenser@DA-402	Enfriador	14.87	94.6	88.4	30	35	0	To Condenser@DA-402_TO_33	AIR
Condenser@DA-101	Enfriador	37.57	104.7	103	30	35	0	To Condenser@DA-101_TO_9	AIR
DC-201_heat_Exchanger	Enfriador	18.37	50	49.5	30	35	0	DC-201_heat	AIR
DC-301_heat_Exchanger	Enfriador	8.398	30	29.5	20	25	0	DC-301_heat	CW
Reboiler@DA-402	Calentador	16.89	250	249	120.8	121	0	VAP	To Reboiler@DA-402_TO_34Duplicate
Reboiler@DA-501	Calentador	29.35	250	249	126.3	126.4	0	VAP	To Reboiler@DA-501_TO_37Duplicate



EA-301	Enfriador	5.02	50.6	30	20	25	0	20_To_21	CW
Reboiler@DA-401	Calentador	92.51	250	249	160.8	160.9	0	VAP	To Reboiler@DA-401_TO_28Duplicate
EA-201	Enfriador	15.8	107	50	30	35	0	11_To_12	AIR
Reboiler@DA-101	Calentador	63.26	250	249	107.1	108	0	VAP	To Reboiler@DA-101_TO_10
EA-401	Enfriador	3.558	114.6	40	20	25	0	26_To_29	CW
EA-502	Enfriador	0.07646	87.9	60	30	35	0	38_To_AGUA3	AIR
EA-501	Enfriador	1.544	87.9	60	30	35	0	39_To_40	AIR
EA-102	Enfriador	82.43	101.4	40	20	25	0	4_To_5	CW

Tabla 6.16 Red de intercambio de calor proceso O.

#### 6.4 Estimación de costos

Luego del diseño y simulación de los tres procesos, se utilizó la herramienta “ASPEN Economic Analyzer” para estimar el costo de los equipos, el costo de instalación de los mismos y el costo de servicios por año. El paquete “ASPEN Economic Analyzer” del simulador ASPEN PLUS ocupa una serie de rutinas de cálculo basadas en el tipo de equipo, la capacidad del mismo y diversos factores para estimar el costo de los equipos.

En la tabla 6.17 se presentan los resultados de la estimación de costos para los tres procesos. El costo de los equipos para el proceso liquid hot wáter es \$ 20,195,200 dólares, el costo de instalar dichos equipos es \$ 35,451,800 dólares y el costo de servicios por año es 41,941,931 dólares. Para el proceso organosolv el costo de los equipos es \$ 14,896,400 dólares, el costo de instalación de los equipos es \$ 24,738,300 dólares y el costo de servicios por año es 76,561,672 dólares. En el caso del proceso explosión de vapor, los equipos tienen un costo de \$ 13,886,600 dólares, su costo de instalación es \$ 24,785,500 dólares y el costo de servicios por año es 37,685,821 dólares.

Como se observa, para el proceso LHW se requiere una inversión de \$ 97,588,931 dólares contemplando costo de los equipos, instalación y costo anual de servicios, para el proceso SE se requiere invertir \$ 76,357,921 dólares y para el proceso O se requiere una inversión de \$ 116,196,372 dólares. Estos costos son sin tomar en cuenta la integración térmica, por lo que al considerar dicha integración se tendría una disminución de 17.5% del costo de servicios para el proceso LHW, lo cual da como resultado una inversión de \$ 90,249,093 dólares. Para el proceso Organosolv, con una disminución de costo de servicios de 12.7% se requiere una inversión de \$ 106,473,040 dólares. En el caso del proceso SE, con una disminución de servicios de 0.08%, la inversión es \$ 76,327,773 dólares, que es prácticamente la misma que sin integración térmica.

**Posgrado en Ingeniería de Procesos**

PROCESO LHW				PROCESO O				PROCESO SE			
TAG	Costo del equipo (USD)	Costo de instalación (USD)	Costo de servicios (USD/año)	TAG	Costo del equipo (USD)	Costo de instalación (USD)	Costo de servicios (USD/año)	TAG	Costo del equipo (USD)	Costo de instalación (USD)	Costo de servicios (USD/año)
EA-402	978,800	1,458,500	0	GA-301	4,500	33,500	129	DB-401	59,700	212,600	0
DC-101	417,300	654,200	0	EA-503	87,600	196,800	0	GA-201	6,100	47,000	760
GA-201	3,900	28,000	61	EA-502	16,500	76,200	0	DC-301	359,100	580,600	0
EA-403	3,834,900	6,510,500	0	MIX-101	0	0	0	FA-501	33,700	163,600	0
EA-201	0	0	7,624	GA-102	84,800	149,400	101,292	EA-301	319,300	513,300	101,856
EA-401	267,600	437,500	0	EA-102	173,400	325,400	22,566,106	GA-502	8,600	59,000	2,532
GA-101	23,000	96,000	63,307	DC-301	255,800	447,600	0	EA-402	952,300	1,430,200	0
EA-101	98,700	239,200	6,915,562	GA-502	8,300	58,600	1,521	EA-401	313,500	520,500	0
EA-102	2,485,400	4,028,100	0	DA-101	2,271,000	4,161,900	17,329,470	FB-301	0	0	0
DA-401	1,979,600	3,208,100	22,575,036	EA-401	23,100	100,300	973,949	GA-303	5,300	34,500	2,532
EA-404	40,700	127,400	0	GA-201	0	0	0	EA-404	12,400	77,400	196,252
DA-501	2,467,300	4,300,500	8,453,996	DC-201	198,100	364,300	0	EA-204	122,600	252,600	0
GA-303	11,900	89,500	1,521	EA-101	0	0	1,290	EA-403	2,454,200	3,967,600	0
B1	0	0	0	GA-101	0	0	0	GA-302	4,600	33,700	1,012
GA-301	3,900	28,000	61	GA-204	12,100	72,800	2,532	EA-501	10,000	62,100	153,948
EA-503	83,300	192,100	0	DB-401	39,800	186,200	0	EA-502	10,800	59,100	0
DC-201	343,200	547,300	0	EA-301	15,300	77,600	1,374,181	EA-101	8,600	60,900	0
EA-103	4,794,500	8,607,300	0	GA-203	9,100	59,500	1,521	EA-203	16,400	78,700	1,627,793
FA-201	0	0	0	EA-405	92,200	201,700	0	GA-203	3,900	27,000	61
DC-301	359,100	574,700	0	FA-301	18,500	121,900	0	DA-101	2,326,600	4,187,800	2,354,608
EA-302	96,800	199,000	48,861	GA-501	5,400	39,500	2,532	DA-402	1,215,300	2,253,900	3,963,109
GA-502	8,600	59,000	2,532	EA-404	0	0	0	GA-202	4,600	33,600	129
GA-501	5,500	38,600	2,532	EA-402	901,900	1,365,800	0	GA-204	12,300	90,100	3,795
GA-102	12,300	90,600	2,532	MIX-102	0	0	0	FA-101	170,900	385,800	0
FA-101	91,900	283,300	0	DA-401	4,392,400	5,528,200	16,368,428	GA-101	5,300	39,700	380

**Posgrado en Ingeniería de Procesos**

EA-501	326,700	533,400	0	DA-402	1,151,300	2,174,800	4,639,679	EA-405	82,500	191,100	0
DA-402	1,227,700	2,303,700	3,864,259	EA-501	142,600	272,500	0	GA-501	10,700	62,100	15,194
DB-401	67,400	227,800	0	GA-302	10,000	64,500	509	DC-101	130,800	281,300	0
GA-202	4,400	28,500	251	EA-201	49,600	164,900	4,174,805	EA-202	8,300	53,500	55,932
EA-502	19,200	89,200	0	EA-202	8,300	60,400	63,535	DA-501	2,409,600	4,241,700	8,186,348
FA-301	0	0	0	EA-403	1,866,400	2,890,300	0	DC-201	342,100	545,900	0
GA302	12,300	90,100	3,795	FB-201	0	0	0	DA-401	1,856,600	3,082,300	21,017,046
EA-301	0	0	0	EA-203	12,900	75,100	872,530	FA-301	18,500	117,800	0
EA-405	95,800	205,000	0	GA-303	5,200	34,300	2,532	GA-301	12,000	89,700	2,532
FA-501	33,500	176,700	0	FA-501	33,100	174,200	0	EA-503	78,300	187,000	0
<b>TOTAL</b>	<b>20,195,200</b>	<b>35,451,800</b>	<b>41,941,931</b>	DA-501	2,555,000	4,389,900	8,084,961	EA-201	501,100	761,800	0
				GA-202	4,500	33,500	170	<b>TOTAL</b>	<b>13,886,600</b>	<b>24,785,500</b>	<b>37,685,821</b>
				FA-101	135,200	319,400	0				
				DC-101	312,500	517,300	0				
				<b>TOTAL</b>	<b>14,896,400</b>	<b>24,738,300</b>	<b>76,561,672</b>				

*Tabla 6.17. Costo de equipos, instalación y servicios de los procesos LHW, SE y O.*

## 7.0 CONCLUSIONES

En este trabajo se determinó experimentalmente la composición de una muestra de bagazo de caña, a partir de esta composición se diseñó y simuló en ASPEN PLUS tres procesos distintos para la obtención de etanol combustible a partir de bagazo de caña. Luego, se realizó la integración térmica de cada uno de los procesos y se estimó el costo de los equipos y servicios requeridos.

La muestra de bagazo de caña analizada esta compuesta por 56.42% p/p celulosa, 7.4% p/p hemicelulosa, 27% p/p lignina, 4.4% p/p cenizas y 4.64% p/p humedad. Tiene una concentración mayor de celulosa, menor contenido de hemicelulosa y más lignina que lo reportado en literatura [1,2,39]. Esto indica que el bagazo de caña tomado como muestra es más difícil de tratar debido a su mayor contenido de lignina, ya que este polímero impide que los polisacáridos celulosa y hemicelulosa se transformen en etanol luego la correspondiente hidrólisis enzimática y fermentación. Por otro lado, el mayor contenido de celulosa permite estimar que luego del tratamiento adecuado, se puede alcanzar una conversión mayor de azúcares en la etapa de hidrólisis y posteriormente un mayor contenido de etanol.

Se realizó el diseño y simulación del proceso liquid hot water (LHW), explosión de vapor (SE) y organosolv (O) con ayuda del software ASPEN PLUS versión 8.0, tomando como base un flujo de alimentación de 100,000 Kg/h de bagazo de caña con la composición descrita en el párrafo anterior. Se encontró que el proceso LHW produce 14,119.9 Kg/h de etanol combustible (18,524.2 L/h), a una concentración de 99.7% mol; del proceso organosolv se obtiene 15,143.4 Kg/h de etanol combustible (19,866.4 L/h), a una concentración de 99.8% mol y del proceso SE se obtuvo 14,777.4 Kg/h de etanol combustible (19,543.5 L/h), a una concentración de 99.8% mol. Se concluyó que para los tres procesos se obtuvo una producción similar de etanol a pesar de las diferencias entre cada uno de los procesos. En promedio se pueden obtener 14.6 Kg de etanol por cada 100 Kg de bagazo de caña. También, se puede concluir que la sección de separación de etanol aquí planteada para los tres procesos es general y aplicable a otros procesos de obtención de etanol que involucren pretratamientos distintos a los aquí analizados, esto debido a que la separación es función de la concentración a la salida del reactor de fermentación y no de la composición inicial de bagazo de caña o tipo de pretratamiento.

Al realizar la integración térmica de los tres procesos con el método de pinch y tomando como base un acercamiento mínimo de temperatura de 10°C, se pudo recuperar 79.64 MW de servicios de calentamiento y enfriamiento para el proceso LHW, correspondiente a una disminución en el consumo de servicios de 17.5%; respecto al proceso O, se consiguió una disminución de servicios de 12.7%, recuperando 68.37 MW por el cruce entre corrientes de proceso; mientras que para el proceso SE se consiguió disminuir los servicios de calentamiento y enfriamiento en un 0.08%, recuperando 160.41 MW con el cruce entre corriente calientes y frías del proceso. Se concluye que solo la integración térmica del proceso liquid hot water y organosolv presenta una disminución considerable de servicios,

en el caso del proceso SE el flujo de vapor requerido para calentar las corrientes de proceso es demasiado grande comparado con el flujo de vapor que puede recuperarse del cruce entre corrientes, ocasionando que la integración térmica tenga un efecto prácticamente nulo en la disminución de servicios.

Finalmente, se estimaron los costos de los equipos, los costos de instalación y el costo de servicios por año para los tres procesos. Para el proceso LHW se requiere una inversión de 97,588,931 dólares sin integración térmica y al aplicar esta técnica el costo disminuye a 90,249,093 dólares. Para el proceso O se requiere una inversión de 116,196,372 dólares y luego de aplicar el método pinch y la estimación de costos la inversión disminuye a 106,473,040 dólares. En cuanto al proceso SE la inversión es de 76,357,921 dólares y luego de integrar térmicamente el proceso la inversión queda en 76,327,773 dólares. A pesar de que el proceso explosión de vapor no disminuye considerablemente el costo de inversión con la integración térmica, es el que requiere menor inversión inicial que los otros dos procesos. Lo anterior es válido para el primer año de operación, sin embargo, al cabo de tres años el costo de servicios más la inversión inicial en el proceso SE será mayor que los correspondientes costos para el proceso LHW y O. Esto permite concluir que el proceso LHW es el más económicamente atractivo debido a una menor inversión inicial y la disminución de servicio auxiliares por integración térmica.

En base a los resultados obtenidos en este trabajo se concluye que la hipótesis planteada es cierta para los procesos liquid hot water y Organosolv, ya que la integración térmica de ellos aumenta la factibilidad económica al disminuir los costos de operación por servicios y el costo de inversión inicial. Sin embargo para el proceso explosión de vapor la hipótesis no se cumple ya que la integración térmica no tiene efecto en el costo de inversión del proceso.

## 8.0 REFERENCIAS

- [1] SILVA, Pablo; DE OLIVEIRA, Silvio. “Exergy analysis of pretreatment processes of bioethanol production based on sugarcane bagasse”. *Energy*. 2014, vol. 76, p. 130-138.
- [2] GIRISUTA, B; DUSSAN, K; et al. “A kinetic study of acid catalysed hydrolysis of sugar cane bagasse to levulinic acid”. *Chemical Engineering Journal*. 2013, vol. 217, p. 61-70.
- [3] CARDONA, C. A.; QUINTERO, J. A; PAZ, I. C. “Production of bioethanol from sugarcane bagasse: Status and perspectives”. *Bioresource Technology*. 2010, núm. 101, p. 4754-4766.
- [4] DIAS, Marina; JUNQUEIRA, Tassia, et al. “Evaluation of process configurations for second generation integrated with first generation bioethanol production from sugarcane”. *Fuel Processing Technology*. 2013, núm. 109, p. 84-89.
- [5] DIAS, Marina; JUNQUEIRA, Tassia; et al. “Integrated versus stand-alone second generation ethanol production from sugarcane bagasse and trash”. *Bioresource Technology*. 2012, vol. 103, p. 152-161.
- [6] OJEDA, Karina; SÁNCHEZ, Eduardo; KAFAROV, Viatcheslav. “Sustainable ethanol production from lignocellulosic biomass – Application of exergy analysis”. *Energy*. 2011, vol. 36, p. 2119-2128.
- [7] CARRASCO, C; et al. “SO<sub>2</sub>-catalyzed steam pretreatment and fermentation of enzymatically hydrolyzed sugarcane bagasse”. *Enzyme and Microbial Technology*. 2010, vol. 46, p. 64-73.
- [8] QUINTERO, Julián; MONCADA, Jonathan; CARDONA, Carlos. “Techno-economic analysis of bioethanol production from lignocellulosic residues in Colombia: A process simulation approach”. *Bioresource Technology*. 2013, núm. 139, p. 300-307.
- [9] HAMELINCK, Carlo; HOOIJDONK, Geertje; FAAIJ, André. “Ethanol from lignocellulosic biomass: techno-economic performance in short-,middle- and long-term”. *Biomass & Bioenergy*. 2005, vol. 28, p. 384-410.
- [10] SLUITER, A; et al. “Determination of structural carbohydrates and lignin in biomass”. *National Renewable Energy Laboratory*. 2011, p. 1-15.
- [11] BARRERA, I; ABURTO, J. “Manual de técnicas analíticas para la producción de bioetanol a partir de residuos lignocelulósicos”. *Instituto Mexicano del Petróleo*. 2012, p. 1 – 73.
- [12] MOSIER, Nathan; WYMAN, Charles; et al. “Features of promising technologies for pretreatment of lignocellulosic biomass”. *Bioresource Technology*. 2005, vol. 96, p. 673-686.
- [13] WOOLEY, Robert; PUTSCHE, Victoria. “Development of an ASPEN PLUS physical property database for biofuels components”. *National Renewable Energy Laboratory*. 1996, p. 1-38.

- [14]PORZIO, Giacomo; PRUSSI, Matteo, et al. “Modelling lignocellulosic bioethanol from poplar: estimation of the level of process integration, yield and potential for co-products”. *Journal of Cleaner Production*. 2012, núm. 34, p. 66-75.
- [15]BRETHAUER, Simone; WYMAN, Charles. “Review: Continuous hydrolysis and fermentation for cellulosic ethanol production”. *Bioresource Technology*. 2010, vol. 101, p. 4862-4874.
- [16]KRISHNAN, Mahesh; BLANCO, María; et al. “Ethanol production from glucose and xylose by immobilized *Zymomonas mobilis* CP4(pZB5)”. *Applied Biochemistry and Biotechnology*. 2000, vol. 84-86, p. 525-541.
- [17]LAWFORD, Hugh; ROUSSEAU, Joyce. “Performance testing of *Zymomonas mobilis* metabolically engineered for cofermentation of glucose, xylose, and arabinose”. *Applied Biochemistry and Biotechnology*. 2002, vol. 98-100, p. 429-448.
- [18]LAWFORD, Hugh; ROUSSEAU, Joyce; et al. “Continuous culture studies of xylose fermenting *Zymomonas mobilis*”. *Applied Biochemistry and Biotechnology*. 1998, vol. 70-72, p. 353-367.
- [19]BEAVAN, M; ZAWADZKI, B; et al. “Comparative performance trials with yeast and zymomonas for fuel alcohol production from corn”. *Applied Biochemistry and Biotechnology*. 1989, vol. 20-21, p. 319-326.
- [20]GEORGIEVA, Tania; et al. “Ethanol production from wet exploded wheat straw hydrolysate by thermophilic anaerobic bacterium thermoanaerobacter BG1L1 in a continuous immobilized reactor”. *Applied Biochemistry and Biotechnology*. 2008, vol. 145, p. 99-110.
- [21]KARIMI, Keikhosro; EDEBO, Lars; TAHERZADEH, Mohammad. “*Mucor indicus* as a biofilter and fermenting organism in continuous ethanol production from lignocellulosic hydrolysate”. *Biochemical Engineering Journal*. 2008, vol. 39, p. 383-388.
- [22]JOACHIMSTHAL, Eva; HAGGETT, Kevin; ROGERS, Peter. “Evaluation of recombinant strains of *zymomonas mobilis* for ethanol production from glucose/xylose media”. *Applied Biochemistry and Biotechnology*. 1999, vol. 77-79, p. 147-157.
- [23]JOACHIMSTHAL, Eva; ROGERS, Peter. “Characterization of a high productivity recombinant strain of *zymomonas mobilis* for ethanol production from glucose/xylose mixtures”. *Applied Biochemistry and Biotechnology*. 2000, vol. 84-86, p. 343-356.
- [24]KUMAR, Santosh; SINGH, Neetu; PRASAD, Ram. “Anhydrous ethanol: A renewable source of energy”. *Renewable and sustainable energy reviews*. 2010, vol. 14, p. 1830 – 1844.



- [25] PURWADI, Ronny; TAHERZADEH, Mohammad. "The performance of serial bioreactors in rapid continuous production of ethanol from dilute acid hydrolyzates using immobilized cells". *Bioresource Technology*. 2008, vol. 99, p. 2226-2233.
- [26] GOVINDASWAMY, Shekar; VANE, Leland. "Multi stage continuous culture fermentation of glucose xylose mixtures to fuel ethanol using genetically engineered *Saccharomyces cerevisiae* 424A". *Bioresource Technology*. 2010, vol. 101, p. 1277-1284.
- [27] AGBOR, Valery; CICEK, Nazim; et al. "Biomass pretreatment: fundamentals toward application". *Biotechnology Advances*. 2011, vol. 29, p. 675-685.
- [28] MESA, L; GONZÁLEZ, E; et al. "The effect of organosolv pretreatment variables on enzymatic hydrolysis of sugarcane bagasse". *Chemical Engineering Journal*. 2011, vol. 168, p. 1157-1162.
- [29] MABROUK, Aicha; ERDOCIA, Xabier; et al. "Exergy analysis: an optimization tool for the performance evaluation of an organosolv process". *Applied Thermal Engineering*. 2016, vol. 106, p. 1062-1066.
- [30] WEINWURM, Felix; DRLJO, Adela; et al. "Lignin concentration and fractionation from ethanol organosolv liquors by ultra and nanofiltration". *Journal of Cleaner Production*. 2016, vol. 136, p. 62-71.
- [31] VALLEJOS, María; ZAMBON, Marcia; et al. "Low liquid-solid ratio fractionation of sugarcane bagasse by hot water autohydrolysis and organosolv delignification". *Industrial Crops and Products*. 2015, vol. 65, p. 349-353.
- [32] PÉREZ, J.A; BALLESTEROS, I; et al. "Optimizing liquid hot water pretreatment conditions to enhance sugar recovery from wheat straw for fuel ethanol production". *Fuel*. 2008, vol. 87, p. 3640-3647.
- [33] MESA, Leyanis; GONZÁLEZ, Erenio; et al. "Preliminary evaluation of organosolv pretreatment of sugar cane bagasse for glucose production: Application of 2<sup>3</sup> experimental design". *Applied Energy*. 2010, vol. 87, p. 109-114.
- [34] ALVES, Leandro; BORGES, María; DA SILVA, Antonio. "Ethanol-water organosolv delignification of liquid hot water (LHW) pretreated sugarcane bagasse enhanced by high pressure carbon dioxide (HP-CO<sub>2</sub>)". *Industrial Crops and Products*. 2016, vol. 94, p. 942-950.
- [35] SU, Haifeng; LIU, Gang, et al. "A biorefining process: Sequential, combinational lignocellulose pretreatment procedure for improving biobutanol production from sugarcane bagasse". *Bioresource Technology*. 2015, vol. 187, p. 149-160.
- [36] PASQUINI, Daniel; BORGES, María; et al. "Extraction of lignin from sugar cane bagasse and *Pinus taeda* wood chips using ethanol-water mixtures and carbon dioxide at high pressures". *The Journal of Supercritical Fluids*. 2005, vol. 36, p. 31-39.

- [37] ABURTO, Jorge; MARTÍNEZ, Tabata. "Technical and economical evaluation of bioethanol production from lignocelulosic residues". *Tecnol. Ciencia*. 2008, núm. 23, p. 23-30.
- [38] CONSORTI, Bianca; et al. "Improvement on sugar cane bagasse hydrolysis using enzymatic mixture designed cocktail". *Bioresource Technology*. 2015, vol. 187, p. 173-181.
- [39] NOBUYUKI, Roberto; et al. "Enzymatic hydrolysis of pretreated sugar cane bagasse using *Pinicillium funiculosum* and *Trichoderma harzianum* cellulases". *Process Biochemistry*. 2011, vol. 46, p. 1196-1201.
- [40] SENDELIUS, Johan. "Steam Pretreatment Optimisation for Sugarcane Bagasse in Bioethanol Production". *Master of Science Thesis*. Lund University, Sweden, 2005.
- [41] HUNPINYO, Piyapong; NARATARUKSA, Phavanee, et al. "Evaluation of techno-economic feasibility biomass-to-energy by using ASPEN Plus: A case study of Thailand". *Energy Procedia*. 2013, núm. 42, p. 640-649.
- [42] SHEN, Jiacheng; WYMAN, Charles. "A novel mechanism and kinetic model to explain enhanced xylose yields from dilute sulfuric acid compared to hydrothermal pretreatment of corn stover". *Bioresource Technology*. 2011, vol. 102, p. 9111-9120.
- [43] BANSAL, Prabuddha; HALL, Mélanie; et al. "Modeling cellulase kinetics on lignocelulosic substrates". *Biotechnology Advances*. 2009, vol. 27, p. 833-848.
- [44] DIAS, Marina; ENSINAS, Adriano. "Production of bioethanol and other bio based materials from sugar cane bagasse: integration to conventional bioethanol production process". *Chemical Engineering Research and Design*. 2009, vol. 87, p. 1206-1216.
- [45] RAVAGNANI, M; REIS, M; et al. "Anhydrous ethanol production by extractive distillation: a solvent case study". *Process Safety and Environmental Protection*. 2010, vol. 88, p. 67-73.
- [46] BUSTOS, Guadalupe; RAMÍREZ, Jose; et al. "Modeling of the hydrolysis of sugar cane bagasse with hydrochloric acid". *Applied Biochemistry and Biotechnology*. 2003, vol. 104, p. 51-68.
- [47] MAFE, Oluwakemi; DAVIES, Scott; et al. "Development of an estimation model for the evaluation of energy requirement of dilute acid pretreatments of biomass". *Biomass & Bioenergy*. 2015, vol. 72, p. 28-38.
- [48] PRIOR, Bernard; DAY, Donal. "Hydrolysis of Ammonia pretreated sugar cane bagasse with cellulase,  $\beta$ -glucosidase, and hemicellulase preparations". *Appl Biochem Biotechnol*. 2008, vol. 146, p. 151-164.
- [49] REGIS, Manoel, et al. "Sugarcane as an energy source". *Biomass Conv. Bioref.* 2013, núm. 3, p. 17-26.

- [50] CARDONA, Carlos, et al. "Simulación de los procesos de obtención de etanol a partir de caña de azúcar y maíz". *Scientia et Technica*. 2005, núm. 28, p. 187-192.
- [51] CAPDEVILA, Veronica; et al. "Simulación del proceso fermentativo para la obtención de bioetanol a partir de residuos de arroz". *Avances en Ciencias e Ingeniería*. 2015, vol. 6, p. 11-21.
- [52] MOTAUNG, T; ANANDJIWALA, R. "Effect of alkali and acid treatment on thermal degradation kinetics of sugar cane bagasse". *Industrial Crops and Products*. 2015, vol. 74, p. 472-477.
- [53] RUHUL, Amin; SAQUIB, Hossain, SARKER, M. "Simulation of Ethanol Production by Fermentation of Molasses". *Journal of Engineering*. 2013, vol. 1, p. 69-73.
- [54] BHATTARAI, Sujala; et al. "Simulation of the ozone pretreatment of wheat straw". *Bioresource Technology*. 2015, vol. 196, p. 78-87.
- [55] GITIFAR, Vahid; et al. "Experimental study and neural network modeling of sugarcane bagasse pretreatment with H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> and O<sub>3</sub> for cellulosic material conversion to sugar". *Bioresource Technology*. 2013, vol. 148, p. 47-52.