

ANÁLISIS EXERGÉTICO Y DE SEGUNDA LEY DEL ESQUEMA TECNOLÓGICO  
PARA LA PRODUCCIÓN DE ETANOL ANHIDRO POR DESTILACIÓN  
EXTRACTIVA.

NATALY TATIANA TOVAR CANTOR

FUNDACIÓN UNIVERSIDAD DE AMÉRICA  
FACULTAD DE INGENIERÍAS  
PROGRAMA DE INGENIERÍA QUÍMICA  
BOGOTÁ, D.C.  
2018

ANÁLISIS EXERGÉTICO Y DE SEGUNDA LEY DEL ESQUEMA TECNOLÓGICO  
PARA LA PRODUCCIÓN DE ETANOL ANHIDRO POR DESTILACIÓN  
EXTRACTIVA

NATALY TATIANA TOVAR CANTOR

Proyecto integral de grado para optar el título de:  
INGENIERO QUÍMICO

Director  
Jaime Eduardo Arturo Calvache  
Ingeniero Químico

FUNDACIÓN UNIVERSIDAD DE AMÉRICA  
FACULTAD DE INGENIERÍAS  
PROGRAMA DE INGENIERÍA QUÍMICA  
BOGOTÁ D.C.  
2018

Nota De Aceptación

---

---

---

---

---

---

---

Firma del presidente del jurado

---

Firma del jurado

---

Firma del jurado

Bogotá, D.C. Agosto, 2018.

## DIRECTIVAS DE LA UNIVERSIDAD

Presidente de la Universidad y Rector del Claustro

Dr. JAIME POSADA DÍAZ

Vicerrector de Desarrollo y Recursos Humanos.

Dr. LUIS JAIME POSADA GARCÍA-PEÑA

Vicerrectora Académica y de Posgrados

Dra. ANA JOSEFA HERRERA VARGAS

Decano Facultad de Ingeniería

Ing. JULIO CÉSAR FUENTES ARISMENDI

Director de Investigación

Ing. ARMANDO FERNÁNDEZ CÁRDENAS

Director Programa ingeniería

Ing. LEONARDO DE JESÚS HERRERA GUTIÉRREZ

Las directivas de la Fundación Universidad de América, los jurados calificadores y el cuerpo docente no son responsables por los criterios e ideas expuestas en el presente documento. Estos corresponden únicamente a los autores.

## DEDICATORIA

A mis abuelitos, Tulio y Olga, un ejemplo de amor, sabiduría y respeto, que creyeron en mí y me brindaron la oportunidad de llegar a ser profesional. A mi madre Gloria que me brinda su apoyo cada día y me ha enseñado que por más dificultades que se presenten se debe continuar; ella es mi motor y soporte principal para haber culminado esta meta.

## AGRADECIMIENTOS

De manera especial agradezco al Ingeniero Jaime Arturo Calvache, mi director de tesis por su constante colaboración, interés y aporte para la realización del proyecto. Así como al grupo de investigación de procesos de separación no convencionales GPS de la universidad Fundación de América por su participación en el desarrollo del proyecto.

A mi familia en especial a mi tío Freddy quien me acompañó como un padre, me exigió cuando lo requerí y me aconsejó cuando lo necesite. A una persona especial Andrés quien me acompañó durante este proceso, por sus palabras de motivación y por brindarme su apoyo incondicional.

Gracias.

## CONTENIDO

	pág.
INTRODUCCIÓN	15
OBJETIVOS	16
1. GENERALIDADES DE ETANOL ANHIDRO, DESTILACIÓN EXTRACTIVA, PRIMERA Y SEGUNDA LEY DE LA TERMODINAMICA	17
1.1 ETANOL ANHIDRO	17
1.2 DESTILACIÓN EXTRACTIVA	19
1.2.1 Esquema Tecnológico	21
1.3 PRIMERA LEY DE LA TERMODINÁMICA	22
1.3.1 Balance de Masa	23
1.3.2 Balance de Energía	23
1.3.3 Eficiencia de primera ley de la termodinámica	24
1.4 SEGUNDA LEY DE LA TERMODINÁMICA	25
1.4.1 Entropía	25
1.4.2 Exergía	27
1.4.3 Eficiencia de segunda ley de la termodinámica	31
2. IMPLEMENTACIÓN DE PRIMERA Y SEGUNDA LEY A ESQUEMA TECNOLÓGICO EN LA OBTENCIÓN DE ETANOL ANHIDRO	33
2.1 ESQUEMA TECNOLÓGICO DE DESTILACIÓN EXTRACTIVA.	34
2.2 INCORPORACIÓN DE BALANCES	35
2.2.1 Columna Extractiva	35
2.2.2 Intercambiador de calor	42
2.2.3 Mezclador	43
2.2.4 Columna de Recuperación	44
2.2.5 Bomba	47
2.3 TRABAJO PERDIDO	48
2.3.1 Entropía generada	49
2.3.2. Exergía destruida	50
2.4 EFICIENCIAS TERMICAS	51
2.4.1 Columna Extractiva y de recuperación	52
2.4.2 Intercambiador de calor	52
2.4.3 Mezclador	52
2.4.4 Bomba	53
3. INCORPORACIÓN DE CAMBIOS A VARIABLES DE OPERACIÓN EN ESQUEMA TECNOLÓGICO DE DESTILACIÓN EXTRACTIVA A PARTIR DE UN ANALISIS DE SENSIBILIDAD	54
3.1 ESTUDIO DE SENSIBILIDAD	54



3.1.1 Relación de reflujo.	55
3.1.5 Temperatura de la corriente de alimentación azeotrópica.	56
3.1.6 Temperatura de la corriente de alimentación del solvente.	58
3.2 MODIFICACIÓN DE VARIABLES.	59
4. CONCLUSIONES	63
5. RECOMENDACIONES	65
BIBLIOGRAFÍA	66

## LISTA DE FIGURAS

	pág.
Figura 1. Venta y producción de bioetanol en Colombia	18
Figura 2. Mezcla Etanol – Agua a 1 atm	19
Figura 3. Esquema de destilación extractiva	21
Figura 4. Esquema del proceso de obtención de etanol a partir de destilación extractiva a partir de caña de azúcar	22
Figura 5. Mecanismos de transferencia de exergía	30
Figura 6. Esquema tecnológico de destilación extractiva para la obtención de etanol anhidro	35
Figura 7. Destilación Extractiva	36
Figura 8. Intercambiador de Calor	42
Figura 9. Mezclador	44
Figura 10. Columna de Recuperación	45
Figura 11. Bomba	48
Figura 12. Relación de reflujo vs Fracción molar de etanol anhidro en destilado	55
Figura 13. Temperatura de la corriente de alimento azeotrópico vs XETOH	56
Figura 14. Temperatura de la corriente de alimento del azeótropo vs calor en el rehedidor	57
Figura 15. Temperatura de la corriente de alimento del solvente vs XETOH	58

## LISTA DE TABLAS

	pág.
Tabla 1. Diferencias entre energía y exergía.	28
Tabla 2. Ecuaciones que restringen la operación en la columna extractiva.	37
Tabla 3. Variables características por especificar de la columna.	37
Tabla 4. Variables características por especificar de la columna.	38
Tabla 5. Balances en el intercambiador de calor	43
Tabla 6. Balances en el Mezclador.	44
Tabla 7. Ecuaciones que restringen la operación en la columna de recuperación.	46
Tabla 8. Variables por especificar en columna de recuperación.	46
Tabla 9. Balances en la columna de Recuperación	47
Tabla 10. Balances en la bomba.	48
Tabla 11. Trabajo perdido por entropía generada.	49
Tabla 12. Trabajo perdido por exergía destruida.	50
Tabla 13. Eficiencias de segunda ley de termodinámica.	53
Tabla 14. Relación de reflujo y trabajo perdido.	56
Tabla 15. Temperatura de la etapa de alimentación azeotrópica en relación con el trabajo perdido.	57
Tabla 16. Temperatura de la etapa de alimentación del solvente en relación con el trabajo perdido.	58
Tabla 17. Valores de variables independientes en columna extractiva.	59
Tabla 18. Trabajo perdido modificando variables.	60
Tabla 19. Comparación de pérdida de trabajo	61
Tabla 20. Eficiencias de segunda ley de la termodinámica.	61

## NOMENCLATURA [SI]

$T$	Temperatura [K]
$P$	Presión [kPa]
$n_i$	Moles del componente $i$
$\dot{m}$	Flujo molar [mol/s]
$H$	Entalpía [kJ/mol]
$S$	Entropía [kJ/ mol K]
$E$	Exergía [kJ/s]
$\dot{Q}$	Flujo de calor [kJ/s]
$W$	Trabajo [kJ]
$I$	Irreversibilidad [kJ/s]
$\eta$	Eficiencia
$x_i$	Fracción molar de la fase líquida del componente $i$
$y_i$	Fracción molar de la fase vapor del componente $i$
$NO_x$	Óxidos de nitrógeno
$CO$	Monóxido de carbono.
$COV$	Compuestos orgánicos volátiles.
$XETOH$	Fracción molar de etanol anhidro.

### Subíndices

$i$	Componente $i$
$j$	Corriente $j$
$e$	Entrada
$s$	Salida
$o$	Condiciones ambiente
$gen$	Generada.
$xf$	Exergía física.
$xloss$	Perdida exergética.
$xheat$	Perdida exergética por calor.
$xwork$	Perdida exergética por trabajo.
$I$	Primera ley de la termodinámica.
$II$	Segunda ley de la termodinámica.
$th$	Térmica.
$net$	Neto
$th,rev$	Térmica reversible.
$k$	Punto de equilibrio

Superíndices

*L* Líquido

*V* Vapor

## RESUMEN

El grupo de investigación de procesos de separación no convencionales (GPS) de la Fundación Universidad de América ha realizado previamente investigaciones en la obtención de etanol anhidro así como el gasto energético que se presenta en la producción del mismo. Siendo este una alternativa para la reducción del consumo de combustibles fósiles puesto que se produce a partir fuentes renovables y genera una combustión oxigenada con menor emisión de gases tóxicos al medio ambiente. En este proyecto se presenta la continuación del proyecto de investigación *Evaluación energética de esquemas tecnológicos para la producción de etanol anhidro por destilación extractiva* al cual se le incorpora un análisis exergético y de segunda ley de la termodinámica.

Se presenta inicialmente la incorporación de los balances de materia, energía, entropía y exergía al esquema tecnológico el cual se lleva a cabo en el simulador de procesos Aspen HYSYS v9.0. Posteriormente se calcula el trabajo perdido por entropía generada y exergía destruida dando como resultado 370,71 kJ/s y 370,59 kJ/s respectivamente, así como las eficiencias de segunda ley de la termodinámica para cada uno de los equipos presentes como lo son; la columna extractiva (33,62%), columna de recuperación (13,09%), intercambiador de calor(69,47%), mezclador (100%) y bomba (19,28%), llevando a cabo cada uno de las operaciones matemáticas en la herramienta que brinda el simulador llamada Spreadsheet. Adicionalmente se presenta la inclusión del estudio de sensibilidad de parámetros que se lleva a cabo en Aspen HYSYS v9.0 y Aspen Plus v9.0 para reducir el gasto energético del proceso y llegando a finalizar con la implementación de las modificaciones a las variables de operación que generan una reducción en la pérdida de trabajo, logrando que esta disminuya a 214,770 kJ/s. De lo anterior se observa la importancia de la implementación del análisis de segunda ley puesto que se puede considerar la disminución de pérdidas energéticas como para el presente proyecto en un 42,01%.

**PALABRAS CLAVE:** Exergía – Entropía- Destilación extractiva – Etanol anhidro – Esquema tecnológico – Trabajo Perdido.

## INTRODUCCIÓN

Una de las mayores fuentes de energía en la actualidad son los combustibles fósiles provenientes de fuentes no renovables que generan alta contaminación hacia el medio ambiente, siendo una de las mayores preocupaciones hoy en día. Es así que se presenta una solución viable para la reducción del consumo de este como lo son los biocombustibles, en especial el etanol anhidro puesto que este genera la posibilidad de mezclarse con gasolina para producir una combustión oxigenada con un 35% de oxígeno y una disminución en gases contaminantes tales como NO<sub>x</sub> (7%), CO (0,5%) y COV (5%)<sup>1</sup>.

La obtención del etanol anhidro se logra mediante diversas formas, entre ellas se encuentran la destilación azeotrópica, destilación al vacío, destilación extractiva, entre otras. Dentro de las mencionadas anteriormente se destaca la destilación extractiva debido a que presenta menor gasto energético para obtener el producto de interés, la cual opera con la ayuda de un solvente que permite tener diferencias entre los puntos de ebullición de los compuestos que forman el azeótropo, logrando separar estos de forma más eficiente.

Previamente se han realizado estudios en donde se conoce el consumo energético del sistema según la primera ley de la termodinámica, pero no se cuenta con aquellos basados en las pérdidas que genera dicho consumo, es decir, el análisis mediante segunda ley de la termodinámica no suele ser implementado. Por tal motivo se pretende realizar el presente trabajo en donde se propone identificar dichas pérdidas mediante el cálculo por entropía generada y exergía destruida, puesto que ambas permiten cuantificar las irreversibilidades presentes en un volumen de control estipulado.

El esquema tecnológico se trabaja en el simulador de procesos Aspen HYSYS v9.0. A partir de la convergencia de este se obtienen los resultados requeridos para calcular las pérdidas exergéticas por equipo y de esta forma iniciar con el estudio de sensibilidad, el cual pretende identificar las variables con mayor influencia en el esquema. Para finalizar con las modificaciones de las variables que producen en mayor medida una reducción en la pérdida de trabajo en donde se localizan los puntos que presentan la mayor generación de entropía.

---

<sup>1</sup> COLOMBIA. MINISTERIO DE AMBIENTE Y DESARROLLO SOSTENIBLE Y MINISTERIO DE MINAS Y ENERGÍA. Resolución 0789 ( 20 Mayo 2016) Por el que se modifica lo relacionado con los parámetros y requisitos de calidad del Etanol Anhidro Combustible y Etanol Anhidro Combustible Desnaturalizado utilizado como componente oxigenante de gasolinas y otras disposiciones. Bogotá D.C: El Ministerio, 2016. 9p.

## OBJETIVOS

### OBJETIVO GENERAL

Analizar un esquema tecnológico para la producción de etanol anhidro por destilación extractiva mediante un análisis exergético y de segunda ley de la termodinámica.

### OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Implementar los balances de materia, energía, entropía y exergía a esquema tecnológico caso de estudio.
- Calcular mediante un análisis exergético y de segunda ley el trabajo perdido y las eficiencias termodinámicas del esquema tecnológico caso de estudio.
- Realizar un estudio de sensibilidad de parámetros para reducir el gasto energético del esquema tecnológico.
- Implementar modificaciones a las variables de operación del proceso que involucren una reducción en la pérdida energética.



## 1. GENERALIDADES DE ETANOL ANHIDRO, DESTILACIÓN EXTRACTIVA, PRIMERA Y SEGUNDA LEY DE LA TERMODINAMICA

En el presente capítulo se explican diferentes conceptos básicos necesarios para la comprensión y fundamentación del presente proyecto. Inicialmente se define el etanol anhidro con su importancia en la utilización como biocombustible, posteriormente un esquema tecnológico para su obtención por destilación extractiva. Seguidamente, se expone el balance de forma general que da lugar a los balances de materia, energía, entropía y exergía los cuales constituyen una de las fortalezas que se pretenda mostrar en éste trabajo. Por último se exponen la primera y segunda ley de la termodinámica con el fin de llegar a los términos de interés para el caso de estudio. Cabe destacar que tanto los conceptos como ecuaciones involucradas y términos de los componentes se encuentran enfocados a los compuestos individuales, debido a que el enfoque hacia las mezclas se menciona en el siguiente capítulo.

### 1.1 ETANOL ANHIDRO

En la actualidad el uso de combustibles se ha vuelto una necesidad para la mayoría de las actividades que realiza el hombre, por este motivo se tiene una gran demanda. Los combustibles fósiles que suplen esta necesidad provienen de una fuente no renovable y son altamente contaminantes para el medio ambiente. Surge entonces la preocupación de buscar nuevas alternativas en donde sobresalen los biocombustibles, los cuales se conocen como aquellos combustibles que se obtienen de una fuente renovable y a su vez generan menor emisión de gases contaminantes a la atmosfera.

Uno de los más conocidos hoy en día es el etanol anhidro, el cual es un compuesto orgánico e incoloro siendo un alcohol obtenido de la mezcla de etanol-agua en bajas proporciones de la mencionada, de ahí su nombre anhidro el cual significa sin agua. El principal uso del etanol anhidro es la mezcla con gasolina cumpliendo la función de oxigenar esta, pero para la utilización de bioetanol en gasolina. “La gasolina requiere etanol anhidro (99.5 a 99.8%vol) para prevenir la separación de fases de agua de la gasolina en los tanques de combustión”<sup>2</sup>.

El alcohol anhidro es un biocombustible que se está utilizando a nivel mundial y Colombia no es la excepción, el ministerio de minas y energía por el decreto número 4892<sup>3</sup> establece una mezcla obligatoria de gasolina con bioetanol con un porcentaje entre 8% y 10% de contenido en base volumétrica. Colombia cuenta

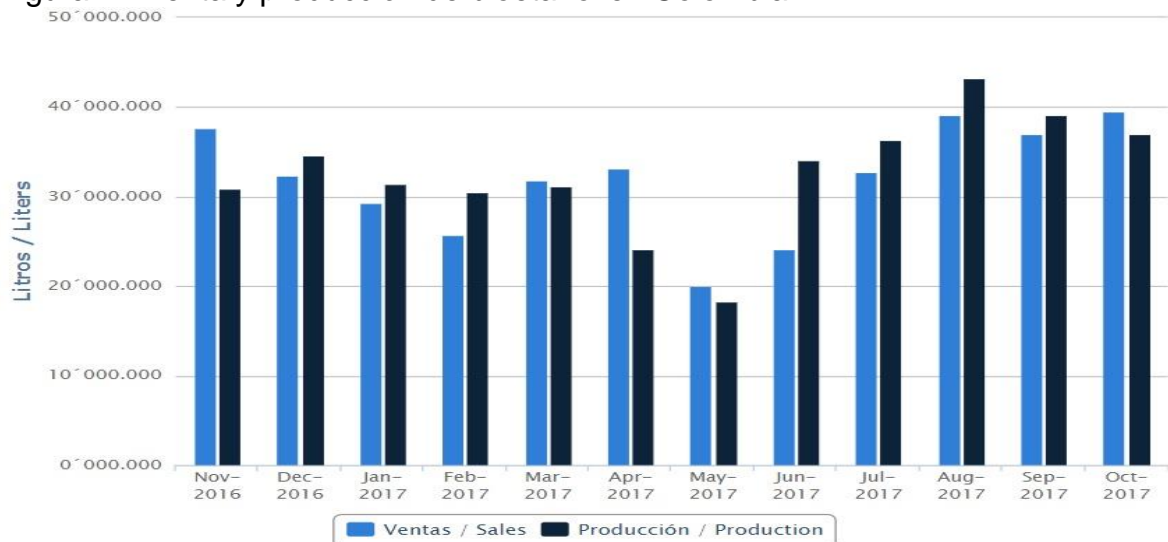
---

<sup>2</sup>UNITED STATED PATENT.Low energy extractive distillation process for producing anhydrous ethanol.Inventor: KNAPP,Jeffrey& DOHERTY, Michael. Int. CL: B01D 3/40. Fecha de solicitud: 29, Mayo, 1990. Estados Unidos. US 5035776 A. 30, Julio, 1991.

<sup>3</sup> COLOMBIA. MINISTERIO DE MINAS Y ENERGÍA. Decreto número 4892. (23, diciembre, 2011). Por el cual se dictan disposiciones aplicables al uso de alcoholes carburantes y biocombustibles para vehículos automotores. Bogotá, D.C: El Ministerio, 2011. 4p.

actualmente con 6 plantas de biodiesel y 5 de etanol con un aumento en las ventas y producción del mismo como se ilustra en el periodo entre agosto a octubre de 2017 en la figura 1, alcanzando las ventas hasta de 40,000 litros. El deseo de los productores nacionales es llegar a ser exportadores de alcohol carburante el cual se comercializa con un costo para diciembre del 2017 por galón de \$8.336,21 según la resolución 41369 del 04 de Diciembre de 2017.<sup>4</sup>

Figura 1. Venta y producción de bioetanol en Colombia.



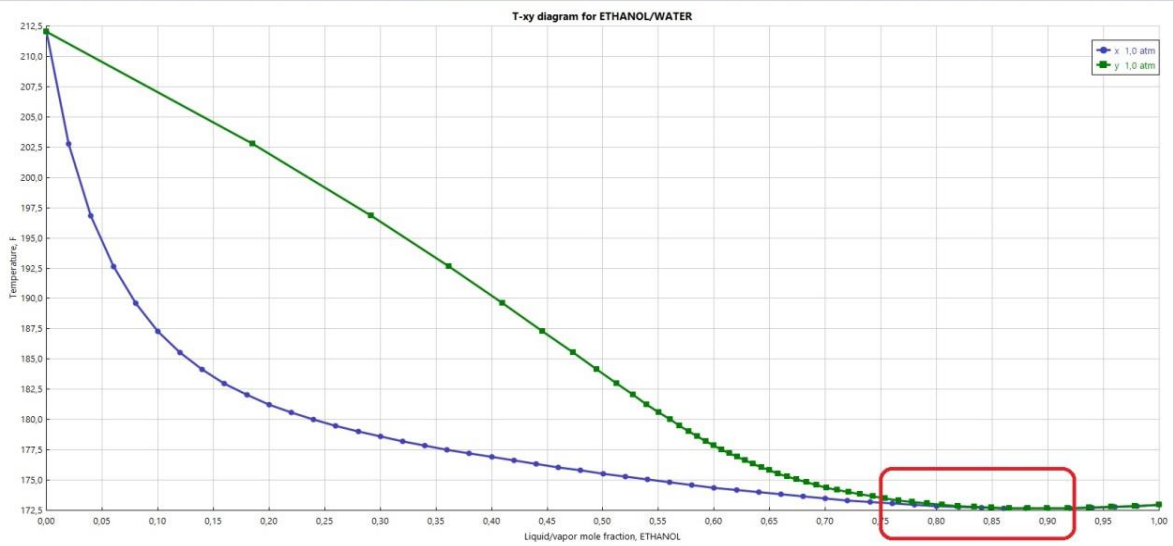
Fuente. Producción y venta de alcohol carburante (Etanol) [online]. Bogotá, D.C: Federación nacional de Biocombustibles de Colombia [Consultado el 7 diciembre, 2017]. Disponible en: [http://www.fedebiocombustibles.com/estadistica-produccion-titulo-Alcohol\\_Carburante\\_\(Etanol\).htm](http://www.fedebiocombustibles.com/estadistica-produccion-titulo-Alcohol_Carburante_(Etanol).htm)

El proceso de obtención del bioetanol parte de la fermentación de una planta o biomasa con alto contenido en azúcar y/o almidón, luego se procesa el producto fermentado el cual es un etanol hidratado, siendo aquí donde aparece una complicación puesto que el etanol crea un azeótropo con el agua como se observa en la figura 2, por tener puntos de ebullición cercanos a una presión de 1 atm, lo que reduce el grado de pureza del mismo<sup>5</sup>.

<sup>4</sup> COLOMBIA. MINISTERIO DE MINAS Y ENERGIA. Resolución número 41369. (4, diciembre, 2017). Por la cual se establece el ingreso al productor de alcohol carburante y del biocombustible para uso en motores diésel, que regirá a partir del 5 de diciembre de 2017. Bogotá, D.C: El Ministerio, 2017. 2p

<sup>5</sup>KUMUR, Santosh; SINGH, Neetu y PRASAD, Ram. Anhydrous ethanol: A renewable source of energy. En: Renewable and Sustainable Energy Reviews. March, 2010, no.14, p. 1830-1844.

Figura 2. Mezcla Etanol – Agua a 1 atm.



Fuente: Aspen Properties V9.0

Por esta razón se tiene la necesidad de buscar diferentes métodos para la deshidratación del etanol y lograr así las condiciones para el uso en combustibles. Entre los procesos más conocidos se encuentran tamices moleculares, destilación salina, destilación azeotrópica, destilación extractiva, entre otros<sup>6</sup>.

## 1.2 DESTILACIÓN EXTRACTIVA

La destilación es un proceso muy utilizado en la industria química y petroquímica debido a la separación de mezclas por diferencia de volatilidades, el más volátil se evapora para luego pasar por un proceso de condensación. El fin es la separación en componentes individuales y en algunos casos obtener una pureza alta de alguno de los compuestos de la mezcla.<sup>7</sup>

A partir del proceso mencionado se tienen diferentes tipos de destilación tales como destilación simple, destilación azeotrópica, destilación fraccionada, entre otros. La destilación extractiva es uno de los pilares del caso de estudio por la importancia que tiene dentro de este, la cual se utiliza para la separación de mezclas binarias que presentan un azeótropo. Un azeótropo es una mezcla de dos

<sup>6</sup> LÓPEZ, Jimmy y LOZADA, Herlenny. Obtención de etanol anhidro a partir de un proceso de destilación con adición de electrolitos. Tesis de Pregrado. Manizales: Universidad Nacional de Colombia. Facultad de ingeniería y arquitectura. Departamento de Ingeniería Química, 2005. 77p

<sup>7</sup> OLIVEROS, Johan. Automatización y control regulatorio de una columna de destilación extractiva a nivel planta piloto para la producción de etanol anhidro. Tesis de Maestría. Bogotá D.C.: Universidad nacional de Colombia. Facultad de ingeniería, 2011. 65p

o más componentes que tienen una temperatura de ebullición cercana de tal forma que se comportan como si fueren un único compuesto.<sup>8</sup>

La destilación extractiva emplea un tercer componente el cual posee diferentes nombres, tales como disolvente, solvente o “*entrainer*”. Este se alimenta a la columna de destilación con el fin de generar cambios en los puntos de ebullición de manera que pueda producirse la separación. El solvente puede encontrarse en fase líquida o sólida y debe tener características específicas como una baja volatilidad para que no se evapore con facilidad y no crear azeótropo con algún componente de la mezcla.<sup>9</sup>

En la columna de destilación se alimenta la mezcla y se recomienda que el solvente entre en la parte superior del alimento para asegurar que haya contacto con toda la columna. Un proceso de destilación extractiva consta de dos columnas como se observa en la figura 3, la primera se denomina columna extractora la cual tiene como función la obtención del etanol anhidro a la pureza deseada, mientras que en la columna recuperadora como su nombre lo indica, busca recuperar en este caso el solvente para así poder alimentarlo de nuevo a la columna extractiva.<sup>10</sup>

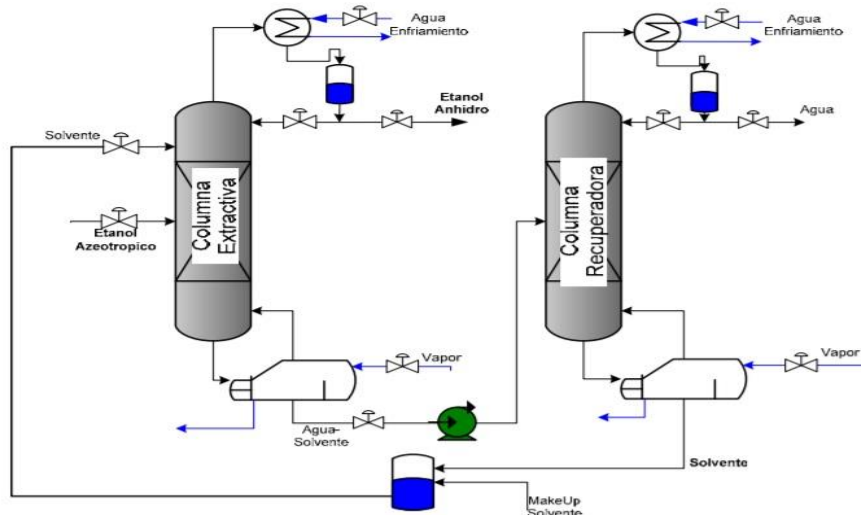
---

<sup>8</sup> KUMUR. Op. Cit., p. 1837.

<sup>9</sup> LÓPEZ, Jimmy Op. Cit., p. 8.

<sup>10</sup> UYAZÁN Ana; GIL Iván; AGUILAR Jaime; RODRÍGUEZ Gerardo y CAICEDO Luis. Producción de alcohol carburante por destilación extractiva: Simulación del proceso con glicerol. En: Ingeniería e Investigación. Abril, 2006. vol. 26, no. 1.

Figura 3. Esquema de destilación extractiva.



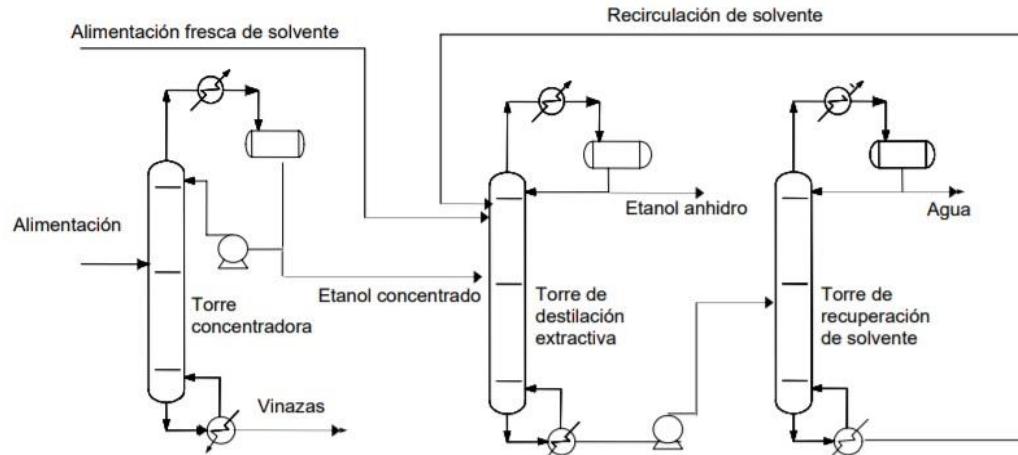
Fuente: OLIVEROS, Johan. Automatización y control regulatorio de una columna de destilación extractiva a nivel planta piloto para la producción de etanol anhidro. Tesis de Maestría. Bogotá D.C: Universidad nacional de Colombia. Facultad de ingeniería, 2011. 65p

1.2.1 Esquema Tecnológico. Se le es llamado de esta manera al conjunto de un proceso secuencial de elaboración y transformación de una materia prima a un producto terminado, en el que se exponen los procesos requeridos para su terminación y en caso de requerir algún complemento por parte del autor, se adicionan las respectivas especificaciones y explicaciones de dichas etapas. Generalmente se acompañan con líneas de flujo de proceso y dibujos tanto de equipos como de operaciones unitarias específicas con el fin de facilitar la comprensión de este e ilustrar de una forma gráfica el orden de las operaciones unitarias<sup>11</sup>.

A manera de ejemplo, se expone a continuación un esquema tecnológico figura 4 para la obtención de etanol anhidro a partir de caña de azúcar, donde se puede observar una secuencia ordenada y guiada por líneas de flujo que indican la dirección de las corrientes y el paso de estas mediante cada operación unitaria. Las condiciones tanto de operación como de la corriente pueden ser incluidas siempre que se mantenga un orden claro y sea útil para el lector conocer dichas características.

<sup>11</sup> RODRÍGUEZ, María y Quintero, Julián. Esquema tecnológico integral de la producción de bioetanol carburante. Trabajo de grado. Manizales: Universidad nacional de Colombia sede Manizales. Facultad de Ingeniería y Arquitectura, 2005. 144p.

Figura 4. Esquema del proceso de obtención de etanol a partir de destilación extractiva a partir caña de azúcar.



Fuente: UYAZÁN Ana; GIL Iván; AGUILAR Jaime; RODRÍGUEZ Gerardo y CAICEDO Luis. Producción de alcohol carburante por destilación extractiva: Simulación del proceso con glicerol. En: Ingeniería e Investigación. Abril, 2006. vol. 26, no. 1.

### 1.3 PRIMERA LEY DE LA TERMODINÁMICA

La primera ley de la termodinámica o también conocida como la ley de la conservación tiene como principio que la energía no se produce ni se destruye, solo se transforma. La energía se puede encontrar de diferentes formas tales como mecánica, eléctrica, térmica, entre otras<sup>12</sup>.

La energía se transmite dependiendo el sistema. Para el presente caso se tiene un sistema abierto lo que permite una transferencia de masa de este y sus alrededores, de tal forma que la energía se encuentra por flujo másico, calor y trabajo. Para este sistema se tiene un área de estudio el cual tiene como nombre volumen de control, donde se puede contabilizar los flujos de masa y obteniendo así la conservación de materia y de energía, lo que a su vez conlleva a los balances respectivos.<sup>13</sup>

Para este proyecto se tiene en cuenta un sistema en flujo estacionario, lo que evidencia que propiedades tales como la masa, energía, entropía, entre otras no varían con el tiempo.

<sup>12</sup>CENGEL, Yunes y BOLES, Michael. Thermodynamic. 7ma ed. New York: McGraw-Hill, 2011. 1041 p. ISBN 978-607-15-0743-3

<sup>13</sup> SMITH, Joseph; VAN NESS, Hendrick; ABBOTT, Michael. Introducción a la termodinámica en ingeniería química. Traducido por Efrén Alatorre Miguel. 7ma ed. México: McGraw-Hill, 2007. 804p. ISBN-10: 970-10-6147-0

1.3.1 Balance de Masa. El significado del flujo másico expuesto por Cengel es “la cantidad de masa que fluye por una sección transversal por unidad de tiempo”<sup>14</sup>. Al conocer el significado de este se llega de manera sencilla al balance (Ec.1) a partir de las entradas y salidas en el volumen de control<sup>15</sup>.

$$\sum \dot{m}_e = \sum \dot{m}_s \quad \text{Ec.1}$$

Como se puede observar, las corrientes de entrada ( $e$ ) son iguales a las corrientes de salida ( $s$ ), teniendo en cuenta que cada corriente que intervenga en el proceso se adiciona a la ecuación como una suma. Dichos flujos másicos se expresan en unidades de  $kg/s$ .

1.3.2 Balance de Energía. La termodinámica busca conocer la variación de energía que existe en el medio, para lo cual se tiene en cuenta la energía interna, potencial y cinética. Aunque es importante mencionar los dos últimos tipos de energía, puesto que la mayoría de procesos reales son estacionarios y esto conlleva a que no tengan una influencia considerable dentro del volumen de control y su valor sea aproximado o igual a cero.

Por último, se tiene la energía interna y como su nombre lo indica es la energía que se genera al interior del sistema o volumen de control por diversos factores: energías de rotación, traslación y vibración de los átomos y demás fuerzas de tipo gravitatorio, electromagnético y nuclear. Se tiene inicialmente la ecuación 2 en donde la entalpía de la corriente es igual a la energía interna junto con la presión por el cambio del volumen. Sin embargo, por propiedades termodinámicas esta energía interna ( $U$ ) se iguala a la entalpía ( $H$ ) debido al comportamiento isocórico del caso de estudio, donde la ecuación 2 se ve reducida a la igualdad de las propiedades mencionadas anteriormente. Cabe resaltar que las variaciones tanto de ( $U$ ) como de ( $H$ ) suelen ser similares en procesos donde intervienen únicamente compuestos en estado sólido y líquido<sup>16</sup>.

$$\Delta H = \Delta U + P \times \Delta V \quad \text{Ec. 2}$$

Se ve reducida a la igualdad de las propiedades mencionadas anteriormente. Cabe resaltar que las variaciones tanto de ( $U$ ) como de ( $H$ ) suelen ser similares en procesos donde intervienen únicamente compuestos en estado sólido y líquido.

---

<sup>14</sup>CENGEL.Op.Cit., p.

<sup>15</sup>MORAN, Michael; SHAPIRO, Howard; BOETTNER, Daisie y BAILEY, Margaret.Fundamentals of engineering thermodynamics.8va ed. United States of America: Wiley, 2014. 1062p. ISBN 978-1-118-82044-5

<sup>16</sup>SMITH. Op. Cit., p. 39

Al tener un sistema multicomponente la entalpia debe ser una entalpia de mezcla que podría ser la sumatoria de los compuestos en estado puro, pero esta se cumple únicamente para mezcla de gases con densidades bajas y soluciones liquidas diluidas. Es así que se necesita una forma para determinar las entalpias de mezclas en general, por lo que aparece un término para corregir esto como lo es el calor de mezclado  $\Delta H_{mezcla}$ .<sup>17</sup>

$$H_{mezcla} = \sum_{j=1}^j H_j^0 + \Delta H_{mezcla} \quad \text{Ec.3}$$

El calor de mezclado depende de diversos factores, inicialmente de la temperatura y la presión del sistema, igualmente de la composición de la mezcla y la naturaleza de las mismas. Partiendo de los conceptos anteriores se logra formular el balance de energía, el cual como se menciona tiene influencia de los flujos másicos, calor y trabajo. Cuando posee más de una entrada y salida conlleva a la sumatoria de las mismas como se muestra en la ecuación 4<sup>18</sup>:

$$\dot{Q} + \dot{W} = \sum \dot{m}_e h_e - \sum \dot{m}_s h_s \quad \text{Ec.4}$$

La sumatoria de la energía transferida por el calor  $\dot{Q}$  con la energía transferida por trabajo  $\dot{W}$  es igual a la diferencia de las corrientes de entrada ( $e$ ) y salida ( $s$ ), cada una con los flujos másicos por la entalpia de mezcla de dicha corriente, si hay más de una corriente se adiciona a la ecuación como una suma. El calor se expresa en unidades de  $kJ/s$ , trabajo en  $kJ/s$  y la entalpia en  $kJ/kg$ .

1.3.3 Eficiencia de primera ley de la termodinámica. La eficiencia es un término muy importante en el estudio de la termodinámica puesto que logra la cuantificación del desempeño en un proceso. Esta eficiencia es también conocida como eficiencia térmica, la cual permite obtener conocimiento de cuánta cantidad de calor que entra en el sistema se convierte en trabajo a la salida<sup>19</sup>.

A continuación se presenta la ecuación (Ec.5) en su forma más general y dependiendo del sistema que se requiera evaluar esta sufre una modificación determinada:

$$\eta_{II} = \frac{W_{net}}{Q_e} \quad \text{Ec. 5}$$

<sup>17</sup>REKLAITIS G y SCHNEIDER Daniel. Balances de materia y energía. México: Interamericana, 1986. 336p. ISBN 968-25-1146-1

<sup>18</sup>Ibid., p. 403

<sup>19</sup>CENGEL. Op. Cit., p. 283



La cual es la relación del trabajo neto que sale del sistema con el calor total que entra, obteniendo así la eficiencia térmica.

#### 1.4 SEGUNDA LEY DE LA TERMODINÁMICA

La primera ley habla de la conservación de la energía y cómo el calor que entra al sistema se convierte en trabajo, pero surgen dos inquietudes fundamentales: es posible que todo el calor de entrada se convierta en trabajo y si es este un proceso posible. Para resolver estas dos incógnitas se implementa la segunda ley de la termodinámica puesto que esta no solo tiene en cuenta la cantidad de energía, si no la calidad de la misma. A partir de esto se conocen conceptos que son claves para lograr resolver lo anteriormente mencionado.

Los procesos reversibles son considerados procesos ideales en los cuales no se generan pérdidas, esto significa que pueden volver de un estado final a un estado inicial teniendo presente que no solo suceden en el sistema sino también en los alrededores. Para el campo de la ingeniería es muy importante puesto que por medio de este es posible conocer la eficiencia en un proceso<sup>20</sup>.

Los procesos irreversibles como su nombre lo indican son irreversibles, es decir, el sistema va en una única dirección generando así que no sea posible que el sistema y el entorno vuelvan al estado inicial y surjan pérdidas, dichas pérdidas se retoman con mayor detalle en el siguiente capítulo. Cabe resaltar que cuando hay un proceso irreversible se habla de un proceso real<sup>21</sup>.

1.4.1 Entropía. Es una propiedad extensiva, por la cual se obtiene la forma de conocer el desorden de un sistema<sup>22</sup>. Esta propiedad se presenta en un proceso porque ocurren irreversibilidades tales como la fricción, mezcla, transferencia de calor por cambios de temperatura finita, entre otros, permitiendo la cuantificación por medio de la generación de entropía. Esta se connota con  $S_{gen}$ .

La entropía a diferencia de la energía no se conserva si no que se genera en procesos irreversibles, es decir, real por el principio de incremento de entropía. Esto origina saber si un proceso es posible o no, debido a que si la generación es menor que cero se incumple el principio, lo que significa que este es imposible<sup>23</sup>.

$$S_{gen} > 0 \text{ Proceso irreversible}$$

---

<sup>20</sup> HOWEL, John y BUCKIUS, Richard. Principios de termodinámica para ingenieros. United States of America: McGraw-Hill, 1990. 733p. ISBN 0-07-079663-7

<sup>21</sup> ELLIOTT, Richard y LIRA, Carl. Introductory chemical engineering thermodynamics. 2 ed. New Jersey: Prentice Hall, 2012. 934p. ISBN 978-0-13-606854-9

<sup>22</sup>Ibid., p. 161.

<sup>23</sup>CENGEL.Op. Cit., p. 337

$$S_{gen} = 0 \text{ Proceso reversible}$$

$$S_{gen} < 0 \text{ Proceso imposible}$$

Del mismo modo que ocurre con el balance de energía y la entalpía, ocurre en la entropía, donde se requiere una entropía de mezcla al tener un sistema multicomponente. Esta depende de la fase en la que se encuentre, tema que se especifica en el capítulo posterior.

Los mecanismos de transferencia de entropía suelen ser por medio del flujo másico y de calor. Dichos medios son los únicos que permiten una alteración al parámetro anteriormente mencionado en donde la transferencia de calor se da por conducción y convección. Cuando sucede una transferencia de calor hacia el sistema existe un incremento en la entropía, sucediendo lo contrario cuando es desde el sistema, lo cual genera el descenso de esta.<sup>24</sup>

La influencia del flujo másico es considerable puesto que tanto en energía como en entropía son proporcionales a la cantidad de masa y si hay un aumento de esta, la entropía del sistema también aumenta. Una vez se conoce que la entropía es una propiedad que se genera en procesos irreversibles, es decir procesos reales, se puede plantear el balance de esta (Ec.6).

$$\sum \frac{\dot{Q}_K}{T_K} + \dot{m}_e s_e - \dot{m}_s s_s = \dot{S}_{gen} \quad \text{Ec.6}$$

En el cual la entropía que entra al sistema se especifica por el término de transferencia de calor más la sumatoria de la corriente de entrada, con la diferencia de sumatoria de las corrientes de salida, las cuales vienen dadas por el producto del flujo másico en unidades de kg/s y la entropía de mezcla en kJ/ mol K, siendo esto igual a la entropía generada.

Al generarse una entropía por irreversibilidades en el sistema se produce una pérdida de trabajo, la cual es proporcional a la misma, siendo en un inicio el trabajo que no fue aprovechado en el proceso. Esta se puede cuantificar como se muestra a continuación<sup>25</sup>

$$\dot{W}_{perdido} = T_0 \dot{S}_{gen} \quad \text{Ec.7}$$

En la cual el producto entre la temperatura ambiente  $T_0$  expresada en K y la entropía generada  $\dot{S}_{gen}$  en unidades de kJ/kg K generan el trabajo perdido

---

<sup>24</sup>CENGEL.Op. Cit., p. 379

<sup>25</sup>BEJAN, Adrian.Advanced Engineering thermodynamics.4ta ed. North Carolina: Wiley, 2016. 782p. ISBN 978-111-92-8104-7

$\dot{W}_{perdido}$  en unidades de  $kJ/kg$ . En la siguiente sección se explica en mayor medida que es un trabajo perdido.

1.4.2 Exergía. La segunda ley de la termodinámica tiene en cuenta algo muy importante para los ingenieros como lo es la calidad de la energía, ya que en la primera ley se expresa únicamente en cantidad. Es así que para el año 1940 en Estados Unidos surge un término conocido como disponibilidad, que para 1950 en Europa busca otra expresión de igual significado que combine la energía con la entropía de tal manera que fuera fácil recordarlo, es así que nace el término exergía<sup>26</sup>.

Exergía es la cantidad de energía disponible que se puede convertir en trabajo útil como lo expresa Sciubba “La exergía es el máximo trabajo teórico obtenido si un sistema S se lleva al equilibrio termodinámico con el medio ambiente”<sup>27</sup>, teniendo así la función de exergía específica (Ec.8).

$$E_x = h - T_0s \quad \text{Ec.8}$$

Donde la exergía  $E_x$  se encuentra en unidades de  $kJ/s$ , la cual es igual a la diferencia entre la entalpía y la productora de temperatura en estado ambiente  $T_0$  en  $K$  con la entropía  $s$  en  $kJ/kg K$ . Al ser una propiedad que tiene en cuenta el medio ambiente es importante definir ciertos conceptos para entenderla con claridad.

Medio ambiente es aquel espacio que se encuentra en la parte exterior de los alrededores inmediatos, este no se ve afectado por el proceso, sin embargo, los alrededores inmediatos son afectados debido a que se encuentran en la región más cercana al proceso. Un tercer concepto que aparece cuando se realiza un análisis exergético es el estado muerto. Se llama de esta manera cuando el sistema está en equilibrio con el medio ambiente, lo que significa que en ese punto ya no se está generando trabajo.<sup>28</sup>

La energía tiene ciertas características que se suelen asemejar con la exergía y se puede llegar a confundir algunos aspectos que definen cada concepto. Por tal motivo, en la tabla 1 se exponen aquellos puntos más relevantes para distinguir de forma más sencilla la energía de la exergía.

---

<sup>26</sup>GHANNADZADEH, Ali. Exergetic balances and analysis in a process simulator: a way to enhance process energy integration. Tesis de doctorado. Francia: Université de Toulouse, 2012. 215p.

<sup>27</sup>SCIUBBA, Enrico. A brief commented history of exergy from the beginnings to 2004. En: Int.J.of Thermodynamics. March, 2007, vol. 10 no.1., p. 1-26.

<sup>28</sup>MORAN, Op. Cit., p. 372

Tabla 1. Diferencias entre energía y exergía.

Energía	Exergía
Dependiente de las características del flujo involucrado de materia o energía e independiente de las propiedades de los alrededores	Dependiente de las propiedades tanto de materia, energía como los alrededores en el que se encuentra el sistema o caso de estudio.
Su valor es diferente de 0 en casos donde existe un equilibrio con el medio ambiente.	Su valor es igual a 0 cuando el estado muerto se encuentra en total equilibrio con los alrededores.
Se conserva para todos los procesos basándose en la primera ley de la termodinámica.	Se conserva solo en procesos reversibles, sin embargo no se conserva para procesos reales. Se basa en la segunda ley de la termodinámica.
No es producida ni destruida, si no que se conserva	No es producida ni destruida en procesos reversibles, sin embargo en aquellos irreversibles siempre es destruida.
Se encuentra en distintas formas, tales como: energía cinética, energía potencial, trabajo, calor. Se mide en las formas expuestas.	Se halla en distintas formas tales como: exergía cinética, exergía potencial, trabajo, calor; y se mide de acuerdo al trabajo o la capacidad de producir trabajo.
Expone una medida únicamente de cantidad.	Expone una medida tanto de cantidad como de calidad.

Fuente: DINCER, Ibrahim y ROSEN, Marc. Exergy. 1era ed. Washington, DC: Elsevier, 2007. 459p

Una vez se conocen las principales diferencias entre energía y exergía se puede definir está en mayor medida. La exergía se encuentra de dos formas distintas: química y física, pero para la presente investigación se tiene en cuenta únicamente la física. Cuando el estado inicial de un sistema se desplaza a las condiciones del medio ambiente  $T_0$  y  $P_0$  por medio de interacciones térmicas y mecánicas del ambiente, se obtiene la cantidad máxima de trabajo otorgado por el sistema, Dichos fenómenos previamente mencionados son abarcados por la exergía física.<sup>29</sup>

<sup>29</sup>KOTAS, Tadeusz. The exergy method of thermal plant analysis. London: Butterworths, 1985. 298p. ISBN 0-408-01350-8

Para hallar la exergía de una corriente (Ec.9) se tienen en cuenta tanto las condiciones a las que está el sistema inicialmente y las del ambiente como se observa en la siguiente expresión, donde se tiene la entalpia y entropía en las características anteriormente mencionadas junto con la temperatura al estado ambiente, siendo muy similar a la función específica de la exergía.<sup>30</sup>

$$e_{xf} = (h - h_o) - T_o(s - s_o) \quad \text{Ec.9}$$

Donde  $h$  y  $s$  representan la entalpia y entropía a las condiciones de las corrientes y  $h_o$  y  $s_o$  la entalpia y entropía a condiciones del medio ambiente y de igual forma que  $T_o$ , obteniendo así una exergía de flujo de la corriente en unidades de  $kJ/s$ .

Es así que se puede llegar al planteamiento del balance de exergía para un volumen de control a flujo estacionario. Como se puede observar para la presente investigación, se connota la exergía como lo señala Demirel “  $E_x$  para exergía y  $E_{xloss}$  para exergía destruida”<sup>31</sup> pero esto puede variar dependiendo del autor tal como se muestra en la figura 5. El autor denota exergía como  $B$  y la exergía destruida como irreversibilidad  $I$ , pero para ambos casos con un mismo significado.

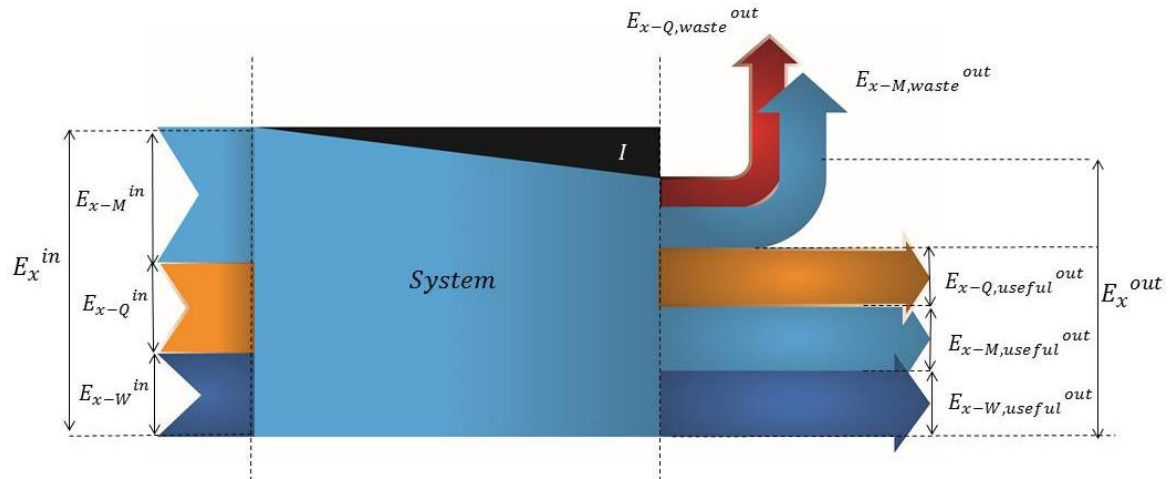
Una vez se tiene claridad en que independientemente de la terminología el significado es igual y se consideran los mecanismos de transferencia para la exergía, los cuales se representan en tres formas: masa, calor y trabajo, tal como se ilustran en la figura 5, la cual expone egreso de exergía por estos tres factores, más las perdidas por irreversibilidades.

---

<sup>30</sup>Ibid., p. 39

<sup>31</sup>DEMIREL, Yasar. Nonequilibrium thermodynamics. 3 ed. Amsterdam: Elsevier, 2014. 768p. ISBN 978-0-444-59557-7

Figura 5. Mecanismos de transferencia de exergía.



Fuente: GHANNADZADEH, Ali. Exergetic balances and analysis in a process simulator: a way to enhance process energy integration. Tesis de doctorado. Francia: Université de Toulouse, 2012. 215p. Modificado por autor del presente documento.

Al mencionar una transferencia de masa se habla de una transferencia de exergía, puesto que son términos proporcionales. El mecanismo de transferencia por calor (Ec.10) es importante puesto que cierta cantidad de este se convierte en trabajo aprovechable, y al mencionar un proceso reversible se dice que el total de calor que entra al sistema se convierte en trabajo, lo cual no sucede en procesos reales<sup>32</sup>.

$$E_{xheat} = q \left( 1 - \frac{T_o}{T} \right) \quad \text{Ec.10}$$

Por otra parte se tiene el mecanismo de transferencia por trabajo (Ec.11), el cual es fundamental tomarlo en consideración puesto que se conoce la máxima cantidad de trabajo que puede producirse en el proceso antes de llegar al estado muerto, de esta manera se llega a conocer si se está aprovechando o se tienen pérdidas en el mismo.

$$E_{xwork} = W \quad \text{Ec.11}$$

La exergía como se menciona en la tabla 1 es una propiedad que en procesos reales se destruye a consecuencia de las irreversibilidades, lo que significa que de la cantidad máxima de trabajo que el sistema produce no todo se convierte en trabajo útil, generando así lo que se conoce como exergía destruida o trabajo perdido, siendo este un trabajo que no se está aprovechando. Esta pérdida se

<sup>32</sup>MORAN, Op. Cit., p. 380

connota con  $E_{xloss}$  y permite conocer si un proceso es posible o no, puesto que si es menor a cero se afirma que el proceso no es posible<sup>33</sup>.

$$\begin{aligned} E_{xloss} &> 0 \text{ Proceso irreversible.} \\ E_{xloss} &= 0 \text{ Proceso reversible.} \\ E_{xloss} &< 0 \text{ Proceso imposible.} \end{aligned}$$

El balance de exergía surge a partir de tener en consideración tanto los mecanismos de transferencia como la destrucción de la misma en el sistema, de forma general se muestra a continuación (Ec.12)

$$\sum_j \left(1 - \frac{T_0}{T_j}\right) \dot{q}_j - \dot{W} + \dot{m}_e ex_{fe} - \dot{m}_s ex_{fs} - \dot{E}x_{loss} = 0 \quad \text{Ec.12}$$

Donde se tiene como entrada la transferencia de calor, trabajo, sumatoria de las corrientes que entran al sistema y salen del mismo, y por último las corrientes de salida junto con las pérdidas exergéticas. Como se puede observar en la ecuación los términos deben manejar las mismas unidades para efectuar los respectivos cálculos, los cuales se expresan en términos de  $kJ/s$ .

1.4.3 Eficiencia de segunda ley de la termodinámica. La eficiencia según la segunda ley es una medida real del desempeño de un proceso, es decir, al hablar anteriormente de la eficiencia de primera ley se dice que es la relación entre el calor que entra y el trabajo que sale, pero no se observa cuánto calor se está convirtiendo en trabajo. Para suplir esta necesidad se define la eficiencia de la segunda ley la cual se basa en la relación de la eficiencia térmica real con la térmica reversible (Ec.13), mostrando así la cantidad de trabajo total producido (reversible) a trabajo útil en el sistema<sup>34</sup>.

$$\eta_{II} = \frac{\eta_{th}}{\eta_{th,rev}} \quad \text{Ec.13}$$

La ecuación expone la forma general para obtener el porcentaje de la eficiencia, sin embargo para capítulos posteriores se tienen pequeñas modificaciones dependiendo del equipo al que se desea conocer su respectivo desempeño o rendimiento, puesto que según las condiciones de operación algunos términos se reducen a cero y minimizan la expresión, lo que facilita el cálculo de dicho valor. La eficiencia de segunda ley  $\eta_{II}$  con su respectiva connotación, siendo esta una medida de gran importancia para el campo de la ingeniería puesto que es posible conocer y cuantificar cuanta cantidad del máximo trabajo útil se está perdiendo en

<sup>33</sup>CENGEL, Op. Cit., p. 449

<sup>34</sup>MORAN, Op. Cit., p. 400

el equipo o sistema en particular, lo que permite hallar los puntos donde se presenta la mayor pérdida y lograr así implementar posibles mejoras al mismo.



## 2. IMPLEMENTACIÓN DE PRIMERA Y SEGUNDA LEY A ESQUEMA TECNOLÓGICO EN LA OBTENCIÓN DE ETANOL ANHIDRO

En el presente capítulo se lleva a cabo la incorporación de los respectivos balances de masa, energía, entropía y exergía para cada equipo del esquema tecnológico. Se continúa con el cálculo del trabajo perdido de cada uno de estos por generación de entropía y por exergía destruida. Por último, se plantean las eficiencias térmicas de segunda ley para cada dispositivo involucrado en el sistema.

La implementación de los balances de masa, energía, entropía y exergía se lleva a cabo en el simulador de procesos Aspen HYSYS V9.0, el cual es un simulador que tiene una interfaz amigable enfocada en la representación gráfica de equipos. El software presenta una simulación secuencial modular tanto en estado estacionario como dinámico, brindándole las características de un simulador robusto. Este se basa en modelos termodinámicos y ecuaciones que son almacenados en subprogramas donde según el diagrama de flujo del proceso se llama cada unidad según el respectivo orden de conexión, de esta manera es posible que converja de forma secuencial, siendo así un proceso iterativo y a su vez bidireccional, es decir, la información va en dos direcciones de tal manera que se pueden calcular entradas por medio de salidas y viceversa<sup>35</sup>.

Al requerir el cálculo del trabajo perdido por medio de segunda ley de la termodinámica para el esquema tecnológico de destilación extractiva, es necesario conocer ciertas variables que se obtienen a partir del balance masa y energía. Por este motivo se selecciona el software de simulación Aspen HYSYS puesto que este internamente realiza dichos balances y genera las variables requeridas para la cuantificación de los valores que se desean conocer.

En el presente proyecto se ilustran los balances de masa y energía con el fin de dar a conocer las ecuaciones que utiliza el software Aspen HYSYS V9.0 para la secuencia interna de operaciones que efectúa, debido a que este no expone el proceso para llegar a los resultados que genera. Una vez que se presenta la convergencia de la simulación, se toman los resultados para el respectivo procedimiento. Dentro de la interfaz del programa se encuentra una herramienta llamada "*Spreadsheet*" (hoja de cálculo) la cual permite exportar las variables seleccionadas a un espacio en donde el usuario puede realizar operaciones

---

<sup>35</sup> AGUILAR, José. Curso básico de simulación de procesos con Aspen HYSYS 2006. [online]. Aspentech. (Brasil), 2006. [Citado el 8 Marzo 2018] Disponible en <https://sistemas.eel.usp.br/docentes/arquivos/5817066/93/CursoBasicodeSimulaciondeProcesosconAspenHysys2006.5.pdf>

matemáticas con las mismas, evitando así una exportación de dichos datos a otro programa<sup>36</sup>.

## 2.1 ESQUEMA TECNOLÓGICO DE DESTILACIÓN EXTRACTIVA

El esquema tecnológico de destilación extractiva que se presenta en la figura 6, se desarrolló previamente en el simulador Aspen Plus v8,6 dentro de la investigación *Evaluación energética de esquemas tecnológicos para la producción de etanol anhidro por destilación extractiva*<sup>37</sup>. A partir de lo anterior se produce una adaptación de dicho esquema en el software Aspen HYSYS v9.0, el cual consta de 5 equipos que son dos columnas de destilación, un intercambiador de calor, un mezclador y por ultimo una bomba.

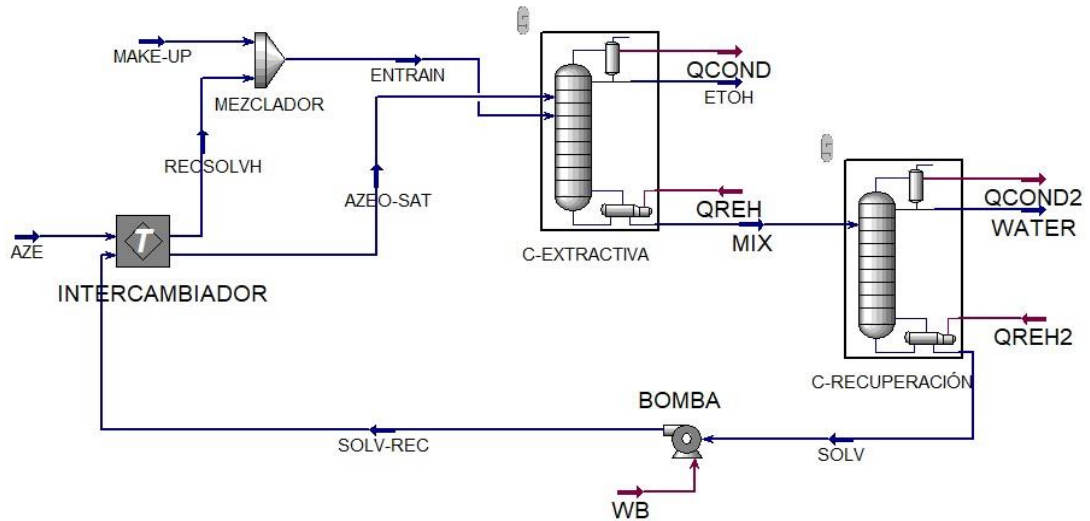
La razón de la implementación, función y especificaciones de los balances de cada operación unitaria se mencionan en cada sub capítulo del presente, en donde se ilustra de manera más detallada la columna extractiva con los respectivos balances y análisis de grados de libertad por ser donde se obtiene el producto deseado a la pureza requerida y punto clave del caso de estudio por sus futuros resultados desde el punto de vista de segunda ley.

---

<sup>36</sup> RAMIREZ, Juan; TOVAR, Nataly y CALVACHE, Jaime. Spreadsheet: Una poderosa herramienta dentro de Aspen HYSYS. En: Semilleros formación investigativa. Enero-Diciembre, 2016. Vol. 2 no.1, p.60-65.

<sup>37</sup> LÓPEZ NAVARRO, Derly Lorena. Evaluación energética de esquemas tecnológicos para la producción de etanol anhidro por destilación extractiva. Tesis de Pregrado. Bogotá D.C: Fundación Universidad de América, 2017. 122p.

Figura 6. Esquema tecnológico de destilación extractiva para la obtención de etanol anhidro.



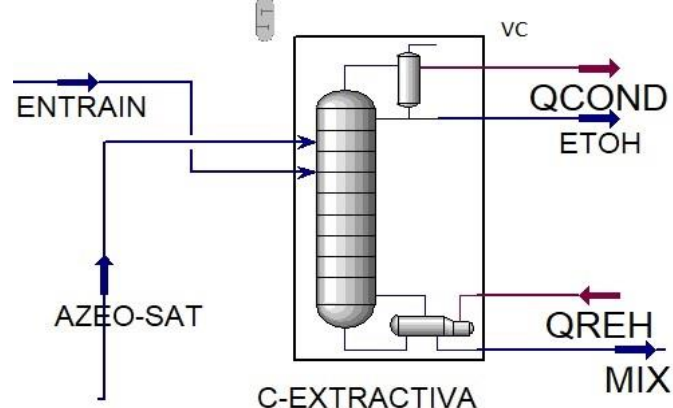
Fuente: LÓPEZ NAVARRO, Derly Lorena. Evaluación energética de esquemas tecnológicos para la producción de etanol anhidro por destilación extractiva. Tesis de Pregrado. Bogotá D.C: Fundación Universidad de América, 2017. 122p. Modificado por autor del presente documento

## 2.2 INCORPORACIÓN DE BALANCES

Para la presente sección se presentan los balances de masa, energía, entropía y exergía para cada uno de los equipos del esquema tecnológico, en donde se toma como punto de referencia la columna de destilación extractiva puesto que es uno de los equipos principales en el proceso en donde se obtiene el producto deseado, el cual es el etanol anhidro a la pureza requerida.

2.2.1 Columna Extractiva. Se introduce la columna extractiva, en la cual inicialmente se realiza un análisis de grados de libertad los cual incluyen las ecuaciones que restringen la operación y las variables a especificar. Seguidamente se plantean los balances de masa, energía, entropía y exergía del equipo y luego de obtener estos, se llevan al ambiente de simulación las ecuaciones de balance.

Figura 7. Destilación Extractiva.



Fuente: Aspen HYSYS V9.0

Como se observa la figura 7 en la que se presentan dos corrientes de entrada las cuales son ENTRAIN en la cual entra el solvente y AZEO-SAT que contiene el azeótropo de etanol-agua y las salidas designadas con el nombre de ETOH donde se obtiene el etanol a una pureza de 0.9964 Y MIX por la cual sale etilenglicol y agua. Al ser un sistema multicomponente se requiere tener en cuenta las mezclas en este, recordando que se tiene un sistema con flujo estacionario.

2.2.1.1 Análisis de grados de libertad columna extractiva. El simulador Aspen HYSYS tiene un número de ecuaciones que restringen la operación en la columna ya que tiene un modo secuencial modular, con una cantidad de incógnitas que es mayor a las ecuaciones en el proceso. Es por esto que los grados de libertad surgen como una herramienta para conocer qué cantidad de variables se deben especificar para tener una igualdad con las ecuaciones. Es así que se tienen variables independientes siendo aquellas donde se proporcionan valores, y variables dependientes que son aquellas que se obtienen en el presente caso por medio del simulador de procesos<sup>38</sup>.

Para el presente se observa que se tiene  $C + 7$  ecuaciones que restringen la operación, las cuales se presentan en la tabla 2. En esta se ilustra los respectivos balances con la restricción de sumatoria y el equilibrio mecánico. No se presenta un equilibrio termodinámico en la columna extractiva puesto que cada corriente se encuentra a una temperatura diferente.

<sup>38</sup> PRAUSNITZ, John; LICHTENTHALER, Rudiger y AZEVEDO, Edmundo. Molecular thermodynamics of fluid-phase equilibria. Pearson Education, 1988. p.9-26

Tabla 2. Ecuaciones que restringen la operación en la columna extractiva.

Ecuación	Número de ecuaciones
Balance de masa $\dot{m}_{entrain} + \dot{m}_{azeo-sat} = \dot{m}_{etoh} + \dot{m}_{mix}$	c
Balance de energía $\dot{Q} + \dot{W} = (\dot{m}_{entrain} * h_{entrain} + \dot{m}_{azeo-sat} * h_{azeo-sat}) - (\dot{m}_{etoh} * h_{etoh} + \dot{m}_{mix} * h_{mix})$	1
Restricción de sumatoria $\sum_{i=1}^c X_i = 1$	3
Equilibrio mecánico. $P_{ENTRAIN} = P_{AZE0-SAT} = P_{ETOH} = P_{MIX}$	3
Total	C + 7

Fuente: SÁNCHEZ, Cesar; ARTURO, Jaime y CÁRDENAS, Andrés. Algoritmo etapa a etapa para la simulación de cascadas de extracción en fase líquida aplicando el modelo de equilibrio. En: EIA, Diciembre, 2009, no.12, p.39-58.

Una vez se tienen las ecuaciones se establecen las variables independientes, en las que se destacan la composición, temperatura y flujos molares de la corriente de alimentación de etanol y la corriente de alimentación de solvente. Una variable importante es el requerimiento de la pureza de etanol que se conoce como porcentaje de recuperación, todas estas variables se observan en la tabla 3 y 4 con la cual es posible realizar la simulación respectiva de la columna extractiva.

Tabla 3. Variables características por especificar de la columna.

Variables por especificar parte 1				
Composición	Temperatura	Presión	Flujos molares	Flujos de calor
$X_{ENTRAIN} (c - 1)$ $X_{AZE0-ENTRAIN} (c - 1)$	$T_{ENTRAIN}$ $T_{AZE0-ENTRAIN}$	$P_{ENTRAIN}$	$ENTRAIN$ $AZE0 - ENTRAIN$	$Q_C$ $Q_R$
Total (2c - 2)	Total (2)	Total (1)	Total (2)	Total (2)

Fuente: SÁNCHEZ, Cesar; ARTURO, Jaime y CÁRDENAS, Andrés. Algoritmo etapa a etapa para la simulación de cascadas de extracción en fase líquida aplicando el modelo de equilibrio. En: EIA, Diciembre, 2009, no.12, p.39-58.

Tabla 4. Variables características por especificar de la columna.

Variables por especificar parte 2	
Porcentaje de Recuperación	Relación de Reflujo
$X_{i,D}$	Re
<i>Total (1)</i>	<i>Total (1)</i>

Fuente: SÁNCHEZ, Cesar; ARTURO, Jaime y CÁRDENAS, Andrés. Algoritmo etapa a etapa para la simulación de cascadas de extracción en fase líquida aplicando el modelo de equilibrio. En: EIA, Diciembre, 2009, no.12, p.39-58.

Del balance de masa expuesto en la tabla 2 se tienen C ecuaciones por la cantidad de componentes del sistema. Igualmente se tienen tres balances de masa independientes, un único balance de energía y se presenta un equilibrio mecánico, el cual se nombra de esta manera puesto que la presión no varía, es decir, es un proceso isobárico.

Es así como se llega a identificar las variables independientes que se requieren para que el simulador proceda a hacer los respectivos cálculos. Como composiciones conocidas se tienen la de alimentación, tanto del solvente como de la mezcla etanol-agua (azeótropo) con los respectivos flujos de dichas corrientes, así como los flujos de calor del condensador y rehervidor. Al tener tres componentes en el sistema se tienen 2 grados de libertad, en donde se elige un porcentaje de recuperación de destilación y la relación de reflujo, para que quede definida la composición de destilado y fondos<sup>39</sup>.

2.2.1.2. Balances en volumen de control. Se desarrollan los balances para la columna partiendo del volumen de control de esta, la cual se puede observar en la figura 7, donde se generan los balances a partir de las corrientes de entrada y salida.

Masa. Para obtener el balance de materia del presente caso de estudio se tiene como consideración principal el flujo estacionario, sistema sin reacción ni pérdida de materia durante el proceso, quedando la siguiente formula<sup>40</sup> (Ec.14)

$$\sum_j \sum_i \dot{m}_{e,j,i} = \sum_j \sum_i \dot{m}_{s,j,i} \quad \text{Ec.14}$$

Cada número de componentes  $i$  es acompañado por la cantidad en dicha corriente, teniendo en cuenta que cada corriente  $j$  que intervenga en el proceso se adiciona a la ecuación como una suma. Dichos flujos másicos se expresan en unidades de  $kg/s$ .

<sup>39</sup> LÓPEZ NAVARRO. Op. cit, p. 65.

<sup>40</sup> SMITH. Op. Cit., p. 48

Para la presente columna de destilación el balance de masa (Ec.15), en el cual presenta corrientes de entrada y salida. En estas no se enuncian explícitamente los compuestos que componen los flujos, es decir, la mezcla por motivos de facilidad de lectura.

$$\dot{m}_{entrain} + \dot{m}_{azeo-sat} = \dot{m}_{etoh} + \dot{m}_{mix} \quad \text{Ec.15}$$

Dónde:

$\dot{m}_{entrain}$  = Flujo másico de la mezcla etanol – agua.

$\dot{m}_{azeo-sat}$  = Flujo másico del alimento del solvente.

$\dot{m}_{etoh}$  = Flujo másico etanol.

$\dot{m}_{mix}$  = Flujo másico mezcla de solvente y agua.

Energía. El balance se presenta de forma específica para la columna de destilación extractiva, teniendo en cuenta que el sistema opera de forma adiabática. La sumatoria de la energía transferida por el calor  $\dot{Q}$  resulta ser igual a la diferencia de las corrientes de entrada ( $e$ ) y salida ( $s$ ), dando como resultado la siguiente ecuación<sup>41</sup>:

$$\dot{Q} = \sum_j \sum_i \dot{m}_{e,j,i} - \sum_j \sum_i \dot{m}_{s,j,i} \quad \text{Ec.16}$$

Las corrientes presentes en el lado derecho de la anterior formula se componen por los flujos másicos del componente  $i$  multiplicada por la entalpia de mezcla de dicha corriente. Al igual que el balance de masa, cada corriente  $j$  que intervenga en el proceso se adiciona a la ecuación como una suma, donde el calor y el trabajo se expresan en unidades de  $kJ/s$  y la entalpia en  $kJ/kg$ .

Implementando las corrientes participantes en el caso de estudio, la ecuación resultante se ilustra a continuación:

$$\dot{Q} = (\dot{m}_{entrain} * h_{entrain} + \dot{m}_{azeo-sat} * h_{azeo-sat}) - (\dot{m}_{etoh} * h_{etoh} + \dot{m}_{mix} * h_{mix}) \quad \text{Ec.17}$$

Siendo  $\dot{m}_{entrain}$ ,  $\dot{m}_{azeo-sat}$ ,  $\dot{m}_{etoh}$  y  $\dot{m}_{mix}$  los flujos másicos mencionados en el balance de materia y:

$h_{entrain}$  = Entalpía de la mezcla etanol – agua.

$h_{azeo-sat}$  = Entalpía del alimento del solvente.

$h_{etoh}$  = Entalpía del etanol.

<sup>41</sup> LIRA, Carl y ELLIOTT, Richard. Introductory chemical engineering thermodynamics. 2 ed. New York: Pearson Education Inc, 2012. 934p ISBN 978-0-13-606854-9

$h_{mix}$  = Entalpía de mezcla de solvente y agua.

Entropía. En el presente balance se tiene en cuenta la generación de entropía en el sistema analizado considerando la influencia térmica y másica. Donde se evidencian las corrientes de materia tanto de entrada como de salida acompañadas con su respectiva entropía específica de los componentes participantes, de igual manera el calor que es ganado en el rehervidor. La ecuación en términos generales queda de la siguiente manera<sup>42</sup>:

$$\sum_j \dot{m}_s s_s - \sum_j \dot{m}_e s_e - \sum \frac{\dot{Q}_K}{T_K} = \dot{S}_{gen} \quad \text{Ec.18}$$

En el cual la entropía que entra al sistema se especifica por el término de transferencia de calor más la sumatoria de la corriente de entrada, con la diferencia de sumatoria de las corrientes de salida las cuales vienen dada por el producto de flujo másico en unidades de  $kg/s$  y la entropía de mezcla expresada en unidades de  $kJ/mol K$ , siendo esto igual a la entropía generada.

Para obtener los valores de entropía de mezcla de las corrientes involucradas en estados tanto de vapor como de líquido, se dispone de las siguientes expresiones<sup>43</sup>:

$$S_j^V = V_j \left( \sum y_{ij} \left( s_i^{0V} + C_{pi}^V \ln \frac{T_j}{T_0} + R \ln \frac{P_i^0}{P_T} \right) - R \sum y_{ij} \ln y_{ij} \frac{P_T}{P_i^0} \right) \quad \text{Ec.19}$$

$$S_j^L = L_j \left( \sum x_{ij} \left( s_i^{0L} + C_{pi}^L \ln \frac{T_j}{T_0} \right) - R \sum x_{ij} \ln \gamma_{ij} x_{ij} \right) \quad \text{Ec.20}$$

Dónde:

$y_{ij}$  = Fracción molar del componente i.

$s_i^{0V}$  = Entropía estándar del componente i en estado vapor.

$C_{pi}^V$  = Capacidad calorífica a presión constante del componente i en estado vapor

$T_j$  = Temperatura de la corriente j

$T_0$  = Temperatura estándar

$P_i^0$  = Presión parcial estándar del componente i

R = Constante universal de gases ideales

$x_{ij}$  = Fracción molar del componente i

<sup>42</sup> DEMIREL, Op. cit, p. 179

<sup>43</sup> SMITH. Op. cit, p. 170



$s_i^{0L}$  = Entropía estándar del componente i en estado líquido  
 $C_{pi}^L$  = Capacidad calorífica a presión constante del componente i en estado líquido  
 $\gamma_{ij}$  = Fugacidad del líquido del componente i

La ecuación para el caso de estudio queda de la siguiente manera:

$$\begin{aligned}
 \dot{S}_{gen-extractiva} &= \dot{m}_{etoh} s_{etoh} + \dot{m}_{mix} s_{mix} - \dot{m}_{entrain} s_{entrain} \\
 &\quad - \dot{m}_{azeo-sat} s_{azeo-sat} - \frac{\dot{Q}_C}{T_C} - \frac{\dot{Q}_R}{T_R}
 \end{aligned}
 \tag{Ec.21}$$

Dónde:

$s_{entrain}$  = Entropía de la mezcla etanol – agua.  
 $s_{azeo-sat}$  = Entropía del alimento del solvente.  
 $s_{etoh}$  = Entropía del etanol.  
 $s_{mix}$  = Entropía de mezcla de solvente y agua.  
 $\dot{Q}_{C-extrac}$  = Flujo de calor del condensado columna extractiva .  
 $\dot{Q}_{K-extrac}$  = Flujo de calor del reboiler columna extractiva.  
 $T_{C-extrac}$  = Temperatura en el condensador columna extractiva.  
 $T_{R-extrac}$  = Temperatura en el rehervidor columna extractiva.

Cabe destacar que el término de entropía de mezcla varía según el estado en el que se encuentre la corriente, cambiando la entropía del correspondiente flujo por la que sea requerida en el cálculo. Para el presente ejemplo no se cambian los términos para facilitar la lectura de la presente formula.

Exergía. Para el presente balance intervienen  $j$  flujos de calor, trabajo y un número de másicos. Como es un proceso no ideal se incluye el término de exergía destruida ( $\dot{E}x_{loss}$ ) en la ecuación quedando en términos generales de la siguiente manera<sup>44</sup>:

$$\sum_j \left(1 - \frac{T_0}{T_j}\right) \dot{q}_j + \sum_i \dot{m}_e ex_{fe} - \sum_i \dot{m}_s ex_{fs} - \dot{E}x_{loss} = 0
 \tag{Ec.22}$$

Cabe resaltar que la exergía es afectada por las condiciones del ambiente presentes en el caso de estudio, por tal motivo el flujo de calor es multiplicado por un factor de corrección que incluye la temperatura estándar. Las unidades que manejan el flujo de calor y trabajo son en  $kJ/s$ , la masa se encuentra en  $kg/s$  junto con la exergía de flujo de la corriente específica en  $kJ/kg$ . De igual manera

---

<sup>44</sup> MORAN, Op. cit, p. 388

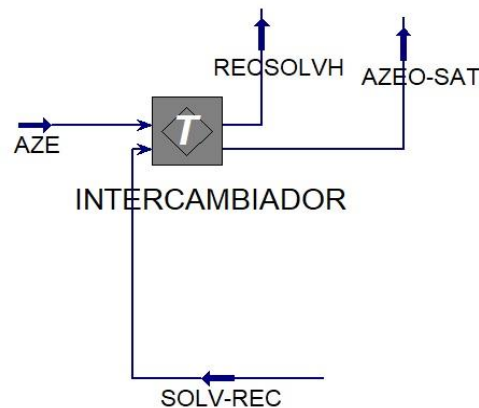
las corrientes másicas involucradas son influenciadas por la temperatura, resultando la siguiente ecuación<sup>45</sup>:

$$\begin{aligned} & \left(1 - \frac{T_0}{T_c}\right) \dot{Q}_c + \left(1 - \frac{T_0}{T_R}\right) \dot{Q}_R + \dot{m}_{entrain}(h_{entrain} - T_0 s_{entrain}) \\ & + \dot{m}_{azeo-sat}(h_{azeo-sat} - T_0 s_{azeo-sat}) \\ & - \dot{m}_{etoh}(h_{etoh} - T_0 s_{etoh}) - \dot{m}_{mix}(h_{mix} - T_0 s_{mix}) \\ & = \dot{E}x_{loss-extractiva} \end{aligned} \quad \text{Ec.23}$$

Donde los anteriores términos corresponden a las propiedades mencionadas en el anterior balance, adicionando los términos  $T_0$ , y  $\dot{E}x_{loss-extractiva}$  los cuales se refieren a las propiedades de temperatura ambiente y con la exergía destruida generada por las irreversibilidades del sistema.

2.2.2 Intercambiador de calor. Una de las principales formas de incrementar la temperatura de los fluidos de interés dentro de un proceso industrial es mediante el uso de intercambiadores de calor, los cuales operan de distintas formas con un mismo principio térmico e hidráulico en donde un material divide el flujo de dos corrientes de fluidos, sean líquidos o gaseosos estos transcurren un área que mediante fenómenos de conducción y convección logra calentar o enfriar la corriente para ser implementada en etapas futuras, adquiriendo dicha ganancia o pérdida el fluido restante<sup>46</sup>.

Figura 8. Intercambiador de Calor



Fuente: Aspen HYSYS V9.0

<sup>45</sup> SEIDER, Warren; SEADER, J y LEWIN, Daniel. Product & Process Design Principles.2ed, Pennsylvania: Wiley, 2003. 1122p.

<sup>46</sup>ROBERT, Serth. Process Heat Transfer: Principles and Applications.2 ed. Texas.: Elsevier Science & Technology Books. 2007. 755p. ISBN 978-0-12-373588-1

Al intercambiador de calor presente en el esquema le ingresan dos corrientes como se observa en la figura 8; AZE la cual contiene una mezcla de etanol- agua a una temperatura de 298,1 K que sale posteriormente a una temperatura de 351,3 K por la corriente AZEO-SAT hacia la columna extractiva, y la corriente SOLV-REC la cual contiene etilenglicol- agua a una temperatura de 371 K la cual por enfriamiento sale a 315,6 K sale por la corriente RECSOLVH hacia el mezclador. A partir de lo anteriormente mencionado se procede a exponer los respectivos balances para el intercambiador de calor tabla 5, iniciando en el de materia donde ambas corrientes de entrada y salida participan, seguido de los de energía, entropía y exergía donde intervienen las variables de entalpía, entropía y exergía junto con la corriente másica y en base a la fórmula de cada balance general expuestas en el anterior sub capítulo, donde se obtienen las expresiones específicas para el presente equipo:

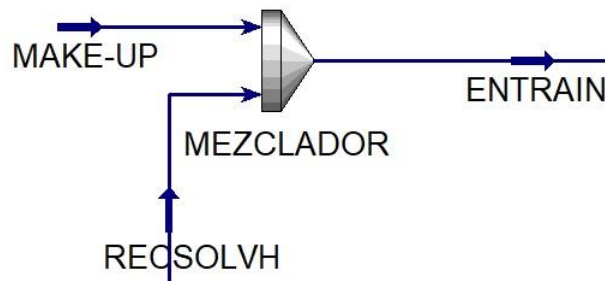
Tabla 5. Balances en el intercambiador de calor

<b>Intercambiador de Calor</b>	
<b>Masa</b>	$\dot{m}_{aze} + \dot{m}_{solv-rec} = \dot{m}_{recsolvh} + \dot{m}_{azeo-sat}$
<b>Energía</b>	$(\dot{m}_{aze}h_{aze} + \dot{m}_{solv-rec}h_{solv-rec}) - (\dot{m}_{recsolvh}h_{recsolvh} + \dot{m}_{azeo-sat}h_{azeo-sat}) = 0$
<b>Entropía</b>	$(\dot{m}_{recsolvh}s_{recsolvh} + \dot{m}_{azeo-sat}s_{azeo-sat}) - (\dot{m}_{aze}s_{aze} + \dot{m}_{solv-rec}s_{solv-rec}) - \frac{\dot{Q}_H}{T_H} - \frac{\dot{Q}_{CO}}{T_{CO}} = \dot{S}_{gen-heat}$
<b>Exergía</b>	$\left(1 - \frac{T_o}{T_H}\right)\dot{Q}_H + \left(1 - \frac{T_o}{T_{CO}}\right)\dot{Q}_{CO} + \dot{m}_{aze}(h_{aze} - T_o s_{aze}) + \dot{m}_{solv-rec}(h_{solv-rec} - T_o s_{solv-rec}) - \dot{m}_{recsolvh}(h_{recsolvh} - T_o s_{recsolvh}) - \dot{m}_{azeo-sat}(h_{azeo-sat} - T_o s_{azeo-sat}) = \dot{E}x_{loss-heat}$

2.2.3 Mezclador. Un mezclador tiene como función principal la homogeneización de dos o más componentes para que se genere una solución de una sola fase. Sus tipos varían según la necesidad dentro del proceso, en donde se destacan los de flujo axial, flujo radial y de paso cerrado. Como dentro de la agitación influyen factores como el número de Reynolds y temperatura de la mezcla, velocidad de giro, reacción química, entre otros, es necesario conocer los compuestos involucrados y el resultado esperado para tomar la alternativa más viable<sup>47</sup>.

<sup>47</sup>CASTILLO, Vladimir. Diseño y cálculo de un agitador de fluidos. Tesis de grado Ingeniero de Ejecución en Mecánica. Chile: Universidad del Bio-Bio. 2013. 73p.

Figura 9. Mezclador



Fuente: Aspen HYSYS V9.0

En este ingresan dos corrientes MAKE-UP como alimento de etilenglicol y RECSOLVH que proviene del reciclo que contiene etilenglicol y agua. Al mezclarse se obtiene la corriente ENTRAIN que es uno de los alimentos de la columna de destilación extractiva. De igual forma que en el anterior equipo, se exponen los balances específicos para el mezclador que nacen a partir del balance general, siendo ahora dos entradas con única salida tabla 6. Como se puede observar, a medida que se implementa un balance se incorpora una variable extra exceptuando los balances de entropía y exergía por ser un equipo que no se ve afectado por fenómenos de transferencia de calor.

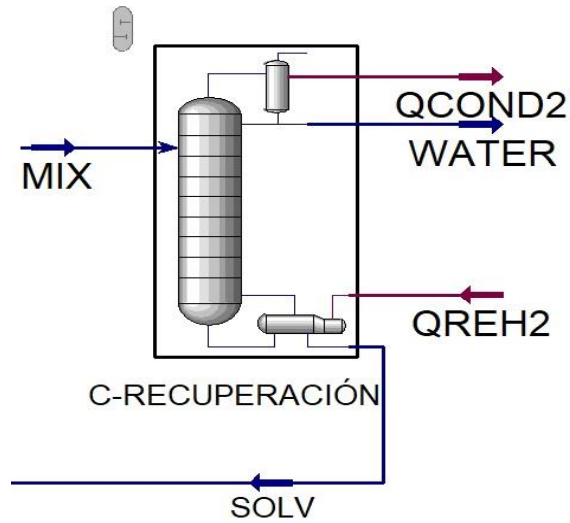
Tabla 6. Balances en el Mezclador.

<b>Mezclador</b>	
<b>Masa</b>	$\dot{m}_{make-up} + \dot{m}_{recsolvh} = \dot{m}_{entrain}$
<b>Energía</b>	$\dot{m}_{make-up}h_{make-up} + \dot{m}_{recsolvh}h_{recsolvh} = \dot{m}_{entrain}h_{entrain}$
<b>Entropía</b>	$\dot{m}_{entrain}s_{entrain} - \dot{m}_{make-up}s_{make-up} + \dot{m}_{recsolvh}s_{recsolvh} = \dot{S}_{gen-mix}$
<b>Exergía</b>	$\dot{m}_{make-up}(h_{make-up} - T_0s_{make-up}) + \dot{m}_{recsolvh}(h_{recsolvh} - T_0s_{recsolvh}) - \dot{m}_{entrain}(h_{entrain} - T_0s_{entrain}) = \dot{E}_{xLoss-mix}$

2.2.4 Columna de Recuperación. Como se menciona en capítulos anteriores, en este equipo se desea la recuperación del solvente para que sea posible su reutilización. En este procedimiento se emplea nuevamente una columna puesto que se requiere que su contenido de agua sea bajo.

Como su nombre lo indica es el equipo donde se realiza una recuperación de un producto como se observa en la figura 10 para este caso se desea el etilenglicol con menor contenido de agua, por lo que en esta columna se tiene la entrada de MIX que contiene etilenglicol con fracción molar de 0,8430 y agua con 0,1570. Para obtener así dos corrientes de salida WATER que contiene en mayor proporción agua y SOLV que contiene el solvente que pasa al reciclo.

Figura 10. Columna de Recuperación



Fuente: Aspen HYSYS V9.0

Al igual que la columna extractiva se introduce la columna de recuperación, en la cual inicialmente se realiza un análisis de grados de libertad. Seguidamente se plantean los balances de masa, energía, entropía y exergía del equipo y luego de obtener estos, se llevan al ambiente de simulación las ecuaciones de balance.

2.2.2.1 Análisis de grados de libertad columna de recuperación. Para la columna de recuperación se tiene  $C + 5$  ecuaciones que restringen la operación, las cuales se presentan en la tabla 7 En esta se observan los respectivos balances al igual que la columna extractiva se tiene la restricción de sumatoria y el equilibrio mecánico.

Tabla 7. Ecuaciones que restringen la operación en la columna de recuperación.

Ecuación	Número de ecuaciones
Balance de masa $\dot{m}_{mix} = \dot{m}_{water} + \dot{m}_{solv}$	c
Balance de energía $\dot{Q} = (\dot{m}_{mix}h_{mix}) - (\dot{m}_{water}h_{water} + \dot{m}_{solv}h_{solv})$	1
Restricción de sumatoria $\sum_{i=1}^c X_i = 1$	2
Equilibrio mecánico. $P_{MIX} = P_{WATER} = P_{SOLV}$	2
Total	C + 5

Fuente: SÁNCHEZ, Cesar; ARTURO, Jaime y CÁRDENAS, Andrés. Algoritmo etapa a etapa para la simulación de cascadas de extracción en fase líquida aplicando el modelo de equilibrio. En: EIA, Diciembre, 2009, no.12, p.39-58.

Una vez se tienen las ecuaciones se establecen las variables independientes, en las que se destacan la composición, temperatura y flujos molares de la corriente de alimentación la cual tiene composición de etilenglicol y agua. Las variables que son necesarias para especificar la columna es decir las variables independientes se observan en la tabla 8 para realizar la respectiva simulación de la columna de recuperación.

Tabla 8. Variables por especificar en columna de recuperación.

Variables por especificar					
Composición	Temperatura	Presión	Flujo molar	Flujo de calor	Relación de reflujo
$X_{MIX} (c - 1)$	$T_{MIX}$	$P_{MIX}$	$MIX$	$Q_C$ $Q_R$	$X_{i,D}$
<i>Total (c - 1)</i>	<i>Total (1)</i>	<i>Total (1)</i>	<i>Total (1)</i>	<i>Total (2)</i>	<i>Total (1)</i>

Fuente: SÁNCHEZ, Cesar; ARTURO, Jaime y CÁRDENAS, Andrés. Algoritmo etapa a etapa para la simulación de cascadas de extracción en fase líquida aplicando el modelo de equilibrio. En: EIA, Diciembre, 2009, no.12, p.42.

Del balance de masa expuesto en la tabla 7 se tienen C ecuaciones, por la cantidad de componentes del sistema. Se tiene tres balances de masa independientes, nuevamente un balance de energía y se presenta el equilibrio mecánico.

Es así como se llega a identificar las variables independientes que se requieren para que el simulador proceda a hacer los respectivos cálculos, como composiciones conocidas se tiene la de alimentación, como los flujos de esta, composición en la corriente de fondos puesto que se desea que el contenido de

agua no sea mayor a 0,005 y por último los flujos de calor correspondientes al condensador y rehervidor. Tres componentes en el sistema para tener 2 grados de libertad, en donde puede ser posible seleccionar un porcentaje de recuperación, flujo de destilado o fondos y la relación de reflujo para de esta manera definir la columna.

Como se puede observar en la tabla 9, los balances del presente equipo poseen una estructura similar frente a la columna extractiva, teniendo un leve cambio en las corrientes de entrada puesto que hay un único ingreso de alimento a la torre. Los balances poseen el mismo fundamento y su cambio radica en la temperatura en el flujo de entrada, donde se ve alterado el resultado del balance de energía como posteriormente se expone.

Tabla 9. Balances en la columna de Recuperación

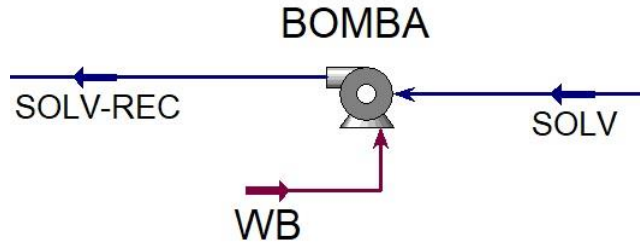
<b>Columna de Recuperación</b>	
<b>Masa</b>	$\dot{m}_{mix} = \dot{m}_{water} + \dot{m}_{solv}$
<b>Energía</b>	$\dot{Q} = (\dot{m}_{mix}h_{mix}) - (\dot{m}_{water}h_{water} + \dot{m}_{solv}h_{solv})$
<b>Entropía</b>	$(\dot{m}_{water}s_{water} + \dot{m}_{solv}s_{solv}) - (\dot{m}_{mix}s_{mix}) - \frac{\dot{Q}_C}{T_C} - \frac{\dot{Q}_R}{T_R}$ $= \dot{S}_{gen-recuperación}$
<b>Exergía</b>	$\left(1 - \frac{T_0}{T_C}\right)\dot{Q}_C + \left(1 - \frac{T_0}{T_R}\right)\dot{Q}_R + \dot{m}_{mix}(h_{mix} - T_0s_{mix})$ $- \dot{m}_{water}(h_{water} - T_0s_{water}) - \dot{m}_{solv}(h_{solv} - T_0s_{solv})$ $= \dot{E}x_{loss-recup}$

2.2.5 Bomba. Los flujos requieren de energía para efectuar su curso. Esta puede ser cinética, potencial, de trabajo, o entre otras que se va reduciendo según la dirección en la que se transporta con la ayuda de conductos y tuberías. Cuando esta acaba, es necesario implementar energía proveniente de una fuente externa como lo permite la bomba, la cual tiene la labor de impulsar mediante un diferencial de presión el flujo que no logra llegar al destino deseado, por tal motivo las bombas son las primeras opciones en ser implementadas dentro de procesos donde existe una diferencia de alturas, en donde la gravedad dificulta el flujo natural del líquido o en aquellos equipos que por un incremento de presión ejercen una fuerza en dirección contraria a la de la corriente<sup>48</sup>.

<sup>48</sup> Mecánica de Fluidos: Tema 2. Impulsión de Fluidos. [online]. Martín R. Salcedo, R. Universidad de Alicante, 2011, Pag 4 [Consultado el 5 de Marzo, 2018]. Disponible en: [https://rua.ua.es/dspace/bitstream/10045/20299/4/tema2\\_impulsion.pdf](https://rua.ua.es/dspace/bitstream/10045/20299/4/tema2_impulsion.pdf)

En la bomba figura 11 se realiza un aumento de presión en el reciclo para la entrada al intercambiador de calor puesto que pasa de una presión de 2 kPa de la corriente SOLV a 101,3 kPa en la corriente SOLV-REC.

Figura 11. Bomba



Fuente: Aspen HYSYS V9.0

En la presente tabla se ilustra la serie de balances que describen el equipo, destacándose la similitud frente al mezclador desde el punto de vista térmico, debido a que ambos equipos presentan una función mecánica y a diferencia del anteriormente mencionado, la bomba requiere de un trabajo para operar, incluyéndose este término en el balance energético y exergético.

Tabla 10. Balances en la bomba.

<b>Bomba</b>	
<b>Masa</b>	$\dot{m}_{solv} = \dot{m}_{solv-rec}$
<b>Energía</b>	$\dot{W} + \dot{m}_{solv}h_{solv} - \dot{m}_{solv-rec}h_{solv-rec} = 0$
<b>Entropía</b>	$\dot{m}_{solv-rec}s_{solv-rec} - \dot{m}_{solv}s_{solv} = \dot{S}_{gen-bom}$
<b>Exergía</b>	$\dot{W} + \dot{m}_{solv}(h_{solv} - T_o s_{solv}) - \dot{m}_{solv-rec}(h_{solv-rec} - T_o s_{solv-rec}) = \dot{E}_{xLoss-bom}$

### 2.3 TRABAJO PERDIDO

La energía es una fuente necesaria para la realización de varios procesos industriales y el consumo de la misma genera altos costos para la obtención de los productos deseados. Es así que se considera importante la implementación de un análisis de segunda ley de la termodinámica puesto que a través de este es posible conocer si la energía que se está utilizando en el sistema se está aprovechando o se pierde en forma de trabajo, para de esta forma localizar donde hay pérdidas energéticas y de ser posible implementar cambios para reducir costos económicos.

Cuando se produce un biocombustible se desea que el costo del mismo sea competitivo con el combustible proveniente de fósiles y de esta manera sea asequible para el cliente, siendo así necesario el análisis de segunda ley para el esquema tecnológico de destilación extractiva para la obtención del etanol anhidro. En el presente capítulo se realiza el cálculo del trabajo perdido para lo



cual se tienen dos rutas: por medio de la entropía generada y la exergía destruida, ambas siendo originadas por irreversibilidades en el proceso. Inicialmente se realiza el cálculo del trabajo perdido por medio de la entropía generada.

2.3.1 Entropía generada. Para hallar el trabajo perdido es necesario conocer el valor de la entropía generada. Se parte de la forma más general siendo esta la ecuación 6 y dependiendo del equipo para el cual se requiere el cálculo se tienen las expresiones correspondientes, estas se presentan en la sección anterior. Una vez se conocen las propiedades por medio del simulador Aspen HYSYS v9.0 se procede al cálculo de la entropía generada en la herramienta Spreadsheet. Cabe recordar que cuando un proceso no genera entropía es un proceso reversible, es decir, un proceso ideal en el que no hay pérdidas en el sistema, de modo que un proceso real presenta incremento de esta dependiendo de las irreversibilidades presentes. Entre mayor sea la entropía generada mayor es el incremento de las pérdidas de trabajo en el sistema.

Para continuar con el cálculo del trabajo perdido como se señala en la ecuación 7 es necesario establecer la temperatura del medio ambiente. Con el fin de seleccionar las condiciones que más se aproximan al proceso real, se elige una temperatura ambiente para el presente trabajo de investigación de 300,25 K que es la temperatura promedio registrada por el Ideam<sup>49</sup> en Puerto López (Meta), donde se destaca una de las plantas con mayor producción de bioetanol para el 2017, con el nombre de Alcavarán de Bioenergy<sup>50</sup>. Con la temperatura anteriormente menciona se obtiene el valor del trabajo perdido.

Tabla 11. Trabajo perdido por entropía generada.

	Porcentaje de $\sum \dot{W}_{perdido}$
$\dot{W}_{perdido}$ (Columna Extractiva)	74,64
$\dot{W}_{perdido}$ (Intercambiador de Calor)	6,72
$\dot{W}_{perdido}$ (Mezclador)	0,014
$\dot{W}_{perdido}$ (Columna Recuperación)	18,58
$\dot{W}_{perdido}$ (Bomba)	0,037
$\sum \dot{W}_{perdido}$	100

<sup>49</sup> Características climatológicas de ciudades principales y municipios turísticos [online]. Bogotá D.C: Instituto de Hidrología, Meteorología y Estudios Ambientales (IDEAM). [Consultado el 25 enero, 2018]. Disponible en: <http://www.ideam.gov.co/documents/21021/21789/1Sitios+turisticos2.pdf/cd4106e9-d608-4c29-91cc-16bee9151ddd>

<sup>50</sup> Planta de Bioenergy ha producido 113.000 litro de etanol [online]. Bogotá D.C: El Espectador, 27, marzo, 2017. [Consultado el 25 enero, 2018]. Disponible en: <https://www.elespectador.com/economia/planta-de-bioenergy-ha-producido-113000-litros-de-etanol-articulo-686524>

Se corrobora lo previamente dicho, la mayor pérdida de trabajo se presenta en la columna extractiva (276,7 kJ/s) con un porcentaje de 74,64% seguido por la columna de recuperación (68,89 kJ/s) con un 4,93%. Una vez se conoce el trabajo perdido por entropía se procede a calcular el mismo valor por exergía destruida, con el fin de realizar una comparación entre los dos valores y proceder el respectivo análisis.

2.3.2. Exergía destruida. Se halla con base a la ecuación 23 y como se observa en esta no se tiene en cuenta las propiedades como entalpía y entropía en el estado muerto debido a que son funciones de estado, esto indica que son independientes de la ruta que se lleve a cabo desde un punto inicial o mejor conocido como estado muerto, al punto final en el que opera el sistema. Como la temperatura y presión del medio ambiente sí dependen del estado de referencia, se incluyen en el presente cálculo<sup>51</sup>.

Es así que surge la diferencia con la exergía de flujo presente en la ecuación 9, ya que esta se utiliza para llevar las condiciones del sistema hacia un equilibrio con el medio ambiente, lo cual lo aproxima a un proceso reversible y sirve para conocer el máximo trabajo útil que se puede obtener en el mismo. Al momento de tomar las condiciones de un caso de estudio se pretende evaluar la pérdida que presente el procedimiento actual, en donde el análisis de segunda ley requiere implementar las respectivas condiciones de operación. Al igual que la entropía generada la secuencia de cálculo se lleva a cabo en Spreadsheet.

Tabla 12. Trabajo perdido por exergía destruida.

	Porcentaje de $\sum \dot{E}_{xloss}$
$\dot{E}_{xloss}$ (Columna Extractiva)	74,66
$\dot{E}_{xloss}$ (Intercambiador de Calor)	6,72
$\dot{E}_{xloss}$ (Mezclador)	0,014
$\dot{E}_{xloss}$ (Columna Recuperación)	18,57
$\dot{E}_{xloss}$ (Bomba)	0,037
$\sum \dot{E}_{xloss}$	100

Al realizar la secuencia de cálculo de trabajo perdido por ambas rutas se tienen unos valores expresados en las tablas 11 y 12, ambos resultados presentan un valor semejante el cual diferencia el uno del otro por 0,12 kJ/s, señalando así la viabilidad de los dos métodos. Esto se debe a que en ambos casos la pérdida se presenta por las irreversibilidades y a su vez los dos tienen en cuenta las pérdidas hacia el ambiente, lo que se muestra en las ecuaciones como  $T_o$ .

<sup>51</sup>SEIDER, Op. cit, CD-9-17

La columna extractiva exhibe la mayor pérdida energética (276,7 kJ/s) con un 74,66%, seguida por la columna de recuperación (68,77 kJ/s) con un 18,57% y con un intercambiador de calor que presenta el 6,72%. Esto demuestra lo que se ha venido mencionando con antelación, siendo que el proceso de destilación es una operación unitaria que tiene un considerable gasto energético debido a las irreversibilidades en el mismo y que estos tres equipos presentan una similitud en el respectivo calentamiento y enfriamiento de las corrientes involucradas en el caso de estudio, en donde al haber un diferencial de temperaturas se presenta una mayor generación de entropía. Según las referencias bibliográficas se menciona que en columnas de destilación se generan pérdidas principalmente en la etapa de alimentación y en el rehervidor<sup>52</sup>, estas son dos características que se rectifican en capítulos posteriores.

Por medio del previo trabajo de investigación *análisis energético del esquema tecnológico* realizado en el grupo de investigación GPS, se observa que el sistema requiere un gasto energético de 2214,059 kJ/s de los cuales aproximadamente la cuarta parte se está perdiendo, es decir, no se tiene un completo aprovechamiento de la energía que está entrando al sistema. Este resultado permite afirmar la posibilidad de mejorar el proceso desde el punto de vista de la segunda ley de termodinámica donde el trabajo perdido tiene una representación significativa enfrente al gasto energético total.

## 2.4 EFICIENCIAS TÉRMICAS.

Se define la expresión para el cálculo de la eficiencia en su forma general según la ecuación 13, en donde se tiene desde un punto de vista de una eficiencia térmica, es decir, aquellos equipos que requieren o producen algún trabajo. No obstante, es necesario establecer una expresión que de tal manera sea aplicable a sistemas en flujos estacionarios y se obtenga a partir de parámetros generados en los mismos, es por eso que se recurre a la literatura para adoptar la expresión que mejor defina el caso de estudio. “Sin embargo, existe alguna discordancia en una definición general para la eficiencia según la segunda ley, por lo tanto una persona puede encontrar definiciones diferentes para el mismo dispositivo”<sup>53</sup>.

La eficiencia de segunda ley complementa la de primera ley puesto que muestra realmente el desempeño del equipo, ya que compara lo que sucede en un proceso irreversible con la reversibilidad del mismo. Por ende, cuando se tiene una eficiencia de segunda ley según la ecuación 24 y genera un valor de 1, se afirma que no hay pérdidas exergéticas y cuando su resultado es 0 significa que todo el

---

<sup>52</sup> GÓMEZ, Dante; GUTIÉRREZ, Ana; RANGEL, Víctor y RIVERO, Gabino. Comportamiento exergético de una torre de destilación productora de bioetanol. En: Memorias del XVII congreso internacional anual de la Somim. Septiembre, 2011. p 1119-1128.

<sup>53</sup> CENGEL, Op. Cit., p. 437

trabajo útil se está perdiendo. Con base a las afirmaciones expuestas es posible implementar de la eficiencia se segunda ley  $\eta_{II}$  para cada uno de los equipos del esquema tecnológico.

$$\eta_{II} = \frac{\text{Exergía Recuperada}}{\text{Exergía Gastada}} \quad \text{Ec. 24}$$

2.4.1 Columna Extractiva y de recuperación. Para un proceso de separación es posible implementar una eficiencia conocida como coeficiente de eficiencia exergética, siendo adecuada su utilización en procesos y plantas. Para el cálculo de esta eficiencia es necesario clasificar las corrientes que se obtienen en productos y residuos<sup>54</sup>, puesto que es la relación de la exergía destruida en productos con respecto a la exergía destruida en la alimentación.

$$\eta_{II} = \frac{E_{xloss-productos}}{E_{xloss-alimentación}} \quad \text{Ec.25}$$

2.4.2 Intercambiador de calor. En un intercambiador de calor la exergía gastada es aquella que se tiene en el fluido que entra a mayor temperatura que en este caso corresponde a la corriente SOLV y la exergía recuperada se da en el fluido de menor temperatura, es decir, la corriente AZE. Lo que se representa por medio de la ecuación 26<sup>55</sup>.

$$\eta_{II} = \frac{\dot{m}_{AZE}(e_{fx AZEO-SAT} - e_{fx AZEO})}{\dot{m}_{SOLV}(e_{fx SOLV-REC} - e_{fx SOLV})} \quad \text{Ec.26}$$

2.4.3 Mezclador. En este dispositivo están entrando dos corrientes MAKE-UP Y RECSOLV, una con temperatura alta y la otra a una temperatura baja respectivamente, en donde se produce un fenómeno similar al de un intercambio de calor donde la exergía recuperada viene dada por el fluido frio y la exergía gastada por el fluido a mayor temperatura<sup>56</sup>.

$$\eta_{II} = 1 - \frac{\dot{E}_{xloss-mix}}{\dot{m}_{MAKE-UP}(e_{fx MAKE-UP} - e_{fx ENTRAIN})} \quad \text{Ec.27}$$

---

<sup>54</sup> GHANNADZADEH, Op. cit. p. 83

<sup>55</sup> MORAN, Op. cit. p. 403

<sup>56</sup> CENGEL, Op. cit. p. 463

2.4.4 Bomba. En el caso del presente equipo en el cual necesita que se adicione trabajo, se tiene la relación entre la diferencia de la exergía que posee la corriente de recuperación con la que egresa del volumen de control, respecto al trabajo que se está suministrando para incrementar la presión de la corriente de salida<sup>57</sup>.

$$\eta_{II} = \frac{e_{fx\ SOLV-REC} - e_{fx\ SOLV}}{\dot{W}_B} \quad \text{Ec.28}$$

A partir de los anteriores numerales se logran obtener las eficiencias respectivas de cada uno de los equipos, tal como se ilustra en la tabla 13.

Tabla 13. Eficiencias de segunda ley de termodinámica.

<b>EQUIPOS</b>	<b><math>\eta_{II}</math></b>
Columna Extractiva	0,3362
Columna de Recuperación	0,1309
Intercambiador de Calor	0,6947
Mezclador	1
Bomba	0,1928

Se observa que la eficiencia presentada por la cámara de mezclado arroja una eficiencia igual a 1, esto significa que todo el trabajo del sistema se aprovecha, en otras palabras, toda entrada es igual a la salida y se encuentra en el mejor de los casos, donde se ve reflejada en la pérdida de trabajo la cual es de  $5,073e-2$ , lo cual se aproxima a cero. En este equipo no se están evidenciando pérdidas que sean significativas a diferencia de las columnas de destilación y la bomba, donde se presentan valores que arrojan un rendimiento bajo, enfocándose a una pérdida de la calidad energética y dando lugar a un análisis más detallado para identificar las fuentes que provocan la reducción de la eficiencia de segunda ley. Por ejemplo, en el caso de una destilación que presenta un azeótropo como sucede con la mezcla de etanol anhidro y agua, es característico que la eficiencia sea baja exponiendo un alto consumo de energía en el rehervidor.

Es así que la eficiencia de segunda ley de la termodinámica genera la posibilidad de exponer cuánta exergía de la suministrada al sistema se está aprovechando y cuánto se cede hacia los alrededores. Adicionalmente a cuantificar dichos cambios y pérdidas que se presentan tanto en corrientes como en los equipos involucrados en el esquema tecnológico, siendo así un recurso de suma importancia para el presente proyecto en donde se identifican aquellas operaciones unitarias que presentan bajas eficiencias, punto que da lugar al desarrollo del siguiente capítulo.

<sup>57</sup> MORAN, Op. cit. p. 403

### 3. INCORPORACIÓN DE CAMBIOS A VARIABLES DE OPERACIÓN EN ESQUEMA TECNOLÓGICO DE DESTILACIÓN EXTRACTIVA A PARTIR DE UN ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

Se elige la columna extractiva para realizar el estudio de sensibilidad el cual se lleva a cabo en el simulador de procesos Aspen HYSYS v9.0, donde se presentan dos variables a modificar las cuales son la relación de reflujo y temperaturas de las dos corrientes de alimentación, y como variable dependiente la fracción molar de etanol anhidro presente en el destilado. Se obtiene como resultado que la variable que presenta mayor influencia en la reducción de la exergía destruida es la temperatura de la corriente de alimento del azeótropo. Por último se implementan modificaciones en las variables de operación de dicho equipo.

Al exponerse que la columna extractiva es el equipo que presenta una mayor pérdida de trabajo con un 74,64% del total del esquema tecnológico, se desea que este valor sea menor, como se menciona con anterioridad se busca que este biocombustible sea competitivo en su producción con la gasolina. Es así que para realizar posibles mejoras en el sistema se implementa una herramienta que posee el simulador de procesos seleccionado la cual es un análisis de sensibilidad a partir de un caso de estudio.

#### 3.1 ESTUDIO DE SENSIBILIDAD

El análisis de sensibilidad permite así modificar variables que se encuentren en el proceso para observar cómo surgen cambios en otras variables dentro de un rango estipulado con el fin de determinar el valor en que la variable genera una mejoría dentro del proceso. Por ejemplo, si se modifica la temperatura en una corriente de alimentación qué repercusión tiene en una corriente de salida o en el equipo involucrado. Cabe mencionar que se pueden realizar modificaciones en aquellas variables que son independientes, puesto que no se pueden cambiar aquellas calculadas en la simulación<sup>58</sup>. Adicionalmente el software brinda la opción de dar soporte gráfico a los resultados obtenidos del estudio de sensibilidad mediante tablas y gráficas que facilitan la comprensión y el análisis del estudio de la variable.

Es así que se implementa el análisis de sensibilidad para la columna extractiva por ser el equipo que genera en gran cantidad de irreversibilidades y por ser donde se obtiene el producto de interés. Una variable importante en este dispositivo es la pureza del etanol anhidro puesto que para que sea posible su mezcla con gasolina no puede ser menor a 99,5%, por tal motivo se elige como variable dependiente para la realización del estudio.

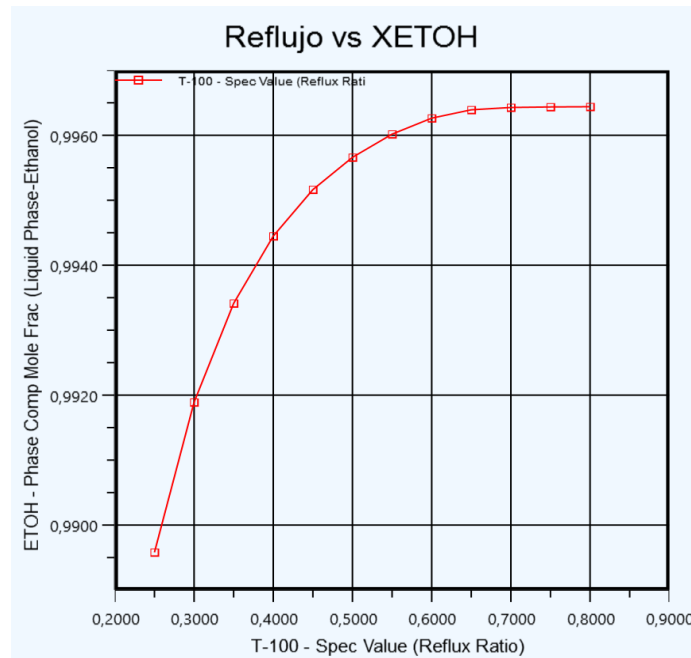
---

<sup>58</sup> ASPENTECH, Aspen Plus help. About sensitivity analysis [simulator process]: version 9.0. Bedford MA 01730. 2016.

Las variables a modificar dependen del autor y el propósito del proceso, para la presente investigación se realiza una revisión bibliográfica donde se menciona la influencia de tres variables principalmente para la disminución del gasto energético, siendo estas la relación de reflujo, la cantidad de etapas y la etapa de alimentación<sup>59</sup>.

3.1.1 Relación de reflujo. Se inicia con la relación de reflujo de la columna extractiva que presenta un valor de 0,6 originalmente, el análisis se realiza en un rango de 0,25 a 0,8 para ver su influencia en el aumento y disminución del mismo. En la figura 12 se presenta cómo varía la relación entre reflujo versus fracción molar del alcohol anhidro en la destilación extractiva.

Figura 12. Relación de reflujo vs Fracción molar de etanol anhidro en destilado.



Fuente: Aspen HYSYS V9.0

Como se ilustra entre mayor es el valor de reflujo la pureza del etanol anhidro incrementa, siendo posible la implementación de la relación de reflujo entre el rango de 0,5 a 0,8, es así que se realiza el respectivo cálculo del trabajo perdido como se presenta en la tabla 14.

<sup>59</sup> OLIVEROS. Op. Cit., p.31

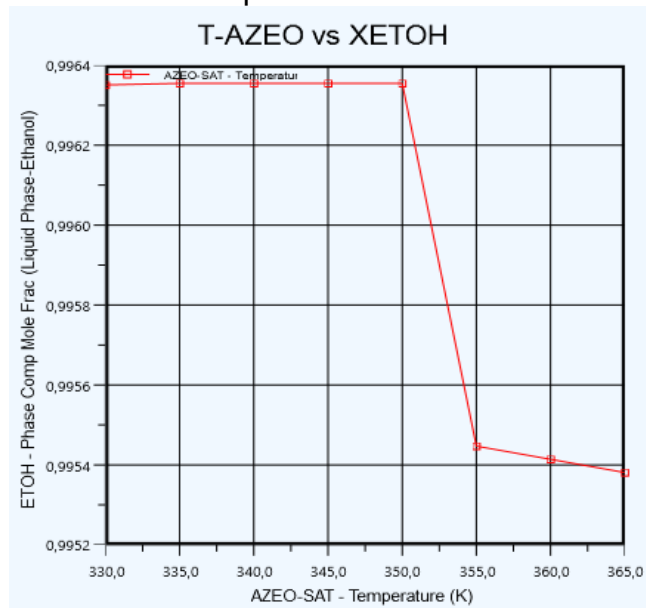
Tabla 14. Relación de reflujo y trabajo perdido.

Reflujo	Fracción molar Etanol Anhidro	$\dot{W}_{perdido}$ kJ/s
0,5	0,99616095	262,366470
0,55	0,99631257	269,610883
0,6	0,99635002	276,689053
0,65	0,99635848	283,755429
0,70	0,99636057	290,768664
0,75	0,99636248	297,790909
0,8	0,99636319	304,815183

La tabla 14 denota que se tiene una relación directamente proporcional, es decir, entre menor sea el reflujo en la columna la pérdida de trabajo disminuye. Los dos valores que disminuyen la exergía destruida con la pureza requerida del biocombustible son 0,5 y 0,55.

3.1.5 Temperatura de la corriente de alimentación azeotrópica. Otra variable a considerar es la temperatura de la corriente de alimentación azeotrópica, puesto que es una variable independiente la cual se presenta originalmente con un valor de 351,3 K. Este análisis se desarrolla entre temperaturas de 330 a 365 K como se expone en la figura 13.

Figura 13. Temperatura de la corriente de alimento azeotrópico vs XETOH.



Fuente: Aspen HYSYS V9.0

Se puede observar que entre este rango de temperaturas es posible estimar el valor de la destrucción exergética como se observa en la tabla 15. La relación que se presenta es inversamente proporcional ya que entre menor temperatura se



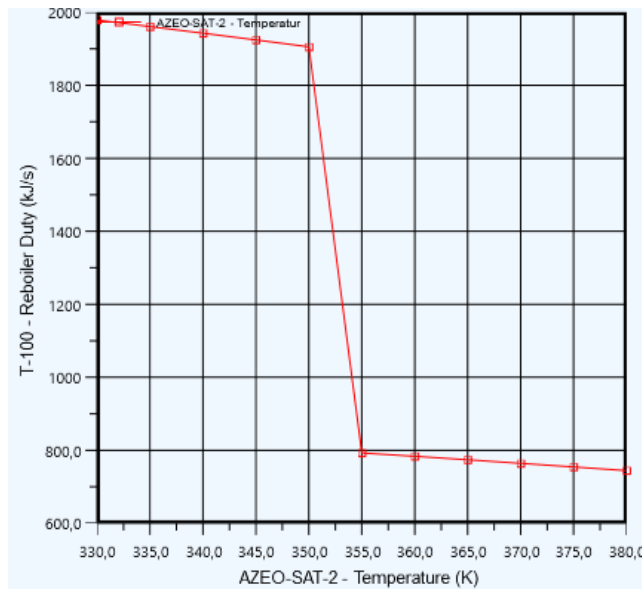
tenga en la corriente el trabajo perdido aumenta, presentado un notable cambio en el intervalo de 350 a 355 K donde los datos varían de 277,34 a 109,01 kJ/s.

Tabla 15. Temperatura de la etapa de alimentación azeotrópica en relación con el trabajo perdido.

T AZEO-SAT [K]	Fracción molar Etanol Anhidro	$\dot{W}_{perdido}$ kJ/s
330	0,9963516	289,368122
335	0,9963561	286,036801
340	0,9963522	282,967521
345	0,9963551	280,054138
350	0,9963557	277,343075
355	0,9954460	109,014372
360	0,9954136	107,722522
365	0,9953804	106,525016

La disminución del gasto energético ocurre puesto que al ingresar esta corriente a mayor temperatura se requiere menor calor en el rehervidor, siendo una de las fuentes donde se presenta mayor pérdida energética en el sistema, tal como se expone en la figura 14.

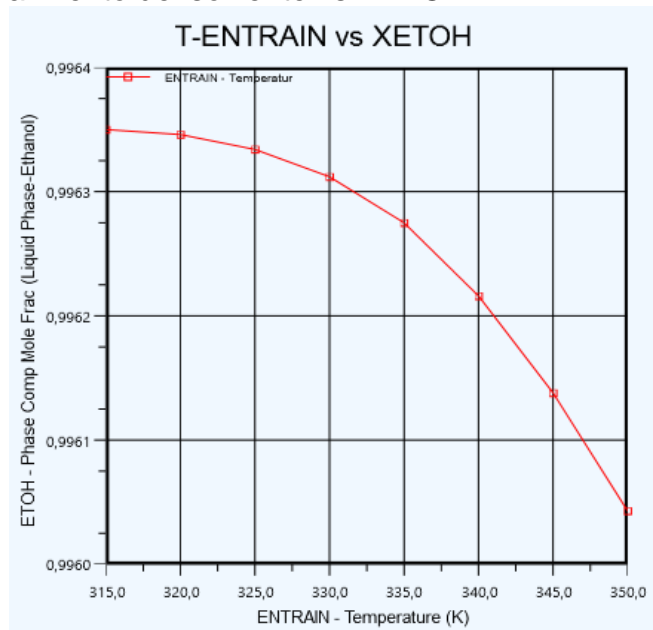
Figura 14. Temperatura de la corriente de alimento del azeótropo vs calor en el rehervidor.



Fuente: Aspen HYSYS V9.0

3.1.6 Temperatura de la corriente de alimentación del solvente. Por último se presenta la variación de la temperatura en la corriente de alimentación del solvente la cual se encuentra inicialmente a una temperatura de 316,1 K. Se elige una variación entre 315 a 350 K como se ilustra en la figura 15, la cual señala que entre menor temperatura mayor es el valor de la fracción molar del etanol anhidro. Cabe resaltar que al aumentar la temperatura se encuentra el bioetanol dentro de lo permitido para su mezcla con gasolina.

Figura 15. Temperatura de la corriente de alimento del solvente vs XETOH



Fuente: Aspen HYSYS V9.0

Al igual que las otras variables independientes se procede al cálculo del trabajo perdido como se presenta en la tabla 16. En esta se observa un comportamiento similar a la corriente de alimento azeotrópico en el cual al presentarse un incremento de temperatura se disminuye la destrucción exergética en la columna extractiva.

Tabla 16. Temperatura de la etapa de alimentación del solvente en relación con el trabajo perdido.

T ENTRAIN [K]	Fracción molar Etanol Anhidro	$\dot{W}_{perdido}$ kJ/s
315	0,996350	277,519464
320	0,996346	273,623682
325	0,996334	269,86682
330	0,996312	266,277256
335	0,996274	262,954469

Continuación tabla 16.

T ENTRAIN [K]	Fracción molar Etanol Anhidro	$\dot{W}_{perdido}$ kJ/s
340	0,996216	259,764298
345	0,996138	256,664682
350	0,996043	253,823728

El segundo equipo en presentar un valor alto en la pérdida de trabajo con 68,77 kJ/s es la columna de recuperación, para la cual no se le realiza un amplio análisis de sensibilidad debido a que la corriente de alimentación de esta corresponde a la corriente de fondos de la columna extractiva, la cual no presenta variables independientes. En consecuencia, el único análisis posible es la variación en la relación de reflujo que presentaría una disminución de la entropía generada menor al 1%.

### 3.2 MODIFICACIÓN DE VARIABLES

Previamente se presentó el análisis de sensibilidad para la columna extractiva en el que se observa que es posible generar modificaciones en 2 variables dependientes como lo son la relación de reflujo, y temperatura para las dos corrientes de alimento como se expone en la tabla 17. Sin embargo aunque cada una de estas representen una disminución en la destrucción exergética en la columna se debe considerar que esto influye en los demás equipos del esquema tecnológico, por este motivo es necesario la selección las variables independientes que mejor se ajusten al sistema.

Tabla 17. Valores de variables independientes en columna extractiva.

<b>Variables Independientes</b>	<b>Valores</b>
Reflujo	0,5
Numero de etapas	15
Temperatura alimentación AZEO-SAT [K]	360
Temperatura alimentación ENTRAIN [K]	320

Es así que se selecciona la relación de reflujo en 0,5 el número de etapas en 15 y por último la temperatura de la etapa de alimentación azeotrópica en 360 K las cuales proporcionan la mayor disminución de exergía destruida.

Inicialmente se desarrolla el análisis de sensibilidad modificando de manera independiente cada variable, lo que altera la pureza de destilado al implementarse estas simultáneamente en el esquema generando así que el sistema no converja debido a la especificación realizada en los grados de libertad. Para cumplir con el porcentaje deseado se modifica la etapa de alimentación del solvente al plato número 3, en donde se observa un leve incremento en la exergía destruida <1kJ/s que compensa la selección anteriormente descrita.

Cabe resaltar que la alteración de la última variable (temperatura de la alimentación del solvente) genera una reducción en el trabajo perdido de la columna extractiva, sin embargo esta incrementa la destrucción exergética en el mezclador en 3,40 kJ/s, siendo una alternativa poco viable para tenerla en consideración.

De acuerdo a lo anteriormente mencionado, se procede con la presentación de los resultados arrojados por la modificación de las variables respecto al esquema base, tal como se ilustra en la siguiente tabla.

Tabla 18. Trabajo perdido modificando variables.

	Porcentaje de $\sum \dot{W}_{perdido}$
$\dot{W}_{perdido}$ (Columna Extractiva)	43,53
$\dot{W}_{perdido}$ (Intercambiador de Calor)	23,98
$\dot{W}_{perdido}$ (Mezclador)	0,13
$\dot{W}_{perdido}$ (Columna Recuperación)	32,29
$\dot{W}_{perdido}$ (Bomba)	0,064
$\sum \dot{W}_{perdido}$	100

El equipo que presenta una mayor pérdida de trabajo (276,7 kJ/s) en las condiciones iniciales es la columna extractiva. Al realizar la implementación en la modificación de las variables se tiene que el valor de la pérdida energética se reduce a 93,58 kJ/s, es decir se presenta una reducción de 183,12 kJ siendo el 66,18%. La variable que mayor reducción produce es la temperatura de la alimentación azeotrópica para la cual se genera un aumento de 9°C, adicionalmente se expone un aumento de la generación de entropía en el intercambiador de calor de 26,62 kJ/s producido por el cambio en la variable anteriormente mencionada. De igual forma los otros equipos involucrados como la bomba, la columna recuperadora y el mezclador incrementan de forma leve su trabajo perdido (< 2kJ/s). Sin embargo el aumento de este valor en los equipos anteriormente mencionados es compensado por la disminución en la columna extractiva, al exponer que del total de trabajo perdido en el esquema tecnológico (370,71 kJ/s) se logra reducir este a 214,770 kJ/s resultando favorable para el sistema en la disminución de la destrucción exergética en un 42,01%.

Tabla 19. Comparación de pérdida de trabajo

	<i>Variables Originales [%]</i>	<i>Variables modificadas [%]</i>
$\dot{W}_{perdido}$ (Columna Extractiva)	74,66	43,53
$\dot{W}_{perdido}$ (Intercambiador de Calor)	6,72	23,98
$\dot{W}_{perdido}$ (Mezclador)	0,014	0,13
$\dot{W}_{perdido}$ (Columna Recuperación)	18,57	32,29
$\dot{W}_{perdido}$ (Bomba)	0,037	0,064
$\sum \dot{W}_{perdido}$	100	100

Se observa en la tabla 19 la comparación en porcentajes de los valores iniciales en el esquema tecnológico con los resultados obtenidos una vez realizada la modificación de las variables, en la cual como se menciona con anterioridad el dispositivo que presenta una disminución en el gasto energético es la columna extractiva, dicha reducción compensa el aumento en los demás equipos puesto que conlleva a que en todo el proceso la pérdida de trabajo sea menor. Es así que el análisis de segunda ley de la termodinámica permite conocer si hay pérdidas de trabajo y cuantificar dichas, siendo posible identificar donde se originan para de esta manera se llevó a cabo posibles mejoras con el fin de disminuir del gasto energético como se observó en el presente proyecto y con esto a su vez una reducción en el costo del proceso.

Se lleva a cabo a su vez el cálculo de las eficiencias de segunda ley de la termodinámica, como se expone en la tabla 20. En la cual se realiza una comparación entre la eficiencia de segunda ley calculada con anterioridad en el capítulo dos y la eficiencia con la modificación de las variables a partir del estudio de sensibilidad.

Tabla 20. Eficiencias de segunda ley de la termodinámica.

<i>EQUIPOS</i>	<i>Variables Originales</i>	<i>Variables Modificadas</i>
<i>Columna Extractiva</i>	0,3362	0,3409
<i>Columna de Recuperación</i>	0,1309	0,1307
<i>Intercambiador de Calor</i>	0,6947	7,610
<i>Mezclador</i>	1	1
<i>Bomba</i>	0,1928	0,1922

Se puede observar que las eficiencias de segunda ley de los equipos estudiados no presentan cambios significativos, pero cabe resaltar que la eficiencia de la columna presenta un aumento en comparación de la columna de recuperación y la bomba las cuales exponen una disminución de esta. Siendo esto consecuente con lo mencionado con antelación, puesto que al haber una disminución del trabajo

perdido significa que se está aprovechando en mayor medida el trabajo útil y genera el aumento en la misma, a diferencia de los otros dos equipos que aumentaron su exergía destruida lo que con lleva a la disminución de la eficiencia en donde el aprovechamiento de la exergía es menor. El mezclador sigue presentando una pérdida de trabajo menor a 1 kJ/s, lo cual mantiene su eficiencia de 1.

Por último se presenta la eficiencia de segunda ley del intercambiador de calor en donde una vez se implementan las respectivas modificaciones de variables arroja un valor de 7,610 siendo mayor al rango máximo que puede obtenerse de la eficiencia, es decir, la unidad. Esto expone que es necesario realizar una modificación al momento de implementar la expresión debido a que se presentan cambios por la temperatura, de manera tal que se requeriría que el flujo caliente ahora este en la parte superior de la expresión para que cumpla con el requisito anteriormente mencionado. Para evitar dichos inconvenientes se propone para futuras investigaciones el cálculo de esta por medio del coeficiente exergía utilizable, el cual considera la pérdida de exergía externa donde es importante que el ingeniero conozca las corrientes útiles y las residuales<sup>60</sup>.

---

<sup>60</sup> GHANNADZADEH, Op. cit. p. 97

#### 4. CONCLUSIONES

- Mediante la implementación de los balances de masa y energía en el esquema tecnológico para la producción de etanol anhidro a partir de un alimento azeotrópico de 27,78 mol/s a una presión a 101,3 kPa y 298,15 K, se obtuvo un flujo de 23,70 mol/s con un porcentaje en el destilado del etanol anhidro del 99,54%. A partir de la alimentación del solvente de 22,01 mol/s a una presión de 101,3 kPa y temperatura de 316,1 K, se generó un reciclo con una composición 99,93% de etilenglicol y flujo de 21,76 mol/s. De la misma forma se obtiene un gasto energético de 2214,059 kJ/s con base al balance de energía desarrollado para el sistema.
- La cuantificación del trabajo perdido en el esquema tecnológico se llevó a cabo por dos métodos con el propósito de comparar sus resultados, se obtuvo así que por medio del balance de entropía la pérdida de trabajo fue de 370,71 kJ/s y por balance de exergía de 370,59 kJ/s. La diferencia entre dichos se produjo posiblemente por el uso de las cifras significativas en el Spreadsheet de Aspen HYSYS v9.0.
- Se identificaron los equipos que presentaron mayor generación de entropía siendo estos en los que ocurre la separación de los compuestos junto con el requerimiento de suministro de calor, como lo son la columna extractiva con 276,7 kJ/s y la columna de recuperación 68,98 kJ/s, estos representaron el 74,64% y 18,58% de la pérdida total de trabajo del sistema respectivamente. El equipo con mayor aprovechamiento de trabajo útil fue el mezclador con una eficiencia de segunda ley de 100%, en contraste la columna de recuperación la cual reflejó el 13,09%, siendo el equipo de menor eficiencia.
- Para el análisis de sensibilidad en el equipo de mayor pérdida de trabajo útil, se seleccionaron dos variables de operación para el estudio. La relación de reflujo presentó un comportamiento proporcional respecto al trabajo perdido, contrario a la temperatura de las corrientes de alimentación, en donde se tuvo una tendencia inversamente proporcional a la exergía destruida. De esta manera la variable que reflejó una mayor disminución de dicha pérdida fue la temperatura de la corriente de alimento azeotrópico, pasando de 276,7 kJ/s y con una temperatura de 351,6 K a 107,7 kJ/s con un valor de 360 K. Cabe resaltar que las variables mencionadas se evaluaron de forma individual.
- Con base en el estudio de sensibilidad se seleccionaron las variables que permitieron una reducción en el trabajo perdido, escogiendo un aumento en la temperatura de alimentación azeotrópica a 360 K y una disminución en la relación de reflujo de 0,50. Al realizar dichas modificaciones se obtuvo como resultado una reducción de trabajo perdido en la columna extractiva en un 66,26%, teniendo una repercusión en los demás equipos menor a 2 kJ/s de

forma general. Este valor se compensa en la cuantificación del trabajo perdido en el esquema, presentando un total de 214,770 kJ/s.

- Se demostró la importancia de la implementación del análisis de segunda ley de la termodinámica puesto que permitió identificar los puntos del proceso en donde se originaron mayores pérdidas energéticas, destacándose la columna extractiva. A partir de esto se implementaron mejoras que conllevaron a la reducción de la generación de entropía en todo el sistema en un 42,01%, lográndose el objetivo principal de dicho análisis. De lo anterior se confirma la utilidad de la inclusión de este análisis en casos que pretenden disminuir la pérdida energética de un sistema u dispositivo, siendo posible con dichas disminuciones reducir los costos del proceso.



## 5. RECOMENDACIONES

- Continuar con la presente investigación realizando una optimización energética para el presente esquema, considerando la posible implementación de equipos.
- Implementar el análisis de exergía teniendo en cuenta tanto la exergía física como la química para el caso de estudio, especialmente en los procesos donde ocurre la separación del azeótropo y recuperación del solvente.
- Analizar el caso de estudio de la presente investigación desde el punto de vista de una minimización de entropía generada con la inclusión de conocer esta por etapas en las columnas de separación.

## BIBLIOGRAFÍA

AGUILAR, José. Curso básico de simulación de procesos con Aspen HYSYS 2006. [online]. AspenTech. (Brasil), 2006. [Citado el 8 Marzo 2018] Disponible en <https://sistemas.eel.usp.br/docentes/arquivos/5817066/93/CursoBasicodeSimulaciondeProcesosconAspenHysys2006.5.pdf>

ASPENTECH, Aspen Plus help. About sensitivity analysis [simulator process]: version 9.0. Bedford MA 01730. 2016.

BEJAN, Adrian. Advanced Engineering thermodynamics. 4ta ed. North Carolina: Wiley, 2016. 782p. ISBN 978-111-92-8104-7

Características climatológicas de ciudades principales y municipios turísticos [online]. Bogotá D.C: Instituto de Hidrología, Meteorología y Estudios Ambientales (IDEAM). [Consultado el 25 enero, 2018]. Disponible en: <http://www.ideam.gov.co/documents/21021/21789/1Sitios+turisticos2.pdf/cd4106e9-d608-4c29-91cc-16bee9151ddd>

CENGEL, Yunes y BOLES, Michael. Thermodynamic. 7 ed. New York: McGraw-Hill, 2011. 1041 p. ISBN 978-607-15-0743-3

COLOMBIA. MINISTERIO DE MINAS Y ENERGÍA. Decreto número 4892. (23, diciembre, 2011). Por el cual se dictan disposiciones aplicables al uso de alcoholes carburantes y biocombustibles para vehículos automotores. Bogotá, D.C: El Ministerio, 2011. 4p.

COLOMBIA. MINISTERIO DE MINAS Y ENERGIA. Resolución número 41369. (4, Diciembre, 2017). Por la cual se establece el ingreso al productor de alcohol carburante y del biocombustible para uso en motores diésel, que regirá a partir del 5 de diciembre de 2017. Bogotá, D.C: El Ministerio, 2017. 2p

COLOMBIA. MINISTERIO DE AMBIENTE Y DESARROLLO SOSTENIBLE Y MINISTERIO DE MINAS Y ENERGÍA. Resolución 0789 (20, Mayo, 2016) Por el que se modifica lo relacionado con los parámetros y requisitos de calidad del Etanol Anhidro Combustible y Etanol Anhidro Combustible Desnaturalizado utilizado como componente oxigenante de gasolinas y otras disposiciones. Bogotá D.C: El Ministerio, 2016. 9p.

DEMIREL, Yasar. Nonequilibrium thermodynamics. 3ed. Amsterdam: Elsevier, 2014. 768p. ISBN 978-0-444-59557-7

DINCER, Ibrahim y ROSEN, Marc. Exergy. Washington, DC: Elsevier, 2007. 459p

ELLIOTT, Richard y LIRA, Carl. Introductory chemical engineering thermodynamics. 2ed .New Jersey: Prentice Hall, 2012.934p. ISBN 978-0-13-606854-9.

GHANNADZADEH, Ali. Exergetic balances and analysis in a process simulator: a way to enhance process energy integration. Tesis de doctorado. Francia: Université de Toulouse, 2012. 215p.

GIL Iván; UYAZÁN Ana; AGUILAR Jaime; RODRÍGUEZ Gerardo y CAICEDO Luis. Simulation of etanol extractive distillation with a glycols mixture as entrainer. En: Mercosur Congress on Chemical Engineering. August, 2016.

GÓMEZ, Dante; GUTIÉRREZ, Ana; RANGEL, Víctor y RIVERO, Gabino. Comportamiento exergético de una torre de destilación productora de bioetanol. En: Memorias del XVII congreso internacional anual de la Somim. Septiembre, 2011. p 1119-1128.

HOWEL, John y BUCKIUS Richard. Principios de termodinámica para ingenieros. United States of America: McGraw-Hill, 1990. 733p. ISBN 0-07-079663-7.

INSTITUTO COLOMBIANO DE NORMAS TÉCNICAS Y CERTIFICACIÓN. Documentación. Presentación de tesis, trabajos de grado y otros trabajos de investigación. NTC 1486. Sexta actualización. Bogotá; El instituto, 2008.

\_\_\_\_\_. Referencias bibliográficas. Contenido, forma y estructura. NTC 5613. 2008.

\_\_\_\_\_. Referencias documentales para fuentes de información electrónicas. NTC 4490, 1998

KOTAS, Tadeusz. The exergy method of thermal plant analysis. London: Butterworths, 1985. 298p. ISBN 0-408-01350-8

KUMUR, Santosh; SINGH, Neetu y PRASAD, Ram. Anhydrous ethanol: A renewable source of energy. En: Renewable and Sustainable Energy Reviews. March, 2010, no.14, p. 1830-1844.

LIRA, Carl y ELLIOTT, Richard. Introductory chemical engineering thermodynamics. 2 ed. New York: Pearson Education Inc, 2012. 934p ISBN 978-0-13-606854-9

LOPEZ, Derly. Evaluación energética de esquemas tecnológicos para producción de etanol anhidro por destilación extractiva. Tesis de Pregrado. Bogotá D.C.: Fundación Universidad de América, 2017. 122p

LÓPEZ, Jimmy y LOZADA, Herlenny. Obtención de etanol anhidro a partir de un proceso de destilación con adición de electrolitos. Tesis de Pregrado. Manizales: Universidad Nacional de Colombia. Facultad de ingeniería y arquitectura. Departamento de Ingeniería Química, 2005. 77p

Mecánica de Fluidos: Tema 2. Impulsión de Fluidos. [online]. Martín R. Salcedo, R. Universidad de Alicante, 2011, Pag 4 [Consultado el 5 de Marzo, 2018]. Disponible en: [https://rua.ua.es/dspace/bitstream/10045/20299/4/tema2\\_impulsion.pdf](https://rua.ua.es/dspace/bitstream/10045/20299/4/tema2_impulsion.pdf)

MORAN, Michael; SHAPIRO, Howard; BOETTNER, Daisie y BAILEY, Margaret. Fundamentals of engineering thermodynamics. 8va ed. United States of America: Wiley, 2014. 1062p. ISBN 978-1-118-82044-5

OLIVEROS, Johan. Automatización y control regulatorio de una columna de destilación extractiva a nivel planta piloto para la producción de etanol anhidro. Tesis de Maestría. Bogotá D.C: Universidad nacional de Colombia. Facultad de ingeniería, 2011. 65p

Planta de Bioenergy ha producido 113.000 litro de etanol [online]. Bogotá D.C: El Espectador, 27, marzo, 2017. [Consultado el 25 enero, 2018]. Disponible en: <https://www.elespectador.com/economia/planta-de-bioenergy-ha-producido-113000-litros-de-etanol-articulo-686524>

PRAUSNITZ, John; LICHTENTHALER, Rudiger y AZEVEDO, Edmundo. Molecular thermodynamics of fluid-phase equilibria. Pearson Education, 1988. p.9-26

Producción y venta de alcohol carburante (Etanol) [online]. Bogotá, D.C: Federación nacional de Biocombustibles de Colombia [Consultado el 7 diciembre, 2017]. Disponible en: [http://www.fedebiocombustibles.com/estadistica-produccion-titulo-Alcohol\\_Carburante\\_\(Etanol\).htm](http://www.fedebiocombustibles.com/estadistica-produccion-titulo-Alcohol_Carburante_(Etanol).htm)

RAMIREZ, Juan; TOVAR, Nataly y CALVACHE, Jaime. Spreadsheet: Una poderosa herramienta dentro de Aspen HYSYS. En: Semilleros formación investigativa. Enero-Diciembre, 2016. Vol. 2 no.1, p.60-65.

REKLAITIS G y SCHNEIDER Daniel. Balances de materia y energía. México: Interamericana, 1986. 336p. ISBN 968-25-1146-1

ROBERT, Serth. Process Heat Transfer: Principles and Applications. 2 ed. Texas: Elsevier Science & Technology Books. 2007. 755p. ISBN 978-0-12-373588-1

RODRÍGUEZ, María y Quintero, Julián. Esquema tecnológico integral de la producción de bioetanol carburante. Trabajo de grado. Manizales: Universidad nacional de Colombia sede Manizales. Facultad de Ingeniería y Arquitectura, 2005. 144p.

SÁNCHEZ, Cesar; ARTURO, Jaime y CÁRDENAS, Andrés. Algoritmo etapa a etapa para la simulación de cascadas de extracción en fase líquida aplicando el modelo de equilibrio. En: EIA, Diciembre, 2009, no.12, p.39-58.

SCIUBBA, Enrico. A brief commented history of exergy from the beginnings to 2004. En: Int.J.of Thermodynamics. March, 2007, vol. 10 no.1, p. 1-26.

SEIDER, Warren; SEADER, J y LEWIN, Daniel. Product & Process Design Principles. 2ed, Pennsylvania: Wiley, 2003. 1122p.

SMITH, Joseph; VAN NESS, Hendrick; ABBOTT, Michael. Introducción a la termodinámica en ingeniería química. Traducido por Efrén Alatorre Miguel. 7 ed. México: McGraw-Hill, 2007. 804p. ISBN-10: 970-10-6147-0

UNITED STATED PATENT. Low energy extractive distillation process for producing anhydrous ethanol. Inventor: KNAPP, Jeffrey & DOHERTY, Michael. Int. CL: B01D 3/40. Fecha de solicitud: 29, Mayo, 1990. Estados Unidos. US 5035776 A. 30, Julio, 1991.

UYAZÁN Ana; GIL Iván; AGUILAR Jaime; RODRÍGUEZ Gerardo y CAICEDO Luis. Producción de alcohol carburante por destilación extractiva: Simulación del proceso con glicerol. En: Ingeniería e Investigación. Abril, 2006. vol. 26, no. 1.

VARGAS, Rosendo. Simulación y Control de una planta de destilación para producir Etanol Anhidro. Tesis de Maestría. Cuernavaca: Centro Nacional de Investigación y Desarrollo Tecnológico. Departamento de Ingeniería Mecatrónica, 2008. 160p