

**SIMULACIÓN Y ANÁLISIS EXERGÉTICO DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN
DUAL AZÚCAR ETANOL CASO COLOMBIANO**

DANIEL RICARDO BARRAGÁN NORIEGA

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

2014

**SIMULACIÓN Y ANÁLISIS EXERGÉTICO DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN
DUAL AZÚCAR ETANOL CASO COLOMBIANO**

DANIEL RICARDO BARRAGÁN NORIEGA

**Trabajo de grado presentado para optar al título de
Ingeniero Químico**

Director:

Dr.Sc. Viatcheslav Kafarov

Profesor Titular Universidad Industrial de Santander

Codirector

MSc. Xavier Isidro Pereira Hernández

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

2014

Este trabajo está dedicado a todos mis sobrinos, día a día me llenan de razones para intentar ser alguien ejemplar y dejar huellas dignas de seguir.

A Janna Valentína, sus lecciones diarias de paciencia y fe son invaluableles para mí.

A mi abuela Rosa, su fortaleza me asombra y su determinación me inspira.

AGRADECIMIENTOS

Agradezco a Dios, Padre y amigo fiel, por motivarme a ser mejor cada día y concederme las capacidades necesarias para afrontar los diversos retos de la vida.

Asimismo agradezco al Dr.Sc. Viatcheslav Kafarov por la oportunidad de emprender este proyecto, y a Viviana y Xavier por la confianza y apoyo brindados durante la realización del mismo.

También agradezco a la Universidad Industrial de Santander, especialmente a la Escuela de Ingeniería Química, por permitirme formar parte de esta excelente comunidad universitaria.

Agradezco a mis padres por todo el esfuerzo realizado para hacer de mí la persona que soy y apoyarme aun cuando no comprenden mis motivos, a mis hermanos por creer en mí, a mi hermano Oscar y mi buen amigo Edilson Reina por el apoyo incondicional que me han brindado y sin el cual habría resultado más difícil llevar a buen término esta etapa de la vida.

Finalmente agradezco a mis buenos amigos que me han enseñado el verdadero sentido de la amistad.

TABLA DE CONTENIDO

	Pag.
INTRODUCCIÓN	14
1. GENERALIDADES	15
1.1 Panorama Mundial.....	15
1.2 Caso Colombiano	17
1.3 Rutas de procesamiento para el Bioetanol	19
1.4 ANÁLISIS EXERGÉTICO	20
2. METODOLOGÍA	24
2.1 Revisión Bibliográfica.....	24
2.1.1 Toma de información	24
2.2 SIMULACIÓN.....	24
2.2.1 Modelo de propiedades termodinámicas	25
2.2.2 Desarrollo de las Etapas	25
MOLINOS	25
CLARIFICACIÓN	26
EVAPORACIÓN.....	26
CRISTALIZACIÓN	26
FERMENTACIÓN	27
Principales reacciones	28
Recirculación de Vinazas.....	28
DESTILACIÓN Y DESHIDRATACIÓN.....	28
2.3 ANÁLISIS EXERGÉTICO	29
2.4. INTEGRACIÓN ENERGÉTICA.....	33
3. ANÁLISIS DE RESULTADOS.....	35
3.1 SIMULACIÓN.....	35
MOLINOS	35
CLARIFICACIÓN	36

EVAPORACIÓN.....	36
CRISTALIZACIÓN	37
FERMENTACIÓN	38
DESTILACIÓN Y DESHIDRATACIÓN.....	39
3.2 ANALISIS EXERGÉTICO	42
3.3 INTEGRACIÓN ENERGÉTICA.....	44
4. CONCLUSIONES	46
REFERENCIA BIBLIOGRÁFICA	47
BIBLIOGRAFÍA.....	49
ANEXOS.....	52

LISTA DE FIGURAS

	Pag.
Figura 1. Producción mundial de bioetanol en los últimos años	15
Figura 2. Eficiencia energética en la producción de bioetanol	17
Figura 3. Producción de bioetanol en Colombia en los últimos años.....	19
Figura 4. Rutas de obtención de bioetanol.	19
Figura 5. Producción de azúcar y bioetanol a partir de caña de azúcar.	20
Figura 6. Etapa de Molinos	35
Figura 7. Clarificación del jugo diluido	36
Figura 8. Evaporación de efecto múltiple.....	37
Figura 9. Cristalización del azúcar	38
Figura 10. Fermentación de melaza	39
Figura 11. Destilación y deshidratación: Obtención de alcohol anhidro.....	40
Figura 12. Eficiencias exergéticas por etapas y global	42
Figura 13. Eficiencias exergéticas por etapas y global considerando el bagazo y la melaza como productos.....	43
Figura 14. Irreversibilidades por etapas y global.....	44
Figura 15. Requerimientos energéticos del proceso.....	45

LISTA DE TABLAS

	Pag.
Tabla 1. Plantas productoras de etanol en Colombia (2011)	17
Tabla 2. Datos de una corriente.....	30
Tabla 3. Rendimientos de ingenio y destilería	40

LISTA DE ANEXOS

	Pag.
ANEXO A. Selección del Modelo de propiedades termodinámicas	52
ANEXO B. Composición de la caña de azúcar	54
ANEXO C. Componentes empleados en la simulación	56
ANEXO D. Especificaciones de Molienda.....	57
ANEXO E. Configuración de Cristalizadores	58
ANEXO F. Parámetros de la Fermentación alcohólica	61
ANEXO G. Flujo molar.....	62
ANEXO H. Propiedades Termodinámicas	65
ANEXO I. Exergía de Corrientes.....	67

RESUMEN

TITULO: SIMULACIÓN Y ANÁLISIS EXERGÉTICO DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DUAL AZÚCAR ETANOL CASO COLOMBIANO*

AUTOR: DANIEL RICARDO BARRAGÁN NORIEGA**

PALABRAS CLAVES: AZÚCAR, BIOETANOL, BAGAZO DE CAÑA, MELAZA, EXERGÍA, ASPEN PLUS.

DESCRIPCIÓN: El objetivo de este trabajo fue evaluar la producción dual de azúcar - etanol en Colombia mediante la metodología de análisis exergético, con el fin de determinar las etapas del proceso a mejorar de acuerdo a los principios termodinámicos. Mediante el software Aspen Plus v7.1 se simuló el proceso por etapas, siendo éstas Molinos, Clarificación, Evaporación, Cristalización, Fermentación y Destilación - Deshidratación. Se tomó una base de cálculo de 38 ton/h de caña de azúcar. Una vez concluida y revisada la simulación, se realizó el análisis exergético con base en los resultados del simulador mediante la hoja de cálculo Microsoft Excel 2010. De la simulación se obtuvo 4436 kg/h de azúcar crudo y 1506,44 kg/h de melaza correspondientes a la producción de azúcar y 511,6 kg/h de bioetanol correspondientes a la destilería. El requerimiento energético de calentamiento del proceso fue de 19082 MJ/h sin integración energética y 6579 MJ/h con integración energética. El requerimiento energético de enfriamiento del proceso fue de 71841 MJ/h y 59339 MJ/h sin y con integración energética, respectivamente. De los resultados del análisis exergético se estableció a la molienda como la etapa más eficiente con 99,94 % de eficiencia exergética, mientras la menos eficiente fue la destilación con una eficiencia exergética de 64,49 %. El proceso global tuvo una eficiencia exergética del 93 % y las irreversibilidades totales fueron de 17,3 MJ/kg de etanol.

*Tesis de Pregrado

** Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química

Director: Dr.Sc. Viatcheslav Kafarov Co-director: MSc. Xavier Isidro Pereira Hernández

ABSTRACT

TITLE: SIMULATION AND EXERGETIC ANALYSIS OF THE SUGAR-ETHANOL DUAL PRODUCTION PROCESS: COLOMBIAN CASE*

AUTHOR: DANIEL RICARDO BARRAGÁN NORIEGA**

KEYWORDS: SUGAR, BIOETHANOL, SUGARCANE BAGASSE, MOLASSES, EXERGY, ASPEN PLUS

DESCRIPTION: The aim of this work was to evaluate the sugar-ethanol dual production process in Colombia using the exergetic analysis methodology with the objective of determining the process stages that need improvement according to thermodynamic principles. The process, was simulated utilizing the software Aspen Plus v7.1. The stages simulated were Milling, Clarification, Evaporation, Crystallization, Fermentation and Distillation - Dehydration. A calculation basis of 38 ton/h of sugarcane was established. Consequently, taking into account the results provided by Aspen Plus, the exergetic analysis was carried out using the spreadsheet Microsoft Excel 2010. The main results are as follows: 4436 kg/h of raw sugar and 1506.44 kg/h of molasses corresponding to sugar production and 511.6 kg/h of bioethanol corresponding to distillery. The process heating services were 19082 MJ/h without energetic integration and 6579 MJ/h with energetic integration. The process cooling services were 71841 MJ/h and 59339 MJ/h without and with energetic integration, respectively. Considering the exergetic analysis, the Milling was the most efficient stage (exergetic efficiency equal to 99.94 %), conversely, the least efficient stage was the Distillation (exergetic efficiency equal to 64.49 %). The global process had an exergetic efficiency equivalent to 93 % and the total irreversibilities amounted to 17.3 MJ/kg of ethanol.

INTRODUCCIÓN

Con el auge de los biocombustibles en Colombia, aumentando paulatinamente las metas de su producción [1] también incrementa la responsabilidad ecológica y social de la ingeniería involucrada en este proceso. En años anteriores se han realizado simulaciones de la producción de bioetanol, con el propósito de obtener mayor comprensión del proceso [2]–[5]. El objetivo del trabajo de Ramírez Novoa fue obtener una mayor integración entre la producción de azúcar y la de etanol, teniendo en cuenta que inicialmente cada proceso fue diseñado por separado. Pérez Cáceres investigó sobre la reducción en el consumo de vapor en un ingenio que incluye destilería de bioetanol mediante la metodología de análisis Pinch. Por su parte Morales Pérez trabajó sobre la producción de azúcar sin contemplar la producción de bioetanol.

El análisis energético es una metodología que permite cuantificar la energía utilizada en un proceso a evaluar sin tener en cuenta su calidad y por ende, su impacto sobre el medio ambiente. Si bien la productividad económica marcó el camino histórico de la ingeniería, el agotamiento de los recursos naturales no renovables y el cambio climático han resaltado la importancia de la sostenibilidad y el impacto de los procesos realizados por el hombre sobre el medio ambiente; es en este punto cuando el análisis exergético cobra importancia.

Con miras a llenar ese vacío de información referente a exergía en la producción de bioetanol a partir de subproductos de la industria azucarera, se ha planteado el presente proyecto de investigación. El análisis exergético brinda resultados confiables en la medida que se conozcan con detalle las propiedades termodinámicas de las corrientes del proceso, razón por la cual se propone una simulación en estado estable como fuente fiable y flexible de tal información, teniendo como respaldo información proporcionada por un ingenio azucarero colombiano y datos oficiales reportados por la industria nacional e internacional.

1. GENERALIDADES

1.1 Panorama Mundial

La producción global de bioetanol durante el 2012 fue de 82567 millones de litros, un 2,43% menos que para el 2011. El liderazgo de la producción es mantenido por Estados Unidos con 50346 millones de litros y Brasil con 21111 millones de litros, aportando en conjunto el 86,54% de la producción total. La actividad de los principales países productores de bioetanol y su aporte a la producción total en años recientes se compila en la figura 1 [6], [7].

La reducción en la producción en Estados Unidos de 2011 a 2012 es la principal causa de la reducción en la producción global de bioetanol en ese mismo período [6], [7].

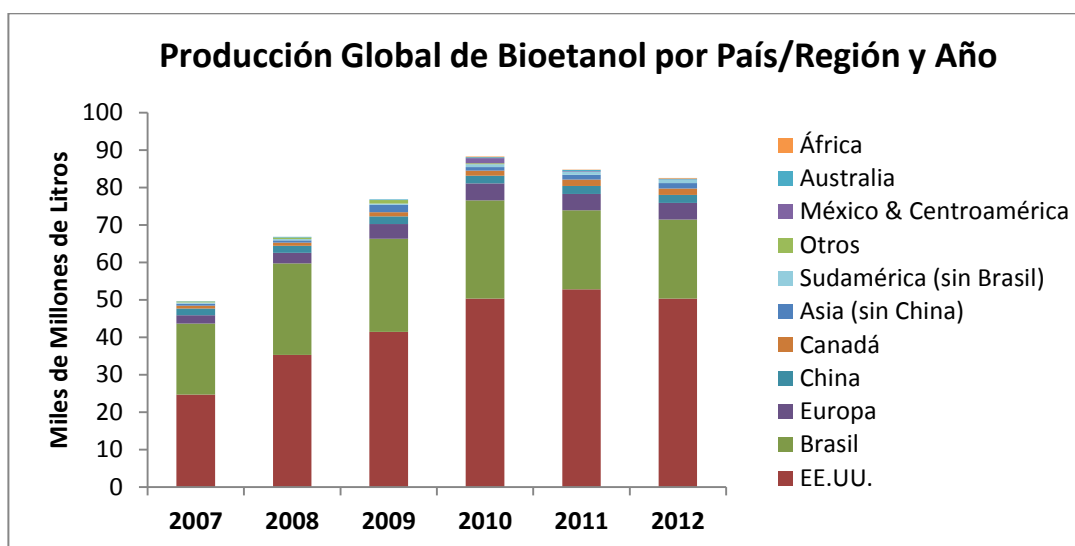


Figura 1. Producción mundial de bioetanol en los últimos años. Fuente:[6]–[11]

La producción de bioetanol en Estados Unidos emplea el maíz como materia prima. Por cada bushel de maíz (56 lb) se obtienen 2,8 gal de etanol, con un

rendimiento de 1,9 a 2,3 unidades de energía para el consumo por unidad de energía invertida en la producción. Se manejan principalmente mezclas E10 (10% etanol) y E15 (15% etanol), siendo la primera la más difundida y la segunda empleada en vehículos de combustible flexible o FFVs. Los FFVs pueden emplear mezclas con hasta 85% de etanol llamadas E85 [12].

Por su parte en Brasil, la producción de bioetanol se realiza principalmente a partir de la caña de azúcar; con rendimientos de 100 kg de azúcar y 23 litros de bioetanol hidratado por tonelada de caña procesada, y 86 litros de etanol hidratado en destilerías autónomas. En Brasil son más comunes las mezclas de combustible vehicular con mayor porcentaje de etanol, hasta un 85% (E85). Recientemente también se está fomentando el uso de bioetanol como combustible alternativo para aeronaves de pequeña envergadura [13].

La eficiencia energética en términos de energía producida por el biocombustible en relación a la energía requerida para obtenerlo, es muy favorable a la caña de azúcar como materia prima, superando muy de lejos la productividad del maíz (principal materia prima en EE.UU., mayor productor y consumidor de bioetanol) como se aprecia en la figura 4. Colombia tiene un gran potencial al utilizar la caña de azúcar como materia prima dado el rendimiento promedio de 114 ton caña/ha [14].

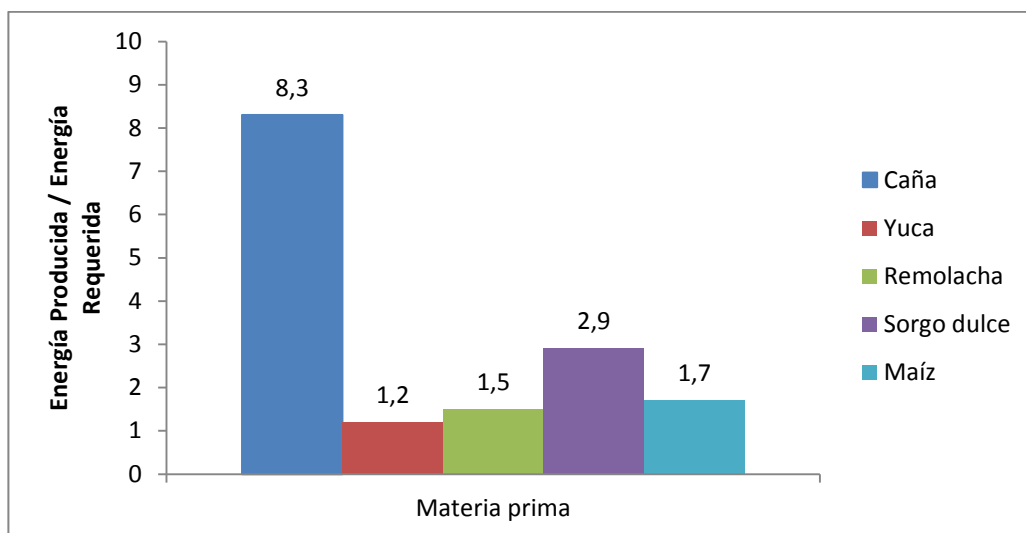


Figura 2. Eficiencia energética en la producción de bioetanol. Fuente: Ministerio de Minas y Energía [15]

1.2 Caso Colombiano

En Colombia, la caña azucarera es utilizada como materia prima. Geográficamente la producción se concentra en el valle del río Cauca, en los departamentos de Valle del Cauca y Cauca. En la tabla 1 se compila la distribución de las plantas productoras de bioetanol en Colombia, y se resalta la generación de empleo directo e indirecto.

Tabla 1. Plantas productoras de etanol en Colombia (2011)

Departamento	Area sembrada (ha)	Capacidad instalada		Empleos Industriales	Empleos en la Cadena
		Molienda de caña (Ton/día)	Etanol (L/día)		
Valle del Cauca	100 153	28 000	800 000	2 121	59 388
Cauca	24 630	14 000	350 000	987	27 636
Risaralda	2 886	5 000	100 000	476	13 328
Meta	1 200	N/A	25 000	240	480

Departamento	Area sembrada (ha)	Capacidad instalada		Empleos Industriales	Empleos en la Cadena
		Molienda de caña (Ton/día)	Etanol (L/día)		
Caldas	3 304	*	*	*	*
TOTAL	132 173	47 000	1 250 000	3 824	100 832

Fuente: [16]

En Colombia se adoptó el E10 para la introducción en el mercado del uso de etanol en mezclas con gasolina. Sin embargo, la no satisfacción de la demanda ha llevado a modificar la legislación sobre la mezcla de combustibles a E8. A junio de 2013 la mezcla E8 ya era distribuida en todo el país [14].

Una prueba realizada por un grupo de trabajo conformado por investigadores de la Universidad Pedagógica de Pereira, la Dirección de Hidrocarburos del Ministerio de Minas y Energía, el ICP y el Departamento de Biocombustibles de Ecopetrol determinó la viabilidad del uso de una mezcla E20 [17].

La producción de bioetanol en Colombia pasó de 241 millones de litros en 2008 a 362 millones de litros durante el 2012, como se muestra en la figura 2, obteniéndose un aumento del 50,2% en tan sólo cuatro años [18].

El rendimiento promedio de bioetanol en Colombia es de 75 L por tonelada de caña destinada a la producción del alcohol [16].

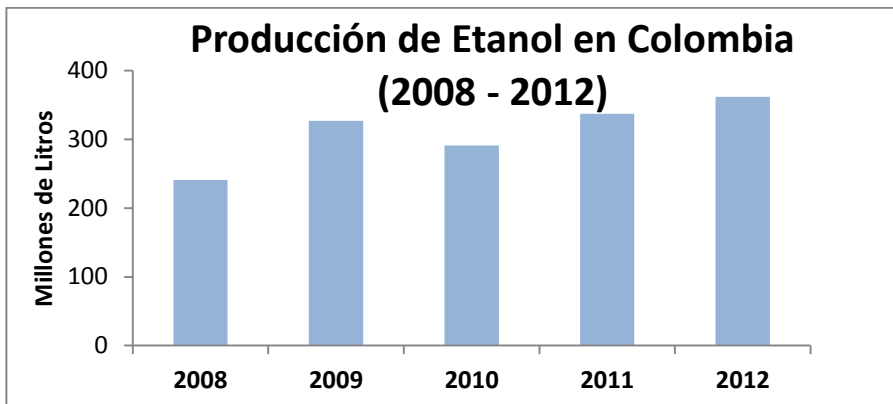


Figura 3. Producción de bioetanol en Colombia en los últimos años. Fuente: [18]

1.3 Rutas de procesamiento para el Bioetanol

El bioetanol se origina mediante la fermentación anaerobia de azúcares, los cuales se pueden obtener directa o indirectamente de diferentes materias primas. La figura 3 muestra la rutas tecnológicas del bioetanol según la materia prima.

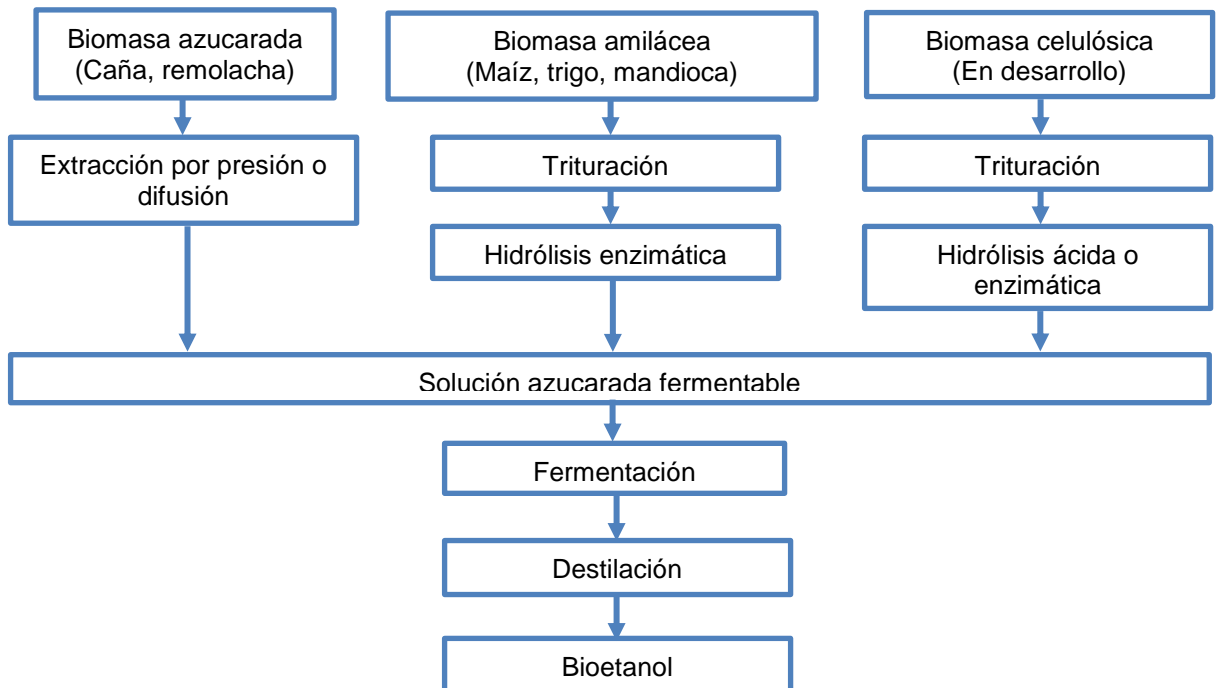


Figura 4. Rutas de obtención de bioetanol. Fuente: Elaboración de Luiz Augusto Horta Nogueira [13]

La figura 5 muestra un esquema general de la producción en Colombia de azúcar y bioetanol a partir de la caña azucarera.

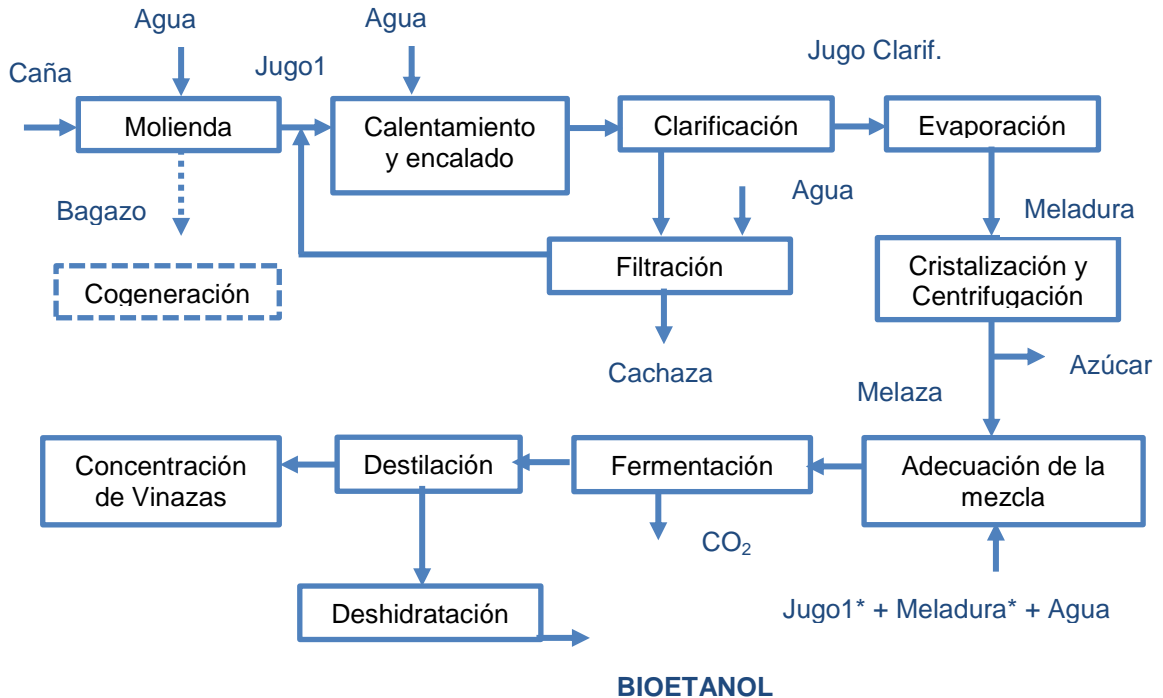


Figura 5. Producción de azúcar y bioetanol a partir de caña de azúcar. Fuente: AUTOR (Basado en elaboraciones de varios autores, como Seabra (2008) [13])

***; - - - - : Opcionales**

1.4 ANÁLISIS EXERGÉTICO

La exergía de un sistema es definida como el máximo trabajo realizable por el conjunto del sistema y un estado de referencia específico (habitualmente el medio ambiente), hasta que el sistema llega al equilibrio con el estado de referencia [19] [20]. Mientras la energía se conserva para todos los procesos, conforme a la primera ley de la termodinámica, la exergía sólo se conserva en los procesos reversibles, de acuerdo a la segunda ley de la termodinámica. La exergía es una medida de cantidad y calidad, mientras la energía es medida sólo de cantidad.

La exergía se caracteriza por ser conservada sólo cuando todos los procesos realizados entre un sistema y el medio ambiente son reversibles. De tal manera, la exergía es destruida cuando los procesos son irreversibles [19].

El análisis exergético permite cuantificar las imperfecciones termodinámicas como destrucciones de exergía, las cuales representan pérdidas en la calidad de la energía. Al igual que la energía, la exergía puede ser transportada a través de los límites del sistema [19].

Cada tipo de transferencia de energía tiene asociado un correspondiente tipo de transferencia de exergía.

La transferencia de exergía asociada al trabajo es igual al trabajo. La transferencia de exergía asociada a la transferencia de calor depende de la temperatura a la que ocurre en relación a la temperatura del medio ambiente [19].

La exergía de flujo de materia Ex_{flow} puede expresarse en términos de componentes físico Ex_{ph} , químico Ex_{ch} , cinético Ex_{kin} y potencial Ex_{pot} así:

$$Ex_{flow} = Ex_{ph} + Ex_{ch} + Ex_{kin} + Ex_{pot} \quad (1)$$

Los componentes cinético y potencial suelen tener un efecto tan diminuto que se desprecian, quedando entonces los componentes físico y químico, calculados con las siguientes ecuaciones:

$$Ex_{ph} = m \sum_i (f m_i ((h - h_0) - T_0(s - s_0))) \quad (2)$$

$$Ex_{ch} = n \sum_i (x_i E_{ch,i}^* + RT_0 x_i \ln(x_i)) \quad (3)$$

Donde

n: flujo molar de la corriente

m : flujo másico de la corriente

x_i : fracción molar del componente i en la corriente

fm_i : fracción másica del componente i en la corriente

E_{ch}^* : Exergía química específica de cada componente

T_0 : Temperatura del estado de referencia

h : entalpía del componente i

h_0 : entalpía del componente i a las condiciones de referencia

s : entropía del componente i

s_0 : entropía del componente i a las condiciones de referencia

El anexo C recopila información de exergía química específica para los componentes empleados en la simulación.

La transferencia de exergía asociada con el trabajo, así como la asociada con la electricidad toma el valor de la energía [19], [20].

$$Ex_W = W \quad (4)$$

La exergía asociada a energía térmica se estima mediante la siguiente ecuación:

$$Ex_Q = \left(1 - \frac{T_0}{T}\right) Q \quad (5)$$

Siendo $\left(1 - \frac{T_0}{T}\right)$ la eficiencia de Carnot

Q : El calor transferido

T : Temperatura de la masa de control

T_0 : Temperatura del estado de referencia

La irreversibilidad de un equipo, de una etapa y del proceso global se obtiene mediante un balance exergético como el mostrado en la ecuación siguiente:

$$I_{1,2} = Ex_{Corriente.Entran} - Ex_{Corriente.Salen} + (Ex_Q)_{1,2} - (Ex_W)_{1,2} \quad (6)$$

La eficiencia de las etapas es calculada con la ecuación (7)

$$Ef_{Etapa} = \frac{Ex_{Productos} + (Ex_W)_{1,2}}{Ex_{Corriente.Entran} + (Ex_Q)_{1,2}} \quad (7)$$

2. METODOLOGÍA

2.1 Revisión Bibliográfica

Se realizó una amplia revisión bibliográfica de la producción de azúcar y bioetanol a nivel mundial teniendo en cuenta fuentes de información como: Proalcohol, UNICA, RFA.

En el caso Colombiano, se revisaron fuentes como: Cenicaña, Fedebiocombustibles, Ministerio de Minas y Energías, e Información suministrada por ingenios azucareros de la región del valle del Cauca.

2.1.1 Toma de información

De acuerdo con la información obtenida, se planteó un modelo matemático en estado estacionario, tomando como caso de estudio un Ingenio Colombiano (Producción Azúcar-Etanol). La información referente a condiciones de operación, base de cálculo, rendimientos, características de equipos se basó en un estudio previo que realizó el grupo de investigación CIDES en conjunto con Cenicaña y Colciencias denominado “Optimización del proceso dual de producción simultánea (azúcar – etanol) y desarrollo de los nuevos procesos de producción de bioetanol combustible”.

2.2 SIMULACIÓN

La simulación de producción dual azúcar-etanol a partir de caña de azúcar se realizó mediante el software especializado Aspen Plus®, en estado estacionario tomando una base de cálculo de 38 Ton/h de caña limpia y lista para procesar.

El proceso se representó por etapas (llamadas Jerarquías por el simulador), esto permitió una estructura definida para el desarrollo de la simulación y su posterior análisis. Las etapas propuestas fueron Molinos, Clarificación, Evaporación, Tachos (Cristalización), Fermentación y Destilación (incluyendo Deshidratación).

2.2.1 Modelo de propiedades termodinámicas

Para la selección del modelo de propiedades termodinámicas se analizaron las estimaciones del punto de ebullición para soluciones acuosas de sacarosa y de etanol obtenidas con los métodos NRTL, UNIQUAC, y PENG-ROBINSON.

El modelo empleado en la simulación fue NRTL (Non Random Two Liquid). Los detalles sobre la selección del modelo de propiedades termodinámicas fueron tratados en el Anexo A.

2.2.2 Desarrollo de las Etapas

MOLINOS

La configuración de molienda se basó en un arreglo de cinco molinos de rodillos, operando en cascada y bajo el principio de imbibición compuesta. La caña ingresa al primer molino junto al jugo extraído en el siguiente molino. Se adiciona agua a 90 °C al bagazo que ingresa al quinto molino, en una relación de 0,3189 kg agua / kg caña.

La caña es alimentada a 38 Ton/h y se mezcla con el jugo proveniente del molino 2, mezcla que ingresa al molino 1. De lo resultante del molino 1 se obtiene el jugo diluido (corriente de interés), el bagazo restante continúa su paso hacia el molino 2 una vez se mezcla con el jugo proveniente del siguiente molino. Este procedimiento se repite en los molinos 3 y 4. Al molino 5 ingresa el bagazo del

paso anterior mezclado con agua de imbibición, obteniéndose un jugo bastante diluido que se dirige al molino anterior, y finalmente sale el bagazo total (subproducto de la molienda).

CLARIFICACIÓN

El jugo diluido una vez tratado con una solución diluida de óxido de calcio (ppm) es calentado a 85°C, mezclado con una corriente proveniente de la siguiente etapa, y calentado nuevamente hasta 100°C, para luego de recibir una dosis de floculante ser clarificado con ayuda de un decantador. A la cachaza resultante (precipitado) se le adiciona agua y bagacillo con la finalidad de recuperar una porción adicional de jugo que es adicionado a la corriente principal de jugo a clarificar.

EVAPORACIÓN

La Evaporación se estructuró como un arreglo de cinco evaporadores llamado de efecto múltiple, quíntuple efecto para este caso. El calor del vapor retirado en cada evaporador se inyecta al siguiente hasta llegar al quinto. La corriente obtenida, llamada meladura, contiene la misma cantidad de sacarosa que el jugo clarificado pero con una reducción de agua del 88,6%. La meladura es tratada con floculante y se clarifica antes de pasar a la siguiente etapa. Las espumas retiradas a la meladura son recirculadas a la etapa de Clarificación.

CRISTALIZACIÓN

La etapa definitiva para la producción de azúcar es la cristalización, llamada Tachos en la simulación. Su configuración se basó en tres tachos principales (1, 2 y 3) y dos cristalizadores auxiliares (P y D), operando todos al vacío. La meladura clarificada ingresa al tacho 1 junto a la semilla B que consiste en pequeños

cristales de azúcar, alrededor de los cuales cristaliza la sacarosa presente en la meladura obteniéndose magma A, que al ser llevado a una centrifuga se separa la miel A (parte líquida) del azúcar (parte sólida) que es el producto de interés.

El 98% de la miel A pasa al tacho 2 al cual también ingresa semilla C, formándose pequeños cristales que al separarse por centrifugación de la miel B serán la semilla B alimentada al primer tacho; el 2% de miel A restante va al cristalizador P. De igual manera, el 98% de la miel B pasa al tacho 3, repartiéndose equitativamente lo restante entre los dos cristalizadores auxiliares. Al cristalizador P ingresa el 2% restante de miel A y el 1% de miel B para formar magma P con unos cristales muy pequeños, que pasa al cristalizador D junto al 1% restante de miel B. En el cristalizador D se forma magma D, que contiene cristales muy finos de sacarosa que servirán de semilla al tacho 3. Finalmente, del tacho 3 sale magma C del cual se separa la semilla C ingresada al tacho 2, y el subproducto resultante es llamado miel final o melaza.

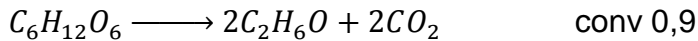
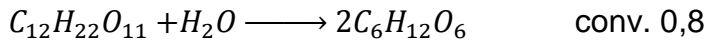
FERMENTACIÓN

La producción de bioetanol se realiza a partir de la melaza o miel final, mediante la fermentación de su contenido de azúcares.

La fermentación es la etapa fundamental para la obtención de bioetanol. Si bien éste es un proceso biológico que implica la interacción de cierto tipo de microorganismos como *saccharomyces cerevisiae* o *zymomonas mobilis*, con el fin de simplificar su simulación se representó mediante dos reacciones principales y otras secundarias de menor impacto sobre el consumo de masa pero indispensables para dar sentido al posterior proceso de separación.

Principales reacciones

La fermentación ocurre a 32°C y puede representarse mediante las dos siguientes reacciones principales:



Recirculación de Vinazas

Parte de los azúcares presentes en la mezcla de fermentación no logran ser convertidos en el producto de interés, a saber el etanol, ni en productos secundarios. La cantidad de azúcares no fermentados continúan en el vino camino a la destilación, etapa siguiente, donde salen del proceso en la corriente llamada vinazas. En Colombia las vinazas suelen utilizarse como fertilizante para el suelo. Sin embargo, en concordancia con la tecnología adoptada, Praj-Delta T, una fracción es recirculada a la fermentación para aprovechar su contenido de azúcares a razón de 70% [14].

DESTILACIÓN Y DESHIDRATACIÓN

La destilación se conformó de tres columnas de destilación, desgasificadora, rectificadora y separadora de aldehídos. Al vino obtenido en la fermentación le es retirado el dióxido de carbono y pasa a la columna desgasificadora para obtener vinaza diluida (87% agua) como producto de fondo, un destilado que es llevado a la columna de aldehídos y una corriente lateral que se envía a la columna rectificadora. De ésta última torre se obtiene un producto de fondo llamado flemazas y alcohol rectificado como destilado.

La deshidratación se consideró como una etapa interna en la destilación y se realiza mediante la tecnología de tamices moleculares.

El alcohol rectificado es el etanol hidratado que se envía a los tamices moleculares para retirar agua hasta cumplir con las especificaciones del alcohol carburante, un mínimo de 99,5 % v/v.

2.3 ANÁLISIS EXERGÉTICO

Concluida la simulación del proceso y comparados los resultados con los indicadores reportados por la industria para determinar su fiabilidad, el paso siguiente fue el análisis exergético. El estado de referencia fue caracterizado por una temperatura de 25°C y una presión de 1 atm.

El balance de exergía planteado en la ecuación (1) de la sección 1.4 fue realizado para cada dispositivo, cada etapa, y finalmente para el proceso global. De tal manera, se determinaron las irreversibilidades y eficiencias exergéticas de la producción de azúcar y bioetanol.

Los componentes de exergía física, química, térmica y de trabajo fueron calculados de acuerdo a las ecuaciones (2) y (3) de la sección 1.4 y teniendo en cuenta las consideraciones indicadas en esa sección.

Para el cálculo de la exergía química se emplearon los valores de exergía química específica de cada componente recopilados en el anexo C.

El simulador se configuró para reportar flujos másicos y molares de las corrientes, y los valores de entalpía y entropía de los componentes de cada corriente a las condiciones de operación y a las condiciones de referencia; las corrientes fueron consideradas como soluciones ideales para calcular sus entalpías y entropías a

partir de sus componentes. Las entalpías y entropías de referencia para las corrientes con contenido de vapor se recalcularon con base en una corriente con la misma composición y fracción de vapor igual a 0 (cero).

A continuación un cálculo de ejemplo para la exergía de una corriente y un equipo.

La tabla 2 reúne datos necesarios de una corriente para el cálculo de su exergía.

Tabla 2. Datos de una corriente obtenidos de Aspen Plus

Componente	Flujo másico (kg/h)	Fracción másica	Flujo molar (kmol/h)	Fracción molar	h (kJ/h)	h° (kJ/h)	s (kJ/h.K)	s° (kJ/h.K)
Agua	31476,93	0,8382	1747,235	0,989	-15821,9	-15857,8	-8,9	-9,0
Sacarosa	5569,85	0,1483	16,272	0,009	-10770,1	-10781,3	-21,5	-21,5
Celulosa	506,98	0,0135	3,127	0,002	-6010,7	-6021,6	-20,16	-20,2

Donde:

h = entalpía

h° = entalpía de referencia

s = entropía

s° = entropía de referencia

La exergía química de los componentes se calculó de acuerdo a la ecuación (3) de la sección 1.4 y así mismo la exergía química de la corriente. Los valores de exergía específica $E_{ch,*}$ de los componentes se encuentran listados en la tabla C.1 del anexo C.

Exergía química de los componentes de una corriente:

$$Ex_{ch,i} = x_i(E_{ch,*} + RT_0 \ln(x_i))$$

$$Ex_{ch.Agua} = 0,989 \left(\frac{0,9005KJ}{mol} + \frac{8,314J}{mol.K} \cdot \frac{1}{1000} * 298,15K * \ln(0,989) \right) * \frac{1000mol}{Kmol}$$

$$Ex_{ch.Agua} = 863,54 \frac{KJ}{Kmol}$$

$$Ex_{ch.Sacarosa} = 0,009 \left(\frac{6007,8KJ}{mol} + \frac{8,314J}{mol \cdot K} \cdot \frac{1}{1000} * 298,15K * \ln(0,009) \right) * \frac{1000mol}{Kmol}$$

$$Ex_{ch.Sacarosa} = 55228,64 \frac{KJ}{Kmol}$$

$$Ex_{ch.Celulosa} = 0,002 \left(\frac{3404,43KJ}{mol} + \frac{8,314J}{mol \cdot K} \cdot \frac{1}{1000} * 298,15K * \ln(0,002) \right) * \frac{1000mol}{Kmol}$$

$$Ex_{ch.Celulosa} = 5997,59 \frac{KJ}{Kmol}$$

Exergía química de la corriente:

$$Ex_{ch} = n \sum_i (x_i E_{ch,i}^* + RT_0 x_i \ln(x_i))$$

$$Ex_{ch.Corriente} = (1747,235 + 16,272 + 3,127) \frac{Kmol}{h} * (863,54 + 55228,64 + 5997,59) \frac{KJ}{Kmol}$$

$$Ex_{ch.Corriente} = 109689880,3 \text{ kJ/h}$$

La exergía física de la corriente se calculó como lo indica la ecuación (2) de la sección 1.4.

Exergía física de los componentes de una corriente:

$$Ex_{ph,i} = fm_i ((h - h_0) - T_0(s - s_0))$$

$$Ex_{ph.Agua} = 0,8382((-15821,9 - (-15857,8)) - 298,15(-8,91 - (-9,03)))$$

$$Ex_{ph.Agua} = 0,71466 \text{ KJ/Kg}$$

$$Ex_{ph.Sacarosa} = 0,1483((-10770,1 - (-10781,3)) - 298,15(-21,5 - (-21,54)))$$

$$Ex_{ph.Sacarosa} = -0,07758 \text{ KJ/Kg}$$

$$Ex_{ph.Celulosa} = 0,0135((-6010,7 - (-6021,6)) - 298,15(-20,16 - (-20,20)))$$

$$Ex_{ph.Celulosa} = 0,0022 \text{ KJ/Kg}$$

Exergía física de la corriente:

$$Ex_{ph} = m \sum_i (x_i ((h - h_0) - T_0(s - s_0)))$$

$$Ex_{ph.Corriente} = (31476,93 + 5569,85 + 506,98) \frac{Kg}{h} (0,71466 + (-0,07758) + 0,0022) \frac{KJ}{Kg}$$

$$Ex_{ph.Coriiente} = 24008,23 \text{ kJ/h}$$

La exergía de la corriente viene a ser la suma de los componentes físico y químico, así:

$$Ex_{Corriente} = Ex_{ch.Coriiente} + Ex_{ph.Coriiente}$$

$$Ex_{Corriente} = (109689880,3 + 24008,23) \text{ kJ/h}$$

$$Ex_{Corriente} = 109713888,5 \text{ kJ/h}$$

Irreversibilidades de equipos:

Para determinar la irreversibilidad de un equipo fue necesario calcular las exergías de todas las corrientes que entran y salen del mismo mediante el procedimiento anterior. De igual manera se calculó la exergía térmica y la de trabajo como lo indican las ecuaciones (4) y (5) de la sección 1.4. Finalmente se realizó un balance exergético para el equipo como el planteado en la sección 1.4

$$I_{Equipo} = Ex_{Corriente.Entran} - Ex_{Corriente.Salen} + Ex_Q - Ex_W$$

Irreversibilidades de etapa y global:

Para determinar las irreversibilidades totales de una etapa se analizaron dos enfoques aplicables.

1. Etapa como caja negra:

Considerando la etapa como una caja negra se requieren las exergías térmicas y de trabajo de todos los equipos y las exergías de flujo de las corrientes que entran y salen de la etapa, sin necesidad de evaluar las exergías de flujo de las corrientes intermedias.

2. Etapa como suma de equipos:

Si se considera la etapa como la suma de los equipos que la componen la irreversibilidad total es la sumatoria de las irreversibilidades de los equipos. En este caso sí es necesario evaluar las exergías de flujo de todas las corrientes.

Aunque el segundo enfoque requiere de más cálculos, fue el elegido en el presente trabajo por su rigurosidad. El concepto de caja negra también se empleó a modo de comprobación.

De igual manera se procedió para obtener las irreversibilidades globales del proceso, considerándolo como la suma de sus etapas.

La eficiencia de cada etapa y la eficiencia global del proceso se determinaron mediante la ecuación (7) presentada en la sección 1.4.

2.4. INTEGRACIÓN ENERGÉTICA

La integración energética es una herramienta de análisis que tiene por objetivo satisfacer las necesidades energéticas del proceso mediante el diseño de una red de intercambio de calor entre las corrientes con requerimiento de enfriamiento y calentamiento.

La metodología de análisis Pinch, utilizada en este trabajo, es una técnica secuencial que resuelve el problema mediante una serie establecida de pasos [21]:

Minimizar los costos de servicios de calentamiento y enfriamiento

Minimizar la cantidad de intercambiadores

Minimizar los costos de inversión

La red de intercambio de calor se elaboró con ayuda del software Aspen Energy Analyzer v7.1, calculando los requerimientos energéticos de calentamiento y enfriamiento para el proceso estudiado.

3. ANÁLISIS DE RESULTADOS

3.1 SIMULACIÓN

MOLINOS

La figura 6, tomada de Aspen Plus, representa la etapa de Molinos. Los detalles sobre la configuración se encuentran en el Anexo D.

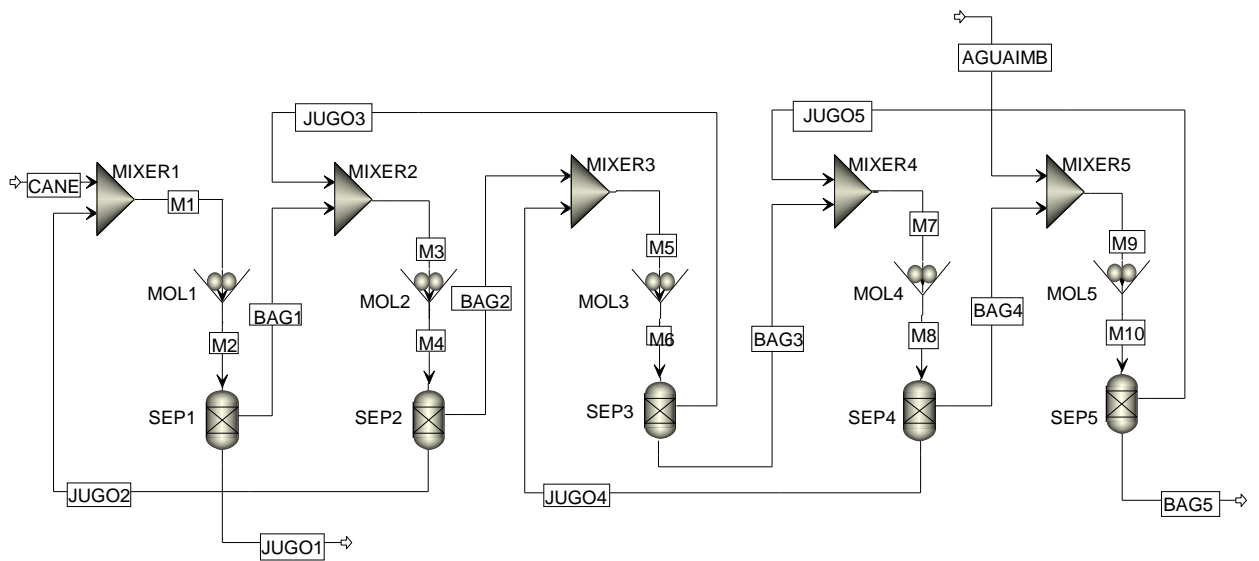


Figura 6. Etapa de Molinos. Fuente: AUTOR

Se obtuvo 37553,75 kg/h de jugo diluido (14,83% SACAROSA) o 0,9882 kg jugo diluido / kg de caña procesada y 12564,48 kg/h de bagazo. La sacarosa recuperada fue del 96,43%.

CLARIFICACIÓN

La figura 7 muestra la etapa de clarificación. Esta fue la primera etapa que requirió el desarrollo de la etapa siguiente para ser terminada debido a la corriente de reciclo ECM (espumas de clarificación de meladura) procedente de evaporación.

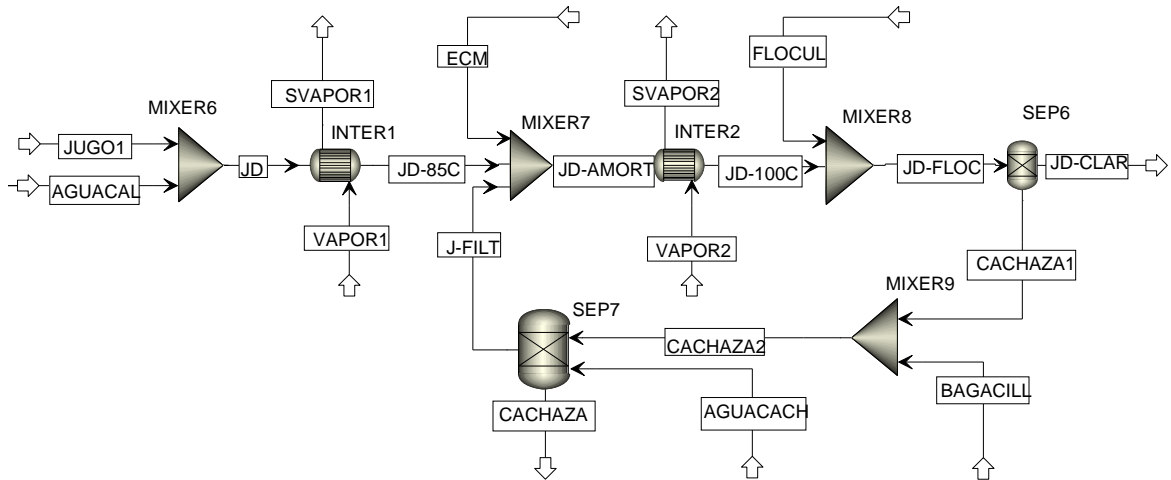


Figura 7. Clarificación del jugo diluido. Fuente: AUTOR

La cantidad de jugo clarificado fue de 39638,95 kg/h. Se consumió vapor para precalentamiento en una relación de 0,1316 kg vapor / kg jugo a tratar. El consumo de agua incorporada al proceso fue de 0,094 kg agua / kg jugo. El residuo que se generó en esta etapa es la cachaza o torta de filtro, utilizada como abono, obteniéndose 51,83 kg cachaza / Ton caña.

EVAPORACIÓN

Se obtuvo 9286,5 kg/h de meladura clarificada, disponible para la producción de azúcar. Durante esta etapa se retiraron 30526,66 kg/h de agua en forma de vapor.

La etapa se aprecia en la figura 8.

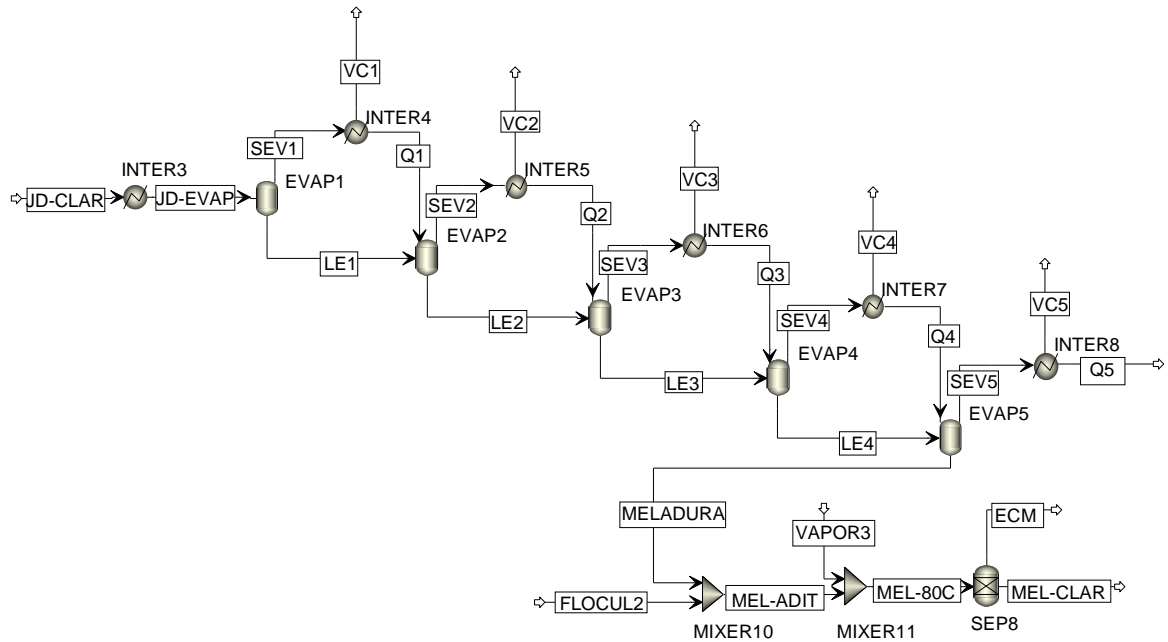


Figura 8. Evaporación de efecto múltiple. Fuente: AUTOR

Durante la etapa se requirió 13864 MJ/h para calentar el jugo clarificado, y quedó disponible 16270,55 MJ/h del evaporador 5. El consumo energético de los evaporadores en conjunto se hizo neutro al emplear el calor disponible en cada evaporador para calentar el siguiente.

CRISTALIZACIÓN

El azúcar crudo producido fue de 4436 kg/h y se obtuvo 1506,44 kg/h de miel final con 75% sacarosa aprox. En la figura 9 se muestra el procedimiento realizado durante la cristalización.

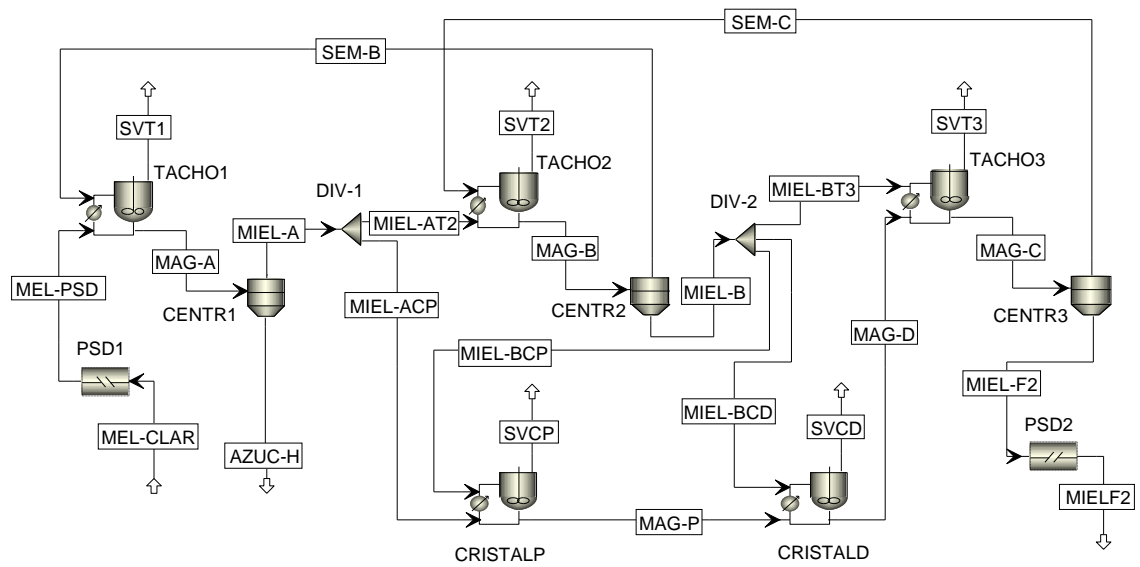


Figura 9. Cristalización del azúcar. Fuente: AUTOR

La cantidad de vapor de agua retirado en la etapa fue de 3344 kg/h, consumiendo 53756,5 MJ/h para el funcionamiento de los cristalizadores. En el anexo E se detallan las propiedades de las corrientes y configuración de los equipos.

FERMENTACIÓN

La fermentación fue la etapa más simplificada de todo el proceso como puede apreciarse en la figura 10.

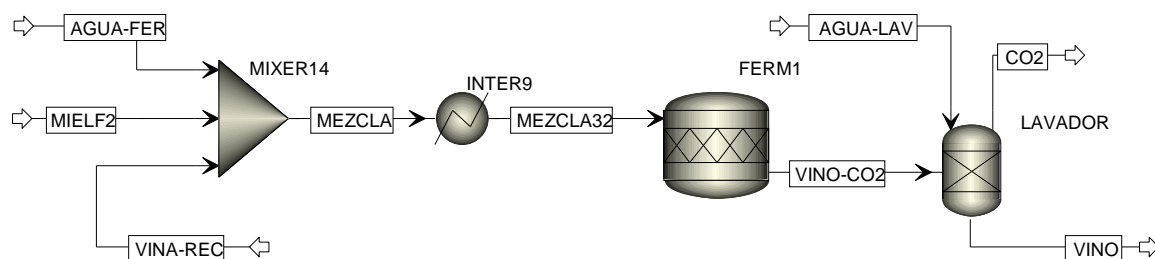


Figura 10. Fermentación de melaza. Fuente: AUTOR

El consumo de agua para la fermentación fue de 0,3646 kg agua / kg melaza alimentada a fermentación y agua de lavado de 0,57 kg agua / kg CO₂ producido. Se obtuvo 4053,9 kg/h de vino, del cual 537,95 kg/h fue etanol (13,27%) y 519,55 kg/h fue CO₂.

El efecto de la recirculación de vinazas sobre la producción de etanol es indiscutible. En el caso de estudio pasó de obtenerse 434 kg/h de etanol presente en el vino a 537,95 kg/h, aproximadamente 24% más etanol.

Si bien la cantidad de agua aportada por las vinazas recirculadas a la fermentación fue de 1738,8 kg/h, no tuvo efecto sobre la productividad, dado que se encontraba en exceso.

En el anexo F se recopilaron los parámetros y reacciones de la etapa.

DESTILACIÓN Y DESHIDRATACIÓN

La figura 11 representa la destilación del bioetanol y su posterior deshidratación mediante la tecnología de tamices moleculares.

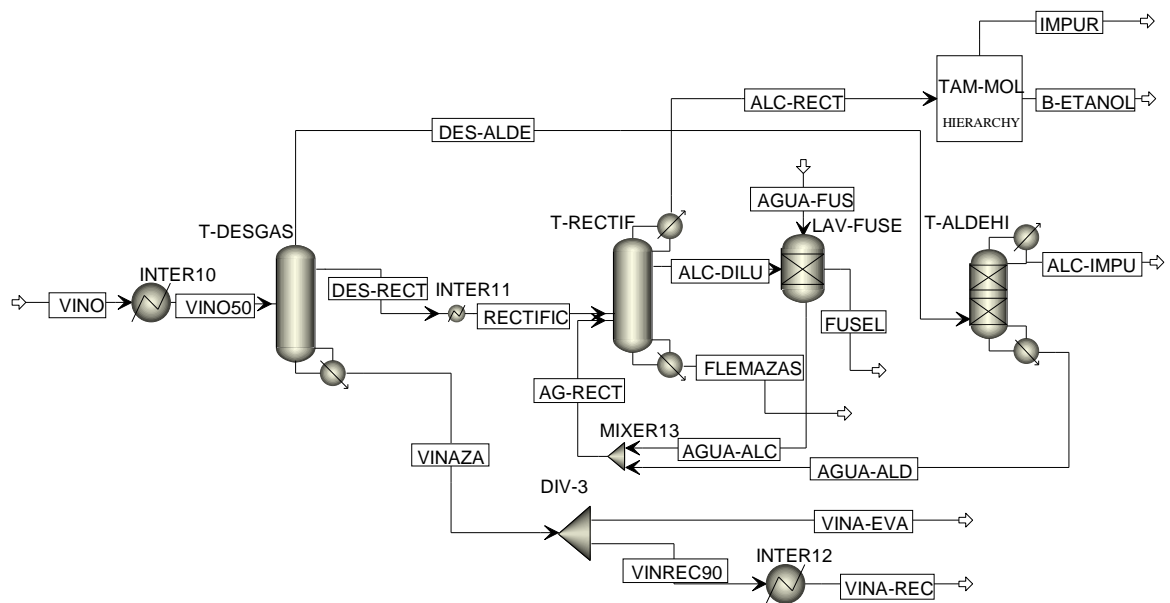


Figura 11. Destilación y deshidratación: Obtención de alcohol anhidro. Fuente: AUTOR

El alcohol rectificado es deshidratado mediante el uso de tamices moleculares, obteniéndose 511,6 kg/h (640,53 l/h) de bioetanol con una fracción másica de 99,85%.

La tabla 3 recopila los rendimientos obtenidos mediante la simulación y los compara con los rendimientos promedio reportados por la industria azucarera colombiana.

Tabla 3. Rendimientos de ingenio y destilería

Rendimiento	Industria	Simulación
Ton azúcar / 100 Ton caña	9,3 – 10	11,67
Ton etanol / 100 Ton caña	2	1,35

L etanol / Ton caña	20 – 23	16,86
---------------------	---------	-------

Fuente: Datos de simulación AUTOR. Datos de industria [14]

Esta diferencia de rendimiento se debe básicamente a que habitualmente se toma parte del jugo de caña y se suma a la melaza para formar así el mosto a fermentar, lo cual reduce ligeramente el rendimiento del azúcar e incrementa el de etanol si se compara con el proceso simulado.

En Colombia se tiene un rendimiento promedio de 75 L etanol / Ton caña cuando ésta se destina sólo para producción de etanol [16]. En Brasil ese rendimiento alcanza un máximo de 86 L etanol / Ton caña [13].

A manera de comprobación la simulación se modificó para producir sólo etanol, eliminando la etapa de cristalización, obteniéndose un rendimiento de 82,56 L etanol / Ton caña confirmando la flexibilidad de la simulación realizada.

3.2 ANALISIS EXERGÉTICO

Al observar la figura 12 se encuentra que la etapa con menor eficiencia es la de MOLINOS con 47,62%, explicándose por la alta producción del subproducto bagazo que representa el 25% del flujo másico alimentado a la etapa.

Para el cálculo de la eficiencia de TACHOS así como la global se tuvo en cuenta como productos el azúcar y el bioetanol.

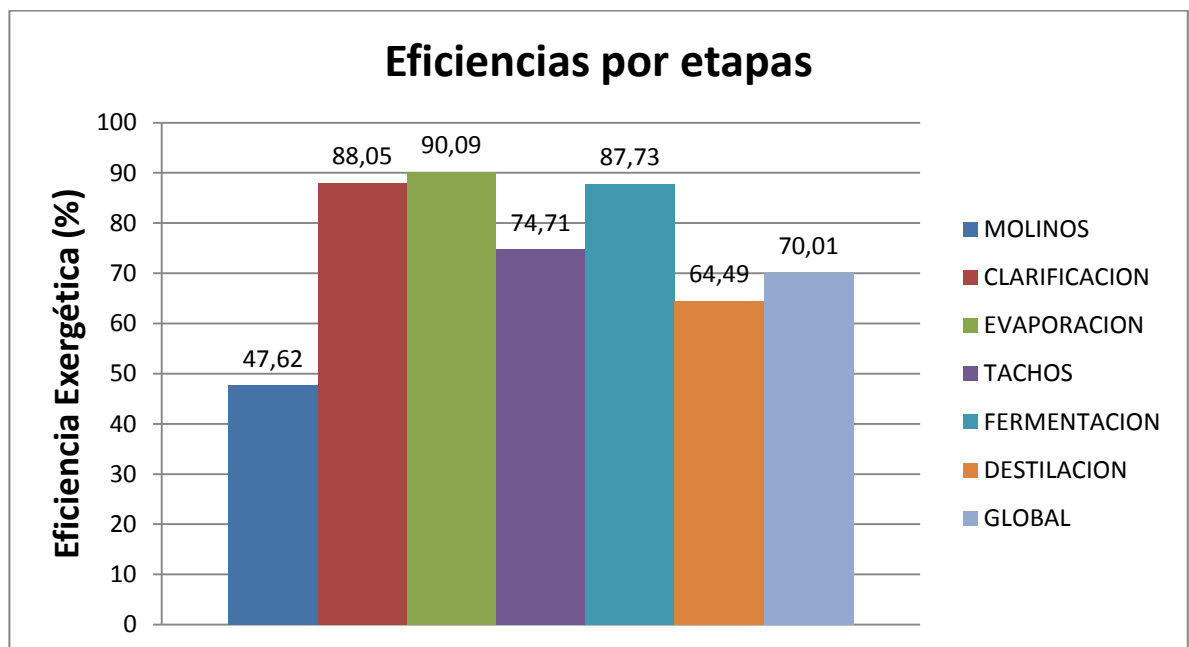


Figura 12. Eficiencias exergéticas por etapas y global. Fuente: AUTOR

La mayor eficiencia se obtuvo en la evaporación con 90,09% gracias al gran aprovechamiento energético propio del arreglo de los evaporadores en múltiple efecto.

Teniendo en cuenta el aprovechamiento del bagazo y de la melaza estas dos corrientes pueden ser consideradas como productos, obteniéndose una nueva distribución de eficiencias como se aprecia en la figura 13.

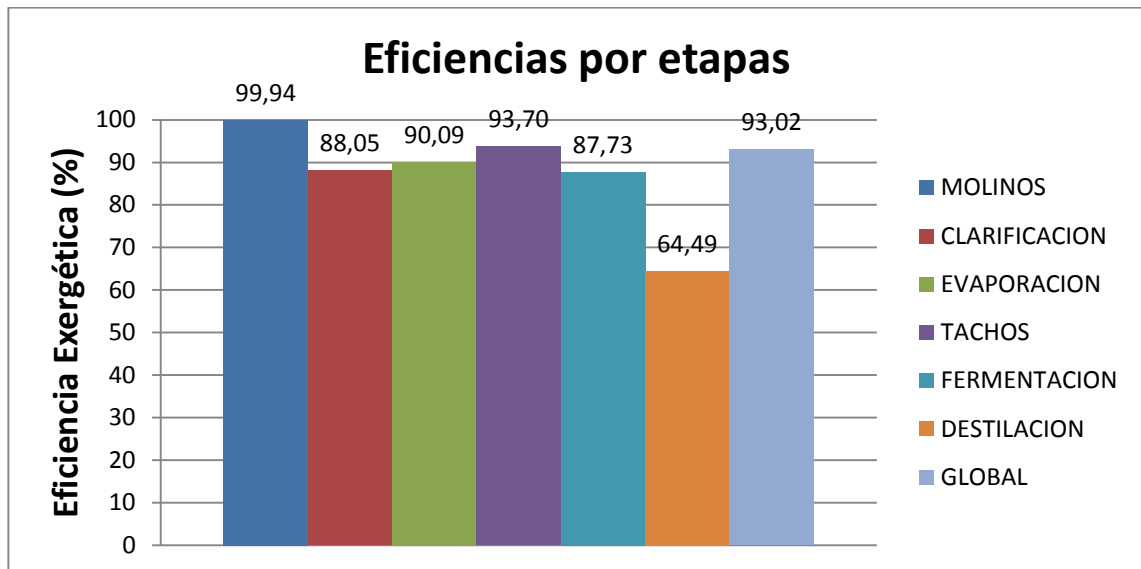


Figura 13. Eficiencias exergéticas por etapas y global considerando el bagazo y la melaza como productos. Fuente: AUTOR

Recalculadas las eficiencias se observó que la destilación fue la etapa con menor eficiencia, teniendo en cuenta que el producto final corresponde tan sólo al 13,89% del flujo másico de entrada a la etapa.

La figura 14 refleja el aporte de cada etapa a la irreversibilidad total del proceso.

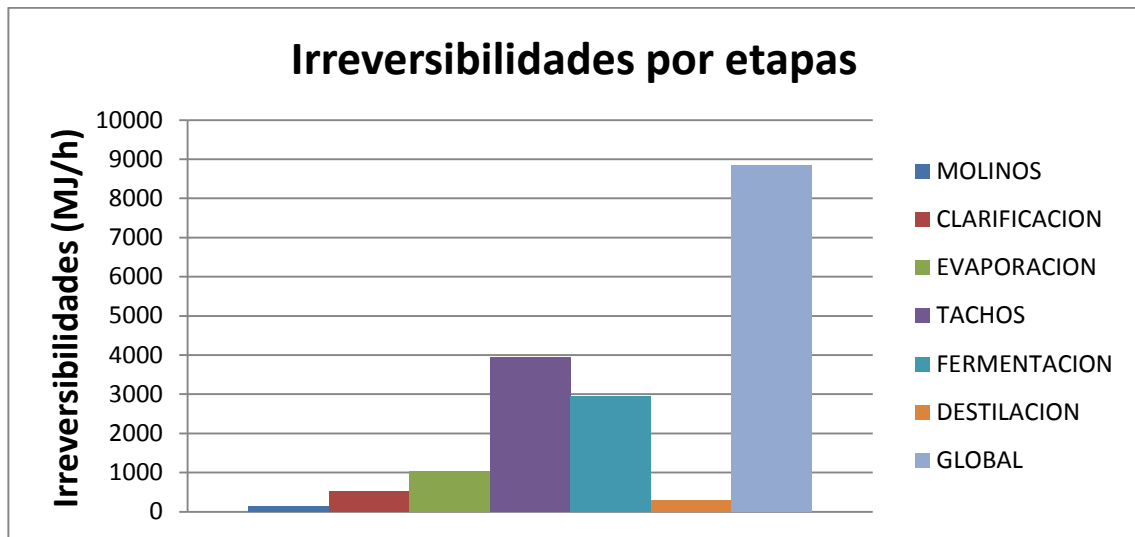


Figura 14. Irreversibilidades por etapas y global. Fuente: AUTOR

El proceso manifestó una irreversibilidad total de 17,3 MJ / kg de etanol producido.

La información correspondiente a flujos molares de los componentes, propiedades termodinámicas de las corrientes, exergía física, química y total de las corrientes, se recopiló en los anexos G, H e I.

3.3 INTEGRACIÓN ENERGÉTICA

Se obtuvo que el proceso manifiesta unos requerimientos de enfriamiento muy superiores a los de calentamiento, presentando una gran disponibilidad de energía al interior del proceso. La figura 15 muestra los requerimientos energéticos del proceso.

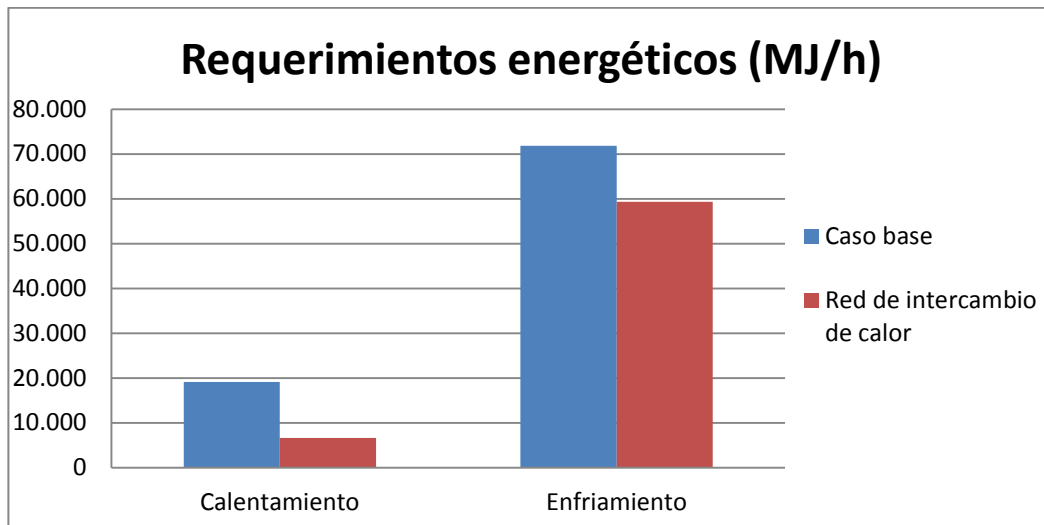


Figura 15. Requerimientos energéticos del proceso. Fuente: AUTOR

El requerimiento energético de calentamiento del proceso fue de 19082 MJ/h sin integración energética y 6579 MJ/h con integración energética. Asimismo el requerimiento energético de enfriamiento fue de 71841 MJ/h y 59339 MJ/h sin y con red de intercambio de calor. Considerando el poder calorífico del bioetanol como 26,952 MJ/kg [22], la relación de energía producida / energía consumida fue de 0,72 para el caso base y de 2,10 una vez implementada la integración energética. Cabe resaltar que la relación energética no tiene en cuenta el poder calorífico del bagazo y del azúcar producido durante el proceso.

4. CONCLUSIONES

- Mediante una metodología orientada a la facilidad y fiabilidad en el análisis del proceso se realizó una simulación en estado estable de la producción dual de azúcar-etanol, organizada por etapas, con valores de flujos ajustados a los reportados por la industria nacional y sin errores reportados por el simulador (AspenPlus), haciéndola una herramienta robusta y efectiva para el estudio del proceso.
- La etapa de Molinos fue la que presentó menor eficiencia exergética con un valor de 47,62% debido al gran flujo de residuos, en este caso bagazo, que representa el 25% del flujo másico de entrada a la etapa. Considerando el casi total aprovechamiento del bagazo resultante de la molienda, ya sea como materia prima para elaborar papel, como combustible para la generación y cogeneración de energía, o como materia prima en la producción de etanol de segunda generación, la etapa con menor eficiencia exergética viene a ser la destilación, con un producto que representa sólo el 13,89% del flujo de entrada.
- Pese a las elevadas irreversibilidades de la cristalización debido a los altos requerimientos energéticos de los tachos, ésta resulta siendo una etapa muy eficiente si se considera el aprovechamiento de la melaza para la producción de bioetanol.
- Al analizar el comportamiento exergético global de la producción dual de azúcar-etanol se puede calificar el proceso como eficiente, especialmente la fase productiva del azúcar, quedando como mejorable la fase productiva de destilería.

REFERENCIA BIBLIOGRÁFICA

- [1] L. F. (Sector A. C. Londoño Capurro, “La transformación de la industria azucarera en Colombia a partir de nuevas tecnologías : Desafíos y oportunidades,” 2011.
- [2] C. X. RAMIREZ NOVOA, “SIMULACIÓN DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DUAL BIOETANOL COMBUSTIBLE-AZÚCAR,” Universidad Industrial de Santander, 2009.
- [3] Y. L. PEREZ MORALES, “DESARROLLO DE MODELOS MATEMÁTICOS Y SIMULACIÓN PARA UNIDADES SELECCIONADAS DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DE AZÚCAR A PARTIR DE CAÑA AZUCARERA,” Universidad Industrial de Santander, 2009.
- [4] Y. M. PÉREZ CÁCERES, “EVALUACIÓN DE LAS POSIBILIDADES DE CO-GENERACIÓN E INTEGRACIÓN ENERGÉTICA PARA EL PROCESO INDUSTRIAL DE PRODUCCIÓN DE BIOETANOL COMBUSTIBLE Y AZÚCAR,” Universidad Industrial de Santander, 2011.
- [5] J. A. Quintero, M. I. Montoya, Ó. J. Sánchez, and C. A. Cardona, “MEDIANTE SIMULACIÓN DE PROCESOS EVALUATION OF FUEL ETHANOL DEHYDRATION THROUGH PROCESS SIMULATION.”
- [6] Renewable Fuels Association, “RFA 2012 Ethanol Industry Outlook,” Aug. 2012.
- [7] Renewable Fuels Association, “RFA 2013 Ethanol Industry Outlook,” 2013.
- [8] Renewable Fuels Association, “RFA 2008 Ethanol Industry Outlook,” 2008.
- [9] Renewable Fuels Association, “RFA 2009 Ethanol Industry Outlook,” 2009.
- [10] Renewable Fuels Association, “RFA 2010 Ethanol Industry Outlook,” Aug. 2010.
- [11] Renewable Fuels Association, “RFA 2011 Ethanol Industry Outlook,” Aug. 2011.
- [12] Renewable Fuels Association, “Pocket Guide to Ethanol 2013,” 2013.
- [13] BNDES and CGEE, “Bioetanol de Caña de Azúcar: Energía para el Desarrollo Sostenible,” pp. 70, 79, 80, 2008.
- [14] Minminas, BID, and C. CUE, “Evaluación del ciclo de vida de la cadena de producción de biocombustibles en Colombia,” pp. 24, 2012.

- [15] "PROCAÑA, Asociación Colombiana de Productores Y Proveedores de Caña." [Online]. Available: [http://www.procana.org/portal/index.php-\(Informacion--Datos-del-sector--Subproductos-de-la-cana\)](http://www.procana.org/portal/index.php-(Informacion--Datos-del-sector--Subproductos-de-la-cana)).
- [16] Fedebiocombustibles, "Cifras Informativas del Sector Biocombustibles: etanol de caña anhidro," 2013.
- [17] Portafolio.co, "Combustible con mezcla del 20 % de etanol recibe aval," 2012. [Online]. Available: http://www.portafolio.co/detalle_archivo/DR-69287. [Accessed: 20-Jul-2013].
- [18] Fedebiocombustibles, "Boletín informativo No. 81 Miércoles 23 de Enero de 2013," No. 81, 2013. [Online]. Available: <http://www.fedebiocombustibles.com/v3/nota-web-id-1347.htm#sthash.osTnLzoT.dpuf>. [Accessed: 20-Jul-2013].
- [19] I. Dincer and M. A. Rosen, *Exergy, Energy, Environment and Sustainable Development*, Firts Edit. Elsevier, 2007.
- [20] M. J. Moran, H. N. Shapiro, D. D. Boettner, and M. B. Bailey, *Fundamentals of Engineering Thermodynamics*, Seventh Ed. John Wiley & Sons, Inc., 2011, p. 362.
- [21] M. M. EL-HALWAGI, *Process Integration. Process Systems Engineering Elsevier Academic Press*, vol. 7. 2006, pp. 230–255.
- [22] B. BOUNDY, S. W. DIEGEL, L. WRIGHT, and S. C. DAVIS, *Biomass Energy Databook 4 ed. Report for the Office of the Biomass Program Energy Efficiency and Renewable Energy U.S.* 2011.
- [23] E. Hugot and G. H. Jenkins, *Handbook of cane sugar engineering*, Third Ed. Amsterdam - Oxford - New York - Tokyo: Elsevier, 1986, p. 497.
- [24] C. A. Browne, *A Handbook of Sugar Analysis*, First Edit. John Wiley & Sons, 1912.

BIBLIOGRAFÍA

- B. BOUNDY, S. W. DIEGEL, L. WRIGHT, and S. C. DAVIS, Biomass Energy Databook 4 ed. Report for the Office of the Biomass Program Energy Efficiency and Renewable Energy U.S. 2011.
- BNDES and CGEE, “Bioetanol de Caña de Azúcar: Energía para el Desarrollo Sostenible,” 2008.
- C. A. Browne, A Handbook of Sugar Analysis, First Edit. John Wiley & Sons, 1912.
- C. X. RAMIREZ NOVOA, “SIMULACIÓN DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DUAL BIOETANOL COMBUSTIBLE-AZÚCAR,” Universidad Industrial de Santander, 2009.
- E. Hugot and G. H. Jenkins, Handbook of cane sugar engineering, Third Ed. Amsterdam - Oxford - New York - Tokyo: Elsevier, 1986.
- Fedebiocombustibles, “Boletín informativo No. 81 Miércoles 23 de Enero de 2013,” No. 81, 2013. [Online]. Available: <http://www.fedebiocombustibles.com/v3/nota-web-id-1347.htm#sthash.osTnLzoT.dpuf>. [Accessed: 20-Jul-2013].
- Fedebiocombustibles, “Cifras Informativas del Sector Biocombustibles: etanol de caña anhidro,” 2013.
- Dincer and M. A. Rosen, Exergy, Energy, Environment and Sustainable Development, First Edit. Elsevier, 2007.

- J. A. Quintero, M. I. Montoya, Ó. J. Sánchez, and C. A. Cardona, “MEDIANTE SIMULACIÓN DE PROCESOS EVALUATION OF FUEL ETHANOL DEHYDRATION THROUGH PROCESS SIMULATION.”
- L. F. (Sector A. C. Londoño Capurro, “La transformación de la industria azucarera en Colombia a partir de nuevas tecnologías : Desafíos y oportunidades,” 2011.
- M. J. Moran, H. N. Shapiro, D. D. Boettner, and M. B. Bailey, Fundamentals of Engineering Thermodynamics, Seventh Ed. John Wiley & Sons, Inc., 2011.
- M. M. EL-HALWAGI, Process Integration. Process Systems Engineering Elsevier Academic Press, vol. 7. 2006.
- Minminas, BID, and C. CUE, “Evaluación del ciclo de vida de la cadena de producción de biocombustibles en Colombia,” 2012.
- Portafolio.co, “Combustible con mezcla del 20 % de etanol recibe aval,” 2012. [Online]. Available: http://www.portafolio.co/detalle_archivo/DR-69287. [Accessed: 20-Jul-2013].
- PROCANA, Asociación Colombiana de Productores Y Proveedores de Caña.” [Online]. Available: [http://www.procana.org/portal/index.php-\(Informacion--Datos-del-sector--Subproductos-de-la-cana\)](http://www.procana.org/portal/index.php-(Informacion--Datos-del-sector--Subproductos-de-la-cana)).
- Renewable Fuels Association, “Pocket Guide to Ethanol 2013,” 2013.
- Renewable Fuels Association, “RFA 2008 Ethanol Industry Outlook,” 2008.
- Renewable Fuels Association, “RFA 2009 Ethanol Industry Outlook,” 2009.

- Renewable Fuels Association, “RFA 2010 Ethanol Industry Outlook,” Aug. 2010.
- Renewable Fuels Association, “RFA 2011 Ethanol Industry Outlook,” Aug. 2011.
- Renewable Fuels Association, “RFA 2012 Ethanol Industry Outlook,” Aug. 2012.
- Renewable Fuels Association, “RFA 2013 Ethanol Industry Outlook,” 2013.
- Y. L. PEREZ MORALES, “DESARROLLO DE MODELOS MATEMÁTICOS Y SIMULACIÓN PARA UNIDADES SELECCIONADAS DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DE AZÚCAR A PARTIR DE CAÑA AZUCARERA,” Universidad Industrial de Santander, 2009.
- Y. M. PÉREZ CÁCERES, “EVALUACIÓN DE LAS POSIBILIDADES DE CO-GENERACIÓN E INTEGRACIÓN ENERGÉTICA PARA EL PROCESO INDUSTRIAL DE PRODUCCIÓN DE BIOETANOL COMBUSTIBLE Y AZÚCAR,” Universidad Industrial de Santander, 2011.

ANEXOS

ANEXO A. Selección del Modelo de propiedades termodinámicas

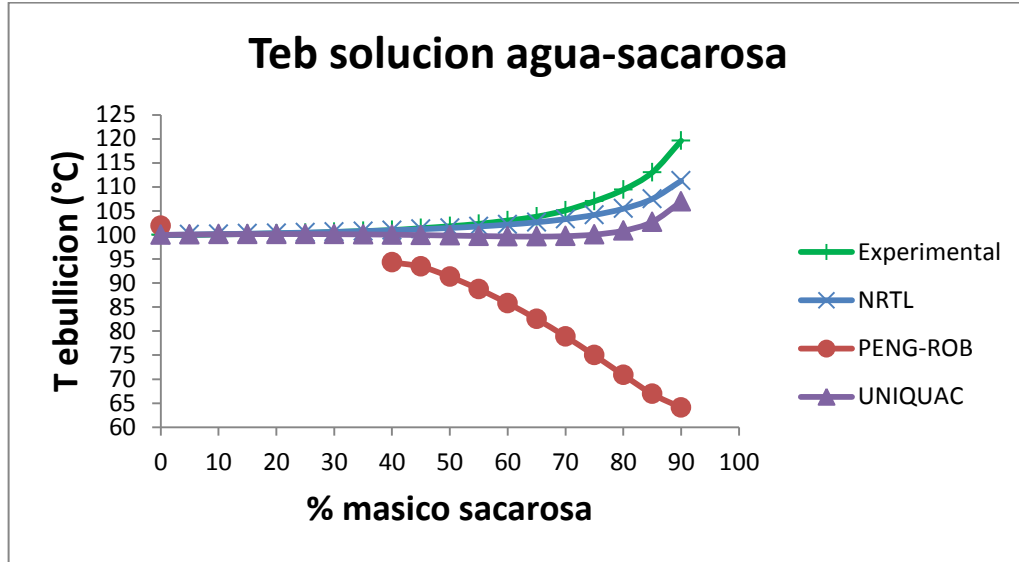


Figura A.1. Variación de la temperatura de ebullición de soluciones agua-sacarosa en función de la concentración.

Fuente: AUTOR

Los datos experimentales para el incremento de la temperatura de ebullición de solución agua-sacarosa se tomaron de [20].

Para soluciones agua-sacarosa el modelo que mejor se ajusta a los datos experimentales es NRTL. Las peores estimaciones se obtienen con Peng-Robinson.

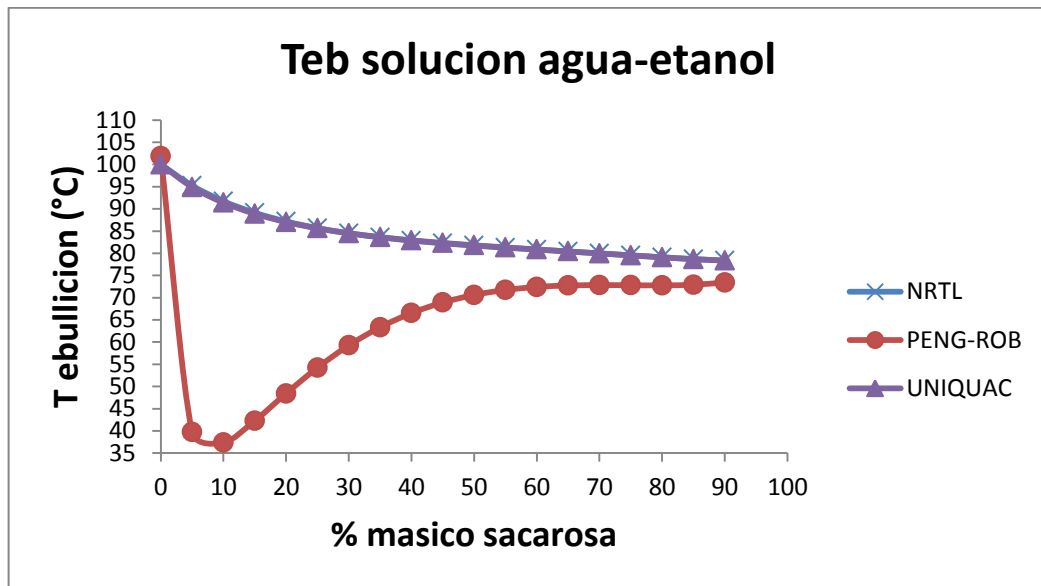


Figura A.2. Variación de la temperatura de ebullición de soluciones agua-etanol en función de la concentración.

Fuente: AUTOR

En el caso de soluciones agua-etanol nuevamente las peores estimaciones las ofrece el modelo Peng-Robinson. NRTL y UNIQUAC realizan estimaciones muy semejantes. De esta manera el criterio de selección recae sobre las estimaciones para soluciones agua-sacarosa.

Sobre esta base el modelo seleccionado para la simulación fue NRTL.

ANEXO B. Composición de la caña de azúcar

Tabla B.1. Composición promedio

Componente	Porcentaje másico	
EN LOS TALLOS		
Agua	73	76
Sólidos	24	27
Sólidos solubles (brix)	10	16
Fibra (seca)	11	16
EN EL JUGO		
Azúcares	75	92
.Sacarosa	70	88
.Glucosa	2	4
.Fructosa	2	4
Sales	3	3,4
.inorgánicas	1,5	4,5
.orgánicas	1	3
Ac. Orgánicos	1,5	5,5
Aminoácidos	1,5	2,5
Otros No azúcares		
.Proteína	0,5	0,6
.Almidones	0,001	0,05
.Gomas	0,3	0,6
.Ceras, grasas	0,15	0,5
.Compuestos fenólicos	0,1	0,8

*En los tallos el porcentaje es respecto a la planta de caña, y en el jugo a sólidos solubles
Fuente: Meade y Chen, 1977

Tabla B.2. Composición empleada en la simulación

Componente	Porcentaje másico
Agua	68,855
Sacarosa	15,2
Celulosa	15,945

Fuente: AUTOR

El porcentaje de celulosa se estableció en base a que los datos de referencia indican que el agua de imbibición ingresa en relación másica agua / caña igual a 0,3189 y agua / fibra igual a 2. Correlacionando los dos valores anteriores se tiene que el porcentaje másico de fibra, resumida en celulosa, es de 15,945%. El contenido de azúcares se simplificó a sacarosa, obteniendo su porcentaje en base al brix reportado, y por diferencia se obtuvo el porcentaje de agua.

ANEXO C. Componentes empleados en la simulación

TABLA C.1. Componentes empleados en esta simulación y sus valores de exergía química específica.

Componente	ID Componente	Tipo	Fórmula	Exergía Qca. Específica (kJ/mol)
AGUA	AGUA	CONV	H ₂ O	0,9005
SACAROSA	SACAROSA	CONV	C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	6007,8
AZUCAR	AZUCAR	SOLID	C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	6007,8
CELULOSA	CELULOSA	SOLID	(C ₆ H ₁₀ O ₅)X	3404,43
ETANOL	ETANOL	CONV	C ₂ H ₆ O	1250,98478
PROPANOL	PROPANOL	CONV	C ₃ H ₈ O	2010
BUTANOL	BUTANOL	CONV	C ₄ H ₁₀ O	2655
CO2	CO2	CONV	CO ₂	19,096
O2	O2	CONV	O ₂	3,97
PENTANOL	PENTANOL	CONV	C ₅ H ₁₂ O	3311,7
SORBITOL	SORBITOL	CONV	C ₆ H ₁₄ O ₆	3196,3
GLUCOSA	GLUCOSA	CONV	C ₆ H ₁₂ O ₆	2793,20064
ACETALDEHIDO	ACETALDE	CONV	C ₂ H ₄ O	1163,3
ACIDO LACTICO	A.LACTI	CONV	C ₃ H ₆ O ₃	1541,71776
ACIDO SUCCINICO	A.SUCCI	CONV	C ₄ H ₆ O ₄	1609,4
GLICEROL	GLYCEROL	CONV	C ₃ H ₈ O ₃	1705,66437

Fuente: AUTOR. Exergías químicas específicas obtenidas de Karamarkovic & Karamarkovic, 2009; Teng, Lee & Mohamed, 2010; Velásquez Arredondo, Ruiz Colorado & Oliveira Junior, 2009; Wall, 2009; Zhong, Peters & de Swaan Arons, 2002

ANEXO D. Especificaciones de Molienda

Los molinos empleados en la etapa de molienda fueron configurados así:

Modo de operación: Secundario

Tipo de molino: Rodillos múltiples

La tabla D.1 recopila los valores de máximo diámetro de partícula, espaciado cuchillas / diámetro de partículas y el índice de potencia para cada uno de los molinos.

TABLA D.1.

	Máx. Diám. Part.	Espaciado cuch / Diam. Part.	Índice de Potencia
MOLINO1	0,139997688	26,1452261	2,37
MOLINO2	0,117997224	23,4696159	2,4
MOLINO3	0,106996992	19,6089958	2,7
MOLINO4	0,097999296	18,4277985	2,9
MOLINO5	0,089998296	15,0869618	3,2

Fuente: AUTOR

ANEXO E. Configuración de Cristalizadores

Tabla E.1. Solubilidad de soluciones de sacarosa en función de la temperatura

Temperatura (°C)	Sacarosa (gr) en 100gr de solución	Sacarosa (gr) disuelta por 100gr de agua
0	64,18	179,2
5	64,87	184,7
10	65,58	190,5
15	66,3	197
20	67,09	203,9
25	67,89	211,4
30	68,7	219,5
35	69,55	228,4
40	70,42	238,1
45	71,32	248,7
50	72,25	260,4
55	73,2	273,1
60	74,18	287,3
65	75,18	302,9
70	76,22	320,5
75	77,27	339,9
80	78,36	362,1
85	79,46	386,8
90	80,61	415,7
95	81,77	448,6
100	82,97	487,2

Fuente: Browne C., A Handbook of Sugar Analysis [24]

En la sección de **solubilidad** de los cristalizadores se ingresaron los datos de gramos de sacarosa disuelta por 100gr de agua en función de la temperatura presentados en la tabla E.1

Velocidad de Nucleación y Crecimiento

Aspen Plus modela la nucleación de los cristales y su crecimiento mediante las ecuación de nucleación de Qiu y Rasmuson (1994) y una ecuación de crecimiento de un autor no determinado. A continuación se encuentran las ecuaciones y los valores de parámetros empleados en la simulación.

Ecuación de nucleación

$$B = K_b G^i M_t^j R^k \quad (D-1)$$

Ecuación de crecimiento

$$G = G_0 (1 + \gamma * L)^\alpha \quad (D-2)$$

Donde

B: velocidad de nacimiento de cristales de tamaño L por unidad de volumen

K_b : constante de la velocidad de nucleación

G: velocidad de crecimiento

M_t : masa total de cristales

R: velocidad de agitación

Los parámetros de entrada en la configuración de los cristalizadores son i, j, k, α y γ (gamma).

Tabla E.2. Parámetros de velocidad de nucleación y crecimiento

Parámetro	Valor
K_b	1e8
i	0,528
j	1,212
k	0
α	1
gamma	0,1

Fuente: [2]

Tabla E.3. Condiciones de operación de los cristalizadores

	TACHO1	TACHO2	TACHO3	CRISTALD	CRISTALP
T (°C)	62	60	57	57	57
Vapor.Ton/h	2,9	0,195	0,242	0,002	0,005

Fuente: Información obtenida mediante el programa “Optimización del proceso dual de producción simultánea (azúcar – etanol) y desarrollo de los nuevos procesos de producción de bioetanol combustible”.

ANEXO F. Parámetros de la Fermentación alcohólica

Tabla F.1. Condiciones de operación del reactor

Tipo de reactor	Estequiométrico
Tipo de operación	Continua
Temperatura	32 °C
Presión	1 atm
Consumo de agua	36,46% melaza

Fuente: AUTOR

Tabla F.2. Reacciones desarrolladas

Reacción	Reactivo limitante	Conversión
$C_{12}H_{22}O_{11} + H_2O \longrightarrow 2C_6H_{12}O_6$	Sacarosa	0,8
$C_6H_{12}O_6 \longrightarrow 2C_2H_6O + 2CO_2$	Glucosa	0,9
$C_6H_{12}O_6 + H_2O \longrightarrow C_6H_{14}O_6 + 0.5 O_2$	Glucosa	0,01
$2C_6H_{12}O_6 \longrightarrow 0,1C_3H_8O + 0,2C_4H_{10}O + 1,38C_5H_{12}O + 4CO_2 + 2,32H_2O$	Glucosa	0,1
$C_6H_{12}O_6 \longrightarrow 2C_3H_6O_3$	Glucosa	0,005
$C_6H_{12}O_6 + 2 H_2O \longrightarrow 2C_3H_8O_3 + 2O_2$	Glucosa	0,002
$C_6H_{12}O_6 + 2CO_2 \longrightarrow C_4H_6O_4 + O_2$	Glucosa	0,001
$C_2H_6O + 0.5O_2 \longrightarrow C_2H_4O + H_2O$	Etanol	0,0001

Fuente: [2]

ANEXO G. Flujo molar

Tabla G.1. Flujo molar por componentes

Corriente	Flujo molar por componente (kmol / h)															
	AGUA	SACAROSA	AZUCAR	CELULOSA	ETANOL	PROPANOL	BUTANOL	CO2	O2	PENTANOL	SORBITOL	GLUCOSA	ACETALDE	A.LACTI	A.SUCCI	GLYCEROL
MOLINOS - AGUAIMB	672,66	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
MOLINOS - BAG1	637,23	6,94	0,00	38,07	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
MOLINOS - BAG2	526,44	4,68	0,00	38,68	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
MOLINOS - BAG3	440,45	3,08	0,00	38,42	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
MOLINOS - BAG4	381,09	1,98	0,00	38,04	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
MOLINOS - BAG5	377,80	0,60	0,00	34,24	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
MOLINOS - CANE	1452,37	16,87	0,00	37,37	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
MOLINOS - JUGO1	1747,24	16,27	0,00	3,13	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
MOLINOS - JUGO2	932,09	6,33	0,00	3,83	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
MOLINOS - JUGO3	821,29	4,08	0,00	4,43	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
MOLINOS - JUGO4	735,31	2,47	0,00	4,18	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
MOLINOS - JUGO5	675,95	1,38	0,00	3,80	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
MOLINOS - M1	2384,47	23,21	0,00	41,20	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
MOLINOS - M2	2384,47	23,21	0,00	41,20	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
MOLINOS - M3	1458,53	11,01	0,00	42,51	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
MOLINOS - M4	1458,53	11,01	0,00	42,51	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
MOLINOS - M5	1261,75	7,15	0,00	42,85	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
MOLINOS - M6	1261,75	7,15	0,00	42,85	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
MOLINOS - M7	1116,41	4,46	0,00	42,22	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
MOLINOS - M8	1116,41	4,46	0,00	42,22	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
MOLINOS - M9	1053,76	1,98	0,00	38,04	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
MOLINOS - M10	1053,76	1,98	0,00	38,04	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CLARIFIC - AGUACACH	126,07	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CLARIFIC - AGUACAL	14,89	0,00	0,00	0,18	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CLARIFIC - BAGACILL	7,39	0,00	0,00	0,52	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CLARIFIC - CACHAZA1	237,16	1,15	0,00	4,47	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CLARIFIC - CACHAZA2	244,55	1,15	0,00	4,99	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CLARIFIC - CACHAZA3	72,12	0,13	0,00	3,86	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CLARIFIC - ECM	4,22	0,56	0,00	1,16	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CLARIFIC - FLOCUL	45,23	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CLARIFIC - J-FILT	298,50	1,02	0,00	1,13	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CLARIFIC - JD	1762,13	16,27	0,00	3,30	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CLARIFIC - JD-85C	1762,13	16,27	0,00	3,30	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CLARIFIC - JD-100C	2064,85	17,85	0,00	5,60	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CLARIFIC - JD-AMORT	2064,85	17,85	0,00	5,60	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CLARIFIC - JD-CLAR	1872,92	16,70	0,00	1,13	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CLARIFIC - JD-FLOC	2110,08	17,85	0,00	5,60	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CLARIFIC - JUGO1	1747,24	16,27	0,00	3,13	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CLARIFIC - SVAPOR1	189,25	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CLARIFIC - SVAPOR2	81,50	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CLARIFIC - VAPOR1	189,25	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CLARIFIC - VAPOR2	81,50	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
EVAPOR - ECM	4,22	0,56	0,00	1,16	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
EVAPOR - FLOCUL2	18,53	0,00	0,00	0,04	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
EVAPOR - JD-CLAR	1872,92	16,70	0,00	1,13	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
EVAPOR - JD-EVAP	1872,92	16,70	0,00	1,13	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

Corriente	Flujo molar por componente (kmol / h)															
	AGUA	SACAROSA	AZUCAR	CELULOSA	ETANOL	PROPANOL	BUTANOL	CO2	O2	PENTANOL	SORBITOL	GLUCOSA	ACETALDE	A.LACTI	A.SUCCI	GLYCEROL
EVAPOR - LE1	1581,16	16,70	0,00	1,13	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
EVAPOR - LE2	1264,84	16,70	0,00	1,13	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
EVAPOR - LE3	924,28	16,70	0,00	1,13	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
EVAPOR - LE4	559,37	16,70	0,00	1,13	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
EVAPOR - MEL-80C	213,00	16,70	0,00	1,16	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
EVAPOR - MEL-ADIT	196,96	16,70	0,00	1,16	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
EVAPOR - MEL-CLAR	208,78	16,14	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
EVAPOR - MELADURA	178,43	16,70	0,00	1,13	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
EVAPOR - SEV1	291,76	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
EVAPOR - SEV2	316,32	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
EVAPOR - SEV3	340,57	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
EVAPOR - SEV4	364,91	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
EVAPOR - SEV5	380,93	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
EVAPOR - VAPOR3	16,04	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
EVAPOR - VC1	291,76	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
EVAPOR - VC2	316,32	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
EVAPOR - VC3	340,57	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
EVAPOR - VC4	364,91	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
EVAPOR - VC5	380,93	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
TACHOS - AZUC-H	1,70	0,27	12,60	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
TACHOS - AZUCARR	1,70	0,27	12,60	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
TACHOS - MAG-A	48,24	7,78	12,60	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
TACHOS - MAG-B	35,18	5,54	4,17	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
TACHOS - MAG-C	21,87	3,33	2,29	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
TACHOS - MAG-D	1,24	0,19	0,07	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
TACHOS - MAG-P	1,00	0,15	0,05	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
TACHOS - MEL-CLAR	208,78	16,14	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
TACHOS - MEL-PSD	208,78	16,14	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
TACHOS - MIEL-A	46,53	7,51	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
TACHOS - MIEL-ACP	0,93	0,15	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
TACHOS - MIEL-AT2	45,60	7,36	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
TACHOS - MIEL-B	34,76	5,48	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
TACHOS - MIEL-BCD	0,35	0,05	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
TACHOS - MIEL-BCP	0,35	0,05	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
TACHOS - MIEL-BT3	34,06	5,37	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
TACHOS - MIEL-F2	21,46	3,27	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
TACHOS - SEM-B	0,42	0,07	4,17	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
TACHOS - SEM-C	0,41	0,06	2,29	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
TACHOS - SVCD	0,11	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
TACHOS - SVCP	0,28	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
TACHOS - SVT1	160,97	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
TACHOS - SVT2	10,82	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
TACHOS - SVT3	13,43	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
FERMENTA - AGUA-FER	30,49	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
FERMENTA - AGUA-LAV	16,43	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
FERMENTA - CO2	8,10	0,00	0,00	0,00	0,02	0,00	0,00	11,81	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
FERMENTA - MEZCLA	148,47	3,80	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,02	0,40	0,00	0,01	0,00	0,01
FERMENTA - MEZCLA32	148,47	3,80	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,02	0,40	0,00	0,01	0,00	0,01
FERMENTA - MIELF2	21,46	3,27	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
FERMENTA - VINA-REC	96,52	0,53	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,02	0,40	0,00	0,01	0,00	0,01
FERMENTA - VINO	153,83	0,76	0,00	0,00	11,65	0,00	0,01	0,00	0,00	0,04	0,02	0,57	0,00	0,02	0,00	0,01
FERMENTA - VINO-CO2	145,49	0,76	0,00	0,00	11,68	0,00	0,01	11,81	0,00	0,04	0,02	0,57	0,00	0,02	0,00	0,01
DESTILAC - AG-RECT	17,98	0,00	0,00	0,00	1,47	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
DESTILAC - AGUA-ALC	15,72	0,00	0,00	0,00	0,22	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
DESTILAC - AGUA-ALD	2,26	0,00	0,00	0,00	1,25	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

Corriente	Flujo molar por componente (kmol / h)															
	AGUA	SACAROSA	AZUCAR	CELULOSA	ETANOL	PROPANOL	BUTANOL	CO2	O2	PENTANOL	SORBITOL	GLUCOSA	ACETALDE	A.LACTI	A.SUCCI	GLYCEROL
DESTILAC - AGUA-FUS	15,54	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
DESTILAC - ALC-DILU	0,17	0,00	0,00	0,00	0,25	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
DESTILAC - ALC-IMPU	0,11	0,00	0,00	0,00	0,53	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
DESTILAC - ALC-RECT	2,42	0,00	0,00	0,00	11,09	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
DESTILAC - B-ETANOL	0,04	0,00	0,00	0,00	11,09	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
DESTILAC - DES-ALDE	2,37	0,00	0,00	0,00	1,78	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
DESTILAC - DES-RECT	13,58	0,00	0,00	0,00	9,87	0,00	0,01	0,00	0,00	0,04	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
DESTILAC - FLEMAZAS	28,97	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,04	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
DESTILAC - FUSEL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,03	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
DESTILAC - IMPUR	2,38	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
DESTILAC - RECTIFIC	13,58	0,00	0,00	0,00	9,87	0,00	0,01	0,00	0,00	0,04	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
DESTILAC - VINA-EVA	41,37	0,23	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	0,17	0,00	0,01	0,00	0,00
DESTILAC - VINA-REC	96,52	0,53	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,02	0,40	0,00	0,01	0,00	0,01
DESTILAC - VINAZA	137,88	0,76	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,02	0,57	0,00	0,02	0,00	0,01
DESTILAC - VINO	153,83	0,76	0,00	0,00	11,65	0,00	0,01	0,00	0,00	0,04	0,02	0,57	0,00	0,02	0,00	0,01
DESTILAC - VINO50	153,83	0,76	0,00	0,00	11,65	0,00	0,01	0,00	0,00	0,04	0,02	0,57	0,00	0,02	0,00	0,01
DESTILAC - VINREC90	96,52	0,53	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,02	0,40	0,00	0,01	0,00	0,01
DESTILAC - TAM-MOL.ALC-RECT	2,42	0,00	0,00	0,00	11,09	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
DESTILAC - TAM-MOL.B-ETANOL	0,04	0,00	0,00	0,00	11,09	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
DESTILAC - TAM-MOL.IMPUR	2,38	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
DESTILAC - TAM-MOL.TM-1	2,42	0,00	0,00	0,00	11,09	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
DESTILAC - TAM-MOL.TM-2	0,04	0,00	0,00	0,00	11,09	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
DESTILAC - TAM-MOL.TM-3	2,38	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

Fuente: AUTOR

ANEXO H. Propiedades Termodinámicas

Tabla H.1. Propiedades termodinámicas a las condiciones de operación y de referencia

Corriente	T (K)	P (atm)	Flujo kg/h	Flujo kmol/h	h (kJ/kg)	ho (kJ/kg)	s (kJ/kg.K)	so (kJ/kg.K)
MOLINOS - AGUAIMB	363,15	1,00	12118,20	672,66	-15591,10	-15857,81	-8,23	-9,03
MOLINOS - BAG1	307,13	1,00	20027,52	682,24	-12199,50	-12224,07	-13,87	-13,96
MOLINOS - BAG2	322,36	1,00	17356,96	569,80	-11769,93	-11835,45	-14,01	-14,22
MOLINOS - BAG3	335,83	1,00	15217,53	481,95	-11379,01	-11479,87	-14,15	-14,47
MOLINOS - BAG4	347,28	1,00	13712,08	421,12	-11051,68	-11182,05	-14,27	-14,67
MOLINOS - BAG5	356,42	1,00	12564,48	412,65	-11265,08	-11428,00	-13,67	-14,17
MOLINOS - CANE	298,15	1,00	38000,00	1506,62	-13518,71	-13517,79	-12,72	-12,71
MOLINOS - JUGO1	307,13	1,00	37553,75	1766,63	-14941,07	-14972,09	-10,93	-11,04
MOLINOS - JUGO2	322,36	1,00	19581,28	942,26	-14897,62	-14983,69	-10,49	-10,77
MOLINOS - JUGO3	335,83	1,00	16910,54	829,81	-14883,13	-15020,61	-10,11	-10,54
MOLINOS - JUGO4	347,28	1,00	14771,25	741,97	-14931,30	-15115,61	-9,69	-10,26
MOLINOS - JUGO5	356,42	1,00	13265,79	681,13	-14996,29	-15220,37	-9,31	-9,99
MOLINOS - M1	307,13	1,00	57581,28	2448,87	-13987,52	-14016,29	-11,96	-12,05
MOLINOS - M2	307,13	1,00	57581,28	2448,87	-13987,52	-14016,29	-11,96	-12,05
MOLINOS - M3	322,36	1,00	36938,07	1512,05	-13427,93	-13504,35	-12,15	-12,39
MOLINOS - M4	322,36	1,00	36938,07	1512,05	-13427,93	-13504,35	-12,15	-12,39
MOLINOS - M5	335,83	1,00	32128,20	1311,76	-13223,40	-13343,53	-12,02	-12,40
MOLINOS - M6	335,83	1,00	32128,20	1311,76	-13223,40	-13343,53	-12,02	-12,40
MOLINOS - M7	347,28	1,00	28483,32	1163,08	-13063,62	-13221,96	-11,90	-12,38
MOLINOS - M8	347,28	1,00	28483,32	1163,08	-13063,62	-13221,96	-11,90	-12,38
MOLINOS - M9	356,42	1,00	25830,28	1093,78	-13181,34	-13375,67	-11,43	-12,03
MOLINOS - M10	356,42	1,00	25830,28	1093,78	-13181,34	-13375,67	-11,43	-12,03
CLARIFIC - AGUACACH	298,15	1,00	2271,27	126,07	-15857,81	-15857,81	-9,03	-9,03
CLARIFIC - AGUACAL	298,15	1,00	296,91	15,07	-14909,17	-14327,53	-10,11	-8,16
CLARIFIC - BAGACILL	298,15	1,00	217,56	7,91	-12046,00	-9708,86	-13,37	-5,53
CLARIFIC - CACHAZA1	371,75	1,00	5390,86	242,78	-13902,62	-13354,12	-10,67	-8,73
CLARIFIC - CACHAZA2	369,44	1,00	5608,42	250,69	-13830,59	-13212,71	-10,77	-8,60
CLARIFIC - CACHAZA3	347,64	1,00	1969,61	76,11	-12464,93	-10705,19	-12,39	-6,44
CLARIFIC - ECM	360,41	1,00	454,25	5,93	-9548,27	-7162,54	-18,55	-10,52
CLARIFIC - FLOCUL	298,15	1,00	814,82	45,23	-15857,81	-15857,81	-9,03	-9,03
CLARIFIC - J-FILT	347,64	1,00	5910,07	300,66	-15064,79	-15064,90	-9,54	-9,49
CLARIFIC - JD	307,05	1,00	37850,66	1781,70	-14940,82	-14886,38	-10,93	-10,74
CLARIFIC - JD-85C	358,15	1,00	37850,66	1781,70	-14753,66	-14886,38	-10,37	-10,74
CLARIFIC - JD-100C	373,15	1,00	44214,98	2088,29	-14677,12	-14830,89	-10,16	-10,57
CLARIFIC - JD-AMORT	356,70	1,00	44214,98	2088,29	-14741,77	-14830,89	-10,34	-10,57
CLARIFIC - JD-CLAR	371,75	1,00	39638,95	1890,74	-14806,73	-15052,84	-10,07	-10,79
CLARIFIC - JD-FLOC	371,75	1,00	45029,81	2133,52	-14698,49	-14849,47	-10,14	-10,55
CLARIFIC - JUGO1	307,13	1,00	37553,75	1766,63	-14941,07	-14890,80	-10,93	-10,76
CLARIFIC - SVAPOR1	383,60	1,43	3409,36	189,25	-15340,15	-15857,81	-7,57	-9,03
CLARIFIC - SVAPOR2	383,60	1,43	1468,25	81,50	-15209,30	-15857,81	-7,23	-9,03
CLARIFIC - VAPOR1	383,60	1,43	3409,36	189,25	-13262,32	-15857,81	-2,16	-9,03
CLARIFIC - VAPOR2	383,60	1,43	1468,25	81,50	-13262,32	-15857,81	-2,16	-9,03
EVAPOR - ECM	360,66	1,00	454,25	5,93	-9547,80	-7162,56	-18,55	-10,52
EVAPOR - FLOCUL2	298,15	1,00	339,54	18,57	-15692,45	-15591,07	-9,22	-8,88
EVAPOR - JD-CLAR	371,75	1,00	39638,95	1890,74	-14806,73	-15052,84	-10,07	-10,79
EVAPOR - JD-EVAP	387,09	1,59	39638,95	1890,74	-14454,06	-15052,84	-9,17	-10,79
EVAPOR - LE1	384,87	1,48	34382,82	1598,98	-14639,96	-14929,78	-10,23	-11,06
EVAPOR - LE2	376,93	1,13	28684,27	1282,67	-14501,61	-14745,41	-10,76	-11,47
EVAPOR - LE3	366,62	0,77	22548,84	942,10	-14259,84	-14442,74	-11,60	-12,13
EVAPOR - LE4	351,28	0,42	15974,92	577,19	-13768,21	-13860,42	-13,14	-13,40
EVAPOR - MEL-BOC	360,66	1,00	9740,76	230,86	-12539,15	-12572,78	-16,13	-16,20
EVAPOR - MEL-ADIT	330,26	1,00	9451,83	214,82	-12519,35	-12472,36	-16,58	-16,41
EVAPOR - MEL-CLAR	360,66	1,00	9286,51	224,93	-12685,48	-12837,42	-16,01	-16,47
EVAPOR - MELADURA	332,31	0,17	9112,29	196,26	-12401,11	-12356,15	-16,86	-16,70
EVAPOR - SEV1	384,87	1,48	5256,12	291,76	-13259,91	-15857,81	-2,16	-9,03
EVAPOR - SEV2	376,93	1,13	5698,55	316,32	-13274,93	-15857,81	-2,08	-9,03
EVAPOR - SEV3	366,62	0,77	6135,44	340,57	-13294,41	-15857,81	-1,96	-9,03
EVAPOR - SEV4	351,28	0,42	6573,91	364,91	-13323,30	-15857,81	-1,76	-9,03
EVAPOR - SEV5	332,31	0,17	6862,64	380,93	-13358,90	-15857,80	-1,45	-9,03
EVAPOR - VAPOR3	423,15	4,69	288,93	16,04	-13187,06	-15857,81	-2,52	-9,03

Corriente	T (K)	P (atm)	Flujo kg/h	Flujo kmol/h	h (kJ/kg)	ho (kJ/kg)	s (kJ/kg.K)	so (kJ/kg.K)
EVAPOR - VC1	384,55	1,48	5256,12	291,76	-15494,83	-15857,81	-7,98	-9,03
EVAPOR - VC2	376,56	1,13	5698,55	316,32	-15531,36	-15857,81	-8,07	-9,03
EVAPOR - VC3	366,13	0,77	6135,44	340,57	-15577,97	-15857,81	-8,19	-9,03
EVAPOR - VC4	350,56	0,42	6573,91	364,91	-15645,56	-15857,81	-8,38	-9,03
EVAPOR - VC5	330,40	0,17	6862,64	380,93	-15729,78	-15857,80	-8,63	-9,03
TACHOS - AZUC-H	335,15	1,00	4436,04	14,57	-288,47	-338,27	-0,36	-0,52
TACHOS - AZUCARR	335,15	1,00	4436,04	14,57	-288,47	-338,27	-0,36	-0,52
TACHOS - MAG-A	335,15	0,19	7844,24	68,61	-5358,90	-5418,10	-8,13	-8,32
TACHOS - MAG-B	333,15	0,17	3958,77	44,90	-7647,25	-7707,35	-11,58	-11,77
TACHOS - MAG-C	330,15	0,15	2320,23	27,49	-7938,65	-7994,18	-11,95	-12,13
TACHOS - MAG-D	330,15	0,15	111,19	1,50	-9380,91	-9438,86	-14,13	-14,32
TACHOS - MAG-P	330,15	0,15	88,17	1,21	-9568,13	-9626,39	-14,41	-14,60
TACHOS - MEL-CLAR	360,66	1,00	9286,51	224,93	-12685,48	-12837,42	-16,01	-16,47
TACHOS - MEL-PSD	360,66	1,00	9286,51	224,93	-12685,48	-12837,42	-16,01	-16,47
TACHOS - MIEL-A	335,15	1,00	3408,20	54,04	-11958,47	-12029,91	-18,23	-18,46
TACHOS - MIEL-ACP	335,15	1,00	68,16	1,08	-11958,47	-12029,91	-18,23	-18,46
TACHOS - MIEL-AT2	335,15	1,00	3340,04	52,96	-11958,47	-12029,91	-18,23	-18,46
TACHOS - MIEL-B	333,15	1,00	2501,06	40,24	-11984,40	-12052,25	-18,19	-18,41
TACHOS - MIEL-BCD	333,15	1,00	25,01	0,40	-11984,40	-12052,25	-18,19	-18,41
TACHOS - MIEL-BCP	333,15	1,00	25,01	0,40	-11984,40	-12052,25	-18,19	-18,41
TACHOS - MIEL-BT3	333,15	1,00	2451,04	39,43	-11984,40	-12052,25	-18,19	-18,41
TACHOS - MIEL-F2	330,15	1,00	1506,44	24,73	-12021,80	-12084,18	-18,13	-18,33
TACHOS - SEM-B	333,15	1,00	1457,71	4,66	-205,80	-252,59	-0,24	-0,39
TACHOS - SEM-C	330,15	1,00	813,79	2,76	-380,12	-422,97	-0,51	-0,64
TACHOS - SVCD	330,15	0,15	2,00	0,11	-13362,94	-15857,80	-1,39	-9,03
TACHOS - SVCP	330,15	0,15	5,00	0,28	-13362,94	-15857,80	-1,39	-9,03
TACHOS - SVT1	335,15	0,19	2899,98	160,97	-13353,56	-15857,80	-1,47	-9,03
TACHOS - SVT2	333,15	0,17	195,00	10,82	-13357,31	-15857,80	-1,44	-9,03
TACHOS - SVT3	330,15	0,15	242,00	13,43	-13362,94	-15857,80	-1,39	-9,03
FERMENTA - AGUA-FER	298,15	1,00	549,25	30,49	-15857,81	-15857,81	-9,03	-9,03
FERMENTA - AGUA-LAV	298,15	1,00	296,00	16,43	-15857,81	-15857,81	-9,03	-9,03
FERMENTA - CO2	304,60	1,00	666,67	19,93	-10108,27	-10151,66	-1,26	-1,39
FERMENTA - MEZCLA	310,01	1,00	4053,91	152,71	-14023,51	-14058,84	-12,84	-12,95
FERMENTA - MEZCLA32	305,15	1,00	4053,91	152,71	-14038,07	-14058,84	-12,89	-12,95
FERMENTA - MIELF2	330,15	1,00	1506,44	24,73	-12021,80	-12084,18	-18,13	-18,33
FERMENTA - VINA-REC	305,15	1,02	1998,22	97,49	-15028,38	-15053,03	-9,90	-9,98
FERMENTA - VINO	304,60	1,00	3683,35	166,93	-13763,94	-13786,12	-9,48	-9,55
FERMENTA - VINO-CO2	305,15	1,00	4053,91	170,42	-12949,02	-12984,24	-8,06	-8,17
DESTILAC - AG-RECT	321,50	1,00	391,97	19,45	-14059,37	-14146,86	-8,49	-8,77
DESTILAC - AGUA-ALC	313,93	1,00	293,15	15,93	-15460,85	-15521,95	-8,78	-8,98
DESTILAC - AGUA-ALD	354,16	1,00	98,83	3,52	-9875,16	-10067,40	-7,56	-8,14
DESTILAC - AGUA-FUS	313,15	1,00	280,00	15,54	-15799,20	-15857,81	-8,84	-9,03
DESTILAC - ALC-DILU	352,75	1,00	15,12	0,43	-7830,24	-8005,22	-7,30	-7,83
DESTILAC - ALC-IMPUR	351,39	1,00	26,27	0,64	-6580,92	-6743,61	-7,14	-7,63
DESTILAC - ALC-RECT	351,45	1,00	554,61	13,51	-5671,53	-5753,44	-4,44	-4,69
DESTILAC - B-ETANOL	298,15	1,00	511,64	11,13	-6038,14	-6038,14	-7,52	-7,52
DESTILAC - DES-ALDE	360,27	1,00	125,10	4,15	-7829,45	-7931,53	-3,75	-4,06
DESTILAC - DES-RECT	360,55	1,00	703,66	23,50	-7881,49	-7984,20	-3,74	-4,05
DESTILAC - FLEMAZAS	372,62	1,00	525,90	29,01	-15459,15	-15767,16	-8,11	-9,02
DESTILAC - FUSEL	313,93	1,00	1,97	0,04	-5509,10	-5553,39	-7,37	-7,51
DESTILAC - IMPUR	323,15	1,00	42,97	2,38	-15714,61	-15813,06	-8,71	-9,02
DESTILAC - RECTIFIC	355,11	1,00	703,66	23,50	-8565,37	-8707,97	-5,61	-6,05
DESTILAC - VINA-EVA	373,45	1,00	856,38	41,78	-14769,24	-15053,03	-9,17	-9,98
DESTILAC - VINA-REC	305,15	1,02	1998,22	97,49	-15028,38	-15053,03	-9,90	-9,98
DESTILAC - VINAZA	373,45	1,00	2854,60	139,27	-14769,24	-15053,03	-9,17	-9,98
DESTILAC - VINO	304,60	1,00	3683,35	166,93	-13763,94	-13786,12	-9,48	-9,55
DESTILAC - VINO50	323,15	1,00	3683,35	166,93	-13698,60	-13786,12	-9,27	-9,55
DESTILAC - VINREC90	373,45	1,00	1998,22	97,49	-14769,24	-15053,03	-9,17	-9,98
DESTILAC - TAM-MOL.ALC-RECT	351,45	1,00	554,61	13,51	-5671,53	-5753,44	-4,44	-4,69
DESTILAC - TAM-MOL.B-ETANOL	298,15	1,00	511,64	11,13	-6038,14	-6038,14	-7,52	-7,52
DESTILAC - TAM-MOL.IMPUR	323,15	1,00	42,97	2,38	-15714,61	-15813,06	-8,71	-9,02
DESTILAC - TAM-MOL.TM-1	423,15	1,00	554,61	13,51	-5546,68	-5753,44	-4,12	-4,69
DESTILAC - TAM-MOL.TM-2	423,15	1,00	511,64	11,13	-4908,10	-5112,44	-4,31	-4,88
DESTILAC - TAM-MOL.TM-3	423,15	1,00	42,97	2,38	-13149,26	-13384,80	-1,81	-2,47

Fuente: AUTOR

ANEXO I. Exergía de Corrientes

Tabla I.1. Exergía física, química y total por corrientes

Corriente	Exergía Física	Exergía Química	Exergía Corriente
	(kJ/h)		(MJ/h)
MOLINOS - AGUAIMB	336015,457	605732,4012	941,7478581
MOLINOS - BAG1	9100,121655	171404081,1	171413,1812
MOLINOS - BAG2	47751,90387	159842690,5	159890,4425
MOLINOS - BAG3	95583,45337	149299907,7	149395,4911
MOLINOS - BAG4	141566,9429	141411384,6	141552,9516
MOLINOS - BAG5	190443,5495	120228537	120418,9806
MOLINOS - CANE	284,3232675	229240858,7	229241,143
MOLINOS - JUGO1	22863,04931	109689880,3	109712,7433
MOLINOS - JUGO2	72853,14503	51779970,38	51852,82352
MOLINOS - JUGO3	147649,0434	40199850,65	40347,49969
MOLINOS - JUGO4	219100,3796	29645992,89	29865,09327
MOLINOS - JUGO5	278920,923	21749455,85	22028,37677
MOLINOS - M1	31963,17105	280996324	281028,2872
MOLINOS - M2	31963,17105	280996324	281028,2872
MOLINOS - M3	120604,3652	211554228,8	211674,8332
MOLINOS - M4	120604,3652	211554228,8	211674,8332
MOLINOS - M5	243233,3052	189433192,4	189676,4257
MOLINOS - M6	243233,3052	189433192,4	189676,4257
MOLINOS - M7	360125,8585	170987940,3	171348,0662
MOLINOS - M8	360667,1939	170987940,3	171348,6075
MOLINOS - M9	469364,5615	141919390,2	142388,7547
MOLINOS - M10	469364,5615	141919390,2	142388,7547
CLARIFIC - AGUACACH	0	113529,9972	113,5299972
CLARIFIC - AGUACAL	1,386226738	612614,9001	612,6162864
CLARIFIC - BAGACILL	4,08146334	1773156,666	1773,160748
CLARIFIC - CACHAZA1	161378,8543	22268190,84	22429,5697
CLARIFIC - CACHAZA2	156866,5308	24040563,98	24197,43051
CLARIFIC - CACHAZA3	24403,65465	13945056	13969,45966
CLARIFIC - ECM	4174,963822	7279620,314	7283,795277
CLARIFIC - FLOCUL	0	40729,27281	40,72927281
CLARIFIC - J-FILT	89751,62673	10212308,99	10302,06062
CLARIFIC - JD	22844,00917	110301703,2	110324,5472
CLARIFIC - JD-85C	778427,5007	110301703,2	111080,1307
CLARIFIC - JD-100C	1418152,664	127779073,7	129197,2264
CLARIFIC - JD-AMORT	869606,1437	127779073,7	128648,6799
CLARIFIC - JD-CLAR	1233211,212	105568516,6	106801,7278
CLARIFIC - JD-FLOC	1394590,135	127818550,3	129213,1404
CLARIFIC - JUGO1	22863,78772	109689880,3	109712,7441
CLARIFIC - SVAPOR1	282530,0018	286038,5247	568,5685265
CLARIFIC - SVAPOR2	164469,9739	164139,3213	328,6092952
CLARIFIC - VAPOR1	1860556,532	1796203,865	3656,760397
CLARIFIC - VAPOR2	801248,2598	773538,6948	1574,786955
EVAPOR - ECM	4213,07055	7279620,317	7283,833388
EVAPOR - FLOCUL2	0,276326099	135970,8092	135,9710856
EVAPOR - JD-CLAR	1233211,212	105568516,6	106801,7278
EVAPOR - JD-EVAP	4508199,074	107981989,1	112490,1881
EVAPOR - LE1	1453964,783	105313170,3	106767,1351
EVAPOR - LE2	969855,9738	105038006,3	106007,8622
EVAPOR - LE3	544486,4902	104745009,8	105289,4963
EVAPOR - LE4	204583,7781	104438204	104642,7878
EVAPOR - MEL-80C	124545,6645	104287188,3	104411,7339
EVAPOR - MEL-ADIT	25987,89963	104276068,2	104302,0561
EVAPOR - MEL-CLAR	120332,5822	97018546,6	97138,87918
EVAPOR - MELADURA	27367,1402	104144090,8	104171,458
EVAPOR - SEV1	2894272,448	2769242,534	5663,514982
EVAPOR - SEV2	2905501,389	3002333,65	5907,835039
EVAPOR - SEV3	2787175,745	3232508,038	6019,683783
EVAPOR - SEV4	2402686	3463516,19	5866,20219
EVAPOR - SEV5	1638380,214	3615671,067	5254,051281
EVAPOR - VAPOR3	210437,3135	152223,6458	362,6609594
EVAPOR - VC1	254887,5294	262808,0693	517,6955986
EVAPOR - VC2	228099,8201	284925,3381	513,0251582
EVAPOR - VC3	185640,6773	306764,9623	492,4056395
EVAPOR - VC4	120262,3231	328681,5039	448,943827
EVAPOR - VC5	50362,92728	343154,6883	393,5176155
TACHOS - AZUC-H	12743,22652	77304854,85	77317,59808

Corriente	Exergía Física	Exergía Química	Exergía Corriente
	(kJ/h)		(MJ/h)
TACHOS - AZUCARR	12743,14705	77304854,85	77317,598
TACHOS - MAG-A	21651,48878	122331244,6	122352,8961
TACHOS - MAG-B	9450,070617	58314232,24	58323,68231
TACHOS - MAG-C	4480,563351	33784500,11	33788,98067
TACHOS - MAG-D	210,2900784	1559261,928	1559,472218
TACHOS - MAG-P	166,3139451	1230420,671	1230,586985
TACHOS - MEL-CLAR	120332,5822	97018546,6	97138,87918
TACHOS - MEL-PSD	120332,5822	97018546,6	97138,87918
TACHOS - MIEL-A	8908,218743	45093132,59	45102,04081
TACHOS - MIEL-ACP	178,1643407	901862,5317	902,040696
TACHOS - MIEL-AT2	8730,054781	44191273,06	44200,00312
TACHOS - MIEL-B	5704,566765	32898295,68	32904,00025
TACHOS - MIEL-BCD	57,04566765	328982,5966	329,0396423
TACHOS - MIEL-BCP	57,04566765	328982,5966	329,0396423
TACHOS - MIEL-BT3	5590,475046	32240326,88	32245,91736
TACHOS - MIEL-F2	2739,562172	19649489,11	19652,22867
TACHOS - SEM-B	3745,462139	25446447,78	25450,19324
TACHOS - SEM-C	1740,992963	14151462,8	14153,20379
TACHOS - SVCD	434,4444241	1053,746729	1,488191153
TACHOS - SVCP	1086,113667	2634,372992	3,720486659
TACHOS - SVT1	722298,6928	1527942,828	2250,241521
TACHOS - SVT2	46112,14292	102742,6798	148,8548227
TACHOS - SVT3	52567,40953	127502,4136	180,0698232
FERMENTA - AGUA-FER	0	27454,64211	27,45464211
FERMENTA - AGUA-LAV	0	14795,66525	14,79566525
FERMENTA - CO2	1681,238822	272537,5178	274,2187567
FERMENTA - MEZCLA	6019,947376	24139422,43	24145,44238
FERMENTA - MEZCLA32	2948,085719	24139422,43	24142,37052
FERMENTA - MIELF2	2739,562172	19649489,11	19652,22867
FERMENTA - VINA-REC	2909,908953	4474926,918	4477,836827
FERMENTA - VINO	4106,185731	21049291,64	21053,39782
FERMENTA - VINO-CO2	8497,495786	21277218,02	21285,71551
DESTILAC - AG-RECT	1538,402027	1857154,961	1858,693363
DESTILAC - AGUA-ALC	597,5685182	283164,7948	283,7623634
DESTILAC - AGUA-ALD	1836,523261	1578541,451	1580,377975
DESTILAC - AGUA-FUS	528,3495	13995,89518	14,52424468
DESTILAC - ALC-DILU	255,228724	329599,7165	329,8549452
DESTILAC - ALC-IMPUR	412,6571281	660496,9599	660,909617
DESTILAC - ALC-RECT	3699,341928	13885365,89	13889,06523
DESTILAC - B-ETANOL	0	13871765,66	13871,76566
DESTILAC - DES-ALDE	1187,301735	2258735,512	2259,922814
DESTILAC - DES-RECT	6745,306318	12593567,45	12600,31276
DESTILAC - FLEMAZAS	18967,78964	175850,8139	194,8186035
DESTILAC - FUSEL	2,822438946	58338,00969	58,34083213
DESTILAC - IMPUR	198,1174416	7852,557057	8,050674499
DESTILAC - RECTIFIC	9492,94742	12535232,17	12544,72512
DESTILAC - VINA-EVA	35984,15874	1917826,251	1953,81041
DESTILAC - VINA-REC	2909,908953	4474926,918	4477,836827
DESTILAC - VINAZA	119947,1999	6392753,223	6512,700423
DESTILAC - VINO	4107,135093	21049291,64	21053,39877
DESTILAC - VINO50	24443,82998	21049291,64	21073,73547
DESTILAC - VINREC90	83963,03266	4474926,953	4558,889986
DESTILAC - TAM-MOL.ALC-RECT	3699,341928	13885365,89	13889,06523
DESTILAC - TAM-MOL.B-ETANOL	0	13871765,66	13871,76566
DESTILAC - TAM-MOL.IMPUR	198,1174416	7852,557057	8,050674499
DESTILAC - TAM-MOL.TM-1	19593,63538	13885365,89	13904,95953
DESTILAC - TAM-MOL.TM-2	17917,97865	13872131,63	13890,04961
DESTILAC - TAM-MOL.TM-3	1675,656216	28258,86594	29,93452215

Fuente: AUTOR