

Programación matemática aplicada a la integración energética y másica del proceso productivo de bioetanol a partir de melazas y bagazo de caña. Caso colombiano

Claudia Marcela Valderrama Ríos

Trabajo de grado para optar el título de: Magister en Ingeniería Química

Director

DcSc. Viatcheslav Kafarov

Doctor en Ciencias Técnicas

Codirectora

MSc. Viviana Quintero

Magister en Ingeniería Química

Universidad Industrial de Santander

Facultad de fisicoquímicas

Escuela de Ingeniería Química

Maestría en Ingeniería Química

Bucaramanga

2017

Dedicatoria

A Dios, por la vida, la sabiduría y entendimiento concedidos.

A mi madre por su amor y apoyo incondicional.

A mi padre, por ser quien es.

A mi hermana, por nunca dudar de mí.

Agradecimientos

Al Dr.Sc. Kafarov, por permitirme trabajar en el grupo de investigación CIDES y por el apoyo recibido.

A la doctora Viviana Quintero por su guía y paciencia durante el tiempo de la maestría.

A todos mis compañeros por su amistad sincera.

Contenido

	Pág.
Introducción	16
1. Objetivos	19
1.1 Objetivo general	19
1.2 Objetivos específicos	19
2. Estado del arte	20
2.1 Producción de bioetanol	20
2.2 Integración de procesos	31
2.3 Optimización	35
2.3.1 Optimización	36
2.3.2 Programación matemática	36
3. Hipótesis	40
4. Metodología	41
4.1 Diseño conceptual	42
4.2 Integración energética	44
4.3 Integración másica	46
5. Producción de bioetanol	48
5.1 Producción de bioetanol a partir de caña de azúcar	48

5.1.1 Extracción del jugo o Molienda.....	49
5.1.2 Tratamiento de jugo o clarificación	51
5.1.3 Concentración del jugo o evaporación.....	54
5.1.4 Producción de azúcar o cristalización.....	56
5.1.5 Fermentación.....	58
5.1.6 Separación.....	61
5.1.7 Cogeneración	62
5.2 Producción de segunda generación.....	69
5.2.1 Pretratamiento y neutralización	70
5.2.2 Hidrólisis y Fermentación separadas: SHF.....	72
5.2.3 Separación.....	74
5.3 Requerimientos máscos de agua y vapor del proceso de primera y segunda generación.....	75
5.4 Esquema integrado.....	76
6. Integración energética.....	80
6.1 Requerimiento servicios industriales mínimos	80
6.2 Integración energética por programación matemática.	85
7. Integración máscica	91
7.1 Generación de la superestructura	91
7.2 Desarrollo del modelo matemático	97
7.2.1 Modelo matemático	98
7.2.2 Solución del modelo	102
8. Conclusiones	104
9. Recomendaciones	105

Referencias bibliográficas.....	107
Apéndices.....	119

Lista de figuras**Pág.**

<i>Figura 1.</i> Producción anual de bioetanol en Colombia 2008-2015.....	22
<i>Figura 2.</i> Esquema general de la producción de bioetanol de primera generación a partir de caña de azúcar	23
<i>Figura 3.</i> Esquema de producción de bioetanol de segunda generación.....	27
<i>Figura 4.</i> Esquema de producción conjunta de bioetanol de primera y segunda generación	32
<i>Figura 5.</i> Representación de la asignación fuente – intercepto - depósito	38
<i>Figura 6.</i> Metodología llevada a cabo para el cumplimiento de los objetivos específicos planteados.	41
<i>Figura 7.</i> Diagrama de flujo para el diseño conceptual de un proceso.....	42
<i>Figura 8.</i> Diagrama de flujo integración energética por programación matemática	45
<i>Figura 9.</i> Diagrama de flujo integración másica, aplicando programación matemática.	47
<i>Figura 10.</i> Esquema producción dual azúcar-etanol caso colombiano.	49
<i>Figura 11.</i> Esquema etapa extracción de jugo.....	50
<i>Figura 12.</i> Esquema etapa tratamiento de jugo.	52
<i>Figura 13.</i> Esquema concentración del jugo.	54
<i>Figura 14.</i> Esquema producción de azúcar.....	57
<i>Figura 15.</i> Esquema fermentación.....	58

<i>Figura 16.</i> Esquema separación.....	61
<i>Figura 17.</i> Esquema caldera – Cogeneración	63
<i>Figura 18.</i> Esquema turbina – cogeneración.	67
<i>Figura 19.</i> Esquema producción de bioetanol a partir de bagazo.....	69
<i>Figura 20.</i> Esquema etapa pretratamiento.	71
<i>Figura 21.</i> Esquema etapa neutralización.....	72
<i>Figura 22.</i> Esquema etapa SHF.	73
<i>Figura 23.</i> Esquema etapa separación.	74
<i>Figura 24.</i> Esquema integrado propuesto.	77
<i>Figura 25.</i> Gran curva compuesta caso proyecto.	82
<i>Figura 26.</i> Diagrama intervalos de temperatura.	85
<i>Figura 27.</i> Red de intercambiadores de calor.	88
<i>Figura 28.</i> Comparativo antes y después de la integración energética.....	90
<i>Figura 29.</i> Superestructura propuesta para el caso de estudio.....	96
<i>Figura 30.</i> Distribución de red de agua, caso de estudio.....	102

Lista de tablas**Pág.**

Tabla 1. <i>Principales corrientes involucradas en etapa extracción del jugo.</i>	50
Tabla 2. <i>Corrientes principales en el tratamiento del jugo.</i>	52
Tabla 3. <i>Condiciones de operación evaporadores.</i>	55
Tabla 4. <i>Condiciones jugo obtenido en cada evaporador tras evaporación.</i>	56
Tabla 5. <i>Vapor generado en la producción de azúcar.</i>	57
Tabla 6. <i>Condiciones principales corrientes producción de azúcar.</i>	58
Tabla 7. <i>Reacciones tenidas en cuenta en la fermentación.</i>	59
Tabla 8. <i>Corrientes ingreso a fermentación.</i>	60
Tabla 9. <i>Características corrientes principales etapa separación.</i>	62
Tabla 10. <i>Composición del bagazo en base seca.</i>	62
Tabla 11. <i>Reacciones tenidas en cuenta en la caldera.</i>	64
Tabla 12. <i>Flujos principales corrientes caldera.</i>	64
Tabla 13. <i>Parámetros caldera.</i>	65
Tabla 14. <i>Parámetros turbina: salida a 2 atm.</i>	68
Tabla 15. <i>Indicadores etapa cogeneración.</i>	68
Tabla 16. <i>Características corrientes principales pretratamiento.</i>	70
Tabla 17. <i>Corrientes principales etapa SHF.</i>	73

Tabla 18. <i>Corrientes principales etapa separación.</i>	75
Tabla 19. <i>Requerimientos de agua y vapor 1G y 2G.</i>	76
Tabla 20. <i>Comparativo 1G y 1G+ 2G SHF.</i>	79
Tabla 21. <i>Datos corrientes para el caso de estudio.</i>	81
Tabla 22. <i>Resultados análisis pinch.</i>	83
Tabla 23. <i>Parámetros de ingreso al modelo caso de estudio.</i>	87
Tabla 24. <i>Áreas de intercambiadores de calor después de integración energética.</i>	89
Tabla 25. <i>Etapas que involucran uso de agua en el proceso integrado 1G +2G.</i>	92
Tabla 26. <i>Fuentes, caso de estudio.</i>	94
Tabla 27. <i>Unidades intercepto.</i>	95
Tabla 28. <i>Concentración mínima permitida para las unidades depósitos</i>	96
Tabla 29. <i>Costo inversión unidades intercepto.</i>	98

Lista de apéndices

	Pág.
Apéndice A. Suposiciones básicas para la simulación	119
Apéndice B. Resultados simulación esquema productivo primera generación.	128
Apéndice C. Parámetros segunda generación tenidos en cuenta para la simulación.	149
Apéndice D. Resultados simulación esquema productivo segunda generación.	152
Apéndice E. Proceso integrado primera y segunda generación de bioetanol.	160
Apéndice F. Construcción curva compuesta.....	181
Apéndice G. Cálculo costos servicios industriales	187
Apéndice H. Modelo matemático integración energética.....	188
Apéndice I. Código síntesis de red de intercambiadores de calor.	193
Apéndice J. Cálculo costos de inversión unidades intercepto	198
Apéndice K. Código integración máscara	200

Resumen

Título: Programación matemática aplicada a la integración energética y másica del proceso productivo de bioetanol a partir de melazas y bagazo de caña. Caso colombiano.*

Autor: Claudia Marcela Valderrama Rios**

Palabras clave: Bioetanol primera y segunda generación, integración energética, integración másica, optimización.

Descripción:

En Colombia la producción de bioetanol se lleva a cabo en destilerías anexas a ingenios azucareros, donde los principales productos obtenidos son el azúcar, el bioetanol y así como, vapor y electricidad a partir de los sistemas de cogeneración. Para el 2015 cerca de 24 millones de toneladas de azúcar se procesaron, produciendo 2 millones de toneladas de azúcar, 456 millones de litros de etanol y 5 millones de toneladas de bagazo, destinados para la industria del papel y la cogeneración de cerca de 1,380 GWh/año. En el presente trabajo se propuso un esquema integrado de bioetanol de primera y segunda generación, con el propósito de incrementar la producción de bioetanol, optimizando los requerimientos de energía térmica y agua fresca del proceso. En este sentido, primero se llevó a cabo el diseño conceptual del esquema productivo de bioetanol de primera y segunda generación, luego se planteó una integración aprovechando el uso de corrientes intermedias y equipos comunes a los dos procesos, para luego simularlos en Aspen Plus®. Como cuarto punto, se aplicó programación matemática tanto, para la síntesis de redes de intercambio de calor como para la síntesis de redes de agua. El esquema integrado permitió aumentar hasta un 47% la producción de bioetanol. Empleando la herramienta de programación matemática se identificó la red de intercambio de calor con el menor costo anual; reduciendo el uso de unidades de intercambio de calor en un 53%. Adicionalmente, se logró una reducción del 19,25% en el consumo de agua fresca del proceso integrado.

* Trabajo de investigación de Maestría en Ingeniería Química

** Facultad de Ingenierías Físico-Químicas. Escuela de Ingeniería Química. Director: Dr. Sc. Vietacheslva Kafarov,

Abstract

Title: Mathematical programming applied to mass and energy integration of bioethanol production process from molasses and cane bagasse. Colombian case.*

Author: Claudia Marcela Valderrama Ríos**

Keywords: First generation bioethanol, second generation bioethanol, energy integration, mass integration, optimization.

Description:

The bioethanol production in Colombia is carried out in distilleries annexed to sugar mills, where there are obtained ethanol and sugar as main products and in some cases, heat and electricity from the cogeneration systems. In 2015, about 24 million tons of sugarcane were milled, producing approximately 2 million tons of sugar and 456 million liters of ethanol. In addition, about 5 million tons of bagasse were produced for the paper industry and cogeneration systems, which contributed about 1,380 GWh / year. In the present master project, an integrated scheme of first and second generation bioethanol production is proposed with the mainly purpose of increasing the yield and decreasing the thermal energy and fresh water requirements. In this sense, first, the individual schemes of first and second generation were modeled using Aspen Plus ® software, then an integration was proposed taking advantage of the use of intermediate streams and common equipment the two processes. Afterward, mathematical programming was applied both heat exchange networks synthesis and water networks synthesis. The bioethanol production from the integrated scheme of first and second generation increased at least 47% compared it with sugar-bioethanol production scheme. Using the mathematical programming tool, the heat exchange network with the lowest annual cost was identified; reducing the use of heat exchange units by 53%. Additionally, a reduction of 19.25% in fresh water consumption of the integrated process was achieved.

* Chemical engineering master research project

** Faculty of Physical-Chemical Engineering. School of Chemical Engineering. Advisor: Dr. Sc. Vietacheslva Kafarov.

Introducción

En la actualidad, Colombia considera a la industria azucarera como un sector sucro-energético, gracias a los avances existentes en innovación y eficiencia, donde la producción de azúcar se realiza en ingenios con destilerías anexas para la obtención de etanol y en algunos casos, calor y electricidad a partir de los sistemas de cogeneración. Para el año 2015, alrededor de 24 millones de toneladas de caña se molieron logrando una producción cercana a los 2 millones de toneladas de azúcar y 456 millones de litros de etanol. Por otra parte, se obtuvo aproximadamente 5 millones de toneladas de bagazo destinados a la industria del papel y a los sistemas de cogeneración que aportaron cerca de 1.380 GWh/ año (ASOCAÑA, 2016).

En este contexto, se entiende que la producción de bioetanol es estratégica para el país porque genera alrededor de 160.000 empleos directos e indirectos, beneficia el medio ambiente al reducir las emisiones de gases efecto invernadero en un 74% comparándose con el uso de la gasolina; además, permite reducir su dependencia de combustibles fósiles y mantiene las reservas de fuentes energéticas no renovables (Federación Nacional de Biocombustibles de Colombia, 2017).

Durante el 2015, la mezcla etanol-gasolina fue de 8% en todo el país; sin embargo, para cumplir con la meta pactada en el COP21 de la reducción en un 20% de las emisiones de gases efecto invernadero es necesario mantener y/o aumentar esta relación y estimular la producción para incrementar la oferta y lograr mayores aportes del sector de transporte (Federación Nacional de Biocombustibles de Colombia, 2017).

A nivel mundial los esfuerzos tecnológicos han sido orientados en el aprovechamiento de fuentes alternativas como biomasa lignocelulósica y microalgas para la diversificación energética

bajo el concepto de biorefinerías, permitiendo la obtención de biocombustibles como bioetanol, biodiesel y productos de alto valor agregado.

La producción integrada de bioetanol denominado de primera y segunda generación, el primero a partir de cultivos y el segundo a partir de residuos agroindustriales o material lignocelulósico, se puede considerar una estrategia viable dado que los esquemas individuales involucran unidades de proceso en común, y los flujos intermedios pueden ser utilizados para aumentar el rendimiento de productos existentes y/o la obtención de nuevos productos. Es así, como el bagazo proveniente de la molienda en el esquema de 1G, puede ser aprovechado como materia prima en la etapa de pretratamiento del esquema de 2G, y a su vez, es posible compartir algunos equipos existentes en etapas de proceso comunes como la fermentación y separación (Dias et al., 2011a).

En Colombia la producción de bioetanol se lleva a cabo aprovechando las mieles obtenidas de la etapa de cristalización y de acuerdo con Sánchez y Cardona (2005) tiene un rendimiento de 70 L/ton de caña de azúcar y donde el principal residuo lignocelulósico es el bagazo de la caña, que es utilizado en algunos ingenios en procesos de cogeneración, en donde se logra producir 10MW/h (Ingenio Risaralda, 2015) y no es explotado como una fuente lignocelulósica para producir más bioetanol. No obstante, se sabe que el aprovechamiento de este residuo puede llegar a aumentar la producción de etanol hasta en un 50%, según rendimientos obtenidos en Brasil (Raízen, 2014).

Tanto el proceso productivo de bioetanol a partir de caña de azúcar, como de bagazo presentan grandes requerimientos de agua y energéticos, de acuerdo con Pereira, (2013) usando simulaciones en Aspen Plus ® establece que el requerimiento energético de calentamiento para la producción de primera generación (caña de azúcar) de bioetanol es de 6678 MJ/h, y los requerimientos energéticos de enfriamiento son 59341 MJ/h. Además, para bioetanol a partir de bagazo de caña los requerimientos energéticos de calentamiento y enfriamiento son 38220 MJ/h y 63900 MJ/h,

respectivamente. Así mismo, la cantidad de agua necesaria para el proceso de obtención de bioetanol de primera generación es de 16782 Kg/h, 41777 Kg/h para segunda generación (Pereira, 2013).

Teniendo en cuenta lo mencionado en el párrafo anterior, el propósito del presente trabajo es proponer un esquema conceptual de la producción conjunta de bioetanol de primera y segunda generación a partir de caña de azúcar y bagazo, con un consumo óptimo de energía y agua fresca del proceso integrado, usando programación matemática aplicada a la integración redes de intercambio de calor y aprovechamiento de corrientes con disposición de agua para re-uso en el proceso.

En ese orden de ideas, el presente documento muestra inicialmente una descripción del estado del arte de la producción de bioetanol de primera generación y segunda generación a nivel mundial y en Colombia, mencionando las etapas del proceso involucradas. Adicionalmente, se muestra un resumen de la búsqueda bibliográfica acerca de los esquemas integrados; así como, las metodologías existentes para llevar a cabo integración de procesos.

Después de contextualizar la producción de bioetanol y los esquemas integrados que se han evaluado a nivel mundial, se presenta los objetivos planteados, seguidos de la metodología llevada a cabo para su cumplimiento; describiendo parámetros tenidos en cuenta durante la simulación de los procesos y mencionando características relevantes de los softwares utilizados (Aspen Plus ® y GAMS ®).

Por último, se presenta los resultados obtenidos y sus respectivos análisis, para finalizar con las conclusiones generales del proyecto de investigación.

1. Objetivos

1.1 Objetivo general

Definir un esquema integrado para el proceso de producción de bioetanol de primera y segunda generación a partir de la caña de azúcar y bagazo, que permita la aplicación de programación matemática para la optimización del consumo energético y másico de corrientes de proceso.

1.2 Objetivos específicos

- Caracterizar el sistema de análisis, definiendo los esquemas de procesamiento que incluyen condiciones de operación y rendimientos, cuantificando requerimientos energéticos y másicos.
- Establecer un método de optimización matemática para la integración energética aplicada a los procesos de producción de bioetanol denominado primera y segunda generación.
- Establecer una estrategia para reducir el consumo de agua fresca en el proceso utilizando de programación matemática en la configuración seleccionada.

2. Estado del arte

2.1 Producción de bioetanol

El bioetanol se ha consolidado como una alternativa energética para el sector transporte dado su bajo impacto ambiental, alto índice de octano, su número de cetano bajo y alto calor de vaporización (Akbas & Stark, 2016).

Existe a nivel mundial una gran variedad de materia prima útil para la producción de bioetanol, como lo son cultivos, residuos agroindustriales, entre otros, lo que ha llevado a clasificar su obtención en:

- **Primera generación:** Se produce a partir de la fermentación de azúcares como la caña de azúcar, remolacha o cultivos ricos en almidón como el maíz o granos (Bajpai, 2013).
- **Segunda generación:** A partir de biomasa lignocelulósica que está presente en residuos agrícolas como paja, rastrojo, pasto varilla, leña o pulpa de papel, bagazo de caña (Zabed, Sahu, Suely, Boyce, & Faruq, 2017).
- **Tercera generación:** Está enfocada en el uso de organismos acuáticos como las algas, las cuales representan una alternativa promisoría dado a su alto contenido de lípidos y carbohidratos, así como, a su facilidad de cultivo en una amplia variedad de ambientes acuáticos. Sin embargo, ésta generación aún se encuentra en una etapa primaria de investigación (Jambo et al., 2016).

La producción global de bioetanol se ha concentrado principalmente en la obtención del denominado primera generación, incrementándose paulatinamente un 51% durante los años 2007-2015, pasando de 13123 a 25682 millones de galones a nivel mundial; periodo en el cual, Estados Unidos y Brasil han sido los mayores productores. En el 2015 éstos dos países produjeron el 58% y 28% respectivamente (Renewable Fuels Association, 2016).

Asimismo, existe un creciente interés por diversificar las fuentes de obtención del bioetanol, de este modo, países como Italia y Brasil cuentan con procesos productivos de segunda generación a nivel comercial, mientras que Francia, Suecia y Alemania cuentan con bio-refinerías a escala piloto (Mussatto & Dragone, 2016).

Por su parte, Colombia se ubica como segundo productor de bioetanol a partir de caña de azúcar en Suramérica, después de Brasil; y, de acuerdo a lo que se puede observar en la Figura 1 el procesamiento de bioetanol en Colombia desde el 2008 hasta el 2015 ha mostrado un crecimiento del 78%, con tendencia lineal desde el 2010 en la producción de este biocombustible (Federación Nacional de Biocombustibles de Colombia, 2017).

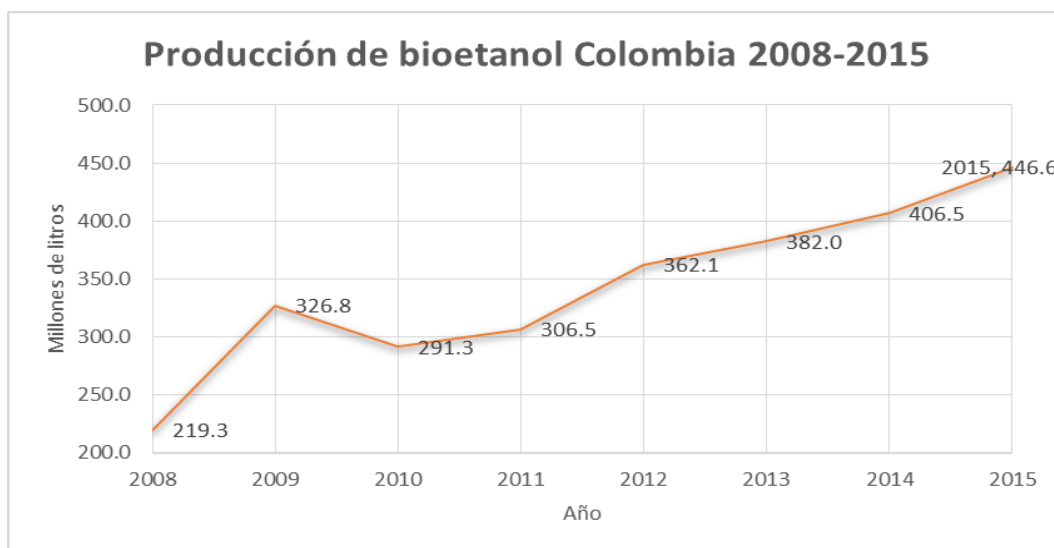


Figura 1. Producción anual de bioetanol en Colombia 2008-2015. Adaptado de Federación Nacional de Biocombustibles de Colombia. (2017). FedeBiocombustibles. Retrieved January 23, 2017, Disponible en: [http://www.fedebiocombustibles.com/estadistica-mostrar_info-titulo-Alcohol_Carburante_\(Etanol\).htm](http://www.fedebiocombustibles.com/estadistica-mostrar_info-titulo-Alcohol_Carburante_(Etanol).htm)

El constante crecimiento en la producción de bioetanol va respaldado con el aumento del número de destilerías con las que el país cuenta actualmente, durante éste período (2008-2015) se pasó de tener 5 destilerías a 7, las dos últimas autónomas (Federación Nacional de Combustibles, 2017). Una de ellas ubicada en Zarzal, Valle del Cauca y la otra en Villavicencio, Meta, contribuyendo al aumento de la cantidad de bioetanol producido en el país; por ejemplo, la planta Bioenergy (Meta) aporta un 38% a la producción actual (Federación Nacional de Combustibles, 2017); todo esto con el fin de dar cumplimiento a la meta trazada presentada por Colombia en la COP21 de reducción de gases efecto invernadero en un 20% de las emisiones al año 2030 (ASOCAÑA, 2016).

Industrialmente el proceso productivo azúcar-bioetanol en Colombia sigue las etapas de proceso mostradas en la Figura 2 y se describen a continuación:

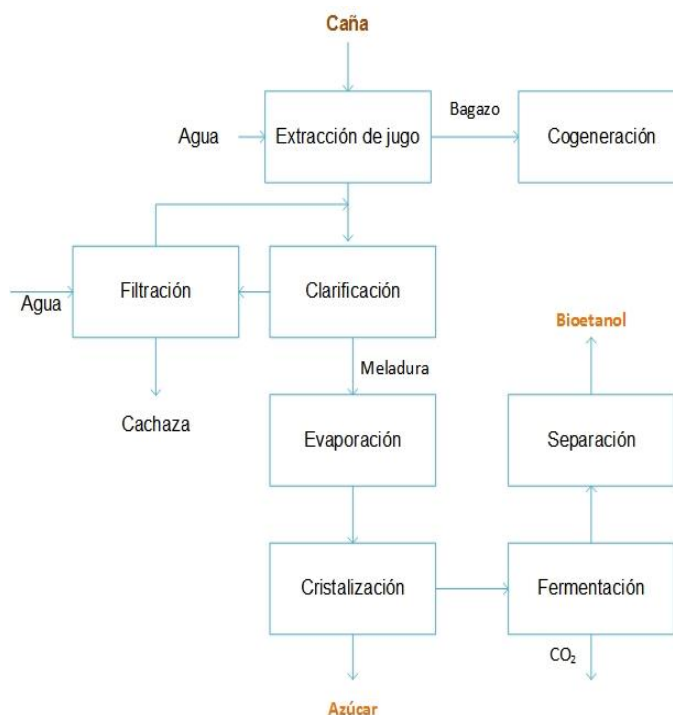


Figura 2. Esquema general de la producción de bioetanol de primera generación a partir de caña de azúcar. Adaptación de Barragán, D. (2014). Simulación y análisis exergético del proceso de producción dual azúcar etanol Caso Colombiano. Universidad Industrial de Santander.

- **Extracción de jugo (Molienda):**

Esta primera etapa, tiene como objetivo separar el jugo y la fibra presentes en la caña de azúcar. El método usado en la industria es el de compresión mecánica, usando entre 4 y 7 molinos en serie. Para aumentar el rendimiento de esta etapa se agrega al proceso agua, la cual es denominada agua de imbibición. Se entiende por imbibición al desplazamiento de un fluido viscoso por la adición de otro inmiscible con este (Rein, 2012c).

El mecanismo de imbibición puede ser simple o compuesto. El primero, es aquel en el cual el agua es adicionada al bagazo después de cada molino. De manera similar, se entiende por imbibición compuesta, cuando se adiciona agua al bagazo que ingresa al último molino, retornando

el jugo obtenido de éste al penúltimo; el jugo del penúltimo al precedente y así sucesivamente (Rein, 2012c).

- **Clarificación**

En esta etapa se busca separar el jugo obtenido en dos partes: Jugo limpio y lodos. El jugo limpio, constituye la corriente de proceso y es dirigida hacia la etapa de evaporación, mientras que los lodos son tratados con el fin de recuperar el jugo que está presente en la torta (Ingenio Providencia, 2016).

- **Evaporación**

La evaporación es una operación importante en términos de eficiencia energética dentro del proceso de producción de azúcar; pues mediante un arreglo de evaporadores de quintuple efecto, se busca incrementar la concentración de sólidos disueltos en el jugo clarificado (de 15°Brix a 60-62°Brix), lo cual implica el mayor consumo de vapor en todo el proceso (Rein, 2012a).

La corriente obtenida, llamada meladura, contiene la misma cantidad de sacarosa que el jugo clarificado, pero con una reducción de agua del 88,6%. Antes de pasar a la siguiente etapa la meladura es tratada con floculante y se clarifica. Las espumas retiradas a la meladura son recirculadas a la etapa de clarificación.

- **Cristalización**

En la cristalización se genera el primer principal producto: el azúcar; procesando la meladura obtenida de la etapa de evaporación, haciéndola pasar por evaporadores de simple efecto al vacío, conocidos como tachos, evaporándola para obtener la sacarosa cristalizada (azúcar). El vacío es

necesario para mantener la temperatura a un nivel suficientemente bajo, que permita minimizar la coloración y la inversión o degradación de sacarosa en el proceso (Ingenio Providencia, 2016).

- **Fermentación**

Durante la producción de azúcar se obtienen mieles como subproductos, las cuales son denominadas: meladura, miel A y miel B. Estas mieles son usadas en la producción de alcohol a través de la fermentación, el cual es un proceso biológico originado por la actividad metabólica de algunos microorganismos que procesan azúcares reductores obteniendo etanol con emisiones de dióxido de carbono. Los microorganismos más usados son la *Saccharomyces cerevisiae*, debido a su fácil manipulación y recuperación; además de la tolerancia que presenta a las concentraciones de azúcar y etanol (Minteer, 2011).

En Colombia se utiliza un proceso continuo en la etapa de fermentación, incluyendo la recuperación de levadura. Los sustratos utilizados provienen de la fábrica de azúcar y pueden ser: miel B, meladura y jugo clarificado. La concentración de etanol en el vino fermentado esta entre 9 y 11%(v/v) (Ingenio Providencia, 2016)

- **Destilación y concentración de etanol**

Para la etapa de recuperación del bioetanol proveniente de la fermentación, actualmente a nivel industrial es empleada la destilación convencional seguida de una deshidratación con tamices. El esquema incluye tres columnas de destilación, desgasificadora, rectificadora y separadora de aldehídos. Al vino obtenido en la fermentación se le retira 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 (J. Quintero, Montoya, Sanchez, & Cardona, 2007)

De acuerdo a lo expuesto anteriormente, en el país, los principales productos de los ingenios azucareros son: el azúcar y el bioetanol, con rendimientos de 70 L/ t caña para el proceso (Sánchez & Cardona, 2005), donde con un ingreso de 38 t caña/h, según lo reportado por Pereira (2013) los requerimientos energéticos para calentamiento son de 6678 MJ/h y los requerimientos energéticos de enfriamiento son 59341 MJ/h; la cantidad de agua necesaria para el proceso de obtención de bioetanol de primera generación es de 16782 Kg/h, sin incluir los consumos de la etapa de cogeneración. (Pereira, 2013).

A su vez, el proceso productivo dual azúcar-etanol genera bagazo como subproducto; donde el 90% es direccionado hacia las calderas especialmente diseñadas para consumir biomasa y carbón, dando lugar a una combustión, obteniéndose vapor de alta presión (955 psig, 950 °F), este vapor es alimentado a las turbinas y posteriormente es entregado a las diferentes etapas del proceso como la evaporación, cocción de jugos y calentamiento de mieles para la producción de bioetanol. De igual manera, la turbina produce energía suficiente para abastecer los requerimientos eléctricos de la fábrica. La energía no consumida equivalente a 14 MWh, se entrega a la red pública con capacidad para ser suministrada a una población de aproximadamente 130.000 habitantes (Ingenio Providencia, 2016)

El 10% del bagazo restante, es usado para vender como materia prima a la industria del papel o como fertilizante para las plantaciones de caña de azúcar (Incauca S.A, 2016).

La cogeneración de energía proveniente de biomasa se ha venido estimulando en Colombia, desde la emisión de la Ley 788 de 2002, donde se exime del impuesto a la renta por la venta de

energía a partir de esta fuente. De esta forma en el 2015 la capacidad instalada de cogeneración en la industria azucarera fue de 237 MW (Asocaña, 2016).

Sin embargo, además de servir como combustible para la cogeneración, el bagazo también puede ser transformado en etanol (2^{da} generación) aumentando la capacidad productiva de una planta, no obstante, este aprovechamiento de la biomasa no se lleva a cabo en Colombia a escala industrial.

Según la literatura el proceso de obtención de bioetanol de segunda generación, cuenta con requerimientos energéticos de calentamiento de 9 MJ/kg Bagazo y enfriamiento de 11 MJ/kg Bagazo, y consumos de agua de 3.25 kg agua/kg bagazo (Pereira, 2013) y de acuerdo a lo mostrado en la Figura 3, consta de las siguientes operaciones: pretratamiento de la biomasa, hidrólisis, fermentación y separación (Dias et al., 2011a).



Figura 3. Esquema de producción de bioetanol de segunda generación. Adaptado de Lennartsson, P. R., Erlandsson, P., & Taherzadeh, M. J. (2014). Integration of the first and second generation bioethanol processes and the importance of by-products. *Bioresource Technology*, 165(C), 3–8. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2014.01.127>

En general, la biomasa lignocelulósica está compuesta por celulosa, hemicelulosa y lignina, conformando una estructura que es recalcitrante a la ruptura, por tal razón es necesario realizar un pretratamiento como primera etapa del proceso, el cual se puede clasificar en físico, químico o biológico (Behera, Arora, Nandhagopal, & Kumar, 2014).

- Los pretratamientos físicos tienen como objetivo aumentar el área superficial y reducir el tamaño de partículas de materiales lignocelulósicos, éstos comprenden, por ejemplo, molienda, fragmentación mecánica, radiación entre otros (Haghighi Mood et al., 2013).
- Los químicos, en los que se destacan los alcalinos con NaOH, Ca (OH)₂, KOH, ácidos con H₂SO₄, HCl, H₃PO₄, Organosolv el cual usa solventes orgánicos como etanol, metanol, acetona (Haghighi Mood et al., 2013).
- Los pretratamientos fisicoquímicos, combinan procesos físicos y químicos e incluye a la explosión de vapor catalizada con H₂SO₄, explosión de fibra de amoníaco (AFEX), agua líquida caliente, oxidación húmeda (Sun, Sun, Cao, & Sun, 2016).
- Y por último, pretratamiento Biológico, el cual está más asociado con la acción de microorganismos y enzimas para degradar la estructura de la biomasa (Sun et al., 2016).

De acuerdo con lo anterior, el principal objetivo que se busca con la etapa de pretratamiento es fraccionar la biomas lignocélulosica para permitir el fácil acceso de las enzimas en la fase de hidrólisis enzimática (Aditiya, Mahlia, Chong, Nur, & Sebayang, 2016).

En este orden de ideas, Conde-Mejía *et al* llevaron a cabo simulaciones de diversos métodos de pretratamiento como la explosión de vapor, AFEX (amonia fiber explosión, por sus siglas en ingles), Lime, agua líquida caliente, hidrólisis con ácido diluido, organosolv; detectando que tanto la explosión de vapor como la hidrólisis con ácido diluido presentaron los menores requerimientos energéticos cuando no se recicla ningún tipo de corriente. Por otro lado, cuando el reciclo es

implementado la explosión de vapor, agua líquida caliente, hidrólisis con ácido diluido y AFEX son métodos energéticamente más eficientes. Sin embargo, la explosión de vapor presenta grandes consumos de agua (Conde-mejía, Jiménez-gutiérrez, & El-halwagi, 2011).

La biomasa pre-tratada luego pasa a procesos de hidrólisis, en el cual los polímeros de carbohidratos en el material lignocelulósico serán convertidos a azúcares simples para su posterior fermentación (Balat, 2011). De acuerdo con lo expuesto por Rastogi & Shrivastava (2017) con el fin de aumentar la eficacia de la producción de bioetanol se han propuesto diferentes métodos para la hidrólisis y la fermentación, como se muestra a continuación:

- **Hidrólisis y fermentación separadas (SHF):** En este caso la hidrólisis y la fermentación funcionan por separado, es decir, la biomasa lignocelulósica pretratada se degrada primero en unidades glucosa y xilosa, a través de enzimas, seguido de la fermentación de estos azúcares en etanol. La ventaja principal de este proceso es que tanto la hidrólisis enzimática como la fermentación funcionan en sus respectivas condiciones óptimas.

- **Hidrólisis y fermentación simultáneas (SSF):** este proceso combina la sacarificación de la biomasa con la fermentación simultánea de azúcares liberados en un único reactor. La característica clave de este proceso es que tan pronto como los azúcares se forman a partir de biomasa, se convierten rápidamente en etanol, disminuyendo así la acumulación de azúcares inhibidores en el medio. Las ventajas que este método presenta frente al SHF son: el bajo requerimiento de equipo en el proceso, la facilidad de operación y la presencia de etanol en el caldo haciendo que el medio sea menos vulnerable a la contaminación, son algunos de los beneficios de este proceso.

- **Hidrólisis y co-fermentación simultáneas (SSCF):** Esta unión está orientada a la asimilación microbiana de todos los azúcares liberados durante el pretratamiento y los procesos de hidrólisis de la biomasa lignocelulósica. El empleo de cultivos mixtos de levaduras que pueden asimilar tanto las hexosas como las pentosas es otra opción, pero el único problema es una mayor conversión de los azúcares de seis carbonos en etanol, dado que los microorganismos que utilizan hexosas crecen una manera más rápida que aquellos que utilizan azúcares de cinco carbonos.

- **Bioprocesamiento consolidado (CBP):** o conversión microbiana directa (DMC) consiste en una hidrólisis y fermentación en una sola etapa, llevadas a cabo por una única comunidad microbiana involucrando todas las reacciones necesarias para la transformación de la biomasa en etanol. Este proceso tiene varias ventajas puesto que no implica costos de capital o de operación para la producción de enzimas, el sustrato completo se utiliza para la liberación de azúcares y ninguna parte del mismo se destina a la producción de celulosa. Además, los procesos enzimáticos y de fermentación son totalmente compatibles (Rastogi & Shrivastava, 2017).

Con el fin de establecer una ruta de procesamiento para la producción de bioetanol de segunda generación efectiva, diversos autores han encaminado sus investigaciones usando distintas metodologías incluyendo estudios de rendimientos de conversión a escala piloto, aplicación de herramientas de programación matemática para la ayuda de toma de decisiones y análisis de eficiencia exergética de procesos.

Escala piloto, Rocha *et al* (2015) evaluó la ruta de procesamiento: explosión de vapor catalizado con ácido sulfúrico seguido de una delignificación alcalina concluyendo, que a escala piloto el uso

de explosión de vapor como pretratamiento permite una mayor solubilización de la hemicelulosa y conversión de la celulosa, e incrementa en cuatro veces la capacidad de la hidrólisis.

Desde el punto de vista de programación matemática, Scott *et al* (2013) propusieron un marco para la ayuda de toma de decisiones para la producción de bioetanol lignocelulósico teniendo en cuenta costo capital, operativo, rendimientos de proceso e información sobre las tecnologías disponibles; encontrando que la ruta de procesamiento con el valor óptimo de costo total de producción consideraba la explosión de vapor catalizada con ácido, seguido de un destoxificación y fermentación separada de xilosa y glucosa (Scott, Venturini, Aroca, & Conejeros, 2013).

Más recientemente, Silva & De Oliveira (2017) usando la metodología de análisis exergético concluyeron que a través de tecnologías de explosión de vapor catalizada con ácido, como pretratamiento, seguida de una hidrólisis y fermentación separadas, presentaba tasas bajas de emisiones globales de CO₂ (131,45 gCO₂ / MJ) (Silva & De Oliveira Junior, 2017).

2.2 Integración de procesos

La integración de procesos es una herramienta eficaz, para generar sistemáticamente estrategias sustentables para el diseño y operación de instalaciones industriales y ha sido desarrollada durante casi 50 años con el fin de conservar la energía, reducir emisiones nocivas al medio ambiente, aumentar productividad con el menor uso de recursos, mejorar el aprovechamiento de subproductos, aumentar ingresos diversificando productos con la capacidad instalada actual y reducción de costos de un proceso productivo (Foo, El-Halwagi, & Tan, 2017)

Actualmente se llevan a cabo investigaciones que buscan evaluar la producción conjunta de bioetanol de primera y segunda generación. A partir de caña de azúcar y bagazo, donde se propone

esquemas como el mostrado en la Figura 4, con el fin de aprovechar etapas comunes como la fermentación y la separación.

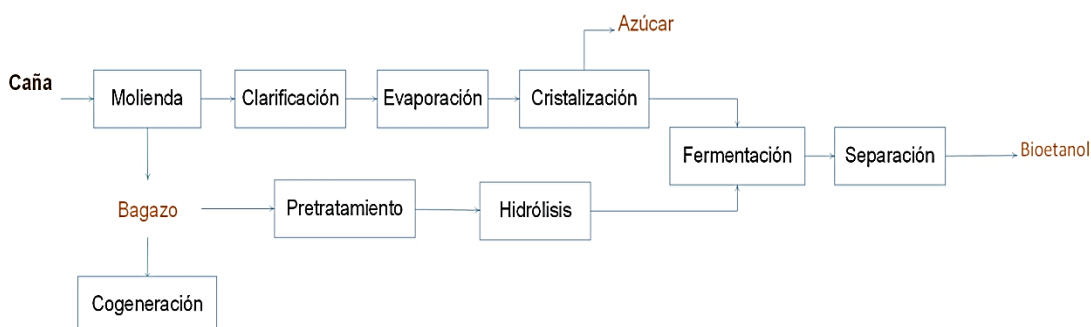


Figura 4. Esquema de producción conjunta de bioetanol de primera y segunda generación. Adaptado de Junqueira, T. L., Dias, M. O. S., Cavalett, O., Jesus, C. D. F., Cunha, M. P., Rossell, C. E. V., ... Bonomi, A. (2012). Economic and environmental assessment of integrated 1st and 2nd generation sugarcane bioethanol production evaluating different 2nd generation process alternatives. In Computer Aided Chemical Engineering (Vol. 30, pp. 177–181). Disponible en: <https://doi.org/10.1016/B978-0-444-59519-5.50036-8>

Diversas estrategias de integración con los esquemas de la producción de bioetanol se reportan en la literatura. Días et al 2009 propone un esquema integrado utilizando como materias primas: jugo y bagazo de caña. Para el procesamiento de jugo utilizó la configuración tradicional de primera generación caso Brasil; mientras que para el bagazo de caña propuso una pre-hidrólisis ácida de la hemicelulosa, deslignificación con organosolv e hidrólisis de la celulosa. Para el esquema integrado, propusieron dos escenarios: El primero incluye la destilación convencional y el segundo un sistema de destilación de doble efecto, en donde es posible integrar la columna de destilación y rectificación. Como principal resultado se obtuvo que el segundo escenario presentó una producción de etanol del 26% superior a la del primer escenario analizado, debido a que la

configuración de destilación permite un ahorro de energía térmica y más disponibilidad de bagazo (Dias et al., 2009)

En el 2011, Junqueira *et al* simuló el proceso integrado de producción de bioetanol de primera y segunda generación, evaluando como pretratamientos la explosión de vapor, organosolv y peróxido de hidrógeno, concluyendo que un proceso de hidrólisis entre 48 h lleva a la obtención de rendimientos alrededor de 110 L/t (Junqueira et al., 2012). Dias et al., (2012), con la ayuda de una simulación en Aspen Plus, determinó que es posible producir cantidades significativas de excedentes de electricidad con valores de 66,7 kWh/ t, integrando procesos de primera y segunda generación de bioetanol.

Ensinas et al 2013, proponen la integración de proceso de 1 y 2 generación para la obtención de bioetanol, aplicando una optimización termo-económica a partir de un algoritmo evolutivo; concluyendo que cuando se destina más del 72% del bagazo para la producción de bioetanol de segunda generación, la cantidad de electricidad generada en el sistema de cogeneración no alcanza a suplir la demanda de energía del proceso (Ensinas, Codina, Marechal, Albarelli, & Silva, 2013).

En Colombia, se ha analizado desde el punto de vista tecno-económico de bio-refinerías usando caña de azúcar como materia prima, simulando el proceso en Aspen Plus, mostrando que la configuración con mejores resultados económicos es aquella donde se considera la producción de etanol y PHB (Poli-3-hidroxibutirate) a partir de la combinación de bagazo de caña y melazas (Moncada, El-Halwagi, & Cardona, 2013). Se ha propuesto también la integración de primera, segunda y tercera generación, incorporando microalgas a una bio-refinería de caña de azúcar (Moncada, Tamayo, & Cardona, 2014).

En el centro de investigación para la industria y energía sostenible CIDES, Pereira (2013) (Pereira, 2013) realizó una evaluación de la producción conjunta de bioetanol de primera y segunda

generación usando metodologías de análisis exergético e integración de procesos con la ayuda de Aspen Plus, sin incluir la cogeneración de energía, propuso un esquema donde se necesitan 96500 MJ/h para calentamiento y 103 MJ/h para enfriamiento y se consumen 19817 kg/h de agua.

Los esquemas productivos de primera y segunda generación, que han sido propuestos por la literatura, se basan en la aplicación procedimientos sistemáticos para la integración de procesos, término que será ampliado a continuación.

En principio, la integración de procesos recae en tres conceptos:

- a) Heurístico: que se basa en la experiencia ingenieril y el conocimiento previo del proceso;
- b) Físico: el cual se refiere a la aplicación de metodologías Pinch, ya sea para la integración de calor a través de redes de intercambiadores de calor o a la integración másica a través de reciclo/re-
uso de corrientes.
- c) Aplicando metodologías de optimización de procesos, a través de programación matemática (Klemes & Kravanja, 2013).

La integración energética, es una metodología que examina el potencial de mejorar y optimizar el intercambio de calor entre corrientes de proceso calientes y frías, con el fin de reducir la cantidad de calentamiento externo y enfriamiento, lo que reduce costos y emisiones, para tal fin, un procedimiento sistemático ha sido desarrollado para proporcionar el diseño final de ahorro de energía del sistema y es a través, de la optimización de redes de intercambio de calor o HEN (por sus siglas en inglés, Heat exchanger networks) (Klemeš, Varbanov, & Kravanja, 2013).

De manera similar, la integración másica se define como una metodología sistemática que provee un entendimiento fundamental del flujo global de masa dentro de un proceso y emplea este

entendimiento en la identificación de objetivos y optimización de la generación y direccionamiento de especies a través del proceso, que se logra a través de la optimización de síntesis de redes de agua de proceso (WN, por sus siglas en inglés), ya sea minimizando la cantidad de agua de descargue o el uso de agua limpia (El-Halwagi, 2012c).

De acuerdo con lo expuesto anteriormente, tanto la integración energética como la máscara pueden ser escritas en forma matemática y se pueden plantear como un problema de optimización, que busca la reducción de consumos de utilidades (en el caso de integración energética) o consumos de agua fresca (para la integración máscara) y los costos asociados a ellos.

Según Yang, Martín & Grossmann (2015) el procedimiento usual para el diseño de procesos usa un enfoque secuencial, en el cual el proceso primero se optimiza sin la integración energética y de agua. Luego se sintetiza la red intercambiadores de calor, seguido de la síntesis de la red de agua. Otro enfoque, mencionado por los mismos autores, es adoptar un enfoque estableciendo un objetivo que determine los niveles óptimos de consumo de energía y agua, esto con el fin de llevar a cabo una integración simultánea de HEN, WN (Yang, Martín, & Grossmann, 2015).

2.3 Optimización

2.3.1 Optimización. Cuando un proceso industrial necesita minimizar altos consumos de materias primas o energía, mitigar pérdidas de productos valiosos en las corrientes de desecho o maximizar ganancias.

Se habla que el proceso precisa ser *optimizado*; es decir, se requiere el uso de métodos específicos para determinar la mejor relación entre costo/efectividad – eficiencia a un problema o diseño de procesos. Esta técnica es una de las mejores herramientas cuantitativas en la toma de decisiones industriales (Edgar, Himmelblau, & Lasdon, 2001).

La formulación de un problema de optimización se compone de tres factores claves: a) La función objetivo, b) el modelo del proceso y c) algoritmo de optimización. La primera trata de maximizar algún tipo de beneficios o salidas del sistema, o de minimizar algún tipo de costos o entradas al proceso en función de las variables de decisión de los análisis del proceso o del sistema. El modelo del proceso consiste en una serie de relaciones como balances de masa y energía, ecuaciones de diseño y especificación de algunas variables o restricciones (Jiménez, 2003).

2.3.2 Programación matemática. La programación matemática hace referencia a la formulación, solución, y análisis de los problemas de optimización, donde se busca minimizar o maximizar una función objetivo que depende unas variables de optimización (El-Halwagi, 2012a); las cuales se pueden clasificar en continuas o discretas.

Dentro de las variables continuas se habla de la programación lineal y la programación no lineal (LP y NLP, por sus siglas en ingles respectivamente). NLP puede a su vez clasificarse en programación cuadrática y semi-infinita, ésta última puede tener problemas tipo convexo y no convexo.

Dentro de las variables discretas se distinguen dos tipos programación: la mixta-entera lineal y la mixta – entera no lineal (MILP y MINLP, por sus siglas en inglés) (Alotaibi, 2005). Entre las aplicaciones de la programación matemática en la síntesis de procesos de ingeniería, se tiene que

los modelos LP, MILP, NLP, MINLP, se pueden aplicar a redes de intercambio de calor y a redes de intercambio de masa (re ciclos) (Biegler & Grossmann, 2004).

La síntesis de redes de intercambiadores de calor tiene en cuenta las corrientes de proceso calientes que deben ser enfriadas desde una temperatura de ingreso a una temperatura objetivo; corrientes frías que deben ser calentadas desde su temperatura de ingreso a una temperatura objetivo; capacidades caloríficas, flujos, utilidades disponibles con sus respectivos costos y temperaturas (Escobar & Trierweiler, 2013).

Desde el punto de vista de programación matemática, el modelo de optimización de la red de intercambio se plantea minimizando el costo total anual que involucra: el mínimo costo de inversión y mínimos costos operativos anuales; para ello, la literatura reporta que el problema se puede dividir en tres subproblemas: mínimo costo de servicios industriales de calentamiento y enfriamiento, mínimo número de uniones, mínimo costo de la red (El-Halwagi, 2012b).

El modelo matemático del proceso integrado de la red de agua se formula para determinar las interconexiones, flujos y concentración de contaminantes de cada corriente en la red de agua, minimizar el consumo de agua fresca y generación de agua de desecho (Ahmetovic & Grossmann, 2011).

La programación matemática se basa entonces en la optimización de una superestructura, donde se establecen unidades fuente que son aquellas unidades de proceso que contienen la especie objetivo, por ejemplo, el agua disponible para reciclaje, una fuente fresca que dispone el agua fresca que aún no ha pasado por algún proceso, unidades depósito que son el destino de las corrientes de fuente, en otras palabras pueden aceptar corrientes de reciclaje y una unidad de desecho donde se disponen las corrientes de proceso que no pueden ser recirculadas (El-Halwagi, 2012c).

La Figura 5 muestra una representación de la distribución de las unidades fuente, depósito, fresca y de desecho.

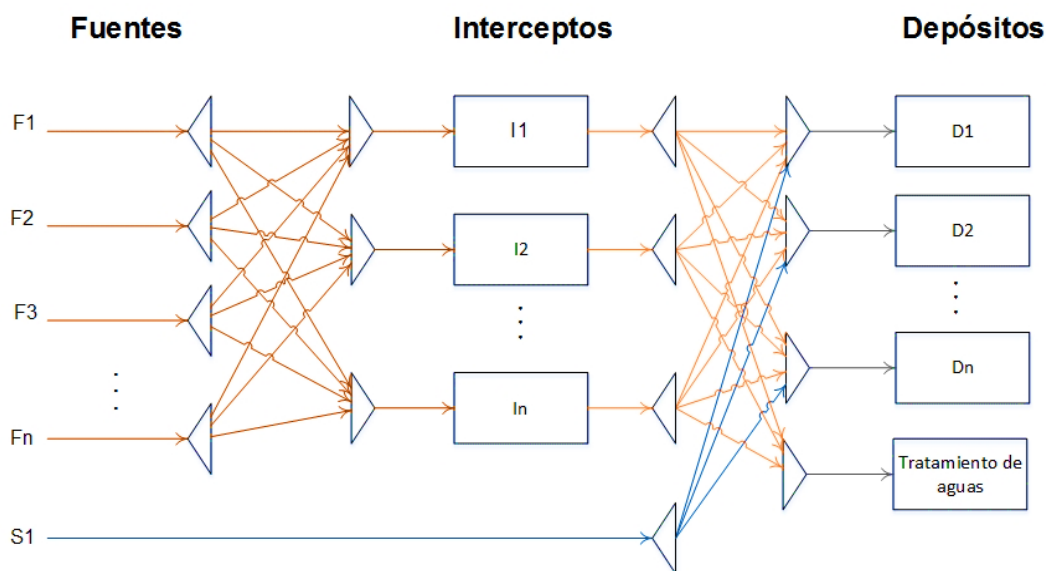


Figura 5. Representación de la asignación fuente – intercepto - depósito. Adaptado de Ahmetovic, E., & Grossmann, I. E. (2011). Global Superstructure Optimization for the Design of Integrated Process Water Networks. American Institute of Chemical Engineers, 52, 434–457. Disponible en: <https://doi.org/10.1002/aic.12276>

Técnicas de integración de procesos y optimización multi-objetivo han comenzado a aplicarse en la última década para la producción de biocombustibles (Pina et al., 2015). Morandin *et al.* (2011) aplicaron técnicas de optimización para evaluar las posibles formas de mejorar la integración energética en una planta de primera generación, primero se centra en el proceso sólo y luego incluyendo un sistema CHP (producción combinada de calor y electricidad) alimentado con el subproducto principal del proceso (Morandin et al., 2011).

Ensina *et al.* (2013) aplicaron una técnica de optimización multi-objetivo utilizando algoritmos evolutivos, con el fin de proporcionar un conjunto de soluciones para una destilería de primera y segunda generación que utilizan los azúcares y el bagazo como materia prima, respectivamente (Ensina *et al.*, 2013). Bechara *et al.* (2014) aplicó técnicas de optimización para una planta de etanol a partir de bagazo, con el objetivo de minimizar el consumo de servicios industriales del proceso para una tasa de producción de etanol fijo (Bechara *et al.*, 2014).

Por otro lado, se tiene que Ahmetović, Martín & Grossman (2011) lograron minimizar el consumo de agua de la red a través de la minimización del consumo de energía; para el bioetanol a base de maíz, donde el consumo de agua se redujo en un 62,5% de galón de agua / galón de bioetanol; así mismo, se tiene que para bioetanol a partir de pasto varilla (segunda generación) se logra obtener una reducción entre 75% -69.39% gal agua/gal bioetanol.

Esta disminución se obtuvo utilizando un método de tres etapas: primero, el consumo de energía se optimiza en los procesos de producción, reduciendo las necesidades refrigeración de los procesos y, por lo tanto, las pérdidas de agua por evaporación. Segundo, consideraron sustituir parcialmente el uso de agua como agente de enfriamiento. Por último, las redes de agua óptimas para cada uno de los procesos de producción de etanol se diseñan para determinar el consumo de agua, reutilización y reciclaje y el tratamiento necesario, usando un enfoque de optimización de una superestructura (Martín, Ahmetovic, & Grossmann, 2011).

Oliveira, Cruz & Costa (2016) evaluaron seis escenarios aplicando integración energética en la producción de bioetanol de segunda generación en biorrefinerías de caña de azúcar y demostró una reducción en el consumo de energía de más de 50% cuando se compara con los casos correspondientes, sin ningún tipo de integración energética. Llegando a la conclusión que, además, de la ventaja económica, debido a la disminución en los costos de los servicios industriales de

enfriamiento y de calentamiento los procesos energéticos integrados permiten aumentar la cantidad de bagazo que pueden ser desviados para la producción de etanol de segunda generación (C. M. Oliveira, Cruz, & Costa, 2016).

En el grupo de investigación CIDES, los principales trabajos que se han llevado a cabo sobre el tema corresponden a: Periera, (2013) quien trabajó en la evaluación de la producción conjunta de bioetanol de primera y segunda generación usando metodologías de análisis exergético e integración de procesos con la ayuda de Aspen Plus® (Pereira, 2013) y Quintero *et al* (2016) trabajaron en el desarrollo de un modelo MILP para la síntesis de una ruta de procesamiento de bioetanol a partir de bagazo de caña y (V. Quintero, Pineda, Valderrama, Hernandez, & Kafarov, 2016).

A la fecha no se ha encontrado publicación a nivel nacional que aborde la integración másica y energética de la producción conjunta de bioetanol de primera y segunda generación, a partir de caña de azúcar y bagazo, respectivamente, a través de optimización matemática, según se propone en el presente documento.

3. Hipótesis

Es posible proponer una estrategia de integración de masa y energía para un esquema de producción conjunta de bioetanol de primera y segunda generación a partir de caña de azúcar, a través de la optimización de redes de intercambiadores de calor y de una superestructura de agua de proceso aplicando programación matemática.

4. Metodología

A continuación, la Figura 6 muestra la metodología usada para el cumplimiento de los objetivos específicos.

Es importante mencionar, que el presente trabajo de maestría es continuación de una línea de proyectos que se han venido llevando a cabo en el grupo de investigación para la industria y energía, CIDES, respecto a la producción de bioetanol; de acuerdo con esto, las simulaciones base de primera y segunda generación son propiedad del grupo; sin embargo, a la fecha no se contaba con la simulación de la etapa de cogeneración, etapa que se simuló en el presente trabajo.

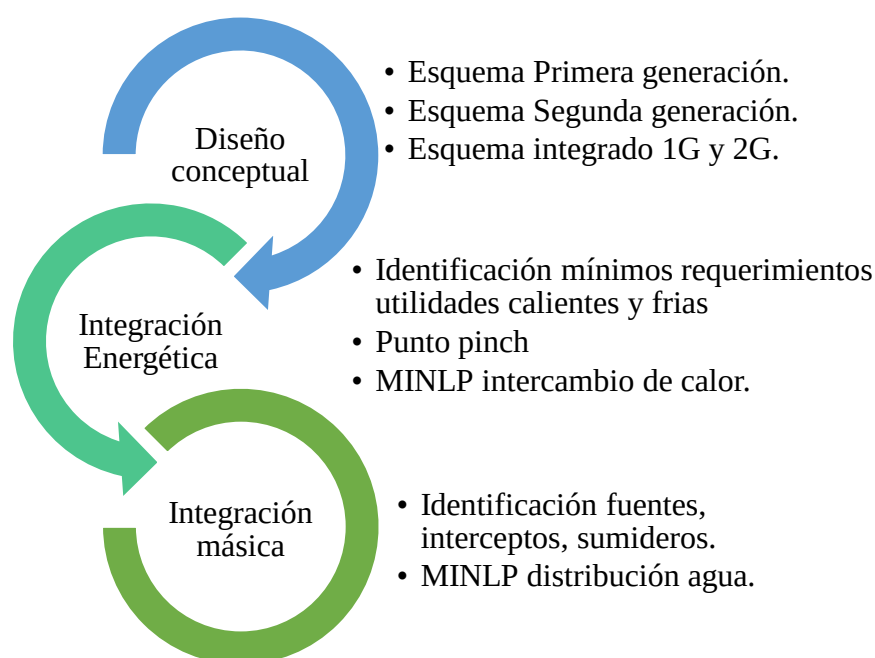


Figura 6. Metodología llevada a cabo para el cumplimiento de los objetivos específicos planteados.

4.1 Diseño conceptual

De acuerdo a lo propuesto por Peters, Timmerhaus, & West,(2003b), para llevar a cabo un diseño conceptual de un proceso productivo, se deben seguir una serie de pasos, los cuales se resumen en la Figura 7.

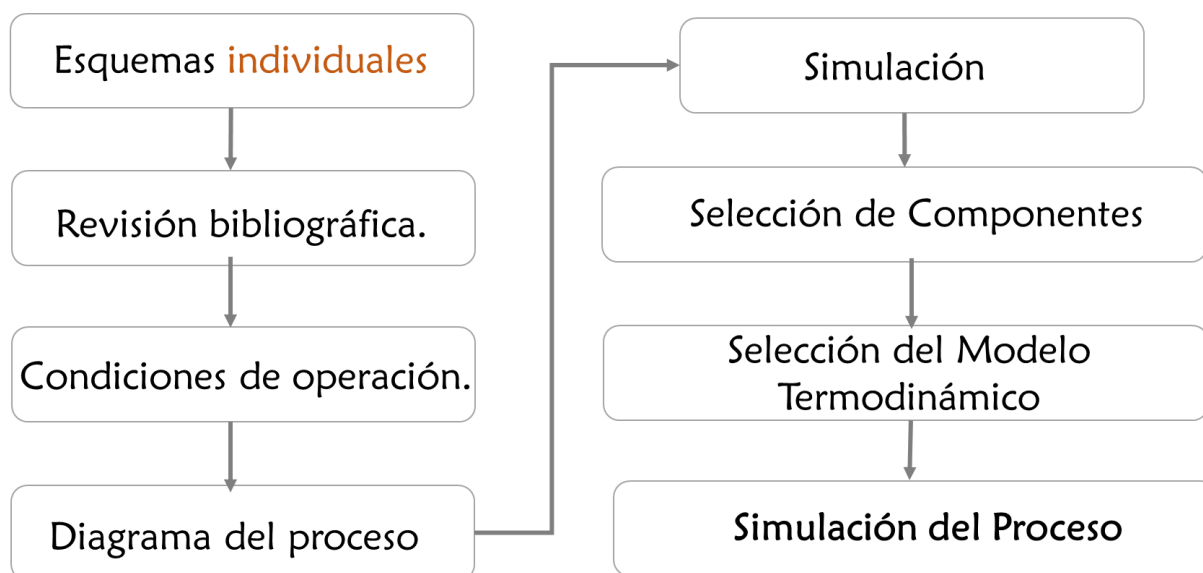


Figura 7. Diagrama de flujo para el diseño conceptual de un proceso.

Siguiendo el diagrama de flujo de la Figura 7, se inició con una búsqueda bibliográfica para conocer el estado actual en cuanto a tecnologías de procesamiento de caña de azúcar para la producción de azúcar - etanol, cogeneración de energía y segunda generación de bioetanol a partir de bagazo, condiciones de operaciones, reacciones involucradas en las etapas del proceso, y se identificaron propiedades tanto de las materias primas como de los productos.

Con el objetivo de establecer propiedades termodinámicas como entalpía y entropía para los componentes y corrientes de proceso, elaborar los balances de masa y energía, así como

contabilizar la transferencia de energía del sistema con el ambiente de referencia en forma de calor y trabajo; se realiza la simulación en estado estable.

El software empleado fue ASPEN PLUS ® V8.6, el cual, es usado ampliamente por la industria, por ejemplo, bioquímicas, farmacéuticas, de polímeros; para simulaciones y modelado de procesos químicos, dado que cuenta con las bases de datos para la simulación de compuestos biológicos como la glucosa, celulosa, hemicelulosa, lignina entre otros. Estas bases de datos tienen en cuenta propiedades físicas y termodinámicas publicadas por un estudio realizado por el NREL (National Renewable Energy Laboratory -EUA) (Albarelli, 2013) y (Aspen Technology, 2017).

La construcción del proceso en el software se llevó a cabo de forma sistemática a partir de tres etapas como se describen a continuación:

- **Selección de Componentes en la Simulación.** La base de datos de Aspen Plus cuenta con los componentes involucrados en el proceso.
- **Selección del Modelo Termodinámico.** Se realizó una selección preliminar de modelos termodinámicos, basado en el árbol de decisión propuesto por Carlson, (1996). Los parámetros de selección utilizados fueron: La polaridad del sistema, la composición de la mezcla y el rango de presiones. Posteriormente se comparan los posibles modelos con datos experimentales reportados en la literatura.
- **Simulación del Proceso.** Esta se llevó a cabo en estado estable, utilizando reactores de conversión, según el caso, y equipos flash para la separación de corrientes. La base de cálculo se

selecciona teniendo en cuenta la información suministrada por el ingenio que es de 38 t de caña/hora.

Por otro lado, se revisaron las simulaciones existentes en el grupo de investigación CIDES, respecto a la producción de primera y segunda generación, se actualizaron rendimientos de acuerdo con publicaciones realizadas por la comunidad académica especializada en el tema y se simuló la etapa de cogeneración que aún no había sido tomada en cuenta en las simulaciones disponibles en el grupo.

El sistema de cogeneración simulado se basó en lo publicado por Palacios-Bereche & Nebra (2009) quienes contemplaron un ciclo Rankine con turbinas de extracción – condensación de una fábrica del estado de Sao Paulo (Palacios-Bereche & Nebra, 2009).

En las simulaciones se tuvo en cuenta un proceso en estado estable y el modelo utilizado a través de las rutas simuladas para el cálculo de los coeficientes de actividad en la fase líquida fue el NRTL (Non-Random Two Liquid). Este último se escoge por la necesidad de realizar destilaciones de etanol y manejar gases disueltos, además por representar las mejores estimaciones del sistema simulado de acuerdo con lo reportado por Dias et al (2011) (Dias et al., 2011b).

4.2 Integración energética

Para realizar la integración energética; primero se identificaron las corrientes de proceso que necesitan ser enfriadas y calentadas, en la ruta de procesamiento para primera generación (sin incluir la etapa de evaporación) y segunda generación. Por medio de la metodología pinch, se

estableció los requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento de las corrientes escogidas.

Una vez identificados los servicios industriales mínimos requeridos, se procedió a llevar a cabo la integración energética del conjunto de corrientes frías y calientes seleccionadas. La Figura 8 presenta el flujograma de la integración energética aplicando programación matemática.

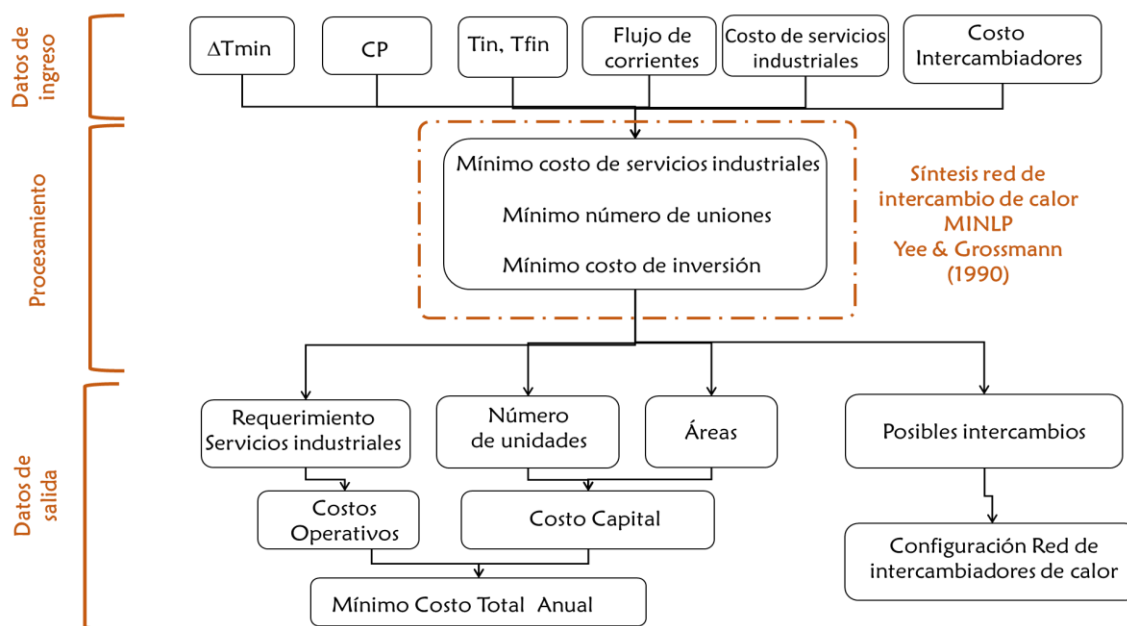


Figura 8. Diagrama de flujo integración energética por programación matemática. Adaptado de Escobar, M., & Trierweiler, J. O. (2013). Optimal heat exchanger network synthesis: A case study comparison. *Applied Thermal Engineering*, 51(1–2), 801–826. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2012.10.022>

De acuerdo con la búsqueda bibliográfica realizada, se procedió a la aplicación de la metodología propuesta por Yee & Grossmann (1990), la cual plantea un modelo matemático MINLP para conocer el mínimo costo total anual de la red de intercambiadores de calor (Yee & Grossmann, 1990).

Para la solución del modelo matemático se usó el software GAMS (General Algebraic Modeling System), el cual está diseñado para aplicaciones complejas de modelado a gran escala y ayuda a construir grandes modelos que se pueden adaptar rápidamente a nuevas situaciones (Amosa & Majozi, 2016).

GAMS cuenta con librerías de solucionadores para resolver problemas de optimización, en las cuales los algoritmos que contiene se usan dependiendo de las características del problema (LP, NLP, MILP, MINLP). Para el caso del presente trabajo se usó BARON (GAMS Development Corporation, 2017a).

BARON es la sigla en inglés de Branch-And-Reduce Optimization Navigator, y es un algoritmo usado por GAMS para obtener la solución global de problemas no lineales (NLP, nonlinear programs) y problemas mixto-enteros no lineales (MINLP, mixed-integer nonlinear programs). Este algoritmo implementa optimización global determinística del tipo ramificación y acotamiento, mejorados con una variedad de técnicas de propagación de restricciones, análisis de intervalos y dualidad para reducir rangos de variables en el transcurso del algoritmo. Las relajaciones rigurosas se construyen ampliando la región factible y / o subestimando la función objetivo (Sahinidis, 2015).

4.3 Integración másica

La última fase consistió en la integración másica, ésta se enfocó en la reducción del consumo de agua fresca para el proceso productivo; para la cual se escogieron las corrientes de agua de proceso que podrían ser usadas nuevamente (fuentes), se identificaron las etapas del proceso que requieren agua (depósitos) y las unidades intercepto, generando una superestructura.

La Figura 9 muestra el flujograma donde se describen los datos de ingreso y de salida, los cuales fueron tenidos en cuenta para el modelo matemático usado en la optimización del consumo de agua del proceso productivo analizado en el presente trabajo.

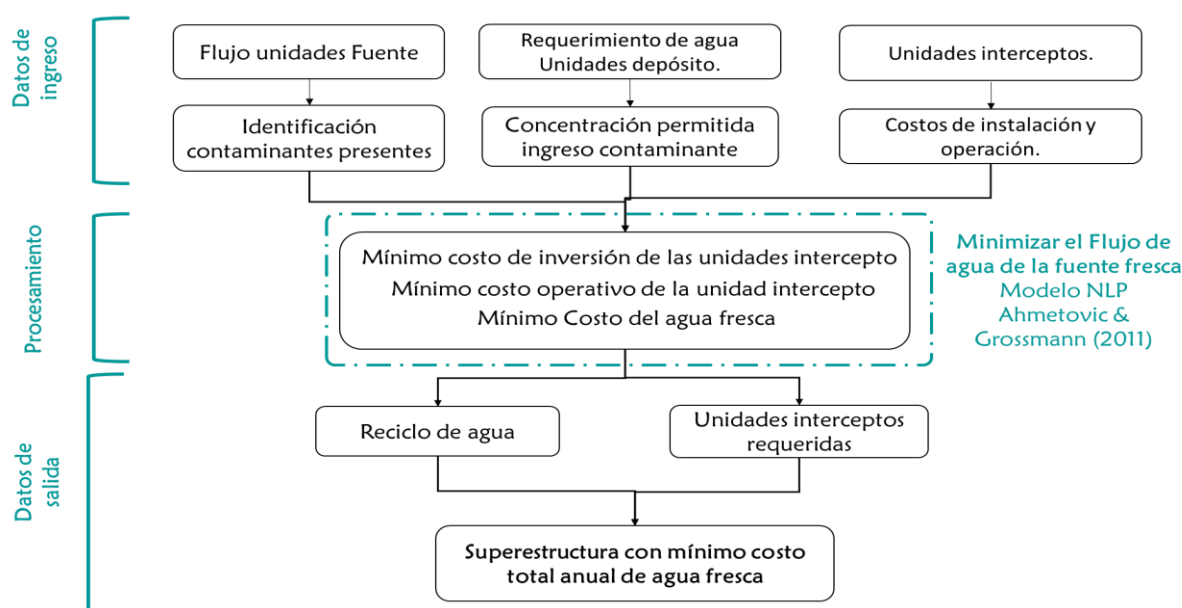


Figura 9. Diagrama de flujo integración másica, aplicando programación matemática.

El modelo matemático se desarrolló con base en lo propuesto por Ahmetovic & Grossmann (2011), como un problema MINLP para minimizar el consumo de agua fresca que ingresa al proceso. Para su solución también se usó el software GAMS, con el empleo del algoritmo BARON (Ahmetovic & Grossmann, 2011).

5. Producción de bioetanol

A continuación, se describen las consideraciones tenidas en cuenta durante la simulación del proceso productivo de bioetanol a partir de caña de azúcar, cogeneración y producción de bioetanol a partir de bagazo; así como, las corrientes de ingreso y salida de cada una de las etapas involucradas en cada uno de los procesos de interés. Se hace énfasis en las corrientes que presenten relevancia tanto para la integración energética, como másica describiendo los flujos, temperaturas, presiones y entalpías involucradas.

El presente trabajo tuvo en cuenta datos provistos por un ingenio, cuyo flujo de ingreso de caña de azúcar es de 38 t/h, generando 12564,5 kg/h de bagazo, y una producción de bioetanol de 1524,9 kg/h.

La simulación se hace en estado estable, y las suposiciones básicas se muestran en el apéndice A. Así mismo, en el apéndice B se muestran los resultados de la simulación de las corrientes involucradas en cada una de las etapas del esquema productivo considerado.

5.1 Producción de bioetanol a partir de caña de azúcar

En la Figura 10 se representa el esquema de producción de azúcar y bioetanol a partir de caña de azúcar como se lleva a cabo en Colombia, donde se tiene como subproducto el bagazo para la cogeneración de energía.

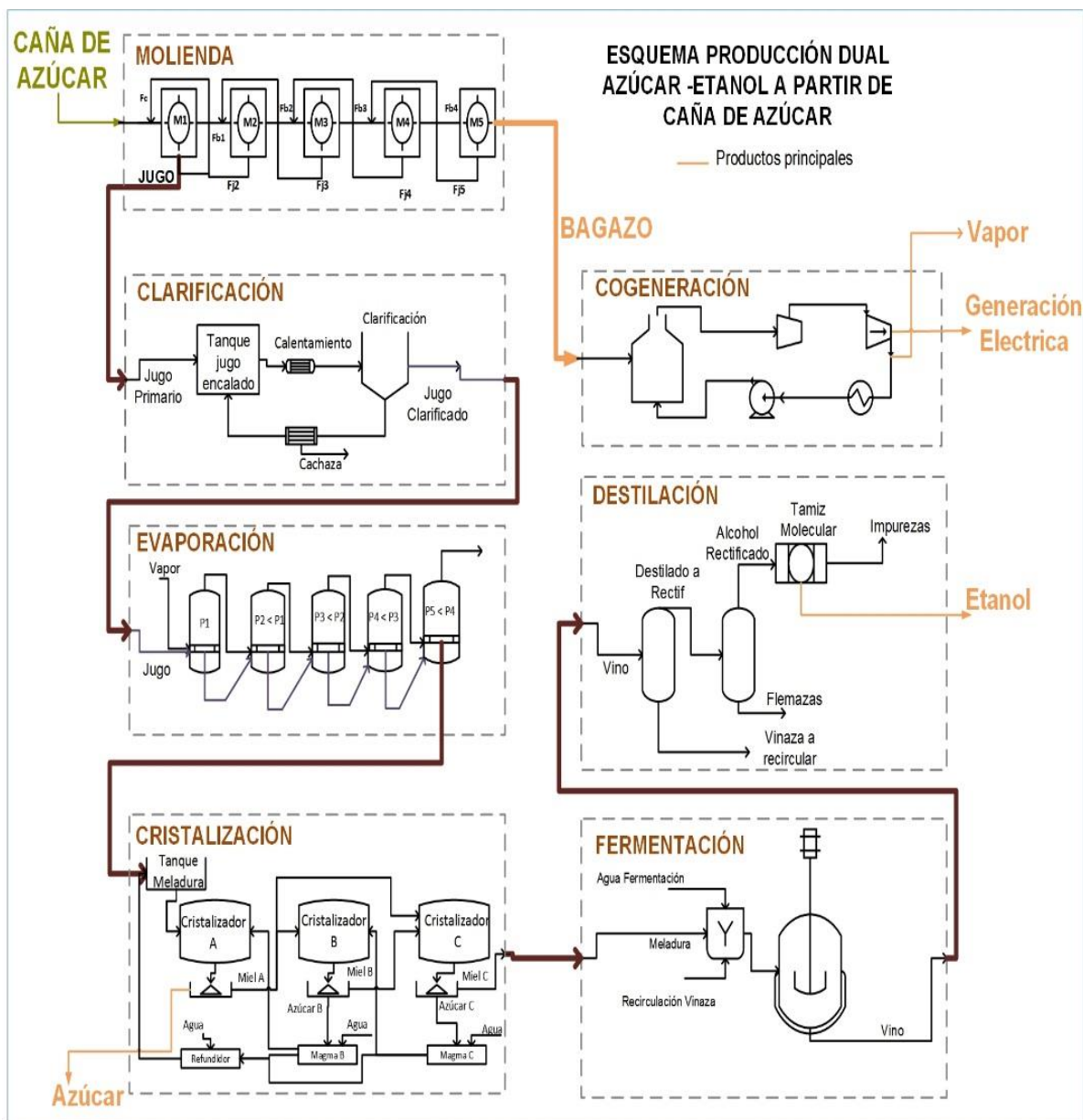


Figura 10. Esquema producción dual azúcar-etanol caso colombiano.

5.1.1 Extracción del jugo o Molienda. La Figura 11 muestra el esquema de la primera etapa del proceso, donde se consideró una configuración de cinco molinos en cascada y con imbibición compuesta.

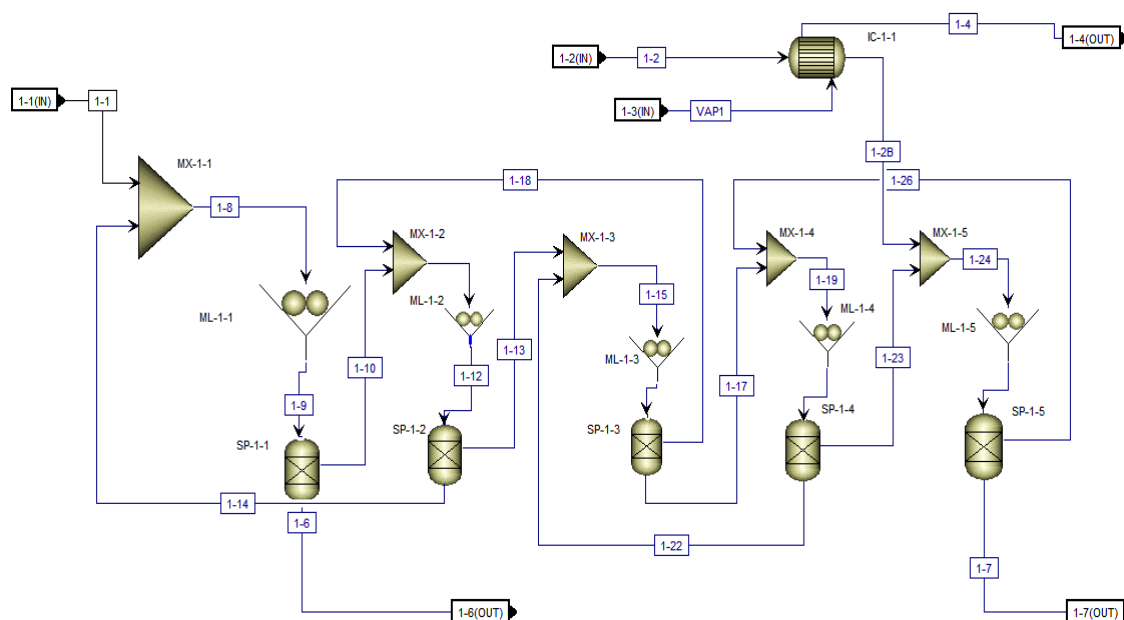


Figura 11. Esquema etapa extracción de jugo.

Para esta etapa del proceso se consideraron como corrientes principales la caña de azúcar (1-1), el agua de imbibición (1-2), el bagazo (1-7) y el jugo extraído (1-6) bajo las condiciones de operación descritas en la Tabla 1.

Tabla 1. Principales corrientes involucradas en etapa extracción del jugo.

	Ingresa		Sale	
	Caña de azúcar (1-1)	Agua imbibición (1-2)	Bagazo (1-7)	Jugo extraído (1-6)
Flujo (kg/h)	38000	12118	12565	37554
Temperatura (°C)	25	25	83	34
Composición (%m/m)				
Sacarosa (MIXED)*	15,2	-	1,64	14,83
Agua (MIXED)	68,85	100	54,17	83,82
Celulosa (CIPSD)**	7,72	-	21,4	0,65
Hemicelulosa (CIPSD)	3,69	-	10,23	0,32
Lignina (CIPSD)	4,54	-	12,56	0,38

*MIXED: Fase Líquida **CIPSD: Fase Sólida (Simulación)

Durante la extracción de jugo, se recuperó el 96,43% de la sacarosa presente en el jugo, el cual ingresa a la siguiente etapa junto con un 8,37% de la fibra inicial. Además, se logró una disponibilidad de bagazo de 12568 kg/h con una humedad de 50%, el cual es aprovechado en la etapa cogeneración. De igual manera, para el mecanismo de imbibición se utilizó 318 kg de agua y 39,6 kg de vapor por tonelada de caña procesada, éste vapor es necesario para el calentamiento de esta corriente hasta 90°C antes de ingresar al último molino.

5.1.2 Tratamiento de jugo o clarificación. La configuración de esta etapa se muestra en la Figura 12. En general, al jugo que ingresa proveniente de la molienda se le ajusta el pH a valores entre 8-8,5, para después pasar por dos etapas de calentamiento (la primera a 85°C, y la segunda a 103°C), luego, con el objetivo de disminuir su viscosidad, se adiciona un floculante en concentraciones alrededor de 12ppm. Finalmente se obtienen dos corrientes: una constituida por el jugo clarificado (corriente principal del proceso) y otra denominada lodos. Posteriormente, con el propósito de recuperar el jugo presente en los lodos, la corriente es sometida a filtración; el líquido resultante se recircula al proceso y el sólido (conocido como cachaza) es destinado como fertilizante en suelos o alimento animal principalmente (Cenicaña, 2015).

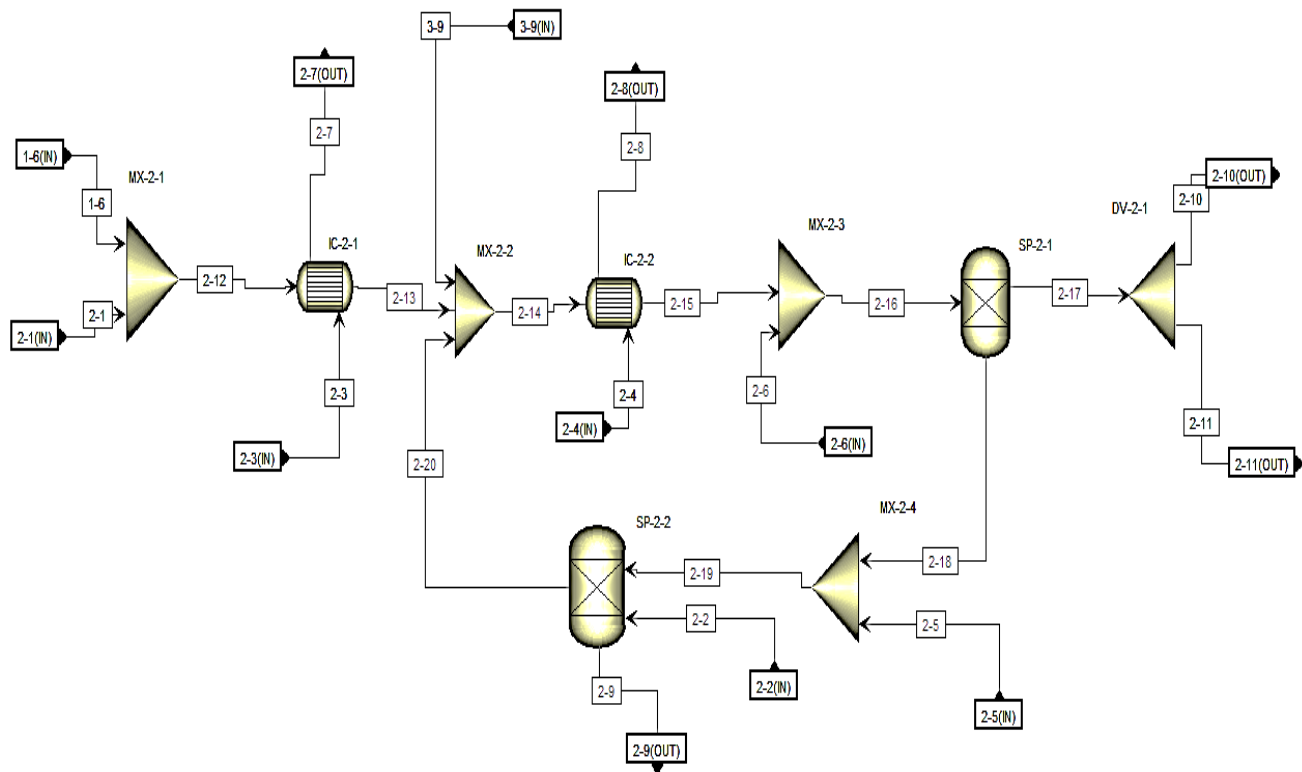


Figura 12. Esquema etapa tratamiento de jugo.

En la Tabla 2 se presenta las condiciones de operación y las principales corrientes de ingreso y salida, involucradas en el proceso.

Tabla 2. Corrientes principales en el tratamiento del jugo.

	Flujo (kg/h)	T (°C)	% Brix	% Agua	% Solidos insolubles
Corrientes de ingreso					
Jugo ingresa (1-6)	37554	34	14,83	83,82	1,35
Agua clarificación (2-1)	297	25	-	100	
Espuma recirculada etapa evaporación (3-9)	619	101	41,82	16,73	41,45

Tabla 2. *Continuación*

	Flujo (kg/h)	T (°C)	% Brix	% Agua	% Sólidos insolubles
Agua cachaza (2-2)	2271.26	25	-	100	-
Corrientes de salida					
Cachaza (2-9)	2001	74	1,84	66,5	31,66
Cachaza (2-9)	2001	74	1,84	66,5	31,66
Jugo clarificado a evaporación (2-10)	37935	99	14,42	85,12	<0,5
Jugo clarificado a fermentación (2-11)	1837	99	14,42	85,12	<0,5

En esta etapa se logra retirar el 95% de los sólidos suspendidos en la corriente de jugo. La cantidad de agua consumida en la etapa se contabiliza en 7 kg/ 100 kg de jugo diluido y la torta de filtro obtenida es de 5 kg/100 kg de jugo diluido, con un contenido de sacarosa de 2% y humedad de 70% la cual debido a su composición es utilizada como alimento para animales.

Cabe resaltar, que de acuerdo con estrategias establecidas por la industria colombiana y que son tenidas en cuenta para el caso del presente estudio; la corriente de jugo clarificado (2-17) es dividida en dos: un 5%, corriente 2-10, se dispone para la producción de bioetanol. El otro 95% restante, corriente 2-11, pasa a la siguiente etapa, denominada concentración de jugo.

Las dos operaciones de calentamiento fueron simuladas por medio de intercambiadores de calor utilizando como flujo de servicio vapor a una temperatura de 140°C y 2 atm de presión, a una razón de 9 kg y 3kg de vapor por cada 100 kg de jugo que ingresa a la etapa, respectivamente.

5.1.3 Concentración del jugo o evaporación. El jugo proveniente de la etapa de clarificación es la principal entrada a la evaporación (corriente 2-10); este jugo se pasa a través de un arreglo de evaporadores de quintuple efecto, en donde cada elemento consta de un intercambiador de calor, un separador flash y una válvula que se encarga de modificar la presión, tal como se muestra en la Figura 13, obteniéndose una corriente denominada meladura que contiene la misma cantidad de sacarosa que el jugo clarificado, pero con una reducción de agua del 88,6%. Esta corriente fue dividida para la producción de azúcar y de bioetanol.

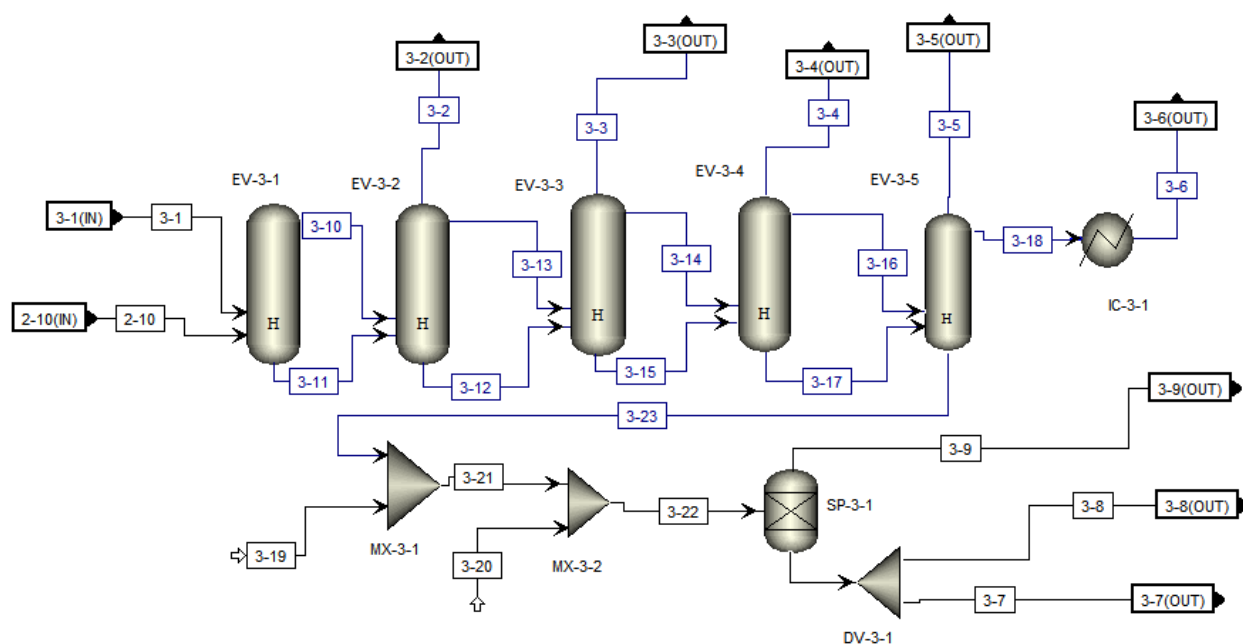


Figura 13. Esquema concentración del jugo.

Además de lo anterior, la Tabla 3 muestra las condiciones de operación para cada una de las unidades de evaporación definidas y para las corrientes de vapor retirado (3-2 a 3-6) en cada unidad; en donde se puede ver que la presión y la temperatura se reducen progresivamente en la

medida en que se avanza en el proceso, de manera que los valores del efecto siguiente son menores que los del efecto anterior.

Tabla 3. *Condiciones de operación evaporadores.*

Corriente de vapor	3-2	3-3	3-4	3-5	3-6
Flujo (kg/h)	5031,89	5459,97	5883,60	6309,20	6586,89
T (°C)	111,4	103,41	92,98	77,41	57,25
Presión (atm)	1,48	1,13	0,77	0,42	0,17
Vapor/ Jugo Clarificado	0,13	0,14	0,16	0,17	0,17
Energía consumida /kg vapor retirado (MJ/kg)	2,64	2,05	2,09	2,12	2,22

El jugo de entrada a la primera unidad de evaporación, denominada EV-3-1, tiene 16.62°Brix y en la salida de la última unidad (EV-3-5) es de 63,12°Brix, lo que indica que cerca del 74% de agua se retira quedando lo que se conoce como jarabe. En la Tabla 4 se muestran las corrientes que están asociadas con el flujo de jugo (3-11 a 3-17) donde se identifica una concentración de azúcar a partir del aumento del porcentaje de grados Brix. La cantidad de meladura obtenida fue dividida en dos: 9% se destina para la etapa de fermentación (corriente 3-8) y el 91% restante se direcciona a la producción de azúcar (corriente 3-7).

Tabla 4. *Condiciones jugo obtenido en cada evaporador tras evaporación.*

Corriente de jugo	3-11	3-12	3-15	3-17	3-23
Flujo (kg/h)	32903	27443,04	21559,44	15250,23	8663,35
Brix	16,62	19,93	25,37	35,86	63,12
T (°C)	111,72	103,78	93,47	78,13	59,18

5.1.4 Producción de azúcar o cristalización. En esta etapa se utilizaron cinco cristalizadores: tres principales (CR-4-1, CR-4-2, CR-4-3) y dos auxiliares (CR4-4 y CR4-5), donde ocurre el crecimiento de los cristales a medida que se retira la humedad del azúcar. En la Figura 14 se presenta el esquema desarrollado para la simulación con tres corrientes principales: Meladura proveniente de la evaporación (corriente 3-8), azúcar cruda obtenida (corriente 4-1), miel final utilizada para la fermentación (corriente 4-17).

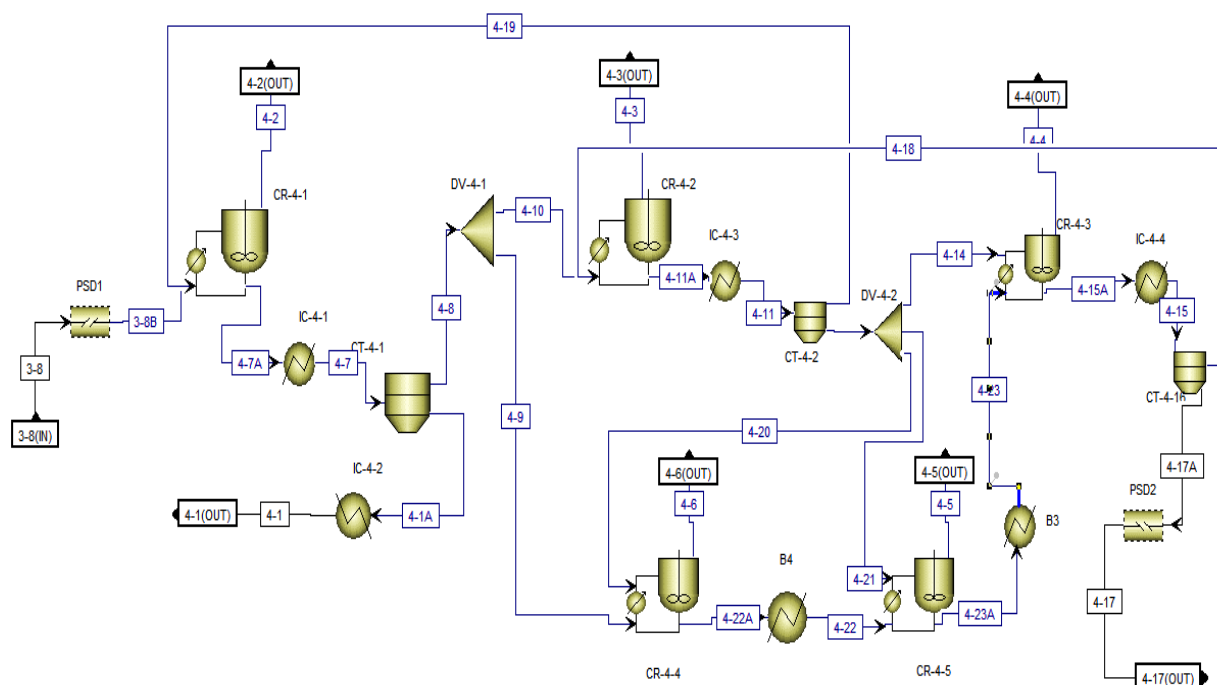


Figura 14. Esquema producción de azúcar.

La Tabla 5 muestra las principales condiciones de operación de los tres cristalizadores principales y los dos auxiliares.

Tabla 5. Vapor generado en la producción de azúcar.

Condiciones	Cristalizador	Cristalizador	Cristalizador	Cristalizador	Cristalizador
	CR-4-1	CR-4-2	CR-4-3	CR-4-4	CR-4-5
Vapor retirado (kg/h)	6910,64	170,26	211,28	4,37	1,75
T (°C)	62	60	57	57	57
Presión (atm)	0,19	0,17	0,15	0,15	0,15
Formación de cristales (%)	51,31	24,67	38,57	12,92	18,32
Energía Consumida / vapor retirado (MJ/kg)	7,91	21,72	20,85	29,42	20,12

La miel procedente de evaporación que ingresa a cristalización tiene un flujo y características mostradas en la Tabla 6.

Tabla 6. *Condiciones principales corrientes producción de azúcar.*

Corriente	Meladura de evaporación 3-8	Azúcar 4-1	Miel a fermentación 4-17
Flujo (kg/h)	13573,60	654,19	5621,18
Temperatura (°C)	101	25	57
% Brix	59,4	99,6	74,3
% Agua	40,6	0,4	25,6

5.1.5 Fermentación. La etapa de fermentación se simuló por medio de un reactor estequiométrico en donde se lleva a cabo las reacciones mostradas en la Tabla 7, para la obtención de bioetanol y CO₂. Por otro lado, se utilizó un separador flash para la separación vino-CO₂ tal como se muestra en la Figura 15.

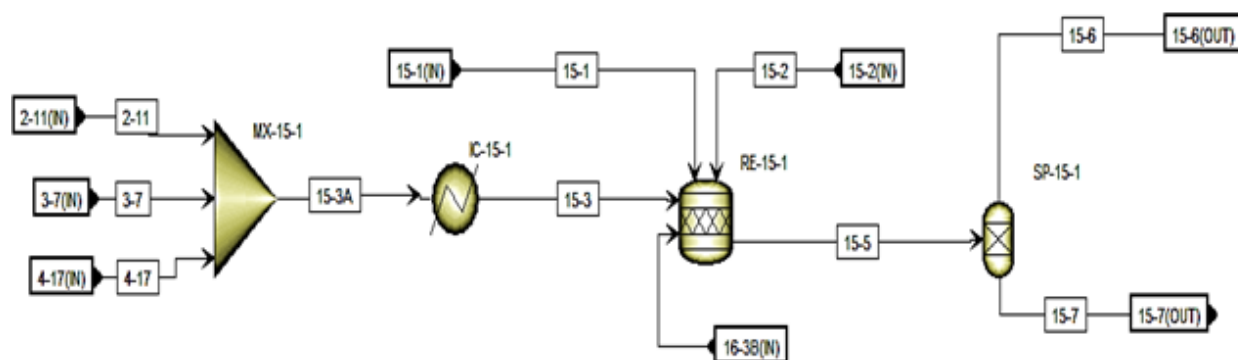


Figura 15. Esquema fermentación.

Tabla 7. *Reacciones tenidas en cuenta en la fermentación.*

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

Nota: Pereira, X. (2013). Evaluación de la producción conjunta de bioetanol de primera y segunda generación usando metodologías de análisis exergético e integración de procesos. Universidad Industrial de Santander.

Las principales corrientes que intervienen en el proceso se relacionan en la Tabla 8; donde se muestra la cantidad de sustrato que entra a la etapa de fermentación lo conforma el 5 % del jugo proveniente de la etapa clarificación (2-11), el 9% del jarabe proveniente de la evaporación (3-7), la melaza resultante de la cristalización (4-17) y la vinaza recirculada proveniente de la destilación (16-38); así como, las corrientes de agua utilizada en la reacción (15-1) y el lavado de la corriente de CO₂ (15-2) y se cuantifica como 14,5 kg agua /100 kg mezcla alimentada y 36,4 kg agua / 100 kg CO₂ producido.

Tabla 8. *Corrientes ingreso a fermentación.*

	Flujo (kg/h)	Temperatura (°C)	% Brix	% Agua	% Etanol	% Sólidos
Corrientes de ingreso						
Jugo proveniente de clarificación (2-11)	1837,48	98,57	14,30	85,12	-	<0,5
Jugo proveniente de evaporación (3-7)	1253,89	101,06	59,40	40,50	-	-
Jugo proveniente de cristalización (4-17)	5621,18	57,00	74,30	25,60	-	-
Agua fermentación (15-1)	1468,23	20	0	100	-	-
Agua de lavado (15-2)	478,76	20	0	100	-	-
Vinaza recirculada (16-38)	9138,60	32	4,7	93,4	<0,1	-
Corrientes de salida						
Vino (15-7)	16838,98	32	3,8	86,7	7,8	-
CO ₂ (15-6)	2959,16	32	0	37,3	0,1	-

Del reactor de fermentación sale una corriente con un flujo igual a 19798,14 kg/h, con un 7,8% de alcohol y 6,83% de CO₂, al cual se le retira el dióxido de carbono y pasa luego a la siguiente etapa del proceso. Por otro lado, durante la reacción el 48,04% del flujo másico de sacarosa inicial se convierte a etanol.

En la Tabla 9, se presentan las principales corrientes de la etapa, en donde se puede destacar que se obtiene 1524,86 kg/h de bioetanol con una fracción másica de 99,85%. De igual manera, se obtiene vinazas en una relación de 8,6 kg / kg de bioetanol, en donde se recircula el 70% a la etapa de fermentación en concordancia con la tecnología Praj-Delta T, usada en Colombia.

Tabla 9. *Características corrientes principales etapa separación.*

Corriente	Vino ingresa 15-7	Bioetanol 16-12	Vinazas 16-1
Flujo (kg/h)	16838,98	1524,86	13055,15
%Agua	86,7	0,2	93,4
% Glucosa	1,2	0	1,4
% Etanol	7,82	99,8	0
% Sacarosa	3	0	4,5
% Otros*	1,28	0	0,7
Temperatura (°C)	32	25	100

5.1.7 Cogeneración. Para esta fase del proceso, se escoge una base de cálculo de ingreso de bagazo correspondiente al 100% del generado durante la etapa de molienda, es decir, 12564 kg/h, con 50% de humedad y con la composición en base seca como se muestra en la Tabla 10, donde las cenizas se representan como SiO₂, de acuerdo con lo reportado por Rein (2012).

Tabla 10. *Composición del bagazo en base seca.*

Compuesto	Valor
Celulosa	40%
Lignina	22%
Hemicelulosa	33%
SiO ₂	5%

Nota: Rein, P. (2012b). Generación de vapor. In A. Bartens (Ed.), Ingeniería de la caña de azúcar. pp. 709–765. Berlin.

El proceso de cogeneración simulado se basó en lo reportado por Palacios-Bereche & Nebra (2009), quien considero el uso de una caldera y turbinas de vapor de condensación – extracción, generando vapor agotado a 2 atm y un re-hervidor trabajando a 510°C y 66,12 atm de presión.

La simulación de la etapa de cogeneración consideró dos bloques de jerarquía: uno para la caldera y otro para la turbina. A continuación, se describirá las consideraciones tenidas en cuenta tanto para la caldera como para la turbina.

a) Caldera

Para la simulación de la caldera se usó un reactor estequiométrico (RE-17-1) y un arreglo de cuatro intercambiadores de calor como se muestra en la Figura 17.

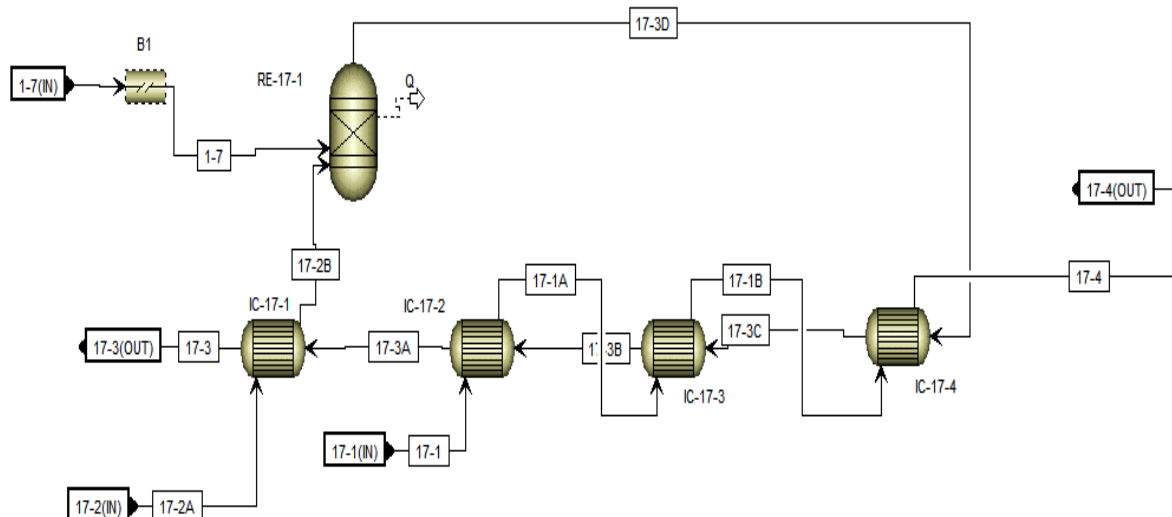


Figura 17. Esquema caldera – Cogeneración. Adaptado de Palacios-Bereche, R., & Nebra, S. (2009). Thermodynamic modeling of a cogeneration system for a sugarcane mill using Aspen Plus, difficulties and challenges. 20th International CONgress of Mechanical Engineering.

La reacción de combustión se simuló con 98% de eficiencia; donde los componentes que reaccionan son: la celulosa, hemicelulosa y lignina; dado que la ceniza es un material inerte no se considera como reactivo. Las reacciones consideradas se muestran en la Tabla 11. El aire que ingresa se simuló con una composición 23% O_2 y 77% de N_2 y con 30% en exceso de acuerdo con lo reportado por Palacios-Bereche & Nebra, (2009).

Tabla 11. *Reacciones tenidas en cuenta en la caldera.*

Componente	Reacción
Celulosa	$C_6H_{10}O_5 + 6O_2 \rightarrow 5H_2O + 6CO_2$
Hemicelulosa	$C_5H_8O_4 + 5O_2 \rightarrow 4H_2O + 5CO_2$
Lignina	$C_{7.3}H_{13.9}O_{1.3} + 10.125O_2 \rightarrow 6.95H_2O + 7.3CO_2$

Nota: Palacios-Bereche, R., & Nebra, S. (2009). Thermodynamic modeling of a cogeneration system for a sugarcane mill using Aspen Plus, difficulties and challenges. 20th International COngress of Mechanical Engineering.

Los flujos de las principales corrientes presentadas en la Figura 17, se pueden observar en la Tabla 12 con una razón de ingreso: 4,03 kg aire/kg bagazo, con lo cual, se generan 5,03 kg de gases de combustión por kilogramo de bagazo.

Tabla 12. *Flujos principales corrientes caldera.*

Corrientes	Flujo (kg/h)	Temperatura (°C)
Corrientes de ingreso		
Bagazo (1-7)	12565	50
Aire (17-2)	50696	29
Corrientes de salida		
Vapor (17-4)	26849	510
Gases de combustión (17-3)	63262	135

Las propiedades analizadas para la caracterización energética del bagazo son: el poder calorífico superior (PCS) y poder calorífico inferior (PCI); este último hace referencia al calor de combustión en el cual la energía de condensación del agua no es aprovechada (S. Oliveira, 2014).

El PCS del bagazo y la razón de ingreso de 2.38 kg vapor / kg bagazo consumido, mostrados en la Tabla 13, son datos basados en la industria colombiana. El flujo de energía de biomasa se calculó multiplicando el flujo de bagazo consumido por el PCS del bagazo. El valor calculado de eficiencia de la caldera (64%) es un valor bastante similar a la eficiencia de una caldera real. Éste valor, es el porcentaje del cociente obtenido de dividir el flujo de energía de biomasa en el flujo de energía térmica del vapor.

Tabla 13. *Parámetros caldera.*

Caldera	Valor
Flujo Másico – Biomasa (kg/h)	12564
Humedad - Biomasa	0,50
PCS - Biomasa-seca (kJ/kg)	9575
Calor Latente Vaporización (kJ/kg)	2260
PCI - Biomasa-seca (kJ/kg)	7315
Flujo Energía Biomasa (kJ/h)	1,20E+08
Vapor Producido	
Flujo Másico de Vapor (kg/h)	29023,95
Entalpia Agua Entrada (71 bar, 102 °C) (kJ/kg)	432,70
Entalpia Vapor Sobrecalentado (66 bar, 510 °C) (kJ/kg)	3096,68

Tabla 13. *Continuación*

Caldera	Valor
Entropía Vapor Sobrecalentado (66 bar, 510 °C) (kJ/kg-°C)	6,70
Flujo Energía Térmica del Vapor (kJ/h)	7,73E+07
Eficiencia de la Caldera (%)	64%

b) Turbina

El vapor obtenido de la caldera pasa al bloque turbina, dividiéndose en dos para ingresar a dos turbinas, representadas cada una por: TH1, TL1, TH2 y TL2 respectivamente; adicionalmente, se cuenta con una unidad de proceso denominada TM, que representa la turbina de direccionamiento directo que genera la potencia necesaria para el funcionamiento de los molinos y trituradoras de la etapa extracción de jugo. La Figura 18 representa el esquema para la turbina en Aspen.

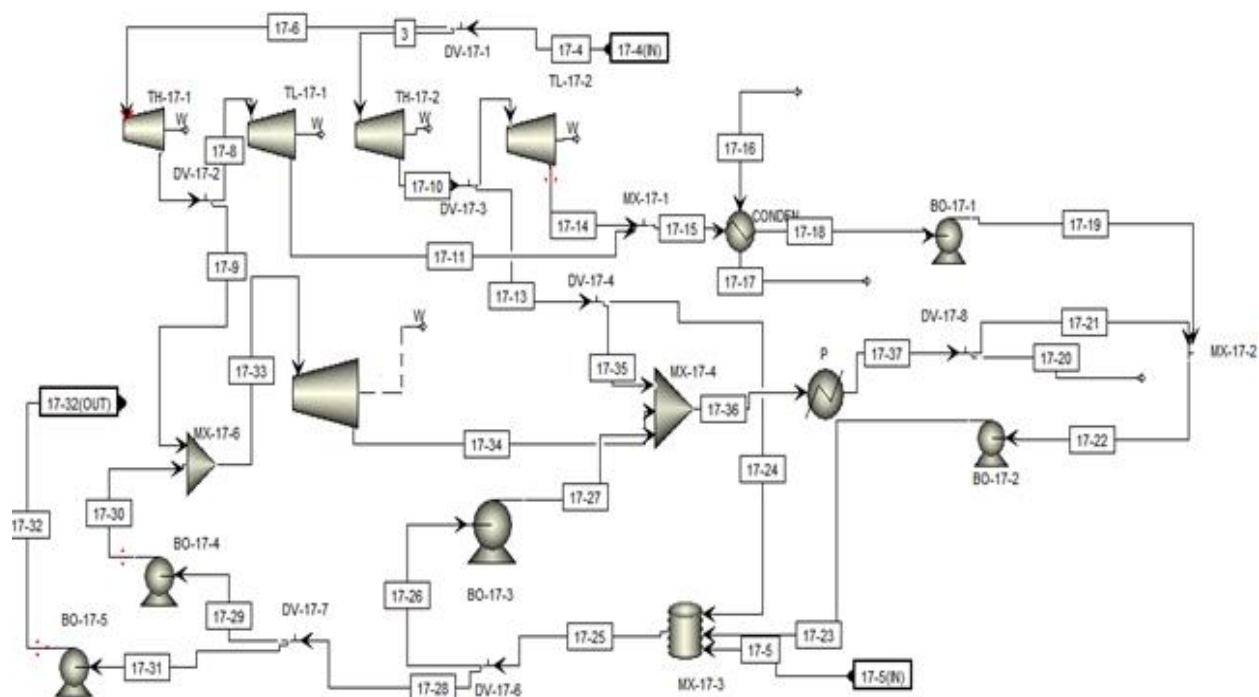


Figura 18. Esquema turbina – cogeneración. Adaptado de Palacios-Bereche, R., & Nebra, S. (2009). Thermodynamic modeling of a cogeneration system for a sugarcane mill using Aspen Plus, difficulties and challenges. 20th International COngress of Mechanical Engineering.

Para modelar las turbinas se usó el modelo turbina, tipo isoentrópico, donde los cálculos se llevan a cabo teniendo en cuenta la eficiencia isoentrópica, presión de descarga y eficiencia mecánica; se basan en lo publicado por Palacios-Bereche & Nebra (2009).

Según se puede observar en la Figura 18, el vapor agotado que se direcciona al proceso, proviene del vapor agotado del bloque TM y parte del vapor agotado de las turbinas 1 y 2; contabilizándose en 1,5 kg vapor / kg bagazo consumido. En la Tabla 14 se presentan los valores obtenidos de forma teórica para la potencia teórica que se puede lograr con los datos proporcionados, la eficiencia eléctrica del ciclo de vapor, la calidad del vapor y la eficiencia isoentrópica de la turbina.

Tabla 14. *Parámetros turbina: salida a 2 atm.*

Turbina	Valor
Entalpía Vapor Saturado (kJ/kg)	2706,3
Entalpía Líquido Saturado (kJ/kg)	504,7
Potencia Generada (kW)	3147,30
Flujo de Calor del Vapor Agotado (kJ/h)	63.899.126
Eficiencia Eléctrica del Ciclo a Vapor (%)	9,4%
<i>Eficiencia Isoentrópica</i>	
Entropía Vapor Saturado (kJ/kg-°C)	7,13
Entropía Líquido Saturado (kJ/kg-°C)	1,53
Calidad del Vapor (% Vapor)	92%
Entalpía Mezcla Isoentrópica –salida de la turbina (kJ/kg)	2538
Eficiencia Isoentrópica Turbina (%)	69,9%

Y finalmente, la Tabla 15 muestra los indicadores de la etapa de cogeneración, sus eficiencias y razones de consumo de vapor y de bagazo.

Tabla 15. *Indicadores etapa cogeneración*

Indicadores	Valor
Eficiencia Eléctrica del Ciclo a Vapor (%)	9,40%
Eficiencia Térmica del Ciclo a Vapor (%)	53,1%
Eficiencia Total del Ciclo a Vapor (%)	62,5%
Razón Energía Térmica / Energía Eléctrica (KW_et / KW_ee)	5,64
Razón Energía Térmica/Energía Eléctrica (MJ_et / kW-ee)	20,30
Producción Específica de Vapor Caldera (kg Vapor/kg Bagazo-seco)	4,62
Consumo Específico de Vapor Turbina (kg Vapor / kW-h)	9,22
Consumo Específico de Bagazo - Ciclo (kg Bagazo-seco / kW-h)	2,00

5.2 Producción de segunda generación

Según se mencionó en el capítulo 1 Generalidades, la producción de bioetanol a partir bagazo aún no ha alcanzado niveles comerciales y por tanto no se ha llevado a cabo a escala industrial en Colombia; sin embargo, en Brasil, existe al menos una planta piloto que llevan a cabo este proceso productivo usando las tecnologías de explosión de vapor catalizada con ácido, como pretratamiento, y la metodología SHF para la hidrólisis y fermentación. También, se mencionó que esta ruta ha presentado mejores eficiencias, ya sea, en cuanto a rendimientos, análisis exergético o costos mínimos de producción.

La Figura 19 muestra a manera general el esquema productivo tenido en cuenta para el presente trabajo. Adicionalmente, en el apéndice D se muestran los resultados de cada una de las etapas simuladas para la producción de bioetanol a partir de bagazo de caña

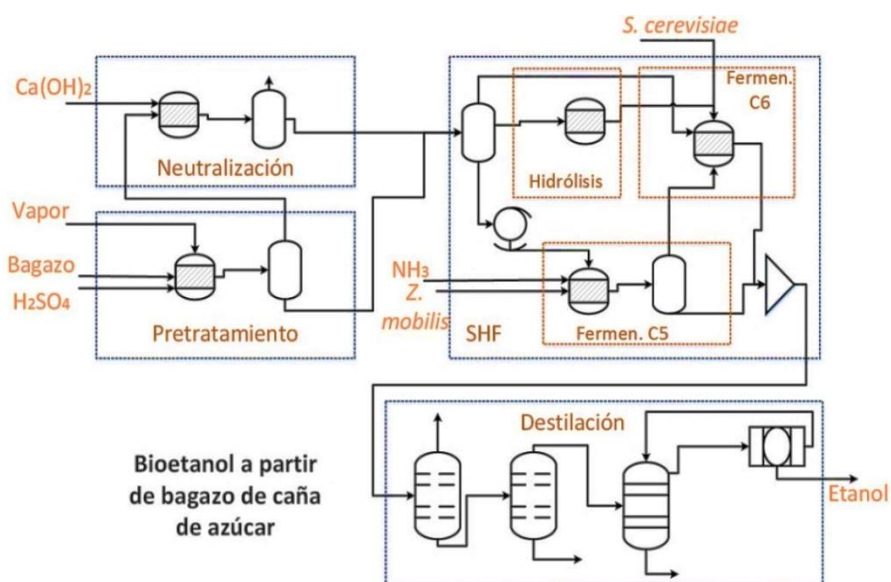


Figura 19. Esquema producción de bioetanol a partir de bagazo

5.2.1 Pretratamiento y neutralización. Durante la etapa de pretratamiento por explosión de vapor, la biomasa es sujeta a vapor presurizado por un período de tiempo dado, entre 15 a 20 minutos, y después es despresurizado. La adición de ácido como catalizador, se realiza con el fin de incrementar la digestibilidad de la celulosa y mejorar la hidrólisis de la hemicelulosa (Sun et al., 2016).

Después del pretratamiento, se obtienen dos corrientes: una rica en azúcares como lo es la xilosa (fracción líquida) y otra compuesta por, celulosa y lignina (fracción sólida). La Tabla 16 muestra las composiciones, flujos y temperaturas de estas corrientes y del bagazo.

Tabla 16. *Características corrientes principales pretratamiento.*

Corrientes	Bagazo ingresa	Corriente líquida	Corriente sólida
	1-7	11-11	11-10
Flujo (kg/h)	12564,48	15319,69	6339,50
Composición de Flujo (%m/m)			
Agua (MIXED)	54,17	86,3	-
Xilosa (MIXED)	-	8,63	-
Celulosa (CIPSD)	21,4	-	58,3
Hemicelulosa (CIPSD)	10,23	-	5,6
Lignina (CIPSD)	12,5	-	36,05
Otros	1,7	-	-
Temperatura (°C)	25	167	167

La Figura 20 muestra el esquema en Aspen para el pretratamiento. La explosión de vapor se simuló usando vapor saturado a 190°C y 12,36 atm; catalizado con ácido sulfúrico al 2% m/m. Los otros parámetros de la simulación son los mismos que Pereira (2013) tuvo en cuenta, y se muestran en el apéndice C.

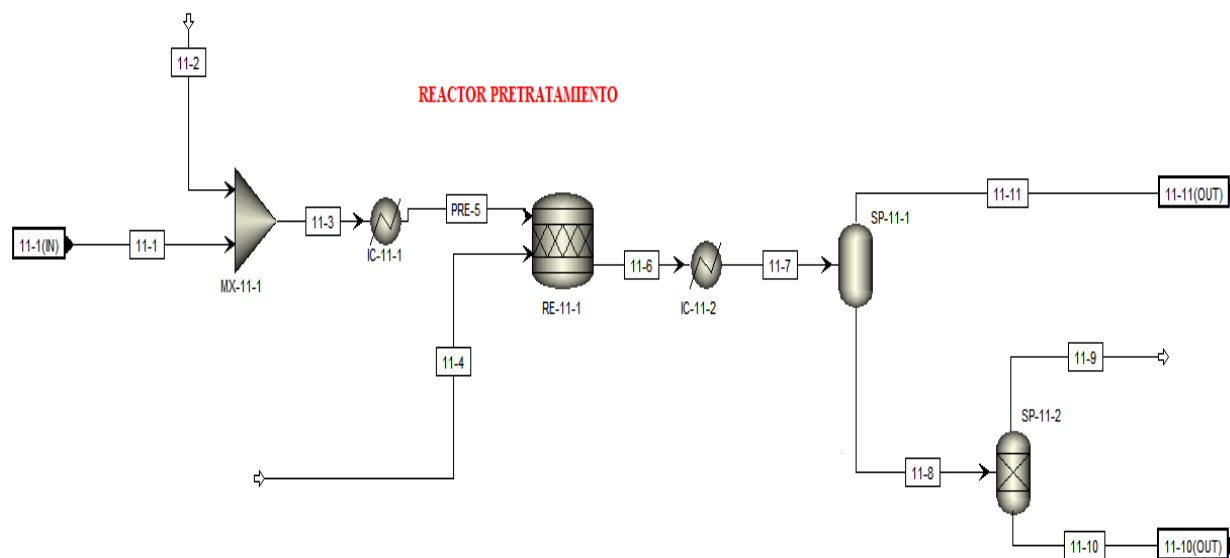


Figura 20. Esquema etapa pretratamiento.

La corriente 11-10 se denomina sólida y es dirigida hacia la etapa de hidrólisis principal, mientras que la corriente 11-11 es líquida, la cual debe ser neutralizada con $\text{Ca}(\text{OH})_2$, por tanto ésta corriente se direcciona a una etapa de neutralización (Michailos, Parker, & Webb, 2016).

La etapa de neutralización, mostrada en la Figura 21, tiene en cuenta un reactor estequiométrico, al cual ingresa hidróxido de calcio a una temperatura de 50°C y la separación de los componentes se propuso por medio de filtro tambor. Adicionalmente, para la remoción de furfural se tuvo en cuenta un separador flash y el componente éter (Pereira, 2013).

La corriente de salida denominada 13-10, contiene 93,3% de agua, 5% de xilosa y 1,7% de otros componentes, está corrientes se pasa a la siguiente etapa, junto con la celulosa y lignina (corriente 11-10) del pretratamiento.

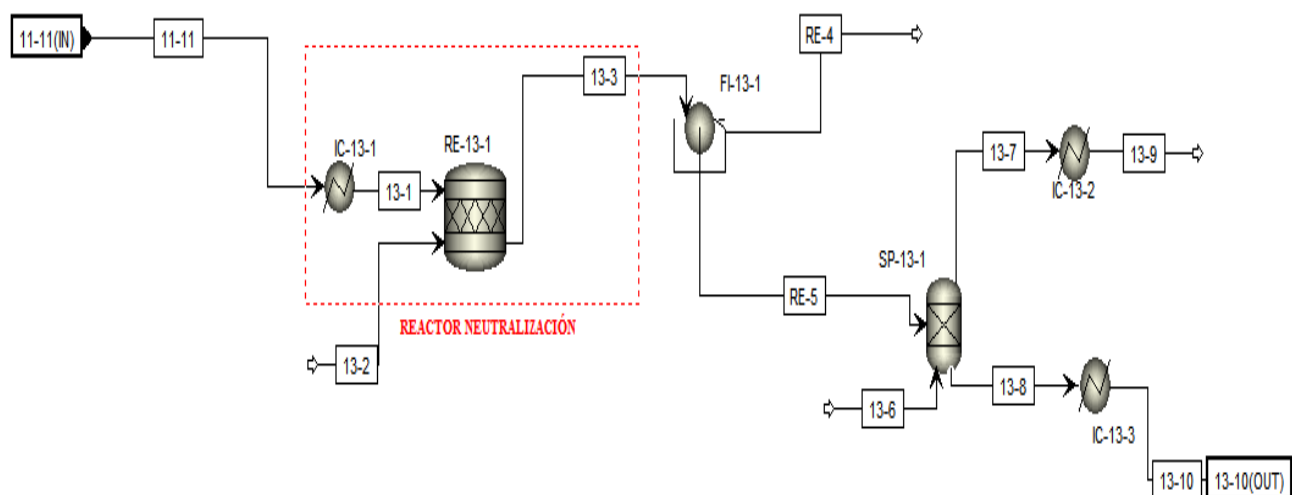


Figura 21. Esquema etapa neutralización.

5.2.2 Hidrólisis y Fermentación separadas: SHF. Tanto la hidrólisis, como la fermentación de los C5 y C6 se simula en reactores tipo estequiométrico, separados, de acuerdo con lo que se observa en la Figura 22. Finalmente, las corrientes obtenidas de la fermentación de los C6 y parte de los C5 se mezclan previo ingreso a la fase de destilación.

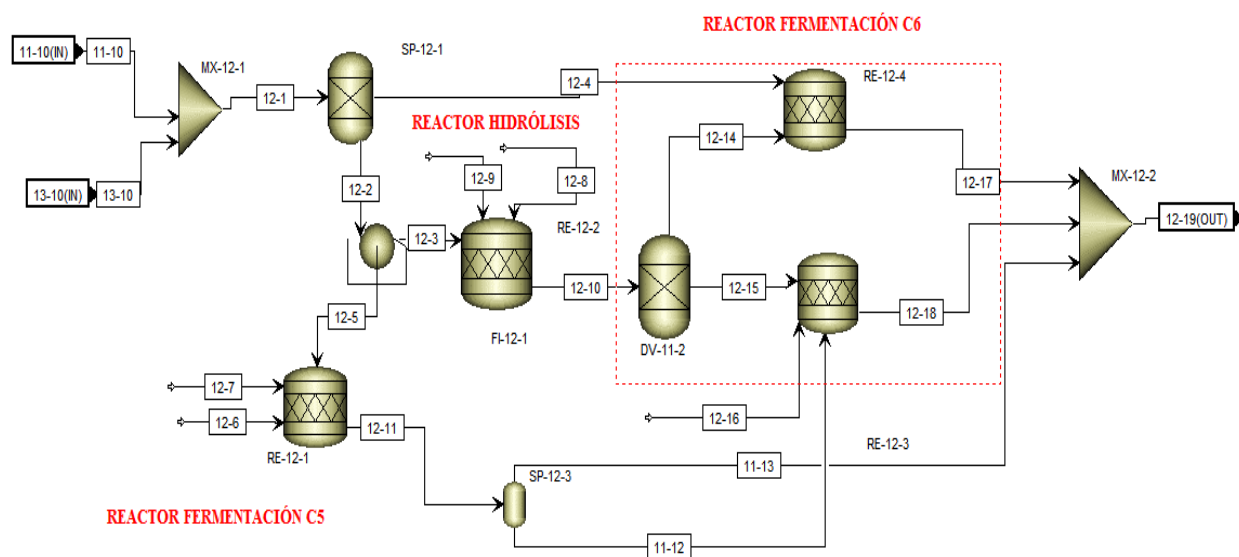


Figura 22. Esquema etapa SHF.

La Tabla 17, muestra los flujos y composiciones de las corrientes principales de la etapa SHF. Las corrientes denominadas 11-10 y 13-10 provienen del pretratamiento y la neutralización, respectivamente; la 12-19 sale a una razón de 11,9 kg / kg de bagazo consumido con un 96% de agua, para pasar a la siguiente etapa de concentración de etanol.

Tabla 17. Corrientes principales etapa SHF.

Corrientes	11-10	13-10	12-19
Flujo (kg/h)	6283,416	15079,32	149801
Agua (MIXED) (%)	-	98,38	96
CO ₂ (MIXED) (%)	-	-	-
Etanol (MIXED) (%)	-	-	1
Celulosa (CIPSD) (%)	58,34	-	-
Hemicelulosa (CIPSD) (%)	5,61	-	-

Tabla 17. *Continuación*

Corrientes	11-10	13-10	12-19
Lignina (CIPSD) (%)	36,05	-	-
Otros (%)		1,62	3
Temperatura (°C)	167	30	90

5.2.3 Separación. La etapa de destilación mostrada en la Figura 23, tiene en cuenta un esquema similar al usado por la industria colombiana para la producción de primera generación de bioetanol.

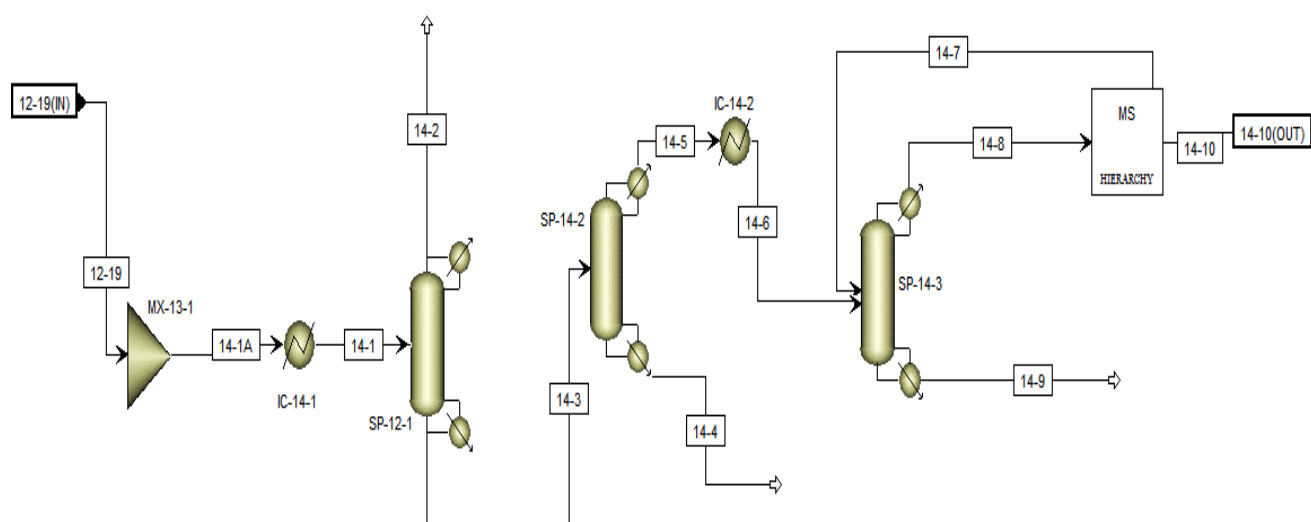


Figura 23. Esquema etapa separación.

La Tabla 18 muestra los flujos de las principales corrientes tenidas en cuenta para esta etapa. La razón de producción de bioetanol, obtenida del esquema en del presente proyecto fue de 167 litro etanol/ 100 kg bagazo, con una concentración del 99,8%.

Tabla 18. *Corrientes principales etapa separación.*

CORRIENTE	12-19	14-10	14-9
Flujo (Kg/h)	149801	1663,99	136534
Composición %(m/m)			
Agua (MIXED)*	96	0,2	99,38
Etanol (MIXED)*	3	99,8	-
Otros	1	-	1,62
Temperatura (°C)	90	25	114,81

5.3 Requerimientos máscicos de agua y vapor del proceso de primera y segunda generación.

En esta sección se muestra el consumo de agua y de vapor por etapas, tanto para la primera como segunda generación.

De acuerdo a lo mostrado La Tabla 19 el consumo total de agua para la producción de bioetanol de primera generación se cuantificó en 7859,41kg agua/t caña de azúcar y el consumo de vapor en 499,94 kg vapor/t caña a una temperatura de 140 °C y 2 atm de presión; éste vapor es suplido por el sistema de cogeneración que tiene disponible 549,97 kg vapor/t caña de acuerdo al esquema simulado.

Para segunda generación, la etapa que presenta requerimientos de vapor es el pretratamiento, siendo el valor 452,82 kg vapor/t bagazo consumido, éste vapor ingresa a la etapa a 190°C y 12,33 atm, como ya se había mencionado anteriormente.

Tabla 19. *Requerimientos de agua y vapor 1G y 2G.*

Etapa	L agua/t caña	Kg vapor/ t caña
Primera generación		
Extracción de jugo	319	29,73
Tratamiento del jugo	67,58	64,77
Concentración de jugo	585	25,77
Producción de azúcar	3827,87	116,64
Fermentación	132,18	150,11
Separación	1964	112,92
Cogeneración	963,78	-
Segunda generación		
Pretratamiento		452,82*
Hidrólisis	3602,86*	

*kg vapor/t bagazo

5.4 Esquema integrado

La construcción del esquema integrado se llevó a cabo teniendo en cuenta dos aspectos:

- **Integración de Materias primas:** En esta etapa, se identificaron las corrientes intermedias para ser aprovechadas dentro del proceso: El bagazo proveniente de la molienda en el esquema de 1G, se utilizó como materia prima en la etapa de pretratamiento del esquema de 2G. La cantidad de bagazo destinado para el procesamiento de segunda generación fue del 40%, dado que en la actualidad sólo el 60% del bagazo generado en la molienda es usado en la cogeneración.

- **Integración de Tecnologías:** Se identificó la fermentación y separación como las etapas de proceso en común entre los esquemas de primera y segunda generación y donde es posible compartir algunos equipos, tal como se muestra en la Figura 24.

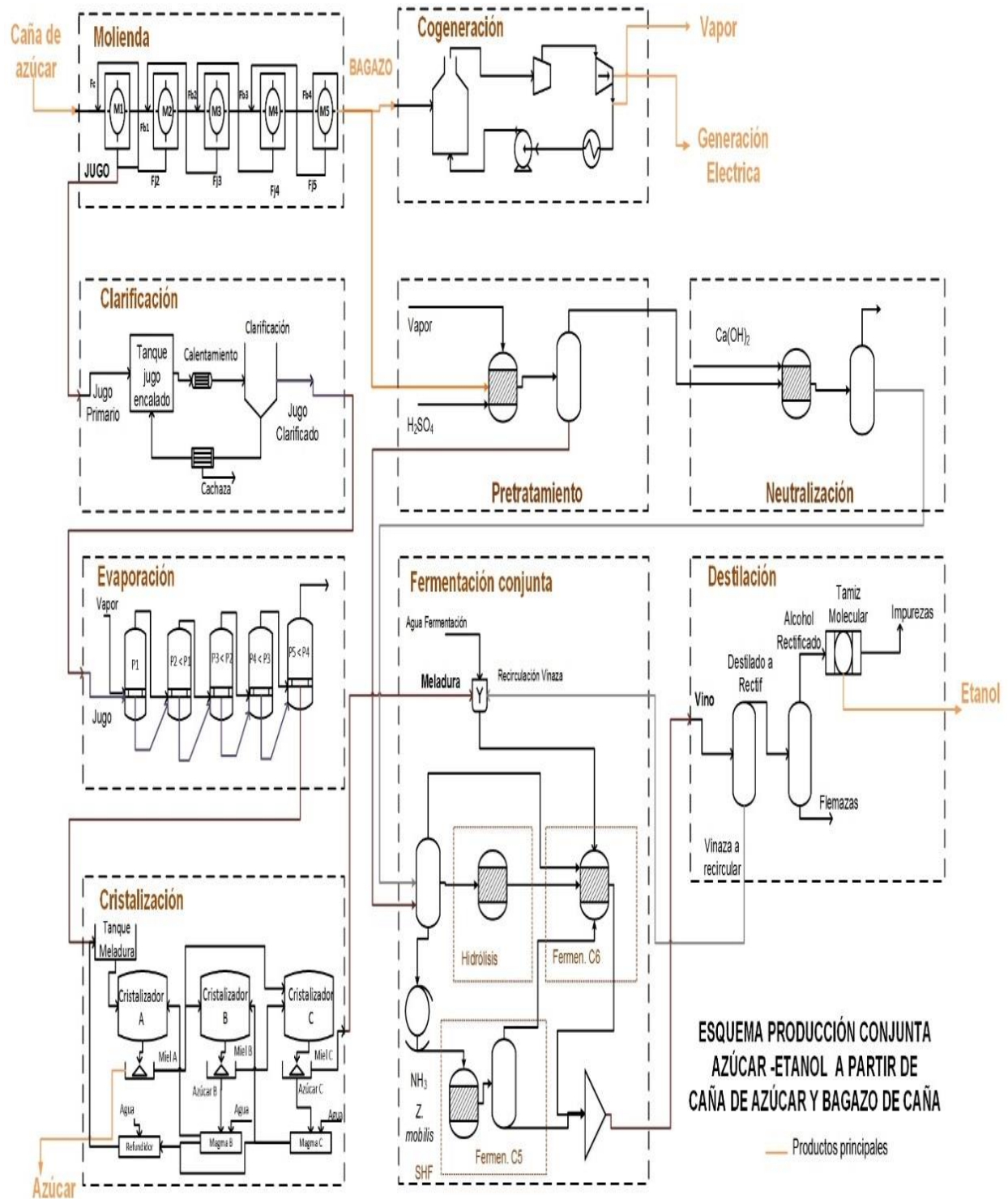


Figura 24. Esquema integrado propuesto.

El esquema fue simulado en el software Aspen Plus, al igual que los esquemas individuales. Las etapas de extracción, tratamiento y concentración del jugo, así como la producción de azúcar y cogeneración se tienen en cuenta de igual forma que lo descrito para primera generación.

Por otro lado, en el apéndice D se puede observar el esquema de la simulación de la etapa común Fermentación; así como, los resultados de las etapas pretratamiento, neutralización, fermentación, separación y cogeneración del esquema integrado de primera y segunda generación de bioetanol.

La cantidad de bagazo direccionado hacia la cogeneración se tomó en base a lo usado actualmente por la industria colombiana y es igual al 60% del generado en la etapa extracción de jugo. El otro 40% se destinó para la producción de segunda generación.

El pretratamiento y la neutralización, para el bagazo, se llevan a cabo de igual forma que lo presentado para segunda generación. Las corrientes obtenidas son concentradas con las melazas obtenidas de la etapa de cristalización de primera generación. Al igual que el esquema de SHF para segunda generación, la corriente ingresa a un reactor de hidrólisis, para luego pasar a fermentación de las pentosas y hexosas por separado (C. M. Oliveira et al., 2016). El vino obtenido de la fermentación es direccionado a la etapa de separación, la cual se simuló de acuerdo al esquema de primera generación.

En la Tabla 20 se presentan los principales resultados del esquema integrado de proceso, para el cual la producción de azúcar no se ve comprometida.

Tabla 20. *Comparativo 1G y 1G+ 2G SHF.*

	1G	1G+2G
Bioetanol (kg /t caña)	43,79	75,70
Vinazas recirculadas (kg/t caña)	240,49	1089,90
Generación CO ₂ (kg/t caña)	77,87	162,06
Vapor salida caldera (kg/tc)	549,97	868,91
Agua requerida fermentación (kg/t caña)	132,18	669,89
Agua requerida separación (kg/t caña)	1964,00	3395,18
Demanda vapor (kg vapor/tcaña)	499,94	789,91

De acuerdo con la Tabla 20 y en concordancia con lo publicado con Costa *et al* (2016) los principales efluentes de desecho de este proceso son el CO₂ y la vinaza, un contaminante producido en grandes cantidades y con alta concentración de materia orgánica (los principales compuestos son glicerol, etanol, ácido láctico y ácido acético), ésta última está compuesta principalmente por agua (aproximadamente 97%) (Costa, Potrich, & Cruz, 2016).

El esquema integrado de 1 y 2 generación permite el aumento en un 47% de bioetanol, lo que trae consigo el aumento de consumos de agua tanto para la fermentación como para el lavado de CO₂ del vino obtenido en esta etapa. El requerimiento de vapor en el proceso general también se incrementa en un 58%. La etapa de separación incrementa su requerimiento de agua de enfriamiento en un 72%.

6. Integración energética

De acuerdo con Linnhoff & Flower (1978) un problema de integración energética se puede enunciar como: *Dado un conjunto de corrientes de proceso calientes que necesitan ser enfriadas y un conjunto de corrientes que necesitan ser calentadas, se requiere determinar los servicios industriales mínimos. Para cada corriente a enfriar o calentar se conocen las temperaturas iniciales y finales, el flujo y la capacidad calorífica* (Escobar & Trierweiler, 2013).

En este orden de ideas, como se mencionó en la sección 3.2, para realizar la integración energética, en primera medida se llevó a cabo una selección de corrientes frías y calientes, determinando sus capacidades caloríficas de flujo, temperaturas iniciales y finales; para luego construir la gran curva compuesta del conjunto de corrientes seleccionadas realizando un análisis pinch, con el fin de establecer el requerimiento de servicios industriales de calentamiento y enfriamiento mínimos antes de la integración. Con esta información, se procedió a la integración energética utilizando el modelo matemático propuesto por Yee & Grossmann (1990).

6.1 Requerimiento servicios industriales mínimos

El requerimiento de servicios industriales mínimos de enfriamiento y calentamiento se realizó utilizando el Análisis Pinch. La selección de las corrientes frías y calientes tuvo en cuenta las etapas del proceso integrado presentado en la sección 5.4, excluyendo la etapa de evaporación, dado que según menciona Higa *et al* (2009) el arreglo de evaporadores múltiple efecto (EME) presenta un problema conceptual al momento de la construcción de las curvas compuestas, puesto

que, las utilidades mínimas se ven muy afectadas por este tipo de arreglos; conduciendo, cada uno de ellos, a una curva compuesta caliente diferente. Y dado que hay varios efectos, los flujos de calor deben clasificarse como utilidades en múltiples niveles de temperatura. Por tanto, la sola etapa en sí, podría ser considerada para una integración energética (Higa, Freitas, Bannwart, & Zemp, 2009).

La Tabla 21 muestra las corrientes seleccionadas para la integración energética, siendo en total escogidas para el presente caso de estudio cinco corrientes calientes y cinco corrientes frías.

Las corrientes frías elegidas para la integración energética corresponden a: el agua de imbibición, el jugo en la clarificación, el vino proveniente de fermentación que ingresa a la etapa de destilación y finalmente, la corriente de ingreso a tamices moleculares. A su vez, las corrientes calientes seleccionadas son la corriente de ingreso y las de salida de la neutralización, las vinazas a recircular y el bioetanol obtenido.

Tabla 21. *Datos corrientes para el caso de estudio.*

	Corriente	Flujo (kg/h)	T _{in} (°C)	T _{fin} (°C)	Capacidad calorífica del flujo (kW/K)
Fría 1	Molienda (1-2)	12118,20	25	90	14,40
Fría 2	Clarificación (2-12)	37850,76	34	85	40,34
Fría 3	Clarificación (2-14)	44405,68	84	100	50,03
Fría 4	Destilación (7-28)	71308,66	38	50	80,14
Fría 5	Destilación (8-5)	6747,94	93	150	27,97
Caliente 1	Neutralización (5-7)	4134,83	167	50	22,19
Caliente 2	Neutralización (6-6)	322,68	52	25	7,63
Caliente 3	Neutralización (6-7)	4073,55	52	30	44,65
Caliente 4	Destilación (8-3 A)	41416,36	98	32	48,36
Caliente 5	Destilación (9-1 A)	2876,56	150	25	5,43

Una vez seleccionadas las corrientes, se construye la gráfica denominada la gran curva compuesta, la cual es una representación gráfica del calor que puede ser recuperado o cedido por el conjunto de corrientes que se están analizando y permite ver el punto de pinch, que es cuando la curva toca el eje y en el punto 0 (Klemeš et al., 2013).

Por otro lado, se estableció un $\Delta T_{\min} = 5$, para la construcción de la gran curva compuesta mostrada en la Figura 25 y en el apéndice E se muestra cómo se construyó ésta gran curva compuesta.

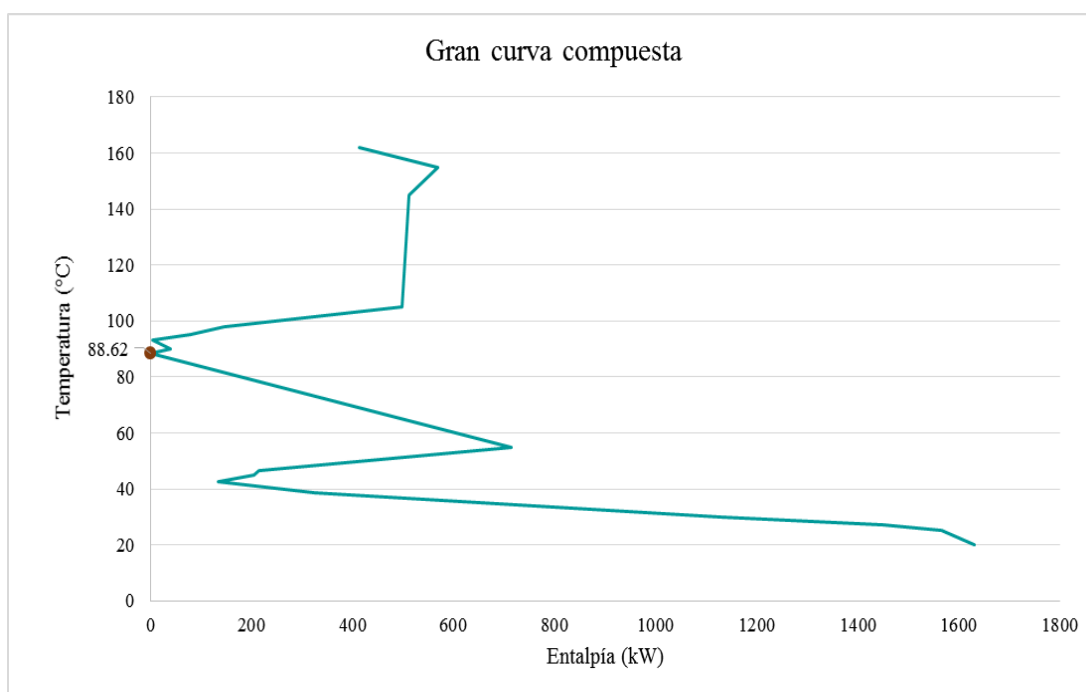


Figura 25. Gran curva compuesta caso proyecto.

De acuerdo con lo mostrado en la Figura 25 es posible observar que el punto pinch se encuentra a una temperatura igual a 88,62 °C; a su vez, la Tabla 22 presenta los resultados obtenidos del análisis pinch; por tanto, se tiene que las utilidades mínimas de calentamiento son de 414,08 kW y de enfriamiento de 1630,61 kW para el conjunto de corrientes estudiadas.

Tabla 22. *Resultados análisis pinch.*

Resultados análisis pinch		
Pinch caliente	93,62	°C
Pinch frío	83,62	°C
Promedio Pinch	88,62	°C
Min servicios industriales de calentamiento	414,08	kW
Min servicios industriales de enfriamiento	1630,61	kW

El siguiente paso es determinar el número mínimo de intercambiadores necesarios si no se hiciese integración energética, este valor se calcula de acuerdo a la Ec. 0-1 (El-Halwagi, 2012d).

$$\left(\begin{array}{c} \text{Número de} \\ \text{intercambiadores} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{c} \text{Número de} \\ \text{corrientes} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{c} \text{Número de} \\ \text{servicios industriales} \end{array} \right) - \left(\begin{array}{c} \text{Número de} \\ \text{problemas} \end{array} \right) \quad \text{Ec. 0-1}$$

La E. 6-1 se aplica antes y después del punto de pliegue; para saber el número de corrientes y servicios industriales se recurre a la Figura 26, que presenta el diagrama de intervalos de temperaturas desplazadas para el caso de estudio.

Antes del pinch:

$$\left(\begin{array}{c} \text{Número de} \\ \text{intercambiadores} \end{array} \right) = (7) + (1) - (1) = 7 \quad \text{Ec. 0-2}$$

Después del pinch:

$$\left(\begin{array}{c} \text{Número de} \\ \text{intercambiadores} \end{array} \right) = (8) + (1) - (1) = 8 \quad \text{Ec. 0-3}$$

Total intercambiadores: 15

Se tiene entonces, que, sin llevar a cabo una integración energética del conjunto de corrientes seleccionadas para el caso de estudio, el costo de calentamiento y de enfriamiento anual es de COP 62,43 millones y COP 77,28 millones, respectivamente; a su vez el número de intercambiadores que se requieren es de 15. Los costos tanto para el vapor se tomaron como 17,21 COP/kWh, y para el agua de enfriamiento como 5,41 COP/kWh, de acuerdo con datos de la industria.

En el apéndice G, se muestra los cálculos realizados para la determinación de los costos de servicios industriales.

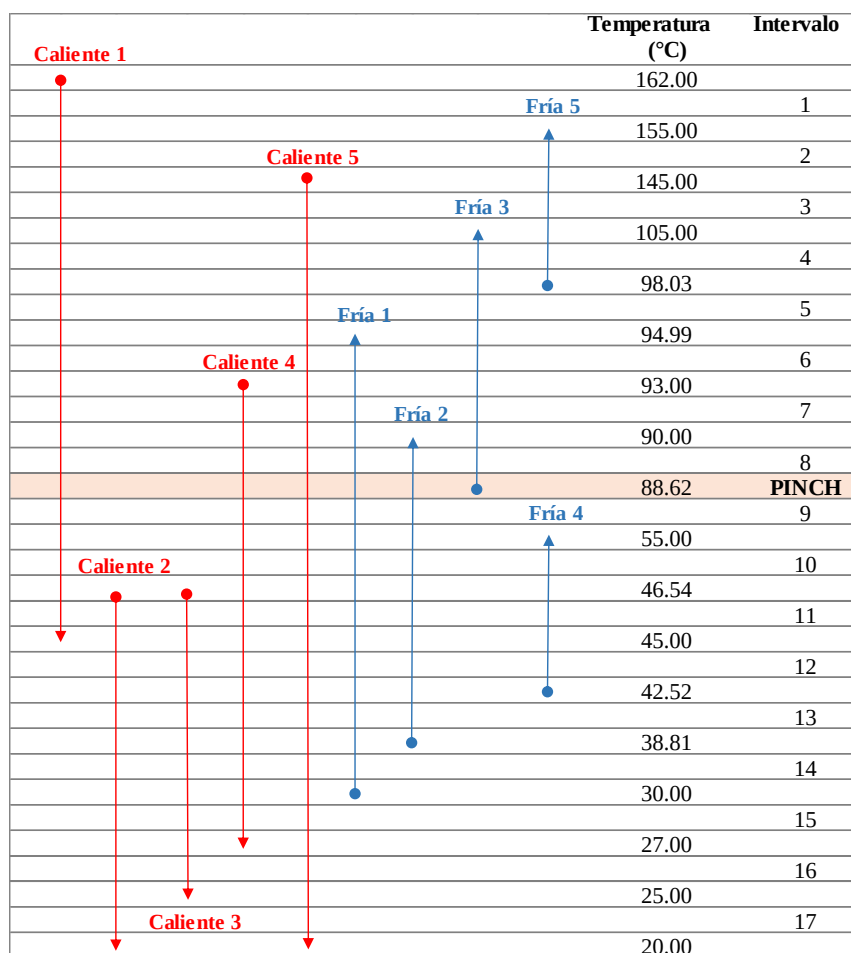


Figura 26. Diagrama intervalos de temperatura.

6.2 Integración energética por programación matemática.

El modelo matemático usado para la integración energética fue propuesto por Yee & Grossmann en 1990, en el cual se asumen mezclas isotérmicas en cada etapa, lo que simplifica significativamente su formulación, dado que no considera balances de calor no lineales. Para cada corriente, solo un balance general debe ser hecho entre cada etapa. Cabe aclarar, que estas etapas no están relacionadas con los intervalos de energía tenidos en cuenta en el análisis pinch (Figura

6-4), dado que cada etapa es tratada como una variable a ser optimizada. Las etapas, hacen referencia al número máximo de corrientes frías o calientes del caso que se éste analizando.

Adicionalmente, se tiene en cuenta el uso de variables binarias para denotar la existencia de encuentros entre una corriente caliente con una corriente fría en la etapa. En el modelo, las áreas no son tratadas de manera explícita como una variable y es sustituida en la función objetivo por la E. 6-4. A su vez, la diferencia media logarítmica (LMTD) es reemplazada por la aproximación de Chen, donde ningún término logarítmico está involucrado con el fin de disminuir las dificultades numéricas (Escobar & Trierweiler, 2013).

$$A = \frac{Q}{U * LMTD} \quad \text{Ec. 0-1}$$

La Tabla 23 muestra los parámetros de ingreso al modelo, los cuales incluye la capacidad calorífica de flujo, temperatura inicial y final de las corrientes frías y calientes, coeficiente de película de la corriente individual tanto para las corrientes involucradas en el caso de optimización como para las utilidades. Los valores de los coeficientes de película se tomaron de Peters, Timmerhaus, & West, (2003). También se tiene en cuenta el flujo de la corriente que se pueden ver en la Tabla 21.

Tabla 23. *Parámetros de ingreso al modelo caso de estudio.*

Corriente	T_{in} (°C)	T_{fin} (°C)	Capacidad calorífica del flujo (kW/K)	Coefficiente de película h (kW/m ² K)
C1	167	50	22,19	3
C2	52	25	7,63	3
C3	52	30	44,65	3
C4	98	32	48,36	3
C5	150	25	5,43	3
F1	25	90	14,40	3
F2	34	85	40,34	3
F3	84	100	50,03	3
F4	38	50	80,14	3
F5	93	150	27,97	3
UF	20	25	-	5
UC	162	155	-	10

*C: corriente caliente, F: Corriente frías, UF: Servicio industrial de enfriamiento, UC: servicio industrial de calentamiento.

La función objetivo busca minimizar el costo anual involucrando los costos de servicios industriales, cargos fijos para los intercambiadores, costo de área para cada intercambiador y se encuentra representada por el modelo de programación matemática MINLP de la Ec. 6-5.

$$\begin{aligned}
& \min \sum_i \sum_j \sum_k CFz_{ijk} + \sum_i CFz_{cui} + \sum_j CFz_{huj} + \sum_i C_{cu}q_{cui} + \\
& \sum_j C_{hui}q_{hui} + \sum_i \sum_j \sum_k C \left(\frac{q_{ijk}}{U_{ij}LMTD_{ijk}} \right)^\beta + \\
& \sum_i C \left(\frac{q_{cui}}{U_{cuj}LMTD_{cui}} \right)^\beta + \sum_j C \left(\frac{q_{huj}}{U_{huj}LMTD_{huj}} \right)^\beta
\end{aligned} \quad \text{Ec. 0-1}$$

El modelo está sujeto a balances de calor para cada corriente, balances de calor en cada etapa, temperaturas de ingreso, cargas de las utilidades calientes y frías, restricciones lógicas, variables binarias de existencia de uniones, la temperatura de aproximación. El apéndice H muestra las ecuaciones que representan estas restricciones, así como la nomenclatura empleada para la escritura del modelo; adicionalmente, el apéndice I muestra el código ingresado en GAMS.

Como se mencionó en la metodología, se usó el software GAMS versión 24.4.6 para un sistema Windows 7 de 32 bits con un procesador Intel Core I3 y una RAM de 4 Gb para la solución del problema MINLP, usando el solucionador BARON.

La solución se encontró después de 17 iteraciones en el nodo 11, con un tiempo de ejecución de 16.6 minutos, obteniendo una red como la mostrada en la Figura 27; donde se puede observar que corrientes calientes pueden intercambiar calor con una corriente fría respectiva.

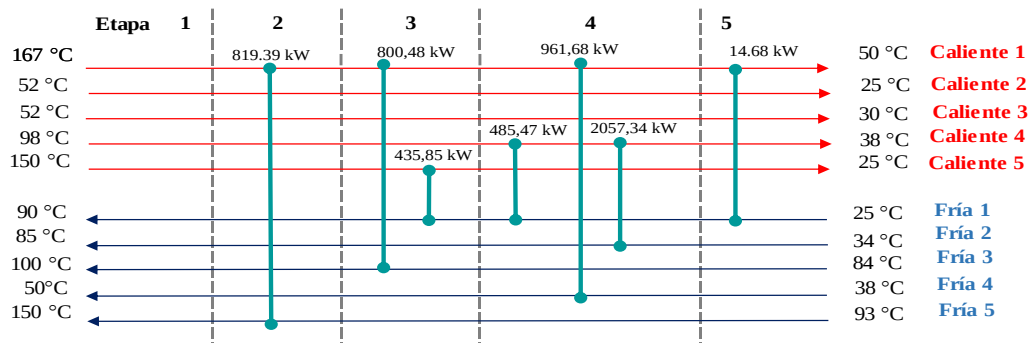


Figura 27. Red de intercambiadores de calor.

El modelo también proporciona el área de los intercambiadores involucrados en la red integrada; esta área se muestra en la Tabla 24, donde el intercambiador que necesitaría mayor área de intercambio es el intercambio entre la corriente C4 y F2; lo cual se soporta por el gran flujo que involucra a la corriente 4, la cual es la Vinaza recirculada. Por el contrario, la menor área requerida para el intercambio la presenta la unión de las corrientes C1 y F1.

Tabla 24. Áreas de intercambiadores de calor después de integración energética.

Área	(m ²)
A _{C1-F1}	0,929
A _{C1-F3}	29,26
A _{C1-F4}	26,01
A _{C1-F5}	20,56
A _{C4-F1}	31,92
A _{C4-F2}	112,49
A _{C5-F1}	10,38

Nota: Resultado optimización en GAMS

Así mismo, el costo de los servicios industriales de calentamiento y enfriamiento para esta red se estableció en COP 116,7 millones y COP 62,4 millones, respectivamente, para un costo total anual de servicios industriales de COP 179,1 millones. El cálculo de éste costo se realizó siguiendo el procedimiento mostrado en el apéndice G. De igual forma, el mínimo costo anual total de la red calculado fue de COP \$752,29 millones, con un valor de costo de inversión de COP\$ 586,18 millones, éstos datos son proporcionados por el modelo.

La Figura 28 muestra que al comparar los costos de calentamiento y enfriamiento calculados después de la integración energética con los encontrados sin realizar integración alguna, el costo

para los servicios industriales de calentamiento aumentan un 93% y por el contrario, los costos de servicios industriales de enfriamiento presentan una reducción del 19,25%. Por otro lado, el número de intercambiadores requeridos utilizando programación matemática disminuye, pasando de 15 intercambiadores a 7, lo que equivale a una reducción del 53% en unidades de intercambio de calor.

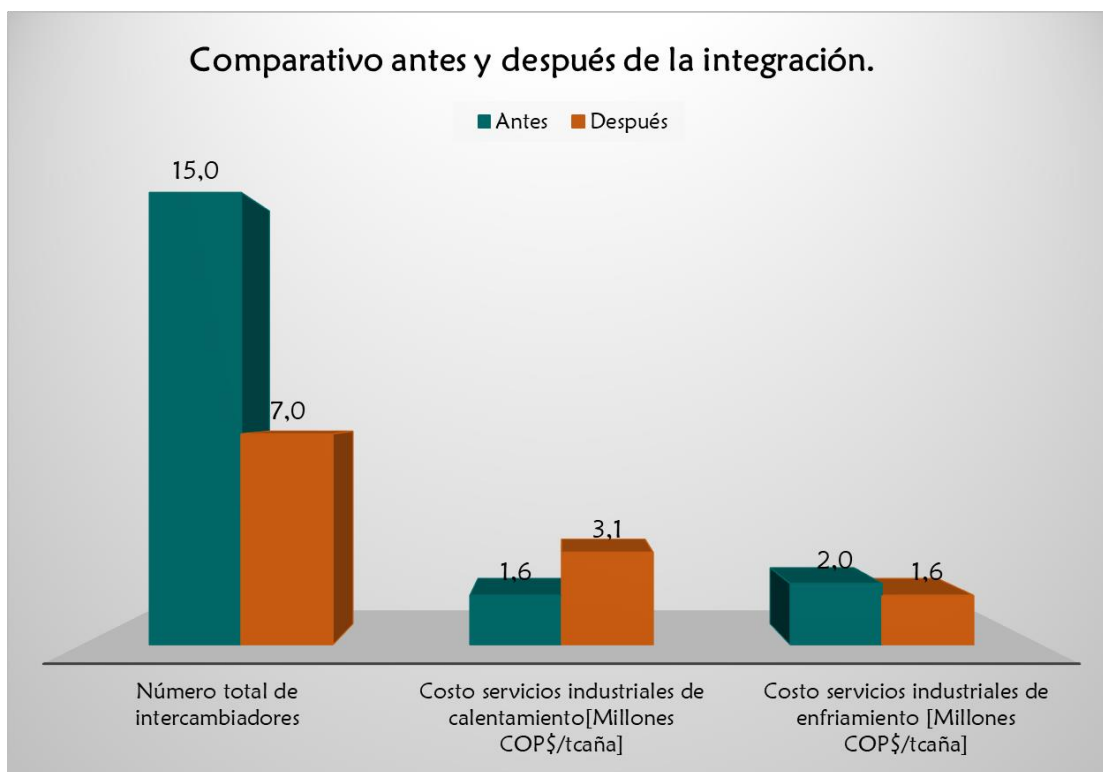


Figura 28. Comparativo antes y después de la integración energética.

Adicionalmente, realizando un análisis comparativo de los resultados del presente trabajo con los obtenidos por C. M. Oliveira et al., (2016), quienes llevaron a cabo una integración energética, utilizando la metodología pinch, de un proceso productivo de bioetanol a partir de caña de azúcar y bagazo; se tiene que, aunque los autores logran reducir en un 27,4 % y 32% el requerimiento de

servicios industriales de calentamiento y de enfriamiento; el número total de intercambiadores aumenta, pasando de 8 a 15.

El anterior resultado se debe a que la metodología pinch usada por Oliverira et al, fue con el fin de incrementar la eficiencia energética pero no involucra la optimización del costo total anual de la red, como sí lo hace el método matemático seleccionado para este trabajo.

7. Integración másica

La reducción del consumo de agua fresca del esquema integrado de producción de bioetanol de primera y segunda generación de la sección 5.4 se realizó a través de la generación de una superestructura y un modelo de optimización global según lo expuesto por Ahmetović & Grossmann (2011). Como primer paso se determinaron las corrientes de proceso que se podrían considerar fuentes, cuáles son las etapas del proceso que se consideran sumideros o depósitos y se identificaron las unidades de tratamiento. Luego, se procedió al desarrollo del modelo matemático como un problema NLP.

7.1 Generación de la superestructura

Para la generación de la superestructura se identificaron las etapas del proceso integrado que involucran el uso de agua, las cuales se resumen en la Tabla 25; sin embargo, para el modelo

matemático sólo se tuvo en cuenta el agua que se requiere para el proceso, no se incluye el agua necesaria como servicio industrial.

Según se puede observar en la Tabla 25. , los efluentes de etapas de proceso que se podrían considerar *fuentes*, son la cachaza, los condensados de evaporación, condensados de cristalización y las vinazas. Por otro lado, de acuerdo a ésta tabla, las unidades de proceso que se podrían considerar unidades depósitos son la extracción de jugo (agua de imbibición), tratamiento de jugo (agua para lavado, agua cal) y fermentación (agua para fermentación y lavado de CO₂).

Sin embargo, las corrientes *fuentes* al provenir de etapas de proceso cuentan con la presencia de compuestos que deben ser removidos o disminuidos antes de ser direccionadas a otras unidades de proceso que requieran agua, esto se logra con el empleo de unidades intercepto. En este orden de ideas, en el proceso de bioetanol objeto de estudio, se tuvo en cuenta la sacarosa (C1) y la demanda química de oxígeno, DQO (C2) como parámetros restrictivos.

Tabla 25. *Etapas que involucran uso de agua en el proceso integrado 1G +2G.*

Etapa	Ingresa	Sale
Primera generación		
Extracción de jugo	Agua de imbibición Agua de enfriamiento para los molinos.	-
Tratamiento del jugo	Agua para lavado cachaza Agua cal	Cachaza
Concentración del jugo	Agua en forma de vapor	Condensados de evaporación
Producción de azúcar	Agua para refrigeración	Condensados de cristalización

Tabla 25. *Continuación*

Etapas	Ingresas	Salen
Fermentación	Agua para fermentación	-
	Agua para lavado	
Separación	Agua para condensadores	Vinazas
Primera generación		
Extracción de jugo	Agua de imbibición	-
	Agua de enfriamiento para los molinos.	
Tratamiento del jugo	Agua para lavado cachaza	Cachaza
	Agua cal	
Concentración del jugo	Agua en forma de vapor	Condensados de evaporación
Producción de azúcar	Agua para refrigeración	Condensados de cristalización
Fermentación	Agua para fermentación	-
	Agua para lavado	
Separación	Agua para condensadores	Vinazas
Cogeneración	Agua para la caldera	-
	Lavado de gases de caldera	
	Refrigeración	
	turbogeneradores	
Segunda generación		
Pretratamiento	Agua en forma de vapor	-
Hidrólisis	Agua para hidrólisis	

La Tabla 26 muestra tanto el flujo de las corrientes denominadas fuentes, como la concentración de los parámetros presentes en las mismas.

Tabla 26. *Fuentes, caso de estudio.*

	FUENTES	Flujo (kg/h)	C1* (ppm)	C2** (ppm)
F1	Vinaza	17749,87	0	97400
F2	Condensados evaporación	29271,55	0,79	0
F3	Condensados Cristalización	7299,43	$2,41 \times 10^{-4}$	0
F4	Cachaza	2000,61	25538,90	0

*C1: Sacarosa, **C2: DQO

Para la disminución de las concentraciones de los parámetros C1 y C2 en los efluentes se propone el empleo de un sistema de ósmosis inversa asumiendo una remoción del 90% para el caso de la sacarosa (Ahmetovic, Martín, & Grossmann, 2010).

Por otro lado, para el tratamiento de las vinazas se han propuesto diversas tecnologías para su concentración como la microfiltración o nanofiltración o tratamientos biológicos como la biodigestión, compuestos por una etapa anaeróbica y otra aeróbica, con la cual se puede llegar a una remoción de hasta el 95% (Mosqueira-Salazar, 2012).

Adicionalmente Ponce-Ortega et al (2010) recomiendan la inclusión, por cada contaminante analizado en el proceso, de un intercepto adicional “imaginario”, usado para propósitos de modelado, que se aplica cuando el “contaminante” no es tratado; estos interceptos en el modelo se asumen con 0% de remoción, funcionando a modo de by-pass (Ponce-Ortega, El-Halwagi, & Jiménez-Gutiérrez, 2010).

La Tabla 27, muestra en resumen los interceptos tenidos en cuenta en el modelo con sus respectivos valores de reducción de contaminante.

Tabla 27. *Unidades intercepto.*

INTERCEPTO	%Reducción de concentración	Parámetro
I1 Osmosis inversa	90%	Sacarosa
I2 Biodigestión	95%	DQO
I3 1 ^{er} Bypass	0%	Sacarosa
I4 2 ^{do} Bypass	0%	DQO

Dado que el presente trabajo propone un re-uso de corrientes de proceso, es importante tener presente los límites permisibles de ingreso de concentración de “contaminantes” a la etapa; es así como, el agua de imbibición debe poseer una buena capacidad de dilución de sacarosa, esto es, agua con una baja cantidad de sólidos disueltos a alta temperatura. De igual manera, es necesario que el agua para preparar la cal sea agua bruta limpia, puesto que ésta va a componer el jugo, que será después concentrado para la obtención del azúcar. Así mismo, el agua para la dilución de la fermentación debe ser tratada para evitar su contaminación en esta etapa; por otro lado, el agua para el lavado del CO₂ de la fermentación no presenta grandes restricciones, dado que será utilizada para retirar el etanol que es arrastrado con el gas carbónico (Mosqueira-Salazar, 2012).

Conforme a lo mencionado en el párrafo precedente, la Tabla 28 muestra las unidades depósitos seleccionadas; la concentración permitida por parámetro, donde se supuso en un 10% del total de la corriente al ingreso para las unidades de depósito agua cachaza y agua lavado CO₂ para la sacarosa (C1) y del DQO (C2) 0%. Adicionalmente, se tiene en cuenta un depósito denominado agua de desecho, al cual ingresarían aquellas corrientes que no puedan ser re -utilizados.

Tabla 28. Concentración mínima permitida para las unidades depósitos

UNIDADES DEPÓSITOS		Flujo	Concentración permitida	
		(kg/h)	C1 (ppm)	C2 (ppm)
D1	Extracción de jugo	12118,20	0	0
D2	Clarificación (Agua cal)	296,91	0	0
D3	Clarificación (Agua cachaza)	2271,26	0,1	0
D4	Fermentación (Agua fermentación)	1468,23	0	0
D5	Fermentación (Agua lavado CO ₂)	478,76	0,1	0

El siguiente paso, una vez analizadas las corrientes de proceso que pueden ser utilizadas como fuentes, las etapas de procesos como sumideros y seleccionado los interceptos, se generó la superestructura de la Figura 29.

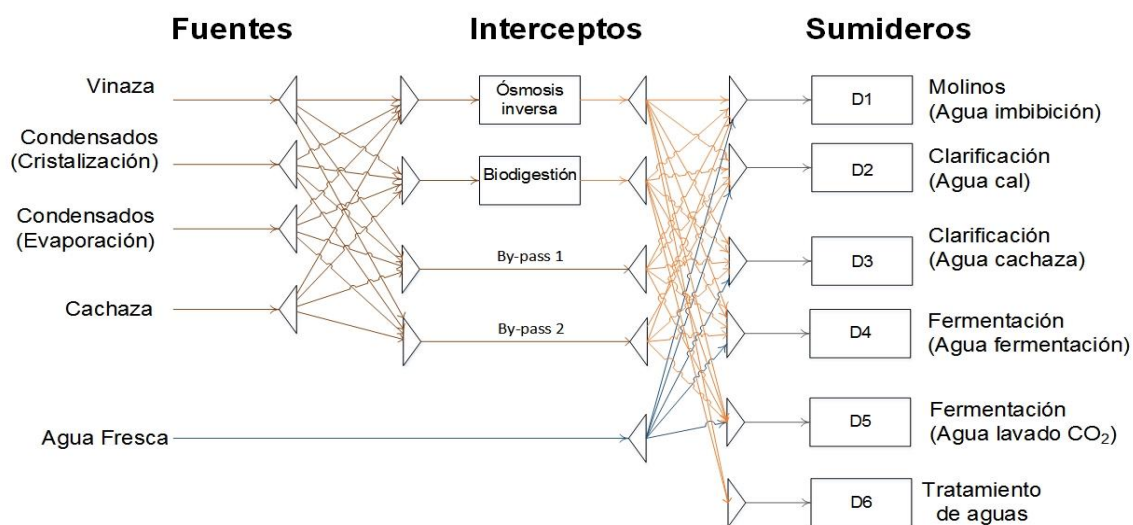


Figura 29. Superestructura propuesta para el caso de estudio.

7.2 Desarrollo del modelo matemático

El modelo matemático usado en el presente trabajo se basó en lo expuesto por Ahmetović, Martín & Grossmann (2010), teniendo en cuenta la superestructura de la Figura 29. Esta superestructura consta de corrientes de proceso fuente, una corriente de agua fresca, unidades interceptos, unidades de proceso que requieren agua (depósito), y finalmente una unidad que se denominó agua de desecho. El modelo considera todas las posibles uniones entre las fuentes con los interceptos, de estos a los depósitos y entre ellos mismos. Cada intercepto considera un porcentaje de remoción de contaminante y cada depósito posee una restricción de concentración permitida de ingreso de contaminante.

El modelo matemático consta de balances de masa para el agua, para cada contaminante tenido en cuenta y se formuló como un NLP generando un óptimo global. La función objetivo busca minimizar el costo total de la red de agua e incluye términos del costo de inversión de las unidades intercepto, el costo operativo y el costo del agua fresca. El costo operativo se asumió como un tercio del costo de inversión de acuerdo con lo planteado por Ahmetović, Martín & Grossmann (2010).

El cálculo del costo de inversión del sistema de ósmosis inversa y de la biodigestión se muestra en el apéndice J y sus costos se muestran en la Tabla 29. El intercepto by-pass tiene cero costos.

Tabla 29. *Costo inversión unidades intercepto*

Unidades intercepto	Costo inversión (COP)*
Ósmosis inversa	344,13 M
Biodigestión	46,26 M

*Costos a 2016.

7.2.1 Modelo matemático. A continuación, se describe el modelo matemático usado para llevar a cabo la integración másica propuesta en el presente trabajo. El código ingresado a GAMS se muestra en el apéndice K.

El primer ítem que se ingresó en GAMS son los *sets*:

***Sets**

i: UI Unidades interceptos

d: UD unidades deposito

r: UF unidades fuente

j: contaminantes

Se considera que cada fuente ingresa a un “separador” que distribuirá una fracción del flujo hacia “mezcladores” antes de ingresar a las unidades intercepto.

La Ec. 7-1 muestra el balance general de los separadores de las fuentes, en esta ecuación la concentración de salida es igual a la de entrada.

$$FUF_r^{out} = \sum_{i \in UI} FFI_{r,i} + FFO_r + \sum_{d \in UD} FFD_{r,d} \quad \forall r \in UF \quad \text{Ec. 0-1}$$

Donde:

FUF_r^{out} : Flujo de salida la Fuente en la unidad r

$FFI_{r,i}$: Flujo de la unidad Fuente r a la unidad de intercepto i

FFO_r : Flujo de la Fuente de la unidad r al mezclador final

$FFD_{r,d}$: Flujo de la unidad fuente r a la unidad de depósito d

La Ec. 7-2 muestra el balance general para los mezcladores antes del ingreso a las unidades intercepto. Y, la Ec. 7-3 muestra el balance por componentes y/o propiedades en los mezcladores antes de ingresar a los interceptos.

$$FUI_i^{entr} = \sum_{r \in UF} FFI_{r,i} \quad \forall i \in U \quad \text{Ec. 0-2}$$

FUI_i^{entr} : Flujo de entrada en la unidad de intercepto i.

$$FUI_i^{entr} * xUI_{i,j}^{entra} = \sum_{r \in UF} FFI_{r,i} * xUF_{r,j} + \sum_{i' \in UI \cup i' \neq i} FFI_{i',i} * xUI_{i',j}^{salida} \quad \forall i \in UI, \forall j$$

Ec. 0-3

A su vez, las Ec. 7-4 y las Ec. 7-5 muestran el balance general del intercepto y por contaminante j, respectivamente.

$$FUI_i^{entr} = FUI_i^{salida} \quad \forall i \in UI \quad \text{Ec. 0-4}$$

$$xUI_{i,j}^{salida} = \beta_{UI\ i,j} * xUI_{i,j}^{entrada} \quad \forall i \in UI, \forall j \quad \text{Ec. 0-5}$$

$$\beta_{UI\ i,j} = \left(1 - R_{i,j}/100\right) \quad \forall i \in UI, \forall j$$

Una vez la corriente sale de un intercepto pasa a un separador para luego ser distribuido a las unidades depósitos, la Ec. 7-6 muestra el balance de los dichos separadores.

$$FUI_i^{salida} = \sum_{d \in UD} FPO_{i,d} + \sum_{i' \in UI} FI_{i',i} \quad \forall i \in UI \quad \text{Ec. 0-6}$$

Donde:

FPO_i : Flujo que va desde la unidad intercepto i hacia el mezclador final del depósito d .

$FI_{i',i}$: Flujo de la unidad de intercepto i a la unidad de intercepto i' .

Antes del ingreso de a las unidades depósitos, se supone el uso de mezcladores, para los cuales la Ec. 7-7 muestra el balance global, y la Ec. 7-8 el balance por componentes.

$$F^{entrada}_d = F_{fresca} + \sum_{r \in UF} FPO_{i,d} \quad \forall d, \quad d \in UD \quad \text{Ec. 0-7}$$

Donde:

$F^{entrada}_d$: Flujo de entrada a los depósitos.

$$F_{entrada_d} * x_{UD_{d,j}} = \sum_{i \in UD} FPO_{i,d} * x_{UI_{i,j}}^{salida} \quad \forall d \in UD, \forall j \quad \text{Ec. 0-8}$$

Donde:

$x_{UD_{d,j}}$: La concentración del componente j en el flujo de salida de las unidades depósitos.

Finalmente, la función objetivo planteada para la optimización del problema planteado se muestra en la Ec. 7-9.

$$\begin{aligned} \text{Min } z = & AR * \sum_{i \in UI} CIUI * (FUI_i^{salida})^\alpha + H * \sum_{i \in UI} COI_i * FUI_i^{salida} + \\ & H * F_{fresca} * CU_{agua fresca} \end{aligned} \quad \text{Ec. 0-9}$$

Donde:

H: Horas de operación de la planta por año

FUI_i^{salida} : Costo del flujo de las unidades fuentes

CIUI: Costo de inversión de las unidades intercepto

α : Exponente del costo para la unidad intercepto

COI_i : Costo operativo de la unidad intercepto.

Las ecuaciones anteriormente mostradas (7-1 a 7-9), representan el modelo matemático escrito en GAMS, usando como SOLVER el algoritmo BARON, obteniendo los resultados mostrados a continuación.

7.2.2 Solución del modelo. El modelo considera como parámetros de ingreso: las concentraciones iniciales por contaminante por fuente, la concentración máxima permitida para ingreso a depósitos, concentración del contaminante en la fuente fresca, % remoción del contaminante dado en el intercepto al que ingresa, costo del flujo de la fuente fresca, que para el presente caso se tomó como 3756COP\$/m³ (Carvajal, Gómez, & Cardona, 2016), costo de inversión de las unidades intercepto, costo operativo de la unidad intercepto, flujo de salida de la fuente, flujo entrada a unidad deposito.

La solución se encontró después de 57 iteraciones en el nodo 57, con un tiempo de ejecución de 0,62 segundos, obteniendo una distribución de las corrientes como se puede observar en la Figura 30.

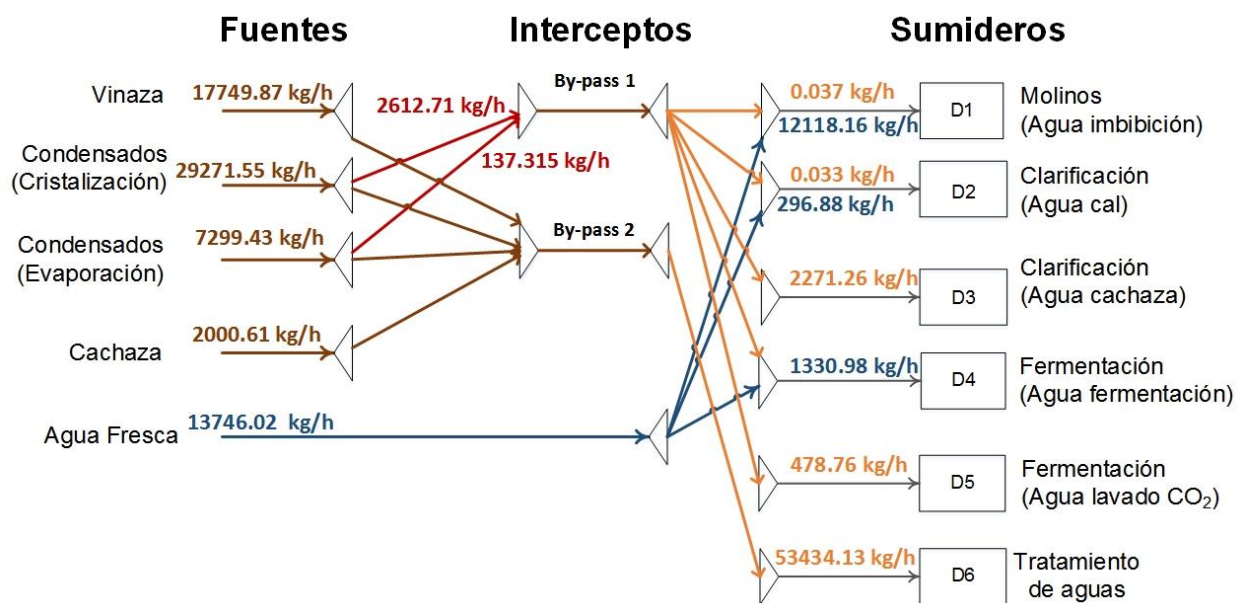


Figura 30. Distribución de red de agua, caso de estudio.

La Figura 30 muestra que ni la vinaza ni la cachaza pueden ser re-usadas para suplir demandas de agua en otras unidades de proceso, dado que no cumple los requerimientos de concentración mínima permitida de ingreso establecidos para el caso de estudio. Éstas corrientes, por tanto, son direccionadas al depósito 6 (tratamiento de agua).

A su vez, sólo el 8,93% y el 1,88% de los condensados de cristalización y evaporación, respectivamente, son utilizados por el modelo para suplir parte de los requerimientos de agua de las unidades depósito seleccionadas. Cabe recalcar, que la solución proporcionada no considera el uso de ninguno de los interceptos propuestos, por el contrario, direcciona las corrientes a través del bypass (intercepto imaginario) dado que, aún sin pasar previamente por una unidad intercepto, la corriente cumple con las restricciones de ingreso de concentraciones a los depósitos establecidas en el presente trabajo.

El requerimiento inicial de agua fresca para las unidades depósito seleccionadas para el caso de estudio es de 16633,06 kg/h agua fresca; después de realizar la optimización, el modelo matemático da como resultado un flujo de 13746,02 kg/h de agua fresca, con lo que se evidencia que los condensados pueden ser re-direccionados a para el lavado de CO₂ y la cachaza, disminuyendo en un 17,36% el consumo de agua fresca del sistema.

Finalmente, el modelo da como resultado el mínimo costo total anual de la red propuesta, siendo este valor COP 431,87 millones a 2016, con un total de 8760 h de funcionamiento de la planta.

8. Conclusiones

A través de la aplicación de programación matemática se logró la integración de redes de intercambiadores de calor y re-uso de corrientes de agua en un esquema de producción de bioetanol a partir de melazas y bagazo, para una planta con un flujo de ingreso de caña de azúcar de 38 t/h.

El esquema analizado para la producción dual azúcar –bioetanol, presenta un consumo de 7859,41 kg de agua fresca/ t caña procesada, siendo las etapas de producción de azúcar y separación las que presentan mayor consumo representada en agua de enfriamiento para sus procesos.

La cantidad de vapor consumida en el proceso se cuantifica en 499,94 kg/ t caña siendo la fermentación la etapa que presenta mayor requerimiento. Mediante la cantidad de bagazo direccionado al sistema de cogeneración se tiene una disponibilidad de 2,34 kg de vapor/kg bagazo. Adicionalmente, se identifica la etapa de molienda con el mayor requerimiento de potencia, lo que equivale al 78% del total requerido para la planta.

Dentro del esquema se identificó que, aprovechando el 40% del bagazo de caña como materia prima dentro del esquema denominado de segunda generación, se aumenta la producción del bioetanol en un 47%.

La integración del proceso productivo de primera y segunda generación a partir de bagazo de caña es favorable, dado que no involucra un aumento en costos asociados a compra de materia, recolección y transporte (al estar presente en planta). Así como, un costo capital inferior, al ser comparado con un proceso productivo no integrado, debido a que las unidades de fermentación, separación y cogeneración pueden ser compartidas entre los procesos.

Con la integración de redes de intercambio de calor basado en formulaciones MINLP fue posible la reducción en un 53% de uso de unidades de intercambio de calor y la disminución en un 19,25% el costo de los servicios industriales de enfriamiento, que se traduce en una reducción del consumo de agua de enfriamiento.

Por medio de la aplicación de un modelo NLP se identificó que una fracción de los condensados de evaporación y cristalización pueden ser aprovechadas para suplir la demanda de agua del proceso de lavado de CO₂ en la fermentación y el agua para la cachaza; permitiendo una reducción del 17,32% del consumo de agua fresca del proceso. A su vez, ni la vinaza ni la cachaza son una fuente viable para el re-uso de agua dentro del proceso productivo integrado.

9. Recomendaciones

De acuerdo con el trabajo realizado, se recomienda llevar a cabo un análisis teniendo en cuenta aspectos económicos, exergéticos, de potencia generada, vapor generado, vapor requerido por el proceso integrado; que permita determinar la cantidad de bagazo que se debe disponer tanto para la producción de bioetanol de segunda generación como para la cogeneración de vapor y energía

Para futuras investigaciones, con el fin de aumentar la producción de potencia y vapor en la etapa de cogeneración, se debe evaluar la posibilidad de hacer un pretratamiento a la vinaza para la producción de biogás.

De igual forma, se recomienda la evaluación del esquema integrado propuesto, desde el punto de vista ambiental, con el fin de determinar la afectación que este esquema de proceso pueda generar.

Referencias bibliográficas

- Aditiya, H. B., Mahlia, T. M. I., Chong, W. T., Nur, H., & Sebayang, A. H. (2016). Second generation bioethanol production: A critical review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 66, pp. 631–653. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.rser.2016.07.015>
- Ahmetovic, E., & Grossmann, I. E. (2011). Global Superstructure Optimization for the Design of Integrated Process Water Networks. *American Institute of Chemical Engineers*, 52, pp. 434–457. Disponible en: <https://doi.org/10.1002/aic.12276>
- Ahmetovic, E., Martín, M., & Grossmann, I. E. (2010). Optimization of energy and water consumption in corn-based ethanol plants. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 49(17), pp. 7972–7982. Disponible en: <https://doi.org/10.1021/ie1000955>
- Akbas, M. Y., & Stark, B. C. (2016). Recent trends in bioethanol production from food processing byproducts. *Journal of Industrial Microbiology & Biotechnology*, pp. 1–17. Disponible en: <https://doi.org/10.1007/s10295-016-1821-z>
- Albarelli, J. Q. (2013). Produção de açúcar e etanol de primeira e segunda geração: simulação, integração energética e análise econômica. Universidade Estadual de Campinas.
- Alotaibi, M. (2005). Productivity enhancement through process integration. Texas A&M.
- Asocaña. (2016). Cogeneración. Disponible en: <HTTP://www.asocana.org/modules/documentos/10392.aspx>
- ASOCAÑA. (2016). Informe Anual 2015-2016. Disponible en: <http://www.asocana.org/modules/documentos/11992.aspx>
- Aspen Technology, I. (June 30, 2017). Chemical Process Optimization Software - Chemical

Process Design | Aspen Plus. Retrieved, Disponible en:

<http://www.aspentech.com/products/aspen-plus/>

Bajpai, P. (2013). Production of bioethanol. In Springer (Ed.), *Advances in Bioethanol*. Vol. 44, pp. 21–26. Disponible en: <https://doi.org/10.1007/978-81-322-1584-4>

Balat, M. (2011). Production of bioethanol from lignocellulosic materials via the biochemical pathway: A review. *Energy Conversion and Management*, 52(2), pp. 858–875. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2010.08.013>

Barragán, D. (2014). Simulación y análisis exergético del proceso de producción dual azúcar etanol Caso Colombiano. Universidad Industrial de Santander.

Bechara, R., Gomez, A., Saint-Antonin, V., Albarelli, J., Ensinas, A., Schweitzer, J.-M., & Maréchalb, F. (2014). Methodology for minimising the utility consumption of a 2G ethanol process. *Chemical Engineering Transactions*, 39(Special Issue), pp. 91–96. Disponible en: <https://doi.org/10.3303/CET1439016>

Behera, S., Arora, R., Nandhagopal, N., & Kumar, S. (2014). Importance of chemical pretreatment for bioconversion of lignocellulosic biomass. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 36, pp. 91–106. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.rser.2014.04.047>

Biegler, L. T., & Grossmann, I. E. (2004). Retrospective on optimization. *Computers and Chemical Engineering*, 28(8), pp. 1169–1192. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2003.11.003>

Carlson, E. C. (October 1996). Don ' t Gamble With Physical Properties. *Chemical Engineering and Processing*, pp. 35–46.

Carvajal, J. C., Gómez, Á., & Cardona, C. A. (2016). Bioresource Technology Comparison of lignin extraction processes : Economic and environmental assessment. *Bioresource*

- Technology, 214, pp. 468–476. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2016.04.103>
- Cenicaña. (2015). Centro de Investigación de la Caña de Azúcar de Colombia. Disponible en:
<http://www.cenicana.org/web/>
- Conde-mejía, C., Jiménez-gutiérrez, A., & El-halwagi, M. (2011). A comparison of pretreatment methods for bioethanol production from lignocellulosic materials. *Process Safety and Environmental Protection*, 90(3), pp. 189–202. Disponible en:
<https://doi.org/10.1016/j.psep.2011.08.004>
- Costa, C. B. B., Potrich, E., & Cruz, A. J. G. (2016). Multiobjective optimization of a sugarcane biorefinery involving process and environmental aspects. *Renewable Energy*, 96, pp. 1142–1152. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.renene.2015.10.043>
- Dias, M. O. S., Da Cunha, M. P., MacIel Filho, R., Bonomi, A., Jesus, C. D. F., & Rossell, C. E. V. (2011a). Simulation of integrated first and second generation bioethanol production from sugarcane: Comparison between different biomass pretreatment methods. *Journal of Industrial Microbiology and Biotechnology*, 38(8), pp. 955–966. Disponible en:
<https://doi.org/10.1007/s10295-010-0867-6>
- Dias, M. O. S., Da Cunha, M. P., MacIel Filho, R., Bonomi, A., Jesus, C. D. F., & Rossell, C. E. V. (2011b). Simulation of integrated first and second generation bioethanol production from sugarcane: Comparison between different biomass pretreatment methods. *Journal of Industrial Microbiology and Biotechnology*, 38(8), pp. 955–966. Disponible en:
<https://doi.org/10.1007/s10295-010-0867-6>
- Dias, M. O. S., Ensinas, A. V., Nebra, S. A., Maciel Filho, R., Rossell, C. E. V., & Maciel, M. R. W. (2009). Production of bioethanol and other bio-based materials from sugarcane bagasse: Integration to conventional bioethanol production process. *Chemical Engineering Research*

- and Design, 87(9), pp. 1206–1216. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2009.06.020>
- Dias, M. O. S., Junqueira, T. L., Jesus, C. D. F., Rossell, C. E. V., Maciel Filho, R., & Bonomi, A. (2012). Improving second generation ethanol production through optimization of first generation production process from sugarcane. *Energy*, 43(1), pp. 246–252. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.energy.2012.04.034>
- Edgar, T. F. ., Himmelblau, D., & Lasdon, L. (2001). 1 The nature and organization of optimization problems. In *Optimization of chemical processes*. pp. 4, 7–8. Disponible en: <http://www.nhmnc.info/wp-content/uploads/fbpdfs2014/Optimization-of-Chemical-Processes-by-David-M-Himmelblau-Complete-Book-.pdf>
- El-Halwagi, M. M. (2012a). Chapter 14 – Overview of Optimization. In *Sustainable Design Through Process Integration*. pp. 255–286. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/B978-1-85617-744-3.00014-X>
- El-Halwagi, M. M. (2012b). Chapter 19 – Mathematical Techniques for the Synthesis of Heat-Exchange Networks. In *Sustainable Design Through Process Integration*. pp. 345–356. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/B978-1-85617-744-3.00019-9>
- El-Halwagi, M. M. (2012c). Chapter 3 – Benchmarking Process Performance Through Overall Mass Targeting. In *Sustainable Design Through Process Integration*. pp. 63–88. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/B978-1-85617-744-3.00003-5>
- El-Halwagi, M. M. (2012d). Chapter 7 – Heat Integration. In *Sustainable Design Through Process Integration*. pp. 147–163. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/B978-1-85617-744-3.00007-2>
- Ensinas, A. V., Codina, V., Marechal, F., Albarelli, J., & Silva, M. A. (2013). Thermo-economic optimization of integrated first and second generation sugarcane ethanol plant. *Chemical*

Engineering Transactions, 35, pp. 523–528. Disponible en:

<https://doi.org/10.3303/CET1335087>

Escobar, M., & Trierweiler, J. O. (2013). Optimal heat exchanger network synthesis: A case study comparison. *Applied Thermal Engineering*, 51(1–2), pp. 801–826. Disponible en:

<https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2012.10.022>

Federación Nacional de Biocombustibles de Colombia. (January 23, 2017).

FedeBiocombustibles. Disponible en: [http://www.fedebiocombustibles.com/estadistica-mostrar_info-titulo-Alcohol_Carburante_\(Etanol\).htm](http://www.fedebiocombustibles.com/estadistica-mostrar_info-titulo-Alcohol_Carburante_(Etanol).htm)

Federación Nacional de Combustibles. (May 22, 2017). En Colombia tenemos un gran potencial de producir energía por medio de biomasa: MinMinas. Disponible en:

<http://www.fedebiocombustibles.com/nota-web-id-2792.htm>

Foo, D. C. Y., El-Halwagi, M. M., & Tan, R. R. (2017). Process Integration for Sustainable Industries. In *Encyclopedia of Sustainable Technologies*. pp. 117–124. Disponible en:

<https://doi.org/10.1016/B978-0-12-409548-9.10032-6>

GAMS Development Corporation. (June 30, 2017a). DICOPT. Disponible en:

<https://www.gams.com/latest/docs/solvers/dicopt/index.html>

GAMS Development Corporation. (August 26, 2017b). *synheat.gms* : Simultaneous

Optimization for Hen Synthesis. Disponible en:

https://www.gams.com/latest/gamslib_ml/libhtml/gamslib_synheat.html

Haghighi Mood, S., Hossein Golfeshan, A., Tabatabaei, M., Salehi Jouzani, G., Najafi, G. H., Gholami, M., & Ardjmand, M. (2013). Lignocellulosic biomass to bioethanol, a

comprehensive review with a focus on pretreatment. *Renewable and Sustainable Energy*

Reviews, 27, pp. 77–93. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.rser.2013.06.033>

Higa, M., Freitas, A. J., Bannwart, A. C., & Zemp, R. J. (2009). Thermal integration of multiple effect evaporator in sugar plant. *Applied Thermal Engineering*, 29(2–3), pp. 515–522.

Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2008.03.009>

Incauca S.A. (2016). Procesos Incauca. Retrieved February 16, 2017, Disponible en:

http://www.incauca.com/wp-content/uploads/2016/05/PROCESOS_ESPANOL.pdf

Ingenio Providencia. (2016). Procesos Ingenio Providencia. Disponible en:

[http://www.ingprovidencia.com/wp-](http://www.ingprovidencia.com/wp-content/uploads/2016/05/Procesos_de_Ingenio_Providencia.pdf)

[content/uploads/2016/05/Procesos_de_Ingenio_Providencia.pdf](http://www.ingprovidencia.com/wp-content/uploads/2016/05/Procesos_de_Ingenio_Providencia.pdf)

Jambo, S. A., Abdulla, R., Mohd Azhar, S. H., Marbawi, H., Gansau, J. A., & Ravindra, P.

(2016). A review on third generation bioethanol feedstock. *Renewable and Sustainable*

Energy Reviews, 65, pp. 756–769. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.rser.2016.07.064>

Jiménez, A. (2003). Parte II. Optimización. In *Diseño de procesos en ingeniería química*. pp.

60,80. México: Reverté.

Junqueira, T. L., Dias, M. O. S., Cavalett, O., Jesus, C. D. F., Cunha, M. P., Rossell, C. E. V., ...

Bonomi, A. (2012). Economic and environmental assessment of integrated 1st and 2nd

generation sugarcane bioethanol production evaluating different 2nd generation process

alternatives. In *Computer Aided Chemical Engineering*. Vol. 30, pp. 177–181. Disponible en:

<https://doi.org/10.1016/B978-0-444-59519-5.50036-8>

Klemeš, J. J. (2013). *Handbook of Process Integration (PI)-Minimisation of Energy and Water*

Use, Waste and Emissions. Woodhead Publishing Limited.

Klimes, J. J., & Kravanja, Z. (2013). Forty years of Heat Integration: Pinch Analysis (PA) and

Mathematical Programming (MP). *Current Opinion in Chemical Engineering*, 2(4), pp. 461–

474. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.coche.2013.10.003>

- Klemeš, J. J., Varbanov, P. S., & Kravanja, Z. (2013). Recent developments in Process Integration. *Chemical Engineering Research and Design*, 91(10), pp. 2037–2053. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2013.08.019>
- Lennartsson, P. R., Erlandsson, P., & Taherzadeh, M. J. (2014). Integration of the first and second generation bioethanol processes and the importance of by-products. *Bioresource Technology*, 165(C), pp. 3–8. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2014.01.127>
- Martín, M., Ahmetovic, E., & Grossmann, I. E. (2011). Optimization of water consumption in second generation bioethanol plants. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 50(7), pp. 3705–3721. Disponible en: <https://doi.org/10.1021/ie101175p>
- Michailos, S., Parker, D., & Webb, C. (2016). Simulation Studies on Ethanol Production from Sugar Cane Residues. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 55(18), pp. 5173–5179. Disponible en: <https://doi.org/10.1021/acs.iecr.5b04500>
- Minteer, S. D. (2011). Handbook of Biofuels Production. Handbook of Biofuels Production. Disponible en: <https://doi.org/10.1533/9780857090492.2.258>
- Moncada, J., El-Halwagi, M. M., & Cardona, C. A. (2013). Techno-economic analysis for a sugarcane biorefinery: Colombian case. *Bioresource Technology*, 135, pp. 533–543. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2012.08.137>
- Moncada, J., Tamayo, J. A., & Cardona, C. A. (2014). Integrating first, second, and third generation biorefineries: Incorporating microalgae into the sugarcane biorefinery. *Chemical Engineering Science*, 118, pp. 126–140. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.ces.2014.07.035>
- Morandin, M., Toffolo, A., Lazzaretto, A., Maréchal, F., Ensinas, A. V., & Nebra, S. A. (2011). Synthesis and parameter optimization of a combined sugar and ethanol production process

integrated with a CHP system. *Energy*, 36(6), pp. 3675–3690. Disponible en:

<https://doi.org/10.1016/j.energy.2010.10.063>

Mosqueira-Salazar, J. (2012). Uso de água e análise exergética na produção integrada de etanol de primeira e segunda geração a partir da cana-de-açúcar. *Uso de água e análise exergética na produção integrada de etanol de primeira e segunda geração a partir da cana-de-açúcar*. Universidade Estadual de Campinas.

Mussatto, S. I., & Dragone, G. M. (2016). Biomass Fractionation Technologies for a Lignocellulosic Feedstock Based Biorefinery. *Biomass Fractionation Technologies for a Lignocellulosic Feedstock Based Biorefinery*. Elsevier. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-802323-5.00001-3>

Oliveira, C. M., Cruz, A. J. G., & Costa, C. B. B. (2016). Improving second generation bioethanol production in sugarcane biorefineries through energy integration. *Applied Thermal Engineering*, 109, pp. 819–827. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2014.11.016>

Oliveira, S. (2014). Avaliação energética da biomassa do bagaço de cana-de-açúcar em diferentes indústrias sucroenergéticas. Instituto tecnológico de Aeronáutica.

Palacios-Bereche, R., & Nebra, S. (2009). Thermodynamic modeling of a cogeneration system for a sugarcane mill using Aspen Plus, difficulties and challenges. 20th International Congress of Mechanical Engineering.

Pereira, X. (2013). Evaluación de la producción conjunta de bioetanol de primera y segunda generación usando metodologías de análisis exergético e integración de procesos. Universidad Industrial de Santander.

Peters, M., Timmerhaus, K., & West, R. (2003a). *Heat-Transfer Equipment—Design and Costs*.

- In Plant Design and Economics for Chemical Engineers. 5th Inter, pp. 661–662. New York: McGraw-Hill.
- Peters, M., Timmerhaus, K., & West, R. (2003b). Introduction. In Plant Design and Economics for Chemical Engineers. 5th Inter, pp. 1–4. New York: McGraw-Hill.
- Pina, E. a., Palacios-Bereche, R., Chavez-Rodriguez, M. F., Ensinas, A. V., Modesto, M., & Nebra, S. a. (2015). Reduction of process steam demand and water-usage through heat integration in sugar and ethanol production from sugarcane – Evaluation of different plant configurations. *Energy*. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.energy.2015.06.054>
- Ponce-Ortega, J. M., El-Halwagi, M. M., & Jiménez-Gutiérrez, A. (2010). Global optimization for the synthesis of property-based recycle and reuse networks including environmental constraints. *Computers and Chemical Engineering*, 34(3), pp. 318–330. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2009.10.005>
- Quintero, J., Montoya, M. I., Sanchez, O. J., & Cardona, C. A. (2007). Evaluación de la deshidratación de alcohol carburante mediante simulación de procesos. *Facultad de Ciencias Agropecuarias*, 5, pp. 73–83.
- Quintero, V., Pineda, R., Valderrama, C., Hernández, L., & Kafarov, V. (2016). A methodology for linear modeling applied to process synthesis of ethanol from sugarcane bagasse. 26th European Symposium on Computer Aided Process Engineering – ESCAPE 26, pp. 2247–2252. Disponible en: <http://dx.doi.org/10.1016/B978-0-444-63428-3.50379-9>
- Quintero, V., Pineda, R., Valderrama, C., Hernandez, L., & Kafarov, V. (2016). A methodology for linear modeling applied to process synthesis of ethanol from sugarcane bagasse. 26th European Symposium on Computer Aided Process Engineering – ESCAPE 26, 2247–2252. Disponible en: <http://dx.doi.org/10.1016/B978-0-444-63428-3.50379-9>

- Quintero, V., Valderrama, C., Ortiz, D., & Kafarov, V. (2016). Conceptual Framework for the Production of Bioethanol and Byproducts from Microalgae Biomass. *Chemical Engineering Transactions*, 49(1), pp. 391–396. Disponible en: <https://doi.org/10.3303/CET1649066>
- Raízen. (2014). Second generation ethanol | Raízen. Retrieved August 2, 2017, Disponible en: <http://www.raizen.com.br/en/energy-future/renewable-energy-technology/second-generation-ethanol>
- Rastogi, M., & Shrivastava, S. (2017). Recent advances in second generation bioethanol production: An insight to pretreatment, saccharification and fermentation processes. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 80(May), pp. 330–340. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.rser.2017.05.225>
- Rein, P. (2012a). Evaporación. In *Ingeniería de la caña de azúcar* pp. 313–368.
- Rein, P. (2012b). Generación de vapor. In A. Bartens (Ed.), *Ingeniería de la caña de azúcar* pp. 709–765. Berlin.
- Rein, P. (2012c). Imbibición y aspectos relacionados. In A. Bartens (Ed.), *Ingeniería de la caña de azúcar* pp. 152–155. Berlin.
- Renewable Fules Association. (2016). Fueling a high octane future, 1–40. Disponible en: <http://www.ethanolrfa.org/resources/publications/outlook/>
- Rudolf, A., Baudel, H., Zacchi, G., Hahn-Hägerdal, B., & Lidén, G. (2008). Simultaneous saccharification and fermentation of steam-pretreated bagasse using *Saccharomyces cerevisiae* TMB3400 and *Pichia stipitis* CBS6054. *Biotechnology and Bioengineering*, 99(4), pp. 783–790. Disponible en: <https://doi.org/10.1002/bit.21636>
- Sánchez, Ó. J., & Cardona, C. A. (2005). Producción biotecnológica de alcohol carburante I: obtención a partir de diferentes materias primas. *Interciencia*, 30, pp. 671–678. Disponible en:

http://www.scielo.org.ve/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S0378-18442005001100005&lng=es&tlng=es.

Scott, F., Venturini, F., Aroca, G., & Conejeros, R. (2013). Selection of process alternatives for lignocellulosic bioethanol production using a MILP approach. *Bioresource Technology*, 148, pp. 525–534. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2013.09.008>

Silva, P. A., & De Oliveira Junior, S. (2017). Exergy and environmental ranking of bioethanol production routes. *Bucaramanga*.

Sun, S., Sun, S., Cao, X., & Sun, R. (2016). The role of pretreatment in improving the enzymatic hydrolysis of lignocellulosic materials. *Bioresource Technology*, 199, pp. 49–58. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2015.08.061>

Towler, G., & Sinnott, R. K. (2007). 6.3 ESTIMATING CAPITAL COSTS. In *Engineering Design Principles Practice and Economics of Plant and Process Design First edit*, pp. 319–321. San Diego, California: El Sevier.

Valderrama, C; Quintero, V; Kafarov, V. (October 17 -19, 2017). Optimization of Energy And Water Consumption In The Bioethanol Integrated Production Process From Molasses And Cane Bagasse: Colombian Case. *Brasilian bioenergy science and technology conference*. Campos do Jordao, Brasil.

Valderrama, C; Quintero, V; Kafarov, V. (Febrero 3-5 de 2016). Producción conjunta de bioetanol de primera y segunda generación a partir de caña de azúcar: revisión del estado del arte. V *Congreso de Eficiencia y Gestión Energética*. Cartagena.

Yang, L., Martín, M. M., & Grossmann, I. E. (2015). Optimization Models for Process Water Networks and Their Application to Biofuel Processes Vol. 36. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/B978-0-444-63472-6.00001-X>

- Yee, T. F., & Grossmann, I. E. (1990). Simultaneous optimization models for heat integration II. Heat exchanger network synthesis. *Comput. Chem. Eng.*, 14(10), pp. 1165–1184. Disponible en: [https://doi.org/10.1016/0098-1354\(90\)85010-8](https://doi.org/10.1016/0098-1354(90)85010-8)
- Zabed, H., Sahu, J. N., Suely, A., Boyce, A. N., & Faruq, G. (2017). Bioethanol production from renewable sources: Current perspectives and technological progress. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 71(October 2015), pp. 475–501. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.rser.2016.12.076>

Apéndices

Apéndice A. Suposiciones básicas para la simulación

A1.

La composición de la caña de azúcar fue tomada con base en estudios previos realizados por el grupo de investigación CIDES, y se presenta en la Tabla A1.

Tabla A1. Composición de la caña de azúcar.

Fórmula	Componente	% m/m en base húmeda
$C_6H_{10}O_5$	Celulosa	8
$C_5H_8O_4$	Hemicelulosa	4,5
$C_{7.3}H_{13.9}O_{1.3}$	Lignina	3,5
$C_{12}H_{22}O_{11}$	Sacarosa	13
H_2O	Agua	70
	Dióxido de	
SiO_2	Silicio	1,0

Fuente: ((Pereira, 2013)

El modelo termodinámico utilizado durante la simulación fue el NRTL, debido a que es un modelo de actividad que permite la realización de cálculos de equilibrio liquido-vapor para mezclas que involucran sustancias polares. La superioridad de las predicciones logradas con el

método seleccionado frente a otros de naturaleza similar, como por ejemplo UNIQUAC se muestra en la Figura A1; donde se comparan las estimaciones del punto de ebullición para soluciones acuosas de sacarosa con datos experimentales tomados del Handbook of cane sugar engineering (Hugot, 1986).

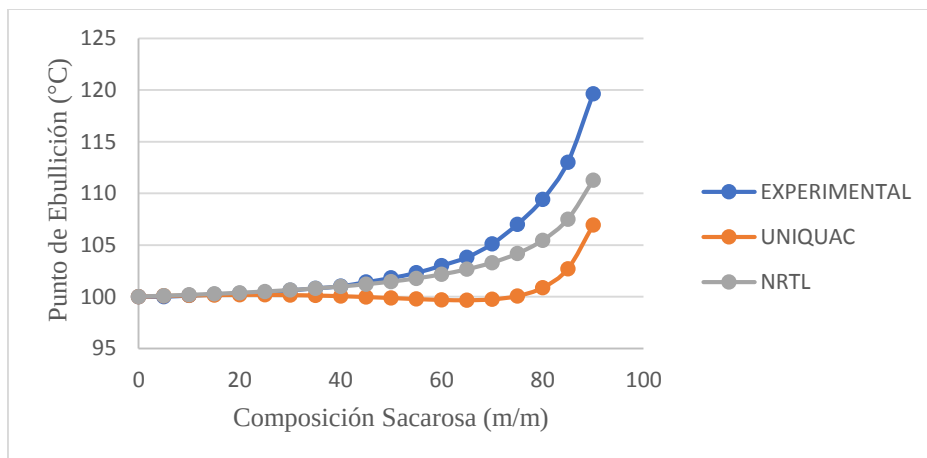


Figura A1. Estimación punto de ebullición para soluciones acuosas de sacarosa

A2. Equipos usados en la simulación.

A continuación, se describen los equipos usados durante la simulación de acuerdo con lo propuesto por Pereira, (2013) y por Barragan, 2014..

a) Extracción de jugo

De acuerdo con simulaciones existentes en el grupo de investigación, los molinos se configuraron de la siguiente manera:

- Modo de operación: Secundario
- Tipo de molino: Rodillos múltiples

La tabla A2.1 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 A2.1

	Máx. Diám.	Espaciado cuch /	Índice de Potencia
	Part.	Diam. Part.	
ML1-1	0,139997688	26,1452261	2,37
ML1-2	0,117997224	23,4696159	2,4
ML1-3	0,106996992	19,6089958	2,7
ML1-4	0,097999296	18,4277985	2,9
ML1-5	0,089998296	15,0869618	3,2

Fuente: (Barragán, 2014)

Se utilizan molinos, separadores y mezcladores en serie con el objetivo de triturar y separar el jugo del bagazo de caña. El intercambiador para calentar el agua de imbibición se consideró en contracorriente.

b) *Tratamiento del jugo*

Se utilizan intercambiadores de calor para aumentar la temperatura del jugo proveniente de la etapa Molinos. Adicionalmente, se utilizan mezcladores para agregar agentes floculantes a la corriente principal con el objetivo de separar la cachaza del jugo que sale de la etapa.

c) Concentración del jugo

La corriente que proviene de la etapa tratamiento del jugo pasa por una serie de evaporadores que la concentran. Por medio de intercambiadores de calor se condensan los vapores de agua resultantes para ser utilizados en otras etapas.

d) Producción de azúcar

El jugo concentrado proveniente de la etapa concentración de jugo se dispone para la producción de azúcar. Adicionalmente, por medio de centrífugas se separa el azúcar de las mieles residuales, las cuales serán utilizadas para la producción de bioetanol.

Configuración de los cristalizadores

Tabla A2.2. Solubilidad de soluciones de sacarosa en función de la temperatura

Temperatura (°C)	Sacarosa (g) en 100g de solución	Sacarosa (g) disuelta por 100g 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

Temperatura (°C)	Sacarosa (g) en 100g de solución	Sacarosa (g) disuelta por 100g de agua
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: (Barragan, 2014)

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 A2.2

- **Velocidad de Nucleación y Crecimiento**

Aspen Plus modela la nucleación de los cristales y su crecimiento mediante las ecuaciones 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

$$B = K_b G^i M_t^j R^k \quad \text{Ec. A2-1}$$

Ecuación de crecimiento

$$G = G_0 (1 + \gamma * L)^\alpha \quad \text{Ec.A2-2}$$

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 A2.3. 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: (Barragán, 2014)

Tabla A2.4. Condiciones de operación de los cristalizadores

	CR-4-1	CR-4-2	CR-4-3	CR-4-5	CR-4-6
T (°C)	62	60	57	57	57
Vapor.Ton/h	2.9	0.195	0.242	0.002	0.005

Fuente: (Barragán, 2014)

e) *Fermentación*

Se utiliza un intercambiador para ajustar la temperatura de la corriente proveniente de la etapa producción de azúcar, la cual es posteriormente fermentada en el reactor, produciendo bioetanol y CO₂. La tabla A2.5 muestra las condiciones de operación del reactor considerador para la fermentación.

Tabla A2.5. 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: (Barragan, 2014)

f) Pretratamiento

El bagazo de caña proveniente de la etapa Molinos es mezclado con ácido sulfúrico. A continuación, la corriente resultante entra al reactor de pretratamiento para convertir la hemicelulosa en xilosa, principalmente. Se utiliza un flash para la separación de sólidos y gran parte de líquidos y gases. Los primeros pasan a la etapa de Hidrólisis/Fermentación. Los últimos pasan a la etapa de Neutralización.

g) Neutralización:

La corriente de gases y líquidos que entra a la etapa pasa por un intercambiador de calor para reducir la temperatura hasta el valor necesario para llevar a cabo las reacciones de neutralización en el reactor. Esta corriente es posteriormente llevada a la etapa Hidrólisis/Fermentación

h) Hidrólisis/fermentación:

Las corrientes provenientes de las etapas Pretratamiento y Neutralización son mezcladas. También se utilizan mezcladores para agregar los microorganismos como la celulasa,

Saccharomyces cerevisiae y *Zymomonas mobilis*, agua y amoníaco. Se utiliza un flash posterior a la fermentación de pentosas para recuperar la glucosa para ser fermentada posteriormente.

i) Separación:

A esta etapa entran las corrientes provenientes de la etapa Fermentación y/o Hidrólisis/Fermentación. Se utiliza un absorbedor para recuperar parte del etanol que se va en la corriente de CO₂. Posteriormente se ajusta la temperatura en un intercambiador de calor y entra a la columna de concentración. El producto en el tope de la torre pasa por un nuevo intercambiador y posteriormente se ingresa a la columna de rectificación. Finalmente, el producto que sale en el tope de la última torre de destilación es llevado a los tamices moleculares.

Apéndice B. Resultados simulación esquema productivo primera generación.

Tabla A1. Resultados etapa molienda.

	1-1	1-2	1-2B	1-3	1-4	1-6	1-7	1-8
Subcorriente: MIXED								
Flujo molar (kmol/h)								
AGUA	1452,37	672,66	672,66	83,52	83,52	1747,23	377,80	2384,46
SACAROSA	16,87	0,00	0,00	0,00	0,00	16,27	0,60	23,21
Flujo másico (kg/h)								
AGUA	26164,90	12118,20	12118,20	1504,69	1504,69	31476,90	6806,25	42956,77
SACAROSA	5776,00	0,00	0,00	0,00	0,00	5569,98	206,09	7944,50
Flujo total (kmol/h)	1469,25	672,66	672,66	83,52	83,52	1763,51	378,41	2407,67
Flujo total (kg/h)	31940,90	12118,20	12118,20	1504,69	1504,69	37046,88	7012,34	50901,27
Flujo total (l/min)	507,66	203,20	217,45	23596,26	27,99	599,75	123,87	822,54
Temperatura (°C)	25,00	25,00	89,99	140,00	120,69	33,88	83,07	33,88
Presión (atm)	1,00	1,00	1,00	2,00	2,00	1,00	1,00	1,00
Vapor Frac	0,00	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Liquid Frac	1,00	1,00	1,00	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Solid Frac	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Entalpía (kJ/kmol)	-305620,00	-285800,00	-280790,00	-237920,00	-278250,00	-301040,00	-284060,00	-301750,00
Entalpía (kJ/kg)	-14058,36	-15864,32	-15586,36	-13206,38	-15444,98	-14329,99	-15328,74	-14272,95
Entalpía (kJ/h)	-4,49E+08	-1,92E+08	-1,89E+08	-1,99E+07	-2,32E+07	-5,31E+08	-1,07E+08	-7,27E+08
Entropía (J/kmol-K)	-180760,00	-163140,00	-148070,00	-39130,76	-141490,00	-175010,00	-151900,00	-175640,00
Entropía (J/kg-K)	-8314,88	-9055,61	-8219,30	-2172,09	-7853,91	-8330,65	-8197,16	-8307,81
Densidad (mol/cc)	0,05	0,06	0,05	0,00	0,05	0,05	0,05	0,05
Densidad (gm/cc)	1,05	0,99	0,93	0,00	0,90	1,03	0,94	1,03
Promedio (MW)	21,74	18,02	18,02	18,02	18,02	21,01	18,53	21,14
Liq Vol 60F l/min	500,49	202,36	202,36	25,13	25,13	586,93	115,92	804,76
TOTAL								
Flujo total (kg/h)	38000,00	12118,20	12118,20	1504,69	1504,69	37553,85	12564,46	57581,42
Entalpía (kJ/h)	-4,97E+08	-1,92E+08	-1,89E+08	-1,99E+07	-2,32E+07	-5,35E+08	-1,51E+08	-7,80E+08
*** TODAS LAS FASES								
Mole Flow kmol/hr								
AGUA	1452,37	672,66	672,66	83,52	83,52	1747,23	377,80	2384,46
CELULOSA	18,09	0,00	0,00	0,00	0,00	1,51	16,58	19,95
HEMICEL	10,62	0,00	0,00	0,00	0,00	0,89	9,73	11,71
LIGNINA	14,06	0,00	0,00	0,00	0,00	1,18	12,88	15,50
SACAROSA	16,87	0,00	0,00	0,00	0,00	16,27	0,60	23,21
Entropía (kJ/kg-K)	-11,24	-9,06	-8,22	-2,17	-7,85	-8,58	-16,25	-10,43
Temperatura (°C)	25,00	25,00	89,99	140,00	120,69	33,88	83,07	33,88
Presión (atm)	1,00	1,00	1,00	2,00	2,00	1,00	1,00	1,00
Enthalpy (kJ/h)	-4,97E+08	-1,92E+08	-1,92E+08	-2,02E+07	-2,39E+07	-5,36E+08	-1,53E+08	-7,81E+08
Entropy (kJ/kg-K)	-11,24	-9,06	-9,06	-2,47	-9,06	-8,68	-16,66	-10,53
Subcorriente: CIPSD								
Flujo molar (kmol/h)								
CELULOSA	18,09	0,00	0,00	0,00	0,00	1,51	16,58	19,95
HEMICEL	10,62	0,00	0,00	0,00	0,00	0,89	9,73	11,71
LIGNINA	14,06	0,00	0,00	0,00	0,00	1,18	12,88	15,50
Flujo másico (kg/h)								
CELULOSA	2933,88	0,00	0,00	0,00	0,00	245,48	2688,40	3234,60
HEMICEL	1403,16	0,00	0,00	0,00	0,00	117,40	1285,75	1546,98
LIGNINA	1722,06	0,00	0,00	0,00	0,00	144,09	1577,97	1898,57
Flujo total (kmol/h)	42,77	0,00	0,00	0,00	0,00	3,58	39,19	47,16
Flujo total (kg/h)	6059,10	0,00	0,00	0,00	0,00	506,98	5552,13	6680,15
Flujo total (l/min)	66,40	0,00	0,00	0,00	0,00	5,56	60,85	73,21
Temperatura (°C)	25,00	-	-	-	-	33,88	83,07	33,88
Presión (atm)	1,00	1,00	1,00	2,00	2,00	1,00	1,00	1,00
Fracción Vapor	0,00	-	-	-	-	0,00	0,00	0,00
Fracción Líquido	0,00	-	-	-	-	0,00	0,00	0,00
Fracción Sólido	1,00	-	-	-	-	1,00	1,00	1,00
Entalpía (kJ/kmol)	-1,13E+06	-	-	-	-	-1,12E+06	-1,12E+06	-1,12E+06
Entalpía (kJ/kg)	-7947,42	-	-	-	-	-7936,80	-7872,44	-7936,80
Entalpía (kJ/h)	-4,82E+07	-	-	-	-	-4,02E+06	-4,37E+07	-5,30E+07
Entropía (J/kmol-K)	-3,78E+06	-	-	-	-	-3,77E+06	-3,74E+06	-3,77E+06
Entropía (J/kg-K)	-26655,78	-	-	-	-	-26620,69	-26426,61	-26620,69
Densidad (mol/cc)	0,01	-	-	-	-	0,01	0,01	0,01
Densidad (gm/cc)	1,52	-	-	-	-	1,52	1,52	1,52
Promedio (MW)	141,66	-	-	-	-	141,66	141,66	141,66

	1-9	1-10	1-11	1-12	1-13	1-14	1-15	1-16
Subcorriente: MIXED								
Flujo molar (kmol/h)								
AGUA	2384,46	637,23	1458,54	1458,54	526,44	932,09	1261,75	1261,75
SACAROSA	23,21	6,94	11,02	11,02	4,68	6,34	7,15	7,15
Flujo másico (kg/h)								
AGUA	42956,77	11479,87	26275,91	26275,91	9484,04	16791,87	22730,86	22730,86
SACAROSA	7944,50	2374,52	3770,51	3770,51	1602,01	2168,50	2448,96	2448,96
Flujo total (kmol/h)	2407,67	644,17	1469,55	1469,55	531,12	938,43	1268,91	1268,91
Flujo total (kg/h)	50901,27	13854,39	30046,42	30046,42	11086,05	18960,37	25179,81	25179,81
Flujo total (l/min)	822,54	222,78	497,58	497,48	182,46	315,01	426,42	426,42
Temperatura (°C)	33,88	33,88	48,81	48,62	48,62	48,62	62,14	62,14
Presión (atm)	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Vapor Frac	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Liquid Frac	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Solid Frac	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Entalpía (kJ/kmol)	-301750,00	-303690,00	-296900,00	-296900,00	-299170,00	-295620,00	-292650,00	-292650,00
Entalpía (kJ/kg)	-14272,95	-14120,40	-14521,38	-14521,37	-14332,78	-14631,65	-14747,74	-14747,74
Entalpía (kJ/h)	-7,27E+08	-1,96E+08	-4,36E+08	-4,36E+08	-1,59E+08	-2,77E+08	-3,71E+08	-3,71E+08
Entropía (J/kmol-K)	-175640,00	-177370,00	-168660,00	-168710,00	-170700,00	-167580,00	-162680,00	-162680,00
Entropía (J/kg-K)	-8307,81	-8246,77	-8249,15	-8251,36	-8178,00	-8294,29	-8197,95	-8197,95
Densidad (mol/cc)	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05
Densidad (gm/cc)	1,03	1,04	1,01	1,01	1,01	1,00	0,98	0,98
Promedio (MW)	21,14	21,51	20,45	20,45	20,87	20,20	19,84	19,84
Liq Vol 60F l/min	804,76	217,83	480,27	480,27	176,00	304,27	406,53	406,53
TOTAL								
Flujo total (kg/h)	57581,42	20027,56	36938,58	36938,58	17357,17	19581,42	32128,42	32128,42
Entalpía (kJ/h)	-7,80E+08	-2,45E+08	-4,91E+08	-4,91E+08	-2,09E+08	-2,82E+08	-4,26E+08	-4,26E+08
*** TODAS LAS FASES								
Mole Flow kmol/hr								
AGUA	2384,46	637,23	1458,54	1458,54	526,44	932,09	1261,75	1261,75
CELULOSA	19,95	18,43	20,58	20,58	18,73	1,85	20,75	20,75
HEMICEL	11,71	10,82	12,08	12,08	10,99	1,09	12,18	12,18
LIGNINA	15,50	14,32	15,99	15,99	14,55	1,44	16,12	16,12
SACAROSA	23,21	6,94	11,02	11,02	4,68	6,34	7,15	7,15
Entropía (kJ/kg-K)	-10,43	-13,91	-11,67	-11,67	-14,82	-8,87	-12,16	-12,16
Temperatura (°C)	33,88	33,88	48,81	48,62	48,62	48,62	62,14	62,14
Presión (atm)	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Enthalpy (kJ/h)	-7,81E+08	-2,45E+08	-4,94E+08	-4,94E+08	-2,10E+08	-2,84E+08	-4,30E+08	-4,30E+08
Entropy (kJ/kg-K)	-10,53	-13,98	-11,90	-11,90	-15,00	-9,16	-12,52	-12,52
Subcorriente: CIPSD								
Flujo molar (kmol/h)								
CELULOSA	19,95	18,43	20,58	20,58	18,73	1,85	20,75	20,75
HEMICEL	11,71	10,82	12,08	12,08	10,99	1,09	12,18	12,18
LIGNINA	15,50	14,32	15,99	15,99	14,55	1,44	16,12	16,12
Flujo másico (kg/h)								
CELULOSA	3234,60	2989,12	3337,26	3337,26	3036,54	300,72	3364,59	3364,59
HEMICEL	1546,98	1429,58	1596,08	1596,08	1452,26	143,82	1609,15	1609,15
LIGNINA	1898,57</							

	1-17	1-18	1-19	1-20	1-22	1-23	1-24	1-25	1-26
Subcorriente: MIXED									
Flujo molar (kmol/h)									
AGUA	440,45	821,30	1116,40	1116,40	735,31	381,09	1053,75	1053,75	675,95
SACAROSA	3,08	4,08	4,46	4,46	2,47	1,98	1,98	1,98	1,38
Flujo másico (kg/h)									
AGUA	7934,92	14795,94	20112,28	20112,28	13246,81	6865,46	18983,66	18983,66	12177,41
SACAROSA	1053,09	1395,87	1525,65	1525,65	846,95	678,70	678,70	678,70	472,61
Flujo total (kmol/h)	443,53	825,38	1120,86	1120,86	737,78	383,07	1055,74	1055,74	677,33
Flujo total (kg/h)	8988,00	16191,81	21637,92	21637,92	14093,76	7544,16	19662,36	19662,36	12650,02
Flujo total (l/min)	151,29	275,12	373,96	373,91	244,28	129,62	346,83	346,83	222,96
Temperatura (°C)	62,14	62,14	73,76	73,65	73,65	73,65	83,07	83,07	83,07
Presión (atm)	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Vapor Frac	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Liquid Frac	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Solid Frac	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Entalpía (kJ/kmol)	-294870,00	-291450,00	-288890,00	-288890,00	-287820,00	-290940,00	-284550,00	-284550,00	-284820,00
Entalpía (kJ/kg)	-14551,12	-14856,88	-14964,54	-14964,60	-15067,10	-14773,11	-15278,42	-15278,42	-15250,53
Entalpía (kJ/h)	-1,31E+08	-2,41E+08	-3,24E+08	-3,24E+08	-2,12E+08	-1,11E+08	-3,00E+08	-3,00E+08	-1,93E+08
Entropía (J/kmol-K)	-164620,00	-161640,00	-157510,00	-157540,00	-156620,00	-159310,00	-152320,00	-152320,00	-152560,00
Entropía (J/kg-K)	-8123,40	-8239,38	-8159,19	-8160,45	-8198,57	-8089,36	-8178,70	-8178,70	-8168,48
Densidad (mol/cc)	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05
Densidad (gm/cc)	0,99	0,98	0,96	0,96	0,96	0,97	0,94	0,94	0,95
Promedio (MW)	20,26	19,62	19,30	19,30	19,10	19,69	18,62	18,62	18,68
Liq Vol 60F l/min	144,09	262,44	352,64	352,64	230,53	122,11	324,47	324,47	208,55
TOTAL									
Flujo total (kg/h)	15217,62	16910,80	28483,33	28483,33	14771,25	13712,07	25830,27	25830,27	13265,81
Entalpía (kJ/h)	-1,80E+08	-2,46E+08	-3,78E+08	-3,78E+08	-2,18E+08	-1,60E+08	-3,49E+08	-3,49E+08	-1,98E+08
*** TODAS LAS FASES									
Mole Flow kmol/hr									
AGUA	440,45	821,30	1116,40	1116,40	735,31	381,09	1053,75	1053,75	675,95
CELULOSA	18,60	2,15	20,44	20,44	2,02	18,42	18,42	18,42	1,84
HEMICEL	10,92	1,26	12,00	12,00	1,19	10,81	10,81	10,81	1,08
LIGNINA	14,45	1,67	15,88	15,88	1,57	14,31	14,31	14,31	1,43
SACAROSA	3,08	4,08	4,46	4,46	2,47	1,98	1,98	1,98	1,38
Entropía (kJ/kg-K)	-15,65	-9,02	-12,56	-12,56	-9,04	-16,35	-12,54	-12,54	-9,02
Temperatura (°C)	62,14	62,14	73,76	73,65	73,65	73,65	83,07	83,07	83,07
Presión (atm)	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Enthalpy (kJ/h)	-1,81E+08	-2,49E+08	-3,82E+08	-3,82E+08	-2,20E+08	-1,62E+08	-3,54E+08	-3,54E+08	-2,01E+08
Entropy (kJ/kg-K)	-15,92	-9,46	-13,02	-13,02	-9,62	-16,68	-13,09	-13,09	-9,71
Subcorriente: CIPSD									
Flujo molar (kmol/h)									
CELULOSA	18,60	2,15	20,44	20,44	2,02	18,42	18,42	18,42	1,84
HEMICEL	10,92	1,26	12,00	12,00	1,19	10,81	10,81		

Tabla A2. Resultados etapa tratamiento del jugo.

	1-6	2-1	2-2	2-3	2-4	2-5	2-6	2-7	2-8
Subcorriente: MIXED									
Flujo molar (kmol/h)									
AGUA	1747,23	14,89	126,07	181,97	72,41	7,39	45,23	181,97	72,41
SACAROSA	16,27	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Flujo másico (kg/h)									
AGUA	31476,90	268,26	2271,26	3278,31	1304,45	133,20	814,82	3278,31	1304,45
SACAROSA	5569,98	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Flujo total (kmol/h)	1763,51	14,89	126,07	181,97	72,41	7,39	45,23	181,97	72,41
Flujo total (kg/h)	37046,88	268,26	2271,26	3278,31	1304,45	133,20	814,82	3278,31	1304,45
Flujo total (l/min)	599,75	4,50	38,08	51409,83	20456,13	2,23	13,66	60,86	107,69
Temperatura (°C)	33,88	25,00	25,00	140,00	140,00	25,00	25,00	119,05	120,69
Presión (atm)	1,00	1,00	1,00	2,00	2,00	1,00	1,00	2,00	2,00
Fracción Vapor	0,00	0,00	0,00	1,00	1,00	0,00	0,00	0,00	4,28E-03
Fracción Líquido	1,00	1,00	1,00	0,00	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Fracción Sólido	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Entalpía (kJ/kmol)	-3,01E+05	-2,86E+05	-2,86E+05	-2,38E+05	-2,38E+05	-2,86E+05	-2,86E+05	-2,78E+05	-2,78E+05
Entalpía (kJ/kg)	-14329,99	-15864,32	-15864,32	-13206,38	-13206,38	-15864,32	-15864,32	-15452,76	-15435,55
Entalpía (kJ/h)	-5,31E+08	-4,26E+06	-3,60E+07	-4,33E+07	-1,72E+07	-2,11E+06	-1,29E+07	-5,07E+07	-2,01E+07
Entropía (J/kmol-K)	-1,75E+05	-1,63E+05	-1,63E+05	-39130,76	-39130,76	-1,63E+05	-1,63E+05	-1,42E+05	-1,41E+05
Entropía (J/kg-K)	-8330,65	-9055,61	-9055,61	-2172,09	-2172,09	-9055,61	-9055,61	-7873,12	-7829,96
Densidad (mol/cc)	0,05	0,06	0,06	0,00	0,00	0,06	0,06	0,05	0,01
Densidad (gm/cc)	1,03	0,99	0,99	0,00	0,00	0,99	0,99	0,90	0,20
Promedio (MW)	21,01	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02
Liq Vol 60F l/min	586,93	4,48	37,93	54,74	21,78	2,22	13,61	54,74	21,78
TOTAL									
Flujo total (kg/h)	37553,85	296,91	2271,26	3278,31	1304,45	217,56	814,82	3278,31	1304,45
Entalpía (kJ/h)	-5,35E+08	-4,48E+06	-3,60E+07	-4,33E+07	-1,72E+07	-2,78E+06	-1,29E+07	-5,07E+07	-2,01E+07
* TODAS LAS FASES *									
Flujo molar (kmol/h)									
AGUA	1747,23	14,89	126,07	181,97	72,41	7,39	45,23	181,97	72,41
CELULOSA	1,51	0,09	0,00	0,00	0,00	0,25	0,00	0,00	0,00
HEMICEL	0,89	0,05	0,00	0,00	0,00	0,15	0,00	0,00	0,00
LIGNINA	1,18	0,07	0,00	0,00	0,00	0,20	0,00	0,00	0,00
SACAROSA	16,27	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Entropía (kJ/kg-K)	-8,58	-10,75	-9,06	-2,17	-2,17	-15,88	-9,06	-7,87	-7,83
Temperatura (°C)	33,88	25,00	25,00	140,00	140,00	25,00	25,00	119,05	120,69
Presión (atm)	1,00	1,00	1,00	2,00	2,00	1,00	1,00	2,00	2,00
Entalpía (kJ/h)	-5,36E+08	-4,48E+06	-3,60E+07	-4,40E+07	-1,75E+07	-2,78E+06	-1,29E+07	-5,20E+07	-2,07E+07
Entropía (kJ/kg-K)	-8,68	-10,75	-9,06	-2,47	-2,47	-15,88	-9,06	-9,06	-9,03
Subcorriente: CIPSD									
Flujo molar (kmol/h)									
CELULOSA	1,51	0,09	0,00	0,00	0,00	0,25	0,00	0,00	0,00
HEMICEL	0,89	0,05	0,00	0,00	0,00	0,15	0,00	0,00	0,00
LIGNINA	1,18	0,07	0,00	0,00	0,00	0,20	0,00	0,00	0,00
Flujo másico (kg/h)									
CELULOSA	245,48	13,87	0,00	0,00	0,00	40,85	0,00	0,00	0,00
HEMICEL	117,40	6,64	0,00	0,00	0,00	19,54	0,00	0,00	0,00
LIGNINA	144,09	8,14	0,00	0,00	0,00	23,98	0,00	0,00	0,00
Flujo total (kmol/h)	3,58	0,20	0,00	0,00	0,00	0,60	0,00	0,00	0,00
Flujo total (kg/h)	506,98	28,65	0,00	0,00	0,00	84,36	0,00	0,00	0,00
Flujo total (l/min)	5,56	0,31	0,00	0,00	0,00	0,92	0,00	0,00	0,00
Temperature C	33,88	25,00	-	-	-	25,00	-	-	-
Presión (atm)	1,00	1,00	1,00	2,00	2,00	1,00	1,00	2,00	2,00
Fracción Vapor	0,00	0,00	-	-	-	0,00	-	-	-
Fracción Líquido	0,00	0,00	-	-	-	0,00	-	-	-
Fracción Sólido	1,00	1,00	-	-	-	1,00	-	-	-
Entalpía (kJ/kmol)	-1,12E+06	-1,13E+06	-	-	-	-1,13E+06	-	-	-
Entalpía (kJ/kg)	-7936,80	-7947,42	-	-	-	-7947,42	-	-	-
Entalpía (kJ/h)	-4,02E+06	-2,28E+05	-	-	-	-6,70E+05	-	-	-
Entropía (J/kmol-K)	-3,77E+06	-3,78E+06	-	-	-	-3,78E+06	-	-	-
Entropía (J/kg-K)	-26620,69	-26655,78	-	-	-	-26655,78	-	-	-
Densidad (mol/cc)	0,01	0,01	-	-	-	0,01	-	-	-
Densidad (gm/cc)	1,52	1,52	-	-	-	1,52	-	-	-
Promedio (MW)	141,66	141,66	-	-	-	141,66	-	-	-

Continuación Tabla A2. Resultados etapa tratamiento del juego.

	2-9	2-10	2-11	2-12	2-13	2-14	2-15
Subcorriente: MIXED							
Flujo molar (kmol/h)							
AGUA	72,09	1792,59	86,83	1762,12	1762,12	2071,97	2071,97
SACAROSA	0,10	15,93	0,77	16,27	16,27	17,82	17,82
Flujo másico (kg/h)							
AGUA	1298,67	32293,93	1564,25	31745,16	31745,16	37327,12	37327,12
SACAROSA	35,80	5451,35	264,05	5569,98	5569,98	6099,38	6099,38
Flujo total (kmol/h)	72,19	1808,51	87,60	1778,40	1778,40	2089,79	2089,79
Flujo total (kg/h)	1334,47	37745,28	1828,30	37315,14	37315,14	43426,51	43426,51
Flujo total (l/min)	23,36	655,44	31,75	604,25	637,20	742,55	756,30
Temperatura (°C)	74,15	98,57	98,57	33,81	85,00	83,62	100,00
Presión (atm)	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Fracción Vapor	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Fracción Líquido	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Fracción Sólido	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Entalpía (kJ/kmol)	-2,85E+05	-2,95E+05	-2,95E+05	-3,01E+05	-2,97E+05	-2,96E+05	-2,94E+05
Entalpía (kJ/kg)	-15392,38	-14137,30	-14137,30	-14341,03	-14144,64	-14236,62	-14170,19
Entalpía (kJ/h)	-2,05E+07	-5,34E+08	-2,58E+07	-5,35E+08	-5,28E+08	-6,18E+08	-6,15E+08
Entropía (J/kmol-K)	-1,54E+05	-1,59E+05	-1,59E+05	-1,75E+05	-1,63E+05	-1,62E+05	-1,58E+05
Entropía (J/kg-K)	-8314,54	-7616,46	-7616,46	-8335,85	-7747,49	-7793,98	-7614,53
Densidad (mol/cc)	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05
Densidad (gm/cc)	0,95	0,96	0,96	1,03	0,98	0,97	0,96
Promedio (MW)	18,49	20,87	20,87	20,98	20,98	20,78	20,78
Liq Vol 60F l/min	22,08	599,27	29,03	591,41	591,41	690,45	690,45
TOTAL							
Flujo total (kg/h)	2000,61	37934,89	1837,48	37850,76	37850,76	44405,68	44405,68
Entalpía (kJ/h)	-2,58E+07	-5,35E+08	-2,59E+07	-5,39E+08	-5,32E+08	-6,26E+08	-6,23E+08
* TODAS LAS FASES *							
Flujo molar (kmol/h)							
AGUA	72,09	1792,59	86,83	1762,12	1762,12	2071,97	2071,97
CELULOSA	1,99	0,57	0,03	1,60	1,60	2,92	2,92
HEMICEL	1,17	0,33	0,02	0,94	0,94	1,72	1,72
LIGNINA	1,55	0,44	0,02	1,24	1,24	2,27	2,27
SACAROSA	0,10	15,93	0,77	16,27	16,27	17,82	17,82
Entropía (kJ/kg-K)	-14,36	-7,71	-7,71	-8,59	-8,01	-8,20	-8,03
Temperatura (°C)	74,15	98,57	98,57	33,81	85,00	83,62	100,00
Presión (atm)	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Entalpía (kJ/h)	-2,61E+07	-5,46E+08	-2,64E+07	-5,41E+08	-5,41E+08	-6,36E+08	-6,36E+08
Entropía (kJ/kg-K)	-14,78	-8,55	-8,55	-8,70	-8,70	-8,87	-8,87
Subcorriente: CIPSD							
Flujo molar (kmol/h)							
CELULOSA	1,99	0,57	0,03	1,60	1,60	2,92	2,92
HEMICEL	1,17	0,33	0,02	0,94	0,94	1,72	1,72
LIGNINA	1,55	0,44	0,02	1,24	1,24	2,27	2,27
Flujo másico (kg/h)							
CELULOSA	322,55	91,81	4,45	259,36	259,36	474,13	474,13
HEMICEL	154,26	43,91	2,13	124,04	124,04	226,76	226,76
LIGNINA	189,33	53,89	2,61	152,23	152,23	278,29	278,29
Flujo total (kmol/h)	4,70	1,34	0,06	3,78	3,78	6,91	6,91
Flujo total (kg/h)	666,14	189,61	9,18	535,63	535,63	979,17	979,17
Flujo total (l/min)	7,30	2,08	0,10	5,87	5,87	10,73	10,73
Temperature C	74,15	98,57	98,57	33,81	85,00	83,62	100,00
Presión (atm)	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Fracción Vapor	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Fracción Líquido	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Fracción Sólido	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Entalpía (kJ/kmol)	-1,12E+06	-1,11E+06	-1,11E+06	-1,12E+06	-1,11E+06	-1,12E+06	-1,11E+06
Entalpía (kJ/kg)	-7884,80	-7850,22	-7850,22	-7936,89	-7869,73	-7871,67	-7848,12
Entalpía (kJ/h)	-5,25E+06	-1,49E+06	-72098,32	-4,25E+06	-4,22E+06	-7,71E+06	-7,68E+06
Entropía (J/kmol-K)	-3,75E+06	-3,73E+06	-3,73E+06	-3,77E+06	-3,74E+06	-3,74E+06	-3,73E+06
Entropía (J/kg-K)	-26461,75	-26365,55	-26365,55	-26620,97	-26419,00	-26424,44	-26359,91
Densidad (mol/cc)	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01
Densidad (gm/cc)	1,52	1,52	1,52	1,52	1,52	1,52	1,52
Promedio (MW)	141,66	141,66	141,66	141,66	141,66	141,66	141,66

Continuación Tabla A2. Resultados etapa tratamiento del jugo.

	2-16	2-17	2-18	2-19	2-20	3-9
Subcorriente: MIXED						
Flujo molar (kmol/h)						
AGUA	2117,20	1879,42	237,79	245,18	299,17	10,68
SACAROSA	17,82	16,70	1,12	1,12	1,02	0,53
Flujo másico (kg/h)						
AGUA	38141,94	33858,18	4283,76	4416,96	5389,55	192,41
SACAROSA	6099,38	5715,40	383,98	383,98	348,18	181,22
Flujo total (kmol/h)	2135,02	1896,11	238,91	246,30	300,18	11,21
Flujo total (kg/h)	44241,33	39573,58	4667,74	4800,94	5737,73	373,64
Flujo total (l/min)	769,87	687,18	82,64	84,83	99,49	5,66
Temperatura (°C)	98,57	98,57	98,57	96,26	74,15	101,06
Presión (atm)	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Fracción Vapor	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Fracción Líquido	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Fracción Sólido	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Entalpía (kJ/kmol)	-2,94E+05	-2,95E+05	-2,88E+05	-2,88E+05	-2,88E+05	-3,60E+05
Entalpía (kJ/kg)	-14201,35	-14137,30	-14744,34	-14776,52	-15059,18	-10803,63
Entalpía (kJ/h)	-6,28E+08	-5,59E+08	-6,88E+07	-7,09E+07	-8,64E+07	-4,04E+06
Entropía (J/kmol-K)	-1,58E+05	-1,59E+05	-1,53E+05	-1,53E+05	-1,57E+05	-2,15E+05
Entropía (J/kg-K)	-7638,96	-7616,46	-7830,12	-7864,20	-8190,38	-6438,90
Densidad (mol/cc)	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,03
Densidad (gm/cc)	0,96	0,96	0,94	0,94	0,96	1,10
Promedio (MW)	20,72	20,87	19,54	19,49	19,11	33,33
Liq Vol 60F l/min	704,05	628,29	75,76	77,98	93,83	5,21
TOTAL						
Flujo total (kg/h)	45220,50	39772,38	5448,12	5665,68	5936,33	618,59
Entalpía (kJ/h)	-6,36E+08	-5,61E+08	-7,49E+07	-7,77E+07	-8,80E+07	-5,96E+06
* TODAS LAS FASES *						
Flujo molar (kmol/h)						
AGUA	2117,20	1879,42	237,79	245,18	299,17	10,68
CELULOSA	2,92	0,59	2,33	2,58	0,59	0,73
HEMICEL	1,72	0,35	1,37	1,52	0,35	0,43
LIGNINA	2,27	0,46	1,81	2,01	0,46	0,57
SACAROSA	17,82	16,70	1,12	1,12	1,02	0,53
Entropía (kJ/kg-K)	-8,04	-7,71	-10,49	-10,69	-8,80	-14,33
Temperatura (°C)	98,57	98,57	98,57	96,26	74,15	101,06
Presión (atm)	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Entalpía (kJ/h)	-6,49E+08	-5,72E+08	-7,63E+07	-7,91E+07	-8,91E+07	-6,04E+06
Entropía (kJ/kg-K)	-8,88	-8,55	-11,24	-11,42	-9,40	-14,72
Subcorriente: CIPSD						
Flujo molar (kmol/h)						
CELULOSA	2,92	0,59	2,33	2,58	0,59	0,73
HEMICEL	1,72	0,35	1,37	1,52	0,35	0,43
LIGNINA	2,27	0,46	1,81	2,01	0,46	0,57
Flujo másico (kg/h)						
CELULOSA	474,13	96,26	377,87	418,72	96,16	118,61
HEMICEL	226,76	46,04	180,72	200,26	45,99	56,73
LIGNINA	278,29	56,50	221,79	245,77	56,44	69,62
Flujo total (kmol/h)	6,91	1,40	5,51	6,10	1,40	1,73
Flujo total (kg/h)	979,17	198,79	780,38	864,74	198,60	244,95
Flujo total (l/min)	10,73	2,18	8,55	9,48	2,18	2,68
Temperature C	98,57	98,57	98,57	96,26	74,15	101,06
Presión (atm)	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Fracción Vapor	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Fracción Líquido	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Fracción Sólido	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Entalpía (kJ/kmol)	-1,11E+06	-1,11E+06	-1,11E+06	-1,11E+06	-1,12E+06	-1,11E+06
Entalpía (kJ/kg)	-7850,22	-7850,22	-7850,22	-7853,59	-7884,80	-7846,56
Entalpía (kJ/h)	-7,69E+06	-1,56E+06	-6,13E+06	-6,79E+06	-1,57E+06	-1,92E+06
Entropía (J/kmol-K)	-3,73E+06	-3,73E+06	-3,73E+06	-3,74E+06	-3,75E+06	-3,73E+06
Entropía (J/kg-K)	-26365,55	-26365,55	-26365,55	-26374,64	-26461,75	-26355,75
Densidad (mol/cc)	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01
Densidad (gm/cc)	1,52	1,52	1,52	1,52	1,52	1,52
Promedio (MW)	141,66	141,66	141,66	141,66	141,66	141,66

Tabla A3. Resultados etapa concentración del jugo.

	2-10	3-1	3-2	3-3	3-4	3-5	3-6	3-7	3-8
Subcorriente: MIXED									
Flujo molar (kmol/h)									
AGUA	1792,59	327,71	279,31	303,07	326,59	350,21	365,63	44,86	485,65
SACAROSA	15,93	0,00	1,27E-05	1,31E-05	1,34E-05	1,33E-05	2,02E-05	1,30	14,09
Flujo másico (kg/h)									
AGUA	32293,93	5903,84	5031,88	5459,96	5883,60	6309,20	6586,88	808,22	8749,16
SACAROSA	5451,35	0,00	4,33E-03	4,48E-03	4,57E-03	4,55E-03	6,92E-03	445,67	4824,44
Flujo total (kmol/h)	1808,51	327,71	279,31	303,07	326,59	350,21	365,63	46,17	499,75
Flujo total (kg/h)	37745,28	5903,84	5031,89	5459,97	5883,60	6309,20	6586,89	1253,89	13573,60
Flujo total (l/min)	655,44	92582,89	92,55	99,49	105,93	111,65	114,08	5232,98	56648,20
Temperatura (°C)	98,57	140,00	111,40	103,41	92,98	77,41	57,25	101,06	101,06
Presión (atm)	1,00	2,00	1,48	1,13	0,77	0,42	0,17	1,00	1,00
Fracción Vapor	0,00	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,22	0,22
Fracción Líquido	1,00	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,78	0,78
Fracción Sólido	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Entalpía (kJ/kmol)	-2,95E+05	-2,38E+05	-2,79E+05	-2,80E+05	-2,81E+05	-2,82E+05	-2,83E+05	-3,19E+05	-3,19E+05
Entalpía (kJ/kg)	-14137,30	-13206,38	-15488,62	-15525,56	-15572,91	-15642,09	-15729,28	-11737,83	-11737,83
Entalpía (kJ/h)	-5,34E+08	-7,80E+07	-7,79E+07	-8,48E+07	-9,16E+07	-9,87E+07	-1,04E+08	-1,47E+07	-1,59E+08
Entropía (J/kmol-K)	-1,59E+05	-39130,76	-1,43E+05	-1,45E+05	-1,47E+05	-1,51E+05	-1,55E+05	-1,63E+05	-1,63E+05
Entropía (J/kg-K)	-7616,46	-2172,09	-7963,01	-8057,86	-8183,00	-8373,48	-8627,56	-5991,27	-5991,27
Densidad (mol/cc)	0,05	5,90E-05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	1,47E-04	1,47E-04
Densidad (gm/cc)	0,96	1,06E-03	0,91	0,91	0,93	0,94	0,96	3,99E-03	3,99E-03
Promedio (MW)	20,87	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02	27,16	27,16
Liq Vol 60F l/min	599,27	98,59	84,03	91,17	98,25	105,36	109,99	18,40	199,20
TOTAL									
Flujo total (kg/h)	37934,89	5903,84	5031,89	5459,97	5883,60	6309,20	6586,89	1253,89	13573,60
Entalpía (kJ/h)	-5,35E+08	-7,80E+07	-7,79E+07	-8,48E+07	-9,16E+07	-9,87E+07	-1,04E+08	-1,47E+07	-1,59E+08
* TODAS LAS FASES									
Flujo molar (kmol/h)									
AGUA	1792,59	327,71	279,31	303,07	326,59	350,21	365,63	44,86	485,65
CELULOSA	0,57	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
HEMICEL	0,33	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
LIGNINA	0,44	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SACAROSA	15,93	0,00	1,27E-05	1,31E-05	1,34E-05	1,33E-05	2,02E-05	1,30	14,09
Entropía (kJ/kg-K)	-7,71	-2,17	-7,96	-8,06	-8,18	-8,37	-8,63	-5,99	-5,99
Temperature C	98,57	140,00	111,40	103,41	92,98	77,41	57,25	101,06	101,06
Presión (atm)	1,00	2,00	1,48	1,13	0,77	0,42	0,17	1,00	1,00
Entalpía (kJ/h)	-5,46E+08	-7,92E+07	-7,98E+07	-8,66E+07	-9,33E+07	-1,00E+08	-1,05E+08	-1,50E+07	-1,62E+08
Entropía (kJ/kg-K)	-8,55	-2,47	-9,06	-9,06	-9,06	-9,06	-9,06	-6,64	-6,64
Subcorriente: CIPSD									
Flujo molar (kmol/h)									
CELULOSA	0,57	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
HEMICEL	0,33	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
LIGNINA	0,44	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Flujo másico (kg/h)									
CELULOSA	91,81	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
HEMICEL	43,91	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
LIGNINA	53,89	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
LIPID	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Flujo total (kmol/h)	1,34	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Flujo total (kg/h)	189,61	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Flujo total (l/min)	2,08	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Temperature C	98,57	-	-	-	-	-	-	-	-
Presión (atm)	1,00	2,00	1,48	1,13	0,77	0,42	0,17	1,00	1,00
Fracción Vapor	0,00	-	-	-	-	-	-	-	-
Fracción Líquido	0,00	-	-	-	-	-	-	-	-
Fracción Sólido	1,00	-	-	-	-	-	-	-	-
Entalpía (kJ/kmol)	-1,11E+06	-	-	-	-	-	-	-	-
Entalpía (kJ/kg)	-7850,221	-	-	-	-	-	-	-	-
Entalpía (kJ/h)	-1,49E+06	-	-	-	-	-	-	-	-
Entropía (J/kmol-K)	-3,73E+06	-	-	-	-	-	-	-	-
Entropía (J/kg-K)	-26365,55	-	-	-	-	-	-	-	-
Densidad (mol/cc)	0,0107357	-	-	-	-	-	-	-	-
Densidad (gm/cc)	1,520785	-	-	-	-	-	-	-	-
Promedio (MW)	141,6559	-	-	-	-	-	-	-	-

Continuación Tabla A3 Resultados etapa concentración del jugo.

	3-9	3-10	3-11	3-12	3-13	3-14	3-15	3-16
Subcorriente: MIXED								
Flujo molar (kmol/h)								
AGUA	10,68	279,31	1513,27	1210,20	303,07	326,59	883,61	350,21
SACAROSA	0,53	1,27E-05	15,93	15,93	1,31E-05	1,34E-05	15,93	1,33E-05
Flujo másico (kg/h)								
AGUA	192,41	5031,88	27262,05	21802,09	5459,96	5883,60	15918,49	6309,20
SACAROSA	181,22	4,33E-03	5451,35	5451,34	4,48E-03	4,57E-03	5451,34	4,55E-03
Flujo total (kmol/h)	11,21	279,31	1529,20	1226,13	303,07	326,59	899,54	350,21
Flujo total (kg/h)	373,64	5031,89	32713,40	27253,43	5459,97	5883,60	21369,83	6309,20
Flujo total (l/min)	5,66	99308,52	572,51	467,16	1,39E+05	2,12E+05	354,91	4,00E+05
Temperatura (°C)	101,06	111,72	111,72	103,78	103,78	93,46	93,46	78,13
Presión (atm)	1,00	1,48	1,48	1,13	1,13	0,77	0,77	0,42
Fracción Vapor	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00	1,00	0,00	1,00
Fracción Líquido	1,00	0,00	1,00	1,00	0,00	0,00	1,00	0,00
Fracción Sólido	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Entalpía (kJ/kmol)	-3,60E+05	-2,39E+05	-2,97E+05	-3,02E+05	-2,39E+05	-2,40E+05	-3,11E+05	-2,40E+05
Entalpía (kJ/kg)	-10803,63	-13260,13	-13866,82	-13573,82	-13275,15	-13294,63	-13075,57	-13323,51
Entalpía (kJ/h)	-4,04E+06	-6,67E+07	-4,54E+08	-3,70E+08	-7,25E+07	-7,82E+07	-2,79E+08	-8,41E+07
Entropía (J/kmol-K)	-2,15E+05	-39057,32	-1,58E+05	-1,64E+05	-37500,77	-35318,75	-1,73E+05	-31699,43
Entropía (J/kg-K)	-6438,90	-2168,01	-7401,53	-7372,21	-2081,61	-1960,49	-7288,97	-1759,59
Densidad (mol/cc)	0,03	4,69E-05	0,04	0,04	3,64E-05	2,57E-05	0,04	1,46E-05
Densidad (gm/cc)	1,10	8,44E-04	0,95	0,97	6,57E-04	4,63E-04	1,00	2,63E-04
Promedio (MW)	33,33	18,02	21,39	22,23	18,02	18,02	23,76	18,02
Liq Vol 60F l/min	5,21	84,03	515,24	424,07	91,17	98,25	325,82	105,36
TOTAL								
Flujo total (kg/h)	618,59	5031,89	32903,00	27443,04	5459,97	5883,60	21559,44	6309,20
Entalpía (kJ/h)	-5,96E+06	-6,67E+07	-4,55E+08	-3,71E+08	-7,25E+07	-7,82E+07	-2,81E+08	-8,41E+07
* TODAS LAS FASES								
Flujo molar (kmol/h)								
AGUA	10,68	279,31	1513,27	1210,20	303,07	326,59	883,61	350,21
CELULOSA	0,73	0,00	0,57	0,57	0,00	0,00	0,57	0,00
HEMICEL	0,43	0,00	0,33	0,33	0,00	0,00	0,33	0,00
LIGNINA	0,57	0,00	0,44	0,44	0,00	0,00	0,44	0,00
SACAROSA	0,53	1,27E-05	15,93	15,93	1,31E-05	1,34E-05	15,92561	1,33E-05
Entropía (kJ/kg-K)	-14,33	-2,17	-7,51	-7,50	-2,08	-1,96	-7,46	-1,76
Temperature C	101,06	111,72	111,72	103,78	103,78	93,46	93,46	78,13
Presión (atm)	1,00	1,48	1,48	1,13	1,13	0,77	0,77	0,42
Entalpía (kJ/h)	-6,04E+06	-6,75E+07	-4,66E+08	-3,79E+08	-7,33E+07	-7,90E+07	-2,86E+08	-8,47E+07
Entropía (kJ/kg-K)	-14,72	-2,47	-8,48	-8,36	-2,47	-2,47	-8,17	-2,47
Subcorriente: CIPSD								
Flujo molar (kmol/h)								
CELULOSA	0,73	0,00	0,57	0,57	0,00	0,00	0,57	0,00
HEMICEL	0,43	0,00	0,33	0,33	0,00	0,00	0,33	0,00
LIGNINA	0,57	0,00	0,44	0,44	0,00	0,00	0,44	0,00
Flujo másico (kg/h)								
CELULOSA	118,61	0,00	91,81	91,81	0,00	0,00	91,81	0,00
HEMICEL	56,73	0,00	43,91	43,91	0,00	0,00	43,91	0,00
LIGNINA	69,62	0,00	53,89	53,89	0,00	0,00	53,89	0,00
LIPID	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Flujo total (kmol/h)	1,73	0,00	1,34	1,34	0,00	0,00	1,34	0,00
Flujo total (kg/h)	244,95	0,00	189,61	189,61	0,00	0,00	189,61	0,00
Flujo total (l/min)	2,68	0,00	2,08	2,08	0,00	0,00	2,08	0,00
Temperature C	101,06	-	111,72	103,78	-	-	93,46	-
Presión (atm)	1,00	1,48	1,48	1,13	1,13	0,77	0,77	0,42
Fracción Vapor	0,00	-	0,00	0,00	-	-	0,00	-
Fracción Líquido	0,00	-	0,00	0,00	-	-	0,00	-
Fracción Sólido	1,00	-	1,00	1,00	-	-	1,00	-
Entalpía (kJ/kmol)	-1,11E+06	-	-1,11E+06	-1,11E+06	-	-	-1,11E+06	-
Entalpía (kJ/kg)	-7846,56	-	-7830,63	-7842,53	-	-	-7857,64	-
Entalpía (kJ/h)	-1,92E+06	-	-1,48E+06	-1,49E+06	-	-	-1,49E+06	-
Entropía (J/kmol-K)	-3,73E+06	-	-3,73E+06	-3,73E+06	-	-	-3,74E+06	-
Entropía (J/kg-K)	-26355,75	-	-26313,76	-26345,01	-	-	-26385,65	-
Densidad (mol/cc)	0,01	-	0,01	0,01	-	-	0,01	-
Densidad (gm/cc)	1,52	-	1,52	1,52	-	-	1,52	-
Promedio (MW)	141,66	-	141,66	141,66	-	-	141,66	-

Continuación Tabla A3. Resultados etapa concentración del jugo.

	3-17	3-18	3-19	3-20	3-21	3-22	3-23
Subcorriente: MIXED							
Flujo molar (kmol/h)							
AGUA	533,40	365,63	210,67	162,76	378,44	541,20	167,77
SACAROSA	15,93	2,02E-05	0,00	0,00	15,93	15,93	15,93
Flujo másico (kg/h)							
AGUA	9609,29	6586,88	3795,25	2932,13	6817,66	9749,80	3022,41
SACAROSA	5451,33	6,92E-03	0,00	0,00	5451,33	5451,33	5451,33
Flujo total (kmol/h)	549,32	365,63	210,67	162,76	394,36	557,12	183,69
Flujo total (kg/h)	15060,62	6586,89	3795,25	2932,13	12268,99	15201,12	8473,74
Flujo total (l/min)	235,91	9,60E+05	63,64	20088,07	179,71	60138,92	114,46
Temperatura (°C)	78,13	59,18	25,00	150,00	44,05	101,06	59,18
Presión (atm)	0,42	0,17	1,00	4,69	1,00	1,00	0,17
Fracción Vapor	0,00	1,00	0,00	1,00	0,00	0,21	0,00
Fracción Líquido	1,00	0,00	1,00	0,00	1,00	0,79	1,00
Fracción Sólido	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Entalpía (kJ/kmol)	-3,31E+05	-2,41E+05	-2,86E+05	-2,38E+05	-3,54E+05	-3,20E+05	-4,32E+05
Entalpía (kJ/kg)	-12081,39	-13359,06	-15864,32	-13187,29	-11372,75	-11724,01	-9361,33
Entalpía (kJ/h)	-1,82E+08	-8,80E+07	-6,02E+07	-3,87E+07	-1,40E+08	-1,78E+08	-7,93E+07
Entropía (J/kmol-K)	-1,94E+05	-26189,24	-1,63E+05	-45391,83	-2,20E+05	-1,64E+05	-2,86E+05
Entropía (J/kg-K)	-7062,49	-1453,72	-9055,61	-2519,63	-7071,97	-6026,69	-6201,22
Densidad (mol/cc)	0,04	6,35E-06	0,06	1,35E-04	0,04	1,54E-04	0,03
Densidad (gm/cc)	1,06	1,14E-04	0,99	2,43E-03	1,14	4,21E-03	1,23
Promedio (MW)	27,42	18,02	18,02	18,02	31,11	27,29	46,13
Liq Vol 60F l/min	220,46	109,99	63,38	48,96	173,84	222,81	110,47
TOTAL							
Flujo total (kg/h)	15250,23	6586,89	3850,59	2932,13	12513,94	15446,07	8663,35
Entalpía (kJ/h)	-1,83E+08	-8,80E+07	-6,06E+07	-3,87E+07	-1,41E+08	-1,80E+08	-8,08E+07
* TODAS LAS FASES							
Flujo molar (kmol/h)							
AGUA	533,40	365,63	210,67	162,76	378,44	541,20	167,77
CELULOSA	0,57	0,00	0,17	0,00	0,73	0,73	0,57
HEMICEL	0,33	0,00	0,10	0,00	0,43	0,43	0,33
LIGNINA	0,44	0,00	0,13	0,00	0,57	0,57	0,44
SACAROSA	15,93	2,02E-05	0,00	0,00	15,93	15,93	15,93
Entropía (kJ/kg-K)	-7,30	-1,45	-9,31	-2,52	-7,45	-6,35	-6,65
Temperature C	78,13	59,18	25,00	150,00	44,05	101,06	59,18
Presión (atm)	0,42	0,17	1,00	4,69	1,00	1,00	0,17
Entalpía (kJ/h)	-1,86E+08	-8,84E+07	-6,06E+07	-3,94E+07	-1,42E+08	-1,83E+08	-8,15E+07
Entropía (kJ/kg-K)	-7,82	-2,47	-9,31	-2,47	-7,63	-6,99	-6,89
Subcorriente: CIPSD							
Flujo molar (kmol/h)							
CELULOSA	0,57	0,00	0,17	0,00	0,73	0,73	0,57
HEMICEL	0,33	0,00	0,10	0,00	0,43	0,43	0,33
LIGNINA	0,44	0,00	0,13	0,00	0,57	0,57	0,44
Flujo másico (kg/h)							
CELULOSA	91,81	0,00	26,80	0,00	118,61	118,61	91,81
HEMICEL	43,91	0,00	12,82	0,00	56,73	56,73	43,91
LIGNINA	53,89	0,00	15,73	0,00	69,62	69,62	53,89
LIPID	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Flujo total (kmol/h)	1,34	0,00	0,39	0,00	1,73	1,73	1,34
Flujo total (kg/h)	189,61	0,00	55,34	0,00	244,95	244,95	189,61
Flujo total (l/min)	2,08	0,00	0,61	0,00	2,68	2,68	2,08
Temperature C	78,13	-	25,00	-	44,05	101,06	59,18
Presión (atm)	0,42	0,17	1,00	4,69	1,00	1,00	0,17
Fracción Vapor	0,00	-	0,00	-	0,00	0,00	0,00
Fracción Líquido	0,00	-	0,00	-	0,00	0,00	0,00
Fracción Sólido	1,00	-	1,00	-	1,00	1,00	1,00
Entalpía (kJ/kmol)	-1,12E+06	-	-1,13E+06	-	-1,12E+06	-1,11E+06	-1,12E+06
Entalpía (kJ/kg)	-7879,33	-	-7947,42	-	-7924,27	-7846,56	-7904,87
Entalpía (kJ/h)	-1,49E+06	-	-4,40E+05	-	-1,94E+06	-1,92E+06	-1,50E+06
Entropía (J/kmol-K)	-3,75E+06	-	-3,78E+06	-	-3,77E+06	-3,73E+06	-3,76E+06
Entropía (J/kg-K)	-26446,09	-	-26655,78	-	-26580,54	-26355,75	-26520,80
Densidad (mol/cc)	0,01	-	0,01	-	0,01	0,01	0,01
Densidad (gm/cc)	1,52	-	1,52	-	1,52	1,52	1,52
Promedio (MW)	141,66	-	141,66	-	141,66	141,66	141,66

Tabla A4. Resultados etapa producción de azúcar.

	3-8	3-8B	4-1	4-1A	4-2	4-3	4-4	4-5	4-6	4-7
Subcorriente: MIXED										
Flujo molar (kmol/h)										
AGUA	485,65	485,65	0,19	0,19	383,66	9,45	11,73	0,24	0,10	102,33
SACAROSA	14,09	14,09	0,03	0,03	4,07E-05	8,98E-07	9,47E-07	1,96E-08	7,84E-09	16,51
Flujo másico (kg/h)										
AGUA	8749,16	8749,16	3,42	3,42	6911,73	170,26	211,30	4,37	1,75	1843,43
SACAROSA	4824,44	4824,44	10,47	10,47	1,39E-02	3,07E-04	3,24E-04	6,70E-06	2,68E-06	5651,31
Flujo total (kmol/h)	499,75	499,75	0,22	0,22	383,66	9,45	11,73	0,24	0,10	118,84
Flujo total (kg/h)	13573,60	13573,60	13,89	13,89	6911,75	170,26	211,30	4,37	1,75	7494,74
Flujo total (l/min)	56648,20	56648,20	0,17	0,18	9,47E+05	25329,01	35679,01	737,93	295,50	95,75
Temperatura (°C)	101,06	101,06	25,00	62,00	62,00	60,00	57,00	57,00	57,00	62,00
Presión (atm)	1,00	1,00	1,00	1,00	0,19	0,17	0,15	0,15	0,15	0,19
Fracción Vapor	0,22	0,22	0,00	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,00
Fracción Líquido	0,78	0,78	1,00	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,00
Fracción Sólido	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Entalpía (kJ/kmol)	-3,19E+05	-3,19E+05	-5,26E+05	-5,21E+05	-2,41E+05	-2,41E+05	-2,41E+05	-2,41E+05	-2,41E+05	-5,21E+05
Entalpía (kJ/kg)	-11737,83	-11737,83	-8333,868	-8261,098	-13353,78	-13357,53	-13363,15	-13363,15	-13363,15	-8261,098
Entalpía (kJ/h)	-1,59E+08	-1,59E+08	-1,16E+05	-1,15E+05	-9,23E+07	-2,27E+06	-2,82E+06	-58399,73	-23385,96	-6,19E+07
Entropía (J/kmol-K)	-1,63E+05	-1,63E+05	-3,79E+05	-3,65E+05	-26493,66	-25958,91	-25135,65	-25135,64	-25135,64	-3,65E+05
Entropía (J/kg-K)	-5991,274	-5991,274	-6013,823	-5779,726	-1470,619	-1440,936	-1395,238	-1395,238	-1395,238	-5779,726
Densidad (mol/cc)	1,47E-04	1,47E-04	0,0211982	0,0206843	6,75E-06	6,22E-06	5,48E-06	5,48E-06	5,48E-06	0,0206843
Densidad (gm/cc)	3,99E-03	3,99E-03	1,336933	1,304521	1,22E-04	1,12E-04	9,87E-05	9,87E-05	9,87E-05	1,304521
Promedio (MW)	27,16	27,16	63,07	63,07	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02	63,07
Liq Vol 60F l/min	199,20	199,20	0,17	0,17	115,42	2,84	3,53	0,07	0,03	92,98
TOTAL										
Flujo total (kg/h)	13573,6	13573,6	638,7896	638,7896	6911,745	170,2644	211,3	4,370208	1,750034	8119,644
Entalpía (kJ/h)	-1,59E+08	-1,59E+08	-1,16E+05	-83982,53	-9,23E+07	-2,27E+06	-2,82E+06	-58399,73	-23385,96	-6,19E+07
* TODAS LAS FASES *										
Flujo molar (kmol/h)										
AGUA	485,65	485,65	0,19	0,19	383,66	9,45	11,73	0,24	0,10	102,33
AZUCAR	0,00	0,00	1,83	1,83	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,83
SACAROSA	14,09	14,09	0,03	0,03	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	16,51
Entropía (kJ/kg-K)	-5,99	-5,99	-0,13	0,03	-1,47	-1,44	-1,40	-1,40	-1,40	-5,32
Temperatura (°C)	101,06	101,06	25,00	62,00	62,00	60,00	57,00	57,00	57,00	62,00
Presión (atm)	1,00	1,00	1,00	1,00	0,19	0,17	0,15	0,15	0,15	0,19
Entalpía (kJ/h)	-1,62E+08	-1,62E+08	-1,16E+05	-84992,97	-9,28E+07	-2,29E+06	-2,84E+06	-58660,98	-23490,57	-6,24E+07
Entropía (kJ/kg-K)	-6,64	-6,64	-0,13	0,02	-2,47	-2,47	-2,47	-2,47	-2,47	-5,54
Subcorriente: AZUCAR										
Flujo molar (kmol/h)										
AZUCAR	-	0,00	1,83	1,83	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,83
Flujo másico (kg/h)										
AZUCAR	-	0,00	624,90	624,90	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	624,90
Flujo total (kmol/h)	-	0,00	1,83	1,83	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,83
Flujo total (kg/h)	-	0,00	624,90	624,90	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	624,90
Flujo total (l/min)	-	0,00	6,56	6,58	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	6,58
Temperatura (°C)	-	-	25,00	62,00	-	-	-	-	-	62,00
Presión (atm)	-	1,00	1,00	1,00	-	-	-	-	-	0,19
Fracción Vapor	-	101,06	0,00	0,00	-	-	-	-	-	0,00
Fracción Líquido	-	-	0,00	0,00	-	-	-	-	-	0,00
Fracción Sólido	-	-	1,00	1,00	-	-	-	-	-	1,00
Entalpía (kJ/kmol)	-	-	0,00	16831,65	-	-	-	-	-	16831,65
Entalpía (kJ/kg)	-	-	0,00	49,17	-	-	-	-	-	49,17
Entalpía (kJ/h)	-	-	0,00	30727,91	-	-	-	-	-	30727,92
Entropía (J/kmol-K)	-	-	0,00	53147,00	-	-	-	-	-	53147,00
Entropía (J/kg-K)	-	-	0,00	155,26	-	-	-	-	-	155,26
Densidad (mol/cc)	-	-	0,00	0,00	-	-	-	-	-	0,00
Densidad (gm/cc)	-	-	1,59	1,58	-	-	-	-	-	1,58
Promedio (MW)	-	-	342,30	342,30	-	-	-	-	-	342,30

Continuación Tabla A4. Resultados etapa producción de azúcar.

	4-7A	4-8	4-9	4-10	4-11	4-11A	4-13	4-14	4-15	4-15A
Subcorriente: MIXED										
Flujo molar (kmol/h)										
AGUA	102,33	102,14	2,04	100,09	91,00	91,00	90,67	88,86	80,65	80,65
SACAROSA	16,51	16,48	0,33	16,15	14,34086	14,34086	14,28842	14,00265	12,29308	12,29308
Flujo másico (kg/h)										
AGUA	1843,43	1840,01	36,80	1803,21	1639,46	1639,46	1633,47	1600,80	1452,85	1452,85
SACAROSA	5651,31	5640,84	112,82	5528,02	4908,88	4908,88	4890,93	4793,11	4207,92	4207,92
Flujo total (kmol/h)	118,84	118,62	2,37	116,24	105,34	105,34	104,96	102,86	92,94	92,94
Flujo total (kg/h)	7494,74	7480,85	149,62	7331,24	6548,34	6548,34	6524,40	6393,91	5660,77	5660,77
Flujo total (l/min)	95,75	95,58	1,91	93,66	83,74	83,74	83,44	81,77	72,49	72,49
Temperatura (°C)	62,00	62,00	62,00	62,00	60,00	60,00	60,00	60,00	57,00	57,00
Presión (atm)	0,19	1,00	1,00	1,00	0,17	0,17	1,00	1,00	0,15	0,15
Fracción Vapor	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Fracción Líquido	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Fracción Sólido	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Entalpía (kJ/kmol)	-5,21E+05	-5,21E+05	-5,21E+05	-5,21E+05	-5,16E+05	-5,16E+05	-5,16E+05	-5,16E+05	-5,10E+05	-5,10E+05
Entalpía (kJ/kg)	-8261,098	-8261,098	-8261,098	-8261,098	-8308,646	-8308,646	-8308,646	-8308,646	-8376,957	-8376,957
Entalpía (kJ/h)	-6,19E+07	-6,18E+07	-1,24E+06	-6,06E+07	-5,44E+07	-5,44E+07	-5,42E+07	-5,31E+07	-4,74E+07	-4,74E+07
Entropía (J/kmol-K)	-3,65E+05	-3,65E+05	-3,65E+05	-3,65E+05	-3,61E+05	-3,61E+05	-3,61E+05	-3,61E+05	-3,56E+05	-3,56E+05
Entropía (J/kg-K)	-5779,726	-5779,726	-5779,726	-5779,726	-5807,973	-5807,973	-5807,973	-5807,973	-5849,579	-5849,579
Densidad (mol/cc)	0,0206843	0,0206843	0,0206843	0,0206843	0,0209656	0,0209656	0,0209656	0,0209656	0,0213692	0,0213692
Densidad (gm/cc)	1,304521	1,304521	1,304521	1,304521	1,303242	1,303242	1,303242	1,303242	1,301575	1,301575
Promedio (MW)	63,07	63,07	63,07	63,07	62,16	62,16	62,16	62,16	60,91	60,91
Liq Vol 60F l/min	92,98	92,81	1,86	90,95	81,40	81,40	81,11	79,48	70,57	70,57
TOTAL										
Flujo total (kg/h)	8119,644	7480,854	149,6171	7331,237	7982,183	7982,183	6524,395	6393,907	6456,592	6456,592
Entalpía (kJ/h)	-6,19E+07	-6,18E+07	-1,24E+06	-6,06E+07	-5,43E+07	-5,43E+07	-5,42E+07	-5,31E+07	-4,74E+07	-4,74E+07
* TODAS LAS FASES *										
Flujo molar (kmol/h)										
AGUA	102,33	102,14	2,04	100,09	91,00	91,00	90,67	88,86	80,65	80,65
AZUCAR	1,83	0,00	0,00	0,00	4,19	4,19	0,00	0,00	2,32	2,32
SACAROSA	16,51	16,48	0,33	16,15	14,34	14,34	14,29	14,00	12,29	12,29
Entropía (kJ/kg-K)	-5,32	-5,78	-5,78	-5,78	-4,74	-4,74	-5,81	-5,81	-5,11	-5,11
Temperatura (°C)	62,00	62,00	62,00	62,00	60,00	60,00	60,00	60,00	57,00	57,00
Presión (atm)	0,19	1,00	1,00	1,00	0,17	0,17	1,00	1,00	0,15	0,15
Entalpía (kJ/h)	-6,24E+07	-6,23E+07	-1,25E+06	-6,11E+07	-5,48E+07	-5,48E+07	-5,47E+07	-5,36E+07	-4,77E+07	-4,77E+07
Entropía (kJ/kg-K)	-5,54	-6,01	-6,01	-6,01	-4,92	-4,92	-6,03	-6,03	-5,29	-5,29
Subcorriente: AZUCAR										
Flujo molar (kmol/h)										
AZUCAR	1,83	0,00	0,00	0,00	4,19	4,19	0,00	0,00	2,32	2,32
Flujo másico (kg/h)										
AZUCAR	624,90	0,00	0,00	0,00	1433,84	1433,84	0,00	0,00	795,82	795,82
Flujo total (kmol/h)	1,83	0,00	0,00	0,00	4,19	4,19	0,00	0,00	2,32	2,32
Flujo total (kg/h)	624,90	0,00	0,00	0,00	1433,84	1433,84	0,00	0,00	795,82	795,82
Flujo total (l/min)	6,58	0,00	0,00	0,00	15,09	15,09	0,00	0,00	8,37	8,37
Temperatura (°C)	62,00	-	-	-	60,00	60,00	-	-	57,00	57,00
Presión (atm)	0,19	1,00	1,00	1,00	0,17	0,17	1,00	1,00	0,15	0,15
Fracción Vapor	0,00	-	-	-	0,00	0,00	-	-	0,00	0,00
Fracción Líquido	0,00	-	-	-	0,00	0,00	-	-	0,00	0,00
Fracción Sólido	1,00	-	-	-	1,00	1,00	-	-	1,00	1,00
Entalpía (kJ/kmol)	16831,65	-	-	-	15864,05	15864,05	-	-	14425,23	14425,23
Entalpía (kJ/kg)	49,17	-	-	-	46,35	46,35	-	-	42,14	42,14
Entalpía (kJ/h)	30727,92	-	-	-	66452,10	66452,10	-	-	33537,52	33537,52
Entropía (J/kmol-K)	53147,00	-	-	-	50251,27	50251,27	-	-	45912,92	45912,92
Entropía (J/kg-K)	155,26	-	-	-	146,80	146,80	-	-	134,13	134,13
Densidad (mol/cc)	0,00	-	-	-	0,00	0,00	-	-	0,00	0,00
Densidad (gm/cc)	1,58	-	-	-	1,58	1,58	-	-	1,58	1,58
Promedio (MW)	342,30	-	-	-	342,30	342,30	-	-	342,30	342,30

Continuación Tabla A4. Resultados etapa producción de azúcar

	4-17	4-17A	4-18	4-19	4-20	4-21	4-22	4-22A	4-23	4-23A
Subcorriente: MIXED										
Flujo molar (kmol/h)										
AGUA	80,29	80,29	0,36	0,33	0,91	0,91	2,85	2,85	3,52	3,52
SACAROSA	12,23842	12,23842	0,0546637	0,0524385	0,1428842	0,1428842	0,4347867	0,4347867	0,5360225	0,5360225
Flujo másico (kg/h)										
AGUA	1446,39	1446,39	6,46	5,99	16,33	16,33	51,38	51,38	63,35	63,35
SACAROSA	4189,21	4189,21	18,71	17,95	48,91	48,91	148,83	148,83	183,48	183,48
Flujo total (kmol/h)	92,53	92,53	0,41	0,39	1,05	1,05	3,29	3,29	4,05	4,05
Flujo total (kg/h)	5635,60	5635,60	25,17	23,94	65,24	65,24	200,21	200,21	246,83	246,83
Flujo total (l/min)	72,16	72,16	0,32	0,31	0,83	0,83	2,56	2,56	3,16	3,16
Temperatura (°C)	57,00	57,00	57,00	60,00	60,00	60,00	57,00	57,00	57,00	57,00
Presión (atm)	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,15	0,15	0,15	0,15
Fracción Vapor	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Fracción Líquido	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Fracción Sólido	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Entalpía (kJ/kmol)	-5,10E+05	-5,10E+05	-5,10E+05	-5,16E+05	-5,16E+05	-5,16E+05	-5,10E+05	-5,10E+05	-5,10E+05	-5,10E+05
Entalpía (kJ/kg)	-8376,957	-8376,957	-8376,957	-8308,646	-8308,646	-8308,646	-8376,956	-8376,956	-8376,956	-8376,956
Entalpía (kJ/h)	-4,72E+07	-4,72E+07	-2,11E+05	-1,99E+05	-5,42E+05	-5,42E+05	-1,68E+06	-1,68E+06	-2,07E+06	-2,07E+06
Entropía (J/kmol-K)	-3,56E+05	-3,56E+05	-3,56E+05	-3,61E+05	-3,61E+05	-3,61E+05	-3,56E+05	-3,56E+05	-3,56E+05	-3,56E+05
Entropía (J/kg-K)	-5849,579	-5849,579	-5849,579	-5807,973	-5807,973	-5807,973	-5849,579	-5849,579	-5849,579	-5849,579
Densidad (mol/cc)	0,0213692	0,0213692	0,0213692	0,0209656	0,0209656	0,0209656	0,0213692	0,0213692	0,0213692	0,0213692
Densidad (gm/cc)	1,301575	1,301575	1,301575	1,303242	1,303242	1,303242	1,301576	1,301576	1,301576	1,301576
Promedio (MW)	60,91	60,91	60,91	62,16	62,16	62,16	60,91	60,91	60,91	60,91
Liq Vol 60F l/min	70,26	70,26	0,31	0,30	0,81	0,81	2,50	2,50	3,08	3,08
TOTAL										
Flujo total (kg/h)	5635,6	5635,6	820,9925	1457,788	65,24395	65,24395	213,111	213,111	273,9847	273,9847
Entalpía (kJ/h)	-4,72E+07	-4,72E+07	-1,77E+05	-1,32E+05	-5,42E+05	-5,42E+05	-1,68E+06	-1,68E+06	-2,07E+06	-2,07E+06
* TODAS LAS FASES *										
Flujo molar (kmol/h)										
AGUA	80,29	80,29	0,36	0,33	0,91	0,91	2,85	2,85	3,52	3,52
AZUCAR	0,00	0,00	2,32	4,19	0,00	0,00	0,04	0,04	0,08	0,08
SACAROSA	12,24	12,24	0,05	0,05	0,14	0,14	0,43	0,43	0,54	0,54
Entropía (kJ/kg-K)	-5,85	-5,85	-0,05	0,05	-5,81	-5,81	-5,49	-5,49	-5,26	-5,26
Temperatura (°C)	57,00	57,00	57,00	60,00	60,00	60,00	57,00	57,00	57,00	57,00
Presión (atm)	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,15	0,15	0,15	0,15
Entalpía (kJ/h)	-4,76E+07	-4,76E+07	-1,79E+05	-1,34E+05	-5,47E+05	-5,47E+05	-1,69E+06	-1,69E+06	-2,08E+06	-2,08E+06
Entropía (kJ/kg-K)	-6,06	-6,06	-0,06	0,05	-6,03	-6,03	-5,68	-5,68	-5,44	-5,44
Subcorriente: AZUCAR										
Flujo molar (kmol/h)										
AZUCAR	-	0,00	2,32	4,19	0,00	0,00	0,04	0,04	0,08	0,08
Flujo másico (kg/h)										
AZUCAR	-	0,00	795,82	1433,84	0,00	0,00	12,90	12,90	27,15	27,15
Flujo total (kmol/h)	-	0,00	2,32	4,19	0,00	0,00	0,04	0,04	0,08	0,08
Flujo total (kg/h)	-	0,00	795,82	1433,84	0,00	0,00	12,90	12,90	27,15	27,15
Flujo total (l/min)	-	0,00	8,37	15,09	0,00	0,00	0,14	0,14	0,29	0,29
Temperatura (°C)	-	-	57,00	60,00			57,00	57,00	57,00	57,00
Presión (atm)	-	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,15	0,15	0,15	0,15
Fracción Vapor	-	-	0,00	0,00			0,00	0,00	0,00	0,00
Fracción Líquido	-	-	0,00	0,00			0,00	0,00	0,00	0,00
Fracción Sólido	-	-	1,00	1,00			1,00	1,00	1,00	1,00
Entalpía (kJ/kmol)	-	-	14425,23	15864,05			14425,23	14425,23	14425,23	14425,23
Entalpía (kJ/kg)	-	-	42,14	46,35			42,14	42,14	42,14	42,14
Entalpía (kJ/h)	-	-	33537,52	66452,10			543,57	543,57	1144,36	1144,36
Entropía (J/kmol-K)	-	-	45912,92	50251,27			45912,92	45912,92	45912,92	45912,92
Entropía (J/kg-K)	-	-	134,13	146,80			134,13	134,13	134,13	134,13
Densidad (mol/cc)	-	-	0,00	0,00			0,00	0,00	0,00	0,00
Densidad (gm/cc)	-	-	1,58	1,58			1,58	1,58	1,58	1,58
Promedio (MW)	-	-	342,30	342,30			342,30	342,30	342,30	342,30

Tabla A5. Resultados etapa de fermentación.

	2-11	3-7	4-17	8-3	15-1	15-2	15-3	15-3A	15-5	15-6	15-7
Subcorriente: MIXED											
Flujo molar (kmol/h)											
A.LACTI	0,00	0,00	0,00	0,06	0,00	0,00	0,00	0,00	0,08	0,00	0,08
A.SUCCI	0,00	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,02	0,00	0,02
A.SULFUR	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
ACETALDE	0,00	0,00	0,00	8,41E-24	0,00	0,00	0,00	0,00	5,10E-03	0,00	5,10E-03
AGUA	86,83	44,86	80,08	444,42	81,50	26,58	211,77	211,77	751,27	37,56	713,71
BUTANOL	0,00	0,00	0,00	5,01E-14	0,00	0,00	0,00	0,00	0,03	0,00	0,03
CO2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	51,53	51,53	0,00
ETANOL	0,00	0,00	0,00	8,05E-06	0,00	0,00	0,00	0,00	50,97	0,10	50,87
GLUCOSA	0,00	0,00	0,00	1,75	0,00	0,00	0,00	0,00	2,50	0,00	2,50
GLYCEROL	0,00	0,00	0,00	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00	0,03	0,00	0,03
O2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,02	0,02	0,00
PENTANOL	0,00	0,00	0,00	1,59E-13	0,00	0,00	0,00	0,00	0,19	0,00	0,19
PROPANOL	0,00	0,00	0,00	3,50E-12	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	0,00	0,01
SACAROSA	0,77	1,30	12,21	2,32	0,00	0,00	14,28	14,28	3,32	0,00	3,32
SORBITOL	0,00	0,00	0,00	0,07	0,00	0,00	0,00	0,00	0,09	0,00	0,09
Flujo másico (kg/h)											
A.LACTI	0,00	0,00	0,00	5,30	0,00	0,00	0,00	0,00	7,57	0,00	7,57
A.SUCCI	0,00	0,00	0,00	1,38	0,00	0,00	0,00	0,00	1,97	0,00	1,97
ACETALDE	0,00	0,00	0,00	3,70E-22	0,00	0,00	0,00	0,00	0,22	0,00	0,22
AGUA	1564,25	808,22	1442,69	8006,28	1468,23	478,76	3815,16	3815,16	13534,37	676,72	12857,65
BUTANOL	0,00	0,00	0,00	3,72E-12	0,00	0,00	0,00	0,00	2,08	0,00	2,08
CO2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	2267,95	2267,95	0,00
ETANOL	0,00	0,00	0,00	3,71E-04	0,00	0,00	0,00	0,00	2348,23	4,70	2343,53
GLUCOSA	0,00	0,00	0,00	315,69	0,00	0,00	0,00	0,00	450,98	0,00	450,98
GLYCEROL	0,00	0,00	0,00	2,16	0,00	0,00	0,00	0,00	3,08	0,00	3,08
O2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,61	0,61	0,00
PENTANOL	0,00	0,00	0,00	1,41E-11	0,00	0,00	0,00	0,00	17,05	0,00	17,05
PROPANOL	0,00	0,00	0,00	2,11E-10	0,00	0,00	0,00	0,00	0,84	0,00	0,84
SACAROSA	264,05	445,67	4178,49	795,75	0,00	0,00	4888,21	4888,21	1136,79	0,00	1136,79
SORBITOL	0,00	0,00	0,00	12,04	0,00	0,00	0,00	0,00	17,20	0,00	17,20
Flujo total (kmol/h)	87,60	46,17	92,29	448,65	81,50	26,58	226,05	226,05	860,09	89,22	770,87
Flujo total (kg/h)	1828,30	1253,89	5621,18	9138,60	1468,23	478,76	8703,37	8703,37	19788,96	2949,98	16838,98
Flujo total (l/min)	31,75	5232,98	71,98	148,82	24,50	7,99	119,73	126,30	18166,78	22388,96	285,59
Temperatura (°C)	98,57	101,06	57,00	32,00	20,00	20,00	32,00	95,59	32,00	32,00	32,00
Presión (atm)	1,00	1,00	1,00	1,02	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Fracción Vapor	0,00	0,22	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,05	0,60	0,00
Fracción Líquido	1,00	0,78	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,95	0,40	1,00
Entalpía (kJ/kmol)	-2,95E+05	-3,19E+05	-5,10E+05	-2,98E+05	-2,86E+05	-2,86E+05	-3,94E+05	-3,88E+05	-3,01E+05	-3,46E+05	-2,96E+05
Entalpía (kJ/kg)	-14137,30	-11737,83	-8376,96	-14642,55	-15884,87	-15884,87	-10237,88	-10071,22	-13077,89	-10474,40	-13535,19
Entalpía (kJ/h)	-2,58E+07	-1,47E+07	-4,71E+07	-1,34E+08	-2,33E+07	-7,61E+06	-8,91E+07	-8,77E+07	-2,59E+08	-3,09E+07	-2,28E+08
Entropía (J/kmol-K)	-1,59E+05	-1,63E+05	-3,56E+05	-1,73E+05	-1,64E+05	-1,64E+05	-2,59E+05	-2,40E+05	-1,70E+05	-61792,87	-1,82E+05
Entropía (J/kg-K)	-7616,46	-5991,27	-5849,58	-8493,58	-9124,82	-9124,82	-6720,42	-6223,39	-7375,50	-1868,83	-8351,18
Densidad (mol/cc)	0,05	1,47E-04	0,02	0,05	0,06	0,06	0,03	0,03	7,89E-04	6,64E-05	0,04
Densidad (gm/cc)	0,96	3,99E-03	1,30	1,02	1,00	1,00	1,21	1,15	0,02	2,20E-03	0,98
Promedio (MW)	20,87	27,16	60,91	20,37	18,02	18,02	38,50	38,50	23,01	33,07	21,84
Liq Vol 60F l/min	29,03	18,40	70,08	147,17	24,52	7,99	117,51	117,51	341,10	57,42	283,68
TOTAL											
Flujo total (kg/h)	1837,48	1253,89	5621,18	9138,60	1468,23	478,76	8712,55	8712,55	19798,14	2959,16	16838,98
Entalpía (kJ/h)	-2,59E+07	-1,47E+07	-4,71E+07	-1,34E+08	-2,33E+07	-7,61E+06	-8,92E+07	-8,77E+07	-2,59E+08	-3,10E+07	-2,28E+08

Continuación Tabla A5. Resultados etapa fermentación.

	2-11	3-7	4-17	8-3	15-1	15-2	15-3	15-3A	15-5	15-6	15-7
* TODAS LAS FASES											
Flujo molar (kmol/h)											
A.LACTI	0,00	0,00	0,00	0,06	0,00	0,00	0,00	0,00	0,08	0,00	0,08
A.SUCCI	0,00	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,02	0,00	0,02
ACETALDE	0,00	0,00	0,00	8,41E-24	0,00	0,00	0,00	0,00	5,10E-03	0,00	5,10E-03
AGUA	86,83	44,86	80,08	444,42	81,50	26,58	211,77	211,77	751,27	37,56	713,71
BUTANOL	0,00	0,00	0,00	5,01E-14	0,00	0,00	0,00	0,00	0,03	0,00	0,03
CELULOSA	0,03	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,03	0,03	0,03	0,03	0,00
CO2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	51,53	51,53	0,00
ETANOL	0,00	0,00	0,00	8,05E-06	0,00	0,00	0,00	0,00	50,97	0,10	50,87
GLUCOSA	0,00	0,00	0,00	1,75	0,00	0,00	0,00	0,00	2,50	0,00	2,50
GLYCEROL	0,00	0,00	0,00	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00	0,03	0,00	0,03
HEMICEL	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,02	0,02	0,02	0,02	0,00
LIGNINA	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,02	0,02	0,02	0,02	0,00
O2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,02	0,02	0,00
PENTANOL	0,00	0,00	0,00	1,59E-13	0,00	0,00	0,00	0,00	0,19	0,00	0,19
PROPANOL	0,00	0,00	0,00	3,50E-12	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	0,00	0,01
SACAROSA	0,77	1,30	12,21	2,32	0,00	0,00	14,28	14,28	3,32	0,00	3,32
SORBITOL	0,00	0,00	0,00	0,07	0,00	0,00	0,00	0,00	0,09	0,00	0,09
Temperatura (°C)	98,57	101,06	57,00	32,00	20,00	20,00	32,00	95,59	32,00	32,00	32,00
Presión (atm)	1,00	1,00	1,00	1,02	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Entalpía (kJ/h)	-2,64E+07	-1,50E+07	-4,74E+07	-1,34E+08	-2,33E+07	-7,60E+06	-8,93E+07	-8,93E+07	-2,59E+08	-3,10E+07	-2,28E+08
Entropía (kJ/kg-K)	-8,55	-6,64	-6,06	-8,58	-9,06	-9,06	-6,80	-6,80	-7,47	-1,98	-8,43
Subcorriente: CIPSD											
Flujo molar (kmol/h)											
CELULOSA	0,03	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,03	0,03	0,03	0,03	0,00
HEMICEL	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,02	0,02	0,02	0,02	0,00
LIGNINA	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,02	0,02	0,02	0,02	0,00
Flujo másico (kg/h)											
CELULOSA	4,45	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	4,45	4,45	4,45	4,45	0,00
HEMICEL	2,13	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	2,13	2,13	2,13	2,13	0,00
LIGNINA	2,61	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	2,61	2,61	2,61	2,61	0,00
Flujo total (kmol/h)	0,06	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,06	0,06	0,06	0,06	0,00
Flujo total (kg/h)	9,18	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	9,18	9,18	9,18	9,18	0,00
Flujo total (l/min)	0,10	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,10	0,10	0,10	0,10	0,00
Temperatura (°C)	98,57	-	-	-	-	-	32,00	95,59	32,00	32,00	-
Presión (atm)	1,00	1,00	1,00	1,02	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Fracción Vapor	0,00	-	-	-	-	-	0,00	0,00	0,00	0,00	-
Fracción Líquido	0,00	-	-	-	-	-	0,00	0,00	0,00	0,00	-
Fracción Sólido	1,00	-	-	-	-	-	1,00	1,00	1,00	1,00	-
Entalpía (kJ/kmol)	-1,11E+06	-	-	-	-	-	-1,12E+06	-1,11E+06	-1,12E+06	-1,12E+06	-
Entalpía (kJ/kg)	-7850,22	-	-	-	-	-	-7939,08	-7854,56	-7939,08	-7939,08	-
Entalpía (kJ/h)	-72098,32	-	-	-	-	-	-72914,39	-72138,19	-72914,39	-72914,39	-
Entropía (J/kmol-K)	-3,73E+06	-	-	-	-	-	-3,77E+06	-3,74E+06	-3,77E+06	-3,77E+06	-
Entropía (J/kg-K)	-26365,55	-	-	-	-	-	-26628,12	-26377,28	-26628,12	-26628,12	-
Densidad (mol/cc)	0,01	-	-	-	-	-	0,01	0,01	0,01	0,01	-
Densidad (gm/cc)	1,52	-	-	-	-	-	1,52	1,52	1,52	1,52	-
Promedio (MW)	141,66	-	-	-	-	-	141,66	141,66	141,66	141,66	-

Tabla A6. Resultados etapa separación.

	15-7A	15-7B	16-1	16-2	16-3A	16-3B	16-4	16-5	16-6
Subcorriente: MIXED									
Flujo molar (kmol/h)									
A.LACTI	0,08	0,08	0,08	0,03	0,06	0,06	2,05E-05	2,05E-05	2,27E-05
A.SUCCI	0,02	0,02	0,02	5,01E-03	0,01	0,01	2,03E-08	2,03E-08	2,25E-08
ACETALDE	5,10E-03	5,10E-03	1,20E-23	3,60E-24	8,41E-24	8,41E-24	4,47E-03	4,47E-03	2,35E-08
AGUA	713,71	713,71	634,88	190,46	444,42	444,42	75,45	75,45	78,15
BUTANOL	0,03	0,03	7,16E-14	2,15E-14	5,01E-14	5,01E-14	0,02	0,02	0,03
ETANOL	50,87	50,87	1,15E-05	3,45E-06	8,05E-06	8,05E-06	44,73	44,73	15,64
GLUCOSA	2,50	2,50	2,50	0,75	1,75	1,75	1,25E-09	1,25E-09	1,37E-09
GLYCEROL	0,03	0,03	0,03	0,01	0,02	0,02	2,31E-07	2,31E-07	2,57E-07
PENTANOL	0,19	0,19	2,28E-13	6,83E-14	1,59E-13	1,59E-13	0,18	0,18	0,19
PROPANOL	0,01	0,01	5,01E-12	1,50E-12	3,50E-12	3,50E-12	0,01	0,01	0,01
SACAROSA	3,32	3,32	3,32	1,00	2,32	2,32	5,17E-07	5,17E-07	5,73E-07
SORBITOL	0,09	0,09	0,09	0,03	0,07	0,07	3,06E-14	3,06E-14	0,00
Flujo másico (kg/h)									
A.LACTI	7,57	7,57	7,57	2,27	5,30	5,30	1,85E-03	1,85E-03	2,05E-03
A.SUCCI	1,97	1,97	1,97	0,59	1,38	1,38	2,40E-06	2,40E-06	2,66E-06
ACETALDE	0,22	0,22	5,29E-22	1,59E-22	3,70E-22	3,70E-22	0,20	0,20	1,03E-06
AGUA	12857,65	12857,66	11437,55	3431,27	8006,28	8006,28	1359,18	1359,18	1407,93
BUTANOL	2,08	2,08	5,31E-12	1,59E-12	3,72E-12	3,72E-12	1,83	1,83	2,08
ETANOL	2343,53	2343,53	5,30E-04	1,59E-04	3,71E-04	3,71E-04	2060,77	2060,77	720,43
GLUCOSA	450,98	450,98	450,98	135,29	315,69	315,69	2,25E-07	2,25E-07	2,47E-07
GLYCEROL	3,08	3,08	3,08	0,92	2,16	2,16	2,12E-05	2,12E-05	2,36E-05
PENTANOL	17,05	17,05	2,01E-11	6,02E-12	1,41E-11	1,41E-11	15,85	15,85	17,05
PROPANOL	0,84	0,84	3,01E-10	9,03E-11	2,11E-10	2,11E-10	0,72	0,72	0,84
SACAROSA	1136,79	1136,79	1136,79	341,04	795,75	795,75	1,77E-04	1,77E-04	1,96E-04
SORBITOL	17,20	17,20	17,20	5,16	12,04	12,04	5,58E-12	5,58E-12	0,00
Flujo total (kmol/h)	770,87	770,87	640,93	192,28	448,65	448,65	120,40	120,40	94,03
Flujo total (kg/h)	16838,98	16838,99	13055,15	3916,54	9138,60	9138,60	3438,56	3438,56	2148,33
Flujo total (l/min)	285,59	291,10	228,21	68,46	159,74	148,82	59637,40	29346,16	41,96
Temperatura (°C)	32,00	50,00	100,28	100,28	100,28	32,00	89,04	82,95	83,88
Presión (atm)	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,02	1,00	1,00	1,00
Fración Vapor	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,00	0,50	6,67E-07
Fración Líquido	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,00	0,50	1,00
Fración Sólido	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Entalpía (kJ/kmol)	-2,96E+05	-2,94E+05	-2,93E+05	-2,93E+05	-2,93E+05	-2,98E+05	-2,36E+05	-2,57E+05	-2,80E+05
Entalpía (kJ/kg)	-13535,19	-13468,67	-14375,36	-14375,36	-14375,36	-14642,55	-8274,21	-9005,20	-12238,89
Entalpía (kJ/h)	-2,28E+08	-2,27E+08	-1,88E+08	-5,63E+07	-1,31E+08	-1,34E+08	-2,85E+07	-3,10E+07	-2,63E+07
Entropía (J/kmol-K)	-1,82E+05	-1,78E+05	-1,57E+05	-1,57E+05	-1,57E+05	-1,73E+05	-97508,38	-1,56E+05	-1,78E+05
Entropía (J/kg-K)	-8351,18	-8144,28	-7728,21	-7728,21	-7728,213	-8493,58	-3414,21	-5450,38	-7778,35
Densidad (mol/cc)	0,04	0,04	0,05	0,05	0,0468094	0,0502443	3,36E-05	6,84E-05	0,04
Densidad (gm/cc)	0,98	0,96	0,95	0,95	0,9534588	1,023426	9,61E-04	1,95E-03	0,85
Promedio (MW)	21,84	21,84	20,37	20,37	20,36896	20,36896	28,56	28,56	22,85
Liq Vol 60F l/min	283,68	283,68	210,24	63,07	147,1657	147,1657	66,45	66,45	39,08
TOTAL									
Flujo total (kg/h)	16838,98	16838,99	13055,15	3916,54	9138,60	9138,60	3438,56	3438,56	2148,33
Entalpía (kJ/h)	-2,28E+08	-2,27E+08	-1,88E+08	-5,63E+07	-1,31E+08	-1,34E+08	-2,85E+07	-3,10E+07	-2,63E+07
* TODAS LAS FASES									
Flujo molar (kmol/h)									
A.LACTI	0,08	0,08	0,08	0,03	0,06	0,06	2,05E-05	2,05E-05	2,27E-05
A.SUCCI	0,02	0,02	0,02	5,01E-03	0,01	0,01	2,03E-08	2,03E-08	2,25E-08
ACETALDE	5,10E-03	5,10E-03	0,00	0,00	0,00	8,41E-24	4,47E-03	4,47E-03	2,35E-08
AGUA	713,71	713,71	634,88	190,46	444,42	444,42	75,45	75,45	78,15
BUTANOL	0,03	0,03	0,00	0,00	0,00	5,01E-14	0,02	0,02	0,03
ETANOL	50,87	50,87	1,15E-05	3,45E-06	8,05E-06	8,05E-06	44,73	44,73	15,64
GLUCOSA	2,50	2,50	2,50	0,75	1,75	1,75	1,25E-09	1,25E-09	1,37E-09
GLYCEROL	0,03	0,03	0,03	0,01	0,02	0,02	2,31E-07	2,31E-07	2,57E-07
PENTANOL	0,19	0,19	0,00	0,00	0,00	1,59E-13	0,18	0,18	0,19
PROPANOL	0,01	0,01	5,01E-12	0,00	0,00	3,50E-12	0,01	0,01	0,01
SACAROSA	3,32	3,32	3,32	1,00	2,32	2,32	5,17E-07	5,17E-07	5,73E-07
SORBITOL	0,09	0,09	0,09	0,03	0,07	0,07	3,06E-14	0,00	0,00
Temperatura (°C)	32,00	50,00	100,28	100,28	100,28	32,00	89,04	82,95	83,88
Presión (atm)	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,02	1,00	1,00	1,00
Entropía (kJ/kg-K)	-8,35	-8,14	-7,73	-7,73	-7,73	-8,49	-3,41	-5,45	-7,78
Entalpía (kJ/h)	-2,28E+08	-2,28E+08	-1,92E+08	-5,75E+07	-1,34E+08	-1,34E+08	-2,88E+07	-3,15E+07	-2,68E+07
Entropía (kJ/kg-K)	-8,43	-8,43	-8,58	-8,58	-8,58	-8,58	-3,74	-5,90	-8,48

Continuación Tabla A6. Resultados etapa separación

	16-7	16-8	16-9	16-10	16-11	16-12	16-13
Subcorriente: MIXED							
Flujo molar (kmol/h)							
A.LACTI	9,35E-46	1,03E-25	2,24E-06	2,24E-06	2,24E-06	0,00	0,00
A.SUCCI	2,13E-79	7,36E-43	2,17E-09	2,17E-09	2,17E-09	0,00	0,00
ACETALDE	4,51E-03	5,10E-03	3,55E-05	3,55E-05	5,13E-03	0,00	4,51E-03
AGUA	5,73	0,51	8,43	8,43	8,94	0,17	5,56
BUTANOL	2,41E-09	1,00E-06	3,35E-03	3,35E-03	3,35E-03	0,00	2,41E-09
ETANOL	33,37	2,20	4,27	4,27	6,47	33,03	0,33
GLUCOSA	5,43E-128	6,07E-66	1,21E-10	1,21E-10	1,21E-10	0,00	0,00
GLYCEROL	9,20E-61	4,01E-34	2,60E-08	2,60E-08	2,60E-08	0,00	0,00
PENTANOL	3,42E-12	6,33E-08	0,01	0,01	0,01	0,00	3,42E-12
PROPANOL	9,56E-05	8,51E-05	1,99E-03	1,99E-03	2,08E-03	0,00	9,56E-05
SACAROSA	5,32E-89	1,56E-46	5,62E-08	5,62E-08	5,62E-08	0,00	0,00
SORBITOL	0,00	0,00	0,00	0,00	2,80E-15	0,00	0,00
Flujo másico (kg/h)							
A.LACTI	8,42E-44	9,28E-24	2,01E-04	2,01E-04	2,01E-04	0,00	0,00
A.SUCCI	2,51E-77	8,69E-41	2,57E-07	2,57E-07	2,57E-07	0,00	0,00
ACETALDE	0,20	0,22	1,56E-03	1,56E-03	0,23	0,00	0,20
AGUA	103,17	9,18	151,92	151,92	161,10	2,99	100,17
BUTANOL	1,78E-07	7,42E-05	0,25	0,25	0,25	0,00	1,78E-07
ETANOL	1537,24	101,24	196,89	196,89	298,13	1521,87	15,37
GLUCOSA	9,78E-126	1,09E-63	2,19E-08	2,19E-08	2,19E-08	0,00	0,00
GLYCEROL	8,47E-59	3,69E-32	2,40E-06	2,40E-06	2,40E-06	0,00	0,00
PENTANOL	3,01E-10	5,58E-06	1,20	1,20	1,20	0,00	3,01E-10
PROPANOL	5,75E-03	5,11E-03	0,12	0,12	0,12	0,00	5,75E-03
SACAROSA	1,82E-86	5,33E-44	1,92E-05	1,92E-05	1,92E-05	0,00	0,00
SORBITOL	0,00	0,00	0,00	0,00	5,10E-13	0,00	0,00
Flujo total (kmol/h)	39,10	2,71	12,73	12,73	15,44	33,20	5,90
Flujo total (kg/h)	1640,61	110,65	350,38	350,38	461,03	1524,86	115,75
Flujo total (l/min)	18786,49	2,46	7,21	7,21	7611,65	31,81	2,06
Temperatura (°C)	78,18	77,96	81,13	81,13	87,37	25,00	50,00
Presión (atm)	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Fracción Vapor	1,00	0,00	3,58E-09	4,49E-09	1,00	0,00	0,00
Fracción Líquido	0,00	1,00	1,00	1,00	0,00	1,00	1,00
Fracción Sólido	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Entalpía (kJ/kmol)	-2,33E+05	-2,72E+05	-2,78E+05	-2,78E+05	-2,36E+05	-2,78E+05	-2,83E+05
Entalpía (kJ/kg)	-5541,76	-6677,59	-10092,15	-10092,15	-7899,37	-6043,11	-14444,79
Entalpía (kJ/h)	-9,09E+06	-7,39E+05	-3,54E+06	-3,54E+06	-3,64E+06	-9,21E+06	-1,67E+06
Entropía (J/kmol-K)	-1,85E+05	-2,89E+05	-2,07E+05	-2,07E+05	-1,06E+05	-3,45E+05	-1,67E+05
Entropía (J/kg-K)	-4399,14	-7091,72	-7504,88	-7504,88	-3536,58	-7522,05	-8487,72
Densidad (mol/cc)	3,47E-05	0,02	0,03	0,03	0,00	0,02	0,05
Densidad (gm/cc)	1,46E-03	0,75	0,81	0,81	0,00	0,80	0,94
Promedio (MW)	41,96	40,80	27,53	27,53	29,86	45,93	19,62
Liq Vol 60F l/min	34,08	2,29	6,71	6,71	9,00	32,08	2,00
TOTAL							
Flujo total (kg/h)	1640,61	110,65	350,38	350,38	461,03	1524,86	115,75
Entalpía (kJ/h)	-9,09E+06	-7,39E+05	-3,54E+06	-3,54E+06	-3,64E+06	-9,21E+06	-1,67E+06
* TODAS LAS FASES							
Flujo molar (kmol/h)							
A.LACTI	9,35E-46	1,03E-25	2,24E-06	2,24E-06	2,24E-06	0,00	0,00
A.SUCCI	2,13E-79	7,36E-43	2,17E-09	2,17E-09	2,17E-09	0,00	0,00
ACETALDE	4,51E-03	5,10E-03	3,55E-05	3,55E-05	5,13E-03	0,00	4,51E-03
AGUA	5,73	0,51	8,43	8,43	8,94	0,17	5,56
BUTANOL	2,41E-09	1,00E-06	3,35E-03	3,35E-03	3,35E-03	0,00	2,41E-09
ETANOL	33,37	2,20	4,27	4,27	6,47	33,03	0,33
GLUCOSA	5,43E-128	6,07E-66	1,21E-10	1,21E-10	1,21E-10	0,00	0,00
GLYCEROL	9,20E-61	4,01E-34	2,60E-08	2,60E-08	2,60E-08	0,00	0,00
PENTANOL	3,42E-12	6,33E-08	0,0136694	0,0136694	0,0136694	0,00	3,42E-12
PROPANOL	9,56E-05	8,51E-05	1,99E-03	1,99E-03	2,08E-03	0,00	9,56E-05
SACAROSA	5,32E-89	1,56E-46	5,62E-08	5,62E-08	5,62E-08	0,00	0,00
SORBITOL	0,00	0,00	0,00	0,00	2,80E-15	0,00	0,00
Temperatura (°C)	78,18	77,96	81,13	81,13	87,37	25,00	50,00
Presión (atm)	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Entropía (kJ/kg-K)	-4,40	-7,09	-7,50	-7,50	-3,54	-7,52	-8,49
Entalpía (kJ/h)	-9,23E+06	-7,57E+05	-3,61E+06	-3,61E+06	-3,69E+06	-9,21E+06	-1,68E+06
Entropía (kJ/kg-K)	-4,65	-7,58	-8,13	-8,13	-3,85	-7,52	-8,81

Tabla A7. Resultados etapa cogeneración: Caldera.

	1-7	17-1	17-1A	17-1B	17-2A	17-2B	17-3	17-3A	17-3B	17-3C	17-3D	17-4
Subcorriente: MIXED												
Flujo molar (kmol/h)												
AGUA	377,80	1659,90	1659,90	1659,90	0,00	0,00	591,56	591,56	591,56	591,56	591,56	1659,90
CO2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	244,56	244,56	244,56	244,56	244,56	0,00
O2	0,00	0,00	0,00	0,00	448,90	448,90	168,68	168,68	168,68	168,68	168,68	0,00
SACAROSA	0,60	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
NITRO-01	0,00	0,00	0,00	0,00	1502,86	1502,86	1502,86	1502,86	1502,86	1502,86	1502,86	0,00
Flujo másico (kg/h)												
AGUA	6806,25	29903,50	29903,50	29903,50	0,00	0,00	10657,12	10657,12	10657,12	10657,12	10657,12	29903,50
CO2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	10763,16	10763,16	10763,16	10763,16	10763,16	0,00
O2	0,00	0,00	0,00	0,00	14364,42	14364,42	5397,49	5397,49	5397,49	5397,49	5397,49	0,00
SACAROSA	206,09	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
NITRO-01	0,00	0,00	0,00	0,00	42100,20	42100,20	42100,20	42100,20	42100,20	42100,20	42100,20	0,00
Flujo total (kmol/h)	378,41	1659,90	1659,90	1659,90	1951,76	1951,76	2507,66	2507,66	2507,66	2507,66	2507,66	1659,90
Flujo total (kg/h)	7012,34	29903,50	29903,50	29903,50	56464,62	56464,62	68917,97	68917,97	68917,97	68917,97	68917,97	29903,50
Flujo total (l/min)	123,87	544,12	591,83	18367,04	7,93E+05	1,37E+06	1,27E+06	1,80E+06	2,19E+06	4,66E+06	5,12E+06	26886,06
Temperatura (°C)	83,07	102,20	168,00	285,81	29,00	250,00	104,85	262,51	377,91	1111,71	1249,00	510,00
Presión (atm)	1,00	71,06	71,06	69,08	1,02	1,02	1,02	1,02	1,02	1,02	1,02	66,12
Fracción Vapor	0,00	0,00	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Fracción Líquido	1,00	1,00	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Entalpía (kJ/kmol)	-2,84E+05	-2,80E+05	-2,74E+05	-2,33E+05	116,72	6644,27	-92927,29	-87859,29	-84014,61	-56891,34	-51409,69	-224470,00
Entalpía (kJ/kg)	-15328,74	-15531,1	-15207,7	-12922,36	4,03	229,67	-3381,26	-3196,86	-3056,96	-2070,05	-1870,60	-12459,79
Entalpía (kJ/h)	-1,07E+08	-4,64E+08	-4,55E+08	-3,86E+08	2,28E+05	1,30E+07	-2,33E+08	-2,20E+08	-2,11E+08	-1,43E+08	-1,29E+08	-3,73E+08
Entropía (J/kmol-K)	-1,52E+05	-1,45E+05	-1,32E+05	-57986,01	4736,28	20928,41	5839,19	17032,46	23529,18	51151,93	54925,55	-45111,07
Entropía (J/kg-K)	-8197,16	-8072,29	-7310,36	-3218,71	163,71	723,41	212,47	619,74	856,13	1861,22	1998,53	-2504,05
Densidad (mol/cc)	0,05	0,05	0,05	1,51E-03	4,10E-05	2,37E-05	3,29E-05	2,32E-05	1,91E-05	8,97E-06	8,16E-06	1,03E-03
Densidad (gm/cc)	0,94	0,92	0,84	0,0271351	1,19E-03	6,85E-04	9,03E-04	6,37E-04	5,24E-04	2,46E-04	2,24E-04	0,02
Promedio (MW)	18,53	18,02	18,02	18,02	28,93	28,93	27,48	27,48	27,48	27,48	27,48	18,02
Liq Vol 60F l/min	115,92	499,35	499,35	499,35	1742,20	1742,20	1888,33	1888,33	1888,33	1888,33	1888,33	499,35
TOTAL												
Flujo total (kg/h)	12564,46	29903,50	29903,50	29903,50	56464,62	56464,62	69029,02	69029,02	69029,02	69029,02	69029,02	29903,50
Entalpía (kJ/h)	-1,51E+08	-4,64E+08	-4,55E+08	-3,86E+08	2,28E+05	1,30E+07	-2,34E+08	-2,21E+08	-2,11E+08	-1,43E+08	-1,29E+08	-3,73E+08
* TODAS LAS FASES *												
Flujo molar (kmol/h)												
AGUA	377,80	1659,90	1659,90	1659,90	0,00	0,00	591,56	591,56	591,56	591,56	591,56	1659,90
CELULOSA	16,58	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,33	0,33	0,33	0,33	0,33	0,00
CO2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	244,56	244,56	244,56	244,56	244,56	0,00
HEMICEL	9,73	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,19	0,19	0,19	0,19	0,19	0,00
LIGNINA	12,88	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,26	0,26	0,26	0,26	0,26	0,00
O2	0,00	0,00	0,00	0,00	448,90	448,90	168,68	168,68	168,68	168,68	168,68	0,00
SACAROSA	0,60	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
NITRO-01	0,00	0,00	0,00	0,00	1502,86	1502,86	1502,86	1502,86	1502,86	1502,86	1502,86	0,00
Entropía (kJ/kg-K)	-16,25	-8,07	-7,31	-3,22	0,16	0,72	0,17	0,58	0,81	1,82	1,96	-2,50
Entalpía (kJ/h)	-1,53E+08	-4,74E+08	-4,74E+08	-4,01E+08	-1,67E-09	-1,67E-09	-2,40E+08	-2,40E+08	-2,40E+08	-2,40E+08	-2,40E+08	-4,01E+08
Entropía (kJ/kg-K)	-16,66	-9,06	-9,06	-2,47	0,15	0,15	-0,09	-0,09	-0,09	-0,09	-0,09	-2,47
Subcorriente: CISOLID												
Flujo molar (kmol/h)												
CELULOSA	16,58	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,33	0,33	0,33	0,33	0,33	0,00
HEMICEL	9,73	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,19	0,19	0,19	0,19	0,19	0,00
LIGNINA	12,88	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,26	0,26	0,26	0,26	0,26	0,00
Flujo másico (kg/h)												
CELULOSA	2688,40	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	53,77	53,77	53,77	53,77	53,77	0,00
HEMICEL	1285,75	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	25,72	25,72	25,72	25,72	25,72	0,00
LIGNINA	1577,97	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	31,56	31,56	31,56	31,56	31,56	0,00
Flujo total (kmol/h)	39,19	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,78	0,78	0,78	0,78	0,78	0,00
Flujo total (kg/h)	5552,13	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	111,04	111,04	111,04	111,04	111,04	0,00
Flujo total (l/min)	60,85	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,22	1,22	1,22	1,22	1,22	0,00
Fracción Vapor	0,00	-	-	-	-	-	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-
Fracción Líquido	0,00	-	-	-	-	-	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-
Fracción Sólido	1,00	-	-	-	-	-	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	-
Entalpía (kJ/kmol)	-1,12E+06	-	-	-	-	-	-1,11E+06	-1,07E+06	-1,03E+06	-6,20E+05	-5,10E+05	-
Entalpía (kJ/kg)	-7872,443	-	-	-	-	-	-7840,948	-7558,039	-7289,807	-4374,874	-3597,412	-
Entalpía (kJ/h)	-4,37E+07	-	-	-	-	-	-8,71E+05	-8,39E+05	-8,09E+05	-4,86E+05	-3,99E+05	-
Entropía (J/kmol-K)	-3,74E+06	-	-	-	-	-	-3,73E+06	-3,64E+06	-3,58E+06	-3,17E+06	-3,10E+06	-
Entropía (J/kg-K)	-26426,61	-	-	-	-	-	-26340,82	-25721,45	-25269,38	-22405,16	-21870,27	-
Densidad (mol/cc)	0,01	-	-	-	-	-	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	-
Densidad (gm/cc)	1,52	-	-	-	-	-	1,52	1,52	1,52	1,52	1,52	-
Promedio (MW)	141,66	-	-	-	-	-	141,66	141,66	141,66	141,66	141,66	-

Tabla A8. Resultados etapa cogeneración: Turbina.

	3	17-4	17-5	17-6	17-7	17-8	17-9	17-10	17-11
Subcorriente: MIXED									
Flujo molar (kmol/h)									
AGUA	829,95	1659,90	109,31	829,95	829,95	248,98	580,96	829,95	248,98
Flujo másico (kg/h)									
AGUA	14951,75	29903,50	1969,23	14951,75	14951,75	4485,53	10466,23	14951,75	4485,53
Flujo total (kmol/h)	829,95	1659,90	109,31	829,95	829,95	248,98	580,96	829,95	248,98
Flujo total (kg/h)	14951,75	29903,50	1969,23	14951,75	14951,75	4485,53	10466,23	14951,75	4485,53
Flujo total (l/min)	13443,03	26886,06	33,02	13443,03	41782,67	12534,80	29247,87	1,93E+05	9,99E+05
Temperatura (°C)	510,00	510,00	25,00	510,00	344,47	344,47	344,47	146,88	45,80
Presión (atm)	66,12	66,12	1,00	66,12	16,78	16,78	16,78	2,47	0,10
Fracción Vapor	1,00	1,00	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,91
Fracción Líquido	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,09
Entalpía (kJ/kmol)	-2,24E+05	-2,24E+05	-2,86E+05	-2,24E+05	-2,31E+05	-2,31E+05	-2,31E+05	-2,38E+05	-2,45E+05
Entalpía (kJ/kg)	-12459,79	-12459,79	-15864,32	-12459,79	-12804,49	-12804,49	-12804,49	-13193,25	-13604,79
Entalpía (kJ/h)	-1,86E+08	-3,73E+08	-3,12E+07	-1,86E+08	-1,91E+08	-5,74E+07	-1,34E+08	-1,97E+08	-6,10E+07
Entropía (J/kmol-K)	-45111,07	-45111,07	-163140,00	-45111,07	-42606,77	-42606,77	-42606,77	-40308,73	-35370,10
Entropía (J/kg-K)	-2504,05	-2504,05	-9055,61	-2504,05	-2365,04	-2365,04	-2365,04	-2237,48	-1963,34
Densidad (mol/cc)	1,03E-03	1,03E-03	0,055173	1,03E-03	3,31E-04	3,31E-04	3,31E-04	7,16E-05	4,15E-06
Densidad (gm/cc)	0,02	0,02	0,99	0,02	5,96E-03	5,96E-03	5,96E-03	1,29E-03	7,48E-05
Promedio (MW)	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02
Liq Vol 60F l/min	249,68	499,35	32,88	249,68	249,68	74,90	174,77	249,68	74,90
TOTAL									
Flujo total (kg/h)	14951,75	29903,50	1969,23	14951,75	14951,75	4485,53	10466,23	14951,75	4485,53
Entalpía (kJ/h)	-1,86E+08	-3,73E+08	-3,12E+07	-1,86E+08	-1,91E+08	-5,74E+07	-1,34E+08	-1,97E+08	-6,10E+07
* TODAS LAS FASES *									
Flujo molar (kmol/h)									
AGUA	829,95	1659,90	109,31	829,95	829,95	248,98	580,96	829,95	248,98
Temperatura (°C)	510,00	510,00	25,00	510,00	344,47	344,47	344,47	146,88	45,80
Presión (atm)	66,12	66,12	1,00	66,12	16,78	16,78	16,78	2,47	0,10
Entropía (kJ/kg-K)	-2,50	-2,50	-9,06	-2,50	-2,37	-2,37	-2,37	-2,24	-1,96
Entalpía (kJ/h)	-2,01E+08	-4,01E+08	-3,12E+07	-2,01E+08	-2,01E+08	-6,02E+07	-1,40E+08	-2,01E+08	-6,12E+07
Entropía (kJ/kg-K)	-2,47	-2,47	-9,06	-2,47	-2,47	-2,47	-2,47	-2,47	-3,07

Continuación Tabla A8. Resultados etapa cogeneración: Turbina.

	17-12	17-13	17-14	17-15	17-16	17-17	17-18	17-19	17-20	17-21
Subcorriente: MIXED										
Flujo molar (kmol/h)										
AGUA	248,98	580,96	248,98	497,97	31644,75	31644,75	497,97	497,97	1138,59	21,46
Flujo másico (kg/h)										
AGUA	4485,53	10466,23	4485,53	8971,05	5,70E+05	5,70E+05	8971,05	8971,05	20512,02	386,60
Flujo total (kmol/h)	248,98	580,96	248,98	497,97	31644,75	31644,75	497,9689	497,9689	1138,59	21,46
Flujo total (kg/h)	4485,53	10466,23	4485,53	8971,05	5,70E+05	5,70E+05	8971,05	8971,05	20512,02	386,60
Flujo total (l/min)	57967,75	1,35E+05	1,01E+06	2,01E+06	9587,21	9665,68	153,56	153,57	373,15	7,032888
Temperatura (°C)	146,88	146,88	45,80	45,80	28,00	36,28	45,80	45,87	102,00	102,00
Presión (atm)	2,47	2,47	0,10	0,10	1,00	1,00	0,10	2,06	2,06	2,06
Fracción Vapor	1,00	1,00	0,91	0,91	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Fracción Líquido	0,00	0,00	0,09	0,09	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Entalpía (kJ/kmol)	-2,38E+05	-2,38E+05	-2,45E+05	-2,45E+05	-2,86E+05	-2,85E+05	-2,84E+05	-2,84E+05	-2,80E+05	-2,80E+05
Entalpía (kJ/kg)	-13193,25	-13193,25	-13588,44	-13596,62	-15851,94	-15817,62	-15777,75	-15777,45	-15532,02	-15532,02
Entalpía (kJ/h)	-5,92E+07	-1,38E+08	-6,10E+07	-1,22E+08	-9,04E+09	-9,02E+09	-1,42E+08	-1,42E+08	-3,19E+08	-6,00E+06
Entropía (J/kmol-K)	-40308,73	-40308,73	-34446,62	-34908,36	-1,62E+05	-1,60E+05	-1,58E+05	-1,58E+05	-1,45E+05	-1,45E+05
Entropía (J/kg-K)	-2237,48	-2237,48	-1912,08	-1937,71	-9014,48	-8902,49	-8776,08	-8775,17	-8074,67	-8074,67
Densidad (mol/cc)	7,16E-05	7,16E-05	4,12E-06	4,14E-06	0,06	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05
Densidad (gm/cc)	1,29E-03	1,29E-03	7,43E-05	7,46E-05	0,99	0,98	0,97	0,97	0,92	0,92
Promedio (MW)	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02
Liq Vol 60F l/min	74,90	174,77	74,90	149,81	9519,80	9519,80	149,81	149,81	342,53	6,46
TOTAL										
Flujo total (kg/h)	4485,53	10466,23	4485,53	8971,05	5,70E+05	5,70E+05	8971,05	8971,05	20512,02	386,60
Entalpía (kJ/h)	-5,92E+07	-1,38E+08	-6,10E+07	-1,22E+08	-9,04E+09	-9,02E+09	-1,42E+08	-1,42E+08	-3,19E+08	-6,00E+06
* TODAS LAS FASES *										
Flujo molar (kmol/h)										
AGUA	248,98	580,96	248,98	497,97	31644,75	31644,75	497,97	497,97	1138,59	21,46
Temperatura (°C)	146,88	146,88	45,80	45,80	28,00	36,28	45,80	45,87	102,00	102,00
Presión (atm)	2,47	2,47	0,10	0,10	1,00	1,00	0,10	2,06	2,06	2,06
Entropía (kJ/kg-K)	-2,24	-2,24	-1,91	-1,94	-9,01	-8,90	-8,78	-8,78	-8,07	-8,07
Entalpía (kJ/h)	-6,02E+07	-1,40E+08	-6,11E+07	-1,22E+08	-9,04E+09	-9,04E+09	-1,42E+08	-1,42E+08	-3,25E+08	-6,13E+06
Entropía (kJ/kg-K)	-2,47	-2,47	-3,03	-3,05	-9,06	-9,06	-9,06	-9,06	-9,06	-9,06

Continuación Tabla A8. Resultados etapa cogeneración: Turbina.

	17-22	17-23	17-24	17-25	17-26	17-27	17-28	17-29	17-30
Subcorriente: MIXED									
Flujo molar (kmol/h)									
AGUA	519,43	519,43	45,57	674,31	28,14	28,14	646,17	15,56	15,56
Flujo másico (kg/h)									
AGUA	9357,65	9357,65	821,04	12147,92	506,93	506,93	11640,99	280,29	280,29
Flujo total (kmol/h)	519,43	519,43	45,57	674,31	28,14	28,14	646,17	15,56	15,56
Flujo total (kg/h)	9357,65	9357,65	821,04	12147,92	506,93	506,93	11640,99	280,29	280,29
Flujo total (l/min)	160,5844	160,5853	10610,54	216,7448	9,044673	9,045891	207,7001	5,000902	5,003961
Temperatura (°C)	48,28	48,29	146,88	84,90	84,90	85,02	84,90	84,90	85,45
Presión (atm)	2,06	2,22	2,47	1,00	1,00	2,47	1,00	1,00	16,78
Fracción Vapor	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Fracción Líquido	1,00	1,00	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Entalpía (kJ/kmol)	-2,84E+05	-2,84E+05	-2,38E+05	-2,81E+05	-2,81E+05	-2,81E+05	-2,81E+05	-2,81E+05	-2,81E+05
Entalpía (kJ/kg)	-15767,31	-15767,29	-13193,25	-15609,05	-15609,05	-15608,51	-15609,05	-15609,05	-15606,60
Entalpía (kJ/h)	-1,48E+08	-1,48E+08	-1,08E+07	-1,90E+08	-7,91E+06	-7,91E+06	-1,82E+08	-4,38E+06	-4,37E+06
Entropía (J/kmol-K)	-1,58E+05	-1,58E+05	-40308,73	-1,49E+05	-1,49E+05	-1,49E+05	-1,49E+05	-1,49E+05	-1,49E+05
Entropía (J/kg-K)	-8743,64	-8743,57	-2237,48	-8281,33	-8281,33	-8279,85	-8281,33	-8281,33	-8274,60
Densidad (mol/cc)	0,05	0,05	0,00	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05
Densidad (gm/cc)	0,97	0,97	0,00	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93
Promedio (MW)	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02
Liq Vol 60F l/min	156,26	156,26	13,71	202,86	8,47	8,47	194,39	4,68	4,68
TOTAL									
Flujo total (kg/h)	9357,65	9357,65	821,04	12147,92	506,93	506,93	11640,99	280,29	280,29
Entalpía (kJ/h)	-1,48E+08	-1,48E+08	-1,08E+07	-1,90E+08	-7,91E+06	-7,91E+06	-1,82E+08	-4,38E+06	-4,37E+06
* TODAS LAS FASES *									
Flujo molar (kmol/h)									
AGUA	519,43	519,43	45,57	674,31	28,14	28,14	646,17	15,56	15,56
Temperatura (°C)	48,28	48,29	146,88	84,90	84,90	85,02	84,90	84,90	85,45
Presión (atm)	2,06	2,22	2,47	1,00	1,00	2,47	1,00	1,00	16,78
Entropía (kJ/kg-K)	-8,74	-8,74	-2,24	-8,28	-8,28	-8,28	-8,28	-8,28	-8,27
Entalpía (kJ/h)	-1,48E+08	-1,48E+08	-1,10E+07	-1,93E+08	-8,04E+06	-8,04E+06	-1,85E+08	-4,45E+06	-4,45E+06
Entropía (kJ/kg-K)	-9,06	-9,06	-2,47	-9,06	-9,06	-9,06	-9,06	-9,06	-9,06

Continuación Tabla A8. Resultados etapa cogeneración: Turbina.

	17-31	17-32	17-33	17-34	17-35	17-36	17-37
Subcorriente: MIXED							
Flujo molar (kmol/h)							
AGUA	630,62	630,62	596,52	596,52	535,39	1160,05	1160,05
Flujo másico (kg/h)							
AGUA	11360,71	11360,71	10746,51	10746,51	9645,19	20898,62	20898,62
Flujo total (kmol/h)	630,62	630,62	596,52	596,52	535,39	1160,05	1160,05
Flujo total (kg/h)	11360,71	11360,71	10746,51	10746,51	9645,19	20898,62	20898,62
Flujo total (l/min)	202,6992	203,2509	28268,97	1,54E+05	1,25E+05	2,65E+05	380,18
Temperatura (°C)	84,90	87,34	308,23	191,92	146,88	139,52	102,00
Presión (atm)	1,00	71,06	16,78	2,47	2,47	2,47	2,06
Fracción Vapor	0,00	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,00
Fracción Líquido	1,00	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,00
Entalpía (kJ/kmol)	-2,81E+05	-2,81E+05	-2,32E+05	-2,36E+05	-2,38E+05	-2,38E+05	-2,80E+05
Entalpía (kJ/kg)	-15609,05	-15598,19	-12877,57	-13106,65	-13193,25	-13207,40	-15532,02
Entalpía (kJ/h)	-1,77E+08	-1,77E+08	-1,38E+08	-1,41E+08	-1,27E+08	-2,76E+08	-3,25E+08
Entropía (J/kmol-K)	-1,49E+05	-1,49E+05	-44803,53	-36780,61	-40308,73	-40916,8	-1,45E+05
Entropía (J/kg-K)	-8281,33	-8251,53	-2486,97	-2041,63	-2237,48	-2271,23	-8074,67
Densidad (mol/cc)	0,05	0,05	0,00	0,00	0,00	0,00	0,05
Densidad (gm/cc)	0,93	0,93	0,01	0,00	0,00	0,00	0,92
Promedio (MW)	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02
Liq Vol 60F l/min	189,71	189,71	179,45	179,45	161,06	348,98	348,98
TOTAL							
Flujo total (kg/h)	11360,71	11360,71	10746,51	10746,51	9645,19	20898,62	20898,62
Entalpía (kJ/h)	-1,77E+08	-1,77E+08	-1,38E+08	-1,41E+08	-1,27E+08	-2,76E+08	-3,25E+08
* TODAS LAS FASES *							
Flujo molar (kmol/h)							
AGUA	630,62	630,62	596,52	596,52	535,39	1160,05	1160,05
Temperatura (°C)	84,90	87,34	308,23	191,92	146,88	139,52	102,00
Presión (atm)	1,00	71,06	16,78	2,47	2,47	2,47	2,06
Entropía (kJ/kg-K)	-8,28	-8,25	-2,49	-2,04	-2,24	-2,27	-8,07
Entalpía (kJ/h)	-1,80E+08	-1,80E+08	-1,44E+08	-1,44E+08	-1,29E+08	-2,81E+08	-3,32E+08
Entropía (kJ/kg-K)	-9,06	-9,06	-2,47	-2,47	-2,47	-2,47	-9,06

Apéndice C. Parámetros segunda generación tenidos en cuenta para la simulación.*Tabla B-1. Parámetros usados en la simulación de segunda generación.*

Parámetros tenidos en cuenta	Referencia
<i>Pretratamiento</i>	
Conversión celulosa a glucosa: 5%	(Rudolf, Baudel, Zacchi, Hahn-Hägerdal, & Lidén, 2008)
Relación entre agua y sólidos: 2:1	(Hamelinck et al., 2005)
Concentración de ácido sulfúrico: 2%p/p	(Rudolf et al., 2008)
Solubilización de lignina: 10,56%	(Rudolf et al., 2008)
Temperatura vapor saturado a 190°C,	(Carrasco et al, 2010;
Presión de saturación: 12,36 atm	Rudolf et al., 2008)
Conversión de xilosa a ácido acético: 10,93%	(Rudolf et al., 2008)
Conversión de xilosa a furfural: 3,66%	(Rudolf et al., 2008)

Parámetros tenidos en cuenta	Referencia
Neutralización	
Neutralización del ácido usando hidróxido de calcio y la posterior formación de sulfato de calcio dihidratado.	(Hamelinck et al., 2005; Wooley et al, 1999)
Temperatura: 50 °C	
Remoción de furfural por medio de extracción con éter y remoción de ácido acético: 88% simulada por medio de un separador flash	(Olsson & Hahn-Hägerdal, 1996; Sánchez & Cardona, 2008; Wooley et al, 1999)
Separación del sulfato de calcio dihidratado por medio del uso de filtros de tambor rotario	(Wooley et al, 1999)
SHF	
Celulasa : 40 FPU/g celulosa	(Rudolf et al, 2008)
Conversión celulosa a glucosa: 87%	(Carrasco et al, 2010; Rudolf et al., 2007)
Carga de sólidos: 10%	(Rudolf et al., 2008)
Carga de sólidos: 10%	(Rudolf et al., 200)
Temperatura de hidrólisis: 50°C	(Sun & Cheng, 2001)
Conversión de glucosa a etanol: 85-90%	(Rudolf et al., 2008)
Temperatura de fermentación: 30-35°C	(Rudolf et al., 20078; Sun & Cheng, 2001)
Conversión de glucosa a etanol: 92,5%	(Hamelinck et al., 2005)

Parámetros tenidos en cuenta	Referencia
<i>Fermentación</i>	
Temperatura: 30 °C	(Zhang, Lang, Wang & Nagata, 2008)
Conversión: 90%	(Fu, Peiris, Markham & Bavor, 2009)

Fuente: (Pereira, 2013)

Apéndice D. Resultados simulación esquema productivo segunda generación.

Tabla C1. Resultados etapa pretratamiento.

	11-1	11-2	11-3	11-4	11-6	11-7	11-8	11-9	11-10	11-11	11-3B
Subcorriente: MIXED											
Flujo molar (kmol/h)											
AGUA	348,72	183,02	531,74	318,08	840,95	840,95	1,51	1,21	0,30	839,44	531,74
XILOSA	0,00	0,00	0,00	0,00	7,65	7,65	7,65	0,00	7,65	8,64E-77	0,00
GLUCOSA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,94	0,94	0,94	0,00	0,94	2,47E-03	0,00
FURFURAL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,33	0,33	3,21E-03	2,57E-03	6,42E-04	0,32	0,00
A.SULFUR	0,00	0,69	0,69	0,00	0,69	0,69	0,43	0,34	0,09	0,26	0,69
A.ACETI	0,00	0,00	0,00	0,00	2,35	2,35	0,01	0,01	0,00	2,33	0,00
Flujo másico (kg/h)											
AGUA	6282,24	3297,18	9579,42	5730,25	15149,89	15149,89	27,22	21,77	5,44	15122,67	9579,416
XILOSA	0,00	0,00	0,00	0,00	1147,80	1147,80	1147,80	0,00	1147,80	0,00	0
GLUCOSA	0,00	0,00	0,00	0,00	169,00	169,00	168,55	0,00	168,55	0,45	0
FURFURAL	0,00	0,00	0,00	0,00	31,33	31,33	0,31	0,25	0,06	31,02	0
A.SULFUR	0,00	67,29	67,29	0,00	67,29	67,29	41,71	33,37	8,34	25,58	67,28931
A.ACETI	0,00	0,00	0,00	0,00	140,85	140,85	0,88	0,70	0,18	139,97	0
Flujo total (kmol/h)	348,72	183,71	532,42	318,08	852,89	852,89	10,53	1,56	8,97	842,35	532,4245
Flujo total (kg/h)	6282,24	3364,47	9646,71	5730,25	16706,15	16706,15	1386,46	56,09	1330,37	15319,69	9646,706
Flujo total (l/min)	105,34	56,18	161,52	16300,29	350,63	290,21	45,71	707,52	47,37	503923,00	3,37E+05
Temperatura (°C)	25,00	25,00	25,00	190,00	190,00	25,00	167,00	166,59	166,59	167,00	190
Presión (atm)	1,00	1,00	1,00	12,36	12,36	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1
Fracción Vapor	0,00	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	0,00	0,75	0,00	1,00	1
Fracción Líquido	1,00	1,00	1,00	0,00	1,00	1,00	1,00	0,25	1,00	0,00	0
Entalpía (kJ/kmol)	-2,86E+08	-2,88E+08	-2,86E+08	-2,36E+08	-2,72E+08	-2,86E+08	-2,62E+08	-3,57E+08	-2,40E+08	-2,38E+08	-2,37E+08
Entalpía (kJ/kg)	-1,59E+07	-1,57E+07	-1,58E+07	-1,31E+07	-1,39E+07	-1,46E+07	-1,99E+06	-9,96E+06	-1,62E+06	-1,31E+07	-1,31E+07
Entalpía (kJ/h)	-9,96E+07	-5,28E+07	-1,52E+08	-7,51E+07	-2,32E+08	-2,44E+08	-2,76E+06	-5,59E+05	-2,15E+06	-2,00E+08	-1,26E+08
Entropía (J/kmol-K)	-1,63E+05	-1,63E+05	-1,63E+05	-50247,97	-1,17E+05	-1,52E+05	6,98E+05	-98733,18	8,46E+05	-31581,85	-29521,76
Entropía (J/kg-K)	-9030,42	-8906,55	-8986,59	-2789,19	-5963,01	-7742,49	5303,09	-2751,45	5708,46	-1736,53	-1629,38
Densidad (mol/cc)	0,06	0,05	0,05	3,25E-04	0,04	0,05	3,84E-03	3,68E-05	3,16E-03	2,79E-05	2,63E-05
Densidad (gm/cc)	0,99	1,00	1,00	5,86E-03	0,79	0,96	0,51	1,32E-03	0,47	5,07E-04	4,77E-04
Promedio (MW)	18,02	18,31	18,12	18,02	19,59	19,59	131,61	35,88	148,29	18,19	18,12
Liq Vol 60F l/min	104,91	55,67	160,58	95,69	258,91	258,91	3,46	0,68	2,77	255,46	160,58
TOTAL											
Flujo total (kg/h)	12564,48	3364,47	15928,95	5730,25	21659,20	21659,20	6339,50	56,09	6283,42	15319,69	15928,95
Entalpía (kJ/h)	-1,50E+08	-5,28E+07	-2,02E+08	-7,51E+07	-2,73E+08	-2,86E+08	-4,40E+07	-5,59E+05	-4,34E+07	-2,00E+08	-1,74E+08
* TODAS LAS FASES *											
Flujo molar (kmol/h)											
AGUA	348,72	183,02	531,74	318,08	840,95	840,95	1,51	1,21	0,30	839,44	531,74
LIGNINA	14,58	0,00	14,58	0,00	14,58	14,58	14,58	0,00	14,58	0,00	14,58
CELULOSA	18,76	0,00	18,76	0,00	17,82	17,82	17,82	0,00	17,82	0,00	18,76
HEMICEL	11,01	0,00	11,01	0,00	2,10	2,10	2,10	0,00	2,10	0,00	11,01
XILOSA	0,00	0,00	0,00	0,00	7,65	7,65	7,65	0,00	7,65	0,00	0,00
GLUCOSA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,94	0,94	0,94	0,00	0,94	2,47E-03	0,00
FURFURAL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,33	0,33	3,21E-03	2,57E-03	6,42E-04	0,32	0,00
A.SULFUR	0,00	0,69	0,69	0,00	0,69	0,69	0,43	0,34	0,09	0,26	0,69
A.ACETI	0,00	0,00	0,00	0,00	2,35	2,35	0,01	0,01	2,92E-03	2,33	0,00
Entropía (kJ/kg-K)	-17,84	-8,91	-15,96	-2,79	-10,99	-12,51	-20,73984	-2,751445	-20,88775	-1,74	-11,24
Entalpía (kJ/h)	-1,50E+08	-5,28E+07	-2,02E+08	-7,69E+07	-2,85E+08	-2,86E+08	-4,40E+07	-5,70E+05	-4,34E+07	-2,06E+08	-1,77E+08
Entropía (kJ/kg-K)	-17,84	-8,91	-15,96	-2,46	-12,36	-12,51	-20,73	-3,09	-20,87	-2,70	-11,75
Subcorriente: CISOLID											
Flujo molar (kmol/h)											
LIGNINA	14,58	0,00	14,58	0,00	14,58	14,58	14,58	0,00	14,58	0,00	14,58
CELULOSA	18,76	0,00	18,76	0,00	17,82	17,82	17,82	0,00	17,82	0,00	18,76
HEMICEL	11,01	0,00	11,01	0,00	2,10	2,10	2,10	0,00	2,10	0,00	11,01
Flujo másico (kg/h)											
LIGNINA	1785,47	0,00	1785,47	0,00	1785,47	1785,47	1785,47	0,00	1785,47	0,00	1785,47
CELULOSA	3041,95	0,00	3041,95	0,00	2889,86	2889,86	2889,86	0,00	2889,86	0,00	3041,95
HEMICEL	1454,82	0,00	1454,82	0,00	277,73	277,73	277,73	0,00	277,73	0,00	1454,82
Flujo total (kmol/h)	44,35	0,00	44,35	0,00	34,50	34,50	34,50	0,00	34,50	0,00	44,35
Flujo total (kg/h)	6282,24	0,00	6282,24	0,00	4953,05	4953,05	4953,05	0,00	4953,05	0,00	6282,24
Flujo total (l/min)	68,85	0,00	68,85	0,00	54,36	54,36	54,36	0,00	54,36	0,00	68,85
Fracción Sólido	1,00	-	1,00	-	1,00	1,00	1,00	-	1,00	-	1,00
Entalpía (kJ/kmol)	-1,13E+09	-	-1,13E+09	-	-1,19E+09	-1,22E+09	-1,19E+09	-	-1,19E+09	-	-1,09E+09
Entalpía (J/kg)	-7,95E+06	-	-7,95E+06	-	-8,28E+06	-8,52E+06	-8,32E+06	-	-8,32E+06	-	-7,70E+06
Entalpía (kJ/h)	-4,99E+07	-	-4,99E+07	-	-4,10E+07	-4,22E+07	-4,12E+07	-	-4,12E+07	-	-4,84E+07
Entropía (J/kmol-K)	-3,78E+06	-	-3,78E+06	-	-4,01E+06	-4,10E+06	-4,02E+06	-	-4,02E+06	-	-3,68E+06
Entropía (J/kg-K)	-26655,73	-	-26655,73	-	-27939,77	-28589,05	-28029,79	-	-28031,39	-	-26005,93
Densidad (mol/cc)	0,01	-	0,01	-	0,01	0,01	0,01	-	0,01	-	0,01
Densidad (gm/cc)	1,52	-	1,52	-	1,52	1,52	1,52	-	1,52	-	1,52
Promedio (MW)	141,66	-	141,66	-	143,56	143,56	143,56	-	143,56	-	141,66

Tabla C2. Resultados etapa neutralización.

	11-11	13-1	13-2	13-3	13-4	13-5	13-6	13-7	13-8	13-9	13-10
Subcorriente: MIXED											
Flujo molar (kmol/h)											
AGUA	839,44	839,44	5,71	845,15	0,10	845,05	0,00	8,45	836,60	8,45	836,60
XILOSA	8,64E-77	8,64E-77	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
GLUCOSA	2,47E-03	2,47E-03	0,00	2,47E-03	2,92E-07	2,47E-03	0,00	2,47E-05	2,45E-03	2,47E-05	2,45E-03
FURFURAL	0,32	0,32	0,00	0,3228762	3,81E-05	0,3228381	0,00	0,3196097	3,23E-03	0,3196097	3,23E-03
A.SULFUR	0,26	0,26	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
A.ACETI	2,33	2,33	0,00	2,330802	2,75E-04	2,330526	0,00	2,31	0,02	2,31	0,02
ETHER	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	7,559419	7,48	0,08	7,48	0,08
Flujo máscico (kg/h)											
AGUA	15122,67	15122,67	102,93	15225,60	1,80	15223,80	0,00	152,24	15071,57	152,24	15071,57
XILOSA	1,30E-74	1,30E-74	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
GLUCOSA	0,45	0,45	0,00	0,45	0,00	0,45	0,00	4,46E-03	0,44	4,46E-03	0,44
FURFURAL	31,02	31,02	0,00	31,02	0,00	31,02	0,00	30,71	0,31	30,71	0,31
A.SULFUR	25,58	25,58	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
A.ACETI	139,97	139,97	0,00	139,97	0,02	139,95	0,00	138,55	1,40	138,55	1,40
ETHER	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	560,33	554,72	5,60	554,72	5,60
Flujo total (kmol/h)	842,35	842,35	5,71	847,81	0,10	847,71	7,56	18,56	836,70	18,56	836,70
Flujo total (kg/h)	15319,69	15319,69	102,93	15397,04	1,82	15395,22	560,33	876,23	15079,32	876,23	15079,32
Flujo total (l/min)	5,04E+05	263,32	1,77	264,75	0,03	264,72	3340,81	3596,57	259,76	17,58	254,11
Temperatura (°C)	167,00	50,00	50,00	50,00	50,00	50,00	50,00	51,92	51,92	25,00	30,00
Presión (atm)	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Fracción Vapor	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,00	0,44	0,00	0,00	0,00
Fracción Líquido	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,00	0,56	1,00	1,00	1,00
Entalpía (kJ/kmol)	-2,38E+08	-2,85E+08	-2,84E+08	-2,84E+08	-2,84E+08	-2,84E+08	-2,49E+08	-2,88E+08	-2,84E+08	-3,03E+08	-2,85E+08
Entalpía (kJ/kg)	-1,31E+07	-1,56E+07	-1,58E+07	-1,57E+07	-1,57E+07	-1,57E+07	-3,36E+06	-6,10E+06	-1,57E+07	-6,42E+06	-1,58E+07
Entalpía (kJ/h)	-2,00E+08	-2,40E+08	-1,62E+06	-2,41E+08	-28463,85	-2,41E+08	-1,88E+06	-5,34E+06	-2,37E+08	-5,62E+06	-2,39E+08
Entropía (J/kmol-K)	-31581,85	-1,57E+05	-1,57E+05	-1,57E+05	-1,57E+05	-1,57E+05	-4,26E+05	-2,69E+05	-1,57E+05	-3,17E+05	-1,62E+05
Entropía (J/kg-K)	-1736,53	-8640,63	-8715,26	-8651,10	-8651,10	-8651,10	-5751,94	-5696,58	-8689,95	-6719,73	-8965,03
Densidad (mol/cc)	2,79E-05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,00	0,00	0,05	0,02	0,05
Densidad (gm/cc)	5,07E-04	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97	0,00	0,00	0,97	0,83	0,99
Promedio (MW)	18,18679	18,19	18,02	18,16	18,16	18,16	74,12	47,21	18,02	47,21	18,02
Liq Vol 60F l/min	255,4569	255,46	1,72	256,94	0,03	256,91	13,19	18,26	251,84	18,26	251,84
TOTAL											
Flujo total (kg/h)	15319,69	15319,69	257,33	15577,02	181,80	15395,22	560,33	876,23	15079,32	876,23	15079,32
Entalpía (kJ/h)	-2,00E+08	-2,40E+08	-3,67E+06	-2,43E+08	-2,35E+06	-2,41E+08	-1,88E+06	-5,34E+06	-2,37E+08	-5,62E+06	-2,39E+08
* TODAS LAS FASES *											
Flujo molar (kmol/h)											
AGUA	839,44	839,44	5,71	845,15	0,10	845,05	0,00	8,45	836,60	8,45	836,60
XILOSA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
GLUCOSA	2,47E-03	2,47E-03	0,00	2,47E-03	2,92E-07	2,47E-03	0,00	2,47E-05	2,45E-03	2,47E-05	2,45E-03
FURFURAL	0,32	0,32	0,00	0,32	3,81E-05	0,3228381	0,00	0,3196097	3,23E-03	0,3196097	3,23E-03
A.SULFUR	0,26	0,26	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CASO4	0,00	0,00	0,00	0,26	0,26	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CA(OH)2	0,00	0,00	2,08	1,82	1,82	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
A.ACETI	2,33	2,33	0,00	2,33	2,75E-04	2,33	0,00	2,31	0,02	2,31	0,02
ETHER	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	7,56	7,48	0,08	7,48	0,08
Entropía (kJ/kg-K)	-1,74	-8,64	-5,81	-8,60	-4,025563	-8,65	-5,75	-5,70	-8,69	-6,72	-8,97
Entalpía (kJ/h)	-2,06E+08	-2,41E+08	-3,68E+06	-2,45E+08	-2,35E+06	-2,43E+08	-1,91E+06	-5,39E+06	-2,39E+08	-5,62E+06	-2,39E+08
Entropía (kJ/kg-K)	-2,70	-8,95	-5,93	-8,91	-4,03	-8,96	-5,88	-5,86	-9,03	-6,72	-9,03
Subcorriente: CISOLID											
Flujo molar (kmol/h)											
CASO4	0,00	0,00	0,00	0,26	0,26	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CA(OH)2	0,00	0,00	2,08	1,82	1,82	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Flujo máscico (kg/h)											
CASO4	0,00	0,00	0,00	44,91	44,91	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CA(OH)2	0,00	0,00	154,40	135,07	135,07	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Flujo total (kmol/h)	0,00	0,00	2,08	2,08	2,08	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Flujo total (kg/h)	0,00	0,00	154,40	179,98	179,98	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Flujo total (l/min)	0,00	0,00	1,14	1,13	1,13	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Fracción Sólido	-	-	1,00	1,00	1,00	-	-	-	-	-	-
Entalpía (J/kmol)	-	-	-9,84E+08	-1,11E+09	-1,11E+09	-	-	-	-	-	-
Entalpía (J/kg)	-	-	-1,33E+07	-1,29E+07	-1,29E+07	-	-	-	-	-	-
Entalpía (kJ/h)	-	-	-2,05E+06	-2,32E+06	-2,32E+06	-	-	-	-	-	-
Entropía (J/kmol-K)	-	-	-2,87E+05	-3,44E+05	-3,44E+05	-	-	-	-	-	-
Entropía (J/kg-K)	-	-	-3871,08	-3978,84	-3978,84	-	-	-	-	-	-
Densidad (mol/cc)	-	-	0,03	0,03	0,03	-	-	-	-	-	-
Densidad (gm/cc)	-	-	2,26	2,67	2,67	-	-	-	-	-	-
Promedio (MW)	-	-	74,09	86,37	86,37	-	-	-	-	-	-

Tabla C3. Resultados etapa SHF.

	11-10	11-12	11-13	12-1	12-2	12-3	12-4	12-5	12-6
Subcorriente: MIXED									
Flujo molar (kmol/h)									
AGUA	0,30	5,36	829,38	836,90	836,90	2,56	0,00	834,34	0,00
XILOSA	7,65	0,15	0,00	7,65	7,11	0,02	0,54	7,09	0,00
ETANOL	0,00	0,01	10,62	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
O2	0,00	0,00	0,12	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO2	0,00	0,00	10,53	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
AMONIACO	0,00	0,01	29,25	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
GLUCOSA	0,94	0,94	0,00	0,94	0,94	0,00	0,00	0,9351441	0,00
FURFURAL	6,42E-04	1,85E-05	3,84E-03	3,87E-03	3,87E-03	1,19E-05	0,00	3,86E-03	0,00
A.SULFUR	0,0850494	0,0832824	1,51E-03	0,0850494	0,0850494	2,61E-04	0,00	0,08	0,00
CELOBIOS	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
GLYCEROL	0,00	0,02	5,52E-04	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
XYLITOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
A.ACETI	2,92E-03	5,19E-03	0,4462505	0,0262282	0,0262282	8,04E-05	0,00	0,03	0,00
A.LACTI	0,00	0,09	0,07	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
A.SUCCI	0,00	0,11	7,82E-04	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
ETHER	0,00	3,09E-06	0,08	0,08	0,08	2,32E-04	0,00	0,08	0,00
Flujo másico (kg/h)									
AGUA	5,44	96,48	14941,57	15077,01	15077,01	46,19	0,00	15030,82	0,00
XILOSA	1147,80	22,35	0,00	1147,80	1067,45	3,27	80,35	1064,18	0,00
ETANOL	0,00	0,44	489,38	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
O2	0,00	0,00	3,78	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO2	0,00	0,01	463,24	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
AMONIACO	0,00	0,22	498,19	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
FURFURAL	0,06	0,00	0,37	0,37	0,37	0,00	0,00	0,37	0,00
A.SULFUR	8,34	8,17	0,15	8,34	8,34	0,03	0,00	8,32	0,00
GLYCEROL	0,00	2,13	0,05	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
A.ACETI	0,18	0,31	26,80	1,58	1,58	0,00	0,00	1,57	0,00
A.LACTI	0,00	8,35	6,55	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
A.SUCCI	0,00	12,46	0,09	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
ETHER	0,00	0,00	5,59	5,60	5,60	0,02	0,00	5,59	0,00
Flujo total (kmol/h)	8,97	6,77	880,50	845,68	845,14	2,59	0,54	842,55	0,00
Flujo total (kg/h)	1330,37	319,40	16435,76	16409,69	16329,34	50,03	80,35	16279,31	0,00
Temperatura (°C)	166,59	105,00	105,00	45,18	45,18	45,18	45,18	45,18	-
Presión (atm)	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Fracción Vapor	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-
Fracción Líquido	1,00	1,00	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	-
Entalpía (J/kg)	-1,62E+06	-9,18E+06	-1,26E+07	-1,46E+07	-1,47E+07	-1,47E+07	-7,20E+05	-1,47E+07	-
Entalpía (kJ/h)	-2,15E+06	-2,93E+06	-2,06E+08	-2,40E+08	-2,40E+08	-7,35E+05	-57878,93	-2,39E+08	-
Entropía (J/kmol-K)	5708,46	-5759,12	-2002,53	-7570,68	-7646,83	-7646,83	7642,67	-7646,83	-
Densidad (mol/cc)	3,16E-03	0,021985	3,22E-05	0,0484329	0,0487629	0,0487629	3,08E-03	0,0487629	-
Promedio (MW)	148,29	47,16	18,67	19,40	19,32	19,32	150,13	19,32	-
Liq Vol 60F l/min	2,77	4,63	296,08	254,62	254,62	0,78	0,00	253,84	0,00
TOTAL									
Flujo total (kg/h)	6283,42	5032,13	16435,76	21362,74	21282,39	5003,08	80,35	16279,31	4686,55
Entalpía (kJ/h)	-4,34E+07	-2,73E+07	-2,06E+08	-2,82E+08	-2,82E+08	-4,28E+07	-57878,93	-2,39E+08	-2,48E+07

Continuación Tabla C3. Resultados etapa SHF.

	11-10	11-12	11-13	12-1	12-2	12-3	12-4	12-5	12-6
* TODAS LAS FASES *									
Flujo molar (kmol/h)									
AGUA	0,30	5,36	829,38	836,90	836,90	2,56	0,00	834,34	0,00
LIGNINA	14,58	0,00	0,00	14,58	14,58	14,58	0,00	0,00	0,00
CELULOSA	17,82	0,00	0,00	17,82	17,82	17,82	0,00	0,00	0,00
HEMICEL	2,10	0,00	0,00	2,10	2,10	2,10	0,00	0,00	0,00
CENIZAS	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
XILOSA	7,65	0,15	0,00	7,65	7,11	0,02	0,54	7,09	0,00
ETILENO	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
ETANOL	0,00	0,01	10,62	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
O ₂	0,00	0,00	0,12	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO ₂	0,00	0,00	10,53	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
AMONIACO	0,00	0,01	29,25	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Z.MOBILI	0,00	191,37	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	190,31
GLUCOSA	0,94	0,94	0,00	0,94	0,94	0,00	0,00	0,94	0,00
S.CEREVI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
FURFURAL	6,42E-04	1,85E-05	3,84E-03	3,87E-03	3,87E-03	1,19E-05	0,00	3,86E-03	0,00
A.SULFUR	0,0850494	0,0832824	1,51E-03	0,0850494	0,0850494	2,61E-04	0,00	0,0847888	0,00
CELOBIOS	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
GLYCEROL	0,00	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
XYLITOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
A.ACETI	2,92E-03	5,19E-03	0,45	0,03	0,03	8,04E-05	0,00	0,03	0,00
A.LACTI	0,00	0,0926806	0,07	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
A.SUCCI	0,00	0,105542	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
ETHER	0,00	3,09E-06	0,08	0,08	0,08	2,32E-04	0,00	0,08	0,00
Entalpía (kJ/h)	-4,34E+07	-2,74E+07	-2,09E+08	-2,83E+08	-2,83E+08	-4,28E+07	-57898,92	-2,40E+08	-2,48E+07
Entropía (kJ/kg-K)	-20,87	-16,67	-2,44	-12,60	-12,68	-28,30	7,64	-7,88	-17,77
Subcorriente: CISOLID									
Flujo molar (kmol/h)									
AGUA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
LIGNINA	14,58	0,00	0,00	14,58	14,58	14,58	0,00	0,00	0,00
CELULOSA	17,82	0,00	0,00	17,82	17,82	17,82	0,00	0,00	0,00
HEMICEL	2,10	0,00	0,00	2,10	2,10	2,10	0,00	0,00	0,00
Z.MOBILI	0,00	191,37	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	190,31
S.CEREVI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CELULASA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Flujo másico (kg/h)									
AGUA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
LIGNINA	1785,47	0,00	0,00	1785,47	1785,47	1785,47	0,00	0,00	0,00
CELULOSA	2889,86	0,00	0,00	2889,86	2889,86	2889,86	0,00	0,00	0,00
HEMICEL	277,73	0,00	0,00	277,73	277,73	277,73	0,00	0,00	0,00
Z.MOBILI	0,00	4712,73	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	4686,55
S.CEREVI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CELULASA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Flujo total (kmol/h)	34,50	191,37	0,00	34,50	34,50	34,50	0,00	0,00	190,31
Flujo total (kg/h)	4953,05	4712,73	0,00	4953,05	4953,05	4953,05	0,00	0,00	4686,55
Solid Frac	1,00	1,00	-	1,00	1,00	1,00	-	-	1,00
Entalpía (kJ/hr)	-4,12E+07	-2,44E+07	-	-4,21E+07	-4,21E+07	-4,21E+07	-	-	-2,48E+07
Entropía (J/kmol-K)	-4,02E+06	-4,29E+05	-	-4,09E+06	-4,09E+06	-4,09E+06	-	-	-4,38E+05
Densidad (mol/cc)	0,01	0,06	-	0,01	0,01	0,01	-	-	0,06
Promedio (MW)	143,56	24,63	-	143,56	143,56	143,56	-	-	24,63

Continuación Tabla C3. Resultados etapa SHF.

	12-7	12-8	12-9	12-10	12-11	12-14	12-15	12-16	12-17	12-18	12-19	13-10
Subcorriente: MIXED												
Flujo molar (kmol/h)												
AGUA	0,00	6255,50	0,00	6242,67	834,74	0,00	6242,67	0,00	0,00	6248,94	7078,33	836,60
XILOSA	0,00	0,00	0,00	0,02	0,15	0,00	0,02	0,00	0,00	0,17	0,17	0,00
ETANOL	0,00	0,00	0,00	0,00	10,63	0,00	0,00	0,00	0,00	25,78	36,40	0,00
O2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,12	0,00	0,00	0,00	0,00	0,27	0,39	0,00
CO2	0,00	0,00	0,00	0,00	10,53	0,00	0,00	0,00	0,00	25,53	36,05	0,00
AMONIACO	29,48	27,91	0,00	27,91	29,27	0,00	27,91	0,00	0,00	27,43	56,68	0,00
GLUCOSA	0,00	0,00	0,00	15,29	0,94	1,07	14,22	0,00	0,00	1,18	1,18	2,45E-03
FURFURAL	0,00	0,00	0,00	1,19E-05	3,86E-03	0,00	1,19E-05	0,00	0,00	3,03E-05	3,87E-03	3,23E-03
A.SULFUR	0,00	0,00	0,00	2,61E-04	0,08	0,00	2,61E-04	0,00	0,00	0,08	0,09	0,00
CELOBIOS	0,00	0,00	0,00	0,11	0,00	0,11	0,00	0,00	0,11	0,00	0,1069369	0,00
GLYCEROL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00	0,08	0,08	0,00
XYLITOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
A.ACETI	0,00	0,00	0,00	8,04E-05	0,45	0,00	8,04E-05	0,00	0,00	1,01	1,45	0,02
A.LACTI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,17	0,00	0,00	0,00	3,03	0,49	3,59	0,00
A.SUCCI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,11	0,00	0,00	0,00	0,00	0,35	0,35	0,00
ETHER	0,00	0,00	0,00	2,32E-04	0,08	0,00	2,32E-04	0,00	0,00	2,35E-04	0,08	0,08
Flujo másico (kg/h)												
AGUA	0,00	1,13E+05	0,00	1,12E+05	15038,05	0,00	1,12E+05	0,00	0,00	1,13E+05	1,28E+05	15071,57
XILOSA	0,00	0,00	0,00	3,270513	22,34777	0,00	3,27	0,00	0,00	25,62	25,62	0,00
ETANOL	0,00	0,00	0,00	0	489,8262	0,00	0,00	0,00	0,00	1187,68	1677,07	0,00
O2	0,00	0,00	0,00	0	3,78028	0,00	0,00	0,00	0,00	8,78	12,56	0,00
CO2	0,00	0,00	0,00	0	463,2521	0,00	0,00	0,00	0,00	1123,51	1586,75	0,00
AMONIACO	502,03	475,31	0,00	475,3137	498,4086	0,00	475,31	0,00	0,00	467,17	965,36	0,00
FURFURAL	0,00	0,00	0,00	1,14E-03	0,3707747	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,37	0,31
A.SULFUR	0,00	0,00	0,00	0,0255574	8,316045	0,00	0,03	0,00	0,00	8,19	8,34	0,00
GLYCEROL	0,00	0,00	0,00	0	2,175981	0,00	0,00	0,00	0,00	7,71	7,76	0,00
A.ACETI	0,00	0,00	0,00	4,83E-03	27,11045	0,00	0,00	0,00	0,00	60,40	87,20	1,40
A.LACTI	0,00	0,00	0,00	0	14,89845	0,00	0,00	0,00	273,23	43,85	323,63	0,00
A.SUCCI	0,00	0,00	0,00	0	12,55576	0,00	0,00	0,00	0,00	41,11	41,20	0,00
ETHER	0,00	0,00	0,00	0,0171675	5,586085	0,00	0,02	0,00	0,00	0,02	5,60	5,60
Flujo total (kmol/h)	29,48	6283,41	0,00	6286	887,2758	1,177577	6284,823	0,00	3,14	6331,32	7214,96	836,70
Flujo total (kg/h)	502,03	1,13E+05	0,00	1,16E+05	16755,16	229,4909	1,16E+05	0,00	309,83	1,16E+05	1,33E+05	15079,32
Temperatura (°C)	25,00	25,00	-	50,00	30,00	50,00	50,00	-	30,00	30,00	90,23	30,00
Presión (atm)	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Fracción Vapor	1,00	0,00	-	0,00	6,28E-04	0,00	0,00	-	0,00	0,00	0,02	0,00
Fracción Líquido	0,00	1,00	-	1,00	0,9993723	1,00	1,00	-	1,00	1,00	0,98	1,00
Entalpía (J/kg)	-2,70E+06	-1,58E+07	-	-1,55E+07	-1,49E+07	-7,58E+06	-1,55E+07	-	-7,95E+06	-1,56E+07	-1,52E+07	-1,58E+07
Entalpía (kJ/h)	-1,35E+06	-1,79E+09	-	-1,79E+09	-2,50E+08	-1,74E+06	-1,79E+09	-	-2,46E+06	-1,81E+09	-2,02E+09	-2,39E+08
Entropía (J/kmol-K)	-5809,37	-9052,09	-	-8660,80	-8715,67	-9542,53	-8659,58	-	-8260,96	-8853,08	-7970,02	-8965,03
Densidad (mol/cc)	4,09E-05	0,0550724	-	0,0529399	0,0286098	4,48E-03	0,0529965	-	0,01	0,05	0,00	0,05
Promedio (MW)	17,03	18,01	-	18,41	18,88	194,88	18,38	-	98,67	18,28	18,37	18,02
Liq Vol 60F l/min	26,31	1906,78	0,00	1945,88	300,70	3,40	1942,48	0,00	4,16	1958,00	2258,23	251,84
TOTAL												
Flujo total (kg/h)	502,03	1,13E+05	434,66	1,19E+05	21467,89	229,49	1,18E+05	9645,09	309,83	1,33E+05	1,50E+05	15079,32
Entalpía (kJ/h)	-1,35E+06	-1,79E+09	-1,43E+06	-1,82E+09	-2,75E+08	-1,74E+06	-1,82E+09	-3,80E+07	-2,46E+06	-1,90E+09	-2,11E+09	-2,39E+08

Continuación Tabla C3. Resultados etapa SHF.

	12-7	12-8	12-9	12-10	12-11	12-14	12-15	12-16	12-17	12-18	12-19	13-10
* TODAS LAS FASES *												
Flujo molar (kmol/h)												
AGUA	0,00	6255,50	0,00	6242,67	834,74	0,00	6242,67	0,00	0,00	6248,94	7078,33	836,60
LIGNINA	0,00	0,00	0,00	14,58	0,00	0,00	14,58	0,00	0,00	14,58	14,58	0,00
CELULOSA	0,00	0,00	0,00	2,32	0,00	0,00	2,32	0,00	0,00	2,32	2,32	0,00
HEMICEL	0,00	0,00	0,00	2,10	0,00	0,00	2,10	0,00	0,00	2,10	2,10	0,00
CENIZAS	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
XILOSA	0,00	0,00	0,00	0,02	0,15	0,00	0,02	0,00	0,00	0,17	0,17	0,00
ETILENO	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
ETANOL	0,00	0,00	0,00	0,00	10,63	0,00	0,00	0,00	0,00	25,78	36,40	0,00
O2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,12	0,00	0,00	0,00	0,00	0,27	0,39	0,00
CO2	0,00	0,00	0,00	0,00	10,53	0,00	0,00	0,00	0,00	25,53	36,05	0,00
AMONIACO	29,48	27,91	0,00	27,91	29,27	0,00	27,91	0,00	0,00	27,43	56,68	0,00
Z.MOBILI	0,00	0,00	0,00	0,00	191,37	0,00	0,00	0,00	0,00	193,83	193,83	0,00
GLUCOSA	0,00	0,00	0,00	15,29	0,94	1,07	14,22	0,00	0,00	1,18	1,18	0,00
S.CEREVI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	391,66	0,00	391,66	391,66	0,00
FURFURAL	0,00	0,00	0,00	1,19E-05	3,86E-03	0,00	1,19E-05	0,00	0,00	3,03E-05	3,87E-03	3,23E-03
A.SULFUR	0,00	0,00	0,00	2,61E-04	0,0847888	0,00	2,61E-04	0,00	0,00	0,08	0,09	0,00
CELOBIOS	0,00	0,00	0,00	0,1069369	0,00	0,1069369	0,00	0,00	0,11	0,00	0,11	0,00
GLYCEROL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,0236276	0,00	0,00	0,00	0,00	0,08	0,08	0,00
XYLITOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
A.ACETI	0,00	0,00	0,00	8,04E-05	0,4514453	0,00	8,04E-05	0,00	0,00	1,01	1,45	0,02
A.LACTI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,1653935	0,00	0,00	0,00	3,03	0,49	3,59	0,00
A.SUCCI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,1063244	0,00	0,00	0,00	0,00	0,35	0,35	0,00
ETHER	0,00	0,00	0,00	2,32E-04	0,0753625	0,00	2,32E-04	0,00	0,00	0,00	0,08	0,08
Entalpía (kJ/h)	-1,35E+06	-1,79E+09	-1,43E+06	-1,83E+09	-2,75E+08	-1,74E+06	-1,83E+09	-3,80E+07	-2,47E+06	-1,90E+09	-2,14E+09	-2,39E+08
Entropía (kJ/kg-K)	-5,81	-9,05	-11,01	-9,56	-10,77	-9,37	-9,57	-13,23	-8,29	-10,07	-9,80	-9,03
Subcorriente: CISOLID												
Flujo molar (kmol/h)												
AGUA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
LIGNINA	0,00	0,00	0,00	14,58	0,00	0,00	14,58	0,00	0,00	14,58	14,58	0,00
CELULOSA	0,00	0,00	0,00	2,32	0,00	0,00	2,32	0,00	0,00	2,32	2,32	0,00
HEMICEL	0,00	0,00	0,00	2,10	0,00	0,00	2,10	0,00	0,00	2,10	2,10	0,00
Z.MOBILI	0,00	0,00	0,00	0,00	191,37	0,00	0,00	0,00	0,00	193,83	193,83	0,00
S.CEREVI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	391,66	0,00	391,66	391,66	0,00
CELULASA	0,00	0,00	19,03	19,03	0,00	0,00	19,03	0,00	0,00	19,03	19,03	0,00
Flujo másico (kg/h)												
AGUA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
LIGNINA	0,00	0,00	0,00	1785,47	0,00	0,00	1785,47	0,00	0,00	1785,47	1785,47	0,00
CELULOSA	0,00	0,00	0,00	375,68	0,00	0,00	375,68	0,00	0,00	375,68	375,68	0,00
HEMICEL	0,00	0,00	0,00	277,73	0,00	0,00	277,73	0,00	0,00	277,73	277,73	0,00
Z.MOBILI	0,00	0,00	0,00	0,00	4712,73	0,00	0,00	0,00	0,00	4773,21	4773,21	0,00
S.CEREVI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	9645,09	0,00	9645,09	9645,09	0,00
CELULASA	0,00	0,00	434,66	434,66	0,00	0,00	434,66	0,00	0,00	434,66	434,66	0,00
Flujo total (kmol/h)	0,00	0,00	19,03	38,03	191,37	0,00	38,03	391,66	0,00	623,51	623,51	0,00
Flujo total (kg/h)	0,00	0,00	434,66	2873,53	4712,73	0,00	2873,53	9645,09	0,00	17291,83	17291,83	0,00
Solid Frac	-	-	1,00	1,00	1,00	-	1,00	1,00	-	1,00	1,00	-
Entalpía (kJ/hr)	-	-	-1,43E+06	-2,84E+07	-2,49E+07	-	-2,84E+07	-3,80E+07	-	-9,17E+07	-9,02E+07	-
Entropía (J/kmol-K)	-	-	-2,51E+05	-2,51E+06	-4,37E+05	-	-2,51E+06	-3,26E+05	-	-4,93E+05	-4,86E+05	-
Densidad (mol/cc)	-	-	0,07	0,02	0,06	-	0,02	0,06	-	0,06	0,06	-
Promedio (MW)	-	-	22,84	75,57	24,63	-	75,57	24,63	-	27,73	27,73	-

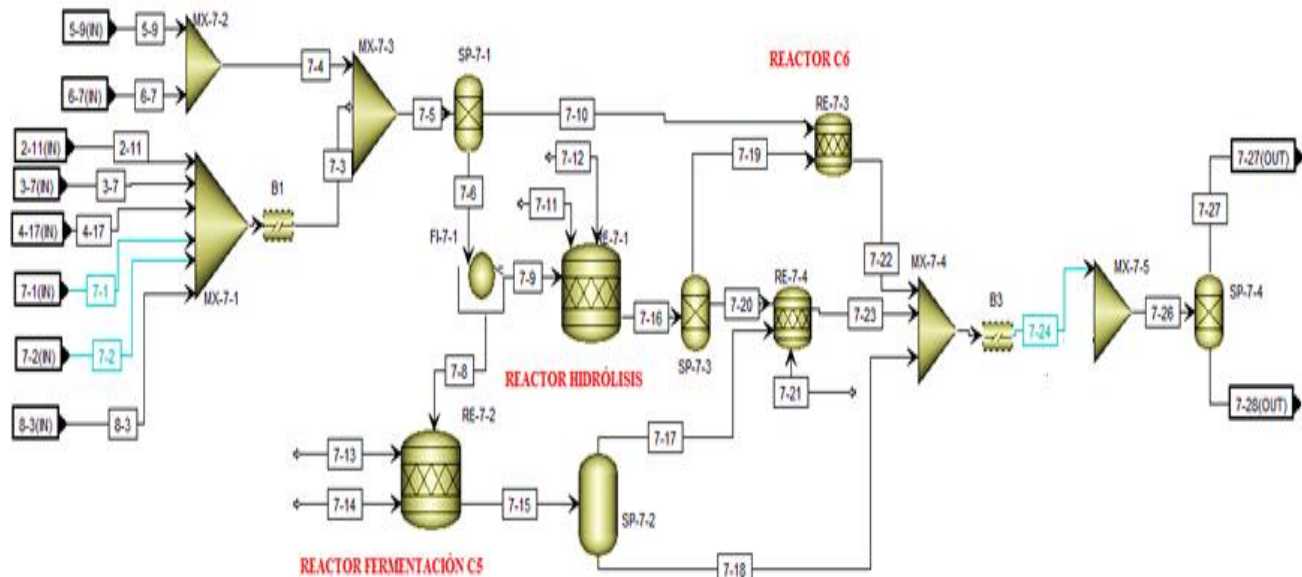
Tabla C4. Resultados esquema Separación.

	12-19	14-1	14-1A	14-2	14-3	14-4	14-5	14-6	14-7	14-8	14-9	14-10
Subcorriente: MIXED												
Flujo molar (kmol/h)												
AGUA	7078,33	7078,33	7078,33	353,92	6724,41	6577,68	146,73	146,73	1300,43	1369,05	78,11	0,18
XILOSA	0,17	0,17	0,17	0,00	0,17	0,17	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
ETILENO	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
ETANOL	36,40	36,40	36,40	0,04	36,37	0,00	36,37	36,37	6,04	42,41	0,00	36,05
O2	0,39	0,39	0,39	0,39	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO2	36,05	36,05	36,05	36,05	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
AMONIACO	56,68	56,68	56,68	56,68	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
GLUCOSA	1,18	1,18	1,18	0,00	1,18	1,18	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
FURFURAL	3,87E-03	3,87E-03	3,87E-03	0,00	3,87E-03	3,34E-10	3,87E-03	3,87E-03	0,07	0,08	0,00	0,00
A.SULFUR	0,09	0,09	0,09	0,00	0,09	0,09	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CELOBIOS	0,11	0,11	0,11	0,00	0,11	0,11	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
GLYCEROL	0,08	0,08	0,08	0,00	0,08	0,08	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
A.ACETI	1,45	1,45	1,45	0,00	1,45	1,45	3,48E-04	3,48E-04	1,67E-07	1,76E-07	3,48E-04	0,00
A.LACTI	3,59	3,59	3,59	0,00	3,59	3,59	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
A.SUCCI	0,35	0,35	0,35	0,00	0,35	0,35	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
ETHER	0,08	0,08	0,08	0,00	0,08	1,10E-61	0,08	0,08	1,43	1,51	0,00	0,00
Flujo másico (kg/h)												
AGUA	1,28E+05	1,28E+05	1,28E+05	6375,902	1,21E+05	1,18E+05	2643,46	2643,46	23427,60	24663,87	1407,19	3,26
XILOSA	25,62	25,62	25,62	0,00	25,62	25,62	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
ETANOL	1677,07	1677,07	1677,07	1,68	1675,39	0,00	1675,39	1675,39	278,42	1953,81	0,00	1660,74
O2	12,56	12,56	12,56	12,56	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO2	1586,75	1586,75	1586,75	1586,75	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
AMONIACO	965,36	965,36	965,36	965,36	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
GLUCOSA	213,03	213,03	213,03	0,00	213,03	213,03	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
FURFURAL	0,37	0,37	0,37	0,00	0,37	0,00	0,37	0,37	7,05	7,42	0,00	0,00
A.SULFUR	8,34	8,34	8,34	0,00	8,34	8,34	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CELOBIOS	36,60	36,60	36,60	0,00	36,60	36,60	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
GLYCEROL	7,76	7,76	7,76	0,00	7,76	7,76	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
A.ACETI	87,20	87,20	87,20	0,00	87,20	87,18	0,02	0,02	0,00	0,00	0,02	0,00
A.LACTI	323,63	323,63	323,63	0,00	323,63	323,63	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
A.SUCCI	41,20	41,20	41,20	0,00	41,20	41,20	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
ETHER	5,60	5,60	5,60	0,00	5,60	0,00	5,60	5,60	106,30	111,90	0,00	0,00
Flujo total (kmol/h)	7214,96	7214,96	7214,96	447,08	6767,88	6584,70	183,18	183,18	1307,98	1413,05	78,11	36,23
Flujo total (kg/h)	1,33E+05	1,33E+05	1,33E+05	8942,247	1,24E+05	1,19E+05	4324,841	4324,841	23819,36	26737	1407,21	1663,999
Flujo total (l/min)	76600,90	2335,88	76601,76	18807,12	2174,37	2199,68	54332,46	83,91	56276,53	719567,00	25,54	34,72
Temperatura (°C)	90,23	70,00	90,23	70,00	70,00	114,81	110,73	71,11	98,89	99,20	100,02	25,00
Presión (atm)	1,00	1,77	1,00	1,77	1,77	1,77	1,77	1,77	1,00	1,00	1,00	1,00
Fracción Vapor	0,02	0,00	0,02	0,16	0,00	0,00	1,00	0,00	0,08	1,00	0,00	0,00
Fracción Líquido	0,98	1,00	0,98	0,84	1,00	1,00	0,00	1,00	0,92	0,00	1,00	1,00
Entalpía (J/kmol)	-2,79E+08	-2,82E+08	-2,79E+08	-2,62E+08	-2,83E+08	-2,79E+08	-2,37E+08	-2,80E+08	-2,77E+08	-2,39E+08	-2,80E+08	-2,78E+08
Entalpía (J/kg)	-1,52E+07	-1,53E+07	-1,52E+07	-1,31E+07	-1,55E+07	-1,54E+07	-1,00E+07	-1,19E+07	-1,52E+07	-1,26E+07	-1,55E+07	-6,04E+06
Entalpía (kJ/hr)	-2,02E+09	-2,03E+09	-2,02E+09	-1,17E+08	-1,91E+09	-1,84E+09	-4,34E+07	-5,14E+07	-3,62E+08	-3,38E+08	-2,19E+07	-1,01E+07
Entropía (J/kmol-K)	-1,46E+05	-1,53E+05	-1,46E+05	-1,33E+05	-1,54E+05	-1,43E+05	-70502,04	-1,86E+05	-1,38E+05	-41230,42	-1,46E+05	-3,45E+05
Entropía (J/kg-K)	-7970,02	-8317,07	-7970,02	-6650,05	-8423,95	-7919,59	-2986,15	-7864,65	-7584,91	-2179,03	-8109,75	-7520,46
Densidad (mol/cc)	1,57E-03	0,0514793	1,57E-03	3,96E-04	0,0518761	0,0498913	5,62E-05	0,0363862	3,87E-04	3,27E-05	0,05	0,02
Densidad (gm/cc)	0,03	0,95	0,03	7,92E-03	0,9471458	0,9034806	1,33E-03	0,8590686	7,05E-03	6,19E-04	0,92	0,80
Promedio (MW)	18,37	18,37	18,37	20,00	18,26	18,11	23,61	23,61	18,21	18,92	18,02	45,93
Liq Vol 60F l/min	2258,23	2258,23	2258,23	189,64	2068,60	1989,06	79,54	79,54	399,68	455,72	23,50	35,01
TOTAL												
Flujo total (kg/h)	1,50E+05	1,50E+05	1,50E+05	8942,247	1,41E+05	1,37E+05	4324,841	4324,841	23819,36	26737	1407,21	1663,999
Entalpía (kJ/h)	-2,11E+09	-2,12E+09	-2,11E+09	-1,17E+08	-2,01E+09	-1,93E+09	-4,34E+07	-5,14E+07	-3,62E+08	-3,38E+08	-2,19E+07	-1,01E+07

Continuación Tabla C4. Resultados esquema Separación.

	12-19	14-1	14-1A	14-2	14-3	14-4	14-5	14-6	14-7	14-8	14-9	14-10
* TODAS LAS FASES *												
Flujo molar (kmol/h)												
AGUA	7078,33	7078,33	7078,33	353,92	6724,41	6577,68	146,73	146,73	1300,43	1369,05	78,11	0,18
LIGNINA	14,58	14,58	14,58	0,00	14,58	14,58	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CELULOSA	2,32	2,32	2,32	0,00	2,32	2,32	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
HEMICEL	2,10	2,10	2,10	0,00	2,10	2,10	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CENIZAS	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
XILOSA	0,17	0,17	0,17	0,00	0,17	0,17	3,57E-198	3,57E-198	0,00	0,00	0,00	0,00
ETILENO	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
ETANOL	36,40	36,40	36,40	0,04	36,37	5,28E-12	36,36694	36,36694	6,043487	42,41039	2,02E-05	36,04883
O2	0,39	0,39	0,39	0,39	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO2	36,05	36,05	36,05	36,05	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
AMONIACO	56,68	56,68	56,68	56,68	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Z.MOBILI	193,83	193,83	193,83	0,00	193,83	193,83	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
GLUCOSA	1,18	1,18	1,18	0,00	1,18	1,18	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
S.CEREVI	391,66	391,66	391,66	0,00	391,66	391,66	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
FURFURAL	3,87E-03	3,87E-03	3,87E-03	0,00	3,87E-03	3,34E-10	3,87E-03	3,87E-03	0,0734077	0,0772712	1,41E-06	0,00
A.SULFUR	0,09	0,09	0,09	0,00	0,09	0,09	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CELOBIOS	0,11	0,11	0,11	0,00	0,11	0,11	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
GLYCEROL	0,08	0,08	0,08	0,00	0,08	0,08	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
A.ACETI	1,45	1,45	1,45	0,00	1,45	1,45	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
A.LACTI	3,59	3,59	3,59	0,00	3,59	3,59	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
A.SUCCI	0,35	0,35	0,35	0,00	0,35	0,35	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CELULASA	19,03	19,03	19,03	0,00	19,03	19,03	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
ETHER	0,08	0,08	0,08	0,00	0,08	0,00	0,08	0,08	1,43	1,51	0,00	0,00
Entropía (kJ/kg-K)	-9,072851	-9,389617	-9,072849	-6,65005	-9,551466	-9,10248	-2,986149	-7,864652	-7,584914	-2,179027	-8,109751	-7,520459
Entalpía (kJ/h)	-2,14E+09	-2,15E+09	-2,14E+09	-1,19E+08	-2,03E+09	-1,97E+09	-4,40E+07	-5,21E+07	-3,69E+08	-3,41E+08	-2,23E+07	-1,01E+07
Entropía (kJ/kg-K)	-9,80	-9,92	-9,80	-7,36	-10,04	-10,07	-3,23	-8,39	-8,45	-2,59	-9,03	-7,52
Subcorriente: CISOLID												
Flujo molar (kmol/h)												
LIGNINA	14,58	14,58	14,58	0,00	14,58	14,58	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CELULOSA	2,32	2,32	2,32	0,00	2,32	2,32	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
HEMICEL	2,10	2,10	2,10	0,00	2,10	2,10	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Z.MOBILI	193,83	193,83	193,83	0,00	193,83	193,83	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
S.CEREVI	391,66	391,66	391,66	0,00	391,66	391,66	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CELULASA	19,03	19,03	19,03	0,00	19,03	19,03	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
ETHER	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Flujo másico (kg/h)												
AGUA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
LIGNINA	1785,47	1785,47	1785,47	0,00	1785,47	1785,47	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CELULOSA	375,68	375,68	375,68	0,00	375,68	375,68	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
HEMICEL	277,73	277,73	277,73	0,00	277,73	277,73	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Z.MOBILI	4773,21	4773,21	4773,21	0,00	4773,21	4773,21	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
S.CEREVI	9645,09	9645,09	9645,09	0,00	9645,09	9645,09	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CELULASA	434,66	434,66	434,66	0,00	434,66	434,66	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Flujo total (kmol/h)	623,51	623,51	623,51	0,00	623,51	623,51	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Flujo total (kg/h)	17291,83	17291,83	17291,83	0,00	17291,83	17291,83	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Flujo total (l/min)	185,88	185,88	185,88	0,00	185,88	185,88	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Fracción Sólido	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	-	-	-	-	-	-
Entalpía (J/kmol)	-1,45E+08	-1,45E+08	-1,45E+08	-7,33E+07	-1,45E+08	-1,44E+08	-	-	-	-	-	-
Entalpía (J/kg)	-5,22E+06	-5,25E+06	-5,22E+06	-3,21E+06	-5,25E+06	-5,18E+06	-	-	-	-	-	-
Entalpía (kJ/h)	-9,02E+07	-9,07E+07	-9,02E+07	-6,98E-04	-9,07E+07	-8,96E+07	-	-	-	-	-	-
Entropía (J/kmol-K)	-4,86E+05	-4,88E+05	-4,86E+05	-2,46E+05	-4,88E+05	-4,83E+05	-	-	-	-	-	-
Entropía (J/kg-K)	-17523,94	-17608,67	-17523,94	-10786,81	-17608,67	-17426,37	-	-	-	-	-	-
Densidad (mol/cc)	0,06	0,06	0,06	0,07	0,06	0,06	-	-	-	-	-	-
Densidad (gm/cc)	1,55	1,55	1,55	1,50	1,55	1,55	-	-	-	-	-	-
Promedio (MW)	27,73	27,73	27,73	22,84	27,73	27,73	-	-	-	-	-	-

Apéndice E. Proceso integrado primera y segunda generación de bioetanol.



D1. Esquema simulación fermentación proceso integrado.

Figura D1. Esquema simulación etapa fermentación en el proceso integrado.

Tabla D1. Resultados etapa pretratamiento del bagazo esquema integrado.

	1-7C	5-1	5-2	5-2A	5-3	5-4
Subcorriente: MIXED						
Flujo molar (kmol/h)						
A.ACETI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
A.SULFUR	0,00	0,00	0,00	0,00	0,11	0,11
AGUA	151,12	49,84	151,12	151,12	28,68	179,80
FURFURAL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
GLUCOSA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SACAROSA	0,24	0,00	0,24	0,24	0,00	0,24
XILOSA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Flujo másico (kg/h)						
A.ACETI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
A.SULFUR	0,00	0,00	0,00	0,00	10,54	10,54
ACETALDE	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
AGUA	2722,50	897,88	2722,50	2722,50	516,64	3239,14
FURFURAL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
GLUCOSA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SACAROSA	82,44	0,00	82,44	82,44	0,00	82,44
XILOSA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Flujo total (kmol/h)	151,36	49,84	151,36	151,36	28,79	180,15
Flujo total (kg/h)	2804,94	897,88	2804,94	2804,94	527,18	3332,12
Temperatura (°C)	83,07	190,00	25,00	25,00	25,00	190,00
Presión (atm)	1,00	12,36	1,00	1,00	1,00	1,00
Fracción Vapor	0,00	1,00	0,00	0,00	0,00	1,00
Fracción Líquido	1,00	0,00	1,00	1,00	1,00	0,00
Entalpía (kJ/kmol)	-2,84E+05	-2,36E+05	-2,89E+05	-2,89E+05	-2,88E+05	-2,39E+05
Entalpía (kJ/kg)	-15328,74	-13110,36	-15570,81	-15570,81	-15708,81	-12905,57
Entropía (J/kmol-K)	-1,52E+05	-50321,76	-1,66E+05	-1,66E+05	-1,64E+05	-31421,48
Entropía (J/kg-K)	-8197,16	-2793,28	-8933,81	-8933,81	-8931,24	-1698,77
Densidad (mol/cc)	0,05	3,25E-04	0,05	0,05	0,05	2,63E-05
Promedio (MW)	18,53	18,02	18,53	18,53	18,31	18,50
TOTAL						
Flujo total (kg/h)	5025,79	897,88	5025,79	5025,79	527,18	5552,97
Entalpía (kJ/h)	-6,05E+07	-1,18E+07	-6,13E+07	-6,13E+07	-8,28E+06	-6,01E+07
* TODAS LAS FASES *						
Flujo molar (kmol/h)						
A.ACETI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
A.SULFUR	0,00	0,00	0,00	0,00	0,11	0,11
AGUA	151,12	49,84	151,12	151,12	28,68	179,80
CELULOSA	6,63	0,00	6,63	6,63	0,00	6,63
FURFURAL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
GLUCOSA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
HEMICEL	3,89	0,00	3,89	3,89	0,00	3,89
LIGNINA	5,15	0,00	5,15	5,15	0,00	5,15
SACAROSA	0,24	0,00	0,24	0,24	0,00	0,24
XILOSA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Entropía (kJ/kg-K)	-16,25	-2,79	-16,76	-16,76	-8,93	-11,42
Entalpía (kJ/h)	-6,12E+07	-1,21E+07	-6,13E+07	-6,13E+07	-8,28E+06	-6,11E+07
Entropía (kJ/kg-K)	-16,66	-2,47	-16,76	-16,76	-8,93	-11,92
Subcorriente: CISOLID						
Flujo molar (kmol/h)						
CELULOSA	6,63	0,00	6,63	6,63	0,00	6,63
HEMICEL	3,89	0,00	3,89	3,89	0,00	3,89
LIGNINA	5,15	0,00	5,15	5,15	0,00	5,15
Flujo másico (kg/h)						
CELULOSA	1075,36	0,00	1075,36	1075,36	0,00	1075,36
HEMICEL	514,30	0,00	514,30	514,30	0,00	514,30
LIGNINA	631,19	0,00	631,19	631,19	0,00	631,19
Flujo total (kmol/h)	15,68	0,00	15,68	15,68	0,00	15,68
Flujo total (kg/h)	2220,85	0,00	2220,85	2220,85	0,00	2220,85
Fracción Sólido	1,00	-	1,00	1,00	-	1,00
Entalpía (kJ/kmol)	-1,12E+06	-	-1,13E+06	-1,13E+06	-	-1,09E+06
Entalpía (kJ/kg)	-7872,44	-	-7947,42	-7947,42	-	-7700,13
Entropía (J/kmol-K)	-3,74E+06	-	-3,78E+06	-3,78E+06	-	-3,68E+06
Entropía (J/kg-K)	-26426,61	-	-26655,78	-26655,78	-	-26005,98
Densidad (mol/cc)	0,01	-	0,01	0,01	-	0,01
Promedio (MW)	141,66	-	141,66	141,66	-	141,66

Continuación Tabla D1. Resultados etapa pretratamiento del bagazo esquema integrado.

	5-4A	5-5	5-5A	5-6	5-7	5-8	5-9
Subcorriente: MIXED							
Flujo molar (kmol/h)							
A.ACETI	0,00	0,83	0,83	7,11E-03	0,82	5,69E-03	1,42E-03
A.SULFUR	0,11	0,11	0,11	0,07	0,03	0,06	0,01
AGUA	179,80	226,50	226,50	0,56	225,94	0,45	0,11
FURFURAL	0,00	0,12	0,12	1,56E-03	0,11	1,25E-03	3,12E-04
GLUCOSA	0,00	0,33	0,33	0,33	6,34E-04	0,00	0,33
SACAROSA	0,24	0,24	0,24	0,24	2,23E-03	0,24	0,00
XILOS	0,00	2,70	2,70	2,702711	2,21E-77	0,00	2,70
Flujo másico (kg/h)							
A.ACETI	0,00	49,79	49,79	0,43	49,37	0,34	0,09
A.SULFUR	10,54	10,54	10,54	7,30	3,24	5,84	1,46
ACETALDE	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
AGUA	3239,14	4080,53	4080,53	10,11	4070,42	8,09	2,02
FURFURAL	0,00	11,08	11,08	0,15	10,93	0,12	0,03
GLUCOSA	0,00	59,74	59,74	59,63	0,11	0,00	59,63
SACAROSA	82,44	82,44	82,44	81,68	0,76	81,68	0,00
XILOS	0,00	405,76	405,76	405,76	0,00	0,00	405,76
Flujo total (kmol/h)	180,15	230,83	230,83	3,92	226,91	0,75	3,16
Flujo total (kg/h)	3332,12	4699,88	4699,88	565,05	4134,83	96,06	468,99
Temperatura (°C)	25,00	25,00	190,00	167,00	167,00	166,58	166,58
Presión (atm)	1,00	1,00	12,36	1,00	1,00	1,00	1,00
Fracción Vapor	0,00	0,00	0,00	0,00	1,00	0,54	0,00
Fracción Líquido	1,00	1,00	1,00	1,00	0,00	0,46	1,00
Entalpía (kJ/kmol)	-2,88E+05	-2,88E+05	-2,74E+05	-3,54E+05	-2,38E+05	-8,24E+05	-2,37E+05
Entalpía (kJ/kg)	-15592,64	-14131,39	-13448,08	-2455,54	-13050,64	-6465,73	-1601,07
Entropía (J/kmol-K)	-1,65E+05	-1,50E+05	-1,15E+05	5,76E+05	-31723,65	-5,41E+05	8,50E+05
Entropía (J/kg-K)	-8932,81	-7381,01	-5641,38	3990,15	-1740,95	-4246,04	5731,88
Densidad (mol/cc)	0,05	0,05	0,04	3,79E-03	2,79E-05	5,11E-05	3,15E-03
Promedio (MW)	18,50	20,36	20,36	144,27	18,22	127,40	148,30
TOTAL							
Flujo total (kg/h)	5552,97	6450,84	6450,84	2316,01	4134,83	96,06	2219,95
Entalpía (kJ/h)	-6,96E+07	-8,13E+07	-7,77E+07	-1,60E+07	-5,40E+07	-6,21E+05	-1,53E+07
* TODAS LAS FASES *							
Flujo molar (kmol/h)							
A.ACETI	0,00	0,83	0,83	0,01	0,82	0,01	0,00
A.SULFUR	0,11	0,11	0,11	0,07	0,03	0,06	0,01
AGUA	179,80	226,50	226,50	0,56	225,94	0,45	0,11
CELULOSA	6,63	6,30	6,30	6,30	0,00	0,00	6,30
FURFURAL	0,00	0,12	0,12	0,00	0,11	0,00	0,00
GLUCOSA	0,00	0,33	0,33	0,33	0,00	0,00	0,33
HEMICEL	3,89	0,74	0,74	0,74	0,00	0,00	0,74
LIGNINA	5,15	5,15	5,15	5,15	0,00	0,00	5,15
SACAROSA	0,24	0,24	0,24	0,24	0,00	0,24	0,00
XILOS	0,00	2,70	2,70	2,70	0,00	0,00	2,70
Entropía (kJ/kg-K)	-16,02	-13,14	-11,69	-20,22	-1,74	-4,25	-20,90
Entalpía (kJ/h)	-6,96E+07	-8,13E+07	-8,09E+07	-1,60E+07	-5,54E+07	-6,41E+05	-1,53E+07
Entropía (kJ/kg-K)	-16,02	-13,14	-12,96	-20,23	-2,71	-4,79	-20,88
Subcorriente: CISOLID							
Flujo molar (kmol/h)							
CELULOSA	6,63	6,30	6,30	6,30	0,00	0,00	6,30
HEMICEL	3,89	0,74	0,74	0,74	0,00	0,00	0,74
LIGNINA	5,15	5,15	5,15	5,15	0,00	0,00	5,15
Flujo másico (kg/h)							
CELULOSA	1075,36	1021,59	1021,59	1021,59	0,00	0,00	1021,59
HEMICEL	514,30	98,18	98,18	98,18	0,00	0,00	98,18
LIGNINA	631,19	631,19	631,19	631,19	0,00	0,00	631,19
Flujo total (kmol/h)	15,68	12,20	12,20	12,20	0,00	0,00	12,20
Flujo total (kg/h)	2220,85	1750,96	1750,96	1750,96	0,00	0,00	1750,96
Fracción Sólido	1,00	1,00	1,00	1,00	-	-	1,00
Entalpía (kJ/kmol)	-1,13E+06	-1,22E+06	-1,19E+06	-1,19E+06	-	-	-1,19E+06
Entalpía (kJ/kg)	-7947,42	-8523,85	-8276,82	-8317,48	-	-	-8318,21
Entropía (J/kmol-K)	-3,78E+06	-4,10E+06	-4,01E+06	-4,02E+06	-	-	-4,02E+06
Entropía (J/kg-K)	-26655,78	-28589,13	-27939,85	-28029,87	-	-	-28031,53
Densidad (mol/cc)	0,01	0,01	0,01	0,01	-	-	0,01
Promedio (MW)	141,66	143,56	143,56	143,56	-	-	143,56

Tabla D2. Resultados etapa neutralización esquema integrado.

	5-7	5-7A	6-1	6-2	6-3	6-4	6-5	6-6	6-6A	6-7	6-7A
Subcorriente: MIXED											
Flujo molar (kmol/h)											
A.ACETI	0,82	0,82	0,00	0,82	0,82	0,00	0,00	0,81	0,81	0,01	0,01
A.SULFUR	0,03	0,03	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
AGUA	225,94	225,94	2,29	228,23	228,19	0,04	0,00	2,28	2,28	225,91	225,91
ETHER	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	3,02	2,99	2,99	0,03	0,03
FURFURAL	0,11	0,11	0,00	0,11	0,11	0,00	0,00	0,11	0,11	0,00	0,00
GLUCOSA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SACAROSA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
XILOSA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Flujo másico (kg/h)											
A.ACETI	49,37	49,37	0,00	49,37	49,36	0,01	0,00	48,86	48,86	0,49	0,49
A.SULFUR	3,24	3,24	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
AGUA	4070,42	4070,42	41,17	4111,59	4110,94	0,65	0,00	41,11	41,11	4069,83	4069,83
ETHER	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	224,13	221,89	221,89	2,24	2,24
FURFURAL	10,93	10,93	0,00	10,93	10,92	0,00	0,00	10,82	10,82	0,11	0,11
GLUCOSA	0,11	0,11	0,00	0,11	0,11	0,00	0,00	0,00	0,00	0,11	0,11
SACAROSA	0,76	0,76	0,00	0,76	0,76	0,00	0,00	0,00	0,00	0,76	0,76
XILOSA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Flujo total (kmol/h)	226,91	226,91	2,29	229,17	229,13	0,04	3,02	6,20	6,20	225,95	225,95
Flujo total (kg/h)	4134,83	4134,83	41,17	4172,76	4172,10	0,66	224,13	322,68	322,68	4073,55	4073,55
Flujo total (l/min)	71,09	1,36E+05	0,71	71,75	71,74	0,01	1336,33	6,60	1418,81	68,65	70,15
Temperatura (°C)	50,00	167,00	50,00	50,00	50,00	50,00	50,00	25,00	51,54	30,00	51,54
Presión (atm)	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Fracción Vapor	0,00	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,00	0,00	0,51	0,00	0,00
Fracción Líquido	1,00	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,00	1,00	0,49	1,00	1,00
Entalpía (kJ/kmol)	-2,85E+05	-2,38E+05	-2,84E+05	-2,85E+05	-2,85E+05	-2,85E+05	-2,49E+05	-3,03E+05	-2,86E+05	-2,85E+05	-2,84E+05
Entalpía (kJ/kg)	-15617,99	-13050,64	-15760,05	-15625,27	-15625,27	-15625,27	-3360,70	-5827,51	-5496,83	-15833,65	-15743,54
Entalpía (kJ/h)	-6,46E+07	-5,40E+07	-6,49E+05	-6,52E+07	-6,52E+07	-10259,49	-7,53E+05	-1,88E+06	-1,77E+06	-6,45E+07	-6,41E+07
Entropía (J/kmol-K)	-1,57E+05	-31723,65	-1,57E+05	-1,57E+05	-1,57E+05	-1,57E+05	-4,26E+05	-3,45E+05	-2,91E+05	-1,62E+05	-1,57E+05
Entropía (J/kg-K)	-8631,84	-1740,95	-8721,22	-8637,42	-8637,42	-8637,42	-5752,32	-6637,03	-5588,44	-8984,30	-8698,36
Densidad (mol/cc)	0,05	0,00	0,05	0,05	0,05	0,05	3,77E-05	0,02	0,00	0,05	0,05
Densidad (gm/cc)	0,97	0,00	0,97	0,97	0,97	0,97	2,80E-03	0,81	0,00	0,99	0,97
Promedio (MW)	18,22	18,22	18,02	18,21	18,21	18,21	74,12	52,03	52,03	18,03	18,03
Liq Vol 60F l/min	68,96	68,96	0,69	69,62	69,60	0,01	5,28	6,85	6,85	68,03	68,03
TOTAL											
Flujo total (kg/h)	4134,83	4134,83	102,93	4237,76	4172,10	65,66	224,13	322,68	322,68	4073,55	4073,55
Entalpía (kJ/h)	-6,46E+07	-5,40E+07	-1,47E+06	-6,61E+07	-6,52E+07	-8,65E+05	-7,53E+05	-1,88E+06	-1,77E+06	-6,45E+07	-6,41E+07

Continuación Tabla D2. Resultados etapa neutralización esquema integrado.

	5-7	5-7A	6-1	6-2	6-3	6-4	6-5	6-6	6-6A	6-7	6-7A
* TODAS LAS FASES *											
Flujo molar (kmol/h)											
A.ACETI	0,82	0,82	0,00	0,82	0,82	0,00	0,00	0,81	0,81	0,01	0,01
A.SULFUR	0,03	0,03	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
AGUA	225,94	225,94	2,29	228,23	228,19	0,04	0,00	2,28	2,28	225,91	225,91
CA(OH)2	0,00	0,00	0,83	0,80	0,00	0,80	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CASO4	0,00	0,00	0,00	0,03	0,00	0,03	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
ETHER	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	3,02	2,99	2,99	0,03	0,03
FURFURAL	0,11	0,11	0,00	0,11	0,11	0,00	0,00	0,11	0,11	0,00	0,00
GLUCOSA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SACAROSA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
XILOSA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Entropía (kJ/kg-K)	-8,63	-1,74	-5,81	-8,56	-8,64	-3,96	-5,75	-6,64	-5,59	-8,98	-8,70
Entalpía (kJ/h)	-6,50E+07	-5,54E+07	-1,47E+06	-6,65E+07	-6,56E+07	-8,65E+05	-7,62E+05	-1,88E+06	-1,79E+06	-6,46E+07	-6,46E+07
Entropía (kJ/kg-K)	-8,96	-2,71	-5,94	-8,89	-8,97	-3,96	-5,88	-6,64	-5,74	-9,05	-9,05
Subcorriente: CISOLID											
Flujo molar (kmol/h)											
CA(OH)2	0,00	0,00	0,83	0,80	0,00	0,80	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CASO4	0,00	0,00	0,00	0,03	0,00	0,03	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Flujo másico (kg/h)											
CA(OH)2	0,00	0,00	61,76	59,31	0,00	59,31	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CASO4	0,00	0,00	0,00	5,69	0,00	5,69	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Flujo total (kmol/h)	0,00	0,00	0,83	0,83	0,00	0,83	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Flujo total (kg/h)	0,00	0,00	61,76	65,00	0,00	65,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Flujo total (l/min)	0,00	0,00	0,45	0,45	0,00	0,45	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Fracción Sólido	-	-	1,00	1,00	-	1,00	-	-	-	-	-
Entalpía (kJ/kmol)	-	-	-9,84E+05	-1,02E+06	-	-1,02E+06	-	-	-	-	-
Entalpía (kJ/kg)	-	-	-13278,41	-13141,95	-	-13141,95	-	-	-	-	-
Entalpía (kJ/hr)	-	-	-8,20E+05	-8,54E+05	-	-8,54E+05	-	-	-	-	-
Entropía (J/kmol-K)	-	-	-2,87E+05	-3,05E+05	-	-3,05E+05	-	-	-	-	-
Entropía (J/kg-K)	-	-	-3871,08	-3908,92	-	-3908,92	-	-	-	-	-
Densidad (mol/cc)	-	-	0,03	0,03	-	0,03	-	-	-	-	-
Densidad (gm/cc)	-	-	2,26	2,39	-	2,39	-	-	-	-	-
Promedio (MW)	-	-	74,09	77,98	-	77,98	-	-	-	-	-

Tabla D3. Resultados simulación etapa fermentación esquema integrado.

	2-11	3-7	4-17	5-9	6-7	7-1	7-2
Subcorriente: MIXED							
Flujo molar (kmol/h)							
A.ACETI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00
A.LACTI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
A.SUCCI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
A.SULFUR	0,00	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00
ACETALDE	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
AGUA	86,83	44,86	80,29	0,11	225,91	81,50	26,58
AMONIACO	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
BUTANOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CELOBIOS	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CUO	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
ETANOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
ETHER	0,00	0,00	0,00	0,00	0,03	0,00	0,00
FE2O3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
FURFURAL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
GLUCOSA	0,00	0,00	0,00	0,33	0,00	0,00	0,00
GLYCEROL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
O2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
PENTANOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
PROPANOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SACAROSA	0,77	1,30	12,24	0,00	0,00	0,00	0,00
SORBITOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
XILOSA	0,00	0,00	0,00	2,70	0,00	0,00	0,00
Flujo másico (kg/h)							
A.ACETI	0,00	0,00	0,00	0,09	0,49	0,00	0,00
A.LACTI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
A.SUCCI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
A.SULFUR	0,00	0,00	0,00	1,46	0,00	0,00	0,00
ACETALDE	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
AGUA	1564,25	808,22	1446,39	2,02	4069,83	1468,23	478,76
AMONIACO	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
BUTANOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CELOBIOS	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
ETANOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
ETHER	0,00	0,00	0,00	0,00	2,24	0,00	0,00
FE2O3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
FURFURAL	0,00	0,00	0,00	0,03	0,11	0,00	0,00
GLUCOSA	0,00	0,00	0,00	59,63	0,11	0,00	0,00
GLYCEROL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
O2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
PENTANOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
PROPANOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SACAROSA	264,05	445,67	4189,21	0,00	0,76	0,00	0,00
SORBITOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
XILOSA	0,00	0,00	0,00	405,76	0,00	0,00	0,00
Flujo total (kmol/h)	87,60	46,17	92,53	3,16	225,95	81,50	26,58
Flujo total (kg/h)	1828,30	1253,89	5635,60	468,99	4073,55	1468,23	478,76
Flujo total (l/min)	31,75	5232,98	72,16	16,76	68,65	24,50	7,99
Temperatura (°C)	98,57	101,06	57,00	166,58	30,00	20,00	20,00
Presión (atm)	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Fracción Vapor	0,00	0,22	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Fracción Líquido	1,00	0,78	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Entalpía (kJ/kmol)	-2,95E+05	-3,19E+05	-5,10E+05	-2,37E+05	-2,85E+05	-2,86E+05	-2,86E+05
Entalpía (kJ/kg)	-14137,30	-11737,83	-8376,96	-1601,07	-15833,65	-15884,87	-15884,87
Entalpía (kJ/h)	-2,58E+07	-1,47E+07	-4,72E+07	-7,51E+05	-6,45E+07	-2,33E+07	-7,61E+06
Entropía (J/kmol-K)	-1,59E+05	-1,63E+05	-3,56E+05	8,50E+05	-1,62E+05	-1,64E+05	-1,64E+05
Entropía (J/kg-K)	-7616,46	-5991,27	-5849,58	5731,88	-8984,30	-9124,82	-9124,82
Densidad (mol/cc)	0,05	0,00	0,02	0,00	0,05	0,06	0,06
Densidad (gm/cc)	0,96	0,00	1,30	0,47	0,99	1,00	1,00
Promedio (MW)	20,87	27,16	60,91	148,30	18,03	18,02	18,02
Liq Vol 60F l/min	29,03	18,40	70,26	0,89	68,03	24,52	7,99
TOTAL							
Flujo total (kg/h)	1837,48	1253,89	5635,60	2219,95	4073,55	1468,23	478,76
Entalpía (kJ/h)	-2,59E+07	-1,47E+07	-4,72E+07	-1,53E+07	-6,45E+07	-2,33E+07	-7,61E+06

Continuación Tabla D3. Resultados simulación etapa fermentación esquema integrado.

	2-11	3-7	4-17	5-9	6-7	7-1	7-2
* TODAS LAS FASES *							
Flujo molar (kmol/h)							
A.ACETI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00
A.LACTI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
A.SUCCI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
A.SULFUR	0,00	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00
ACETALDE	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
AGUA	86,83	44,86	80,29	0,11	225,91	81,50	26,58
AMONIACO	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
BUTANOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CELOBIOS	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CELULASA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CELULOSA	0,03	0,00	0,00	6,30	0,00	0,00	0,00
CO2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
ETANOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
ETHER	0,00	0,00	0,00	0,00	0,03	0,00	0,00
FURFURAL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
GLUCOSA	0,00	0,00	0,00	0,33	0,00	0,00	0,00
GLYCEROL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
HEMICEL	0,02	0,00	0,00	0,74	0,00	0,00	0,00
LIGNINA	0,02	0,00	0,00	5,15	0,00	0,00	0,00
O2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
PENTANOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
PROPANOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
S.CEREVI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SACAROSA	0,77	1,30	12,24	0,00	0,00	0,00	0,00
SORBITOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
XILOSA	0,00	0,00	0,00	2,70	0,00	0,00	0,00
Z.MOBILI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Entropía (kJ/kg-K)	-7,71	-5,99	-5,85	-20,90	-8,98	-9,12	-9,12
Entalpía (kJ/h)	-2,64E+07	-1,50E+07	-4,76E+07	-1,53E+07	-6,46E+07	-2,33E+07	-7,60E+06
Entropía (kJ/kg-K)	-8,55	-6,64	-6,06	-20,88	-9,05	-9,06	-9,06

Continuación Tabla D3. Resultados simulación etapa fermentación esquema integrado.

	7-3	7-3A	7-4	7-5	7-6	7-8	7-9	7-10
Subcorriente: MIXED								
Flujo molar (kmol/h)								
A.ACETI	0,11	0,11	0,01	0,01	0,01	0,01	0,00	0,00
A.LACTI	0,81	0,81	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
A.SUCCI	0,04	0,04	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
A.SULFUR	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,00	0,00
ACETALDE	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
AGUA	2280,26	2280,26	226,02	226,02	226,02	225,14	0,89	0,00
AMONIACO	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
BUTANOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CELOBIOS	0,03	0,03	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CUO	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
ETANOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
ETHER	0,00	0,00	0,03	0,03	0,03	0,03	0,00	0,00
FE2O3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
FURFURAL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
GLUCOSA	2,19	2,19	0,33	0,33	0,33	0,33	0,00	0,00
GLYCEROL	0,03	0,03	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
O2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
PENTANOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
PROPANOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SACAROSA	16,64	16,64	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SORBITOL	0,07	0,07	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
XILOSA	0,04	0,04	2,70	2,70	2,51	2,50	0,01	0,19
Flujo másico (kg/h)								
A.ACETI	6,86	6,86	0,58	0,58	0,58	0,58	0,00	0,00
A.LACTI	73,19	73,19	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
A.SUCCI	4,93	4,93	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
A.SULFUR	1,02	1,02	1,46	1,46	1,46	1,45	0,01	0,00
ACETALDE	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
AGUA	41079,43	41079,43	4071,86	4071,86	4071,86	4055,90	15,95	0,00
AMONIACO	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
BUTANOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CELOBIOS	9,06	9,06	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
ETANOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
ETHER	0,00	0,00	2,24	2,24	2,24	2,23	0,01	0,00
FE2O3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
FURFURAL	0,00	0,00	0,14	0,14	0,14	0,14	0,00	0,00
GLUCOSA	393,68	393,68	59,74	59,74	59,74	59,51	0,23	0,00
GLYCEROL	2,78	2,78	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
O2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
PENTANOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
PROPANOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SACAROSA	5695,58	5695,58	0,76	0,76	0,76	0,76	0,00	0,00
SORBITOL	12,45	12,45	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
XILOSA	6,56	6,56	405,76	405,76	377,36	375,88	1,48	28,40
Flujo total (kmol/h)	2300,23	2300,23	229,12	229,12	228,93	228,03	0,90	0,19
Flujo total (kg/h)	47285,55	47285,55	4542,54	4542,54	4514,14	4496,45	17,69	28,40
Flujo total (l/min)	774,40	774,40	81,59	81,59	80,83	80,51	0,32	1,02
Temperatura (°C)	39,32	39,32	48,33	48,33	48,33	48,33	48,33	48,33
Presión (atm)	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Fracción Vapor	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Fracción Líquido	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Entalpía (kJ/kmol)	-2,98E+05	-2,98E+05	-2,83E+05	-2,83E+05	-2,84E+05	-2,84E+05	-2,84E+05	-1,08E+05
Entalpía (kJ/kg)	-14512,01	-14512,01	-14296,00	-14296,00	-14381,42	-14381,42	-14381,42	-720,33
Entalpía (kJ/h)	-6,86E+08	-6,86E+08	-6,49E+07	-6,49E+07	-6,49E+07	-6,47E+07	-2,54E+05	-2,05E+04
Entropía (J/kmol-K)	-1,72E+05	-1,72E+05	-1,43E+05	-1,43E+05	-1,44E+05	-1,44E+05	-1,44E+05	1,15E+06
Entropía (J/kg-K)	-8346,91	-8346,91	-7210,91	-7210,91	-7305,94	-7305,94	-7305,94	7643,64
Densidad (mol/cc)	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,00
Densidad (gm/cc)	1,02	1,02	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,46
Promedio (MW)	20,56	20,56	19,83	19,83	19,72	19,72	19,72	150,13
Liq Vol 60F l/min	755,68	755,68	68,92	68,92	68,92	68,65	0,27	0,00
TOTAL								
Flujo total (kg/h)	52090,32	52090,32	6293,50	6293,50	6265,10	4496,45	1768,65	28,40
Entalpía (kJ/h)	-7,11E+08	-7,11E+08	-7,98E+07	-7,98E+07	-7,98E+07	-6,47E+07	-1,51E+07	-2,05E+04

Continuación Tabla D3. Resultados simulación etapa fermentación esquema integrado.

	7-3	7-3A	7-4	7-5	7-6	7-8	7-9	7-10
* TODAS LAS FASES *								
Flujo molar (kmol/h)								
A.ACETI	0,11	0,11	0,01	0,01	0,01	0,01	0,00	0,00
A.LACTI	0,81	0,81	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
A.SUCCI	0,04	0,04	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
A.SULFUR	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,00	0,00
ACETALDE	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
AGUA	2280,26	2280,26	226,02	226,02	226,02	225,14	0,89	0,00
AMONIACO	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
BUTANOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CELOBIOS	0,03	0,03	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CELULASA	5,33	5,33	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CELULOSA	0,91	0,91	6,30	6,30	6,30	0,00	6,30	0,00
CO2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
ETANOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
ETHER	0,00	0,00	0,03	0,03	0,03	0,03	0,00	0,00
FURFURAL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
GLUCOSA	2,19	2,19	0,33	0,33	0,33	0,33	0,00	0,00
GLYCEROL	0,03	0,03	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
HEMICEL	0,54	0,54	0,74	0,74	0,74	0,00	0,74	0,00
LIGNINA	3,63	3,63	5,15	5,15	5,15	0,00	5,15	0,00
O2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
PENTANOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
PROPANOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
S.CEREVI	109,66	109,66	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SACAROSA	16,64	16,64	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SORBITOL	0,07	0,07	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
XILOSA	0,04	0,04	2,70	2,70	2,51	2,50	0,01	0,19
Z.MOBILI	53,59	53,59	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Entropía (kJ/kg-K)	-9,19	-9,19	-13,13	-13,13	-13,23	-7,31	-28,28	7,64
Entalpía (kJ/h)	-7,14E+08	-7,14E+08	-8,02E+07	-8,02E+07	-8,02E+07	-6,51E+07	-1,51E+07	-2,05E+04
Entropía (kJ/kg-K)	-9,35	-9,35	-13,33	-13,33	-13,43	-7,59	-28,29	7,64

Continuación Tabla D3. Resultados simulación etapa fermentación esquema integrado.

	7-11	7-12	7-13	7-14	7-15	7-16	7-17	7-18	7-19
Subcorriente: MIXED									
Flujo molar (kmol/h)									
A.ACETI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,16	0,00	0,16	0,00	0,00
A.LACTI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,06	0,00	0,02	0,03	0,00
A.SUCCI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,04	0,00	0,00	0,04	0,00
A.SULFUR	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00	0,01	0,00
ACETALDE	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
AGUA	2512,75	0,00	0,00	0,00	225,28	2508,64	223,61	1,67	0,00
AMONIACO	0,00	0,00	11,79	0,00	11,72	0,00	11,71	0,01	0,00
BUTANOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CELOBIOS	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,04	0,00	0,00	0,04
CO2	0,00	0,00	0,00	0,00	3,72	0,00	3,72	0,00	0,00
CUO	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
ETANOL	0,00	0,00	0,00	0,00	3,76	0,00	3,75	0,00	0,00
ETHER	0,00	0,00	0,00	0,00	0,03	0,00	0,03	0,00	0,00
FE2O3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
FURFURAL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
GLUCOSA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,33	4,97	0,00	0,33	0,35
GLYCEROL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00	0,01	0,00
O2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,04	0,00	0,04	0,00	0,00
PENTANOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
PROPANOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SACAROSA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SORBITOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
XILOSA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,05	0,01	0,00	0,05	0,00
Flujo másico (kg/h)									
A.ACETI	0,00	0,00	0,00	0,00	9,60	0,00	9,47	0,13	0,00
A.LACTI	0,00	0,00	0,00	0,00	5,26	0,00	2,13	3,14	0,00
A.SUCCI	0,00	0,00	0,00	0,00	4,43	0,00	0,02	4,42	0,00
A.SULFUR	0,00	0,00	0,00	0,00	1,45	0,01	0,02	1,43	0,00
ACETALDE	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
AGUA	45267,97	0,00	0,00	0,00	4058,46	45193,80	4028,36	30,10	0,00
AMONIACO	0,00	0,00	200,81	0,00	199,53	0,00	199,43	0,10	0,00
BUTANOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CELOBIOS	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	12,94	0,00	0,00	12,94
CO2	0,00	0,00	0,00	0,00	163,63	0,00	163,62	0,01	0,00
ETANOL	0,00	0,00	0,00	0,00	173,01	0,00	172,82	0,19	0,00
ETHER	0,00	0,00	0,00	0,00	2,23	0,01	2,23	0,00	0,00
FE2O3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
FURFURAL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,14	0,00	0,14	0,00	0,00
GLUCOSA	0,00	0,00	0,00	0,00	59,51	894,70	0,00	59,51	62,63
GLYCEROL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,77	0,00	0,02	0,75	0,00
O2	0,00	0,00	0,00	0,00	1,34	0,00	1,34	0,00	0,00
PENTANOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
PROPANOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SACAROSA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,76	0,00	0,00	0,76	0,00
SORBITOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
XILOSA	0,00	0,00	0,00	0,00	7,89	1,48	0,00	7,89	0,00
Flujo total (kmol/h)	2512,75	0,00	11,79	0,00	245,21	2513,65	243,04	2,16	0,39
Flujo total (kg/h)	45267,97	0,00	200,81	0,00	4688,01	46102,93	4579,59	108,42	75,57
Flujo total (l/min)	759,05	0,00	4807,90	0,00	525,85	778,44	125691,00	1,75	1,59
Temperatura (°C)	25,00	-	25,00	-	30,00	38,00	105,00	105,00	38,00
Presión (atm)	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Fracción Vapor	0,00	-	1,00	-	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00
Fracción Líquido	1,00	-	0,00	-	1,00	1,00	0,00	1,00	1,00
Entalpía (kJ/kmol)	-2,86E+05	-	-4,59E+04	-	-2,80E+05	-2,87E+05	-2,32E+05	-4,48E+05	-1,33E+06
Entalpía (kJ/kg)	-15864,32	-	-2695,04	-	-14620,55	-15635,78	-12309,20	-8933,32	-6788,00
Entalpía (kJ/h)	-7,18E+08	-	-5,41E+05	-	-6,85E+07	-7,21E+08	-5,64E+07	-9,69E+05	-5,13E+05
Entropía (J/kmol-K)	-1,63E+05	-	-9,89E+04	-	-1,66E+05	-1,62E+05	-3,81E+04	-2,85E+05	-1,17E+06
Entropía (J/kg-K)	-9055,61	-	-5809,37	-	-8689,66	-8819,35	-2020,20	-5688,86	-5992,16
Densidad (mol/cc)	0,06	-	0,00	-	0,01	0,05	0,00	0,02	0,00
Densidad (gm/cc)	0,99	-	0,00	-	0,15	0,99	0,00	1,03	0,79
Promedio (MW)	18,02	-	17,03	-	19,12	18,34	18,84	50,12	196,06
Liq Vol 60F l/min	755,92	0,00	10,53	0,00	86,43	767,46	84,95	1,48	1,03
TOTAL									
Flujo total (kg/h)	45267,97	173,86	200,81	1874,62	6571,88	47210,49	4579,59	1992,29	1183,12
Entalpía (kJ/h)	-7,18E+08	-5,71E+05	-5,41E+05	-9,93E+06	-7,85E+07	-7,31E+08	-5,64E+07	-1,07E+07	-1,11E+07

Continuación Tabla D3. Resultados simulación etapa fermentación esquema integrado.

	7-11	7-12	7-13	7-14	7-15	7-16	7-17	7-18	7-19
* TODAS LAS FASES *									
Flujo molar (kmol/h)									
A.ACETI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,16	0,00	0,16	0,00	0,00
A.LACTI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,06	0,00	0,02	0,03	0,00
A.SUCCI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,04	0,00	0,00	0,04	0,00
A.SULFUR	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00	0,01	0,00
ACETALDE	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
AGUA	2512,75	0,00	0,00	0,00	225,28	2508,64	223,61	1,67	0,00
AMONIACO	0,00	0,00	11,79	0,00	11,72	0,00	11,71	0,01	0,00
BUTANOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CELOBIOS	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,04	0,00	0,00	0,04
CELULASA	0,00	7,61	0,00	0,00	0,00	7,61	0,00	0,00	7,61
CELULOSA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,26	0,00	0,00	1,26
CO2	0,00	0,00	0,00	0,00	3,72	0,00	3,72	0,00	0,00
ETANOL	0,00	0,00	0,00	0,00	3,76	0,00	3,75	0,00	0,00
ETHER	0,00	0,00	0,00	0,00	0,03	0,00	0,03	0,00	0,00
FURFURAL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
GLUCOSA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,33	4,97	0,00	0,33	0,35
GLYCEROL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00	0,01	0,00
HEMICEL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,74	0,00	0,00	0,74
LIGNINA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	5,15	0,00	0,00	5,15
O2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,04	0,00	0,04	0,00	0,00
PENTANOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
PROPANOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
S.CEREVI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SACAROSA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SORBITOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
XILOSA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,05	0,01	0,00	0,05	0,00
Z.MOBILI	0,00	0,00	0,00	76,12	76,50	0,00	0,00	76,50	0,00
Entropía (kJ/kg-K)	-9,06	-11,01	-5,81	-17,77	-11,29	-9,36	-2,02	-16,77	-30,31
Entalpía (kJ/h)	-7,18E+08	-5,71E+05	-5,41E+05	-9,93E+06	-7,87E+07	-7,34E+08	-5,70E+07	-1,07E+07	-1,11E+07
Entropía (kJ/kg-K)	-9,06	-11,01	-5,81	-17,77	-11,36	-9,53	-2,46	-16,77	-30,30

Continuación Tabla D3. Resultados simulación etapa fermentación esquema integrado.

	7-20	7-21	7-22	7-23	7-24	7-24A	7-25
Subcorriente: MIXED							
Flujo molar (kmol/h)							
A.ACETI	0,00	0,00	0,00	0,18	0,18	0,18	0,00
A.LACTI	0,00	0,00	1,01	0,03	1,08	1,08	0,08
A.SUCCI	0,00	0,00	0,00	0,01	0,04	0,04	0,02
A.SULFUR	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	0,01	0,00
ACETALDE	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01
AGUA	2508,64	0,00	0,00	2732,30	2733,97	2733,97	751,62
AMONIACO	0,00	0,00	0,00	11,70	11,70	11,70	0,00
BUTANOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,03
CELOBIOS	0,00	0,00	0,04	0,00	0,04	0,04	0,00
CO2	0,00	0,00	0,00	12,32	12,32	12,32	51,56
CUO	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
ETANOL	0,00	0,00	0,00	12,29	12,30	12,30	51,00
ETHER	0,00	0,00	0,00	0,03	0,03	0,03	0,00
FE2O3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
FURFURAL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
GLUCOSA	4,62	0,00	0,00	0,29	0,62	0,62	2,50
GLYCEROL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	0,01	0,03
O2	0,00	0,00	0,00	0,05	0,05	0,05	0,02
PENTANOL	0,00	0,00	0,00	0,02	0,02	0,02	0,19
PROPANOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01
SACAROSA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	3,32
SORBITOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,09
XILOSA	0,01	0,00	0,00	0,01	0,06	0,06	0,00
Flujo másico (kg/h)							
A.ACETI	0,00	0,00	0,00	10,79	10,92	10,92	0,00
A.LACTI	0,00	0,00	91,03	2,89	97,06	97,06	7,58
A.SUCCI	0,00	0,00	0,00	0,65	5,07	5,07	1,97
A.SULFUR	0,01	0,00	0,00	0,03	1,46	1,46	0,00
ACETALDE	0,00	0,00	0,00	0,05	0,05	0,05	0,22
AGUA	45193,80	0,00	0,00	49223,16	49253,27	49253,27	13540,65
AMONIACO	0,00	0,00	0,00	199,24	199,34	199,34	0,00
BUTANOL	0,00	0,00	0,00	0,24	0,24	0,24	2,08
CELOBIOS	0,00	0,00	12,94	0,00	12,94	12,94	0,00
CO2	0,00	0,00	0,00	542,22	542,23	542,23	2269,00
ETANOL	0,00	0,00	0,00	566,39	566,58	566,58	2349,32
ETHER	0,01	0,00	0,00	2,24	2,24	2,24	0,00
FE2O3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
FURFURAL	0,00	0,00	0,00	0,14	0,14	0,14	0,00
GLUCOSA	832,07	0,00	0,00	51,70	111,21	111,21	451,19
GLYCEROL	0,00	0,00	0,00	0,14	0,89	0,89	3,08
O2	0,00	0,00	0,00	1,56	1,56	1,56	0,61
PENTANOL	0,00	0,00	0,00	1,94	1,94	1,94	17,06
PROPANOL	0,00	0,00	0,00	0,10	0,10	0,10	0,84
SACAROSA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,76	0,76	1137,32
SORBITOL	0,00	0,00	0,00	0,59	0,59	0,59	17,21
XILOSA	1,48	0,00	0,00	1,48	9,37	9,37	0,00
Flujo total (kmol/h)	2513,27	0,00	1,05	2769,24	2772,45	2772,45	860,49
Flujo total (kg/h)	46027,36	0,00	103,97	50605,56	50817,96	50817,96	19798,14
Flujo total (l/min)	777,54	0,00	1,40	861,47	865,29	865,29	18175,20
Temperatura (°C)	38,00	-	38,00	38,00	38,91	38,91	32,00
Presión (atm)	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Fracción Vapor	0,00	-	0,00	0,00	0,00	0,00	0,05
Fracción Líquido	1,00	-	1,00	1,00	1,00	1,00	0,95
Entalpía (kJ/kmol)	-2,87E+05	-	-7,34E+05	-2,85E+05	-2,85E+05	-2,85E+05	-3,01E+05
Entalpía (kJ/kg)	-15650,30	-	-7402,60	-15573,17	-15538,60	-15538,60	-13077,90
Entalpía (kJ/h)	-7,20E+08	-	-7,70E+05	-7,88E+08	-7,90E+08	-7,90E+08	-2,59E+08
Entropía (J/kmol-K)	-1,62E+05	-	-5,79E+05	-1,60E+05	-1,60E+05	-1,60E+05	-1,70E+05
Entropía (J/kg-K)	-8824,45	-	-5836,00	-8760,16	-8733,27	-8733,27	-7375,50
Densidad (mol/cc)	0,05	-	0,01	0,05	0,05	0,05	0,00
Densidad (gm/cc)	0,99	-	1,24	0,98	0,98	0,98	0,02
Promedio (MW)	18,31	-	99,17	18,27	18,33	18,33	23,01
Liq Vol 60F l/min	766,43	0,00	1,39	856,43	859,30	859,30	341,26
TOTAL							
Flujo total (kg/h)	46027,36	3858,04	1211,52	54464,98	57668,80	57668,80	19798,14
Entalpía (kJ/h)	-7,20E+08	-1,52E+07	-1,13E+07	-8,03E+08	-8,25E+08	-8,25E+08	-2,59E+08

Continuación Tabla D3. Resultados simulación etapa fermentación esquema integrado

	7-20	7-21	7-22	7-23	7-24	7-24A	7-25
* TODAS LAS FASES *							
Flujo molar (kmol/h)							
A.ACETI	0,00	0,00	0,00	0,18	0,18	0,18	0,00
A.LACTI	0,00	0,00	1,01	0,03	1,08	1,08	0,08
A.SUCCI	0,00	0,00	0,00	0,01	0,04	0,04	0,02
A.SULFUR	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	0,01	0,00
ACETALDE	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01
AGUA	2508,64	0,00	0,00	2732,30	2733,97	2733,97	751,62
AMONIACO	0,00	0,00	0,00	11,70	11,70	11,70	0,00
BUTANOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,03
CELOBIOS	0,00	0,00	0,04	0,00	0,04	0,04	0,00
CELULASA	0,00	0,00	7,61	0,00	7,61	7,61	0,00
CELULOSA	0,00	0,00	1,26	0,00	1,26	1,26	0,00
CO2	0,00	0,00	0,00	12,32	12,32	12,32	51,56
ETANOL	0,00	0,00	0,00	12,29	12,30	12,30	51,00
ETHER	0,00	0,00	0,00	0,03	0,03	0,03	0,00
FURFURAL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
GLUCOSA	4,62	0,00	0,00	0,29	0,62	0,62	2,50
GLYCEROL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	0,01	0,03
HEMICEL	0,00	0,00	0,74	0,00	0,74	0,74	0,00
LIGNINA	0,00	0,00	5,15	0,00	5,15	5,15	0,00
O2	0,00	0,00	0,00	0,05	0,05	0,05	0,02
PENTANOL	0,00	0,00	0,00	0,02	0,02	0,02	0,19
PROPANOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01
S.CEREVI	0,00	156,66	0,00	156,66	156,66	156,66	0,00
SACAROSA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	3,32
SORBITOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,09
XILOSA	0,01	0,00	0,00	0,01	0,06	0,06	0,00
Z.MOBILI	0,00	0,00	0,00	0,06	76,55	76,55	0,00
Entropía (kJ/kg-K)	-8,82	-13,23	-29,72	-9,07	-9,77	-9,77	-7,38
Entalpía (kJ/h)	-7,23E+08	-1,52E+07	-1,13E+07	-8,06E+08	-8,28E+08	-8,28E+08	-2,59E+08
Entropía (kJ/kg-K)	-9,00	-13,23	-29,74	-9,25	-9,94	-9,94	-7,46

Continuación Tabla D3. Resultados simulación etapa fermentación esquema integrado

	7-27	7-28	8-3
Subcorriente: MIXED			
Flujo molar (kmol/h)			
A.ACETI	0,00	0,18	0,11
A.LACTI	0,00	1,16	0,81
A.SUCCI	0,00	0,06	0,04
A.SULFUR	0,00	0,01	0,01
ACETALDE	0,00	0,01	0,00
AGUA	174,28	3311,31	1960,20
AMONIACO	11,70	0,00	0,00
BUTANOL	0,00	0,03	0,00
CELOBIOS	0,00	0,04	0,03
CO2	63,88	0,00	0,00
CUO	0,00	0,00	0,00
ETANOL	0,13	63,17	0,00
ETHER	0,00	0,03	0,00
FE2O3	0,00	0,00	0,00
FURFURAL	0,00	0,00	0,00
GLUCOSA	0,00	3,12	2,19
GLYCEROL	0,00	0,04	0,03
O2	0,07	0,00	0,00
PENTANOL	0,00	0,22	0,00
PROPANOL	0,00	0,02	0,00
SACAROSA	0,00	3,32	2,33
SORBITOL	0,00	0,10	0,07
XILOSA	0,00	0,06	0,04
Flujo másico (kg/h)			
A.ACETI	0,00	10,92	6,86
A.LACTI	0,00	104,63	73,19
A.SUCCI	0,00	7,04	4,93
A.SULFUR	0,00	1,46	1,02
ACETALDE	0,00	0,28	0,00
AGUA	3139,70	59654,23	35313,58
AMONIACO	199,34	0,00	0,00
BUTANOL	0,00	2,32	0,00
CELOBIOS	0,00	12,94	9,06
CO2	2811,23	0,00	0,00
ETANOL	5,83	2910,07	0,00
ETHER	0,00	2,24	0,00
FE2O3	0,00	0,00	0,00
FURFURAL	0,00	0,14	0,00
GLUCOSA	0,00	562,40	393,68
GLYCEROL	0,00	3,98	2,78
O2	2,18	0,00	0,00
PENTANOL	0,00	19,00	0,00
PROPANOL	0,00	0,94	0,00
SACAROSA	0,00	1138,08	796,65
SORBITOL	0,00	17,79	12,45
XILOSA	0,00	9,37	6,56
Flujo total (kmol/h)	250,06	3382,89	1965,86
Flujo total (kg/h)	6158,27	64457,83	36620,77
Flujo total (l/min)	30266,89	1097,47	612,36
Temperatura (°C)	37,52	37,52	32,00
Presión (atm)	1,00	1,00	1,02
Fracción Vapor	0,28	0,00	0,00
Fracción Líquido	0,72	1,00	1,00
Entalpía (kJ/kmol)	-3,02E+05	-2,88E+05	-2,89E+05
Entalpía (kJ/kg)	-12253,21	-15091,50	-15495,47
Entalpía (kJ/h)	-7,55E+07	-9,73E+08	-5,67E+08
Entropía (J/kmol-K)	-1,15E+05	-1,66E+05	-1,64E+05
Entropía (J/kg-K)	-4679,66	-8688,78	-8822,52
Densidad (mol/cc)	0,00	0,05	0,05
Densidad (gm/cc)	0,00	0,98	1,00
Promedio (MW)	24,63	19,05	18,63
Liq Vol 60F l/min	120,08	1080,48	605,48
TOTAL			
Flujo total (kg/h)	6158,27	71308,66	41416,36
Entalpía (kJ/h)	-7,55E+07	-1,01E+09	-5,92E+08

Continuación Tabla D3. Resultados simulación etapa fermentación esquema integrado

	7-27	7-28	8-3
* TODAS LAS FASES *			
Flujo molar (kmol/h)			
A.ACETI	0,00	0,18	0,11
A.LACTI	0,00	1,16	0,81
A.SUCCI	0,00	0,06	0,04
A.SULFUR	0,00	0,01	0,01
ACETALDE	0,00	0,01	0,00
AGUA	174,28	3311,31	1960,20
AMONIACO	11,70	0,00	0,00
BUTANOL	0,00	0,03	0,00
CELOBIOS	0,00	0,04	0,03
CELULASA	0,00	7,61	5,33
CELULOSA	0,00	1,26	0,88
CO2	63,88	0,00	0,00
ETANOL	0,13	63,17	0,00
ETHER	0,00	0,03	0,00
FURFURAL	0,00	0,00	0,00
GLUCOSA	0,00	3,12	2,19
GLYCEROL	0,00	0,04	0,03
HEMICEL	0,00	0,74	0,52
LIGNINA	0,00	5,15	3,61
O2	0,07	0,00	0,00
PENTANOL	0,00	0,22	0,00
PROPANOL	0,00	0,02	0,00
S.CEREVI	0,00	156,66	109,66
SACAROSA	0,00	3,32	2,33
SORBITOL	0,00	0,10	0,07
XILOSA	0,00	0,06	0,04
Z.MOBILI	0,00	76,55	53,59
Entropía (kJ/kg-K)	-4,68	-9,53	-9,83
Entalpía (kJ/h)	-7,57E+07	-1,01E+09	-5,93E+08
Entropía (kJ/kg-K)	-4,83	-9,68	-9,91

Tabla D4. Resultados etapa separación esquema integrado.

	7-28	7-28A	8-1	8-2	8-3	8-3A
Subcorriente: MIXED						
Flujo molar (kmol/h)						
A.ACETI	0,18	0,18	0,16	0,05	0,11	0,11
A.LACTI	1,16	1,16	1,16	0,35	0,81	0,81
A.SUCCI	0,06	0,06	0,06	0,02	0,04	0,04
A.SULFUR	0,01	0,01	0,01	0,00	0,01	0,01
ACETALDE	0,01	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00
AGUA	3311,31	3311,31	2800,29	840,09	1960,20	1960,20
BUTANOL	0,03	0,03	0,00	0,00	0,00	0,00
CELOBIOS	0,04	0,04	0,04	0,01	0,03	0,03
ETANOL	63,17	63,17	0,00	0,00	0,00	0,00
ETHER	0,03	0,03	0,00	0,00	0,00	0,00
FURFURAL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
GLUCOSA	3,12	3,12	3,12	0,94	2,19	2,19
GLYCEROL	0,04	0,04	0,04	0,01	0,03	0,03
PENTANOL	0,22	0,22	0,00	0,00	0,00	0,00
PROPANOL	0,02	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00
SACAROSA	3,32	3,32	3,32	1,00	2,33	2,33
SORBITOL	0,10	0,10	0,10	0,03	0,07	0,07
XILOSA	0,06	0,06	0,06	0,02	0,04	0,04
Flujo másico (kg/h)						
A.ACETI	10,92	10,92	9,79	2,94	6,86	6,86
A.LACTI	104,63	104,63	104,56	31,37	73,19	73,19
A.SUCCI	7,04	7,04	7,04	2,11	4,93	4,93
A.SULFUR	1,46	1,46	1,46	0,44	1,02	1,02
ACETALDE	0,28	0,28	0,00	0,00	0,00	0,00
AGUA	59654,23	59654,23	50447,97	15134,39	35313,58	35313,58
BUTANOL	2,32	2,32	0,00	0,00	0,00	0,00
CELOBIOS	12,94	12,94	12,94	3,88	9,06	9,06
ETANOL	2910,07	2910,07	0,00	0,00	0,00	0,00
ETHER	2,24	2,24	0,00	0,00	0,00	0,00
FURFURAL	0,14	0,14	0,00	0,00	0,00	0,00
GLUCOSA	562,40	562,40	562,40	168,72	393,68	393,68
GLYCEROL	3,98	3,98	3,98	1,19	2,78	2,78
PENTANOL	19,00	19,00	0,00	0,00	0,00	0,00
PROPANOL	0,94	0,94	0,00	0,00	0,00	0,00
SACAROSA	1138,08	1138,08	1138,08	341,42	796,65	796,65
SORBITOL	17,79	17,79	17,79	5,34	12,45	12,45
XILOSA	9,37	9,37	9,37	2,81	6,56	6,56
Flujo total (kmol/h)	3382,89	3382,89	2808,37	842,51	1965,86	1965,86
Flujo total (kg/h)	64457,83	64457,83	52315,39	15694,62	36620,77	36620,77
Flujo total (l/min)	1111,70	1097,47	937,92	281,37	612,36	656,54
Temperatura (°C)	50,0	37,52	98,00	98,00	32,00	98,00
Presión (atm)	1,00	1,00	1,00	1,00	1,02	1,00
Fracción Vapor	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Fracción Líquido	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Entalpía (kJ/kmol)	-2,87E+05	-2,88E+05	-2,83E+05	-2,83E+05	-2,89E+05	-2,83E+05
Entalpía (kJ/kg)	-1,50E+04	-1,51E+04	-1,52E+04	-1,52E+04	-1,55E+04	-1,52E+04
Entalpía (kJ/h)	-9,70E+08	-9,73E+08	-7,96E+08	-2,39E+08	-5,67E+08	-5,57E+08
Entropía (J/kmol·K)	-1,63E+05	-1,66E+05	-1,49E+05	-1,49E+05	-1,64E+05	-1,49E+05
Entropía (J/kg·K)	-8530,98	-8688,78	-8012,82	-8012,82	-8822,52	-8012,82
Densidad (mol/cc)	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05
Densidad (gm/cc)	0,97	0,98	0,93	0,93	1,00	0,93
Promedio (MW)	19,05	19,05	18,63	18,63	18,63	18,63
Liq Vol 60F l/min	1080,48	1080,48	864,97	259,49	605,48	605,48
TOTAL						
Flujo total (kg/h)	71308,66	71308,66	59166,22	17749,87	41416,36	41416,36
Entalpía (kJ/h)	-1,01E+09	-1,01E+09	-8,31E+08	-2,49E+08	-5,92E+08	-5,82E+08

Continuación Tabla D4. Resultados etapa separación esquema integrado.

	7-28	7-28A	8-1	8-2	8-3	8-3A
* TODAS LAS FASES						
Flujo molar (kmol/h)						
A.ACETI	0,18	0,18	0,16	0,05	0,11	0,11
A.LACTI	1,16	1,16	1,16	0,35	0,81	0,81
A.SUCCI	0,06	0,06	0,06	0,02	0,04	0,04
A.SULFUR	0,01	0,01	0,01	0,00	0,01	0,01
ACETALDE	0,01	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00
AGUA	3311,31	3311,31	2800,29	840,09	1960,20	1960,20
BUTANOL	0,03	0,03	0,00	0,00	0,00	0,00
CELOBIOS	0,04	0,04	0,04	0,01	0,03	0,03
CELULASA	7,61	7,61	7,61	2,28	5,33	5,33
CELULOSA	1,26	1,26	1,26	0,38	0,88	0,88
ETANOL	63,17	63,17	0,00	0,00	0,00	0,00
ETHER	0,03	0,03	0,00	0,00	0,00	0,00
FURFURAL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
GLUCOSA	3,12	3,12	3,12	0,94	2,19	2,19
GLYCEROL	0,04	0,04	0,04	0,01	0,03	0,03
HEMICEL	0,74	0,74	0,74	0,22	0,52	0,52
LIGNINA	5,15	5,15	5,15	1,55	3,61	3,61
PENTANOL	0,22	0,22	0,00	0,00	0,00	0,00
PROPANOL	0,02	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00
S.CEREVI	156,66	156,66	156,66	47,00	109,66	109,66
SACAROSA	3,32	3,32	3,32	1,00	2,33	2,33
SORBITOL	0,10	0,10	0,10	0,03	0,07	0,07
XILOSA	0,06	0,06	0,06	0,02	0,04	0,04
Z.MOBILI	76,55	76,55	76,55	22,97	53,59	53,59
Entalpía (kJ/kg-K)	-9,38	-9,53	-9,05	-9,05	-9,83	-9,05
Entalpía (kJ/h)	-1,01E+09	-1,01E+09	-8,47E+08	-2,54E+08	-5,93E+08	-5,93E+08
Entropía (kJ/kg-K)	-9,67	-9,68	-9,87	-9,87	-9,91	-9,87
Subcorriente: CIPSD						
Flujo molar (kmol/h)						
CELULASA	7,61	7,61	7,61	2,28	5,33	5,33
CELULOSA	1,26	1,26	1,26	0,38	0,88	0,88
HEMICEL	0,74	0,74	0,74	0,22	0,52	0,52
LIGNINA	5,15	5,15	5,15	1,55	3,61	3,61
S.CEREVI	156,66	156,66	156,66	47,00	109,66	109,66
Z.MOBILI	76,55	76,55	76,55	22,97	53,59	53,59
Flujo másico (kg/h)						
CELULASA	173,86	173,86	173,86	52,16	121,70	121,70
CELULOSA	204,32	204,32	204,32	61,30	143,02	143,02
HEMICEL	98,18	98,18	98,18	29,45	68,73	68,73
LIGNINA	631,19	631,19	631,19	189,36	441,83	441,83
S.CEREVI	3858,04	3858,04	3858,04	1157,41	2700,63	2700,63
Z.MOBILI	1885,25	1885,25	1885,25	565,58	1319,68	1319,68
Flujo total (kmol/h)	247,99	247,99	247,99	74,40	173,59	173,59
Flujo total (kg/h)	6850,84	6850,84	6850,84	2055,25	4795,59	4795,59
Flujo total (l/min)	73,61	73,61	73,61	22,08	51,53	51,53
Fracción Sólido	-1,43E+05	-1,44E+05	-1,41E+05	-1,41E+05	-1,44E+05	-1,41E+05
Entalpía (kJ/kg)	-5186,48	-5204,74	-5115,59	-5115,59	-5212,78	-5115,59
Entalpía (kJ/hr)	-3,55E+07	-3,57E+07	-3,50E+07	-1,05E+07	-2,50E+07	-2,45E+07
Entropía (J/kmol-K)	-480700,00	-482300,00	-475050,00	-475050,00	-483020,00	-475050,00
Entropía (J/kg-K)	-17400,41	-17458,02	-17195,92	-17195,92	-17484,14	-17195,92
Densidad (mol/cc)	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06
Densidad (gm/cc)	1,55	1,55	1,55	1,55	1,55	1,55
Promedio (MW)	27,63	27,63	27,63	27,63	27,63	27,63

Continuación Tabla D4. Resultados etapa separación esquema integrado.

	8-4	8-4A	8-5	8-6	8-7
Subcorriente: MIXED					
Flujo molar (kmol/h)					
A.ACETI	0,01	0,01	0,00	0,02	0,00
A.LACTI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
A.SUCCI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
A.SULFUR	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
ACETALDE	0,00	0,00	0,01	0,00	0,01
AGUA	519,70	519,70	201,13	490,42	172,06
BUTANOL	0,11	0,11	0,31	0,00	0,21
CELOBIOS	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
ETANOL	32,17	32,17	62,95	0,00	31,56
ETHER	0,00	0,00	0,01	0,00	0,03
FURFURAL	0,01	0,01	0,01	0,00	0,01
GLUCOSA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
GLYCEROL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
PENTANOL	0,75	0,75	2,16	0,00	1,41
PROPANOL	0,06	0,06	0,15	0,00	0,09
SACAROSA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SORBITOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
XILOS A	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Flujo másico (kg/h)					
A.ACETI	0,85	0,85	0,00	1,13	0,27
A.LACTI	0,06	0,06	0,00	0,07	0,02
A.SUCCI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
A.SULFUR	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
ACETALDE	0,07	0,07	0,40	0,00	0,57
AGUA	9362,62	9362,62	3623,44	8835,13	3099,65
BUTANOL	7,94	7,94	23,16	0,00	15,22
CELOBIOS	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
ETANOL	1482,04	1482,04	2899,92	0,00	1454,15
ETHER	0,03	0,03	0,38	0,00	2,55
FURFURAL	0,90	0,90	1,39	0,00	0,49
GLUCOSA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
GLYCEROL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
PENTANOL	66,17	66,17	190,08	0,00	123,91
PROPANOL	3,66	3,66	9,16	0,00	5,52
SACAROSA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SORBITOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
XILOS A	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Flujo total (kmol/h)	552,82	552,82	266,73	490,44	205,38
Flujo total (kg/h)	10924,34	10924,34	6747,94	8836,34	4702,35
Flujo total (l/min)	140041,00	280975,00	133575,00	160,38	103577,00
Temperatura (°C)	97,07	98,49	93,03	100,02	95,61
Presión (atm)	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Fracción Vapor	0,50	1,00	1,00	0,00	1,00
Fracción Líquido	0,50	0,00	0,00	1,00	0,00
Entalpía (kJ/kmol)	-2,59E+05	-2,39E+05	-2,38E+05	-2,80E+05	-2,38E+05
Entalpía (kJ/kg)	-1,31E+04	-1,21E+04	-9,40E+03	-1,55E+04	-1,04E+04
Entalpía (kJ/h)	-1,43E+08	-1,32E+08	-6,34E+07	-1,37E+08	-4,89E+07
Entropía (J/kmol-K)	-1,01E+05	-4,58E+04	-7,75E+04	-1,46E+05	-6,34E+04
Entropía (J/kg-K)	-5107,35	-2316,20	-3063,26	-8097,61	-2768,59
Densidad (mol/cc)	0,00	0,00	0,00	0,05	0,00
Densidad (gm/cc)	0,00	0,00	0,00	0,92	0,00
Promedio (MW)	19,76	19,76	25,30	18,02	22,90
Liq Vol 60F l/min	189,15	189,15	126,12	147,56	85,40
TOTAL					
Flujo total (kg/h)	10924,34	10924,34	6747,94	8836,34	4702,35
Entalpía (kJ/h)	-1,43E+08	-1,32E+08	-6,34E+07	-1,37E+08	-4,89E+07

Continuación Tabla D4. Resultados etapa separación esquema integrado.

	8-4	8-4A	8-5	8-6	8-7
* TODAS LAS FASES					
Flujo molar (kmol/h)					
A.ACETI	0,01	0,01	0,00	0,02	0,00
A.LACTI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
A.SUCCI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
A.SULFUR	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
ACETALDE	0,00	0,00	0,01	0,00	0,01
AGUA	519,70	519,70	201,13	490,42	172,06
BUTANOL	0,11	0,11	0,31	0,00	0,21
CELOBIOS	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CELULASA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CELULOSA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
ETANOL	32,17	32,17	62,95	0,00	31,56
ETHER	0,00	0,00	0,01	0,00	0,03
FURFURAL	0,01	0,01	0,01	0,00	0,01
GLUCOSA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
GLYCEROL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
HEMICEL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
LIGNINA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
PENTANOL	0,75	0,75	2,16	0,00	1,41
PROPANOL	0,06	0,06	0,15	0,00	0,09
S.CEREVI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SACAROSA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SORBITOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
XILOSA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Z.MOBILI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Entropía (kJ/kg-K)	-5,11	-2,32	-3,06	-8,10	-2,77
Entalpía (kJ/h)	-1,46E+08	-1,34E+08	-6,42E+07	-1,40E+08	-4,95E+07
Entropía (kJ/kg-K)	-5,74	-2,72	-3,42	-9,05	-3,14
Subcorriente: CIPSD					
Flujo molar (kmol/h)					
CELULASA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CELULOSA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
HEMICEL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
LIGNINA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
S.CEREVI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Z.MOBILI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Flujo másico (kg/h)					
CELULASA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CELULOSA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
HEMICEL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
LIGNINA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
S.CEREVI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Z.MOBILI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Flujo total (kmol/h)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Flujo total (kg/h)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Flujo total (l/min)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Fracción Sólido	-	-	-	-	-
Entalpía (kJ/kg)	-	-	-	-	-
Entalpía (kJ/hr)	-	-	-	-	-
Entropía (J/kmol-K)	-	-	-	-	-
Entropía (J/kg-K)	-	-	-	-	-
Densidad (mol/cc)	-	-	-	-	-
Densidad (gm/cc)	-	-	-	-	-
Promedio (MW)	-	-	-	-	-

Continuación Tabla D4. Resultados etapa separación esquema integrado.

	8-8	8-9	8-10	9-1	9-4
Subcorriente: MIXED					
Flujo molar (kmol/h)					
A.ACETI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
A.LACTI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
A.SUCCI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
A.SULFUR	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
ACETALDE	0,01	0,01	0,01	0,00	0,01
AGUA	0,20	171,86	171,86	0,31	180,74
BUTANOL	0,00	0,21	0,21	0,00	0,28
CELOBIOS	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
ETANOL	0,79	30,78	30,78	62,32	0,57
ETHER	0,03	0,00	0,00	0,00	0,00
FURFURAL	0,00	0,01	0,01	0,00	0,01
GLUCOSA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
GLYCEROL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
PENTANOL	0,00	1,41	1,41	0,00	1,94
PROPANOL	0,00	0,09	0,09	0,00	0,14
SACAROSA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SORBITOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
XILOSA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Flujo másico (kg/h)					
A.ACETI	0,00	0,27	0,27	0,00	0,00
A.LACTI	0,00	0,02	0,02	0,00	0,00
A.SUCCI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
A.SULFUR	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
ACETALDE	0,24	0,33	0,33	0,00	0,36
AGUA	3,59	3096,06	3096,06	5,64	3256,02
BUTANOL	0,00	15,22	15,22	0,00	20,84
CELOBIOS	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
ETANOL	36,27	1417,88	1417,88	2870,92	26,10
ETHER	2,20	0,34	0,34	0,00	0,34
FURFURAL	0,00	0,49	0,49	0,00	1,25
GLUCOSA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
GLYCEROL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
PENTANOL	0,00	123,91	123,91	0,00	171,07
PROPANOL	0,02	5,50	5,50	0,00	8,25
SACAROSA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SORBITOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
XILOSA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Flujo total (kmol/h)	1,02	204,36	204,36	62,63	183,69
Flujo total (kg/h)	42,32	4660,03	4660,03	2876,56	3484,24
Flujo total (l/min)	0,93	90,71	90,71	60,01	60,70
Temperatura (°C)	67,55	84,64	84,64	25,00	50,00
Presión (atm)	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Fracción Vapor	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Fracción Líquido	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Entalpía (kJ/kmol)	-2,73E+05	-2,80E+05	-2,80E+05	-2,78E+05	-2,85E+05
Entalpía (kJ/kg)	-6,60E+03	-1,23E+04	-1,23E+04	-6,04E+03	-1,50E+04
Entalpía (kJ/h)	-2,79E+05	-5,72E+07	-5,72E+07	-1,74E+07	-5,23E+07
Entropía (J/kmol-K)	-2,95E+05	-1,77E+05	-1,77E+05	-3,45E+05	-1,63E+05
Entropía (J/kg-K)	-7121,49	-7761,29	-7761,29	-7522,05	-8601,85
Densidad (mol/cc)	0,02	0,04	0,04	0,02	0,05
Densidad (gm/cc)	0,76	0,86	0,86	0,80	0,96
Promedio (MW)	41,42	22,80	22,80	45,93	18,97
Liq Vol 60F l/min	0,88	84,52	84,52	60,51	59,04
TOTAL					
Flujo total (kg/h)	42,32	4660,03	4660,03	2876,56	3484,24
Entalpía (kJ/h)	-2,79E+05	-5,72E+07	-5,72E+07	-1,74E+07	-5,23E+07

Continuación Tabla D4. Resultados etapa separación esquema integrado.

	8-8	8-9	8-10	9-1	9-4
* TODAS LAS FASES					
Flujo molar (kmol/h)					
A.ACETI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
A.LACTI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
A.SUCCI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
A.SULFUR	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
ACETALDE	0,01	0,01	0,01	0,00	0,01
AGUA	0,20	171,86	171,86	0,31	180,74
BUTANOL	0,00	0,21	0,21	0,00	0,28
CELOBIOS	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CELULASA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CELULOSA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
ETANOL	0,79	30,78	30,78	62,32	0,57
ETHER	0,03	0,00	0,00	0,00	0,00
FURFURAL	0,00	0,01	0,01	0,00	0,01
GLUCOSA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
GLYCEROL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
HEMICEL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
LIGNINA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
PENTANOL	0,00	1,41	1,41	0,00	1,94
PROPANOL	0,00	0,09	0,09	0,00	0,14
S.CEREVI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SACAROSA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SORBITOL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
XILOSA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Z.MOBILI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Entropía (kJ/kg-K)	-7,12	-7,76	-7,76	-7,52	-8,60
Entalpía (kJ/h)	-2,85E+05	-5,84E+07	-5,84E+07	-1,74E+07	-5,26E+07
Entropía (kJ/kg-K)	-7,56	-8,52	-8,52	-7,52	-8,94
Subcorriente: CIPSD					
Flujo molar (kmol/h)					
CELULASA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CELULOSA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
HEMICEL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
LIGNINA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
S.CEREVI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Z.MOBILI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Flujo másico (kg/h)					
CELULASA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CELULOSA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
HEMICEL	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
LIGNINA	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
S.CEREVI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Z.MOBILI	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Flujo total (kmol/h)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Flujo total (kg/h)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Flujo total (l/min)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Fracción Sólido	-	-	-	-	-
Entalpía (kJ/kg)	-	-	-	-	-
Entalpía (kJ/hr)	-	-	-	-	-
Entropía (J/kmol-K)	-	-	-	-	-
Entropía (J/kg-K)	-	-	-	-	-
Densidad (mol/cc)	-	-	-	-	-
Densidad (gm/cc)	-	-	-	-	-
Promedio (MW)	-	-	-	-	-

Apéndice F. Construcción curva compuesta

Para la construcción de la curva compuesta se siguió la metodología expuesta por Klemeš, (2013), cuyos pasos se muestran en la Figura E1.

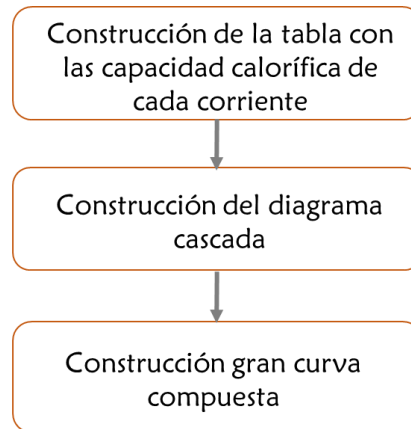


Figura E1. Diagrama de flujo construcción gran curva compuesta.

1. Construcción de la tabla con las capacidades caloríficas de cada corriente:

- i) Seleccionar las corrientes frías y calientes a analizar, con sus temperaturas inicial y final.
- ii) Para calcular el CP de la corriente se usó la ecuación Ec. E-1, mostrada a continuación.

$$CP = \frac{H_{fin} - H_{in}}{T_{fin} - T_{in}} \quad \text{Ec. E-1}$$

En el caso en el que se diere lugar a un cambio de fase, se usó el calor latente de la corriente en lugar del CP.

La tabla E1 muestra las corrientes frías y calientes seleccionadas, así como su temperatura inicial, final, los valores de ΔH para cada corriente y el CP calculado.

Tabla E1. Capacidades caloríficas de cada corriente

	Etap	Corriente	Flujo (kg/h)	T_{in} (°C)	T_{fin} (°C)	ΔH (kJ/kg)	Capacidad calorífica del flujo (kW/K)
Fría1	Molinos	1-2	12118,20	25	90	278	14,40
Fría2	Clarificación	2-12	37850,76	34	85	196	40,34
Fría3	Clarificación	2-14	44405,68	84	100	66	50,03
Fría4	Destilación	7-28	71308,66	38	50	51	80,14
Fría5	Destilación	8-5	6747,94	93	150	850	27,97
Caliente1	Neutralización	5-7	4134,83	167	50	-2260	22,19
Caliente2	Neutralización	6-6	322,68	52	25	-2260	7,63
Caliente3	Neutralización	6-7	4073,55	52	30	-850	44,65
Caliente4	Destilación	8-3A	41416,36	98	32	-277	48,36
Caliente 5	Destilación	9-1A	2876,56	150	25	-850	5,43

2. Construcción del diagrama cascada.

- i) A partir de la tabla anterior se construye el diagrama de intervalos de temperaturas teniendo en cuenta un $\Delta T_{min} = 5^{\circ}\text{C}$.
- ii) Para cada intervalo se establece un balance de calor (Ec. E-2), de acuerdo con lo mostrado en la Figura E2.

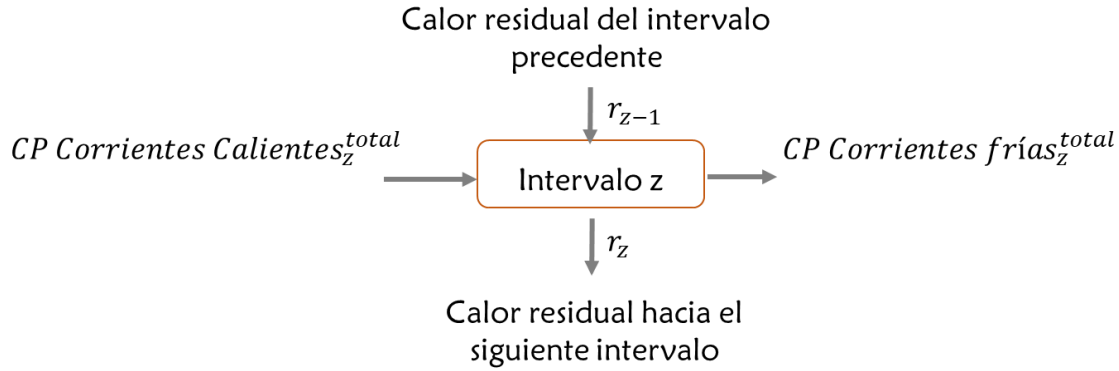


Figura E2. Balance de calor alrededor del intervalo de temperatura. Adaptado de (El-Halwagi, 2012d).

Se tiene por tanto que el balance de calor alrededor del intervalo se da como se muestra en la Ec. E-2.

$$r_z = CP \text{ Corriente Calientes}_z^{total} - CP \text{ Corriente Frías}_z^{total} + r_{z-1} \quad \text{Ec. E-2}$$

De esta forma se construye el diagrama cascada infactible, y el menor valor residual del balance en cada intervalo, se adiciona al primer intervalo y se realiza nuevamente el procedimiento para generar el diagrama cascada factible, tal como se muestra en la Figura E3.

3. Construcción gran curva compuesta.

La gran curva compuesta es la representación gráfica del diagrama cascada factible, mostrado en la Figura E3; en donde la temperatura trasladada se gráfica vs entalpía neta para cada intervalo. La Figura E4 muestra la gran curva compuesta, graficada a partir de los datos mostrados en la Tabla E2.

Tabla E2. Datos utilizados para graficar la gran curva compuesta.

Temperatura trasladada (°C)	Entalpía (kW)	Temperatura trasladada (°C)	Entalpía (kW)
162	414,08	55	714,02
155	569,39	47	215,69
145	511,59	45	205,50
105	497,59	43	133,92
98	146,39	39	324,18
95	78,27	30	1131,69
93	5,07	27	1449,89
90	39,72	25	1565,31
89	0,00	20	1630,61

Construcción diagrama cascada

Temperatura trasladada	Intervalo	$T_{(i+1)}-T_i$	mCp_{net}	DH		Cascada infactible	Cascada factible
(°C)		(°C)	(kW/K)	(kW)			
162						▼ 0	▼ 414,0844
	1	7	22,1859	155,3015	excedente	155,30154	155,3015
155						▼ 155,3015	▼ 569,386
	2	10	-5,7799	-57,799	demanda	-57,79902	-57,799
145						▼ 97,50253	▼ 511,587
	3	40	-0,3499	-13,9961	demanda	-13,99608	-13,9961
105						▼ 83,50645	▼ 497,5909
	4	6,97175	-50,3754	-351,2047	demanda	-351,2047	-351,205
98,02825						▼ -267,698	▼ 146,3862
	5	3,03956	-22,4096	-68,1152	demanda	-68,11521	-68,1152
94,98869						▼ -335,813	▼ 78,27098
	6	1,98866	-36,8068	-73,1963	demanda	-73,19627	-73,1963
93,00003						▼ -409,01	▼ 5,074707
	7	3,00003	11,5488	34,6469	excedente	34,64686	34,64686
90						▼ -374,363	▼ 39,72157
	8	1,37981	-28,7877	-39,7216	demanda	-39,72157	-39,7216
88,62019						▼ -414,084	▼ 0
	9	33,62019	21,2378	714,0185	excedente	714,01851	714,0185
55						▼ 299,9341	▼ 714,0185
	10	8,46037	-58,9015	-498,3282	demanda	-498,3282	-498,328
46,53963						▼ -198,394	▼ 215,6903
	11	1,53963	-6,6215	-10,1946	demanda	-10,19461	-10,1946
45						▼ -208,589	▼ 205,4957
	12	2,48452	-28,8074	-71,5726	demanda	-71,57256	-71,5726
42,51548						▼ -280,161	▼ 133,9232
	13	3,70638	51,3319	190,2554	excedente	190,25536	190,2554
38,8091						▼ -89,9059	▼ 324,1785
	14	8,8091	91,6684	807,5161	excedente	807,51611	807,5161
30						▼ 717,6102	▼ 1131,695
	15	3	106,0657	318,197	excedente	318,19701	318,197
27						▼ 1035,807	▼ 1449,892
	16	2	57,71	115,42	excedente	115,42	115,42
25						▼ 1151,227	▼ 1565,312
	17	5	13,06	65,3	excedente	65,3	65,3
20						▼ 1216,527	▼ 1630,612

Figura E3. Diagrama cascada.

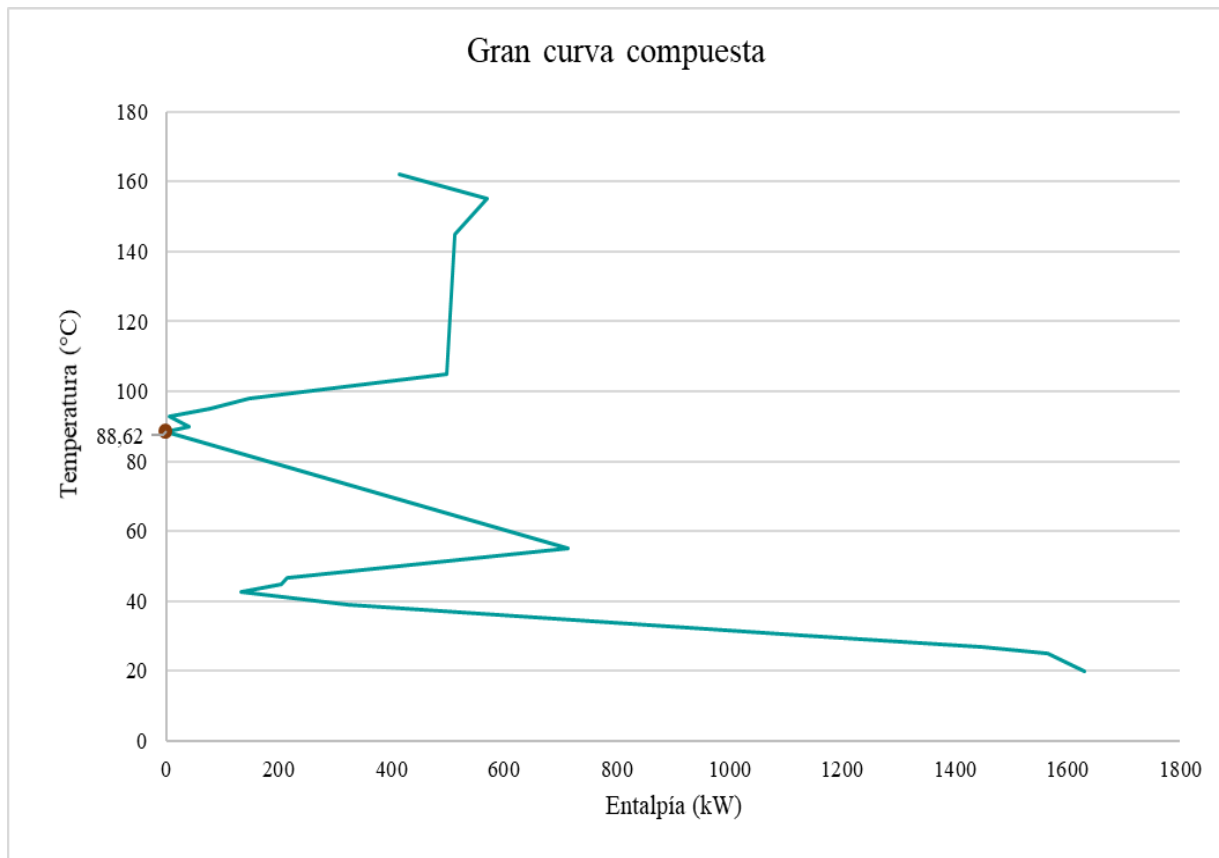


Figura E4. Gran curva compuesta.

Con la construcción del diagrama cascada se cuantificó el mínimo requerimiento de servicios industriales de calentamiento en 414,08 kW; y el mínimo requerimiento de servicios industriales de enfriamiento en 1630,61 kW.

Apéndice G. Cálculo costos servicios industriales

Para calcular el costo de servicios industriales antes de la integración, se llevó a cabo las operaciones aritméticas relacionadas a continuación:

1. Teniendo en cuenta el requerimiento mínimo de servicios industriales de enfriamiento y calentamiento calculados con el diagrama cascada, se multiplica éste valor por el número de horas al año de operación de la planta (8760 horas) para calcular el requerimiento mínimo anual de servicios industriales:

$$\Rightarrow \text{Min servicios industriales de calentamiento} = 414,08 \text{ kW}$$

$$\Rightarrow \text{Min servicios industriales de enfriamiento} = 1630,61 \text{ kW}$$

$$\Rightarrow \text{Horas de operación de la planta} = 8760 \text{ horas}$$

- i) Requerimiento mínimo de servicios industriales al año:

$$\Rightarrow 414,08 \text{ (kW)} \times 8760 \text{ h} = 3627340,8 \text{ kWh}$$

$$\Rightarrow 1630,61 \text{ (kW)} \times 8760 \text{ h} = 14284143.6 \text{ kWh}$$

- ii) Costo anual de servicios industriales

De acuerdo con datos proporcionados por la industria el costo de servicios industriales para enfriamiento y calentamiento se cuantifican en: 5,41 COP/kWh y 17,21 COP/kWh respectivamente.

- Costo servicios industriales de enfriamiento:

$$\Rightarrow 14284143.6 \text{ (kWh)} \times 5,41 \frac{\text{COP}}{\text{kWh}} = 77277216,88 \text{ COP}$$

- Costo servicios industriales de calentamiento:

$$\Rightarrow 3627340,8 \text{ (kWh)} \times 17,21 \frac{\text{COP}}{\text{kWh}} = 62426535,17 \text{ COP}$$

Apéndice H. Modelo matemático integración energética

El modelo matemático se basa en lo publicado por Yee & Grossmann (1991), definiendo los siguientes ítems:

a) Índices:

i : Corriente o servicio industrial de calentamiento

j : corriente o servicio industrial de enfriamiento

k : índice para la etapa k

b) Sets:

CorCal: Corrientes calientes

CF: Servicios industriales de enfriamiento

CorFr: Corrientes frías

ET: Etapas

CU: Servicios industriales de calentamiento

c) Parámetros

T_{in} : temperatura inicial de la corriente

T_{sale} : temperatura final de la corriente

F: Capacidad calorífica del flujo

U: Coeficiente global de transferencia de calor

CCU: Costo servicio industrial de enfriamiento

CHU: Costo servicio industrial de calentamiento

CF: Costo fijo para los intercambiadores = 1000

C: coeficiente de costo de área de intercambiador de calor = 88

β : exponente para el costo del área del intercambiador de calor = 1

NOK: Número total de etapas

Ω : Límite superior para el intercambio de calor

Γ : Límite superior para la diferencia de temperatura.

d) Variables

dt_{ijk} : Aproximación de temperatura para la unión (i,j) en la ubicación k de temperatura.

$dtcu_i$: Aproximación de temperatura para la unión entre la corriente caliente i y el servicio industrial frío.

$dthu_j$: Aproximación de temperatura para la unión de la corriente fría j con el servicio industrial de calentamiento.

q_{ijk} : Intercambio de calor entre la corriente de proceso caliente i con la corriente de proceso fría j en la etapa k .

qcu_i : Intercambio de calor entre la corriente caliente i y el servicio industrial de enfriamiento.

qhu_j : Intercambio de calor entre el servicio industrial de calentamiento y la corriente fría j .

$t_{i,k}$: temperatura de la corriente caliente i al final de la etapa k .

$t_{j,k}$: temperatura de la corriente fría j en la etapa k .

z_{ijk} : variable binaria para denotar existencia de la unión (i,j) en la etapa k .

zcu_i : variable binaria para denotar el intercambio de calor del servicio industrial de enfriamiento con la corriente caliente i .

zhu_j : variable binaria para denotar el intercambio de calor entre el servicio industrial de calentamiento y la corriente fría j .

Cabe recalcar que los parámetros CF, C y β , están basados en las correlaciones para costos de equipos presentadas por Towler & Sinnott, (2007) para intercambiadores de tubos en U y carcaza, de acuerdo con la Ec. B-1.

$$\text{Costo intercambiador de calor (\$/año)} = CF + C(\text{Área m}^2)^\beta \quad \text{Ec. B-1}$$

Las ecuaciones Ec. B-2 a la Ec. B-21 muestran el modelo mencionado anteriormente:

- Función objetivo, mínimo costo anual de la red:

$$\begin{aligned} \min \sum_i \sum_j \sum_k CF z_{ijk} + \sum_i CF z_{cui} + \sum_j CF z_{huj} + \sum_i C_{cu} q_{cui} + \\ \sum_j C_{hui} q_{hui} + \sum_i \sum_j \sum_k C \left(\frac{q_{ijk}}{U_{ij} LMTD_{ijk}} \right)^\beta + \\ \sum_i C \left(\frac{q_{cui}}{U_{cui} LMTD_{cui}} \right)^\beta + \sum_j C \left(\frac{q_{huj}}{U_{hj} LMTD_{huj}} \right)^\beta \end{aligned} \quad \text{Ec. B-2}$$

Sujeto a:

- Balances de calor general para cada corriente:

$$\sum_i \sum_k q_{ijk} + q_{cui} = F_i (T_i^{in} - T_i^{sale}), \quad \forall i \in \text{Corrientes calientes} \quad \text{Ec. B-3}$$

$$\sum_j \sum_k q_{ijk} + q_{huj} = F_j (T_j^{in} - T_j^{sale}), \quad \forall j \in \text{Corrientes frías} \quad \text{Ec. B-4}$$

- Asignación de las temperaturas de ingreso en la superestructura

$$t_i^{k=1} = T_i^{in}, t_j^{NOK+1} = T_j^{in} \quad \text{Ec. B-5}$$

$$t_i^k \geq t_i^{k+1}, t_j^k \geq t_j^{k+1} \quad \text{Ec. B-6}$$

$$t_i^{NOK+1} \geq T_i^{sale}, t_j^{k=1} \geq T_j^{sale} \quad \text{Ec. B-7}$$

- Cargas de los servicios industriales de calentamiento y enfriamiento:

$$q_{cui} = F_i(t_i^{NOK+1} - T_i^{sle}) \quad \text{Ec. B-8}$$

$$q_{huj} = F_j(T_j^{sale} - t_j^i) \quad \text{Ec. B-9}$$

- Restricciones de la temperatura mínima de aproximación

$$dt_{ijk} \geq \Delta T_{min}, \quad dt_{cui} \geq \Delta T_{min}, \quad dt_{huj} \geq \Delta T_{min}, \quad \text{Ec. B-10}$$

$$q_{ijk} \geq \Omega z_{ijk}, \quad q_{cui} \geq \Omega z_{cui}, \quad q_{huj} \geq \Omega z_{huj}, \quad \text{Ec. B-11}$$

- Restricciones lógicas:

$$dt_{ijk} \geq t_i^k - t_j^k + \Gamma(1 - z_{ijk}) \quad \text{Ec. B-12}$$

$$dt_{ijk} \geq t_i^{k+1} - t_j^{k+1} + \Gamma(1 - z_{ijk}) \quad \text{Ec. B-13}$$

$$dt_{cui} \geq t_i^{NOK+1} - T_{cu}^{sale} + \Gamma(1 - z_{cui}) \quad \text{Ec. B-14}$$

$$dt_{cui} \geq T_i^{sale} - t_{cu}^{in} + \Gamma(1 - z_{cui}) \quad \text{Ec. B-15}$$

$$dt_{huj} \geq t_{hu}^{sale} - t_j^i + \Gamma(1 - z_{hui}) \quad \text{Ec. B-16}$$

$$dt_{huj} \geq t_{hu}^{in} - T_j^{sale} + \Gamma(1 - z_{hui}) \quad \text{Ec. B-17}$$

- Definición de LTMD para intercambiadores:

$$LTMD_{ijk} = \frac{dt_{ijk} - dt_{ijk+1}}{\ln\left(\frac{dt_{ijk}}{dt_{ijk+1}}\right)} \quad \text{Ec. B-18}$$

$$LTMD_{cui} = \frac{dt_{ijk} - dt_{cui}}{\ln\left(\frac{dt_{ijk}}{dt_{cui}}\right)}, \quad LTMD_{huj} = \frac{dt_{ijk} - dt_{huj}}{\ln\left(\frac{dt_{ijk}}{dt_{huj}}\right)} \quad \text{Ec. B-19}$$

- Limites

$$T_i^{sale} \leq t_i^k \leq T_i^{in}, \quad T_j^{in} \leq t_j^k \leq T_j^{sale} \quad \text{Ec. B-20}$$

- Binarias:

$$z_{ijk}, z_{cui}, z_{hui} = 0, 1 \quad \text{Ec. B-21}$$

Apéndice I. Código síntesis de red de intercambiadores de calor.

A continuación, se muestra el código usado para la integración energética. El código base se encuentra disponible en:

https://www.gams.com/latest/gamslib_ml/libhtml/gamslib_synheat.html

(GAMS Development Corporation, 2017b).

*Síntesis red intercambiadores de calor

```
Sets i hot streams /1*5/
      j cold streams /1*5/;
```

```
Scalar nok number of stages in superstructure / 5 /;
Set k temperature locations nok + 1 /1*6/
      st(k) stages
      first(k) first temperature location
      last(k) last temperature location ;
```

```
st(k) = yes$(ord(k) lt card(k)) ;
first(k) = yes$(ord(k) eq 1) ;
last(k) = yes$(ord(k) eq card(k)) ;
```

Parameters

```
fh(i) heat capacity flowrate of hot stream
fc(j) heat capacity flowrate of cold stream
thin(i) supply temp. of hot stream
thout(i) target temp. of hot stream
tcin(j) supply temp. of cold stream
tcout(j) target temp. of cold stream
ech(i) heat content hot i
ecc(j) heat content cold j
hh(i) stream-individual film coefficient hot i,
hc(j) stream-individual film coefficient cold j,
hucost cost of heating utility,
cucost cost of cooling utility,
unitc fixed charge for exchanger,
acoeff area cost coefficient for exchangers,
hucoeff area cost coefficient for heaters,
cucoeff area cost coefficient for coolers,
aexp cost exponent for exchangers,
hhu stream-individual film coefficient hot utility,
hcu stream-individual film coefficient cold utility,
thuin inlet temperature hot utility,
thuout outlet temperature hot utility,
tcuin inlet temperature cold utility,
```

tcuout outlet temperature cold utility,
 gamma(i,j) upper bound of driving force,
 a(i,j,k) area for exchanger for match ij in interval k (chen approx.),
 al(i,j,k) area calculated with log mean,
 acu(i) area coolers,
 ahu(j) area heaters,
 costheat costo calentamiento,
 costcool costo enfriamiento,
 Alpha1(i) utilidades,
 Alpha2(j) utilidades,
 tmapp minimum approach temperature costheat cost of heating,
 costcool cost of cooling,
 invcost investment cost ;

Binary Variables $z(i,j,k)$, $zcu(i)$, $zhu(j)$;

Positive Variables

th(i,k) temperature of hot stream i as it enters stage k
 tc(j,k) temperature of cold stream j as it leaves stage k
 q(i,j,k) energy exchanged between i and j in stage k
 qc(i) energy exchanged between i and the cold utility
 qh(j) energy exchanged between j and the hot utility
 dt(i,j,k) approach between i and j at location k
 dtcu(i) approach between i and the cold utility
 dthu(j) approach between j and the hot utility ;

Variable cost hen and utility cost ;

Equations

eh(i,k) energy exchanged by hot stream i in stage k
 eqc(i,k) energy exchanged by hot stream i with the cold utility
 teh(i) total energy exchanged by hot stream i
 ec(j,k) energy exchanged by cold stream j in stage k
 eqh(j,k) energy exchanged by cold stream j with the hot utility
 tec(j) total energy exchanged by cold stream j
 month(i,k) monotonicity of th
 montc(j,k) monotonicity of tc
 monthl(i,k) monotonicity of th k = last
 montcf(j,k) monotonicity of tc for k = 1
 tinh(i,k) supply temperature of hot streams
 tinc(j,k) supply temperature of cold streams
 logq(i,j,k) logical constraints on q
 logqh(j) logical constraints on qh(j)
 logqc(i) logical constraints on qc(i)
 logdth(i,j,k) logical constraints on dt at the hot end
 logdthc(i,j,k) logical constraints on dt at the cold end
 logdthcu(i,k) logical constraints on dtcu
 logdthhu(j,k) logical constraints on dthu
 obj objective function ;


```

    teh(i).. (thin(i)-thout(i))*fh(i) =e= sum((j,st), q(i,j,st)) + qc(i)
;
    tec(j).. (tcout(j)-tcin(j))*fc(j) =e= sum((i,st), q(i,j,st)) + qh(j)
;

    eh(i,k)$st(k).. fh(i)*(th(i,k) - th(i,k+1)) =e= sum(j, q(i,j,k)) ;
    ec(j,k)$st(k).. fc(j)*(tc(j,k) - tc(j,k+1)) =e= sum(i,q(i,j,k)) ;

    eqc(i,k)$last(k).. fh(i)*(th(i,k) - thout(i)) =e= qc(i) ;
    eqh(j,k)$first(k).. fc(j)*(tcout(j) - tc(j,k)) =e= qh(j) ;

    tinh(i,k)$first(k).. thin(i) =e= th(i,k) ;
    tinc(j,k)$last(k).. tcin(j) =e= tc(j,k) ;

    month(i,k)$st(k).. th(i,k) =g= th(i,k+1) ;
    montc(j,k)$st(k).. tc(j,k) =g= tc(j,k+1) ;

    month1(i,k)$last(k).. th(i,k) =g= thout(i) ;
    montcf(j,k)$first(k).. tcout(j) =g= tc(j,k) ;

    logq(i,j,k)$st(k)..q(i,j,k) - min(ech(i), ecc(j))*z(i,j,k) =l= 0 ;

    logqc(i)..qc(i) - ech(i)*zcu(i) =l= 0 ;
    logqh(j)..qh(j) - ecc(j)*zhu(j) =l= 0 ;

    logdth(i,j,k)$st(k)..dt(i,j,k) =l= th(i,k) - tc(j,k) + gamma(i,j)*(1
- z(i,j,k)) ;

    logdtc(i,j,k)$st(k)..dt(i,j,k+1) =l= th(i,k+1)-tc(j,k+1) +
gamma(i,j)*(1 - z(i,j,k)) ;

    logdthu(j,k)$first(k)..dthu(j) =l= (thout - tc(j,k)) ;
    logdtcu(i,k)$last(k)..dtcu(i) =l= th(i,k) - tcuout ;

    obj..cost =e= unitc*(sum((i,j,st),z(i,j,st)) +
sum(i,zcu(i)) + sum(j,zhu(j))) +

    acoeff*sum((i,j,k), (q(i,j,k)*((1/hh(i))+(1/hc(j))))/
(((dt(i,j,k)*dt(i,j,k+1)*(dt(i,j,k) + dt(i,j,k+1))/2
+ 1e-6)**0.33333) + 1e-6) + 1e-6)**aexp) +

    hucoeff*(sum(j, (qh(j)*((1/hc(j))+1/hhu)))/
(((thuin-tcout(j))*dthu(j)*((thuin-
tcout(j)+dthu(j))/2)+
1e-6)**0.33333) + 1e-6)**aexp) +

    cucoeff*sum(i, (qc(i)*((1/hh(i))+1/hcu)))/
(((thout(i)-tcuin)*dtcu(i)*(thout(i)-tcuin+dtcu(i)))/2
+ 1e-6)**0.33333) + 1e-6)**aexp) +

    sum(j,qh(j)*hucost) + sum(i,qc(i)*cucost) ;

```

```

* process streams
* hot
thin('1')=167;  thout('1')=50; fh('1')=22.19;  hh('1')=3;
thin('2')=52;   thout('2')=25; fh('2')=7.63;   hh('2')=3;
thin('3')=52;   thout('3')=30; fh('3')=44.65;  hh('3')=3;
thin('4')=98;   thout('4')=32; fh('4')=48.36;  hh('4')=3;
thin('5')=150;  thout('5')=25; fh('5')=5.43;   hh('5')=3;
*thin('6')=99;   thout('6')=32; fh('6')=20.75;  hh('6')=584.456;
* cold

tcin('1')=25;  tcout('1')=90;   fc('1')=14.40;  hc('1')=3;
tcin('2')=34;  tcout('2')=85;   fc('2')=40.34;  hc('2')=3;
tcin('3')=84;  tcout('3')=100;  fc('3')=50.03;  hc('3')=3;
tcin('4')=38;  tcout('4')=50;   fc('4')=80.14;  hc('4')=3;
tcin('5')=93;  tcout('5')=150;  fc('5')=27.97;  hc('5')=3;
*tcin('6')=98; tcout('6')=102;  fc('6')=10.01;  hc('6')=584.456;

* costs and coefficients

hucost =50.2; hucoeff =650; thuin =162; thuout =155; hhu =10;
cucost =10; cucoeff =650; tcuin =20; tcuout =25; hcu =5;

unitc =10000; acoeff =88; aexp =1;
tmapp = 10;

* bounds

dt.lo(i,j,k) = tmapp ;
dthu.lo(j) = tmapp ;
dtcu.lo(i) = tmapp ;
th.up(i,k) = thin(i) ;
th.lo(i,k) = thout(i) ;
tc.up(j,k) = tcout(j) ;
tc.lo(j,k) = tcin(j) ;

* initialization

th.l(i,k) = thin(i) ;
tc.l(j,k) = tcin(j) ;

dthu.l(j) = thuout - tcin(j) ;
dtcu.l(i) = thin(i) - tcuout ;

ech(i) = fh(i)*(thin(i) - thout(i)) ;
ecc(j) = fc(j)*(tcout(j) - tcin(j)) ;

gamma(i,j) = max(0,tcin(j) - thin(i), tcin(j) - thout(i),
                 tcout(j) - thin(i), tcout(j) - thout(i)) ;

dt.l(i,j,k) = thin(i) - tcin(j) ;

q.l(i,j,k)$st(k) = min(ech(i),ecc(j)) ;

```

```

Model super/all/ ;

*Option optcr = 0 ;
*Option limrow = 100;
*Option limcol = 100;

OPTIONS MINLP=BARON;

Solve super minimizing cost using MINLP;

* areas by chen approximation

a(i,j,k)$st(k) = q.l(i,j,k)*((1/hh(i))+(1/hc(j)))/
                (2/3*sqrt(dt.l(i,j,k)*dt.l(i,j,k+1)) +
                1/6*(1e-8 + dt.l(i,j,k) + dt.l(i,j,k+1))) ;

* areas by log mean temperature

al(i,j,k)$st(k) = (q.l(i,j,k)*((1/hh(i))+(1/hc(j))))/
                (dt.l(i,j,k)*dt.l(i,j,k+1)*
                (dt.l(i,j,k)+dt.l(i,j,k+1))/2)**0.33333 ;

display a,al ;

* areas of heaters and coolers

ahu(j) = (qh.l(j)*((1/hc(j)) + (1/hhu)))/(((thuin-tcout(j))*dthu.l(j)*
                ((thuin-tcout(j)+dthu.l(j)))/2) + 1e-6)**0.33333) ;

acu(i) = (qc.l(i)*((1/hh(i))+(1/hcu)))/(((thout(i)-tcuin)*dteu.l(i)*
                (thout(i)-tcuin+dteu.l(i))/2 + 1e-6)**0.33333)) ;

display acu, ahu ;

* utility costs

costheat = sum(j,qh.l(j)*hucost) ;
costcool = sum(i,qc.l(i)*cucost) ;
display costheat, costcool ;

* investment cost

invcost = cost.l - costheat - costcool ;
display invcost ;

* utilidades

alpha2(j) = (qh.l(j)) ;
alpha1(i) = (qc.l(i)) ;
display alpha1, alpha2 ;

```

Apéndice J. Cálculo costos de inversión unidades intercepto

C.1 Sistema de ósmosis inversa

El costo del sistema de ósmosis inversa se calculó de acuerdo con la Ec. C-1 por (Ahmetovic et al., 2010)

$$C_{OI} = 3024m\left(\frac{\text{ton}}{\text{h}}\right) \quad \text{Ec. C-1}$$

Donde:

m : flujo másico.

Para el caso de estudio se tomó como flujo másico, la suma de los flujos de las corrientes fuentes, dando como resultado lo mostrado en la tabla C-1.

Tabla C-1. Parámetros para el cálculo del costo para el tratamiento biológico.

	Flujo (ton/h)	2010 (US\$)	2013 (US\$)
Ósmosis inversa	38.57	116635,67	120129,66

C.2 Tratamiento biológico

Se calculó usando la Ec. C-2, con base a lo publicado por (Ahmetovic et al., 2010)

$$C_{bt} = C_{\text{tanque aireación}} + C_{\text{tratamiento anaeróbico}} \cong 1500 \left(m \left[\frac{\text{ton}}{\text{h}}\right]\right)^{1.13} \quad \text{Ec. C-2}$$

Tabla C-2. Parámetros para el cálculo del costo para el tratamiento biológico.

	Flujo (ton/h)	2010 (US\$)	2013 (US\$)
Tratamiento biológico	7,98	15679,24	16148,99

Con el índice CEPCI se calculó el costo de los equipos para el año 2013 y 2016.

Tabla C-3. Índice CEPCI.

AÑO	CEPCI
2006	449,6
2010	550,8
2013	567,3
2016	541,7

Apéndice K. Código integración másica**Sets**

```

i UI Unidades interceptos    /a1,a2,a3,a4/
d UD unidades deposito      /d1,d2,d3,d4,d5/
r UF unidades fuente         /f1,f2,f3,f4/
s F_fresca                   /s1/
j contaminantes              /c1,c2/
;

```

```
alias (i,i2);
```

SCALARS

```

AR      Factor anualizado    /0.1/
alfa    exponente de costo para la unidad intercepto /0.7/
H        Horas de operación de la planta por año /8760/
;

```

Parameters

```

xUF(r,j) Concentraciones iniciales por contaminante por fuente
          /f1.c1 0, f2.c1 0.79, f3.c1 0.0000241, f4.c1 25538.90
          f1.c2 97400, f2.c2 0, f3.c2 0, f4.c2 0/

xUD_final(d,j) Concentracion maxima ingreso depositos
                /d1.c1 0,d2.c1 0,d3.c1 10, d4.c1 0, d5.c1 10,
                d1.c2 0,d2.c2 0, d3.c2 0, d4.c2 0, d5.c2 0/
xAF(s,j)      Concentración del contaminante j en la fuente fresca
                /s1.c1 0, s1.c2 0/
rd(i,j)       %Remoción del contaminante j en el intercepto i
                /a1.c1 90,a2.c1 0, a3.c1 0, a4.c1 0
                a1.c2 0, a2.c2 95, a3.c2 0,a4.c2 0/
CFAF(s)       Costo del flujo de la fuente fresca
                /s1 0.001252/
CIUI(i)       Costo de inversión de las unidades intercepto
                /a1 120129.66, a2 16148.99, a3 0, a4 0/
CO_I(i)       Costo operativo de la unidad intercepto
                /a1 38878.55667, a2 5226.4133, a3 0, a4 0 /
FUF_out(r)    Flujo de salida de la fuente r
                /f1 17749.87, f2 29271.55, f3 7299.43, f4 2000.614/
FUD(d)        Flujo entrada a unidad deposito
                /d1 12118.2, d2 296.91, d3 2271.26, d4 1468.23,
                d5 478.76/
;

```

positive Variables

F_fresca(s) Flujo agua fresca
 FAFD(s,d) Flujo agua fresca s a depositos d
 FFI(r,i) Flujo de la unidad r a la unidad intercepto i
 FF_mf(r) Flujo de fuente de la unidad r al mezclador final
 FFD(r,d) Flujo de unidad fuente r a la unidad de depósito d
 FUI_entr(i) Flujo de entrada en la unidad de intercepto i
 FUI_sal(i) Flujo de salida de la unidad intercepto i
 FI(i,i2) Flujo intercepto i a intercepto i'
 xUI_entr(i,j) Concentración máxima del contaminante j a la entrada del intercepto
 xUI_sali(i,j) Concentración máxima del contaminante j en la corriente de salida del intercepto
 xUD(d,j) Concentración depositos
 FUI_UD(i,d) Flujo que va desde la unidad intercepto i hacia unidad deposito d
 FMF_out Flujo mezclador final
 FUD_mf(d) Flujo desde unidades deposito d hasta el mezclador final
 FUI_mf(i) flujo desde unidades intercepto i hasta el mezclador final
 ;

free variable TAC Costo total anualizado;

EQUATIONS

Eq1 Balance agua fresca
 Eq2 Balance separadores de corrientes fuentes
 Eq3 Balance mezcladores interceptos
 Eq4 Balance componentes mezcladores de interceptos
 Eq5 Balance general en el intercepto
 Eq6 Balance de masa para cada contaminante j en la unidad intercepto
 Eq7 Balance separadores de los interceptos
 Eq8 Balance global de los mezcladores de los depositos
 Eq9 Balance componentes mezcladores de depósitos
 Eq10 Máxima concentración de contaminantes permitido en d
 Eq11 Balance mezclador final
 OBJ
 ;

Eq1(s).. F_fresca(s) =e= sum(d,FAFD(s,d));
 Eq2(r).. FUF_out(r) =e= Sum (i, FFI(r,i)) + FF_mf(r) +
 Sum (d, FFD (r,d));
 Eq3(i).. FUI_entr(i) =e= Sum (r, FFI(r,i)) +
 sum (i2, FI(i,i2));
 Eq4(i,j).. FUI_entr(i)*xUI_entr(i,j) =e=
 Sum(r,FFI(r,i)*xUF(r,j)) +
 Sum(i2,FI(i,i2)*xUI_sali(i2,j));
 Eq5(i).. FUI_entr(i) =e= FUI_sal(i);
 Eq6(i,j).. xUI_sali(i,j) =e= (1- rd(i,j)*0.01)*xUI_entr(i,j);

```

Eq7(i)..      FUI_sal(i) =e= Sum(d,FUI_UD(i,d)) + FUI_mf(i) +
               Sum (i2, FI(i,i2));
Eq8(d)..      FUD(d) =e= Sum(i,FUI_UD(i,d)) + sum(s,FAFD(s,d));
Eq9(d,j)..    FUD(d)*xUD(d,j) =e=
               Sum(i,FUI_UD(i,d)*xUI_sali(i,j))+
               sum(s,FAFD(s,d)*xAF(s,j));
Eq10(d,j)..   xUD(d,j)=l= xUD_final(d,j) ;
Eq11 ..       FME_out =e= sum(r,FF_mf(r)) + sum(d, FUD_mf(d)) +
               sum(i, FUI_mf(i));

OBJ ..
TAC =e=      H*sum(s,F_fresca(s)*CFAF(s))
              + AR*Sum(i,CIUI(i)*(FUI_sal(i)**alfa))
              + H*Sum(i,CO_I(i)*FUI_sal(i))
              ;

*Limites interceptos
FUI_sal.up(i)=sum(r,FUF_out(r));
FUI_entr.up(i)=sum(r,FUF_out(r));
xUI_entr.up(i,j)= smax(d,xUD_final(d,j));
xUI_sali.up(i,j)= (1- rd(i,j)*0.01)*xUI_entr.up(i,j);

FI.fx(i,i2)$ (ord(i)=ord(i2))=0;

OPTIONS NLP=BARON;

model Integracion_masical/all/;

solve Integracion_masical minimizing TAC using NLP;

```