

EVALUACIÓN DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DE BIOETANOL DE SEGUNDA
GENERACIÓN A PARTIR DE RESIDUOS LIGNOCELULÓSICOS UTILIZANDO
METODOLOGÍAS DE ANÁLISIS EXERGÉTICO E INTEGRACIÓN DE PROCESOS

XAVIER ISIDRO PEREIRA HERNÁNDEZ COD: 2050910
JONATAN DIEGO ALBARRACÍN CABALLERO COD: 2042116

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

2010

EVALUACIÓN DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DE BIOETANOL DE SEGUNDA
GENERACIÓN A PARTIR DE RESIDUOS LIGNOCELULÓSICOS UTILIZANDO
METODOLOGÍAS DE ANÁLISIS EXERGÉTICO E INTEGRACIÓN DE PROCESOS

XAVIER ISIDRO PEREIRA HERNÁNDEZ COD: 2050910
JONATAN DIEGO ALBARRACÍN CABALLERO COD: 2042116

Trabajo de grado para obtener el título de Ingeniero Químico

Director: Dr.Sc. Viatcheslav Kafarov
Co-Directora: Ing. Karina Angélica Ojeda Delgado

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

2010

Dedico este trabajo a mi madre Gloria, a mi padre Isidro, a mi hermana Dianne por ser todo lo que alguna vez he necesitado en la vida; a mis amigos Jonatan y Carlos por ser como mi segunda familia y a Cindy, Jose Luis, Alexander, Nestor, a mis compañeros y todos mis amigos que de alguna forma han contribuido a la realización de este proyecto. Finalmente, dedico este trabajo a Dios por haberme dado la vida que tengo.

Xavier Isidro Pereira Hernández

A Dios por haberme bendecido y haber bendecido a toda mi familia para que esto se hiciera realidad.

A la memoria de mi nona Julia

A mi mami por su infinito apoyo, cariño, educación y esa consigna de desear y trabajar por lo que se quiere con el corazón.

A mi papi, quién con su humildad y buen ejemplo me ha enseñado a ser un hombre bueno y trabajador.

A mi Mao querido por ser mi gran ejemplo, quien me ha demostrado que la lucha y la dedicación por lo que se cree es el mejor camino a la realización personal.

A mis tías Panchita y Yolandita que me han colmado de amor y apoyo durante toda mi vida.

A mi novia y amiga Cindy por darme la confianza y afecto necesarios en la realización de este trabajo. A mis amigos Xavi, Carlos, Fede, José Luis, Jorge y Luchis quienes me han acompañado a lo largo de mi vida.

Jonatan Diego Albarracín Caballero

AGRADECIMIENTOS

Agradecemos al Dr.Sc. Viatcheslav Kafarov, a la ingeniera Karina Angélica Ojeda Delgado, al CISYC y al CIDES por toda la colaboración ofrecida durante la realización de este proyecto.

TABLA DE CONTENIDO

1. INTRODUCCIÓN	1
2. GENERALIDADES	3
2.1. MATERIAL LIGNOCELULÓSICO	3
2.2. BAGAZO DE CANA DE AZÚCAR	3
2.3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE OBTENCIÓN DE ETANOL A PARTIR DE MATERIAL LIGNOCELULÓSICO	4
2.3.1 PRETRATAMIENTO	5
2.3.1.1 PRETRATAMIENTO UTILIZANDO AGUA LÍQUIDA CALIENTE (LHW)	6
2.3.1.2 PRETRATAMIENTO CON EXPLOSIÓN DE VAPOR CATALIZADO CON ÁCIDO DILUIDO	7
2.3.2 TECNOLOGÍA DE HIDRÓLISIS ENZIMÁTICA	7
2.3.2.1 SACARIFICACIÓN Y FERMENTACIÓN SIMULTÁNEA (SSF)	8
2.3.2.2 SACARIFICACIÓN Y CO-FERMENTACIÓN SIMULTÁNEA (SSCF)	8
2.3.3 SEPARACIÓN	9
2.4 INTEGRACIÓN ENERGÉTICA	9
2.5 ANÁLISIS EXERGÉTICO	10
3. SIMULACIÓN DEL PROCESO	11
3.1 DESCRIPCIÓN DE LAS RUTAS	11
3.1.1 PRIMERA RUTA	12
3.1.2 SEGUNDA RUTA	12
3.2 RESULTADOS Y ANÁLISIS DE LAS RUTAS SIMULADAS	14
4. INTEGRACIÓN ENERGÉTICA	16
4.1 METODOLOGÍA PARA LA INTEGRACIÓN	16
4.2 RESULTADOS Y ANÁLISIS DEL PROCESO DE INTEGRACIÓN ENERGÉTICA	17
5. ANÁLISIS EXERGÉTICO	21
5.1 METODOLOGÍA	21

5.2	RESULTADOS Y ANÁLISIS	22
6.	CONCLUSIONES	25
7.	RECOMENDACIONES	26
8.	BIBLIOGRAFÍA	27
	ANEXOS	

LISTA DE FIGURAS

		Pag
Figura 1.	Proceso simplificado y esquemas de integración del proceso de producción de etanol a partir de material lignocelulósico	5
Figura 2.	Irreversibilidades y eficiencias exergéticas por etapas	24

LISTA DE TABLAS

		Pag
Tabla 1.	Composición del Bagazo de caña	3
Tabla 2.	Condiciones de operación en las diferentes etapas del proceso de producción de etanol a partir de bagazo de caña de azúcar	13
Tabla 3.	Resultados de las corrientes de salida del reactor de pretratamiento, del proceso de fermentación (neutralización para la ruta 2), de los procesos SSF y SSCF y de la destilación respectivamente para las dos rutas simuladas.	15
Tabla 4.	Temperaturas del punto Pinch para las dos rutas	18
Tabla 5.	Resultados sobresalientes de la integración energética para la ruta con tecnología SSF y pretratamiento con LHW.	18
Tabla 6.	Porcentajes con respecto a los mínimos o targets calculados para la primera ruta (SSF-LHW)	18
Tabla 7.	Resultados sobresalientes de la integración energética para la ruta con tecnología SSCF y pretratamiento con explosión de vapor catalizado con ácido diluido.	19
Tabla 8.	Porcentajes con respecto a los mínimos o targets calculados para la segunda ruta (SSCF-ácido y explosión)	19

LISTA DE ANEXOS

	PAG	
ANEXO 1	Parámetros económicos y efectos en la lignocelulosa de los diferentes pretratamientos	33
ANEXO 2	Plantas comerciales, piloto y proyectadas para la producción de bioetanol de segunda generación en Europa	34
ANEXO 3	Comparación de las diferentes integraciones de procesos	35
ANEXO 4	Parámetros de la simulación de la primera ruta	36
ANEXO 5	Parámetros de la simulación de la segunda ruta	37
ANEXO 6	Parámetros de corrientes utilizadas en el análisis Pinch para la primera ruta	38
ANEXO 7	Parámetros de corrientes utilizadas en el análisis Pinch para la segunda ruta	39
ANEXO 8	Curva compuesta y gran curva compuesta para la primera simulación	40
ANEXO 9	Curva compuesta y gran curva compuesta para la segunda simulación	41
ANEXO 10	Resultados de la integración energética para la primera ruta	42
ANEXO 11	Resultados de la integración energética para la segunda ruta.	45
ANEXO 12	Redes de intercambio de calor para el caso base y los diseños recomendados para la ruta 1	48
ANEXO 13	Redes de intercambio de calor para el caso base y los diseños recomendados para la ruta 2	51
ANEXO 14	Exergías específicas para los compuestos utilizados en el proceso	54
ANEXO 15	Diagramas de flujo para general y por etapas para la ruta 1	55
ANEXO 16	Diagramas de flujo para general y por etapas para la ruta 2	61

RESUMEN

TITULO: EVALUACIÓN DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DE BIOETANOL DE SEGUNDA GENERACIÓN A PARTIR DE RESIDUOS LIGNOCELULÓSICOS UTILIZANDO METODOLOGÍAS DE ANÁLISIS EXERGÉTICO E INTEGRACIÓN DE PROCESOS*

AUTORES: XAVIER ISIDRO PEREIRA HERNÁNDEZ - JONATAN DIEGO ALBARRACIN CABALLERO**

PALABRAS CLAVES: BIOETANOL, BAGAZO DE CAÑA, EXERGÍA, INTEGRACIÓN DE PROCESOS, REDES DE INTERCAMBIO DE CALOR, ASPEN PLUS, ASPEN HX NET.

DESCRIPCIÓN: El objetivo de este trabajo fue evaluar dos alternativas tecnológicas para el proceso de producción de etanol de segunda generación a partir de bagazo de caña de azúcar mediante el uso de metodologías de análisis exergético e integración de procesos. Esto se hizo con el fin de determinar mejoras a este proceso. Para esto se simularon dos rutas tecnológicas con la ayuda del simulador Aspen Plus 2006.5, la primera con pretratamiento con agua líquida caliente (LHW), sacarificación y fermentación simultánea (SSF) y destilación extractiva y la segunda con pretratamiento con explosión de vapor catalizada con ácido, sacarificación y co-fermentación simultánea (SSCF) y destilación utilizando tamices moleculares. De los resultados de la simulación se obtuvo que la ruta 2 presentó una producción mayor de etanol, 6786 kg/h, comparada con la ruta 1, 6289 kg/h. Adicionalmente, la ruta 1 requirió 185881 MJ/h y 1063009 MJ/h en servicios de calentamiento y enfriamiento respectivamente, mientras que la ruta 2 solo necesitó 42817 MJ/h y 349926 MJ/h, respectivamente. La integración energética realizada con el simulador Aspen HX-Net 2006.5 generó un porcentaje de reducción de energía de calentamiento y enfriamiento de 89% y 15.5% respectivamente, para la ruta 1 y 95.7% y 11.7% respectivamente, para la ruta 2. Finalmente la segunda ruta demostró menores pérdidas irreversibles, comparada con la primera ruta, produciéndose irreversibilidades de 69,94 MJ/kg etanol y 91,568 MJ/kg etanol, respectivamente. Estos resultados demostraron que la ruta 2 representa una mejor vía de producción de bioetanol, debido a que requirió menos energía, produjo más bioetanol y generó menos irreversibilidades

* Trabajo de grado

** Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química.

Director: Dr.Sc. Viatcheslav Kafarov Co-directora: Karina Angélica Ojeda Delgado

ABSTRACT

TITLE: EVALUATION OF THE SECOND GENERATION BIOETHANOL PRODUCTION PROCESS FROM LIGNOCELLULOSIC RESIDUES USING EXERGETIC ANALYSIS METHODOLOGIES AND PROCESSES INTEGRATION*

AUTHORS: XAVIER ISIDRO PEREIRA HERNANDEZ - JONATAN DIEGO ALBARRACIN CABALLERO**

KEYWORDS: BIOETHANOL, CANE BAGASSE, EXERGY, PROCESSES INTEGRATION, HEAT EXCHANGE NETWORKS, ASPEN PLUS, ASPEN HX NET.

DESCRIPTION: The aim of this work was to evaluate two technological alternatives for the second generation bioethanol production process from cane bagasse using exergetic analysis methodologies and processes integration. This was made in order to identify enhancements to this process. Two paths were simulated using Aspen Plus 2006.5 software, the first one was comprised by a pretreatment with Liquid Hot Water (LHW), simultaneous saccharification and fermentation (SSF) and extractive distillation; the second one comprised by a pretreatment with vapour explosion catalysed with acid, simultaneous saccharification and co-fermentation (SSCF) and distillation using molecular sieves. The results obtained showed up a higher ethanol production in the second path, 6786 kg/h, compared with the first one, 6289 kg/h. Additionally, the first path required 185881 MJ/h and 1063009 MJ/h for heating and cooling services, respectively, whereas, the second one needed only 42817 MJ/h and 349926 MJ/h, respectively. The energetic integration carried out using Aspen HX-Net 2006.5 software reported a heating service reduction close to 89% and a cooling service reduction of 15,5%, for the first path, whilst the second one exhibited a heating service reduction near 95% and a cooling service reduction of 11,7%. Finally, the second path generated less irreversible losses compared with the first one, the former produced irreversibilities equal to 69,94 MJ/kg ethanol and the latter 91,56 MJ/kg ethanol. The overall results led to conclude that the second path represents a better bioethanol production pathway since required less energy, produced more bioethanol and generated less irreversibilities.

* Bachelor degree project

**Physicochemical Engineerings Faculty. Chemical Engineering School

Director: Dr.Sc. Viatcheslav Kafarov Co-director: Karina Angélica Ojeda Delgado

1. INTRODUCCIÓN

La industria del bioetanol se ha desarrollado rápidamente en los últimos años para hacer frente al agotamiento de los combustibles fósiles y la contaminación atmosférica derivada de su combustión. Sin embargo, en algunos países la utilización de almidón comestible, como el maíz, para su producción, ha generado un fuerte debate sobre el efecto que este tipo de biocombustible genera sobre el suministro de alimentos. Debido a esto los materiales lignocelulósicos representan una gran alternativa como materia prima para la producción de etanol debido a que estos no son usados en la industria alimenticia. El complejo lignocelulósico es el carbohidrato más abundante en la Tierra y está presente en materiales como bagazo de caña, madera, aserrín, hierba, residuos de papel y residuos de alimentos. En Colombia el bagazo de caña ofrece la mayor disponibilidad de biomasa lignocelulósica en lo que respecta a residuos agroindustriales. Sin embargo, los costos de producción de etanol a partir de biomasa son superiores a los de maíz o caña de azúcar, puesto que el costo de producción de 1L de etanol obtenido a partir de maíz se estima en US\$0,88, mientras que el costo de producción de etanol de biomasa se estima en US\$1,50 [1].

Por tal motivo, se hace necesario determinar las mejores alternativas tecnológicas que permitan acortar la brecha económica y técnica entre los llamados biocombustibles de primera generación y los de segunda generación. Para esto, se deben analizar las diferentes alternativas tecnológicas en el pretratamiento, hidrólisis enzimática, fermentación y de efluentes, teniendo en cuenta las posibilidades de integración de dichos procesos con el fin de hallar soluciones y respuestas que permitan la producción sostenible de bioetanol de segunda generación.

Dado que el objetivo de este trabajo es evaluar la eficiencia y sostenibilidad de los biocombustibles de segunda generación es importante analizar cómo la energía es utilizada para el procesamiento de la biomasa. Convencionalmente, el análisis energético es usado para evaluar el desempeño y la eficiencia de un proceso basándose en la primera ley de la termodinámica. Sin embargo, la información de la calidad de la energía y de varias corrientes de masa que pasan a través del proceso no es proporcionada por estos métodos de análisis. Además las pérdidas termodinámicas

que ocurren dentro de un sistema son también mal estimadas con los análisis energéticos, aunque estos últimos son necesarios para establecer posibles redes de integración de energía dentro de un proceso dado [2]. Por otro lado, el concepto de exergía, el cual utiliza la primera y la segunda ley de la termodinámica, puede resolver las limitaciones del análisis energético. El análisis exergético es una herramienta esencial para la identificación de corrientes de masa desperdiciadas y pérdidas de energía, que además detecta áreas que necesitan mejoras tecnológicas a través del cálculo de la eficiencia exergética [2].

Por lo expuesto anteriormente y con el fin de analizar diferentes alternativas tecnológicas para el proceso de producción de etanol a partir de bagazo de caña de azúcar, en este trabajo fueron simuladas dos rutas tecnológicas en el simulador comercial ASPEN PLUS™ 2006.5 (Aspen technologies Inc., USA). Posteriormente, fueron aplicadas metodologías de integración de procesos: análisis Pinch y exergético, para identificar las etapas donde hay mayores pérdidas de energía o aquellas donde las posibilidades de integración se hacen más promisorias. En otras palabras estos análisis se efectuaron para evaluar posibilidades y falencias pero al mismo tiempo para identificar aciertos dentro de las rutas propuestas y así estimar viabilidades.

2. GENERALIDADES

2.1 MATERIAL LIGNOCELULÓSICO

La biomasa lignocelulósica está compuesta de polímeros carbohidratados (Celulosa y Hemicelulosa), lignina y una pequeña fracción restante de ácidos, sales, minerales y cenizas [3,4]. La celulosa (20-50%) y la hemicelulosa (20-35%), las cuales son de vital interés en la producción de etanol, comprenden las dos terceras partes de la biomasa seca [5]. La primera de ellas es un polímero formado por la unión de moléculas β -glucosa mediante enlaces β -1,4-O-glucosídico mientras la última corresponde a un polímero de pentosas, sobre todo de D-xilanos y de otros azúcares como arabinosa, galactosa, glucosa y manosa [6]. Mientras que la lignina (10-35%) es un material que brinda rigidez a la biomasa [5].

2.2 BAGAZO DE CANA DE AZÚCAR

La materia prima seleccionada para este estudio del proceso de producción de etanol fue el bagazo de caña. Este es un residuo lignocelulósico del proceso de extracción de azúcar, el cual es abundante y de muy bajo costo [7]. En Colombia, por ejemplo, la región del Valle del Cauca es la mayor productora de caña de azúcar y cuenta con aproximadamente 200000 Ha de este cultivo [8], siendo el bagazo el principal residuo de esta agroindustria.

Tabla 1. Composición del Bagazo de caña [9]

Análisis Físico [%]		Análisis Final [%]	
Humedad	50	Carbono	23
Fibra	48	Hidrógeno	3
Sólidos Solubles	2	Oxígeno	23
Total	100	Cenizas	2
Análisis Químico [%]		Humedad	49
Celulosa	45	Total	100
Hemicelulosa	26	Análisis Físico Fibroso [%]	
Lignina	21	Fibras verdaderas	55
Cenizas	3	Pared Celular	20
Otras Sustancias Orgánicas	5	Médula	20
Total	100	Otros fibrosos	5
		Total	100

Físicamente, el bagazo de caña es un manojo de hebras fibrosas de la corteza, mezclada con haces de fibras y polvillo de médula que constituye aproximadamente el

15% de su peso. Por tratarse de un material lignocelulósico está compuesto principalmente de hemicelulosa, celulosa y lignina como se muestra en la tabla 1.

2.3 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE OBTENCIÓN DE ETANOL A PARTIR DE MATERIAL LIGNOCELULÓSICO

El proceso de producción de etanol a partir de material lignocelulósico en general consta de cuatro pasos principales: Pretratamiento, Hidrólisis, Fermentación y la Purificación/Separación del producto (Figura 1). El pretratamiento es necesario para alterar la estructura y el tamaño macroscópico y microscópico de la biomasa, así como también su composición y estructura química submicroscópica [10]. De esta manera la hidrólisis de la fracción carbohidratada a monómeros de azúcar puede ser alcanzada de manera más rápida y con conversiones considerables. En otras palabras, se busca hidrolizar la hemicelulosa, solubilizar la lignina y liberar la celulosa [4,11,12,3,6,13,14]. Antes de que ocurra la hidrólisis es realizado un proceso de desintoxicación de los componentes resultantes del pretratamiento (por separación o adición de compuestos), esto con el objetivo de evitar la inhibición de los agentes biológicos (enzima, levadura y bacteria) en la siguiente etapa (hidrólisis y fermentación) [15].

En la hidrólisis ocurre la conversión de los polímeros carbohidratados a monómeros de azúcar. Este trabajo está enfocado a la hidrólisis enzimática por lo tanto las generalidades de la hidrólisis ácida no serán mencionados. En este sentido la hidrólisis enzimática (sacarificación) brinda grandes oportunidades tecnológicas y reduce los costos en los equipos por efecto de la corrosión, haciendo el etanol resultante de este proceso un combustible competitivo a gran escala comparado con otros combustibles líquidos [5,13,16]. En este proceso de hidrolisis enzimática la celulosa es transformada en glucosa, galactosa y manosa, azúcares de seis carbonos (hexosas), las cuales pueden ser fermentadas a etanol por varios microorganismos.

Por otro lado las pentosas como xilosa y arabinosa (las cuales contiene cinco carbonos) son inmediatamente fermentadas por algunas cepas nativas, usualmente con bajas conversiones [12]. Aquellas pentosas que no se pueden fermentar en el paso anterior (cetosa de xilosa y arabinosas), son fermentadas a etanol por *S. pombe*, *S. cerevisiae*, *S. amucae* y para el caso particular de estudio se utilizó *Z. mobilis* y *S.*

cerevisiae [12,15]. Finalmente, las corrientes resultantes de la fermentación son purificadas por procesos de destilación o con la utilización de membranas, generando una corriente de etanol de alta pureza.

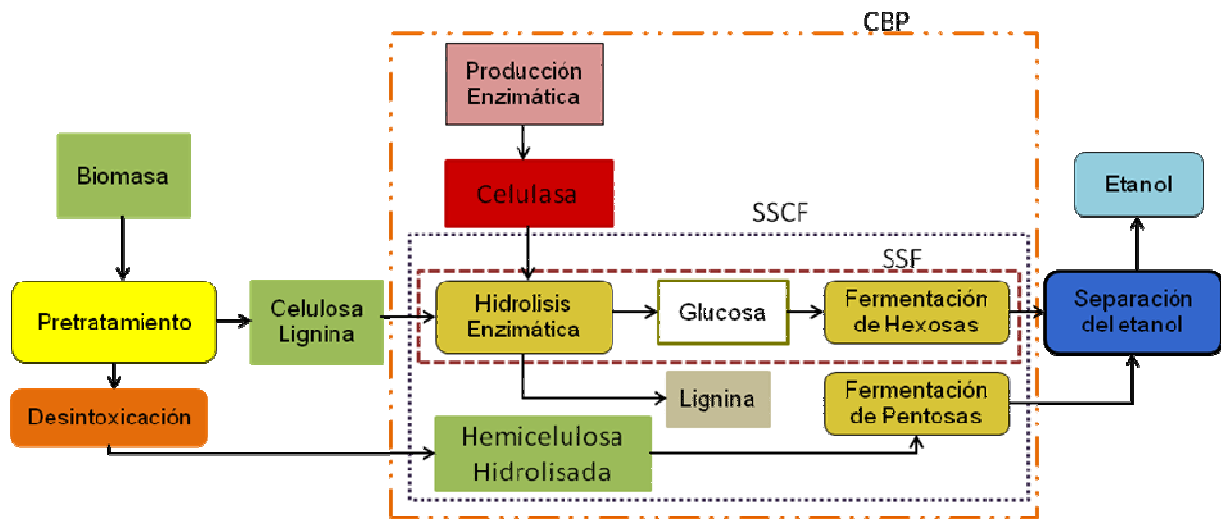


Figura 1. Proceso simplificado y esquemas de integración del proceso de producción de etanol a partir de material lignocelulósico

2.3.1 PRETRATAMIENTO

Como se mencionó, los materiales lignocelulósicos están compuestos principalmente por tres polímeros: hemicelulosa, celulosa y lignina. En su estado natural las fibras de celulosa están bien protegidas por una matriz de hemicelulosa y lignina [5,10,6], esta fuerte red de enlaces internos de hidrógeno junto al alto orden estructural de las plantas contribuye al carácter recalcitrante de la biomasa. Por tal motivo el pretratamiento es requerido para alterar esta estructura rompiendo los enlaces de lignina y hemicelulosa, dejando la celulosa expuesta a las enzimas e incrementado la porosidad del material [10]. Por medio de tratamientos químicos, físicos o biológicos, la lignina y toda o alguna parte de la hemicelulosa es solubilizada. Seguidamente, cuando el agua o vapor son adicionados, la hemicelulosa libre es hidrolizada a monómeros y oligómeros de azúcar. Los productos solubles de azúcar son principalmente xilosa, y adicionalmente manosa, arabinosa y galactosa. Además una pequeña porción de la celulosa puede haber sido convertida en glucosa.

Por lo anterior, la elección de esta tecnología de pretratamiento es de vital importancia tanto para el éxito del proceso como para su economía [6,17]. Así, el pretratamiento

debe cumplir los siguientes requerimientos: (1) Incrementar la formación de azúcares o su capacidad para transformarse en azúcares en la hidrólisis enzimática; (2) Evitar la degradación o pérdida de carbohidratos; (3) evitar la formación de subproductos (compuestos fenólicos y furánicos) que pudieran inhibir los procesos de hidrólisis y fermentación; (4) y por último ser económicamente viables [10].

En este trabajo, se evaluaron las tecnologías de pretratamiento de explosión de vapor catalizado con ácido diluido y agua líquida caliente (LHW): la elección de estos procesos estuvo fundamentada en resultados de trabajos previos. En el trabajo de Hendriks et al. se concluye [18] que pretratamientos con ácidos concentrados, oxidación húmeda, con solventes y metales complejos, son efectivos pero, muy costosos comparados con el valor de la glucosa. Por otro lado los tratamientos con vapor, cal, LHW y amoníaco poseen un gran potencial [18]. En el mismo trabajo se presenta el pretratamiento con ácido diluido como una excelente opción teniendo en cuenta la producción de etanol y su costo en el proceso (Ver anexo 1). En este mismo sentido Laser et al. presentan una conversión a xilosa mayor a un 80% utilizando LHW como pretratamiento [19]. Por otra parte, los pretratamientos con ácido diluido y explosión de vapor son los únicos que han sido utilizados a escala piloto, produciendo muy buenos resultados (Ver anexo 2) [20,21].

2.3.1.1 PRETRATAMIENTO UTILIZANDO AGUA LÍQUIDA CALIENTE (LHW)

El proceso LHW utiliza agua comprimida (con una presión por encima del punto de saturación) para hidrolizar la hemicelulosa. El agua caliente se pone en contacto con la biomasa por más de 15 minutos a temperaturas de 200 a 230 °C. Como resultado entre el 40 y 60% del total de la biomasa es disuelta, liberando de 4 a 22% de celulosa, 35 a 60% de lignina y toda la hemicelulosa [10,6,19]. Además entre el 80 y 100% de hemicelulosa es recuperada como monómeros de azúcar. Por otro lado, la no utilización de ácidos o químicos catalíticos, hace de este un proceso económica y ambientalmente atractivo, aunque el desarrollo se encuentre en etapa de laboratorio [3].

2.3.1.2 PRETRATAMIENTO CON EXPLOSIÓN DE VAPOR CATALIZADO CON ÁCIDO

Una explosión de vapor catalizada con H_2SO_4 puede incrementar eficientemente la hidrólisis enzimática, permitiendo una remoción más completa de la hemicelulosa. Además, históricamente, de todos los pretratamientos químicos, el ácido sulfúrico diluido (0.5-1.5% con temperatura superior a 160 °C) ha sido el más favorable para las aplicaciones industriales, puesto que puede alcanzar una alta producción de xilosa entre el 70 y 90% [3]. Las ventajas de este pretratamiento incluyen bajos requerimientos de energía comparados con los métodos mecánicos, además de su comprobado reconocimiento como uno de los procesos más viables para maderas duras y residuos agrícolas [11]. Algunas de sus limitaciones incluyen la corrosión de los equipos, la destrucción de una fracción de la hemicelulosa, una incompleta ruptura de la matriz de la lignina y la generación de compuestos inhibidores de los microorganismos [10, 3,13]. Las condiciones óptimas de pretratamiento con explosión de vapor catalizado con ácido diluido utilizando bagazo de caña fueron determinadas por Sun y Cheng así: 220 °C, un tiempo de residencia de 30 s, una relación sólido-agua de 2 y un porcentaje de H_2SO_4 de 1% [11].

2.3.2 TECNOLOGÍAS DE HIDRÓLISIS ENZIMÁTICA

El procesamiento de biomasa mediante hidrólisis enzimática puede ser realizado mediante Hidrólisis y Fermentación Separadas (SHF), Hidrólisis y fermentación simultáneas (SSF), Hidrólisis y co-fermentación simultáneas (SSCF) y bioprocesamiento consolidado (CBP), figura 1. En la búsqueda por mejorar el diseño básico para el proceso de producción de etanol a partir de material lignocelulósico, se han propuesto diferentes formas de reciclar algunas corrientes o de integrar algunos pasos dentro del proceso, con el fin de alcanzar una mayor utilización de los azúcares formados, obtener ahorros significativos de energía, evitar inhibiciones o por otra parte para reutilizar bioagentes costosos como las enzimas [21,14]. Es así como algunos esquemas han sido estudiados con relación a la integración reacción-reacción. En este trabajo fueron analizados los procesos SSF y SSCF.

2.3.2.1 SACARIFICACIÓN Y FERMENTACIÓN SIMULTÁNEA (SSF)¹

Este es uno de los más importante avances en la integración del proceso de producción de etanol, en el cual la degradación enzimática de la celulosa es combinada en el mismo recipiente con la fermentación de la glucosa obtenida de la hidrólisis de este polisacárido [11,15]. Esta integración resuelve en gran medida los problemas de inhibición presentados en las enzimas celulasas (endoglucanasa, exoglucanasa y β -glucosidasa) por acción de la glucosa, xilosa y celobiosa, reduciendo la concentración de estos últimos al mínimo al producirse la fermentación a etanol simultáneamente [21, 5,11,15,3]. Por otro lado esta tecnología reduce el número de reactores involucrados, eliminando el reactor de hidrólisis enzimática (figura 1). Entre sus desventajas se cuenta la incompatibilidad de temperaturas entre la hidrólisis y la fermentación (la primera con un rango óptimo de 40-50 C y la segunda de 30 C), la tolerancia de los microorganismos al etanol y la posible inhibición de la enzima por el etanol [14,11].

2.3.2.2 Sacarificación y Co-Fermentación Simultánea (SSCF)²

Esta es otra técnica efectiva de integración, que básicamente consiste en la inclusión de la fermentación de pentosas (xilosa y potencialmente arabinosa) en el proceso SSF (figura 1) [22]. En este caso, ambas fracciones de hemicelulosa hidrolizada son unificadas (después de un proceso de desintoxicación) y utilizadas para la conversión de sus azúcares solubles en etanol. Hasta la fecha esta tecnología ha sido aplicada a escala laboratorio y piloto de manera exitosa con *Saccharomyces cerevisiae* y *Zymomonas mobilis* demostrando la disminución en el consumo de energía por la reducción de reactores produciendo reducciones en costo del etanol [14,15]. Algunos de sus desventajas son la alta formación de sub productos en forma de CO₂ y xilitol, una pobre estabilidad enzimática, una incompatibilidad de pH y temperatura óptima y la reversibilidad de la transformación de la enzima [14].

¹ Por sus siglas en inglés *Simultaneous Sccharification and Fermentation*

² Por sus siglas en inglés *Simultaneous Sccharification and co-Fermentation*

2.3.3 SEPARACIÓN

La corriente de producto, después de realizada la fermentación, es una mezcla de etanol, lignina residual, hemicelulosa y celulosa que no reaccionaron, cenizas, enzimas, microorganismos entre otros componentes y agua. En este proceso las concentraciones de etanol después de la fermentación usualmente son menores de 6 % en eso, por tal motivo se requiere un paso dentro del proceso que concentre este etanol y así pueda ser vendido [3]. Para este proceso de recuperación se han propuesto diferentes técnicas de destilación y en algunos casos con membranas [23, 3,14]. Para este estudio fue utilizado la destilación salina y tamices moleculares, para la primera y segunda ruta simulada respectivamente. La destilación salina ha sido reconocida por disminuir los costos energéticos comparados con los casos de destilación azeotrópica (benceno, pentano, dietil eter), extractiva o con solventes [14]. Por otra parte los tamices moleculares mostraron ser una alternativa con bajos costos de operación aunque el costo de inversión es alto debido a la complejidad de la automatización y control inherente a esta tecnología [14]

2.4 INTEGRACIÓN ENERGÉTICA

El objetivo de esta metodología es la utilización de las corrientes del proceso para satisfacer las necesidades energéticas del mismo al diseñar una red de intercambio de calor (HEN)³, evitando así gastos por servicios industriales [24]. El diseño óptimo de una HEN busca la mejor alternativa por las cuales las corrientes calientes dan energía a las corrientes frías obteniendo un mínimo costo de servicio de calentamiento, enfriamiento y de inversión [25]. En este estudio se utilizó la metodología de análisis Pinch, la cual es una técnica secuencial que resuelve el problema a través de unos pasos establecidos (minimizar costo de servicios de calentamiento y enfriamiento, minimizar el número de intercambiadores y minimizar costos de inversión), pero que no siempre garantiza encontrar un óptimo global [25]. La metodología de análisis Pinch está basada en los diagramas de entalpía-temperatura (curva compuesta y gran curva compuesta) que representan las corrientes del proceso y brindan información de los

³ Por sus siglas en inglés *Heat Exchanger Network*

mínimos requerimientos energéticos, considerando una temperatura mínima de aproximación para los intercambiadores [24,25]

2.5 ANÁLISIS EXERGÉTICO

El concepto de exergía provee una medida de la mínima cantidad de recursos teóricos que puede requerir un proceso (masa y energía) [26]. La exergía mide la utilidad, calidad o potencial de una forma de energía o de una sustancia para causar cambios cuando no está en equilibrio con los alrededores. En otras palabras, entre mayor sea la desviación del sistema, mayor será la exergía y mayor serán los recursos utilizados del medio ambiente [27, 28].

Para procesos reales, la exergía que entra al sistema siempre excede a la exergía que sale: este desbalance es debido a irreversibilidades internas del sistema. En este sentido, un balance exergético, por definición, solo existe para procesos reversibles. Así, para procesos reales siempre existirán irreversibilidades en el sistema. [27]

Normalmente, la exergía de una corriente es la sumatoria de su exergía cinética (Ex_{kin}), potencial (Ex_{pot}), química (Ex_{ch}) y física (Ex_{ph}) expresada en la ecuación 1 [29]

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

Puesto que la variación de la exergía potencial y cinética se considera muy pequeña, la exergía química y física son tenidas en cuenta en los sistemas químicos. Para calcular estas dos últimas exergías se pueden utilizar las ecuaciones 2 y 3 respectivamente:

$$Ex_{ch} = n \sum_i (x_i \varepsilon_i^{ch} + RT_0 x_i \ln(x_i)) \quad (2)$$

$$Ex_{ph} = \sum m ((h - h_0) - T_0 (s - s_0)) \quad (3)$$

Donde m es el flujo másico, s y h la entropía y entalpía específica a condiciones específicas de las especies, el sub índice 0 representa las condiciones del estado de referencia, n es el flujo molar, x es la fracción molar de la especie en el flujo y ε_i^{ch} es la exergía química del compuesto (anexo 14).

El análisis de exergía es una manera de evaluar los procesos, además puede ser usado como herramienta para la identificación de material desperdiciado y pérdidas de

energía, detectando áreas dentro del proceso que necesiten ser mejoradas tecnológicamente, calculando la eficiencia exergética [26]. En este trabajo, los procesos analizados fueron comparados utilizando metodología de análisis exergético.

3. SIMULACIÓN DEL PROCESO

La simulación del proceso de producción de etanol a partir de bagazo de caña fue realizada en el programa Aspen PlusTM 2006.5 (Aspen technologies Inc., USA). Este simulador, en estado estacionario, modular secuencial, estima las características del proceso, parámetros físicos, requerimientos de energía y parámetros de los equipos para un caso especial de diseño. El modelo utilizado a través de las dos 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 [1,30], asimismo, esta ruta incluye el modelo de coeficientes de actividad del NRTL y la ley de Henry para gases disueltos. Para caracterizar los compuestos de la biomasa involucrados en las simulaciones fueron utilizados los resultados de estudios termodinámicos realizados por *National Renewable Energy Laboratory* (NREL), especialmente desarrollada para Biocombustibles [31].

3.1 DESCRIPCIÓN DE LAS RUTAS

La metodología seguida para la realización de este estudio consistió en una comparación de dos posibles rutas de simulación para el proceso de obtención de etanol a partir del bagazo de caña. Las tecnologías para las diferentes etapas del proceso, utilizadas en las dos rutas, fueron seleccionadas teniendo en cuenta los criterios expuestos en capítulos anteriores que a su vez están fundamentados en la literatura (anexo 1,3).

Las dos rutas se simularon en estado estacionario y se dividieron en 5 jerarquías (etapas del proceso global): Pretratamiento, sacarificación y fermentación simultáneas (SSF), fermentación y separación para la primera ruta. Pretratamiento, sacarificación y

co-fermentación simultáneas y separación para la segunda ruta. En el anexo 4 y 5 se muestran los parámetros utilizados en la simulación

En la simulación de las dos rutas fue seleccionada la misma entrada de materia prima, equivalente a 50000 Kg/h de bagazo de caña con una composición de 23% celulosa, 11% hemicelulosa, 13.5% lignina, 2.5% cenizas y 50% humedad. En la tabla 2 se resumen todos los parámetros tenidos en cuenta para los equipos en las diferentes etapas del proceso para las dos rutas simuladas.

3.1.1 PRIMERA RUTA

El proceso se inicia con la entrada de la materia prima al reactor de pretratamiento, en el cual se calcularon los resultados de los efectos que tiene el uso de agua líquida caliente (LHW) en el rompimiento de la estructura lignocelulósica y en la hidrólisis de la hemicelulosa contenida. La corriente resultante del pretratamiento es llevada a un proceso de separación, de este modo, dos corrientes principales, una con mayor cantidad de celulosa (99.3% mol) y la otra con una concentración de xilosa del 22.7% mol, son alimentadas al proceso SSF y de fermentación respectivamente (tabla 2).

El resultado final de las dos etapas nombradas anteriormente, fueron corrientes con etanol y vinazas⁴ que se dispusieron a ser mezcladas, separando los compuestos que pudieran afectar la destilación. Finalmente se realizó un proceso de separación, en este se utilizó una torre despojadora de CO₂, posteriormente una torre de rectificación y por último una destilación salina utilizando KI (descrita por Pinto et al) [32], Obteniendo finalmente una concentración de 99.85% en peso de etanol.

3.1.2 SEGUNDA RUTA

Las astillas de bagazo de caña son alimentadas al reactor de pretratamiento, junto con ácido sulfúrico al 2.25%. Esta suspensión pastosa es calentada con vapor saturado efectuándose el proceso de hidrolizado de algunos componentes. Posteriormente las corriente pretratada fue separada con el fin de llevar la fracción líquida a un proceso de neutralización (para retirar la lignina y neutralizar el ácido) que se efectúa con hidróxido

⁴ Que se conforma principalmente de agua, ceniza, etanol, oxígeno, CO₂, ácido acético, ácido succínico, ácido láctico y glicerol

de calcio (tabla 2). Esto se hace con el fin de neutralizar los compuestos inhibidores de los microorganismos en la etapa de fermentación. La corriente de sólidos y la corriente neutralizada fueron posteriormente ingresados al proceso SSCF (tabla 2).

Tabla 2. Condiciones de operación en las diferentes etapas del Proceso de etanol a partir de bagazo de caña de azúcar

PRIMERA RUTA		SEGUNDA RUTA	
	ID del equipo		ID del equipo
PRETRATAMIENTO [33,34,13,35]	R-110	PRETRATAMIENTO [3,11]	R-110
Temperatura	188 °C	Temperatura	188 °C
Presión	60 atm	Presión	6,08 atm
Conversión de Hemicelulosa	80%	Conversión de Hemicelulosa	70%
Tiempo de residencia	40 min	Tiempo de residencia	10 min
		Concentración de H ₂ SO ₄	2.25 %w
SSF [36,11]	R-310 y R-320	SSCF [37,3]	R-310 y R-320
Enzima	Celulasa	Enzima	Celulasa
Temperatura	35°C	Temperatura	39°C y 41°C
Conversión de Celulosa	75,2 %	Conversión de Celulosa	88%
Presión	1 atm	Presión	1 atm
Conversión Glucosa- Etanol	92%	Conversión Glucosa-Etanol	95%
Bioagente	<i>S. Cerevisiae</i>	Conversión Xilosa-Etanol	85%
		Bioagente	<i>Z. Mobilis</i>
FERMENTACIÓN [38,39,40,36,41]	R-410	NEUTRALIZACIÓN [3,15,14]	R-210
Bioagente	<i>Z. Mobilis</i>	Agente neutralizante	Ca(OH) ₂
Temperatura	30 °C	Temperatura	50 °C
Conversión Xilosa- Etanol	90%	Neutralización de H ₂ SO ₄	100%
TREN DE DESTILACIÓN [32,23]	D-530	TREN DE DESTILACIÓN [14,47]	D-412
Numero de absorbedores	1	Numero de absorbedores	1
Numero de columnas	2	Numero de columnas	2
Presión	1 atm para todos	Presión	1 atm para todas
Temperatura absorbedor	30°C	Temperatura absorbedor	62,78 °C
TEMPERATURAS COLUMNAS	D-510, D-520	TEMPERATURAS COLUMNAS	D-410, D-420
Destilado	36 °C y 78,3 °C	Destilado	95,17 °C y 66,69 °C
Fondos	38,72 °C y 123,18 °C	Fondos	99,65 °C y 87,51 °C

En el proceso de destilación se utilizó una torre concentradora y una posterior rectificación. El destilado es alimentado al sistema de deshidratación con tamices moleculares.

Las especificaciones de las condiciones de operación del tamiz molecular son propiedad del fabricante, pero el proceso en general comprende el paso del vapor

procedente de la segunda torre, siendo sobrecalentado antes de pasar por el tamiz molecular que opera en adsorción. Las moléculas de agua son más pequeñas que las de etanol y quedan retenidas en los poros de la resina mientras el etanol fluye a través de la misma. El resultado es un vapor con concentración predominante de etanol (99.8% en peso).

3.2 RESULTADOS Y ANALISIS DE LAS RUTAS SIMULADAS

En la tabla 3 se resume los resultados de las corrientes de salida de los equipos o procesos más sobresalientes para las dos rutas simuladas. Para ambas simulaciones fueron consideradas la glucosa como compuesto representativo de las hexosas y xilosa como compuesto representativo de las pentosas.

La planta de etanol modelada en este estudio necesita 50 ton/h de bagazo de caña de azúcar con un 50% de material seco que puede producir 6293.7 Kg/h y 6786 Kg/h de etanol con una pureza 99.9% y 99.8% para la ruta 1 y 2 respectivamente. Con lo que se podría indicar que los rendimientos de etanol con respecto al teórico son de 64.62% y 69.73% para la ruta 1 y 2 respectivamente. Por lo tanto se puede concluir que la ruta 2 (Explosión catalizada con H_2SO_4 con tecnología SSFC) (pretratamiento LHW y tecnología SSF) presenta mayor rendimiento de etanol comparada con la ruta 1 (pretratamiento LHW y tecnología SSF) utilizando bagazo de caña como materia prima. Estos rendimientos cercanos se pueden explicar si se analizan las transformaciones del material lignocelulósico en cada etapa del proceso. Por un lado, la formación de inhibidores solo se presentó para la tecnología con vapor catalizada con ácido diluido, con un 3% de furfural en la corriente de salida de la etapa de pretratamiento afectando sus rendimientos. Por lo tanto en ruta 2 la conversión a xilosa en el pretratamiento es menor que para la ruta 1, alcanzando 4356.72 Kg de xilosa/h, puesto que una parte de la hemicelulosa es degradada hasta furfural u otros agentes inhibidores por acción del ácido. De otra parte en el pretratamiento LWH la hemicelulosa es transformada solamente en xilosa, alcanzando una producción de 5069.23 Kg/h [11]. Ahora, si se analizan los efectos de estas diferencias en las siguientes etapas, se puede indicar que aunque las conversiones son mayores para la ruta 2 en la proceso SSCF (tabla 3), la cantidad de xilosa y celulosa son mayores en la ruta 1 comparada con la 2,

compensando de esta manera la pequeña brecha existente entre los rendimientos (tabla 3).

Otro fenómeno que fue simulado de manera correcta, es la generación de glucosa en la corriente de salida del pretratamiento para la ruta 2, siendo el ácido responsable de esta transformación [4,43]. De esta manera la ruta 2 adquiere una ventaja técnica-económica sobre la ruta 1, pues la generación de azúcares se promueve desde las primeras etapas del proceso.

Tabla 3. Resultados de las corrientes de salida del reactor de pretratamiento, del proceso de fermentación (neutralización para la ruta 2), de los procesos SSF y SSCF y de la destilación respectivamente para las dos rutas simuladas.

	PRIMERA RUTA				SEGUNDA RUTA			
	PRE-6	FER-3	SSF-4	DESTI-9	PRE-6	NEU-3	SSCF-15	DESTI-10
Flujo másico [Kg/s]	50,29	6.256	37,864	1,75	20,17	3,702	32,184	1,133
Temperatura [°C]	188	30	35	78,31	188	30	41,02	25
Presión [atm]	60	1	1	1	6,08	1	1	1
Componentes	Flujo Másico [Kg/s]							
Agua	43.179	0.069	33.396	0.003	13.052	0.094	26.982	0.002
Cenizas	0.347	0.34	Trazas		0.347	0,347	0.003	
Xilosa	1.389	0.057			1.215	1.215	0.121	
Amoniaco		0.247	0.492				0.022	
Oxigeno		0.005	0.01				0.012	
Etanol		0.626	1.218	1.747			1.994	1.885
CO2		0.593	1.156				1.891	
Glucosa			0.034		0.177	0.093	0.009	
Lignina	1.875	0.562	0.013		1.875	1.875		
Celulosa	3.194	0.032	0.769		3.035		0.328	
Hemicelulosa	0.306	0.003	0.003		0.382		0.382	
Zymomonas		3.679					0.068	
Saccharomyces			0.578					
Furfural					0.056	0.002	0.002	

De las tecnologías de hidrólisis analizadas se puede apreciar que para SSCF la tasa de conversión de los azúcares es mayor comparado con SSF en la ruta 1. Esto en términos prácticos se traduce en la disminución del consumo de energía en los procesos de separación [14]. Si al hecho anterior se suma que para la ruta 2 la tecnología de separación seleccionada (tamices moleculares) reporta tener menores

consumos de energía que la utilizada para la ruta 1 (destilación salina) [14], se esperaría tener un gran ahorro de energía dentro del proceso.

En cuanto a las eficiencias de los procesos de separación para cada una de las rutas (destilación salina ruta 1 y tamices moleculares ruta 2), se puede apreciar una pequeña diferencia. El proceso con tamices moleculares registra una eficiencia en la separación de 94.5% mientras que la destilación salina registra un 97.8% en su eficiencia.

4. INTEGRACIÓN ENERGÉTICA

Se realizó una evaluación de las posibilidades de integración energética del proceso de producción de etanol a partir de bagazo de caña de azúcar con la ayuda del software Aspen HX-Net. Para esto fueron seleccionadas las corrientes relevantes de dos rutas simuladas (anexo 6) en Aspen Plus y con esto se determinó la mejor red de intercambio energético, que pretende utilizar corrientes del proceso para suplir los requerimientos energéticos del mismo, minimizando así los servicios externos [25].

4.1 METODOLOGÍA PARA LA INTEGRACIÓN ENERGÉTICA

La metodología de análisis Pinch descrita por Linhoff et al. (1982) fue usada para analizar las corrientes del proceso que estuvieran disponibles para la integración energética para las dos rutas simuladas (anexo 6 y 7) [29]. El método descrito en Dias et al [30]. que fue desarrollado por los trabajos de Hohman, Umeda et al y Linhoff y Flower, usa diagramas de temperatura-Entalpía para representar las corrientes de los procesos y así hallar los mínimos requerimientos energéticos, considerando una diferencia de aproximación mínima de temperatura para los intercambiadores de calor DT_{min} , que para nuestro estudio se definieron como 9.81 y 5 [°C] para la primera y segunda ruta respectivamente (tabla 1). Dichos diagramas son conocidos como curva compuesta y gran curva compuesta y son presentados en los anexos 8 y 9.

Para seleccionar la mejor red de intercambio energético fueron escogidos un caso base, en el cual se satisfacen los requerimientos energéticos con servicios externos, en otras palabras donde no se efectúa una integración energética, y dos casos de integración de la red de intercambiadores para las dos rutas de producción de etanol a

partir de bagazo de caña. Esta selección fue hecha entre 8 redes simuladas, y tomando como criterio base la menor cantidad de servicios industriales requeridos.

Con la anterior información y tomando como principal juicio de selección, los porcentajes de reducción de energía de cada diseño con respecto al caso base, fue seleccionada la mejor opción de integración energética para cada ruta simulada. Finalmente, fueron comparadas las redes de intercambio escogidas para cada ruta, seleccionando la mejor desde el punto de vista energético.

4.2 RESULTADOS Y ANÁLISIS DEL PROCESO DE INTEGRACIÓN ENERGÉTICA

Los resultados del análisis energético para el proceso con tecnología SSF, utilizando LHW para el pretratamiento (ruta 1) son presentados en la tabla 5 y 6, mientras que para el proceso con tecnología SSCF, utilizando ácido diluido con explosión en el pretratamiento (ruta 2) se presentan en las tablas 7 y 8. En las tablas mencionadas (tabla 5, 6, 7 y 8) se encuentran los resultados más relevantes de la integración energética. Igualmente, en los anexo 10 y 11 se exhibe información más detallada sobre las condiciones de las corrientes involucradas en la integración energética tanto para el caso base como para los diseños recomendados para las dos rutas simuladas.

Tabla 4. Temperaturas del punto Pinch para las dos rutas

PUNTO PINCH (°C)			
Ruta 1		Ruta 2	
Temperatura Caliente	Temperatura Fría	Temperatura Caliente	Temperatura Fría
188	178.2	174	169
128.7	118.9	168.3	163.3

De las tablas 5 y 6 se puede concluir que la mejor red de intercambio para la primera ruta (SSF-LHW) es la propuesta en el diseño 1, principalmente porque presenta menores gastos en servicios externos si se compara con el caso base. En otras palabras, si se tiene en cuenta que los valores de energía para el caso base

representan la cantidad de servicios externos que se necesitarían si no se presentara integración energética (esto es si la planta no utiliza corrientes internas para suplir los requerimientos de calor dentro del proceso), el diseño 1 estaría evitando la compra de aproximadamente 45833 kW, de servicios de enfriamiento como de calentamiento.

Tabla 5. Resultados sobresalientes de la integración energética para la ruta con tecnología SSF y pretratamiento con LHW.

	Caso Base	Diseño 1	Diseño 2	Targets
Área total (m2)	11681.45	21581.75	19700.10	23446.55
Número de Intercambiadores	10.00	24.00	25.00	12.00
Servicio calentamiento (kJ/h)	185881983.24	20346175.54	22930199.11	16169838.96
Servicio enfriamiento (kJ/h)	1063009547.67	897473739.97	900057763.54	893297403.39
Costo capital (costo)	2920612.27	5508954.67	5052866.61	-

Tabla 6. Porcentajes con respecto a los mínimos o targets calculados para la primera ruta (SSF-LHW)

Reducción máxima de energía [%]			
	Máxima reducción que puede obtenerse para el caso base usando integración energética	Reducción de servicios industriales por implementación de los diseños respecto al caso base	
		Diseño 1	Diseño 2
Calentamiento	91,3	89,05	87,66
Enfriamiento	15,97	15,57	15,33

Entre tanto para el diseño 2 este ahorro se calcula en unos 45000 kW (tabla 5). Esta diferencia en términos económicos puede representar un gran ahorro, no solo por los valores reflejados en la tabla 5 (que son calculados con coeficientes económicos tomados por defecto por el simulador)⁵, sino también por los ahorros que se pueden generar en los servicios industriales, los cuales pueden oscilar entre 70 Y 100 US\$/kW para servicios de calentamiento y 5-20 US\$/kW para servicios de enfriamiento [43].

De igual modo con los datos de la tabla 6 se puede concluir que el diseño 1 es el más adecuado para esta ruta. Si se observan los porcentajes de reducción de los servicios

⁵ Los coeficientes utilizados por HX-Net son a=10000;b=800;c=0.8 y están relacionados por la siguiente ecuación $Costos = a + shells + b * S/shells^c$. Se encuentra dentro de los rangos de otros coeficientes de su misma especie presentados por otros autores para este mismo calculo [42]

externos respecto al caso base, es claro que el diseño 1 tiene un porcentaje de reducción mayor.

Es preciso anotar que aunque el diseño 1 presenta menores servicios industriales necesarios para el proceso que el diseño 2 y el caso base, su costo es más elevado probablemente debido a una gran influencia del área en el costo.

Análogamente para la ruta 2 se concluye que la mejor red de intercambio energético es la presentada en el diseño 1 (ver tabla 7). Los criterios utilizados para esta determinación son los mismos que se argumentaron para la primera ruta. Por consiguiente el hecho que el porcentaje de reducción en los servicios con respecto al caso base fuera de un 95.67% (el mayor de los dos casos) justifica la elección (ver tabla 8).

Tabla 7. Resultados sobresalientes de la integración energética para la ruta con tecnología SSCF y pretratamiento con ácido diluido con explosión de vapor

	Área total (m2)	Número de Intercambiadores	Servicio calentamiento (kJ/h)	Servicio enfriamiento (kJ/h)	Costo capital (costo)
Caso Base	1344.21	19.00	42817045.86	349926068.25	593117.92
Diseño 1	1245.09	20.00	1854393.59	308963415.98	562374.82
Diseño 7	1250.71	18	17213967	324322990	541375
Targets	1552.40	17	0	307109022	-

Tabla 8. Porcentajes con respecto a los mínimos o targets calculados para la segunda ruta (SSCF-ácido y explosión)

Porcentajes de reducción de energía [%]			
	Máxima reducción que puede obtenerse para el caso base usando integración energética	Reducción de servicios industriales por implementación de los diseños respecto al caso base	
		Diseño 1	Diseño 7
Calentamiento	100,00	95,67	59,80
Enfriamiento	12,24	11,71	7,32

Otro aspecto para resaltar de los resultados de la integración es la cantidad de energía presente en las corrientes de las dos rutas simuladas (ver la gran curva compuesta para las dos rutas anexo 8 y 9). El hecho de que los servicios de enfriamiento fuesen más elevados que los requeridos para calentamiento para las dos rutas (ver tabla 5 y 7), proporciona una idea de la cantidad de energía dispuesta para ser aprovechada a

través de todo el proceso, (incluso ganar dinero por su venta), antes de comprar servicios de enfriamiento para retirar la energía [44,24]. Esta información, a pesar de ser optimista, tiene que ser cuidadosamente interpretada, puesto que sin importar que haya una cantidad elevada de energía disponible, hay que evaluar las condiciones a las cuales esta energía se podría transferir y observar si las corrientes actuales poseen dichas condiciones, de lo contrario, la cantidad de energía que se transferiría sería una fracción pequeña de la disponible.

Para finalizar el análisis de integración energética, es preciso concluir que energéticamente, la ruta más favorable es la segunda. En primer lugar porque esta presenta los menores requerimientos de energía tanto de calentamiento como de enfriamiento (tablas 5 y 7). En segundo lugar, exhibe un número menor de intercambiadores de calor con una HEN menos compleja que la ruta 1, es decir que presenta menos conexiones entre las corrientes del proceso lo que se traduce en una ventaja técnica y económica. Por último, utiliza servicios de calentamiento solo de media presión, en comparación con la ruta 1 que utiliza servicios tanto de media como de alta presión (incrementando costos, medidas de seguridad y complejidad de la planta). Esta conclusión concuerda con los datos encontrados en la literatura para este tipo de análisis. Cardona et al [14] determinaron que cuando se aumenta la cantidad de etanol antes de ingresar a la etapa de destilación, se puede reducir notablemente la cantidad de energía utilizada para esta operación. Los resultados mostrados en la tabla 3 confirman este fenómeno, pues para el caso de la ruta 2 la cantidad de etanol en las corrientes previas a la destilación fue mayor comparado con la ruta 1. En este mismo estudio se muestra como la tecnología SSCF disminuye los requerimientos de energía con respecto a la tecnología SSF para el proceso de extracción de etanol a partir de residuos lignocelulósicos, esto debido principalmente al aumento en la utilización de los azúcares y su elevada conversión a etanol (ver tabla 2 y anexos 5). De la misma manera, la concentración de etanol en las dos rutas alcanza un nivel en el cual la demanda de energía se estabiliza lo cual contribuye a la reducción de los costos de producción de etanol [45]. Otra de las razones por las cuales la ruta dos demostró utilizar menos servicios industriales después de la integración energética es en gran medida a la tecnología utilizada para la purificación del etanol. Para la ruta 2 se utilizó

tamices moleculares, la cual, según los reportes demostró tener menos consumos de energía que la que pudiera necesitar la destilación salina [14, 46].

Después de aplicada la metodología Pinch e integración de procesos a las dos rutas simuladas del proceso de producción de etanol a partir de bagazo de caña se puede concluir que: la ruta 2, correspondiente al proceso que utiliza pretratamiento con explosión de vapor catalizada con ácido diluido, tecnología SSCF y destilación con tamices moleculares, representó un diseño en el cual se pueden realizar más ahorros en servicios industriales después de un proceso de integración energética.

5. ANÁLISIS EXERGÉTICO

El análisis exergético puede ser usado para evaluar la reactividad de las sustancias/productos y la calidad de las corrientes de salida del sistema. Debido a que la exergía indica la distancia desde el equilibrio, esta puede ser una medida de reacciones potencialmente descontroladas, ya sea por disolución (descarga en corrientes de desagüe), evaporación (descarga a la atmósfera), por una reacción continua hasta llegar a los compuestos en su estado más estable o hasta que un sólido insoluble es formado y depositado en la corteza de la tierra [51].

Por medio del uso de ecuaciones para la estimación de la exergía, se realizaron los cálculos de ésta para las dos rutas simuladas, de modo que proporcionaran un estimativo acerca de cuál ruta es ambientalmente mejor.

5.1 METODOLOGÍA

Para poder calcular la exergía de las corrientes, equipos, etapas y finalmente el proceso, fue realizado un balance exergético. Éste comprende la exergía que entra y sale por las corrientes (química y física), la exergía creada por calor y la exergía creada por trabajo, obteniendo como resultado las irreversibilidades del equipo.

El balance de exergía para un equipo cualquiera es el siguiente.

$$ExIn - ExOut \pm ExQ \pm ExW = Irreversibilidades$$

Para el cálculo de las condiciones de las corrientes en el estado de referencia, las corrientes fueron replicadas utilizando las condiciones estándar de presión y temperatura para cada corriente ($T=25^{\circ}\text{C}$, $P=1\text{ atm}$).

Luego de calculada la exergía para cada equipo, se procede a calcular la exergía de cada etapa como la suma de las exergías de todos los equipos. Finalmente, se calcula la exergía del proceso como la suma de las exergías de cada etapa.

Es importante aclarar que el resultado obtenido al final de este proceso, debe ser dividido por la cantidad de etanol obtenida para cada simulación, esto se realiza para unificar la unidad de comparación de exergía para cada ruta por unidad de masa de etanol producido.

5.2 RESULTADOS Y ANÁLISIS DE RESULTADOS

Se puede observar, a partir de la figura 2, que el pretratamiento LHW genera mucha más irreversibilidades que el pretratamiento con explosión de vapor catalizado con ácido diluido. Esto es debido a la implementación de una bomba para acondicionar la biomasa antes de entrar al reactor y a la liberación de una cantidad enorme de calor por parte de un intercambiador al hacer pasar la corriente de salida del reactor del pretratamiento de una temperatura de $188\text{ }^{\circ}\text{C}$ a $35\text{ }^{\circ}\text{C}$ (Anexo 15).

Debido a que la exergía es una medida de las irreversibilidades que se generan en el proceso, de la figura 2 también podemos analizar que la tecnología SSCF puede generar un daño al medio ambiente mayor que la SSF, dependiendo de cuánta exergía se pierda en cada una de las corrientes que salen como emisiones. Esto se puede explicar por el número mayor de equipos operados en esta tecnología, comparada con la SSF.

Por el contrario, si se considera que la ruta 1 necesita los procesos SSF y fermentación para producir etanol, podríamos decir que la ruta 2 sería menos perjudicial, debido a que la suma de las irreversibilidades generadas por los dos procesos, nombrados anteriormente, para la ruta 1, es mayor que las irreversibilidades del proceso SSCF.

Adicionalmente, la figura 2 nos muestra que en la etapa posterior al pretratamiento (SEP/NEU), la ruta 2 incurriría en mayores impactos ambientales que la ruta 1, lo cual

es entendible si tenemos en cuenta que el uso de ácido en el pretratamiento conlleva a procesos que lo neutralicen, y remuevan los compuestos generados por su uso.

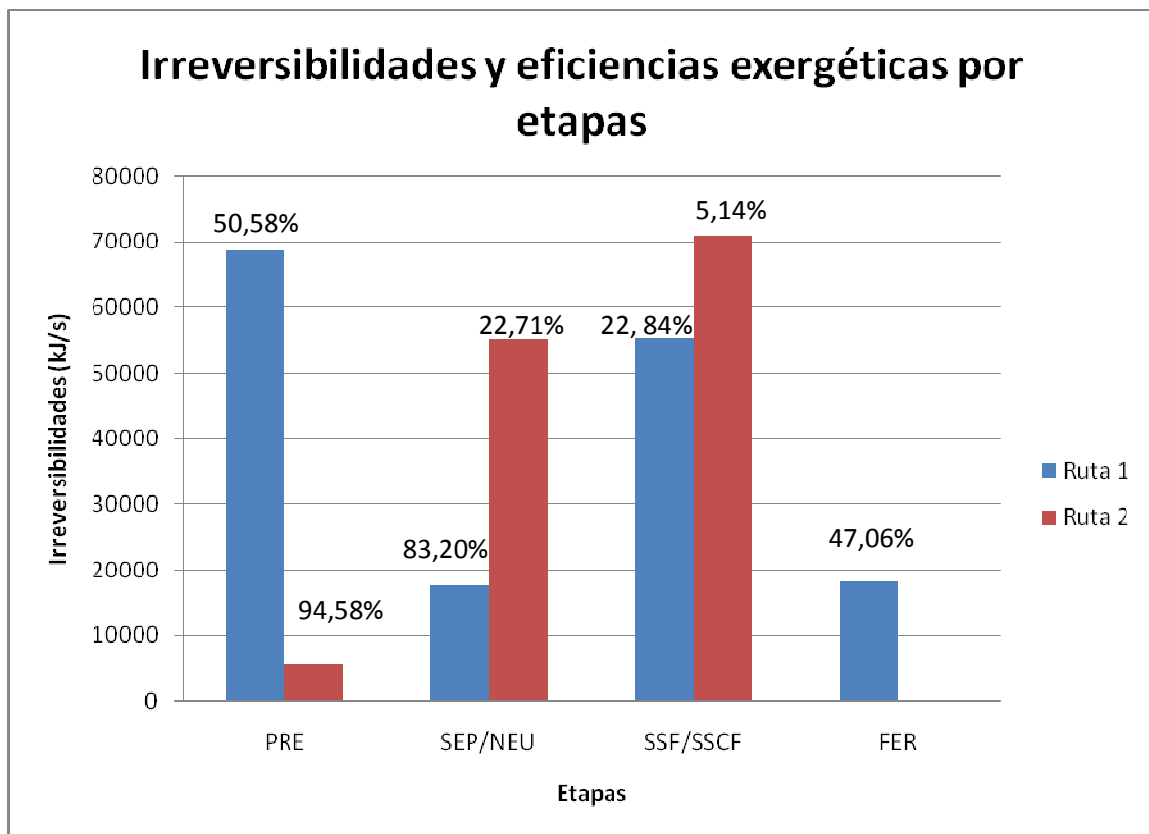
Por otra parte, la figura 2 muestra que, en general, la ruta 2 produce cerca de un 18% menos de posibles irreversibilidades que la ruta 1. Si se define la eficiencia exergética como la energía útil aprovechable de la corriente de salida (etanol para este proceso) a partir de la energía potencialmente aprovechable de las corrientes que entran, valores mayores en esta variable para la ruta 2, indican que esta ruta es mejor que la ruta 1.

Algo que hay que notar de estos valores de eficiencia exergética es que el proceso SSCF presenta un valor muy bajo, atribuido a la gran cantidad de exergía disponible en sus corrientes de entrada, pero que se va perdiendo a través del procesamiento de la materia prima y de las corrientes de salida del proceso, especialmente por la gran cantidad de residuales líquidos, los cuales tienen altos valores de exergía que no es aprovechada.

En un sistema real siempre existen pérdidas de exergía. Las corrientes de salida del proceso tienen una menor exergía que las corrientes de entrada. Una parte de esta exergía se aprovecha más adelante, siempre y cuando, las corrientes salientes de la etapa sean utilizadas posteriormente en otras partes del proceso y las pérdidas de exergía nombradas anteriormente, se atribuyen a pérdidas por calor o a pérdidas por desperdicios que no reaccionan y abandonan el proceso [51].

Estos resultados y análisis permiten determinar que la ruta 1 tiene mayores requerimientos de mejoras en el proceso que la ruta 2, debido a sus altas irreversibilidades. De la Figura 2, se puede observar que el pretratamiento LHW presenta mayores irreversibilidades que el de Explosión de vapor catalizada, indicando unos requerimientos de mejoras tecnológicas en esta etapa. En el mismo sentido, la necesidad de una etapa de neutralización en la ruta 2 incrementa las irreversibilidades globales del proceso y genera pérdidas de exergía por la salida de residuales con compuestos precipitados durante esta etapa. Comparando las tecnologías de SSF y SSCF se puede concluir que la tecnología SSCF presenta mayores irreversibilidades indicando la necesidad de mejoras tecnológicas superiores a las requeridas por la tecnología SSF, sin embargo, la necesidad de una etapa de fermentación de pentosas separadas puede generar a nivel global un aumento significativo de las irrversibilidades

del proceso. Adicionalmente, las emisiones al ambiente generadas durante el procesamiento de la biomasa indican que este tipo de procesos requiere la implementación de etapas de tratamiento de efluentes que permitan reducir las pérdidas de exergía por residuales líquidos del proceso y disminuyan el impacto ambiental de estas tecnologías.



PRE: Pretratamiento, SEP/NEU: Separación/Neutralización, FER: Fermentación

Figura 2. Irreversibilidades y eficiencias exergéticas por etapas.

6. CONCLUSIONES

En este estudio se realizó la simulación de dos rutas del proceso de producción de etanol a partir de bagazo de caña de azúcar, utilizando diferentes alternativas tecnológicas existentes. Con los datos obtenidos por el programa ASPEN PLUS TM, por un lado se propuso un análisis energético que llevo al diseño, a través de la metodología pinch (con el simulador ASPEN HX-Net), de redes de intercambio de calor. Por otro lado se aplicaron metodologías de análisis exergético con el fin de evaluar las pérdidas de masa y la energía, haciendo una evaluación ambiental del proceso.

El diseño con explosión de vapor catalizado con ácido, como pretratamiento, tecnología SSCF, como técnica de integración de procesos y con tamices moleculares en la fase de separación (ruta 2), demostró tener mayores ventajas puesto que produjo una mayor cantidad de etanol a partir de la misma materia prima, presenta menores gastos energéticos e irreversibilidades comparado con el diseño de la ruta 1 (pretratamiento LHW, técnica de integración SSF y destilación salina).

En este estudio se logró concluir que la segunda ruta presentó una cantidad mayor de etanol 6786 kg/h comparado con la primera ruta 6289 kg/h a partir de 25000 kg/h de bagazo de caña seco. Igualmente, en el análisis exergético, la segunda ruta demostró menores pérdidas irreversibles, comparada con la primera ruta, produciéndose irreversibilidades de 69,94 MJ/kg etanol y 91,568 MJ/kg etanol, respectivamente.

En la etapa de separación los tamices moleculares demostraron reducir los consumos de energía a pesar que su porcentaje de recuperación fue levemente menor que la destilación salina. Por otro lado con la implementación de las redes de intercambio de calor (HEN) en las dos rutas simuladas, se notó una disminución en los servicios industriales requeridos para el proceso.

7. RECOMENDACIONES

Los procesos analizados en este trabajo con ayuda del software Aspen Plus fueron simulados en estado estable como una aproximación inicial. Si se desea realizar un estudio más profundo, se recomienda trabajar este programa en estado dinámico.

Para realizar una mejora del proceso, se recomienda seguir la secuencia nombrada a continuación: realización de un análisis exergético para identificar las etapas con las eficiencias exergéticas más bajas, posteriormente, mejoramiento de las áreas identificadas en el paso anterior, a continuación, realización de la integración energética, y finalmente, la ejecución de otro análisis exergético con el objetivo de comparar los procesos.

8. BIBLIOGRAFIA

1. MCALOON, A; TAYLOR, F; YEE W; IBSEN, K y WOOLEY, R. Determining the cost of producing ethanol from corn starch and lignocellulosic feedstocks. Report No. NREL/TP-580-28893. Golden, CO: National Renewable Energy Laboratory; 2000. Vertambién: http://webdev.ait.iastate.edu/webnews/data/site_biorenew_reading/14/webnewsfilefield_file/Cost-of-Ethanol.pdf
2. RONSEN, M.A. and DINCER, I. Exergy-cost-energy-mass analysis of thermal system and processes. Energy Conversion & Management. Vol 44 pag 1633-1652. 2003
3. HAMELINCK, Carlo N., HOOIJDONK, Geertje Van and FAAIJ, André PC. Ethanol from lignocellulosic biomass: techno-economic performance in short-, middle- and long-term. Biomass and Bioenergy. Vol 28 pag 384-410. 2005
4. FANG, Xu., SHEN, Yu., ZHAO, Jian., BAO, Xiaoming and QU, Yinbo. Status and prospect of lignocellulosic bioethanol production in China. Bioresource Technology. Vol 101 pag 4814-4819. 2010.
5. KUMAR, Sachin., SINGH, Surendra P., MISHRA, Indra M., MISHRA and ADHIKARI, Dilip K. Recent Advances in Production of Bioethanol from Lignocellulosic Biomass. Chemical Engineering Technology. Vol 32 pag 517-526. 2009.
6. MOSIER, Nathan., WYMAN , Charles., DALE, Bruce., ELANDER, Richard., LEE, Y.Y., HOLTZAPPLE , Mark and LADISCH, Michael. Features of promising technologies for pretreatment of lignocellulosic biomass. Bioresource Technology. Vol 96 pag 673-686. 2005.
7. GÁMEZ, Sara, GONZÁLEZ-CABRIALES, Juan Jose, RAMÍREZ, José Alberto, GARROTE, Gil and VÁZQUEZ, Manuel. Study of the hydrolysis of sugar cane bagasse using phosphoric acid. Journal of Food Engineering. Vol 74 pag 78-88. 2006.
8. QUINTERO, J.A., MONTOYA, M.I., SÁNCHEZ, O.J., GIRALDO, O.H. and CARDONA, C.A. Fuel ethanol production from sugarcane and corn: Comparative analysis for a Colombian case. ENERGY. Vol 33 pag 385-399. 2006

9. PATURAU, Maurice. El uso del bagazo como materia prima industrial para la obtención de derivados. En: Seminario Internacional Sobre Derivados de la Caña de Azúcar. Cuba: publicación del grupo de países latinoamericanos y del Caribe, 1988. pag 369-411.
10. YANG, Bin and WYMAN, Charles E. Pretreatment: the key to unlocking low-cost cellulosic ethanol. *Biofuels Bioproducts & Biorefining*. Vol 21 pag 26-40. 2008
11. SUN, Ye and CHENG, Jiayang. Hydrolysis of lignocellulosic materials for ethanol production: a review. *Bioresource Technology*. Vol 83 pag 1-11.2001.
12. SUKUMARAN, Rajeev K., SURENDER, Vikram Joshua, SINDHU, Raveendran., BINOD, Parameshwaran., JANU, Kanakambaran Usha., SAJNA, Kuttavan Valappil., RAJASREE, Kuni Parambil and PANDEY, Ashok. Lignocellulosic ethanol in India: Prospects, challenges and feedstock availability. *Bioresource Technology*. Vol 101 pag 4826-4833. 2009
13. WYMAN, Charles E., DALE, Bruce E., ELANDER, Richard T., HOLTZAPPLE, Mark., LADISCH, Michael R. And LEE, Y.Y. Coordinated development of leading biomass pretreatment technologies. *Bioresource Technology*. 96 pag 1959-1966. 2005
14. CARDONA, Carlos A. and SÁNCHEZ, Oscar J. Fuel ethanol production: Process design trends and integration opportunities. *Bioresource Technology*. Vol 98 pag 2415-2457. 2007.
15. CARDONA, C.A. SÁNCHEZ, O.J. Energy consumption analysis of integrated flowsheets for production of fuel ethanol from lignocellulosic biomass. *ENERGY*. Vol 31 pag 2447-2459. 2006.
16. WYMAN, C.E., Handbook on Bioethanol: Production and Utilization. Taylor and Francis, Washington DC. 1996. pag 202-210
17. WOOLEY, R., RUTH, M., GLASSNER, D., SHEEHAN, J. Process design and costing of bioethanol technology: a tool for determining the status and direction of research and development. *Biotechnology Progress*. Vol 15 pag 794–803. 1999.
18. HENDRIKS, A.T.W.M. and ZEEMAN, G. Pretreatments to enhance the digestibility of lignocellulosic biomass. *Bioresource Technology*. Vol 100 pag 10-18. 2009

19. LASER, Mark., SCHULMAN, Deborah., ALLEN, Stephen G., LICHWA, Joseph., ANTAL Jr, Michael J. And LYND, Lee R. A comparison of liquid hot water and steam pretreatments of sugar bagasse for bioconversion to ethanol. *Bioresource Technology*. Vol 81 pag 33-44. 2002
20. GNANSOUNOU, Edgard. Production and use of lignocellulosic bioethanol in Europe: Current situation and perspectives. *Bioresource Technology*. Vol 101 pag 4842-4850. 2010.
21. MARGEOT, Antoine., HAHN-HAGERDAL, Barbel., EDLUND, Maria., SLADE, Raphael and MONOT Frédéric. New improvements for lignocellulosic ethanol. *Current Opinion in Biotechnology*. Vol 20 pag 372-380. 2009.
22. SPATARI, Sabrina., BAGLEY, David M., MACLEAN Heather L. Life cycle evaluation of emerging lignocellulosic ethanol conversion technologies. *Bioresource Technology*. Vol 101 pag 654-667. 2010.
23. GIL, I. D., UYAZÁN, A. M., AGUILAR, J. L., RODRÍGUEZ, G. And CAICEDO, L. A. separation of ethanol and water by extractive distillation with salt and solvent as entrainer: process simulation. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*. Vol 25 pag 207-215. March 2008.
24. EL-HALWAGI, Mahmoud M. *Process Integration. Process Systems Engineering. Volume 7.* ELSEVIER Academic Press 2006. pag 231-252
25. SEIDER, Warren D., SEADER, J.D. and LEWIN, Daniel R., *Product and Process Design Principles. Synthesis Analysis, and Evaluation.* Second edition. John Wiley and Sons. pag 302-315.
26. OJEDA, K., KAFAROV, V. Exergy analysis of enzymatic hydrolysis reactors for transformation of lignocellulosic biomass to bioethanol. *Chemical Engineering Journal*. Vol 154 pag 390-395 2009
27. WALL, Göran. *EXERGETICS. Exergy, Ecology, Democracy.* Bucaramanga 2009. Memorias En <http://www.exergy.se>
28. WALL, Göran. *Exergy a Useful concept within Resource Accounting.* Report no. 77 42, Institute of Theoretical Physics, Chalmers University of Technology and University of Göteborg, 1977.

29. TAN, Hui Teng., LEE, Keat Teong and MOHAMED, Abdul Rahman. Second-generation bio-ethanol (SGB) from Malaysian palm empty fruit bunch: Energy and exergy analyses. *Bioresource Technology*. Vol 101 pag 5719-5727. 2010.
30. DIAS, Marina O.S., ENSINAS, Adriano V., NEBRA, Silvia A., FILHO Rubens Maciel, ROSSELL, Carlos E.V. and WOLF, Maria Regina. Production of bioethanol and other bio-based materials from sugarcane bagasse: Integration to conventional bioethanol production process. *Chemical Engineering Research and Design*. Vol 87 pag 1206-1216. 2009.
31. WOOLEY, J. Robert and PUTSCHE, Victoria. Development of an ASPEN PLUS physical Property Database for Biofuels Components. National Renewable Energy Laboratory NREL. 1996.
32. PINTO, R.T.P., WOLF-MACIEL, M.R. and LINTOMEN, L. Saline extractive distillation process for ethanol purification. *Computers & Chemical Engineering*. Vol 24 pag 1689-1694. 2000.
33. DIEN, Bruce S., XIMENES, Eduardo A., O'BRYAN, Patricia J., et al. Enzyme Characterization for hydrolysis of AFEX and liquid hot-water pretreatment distillers' grains and their conversion to ethanol. *Bioresource Technology*. Vol 99 pag 5216-5225. 2008.
34. KIM, Youngmi., HENDRICKSON, Rick., MOISER, Nathan S., et al. Enzyme hydrolysis and ethanol fermentation of liquid hot water and AFEX pretreated distillers' grains at high-solids loadings. *Bioresource Technology*. Vol 99 pag 5206-5215. 2008.
35. PEREZ, J. A., BALLESTEROS, M., SAEZ, F. et al. Optimizing Liquid Hot Water pretreatment conditions to enhance sugar recovery from wheat Straw for fuel-ethanol production. *FUEL*. Vol 87 pag. 3640-3647. 2008.
36. KRISHNAN, M.S., TAYLOR, F. DAVISON, B.H. NGHIEM N.P. Economic analysis of fuel ethanol production from corn starch using Fluidized-bed bioreactors. *Biosource Technology*. Vol 75 pag. 99-105. 2000
37. ZACCHI, Guido, ÖHGREN, Karin et al. Simultaneous saccharification and co-fermentation of glucose and xylose in steam-pretreated corn stover at high fiber

- content with *Saccharomyces cerevisiae* TMB3400. Journal of biotechnology. Vol 116 pag. 488-498. 2006.
38. CAZETTA M.L., CELLIGOI, M.A.P.C. BUZATO, J.B. and SCARMINO, I.S. Fermentation of molasses by *Zymomonas mobilis*: Effects of temperature and sugar concentration on ethanol production. Bioresource Technology. Vol 98 pag. 2824-2828. 2007.
 39. FU, Nan; PEIRIS, Paul; MARKHAM, Julie y BAVOR, John. A novel co-culture process with *Zymomonas mobilis* and *Pichia stipitis* for efficient ethanol production on glucose/xylose mixtures. Enzyme And Microbial Technology. Vol 45 pag 210-245. 2009.
 40. KANNAN, T. R., SANGILYANDI, G. And GUNASEKARAN, P. Improved ethanol production from sucrose by a mutant of *Zymomonas mobilis* lacking sucrases in immobilized cell fermentation. Enzyme and Microbial Technology. Vol 22 pag 179-184. 1998.
 41. LINGHUA, Zhang., YAJUN, Lang., CHENXIANG and WANG, Shinichi Nagata. Promoting effect of compatible solute ectoine on the ethanol fermentation by *Zymomonas mobilis* CICC10232. Process Biochemistry. Vol 43 pag. 642-646. 2008.
 42. GNANSOUNOU, Edgard and DAURIAT Arnaud. Techno-economic analysis of lignocellulosic ethanol: A review. Bioresource Technology. Vol 101 pag. 4980-4991. 2010.
 43. FLORÉZ, Gonzalez Ariel. Diseño de una metodología para la evaluación e integración energética aplicable a UDCS de refinería- Caso de Estudio: Refinería de Barrancabermeja. Tesis de Maestría. Universidad Industrial de Santander. 2009.
 44. BIEGLER, Lorenz T., GROSSMANN, Ignacio E. And WESTERBERG, Arthur W. Systematic Methods Of Chemical Process Design. Prentice Hall. pag 341-364
 45. ÖHGREN, Karin., BENGTTSSON, Oskar., GORWA-GRAUSLUND, Marie F., GALBE, Mats., HAHN-HAGERDAL, Barbel., ZACCHI, Guido. Simultaneous saccharification and co-fermentation of glucose and xylose in steam-pretreated corn stover at high fiber content with *Saccharomyces cerevisiae* TMB3400. Journal of Biotechnology. Vol 126 pag 448-498. 2006.

46. QUINTERO, Julián Andrés., MONTOYA, María Isabel., SÁNCHEZ, Óscar Julián and CARDONA Carlos Ariel. Evaluación De La Deshidratación De Alcohol Carburante Mediante Simulación De Procesos. Facultad de Ciencias Agropecuarias. Vol 5. Agosto 2007.
47. ADEN, M. RUTH, K. IBSEN, J. JECHURA, K. NEEVES, J. SHEEHAN, B.WALLACE (NREL), and L.MONTAGUE, A. SLAYTON, J. LUKAS (Harris Group, Seattle, Washington), technical report: "Lignocellulosic Biomass to Ethanol Process Design and Economics Utilizing Co-Current Dilute Acid Prehydrolysis and Enzymatic Hydrolysis for Corn Stover", June 2002.
48. EGGEMAN, Tim., and ELANDER, Richard T. Process and Economic Analysis of pretreatment Technology. Bioresource Technology. Vol 96 pag 2019-2025. 2005
49. HENDRIKS, A.T.W.M. y ZEEMAN, G. Pretreatments to enhance the digestibility of lignocellulosic biomass. Bioresource Technology 100. Vol 96 pag 10-18. 2009
50. GNANSOUNOU, Edgard. Production and use of lignocellulosic bioethanol in Europe: Current situation and perspectives. Bioresource Technology. Vol 101 pag 4842-4850. 2010.
51. TALENS, Laura., VILLALBA, Gara and GABARRELL, Xavier. Exergy analysis applied to biodiesel production. Resource Conservation & Recycling. Vol 51 pag 397-407. 2007.
52. KARAMARKOVIC, Rade y KARAMARKOVIC, Vladan. Energy and exergy analysis of biomass gasification at different temperatures. ENERGY. Vol 35 pag 537-549. 2009.
53. TENG TAN, Hui; TEONG LEE, Keat y RAHMAN MOHAMED, Abdul. Second-generation bio-ethanol (SGB) from Malaysian palm empty fruit bunch: Energy and exergy analyses. Bioresource Technology. Vol 101 pag 5719-5727. 2010.
54. ZHONG, Chongli; PETERS, C.J. y ARONS, J. de Swaan. Thermodynamic modeling of biomass conversion processes. Fluid Phase Equilibria. Vol 194-197 pag 805-815. 2002.
55. VELÁSQUEZ ARREDONDO, H.; RUIZ COLORADO, A. y OLIVEIRA JUNIOR, S. Ethanol Production from Banana Fruit and its Lignocellulosic Residues: Exergy and

Renewability Analysis. International Journal of Thermodynamics. Vol 12. pag 155-162. 2009.

ANEXO 1
PARÁMETROS ECONÓMICOS Y EFECTOS EN LA LIGNOCELULOSA DE LOS
DIFERENTES PRETRATAMIENTOS [47,48]

	Costos de inversión directo en el pretratamiento, \$MM	Conversión del pretratamiento %reactor/%Otro	Capital total de inversión, \$MM	Producción de Etanol, MMgal/año	Capital fijo total, \$/gal capacidad anual
Explosión de vapor catalizado con ácido diluido	25	64/36	208.6	56.1	3.72
LHW	4.5	100/0	200.9	44	4.57
AFEX	25.7	26/74	211.5	56.8	3.72
ARP	28.3	25/75	210.9	46.3	4.56
Cal	22.3	19/81	163.6	48.9	3.35
Sin pretratamiento	0	-	200.3	9	22.26
Pretratamiento Ideal	0	-	162.5	64.7	2.51

FUENTE [48]

	Incrementa Área	Descristalización Celulosa	Solubilización hemicelulosa	Solubilización lignina	Formación Furfural HMF	Alteración en la estructura de la lignina
Mecánico	+	+				
ST/SE	+		+	-	+	+
LHW (batch)	+	ND	+	-	-	-
LHW (continuo)	+	ND	+	+/-	-	-
Acido	+		+	-	+	+
Alcalino	+		-	+/-	-	+
Oxidativo	+	ND		+/-	-	+
Térmico + Acido	+	ND	+	+/-	+	+
Térmico + Alcalino	+	ND	-	+/-	-	+
Térmico + Oxidativo	+	ND	-	+/-	-	+
Térmico + Alcalino + Oxidativo	+	ND	-	+/-	-	+
Amoniaco	+	+	-	+	-	+
Explosión con CO2	+		+			

+ = efecto mayor, - = efecto menor, ND = no determinado. **FUENTE [49]**

ANEXO 2.
PLANTAS COMERCIALES, PILOTO Y PROYECTADAS PARA LA PRODUCCIÓN DE
BIOETANOL DE SEGUNDA GENERACIÓN EN EUROPA

Operador	Lugar	Capacidad de etanol (ton/yr)	Escala	Estatus
Abengoa, Bioenergy	Salamanca, España	4000	Demo	BC
BioGasol	Bornholm, Dinamarca	4000	Demo	P
DTU, BioGasol	Copenhague	10	Piloto	OP
SEKAB	Örnsköldsvik, Suecia	100	Piloto	OP
	Örnsköldsvik, Suecia	4500	Demo	P
	Örnsköldsvik, Suecia	50000	Demo	P
	Örnsköldsvik, Suecia	120000	Comercial	P
Inbicon, DONG Energy	Fredericia, Dinamarca	110	Piloto	OP
	Fredericia, Dinamarca	1100	Piloto	OP
	Kalundborg, Dinamarca	4000	Demo	BC
Procethol 2G, Futurol	Pomacle, Francia	140	Piloto	BC
	Pomacle, Francia	2840	Demo	P
Süd-Chemie	Münich, Alemania	2	Piloto	OP

BC: Bajo Construcción, P: Planeado, OP: Operacional. **FUENTE [50]**

ANEXO 3.
COMPARACIÓN DE LAS DIFERENTES INTEGRACIONES DE PROCESOS

	Microorganismo	Consumo/Perdida	Eficiencia de conversión			
			Celulosa ↓ Glucosa	Glucosa ↓ Etanol	Xilosa ↓ Etanol	Manosa Galactosa Arabinosa Etanol
SHF	<i>S. Cerevisiae</i>	Celulosa 6%	75%		85-90%	
SSF	<i>S. Cerevisiae</i>	Celulosa 6%	80%	92.50%	80-92%	
SSCF	Celulasa	Celulosa 5%	88%			
	<i>Z. Mobilis</i>	Azúcares 5%				
		Glucosa 4%		92%	85%	90%
		Xilosa 3%				
	CSL	Total de azúcares 7%				
CBP	<i>Todavía desconocido</i>	Celulosa 4%	90%		92-95%	

FUENTE [3]

ANEXO 4.

PARÁMETROS DE LA SIMULACIÓN DE LA PRIMERA RUTA

PRIMERA RUTA				
Componentes	Agua	Xilosa	<i>Z. Mobilis</i>	A. Acético
	Lignina	Etanol	Glucosa	A. Succínico
	Celulosa	Oxígeno	<i>S. Cerevisiae</i>	A. Láctico
	Hemicelulosa	CO ₂	Celulasa	Glicerol
	Cenizas	Amoniaco	KI	
REACCIONES	CONVERSIÓN [%]			
	PRETRATAMIENTO			
	80	hemicelulosa(cisolid) + agua --> xilosa		
	30	lignina(cisolid) --> lignina(mixed)		
	SSF			
	75.2	Celulosa(cisolid) + Agua --> glucosa		
	92	glucosa --> 2 etanol + 2 CO ₂		
	4	glucosa + 1.2 amoniaco --> 6 <i>S. Cerevisiae</i> (cisolid) + 2.4 agua + .3 oxígeno		
	1.5	glucosa --> 3 aceti-01		
	0.2	glucosa --> 2 lacti-01		
	0.4	glucosa + 2 agua --> 2 glicerol + oxyge-01		
	0.6	glucosa + 2 CO ₂ --> 2 A. Succínico + oxígeno		
	FERMENTACIÓN			
	90	3 xilosa --> 5 etanol + 5 carbo-01		
	3	xilosa + amoniaco --> 5 <i>Z. Mobilis</i> (cisolid) + 2 agua + .25 oxígeno		
1.4	2 xilosa --> 5 A. Acético			
0.2	3 xilosa --> 5 A. Láctico			
0.9	3 xilosa + 5 CO ₂ --> 5 A. Succínico + 2.5 oxígeno			
0.3	3 xilosa + 5 agua --> 5 glicerol + 2.5 oxígeno			

FUENTE: AUTORES

ANEXO 5.

PARÁMETROS DE LA SIMULACIÓN DE LA SEGUNDA RUTA

COMPONENTES	Agua	Xilosa	<i>Z. Mobilis</i>	Ca(oh)2	A. Succínico
	Lignina	Etanol	Glucosa	Celobiosa	Celulasa
	Celulosa	Oxigeno	Furfural	Glicerol	
	Hemicelulosa	CO2	H2so4	A. Acético	
	Cenizas	Amoniacó	Caso4	A. Láctico	
REACCIONES	Conversión [%]	PRETRATAMIENTO			
	70	hemicelulosa(cisolid) + agua --> xylosa			
	5	hemicel(cisolid) --> furfural + 2 agua			
	5	celulosa(cisolid) + agua --> glucosa			
	SSCF				
	88	celulosa(cisolid) + agua --> glucosa			
	1.2	2 celulosa(cisolid) + agua --> celobiosa			
	100	celobiosa+ agua --> 2 glucosa			
	100	3 xilosa --> 5 A. Láctico			
	100	glucosa --> 2 A. Láctico			
	95	glucosa --> 2 etanol + 2 CO2			
	2	glucosa + 1.2 amoniacó --> 6 <i>Z. Mobilis</i> (cisolid) + 2.4 agua + .3 oxígeno			
	0.4	glucosa + 2 agua --> 2 glicerol + oxígeno			
	0.6	glucosa + 2 CO ₂ --> 2 A. Succínico + oxígeno			
	85	3 xilosa --> 5 etanol + 5 CO ₂			
	1.9	Xilosa + amoniacó --> 5 <i>Z. Mobilis</i> (cisolid) + 2 agua + .25 oxígeno			
0.9	3 xilosa + 5 CO ₂ --> 5 A. Succínico + 2.5 oxígeno				
3	3 xilosa + 5 water --> 5 glicerol + 2.5 oxígeno				
1.4	2 xilosa --> 5 A. Acético				
0.2	3 xylosa --> 5 A. Láctico				
1.5	glucosa --> 3 A. Acético				
0.2	glucosa --> 2 A. Láctico				

FUENTE: AUTORES

ANEXO 6

PARÁMETROS DE CORRIENTES UTILIZADAS EN EL ANÁLISIS ENERGÉTICO PARA LA PRIMERA RUTA

Nombres de corrientes		Información de corrientes simulación inicial		
		T entrada (°C)	T salida (°C)	Entalpía (kJ/h)
PRETRA.PRE-6_To_PRETRA.PRE-8	H1	188,00	35,00	111685072,46
SEPARA.SEP-11_To_SEPARA.SEP-12	H2	188,00	30,00	422896403,04
SEPARA.SEP-15_To_SEPARA.SEP-17	C1	30,00	186,33	22592398,24
DESTILA.DESTI-1_To_DESTILA.DESTI-2	H3	98,69	30,00	316506224,87
FERMENT.FER-4_To_FERMENT.FER-8	H4	150,00	30,00	3123193,72
PRETRA.L-113_Feed_To_PRETRA.PRE-4	C2	25,00	186,43	93490319,30
DESTILA.DESTI-5_To_DESTILA.DESTI-7	H5	36,00	30,00	40342882,08
To Condenser@DESTILA.D-520_To_DESTILA.DESTI-9	H6	108,35	78,31	0,00
To Condenser@DESTILA.D-510_To_DESTILA.DESTI-5Duplicate	H7	37,99	36,00	168455771,50
To Reboiler@DESTILA.D-520_To_DESTILA.DESTI-10	C3	118,87	136,64	48510277,17
To Reboiler@DESTILA.D-510_To_DESTILA.DESTI-6	C4	38,72	39,22	21288988,53

FUENTE: AUTORES

ANEXO 7

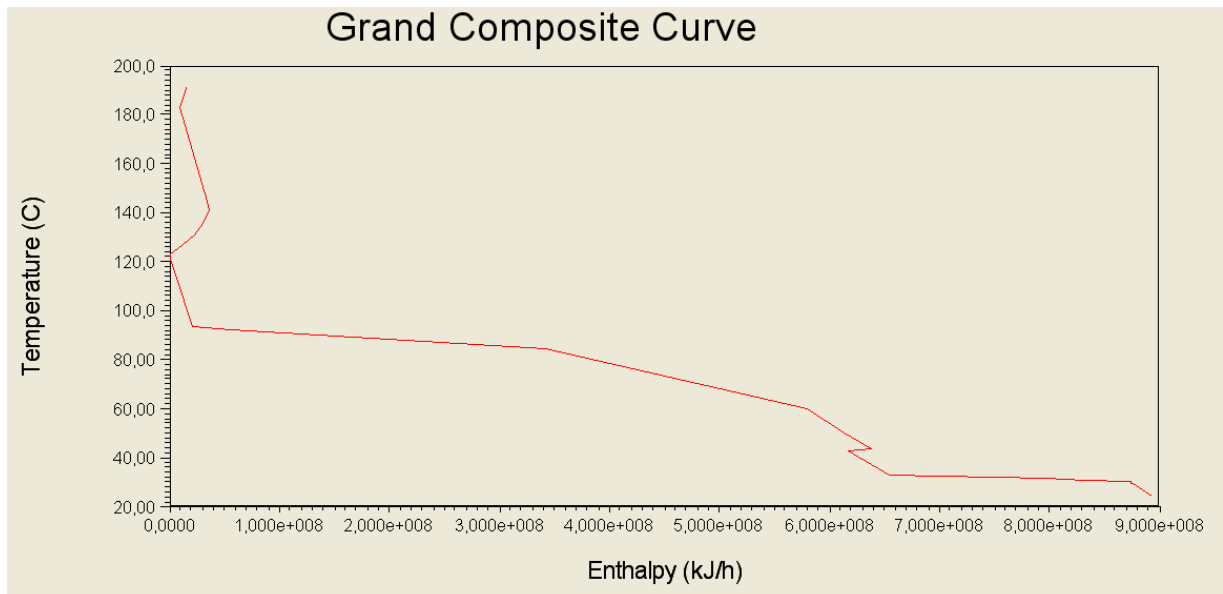
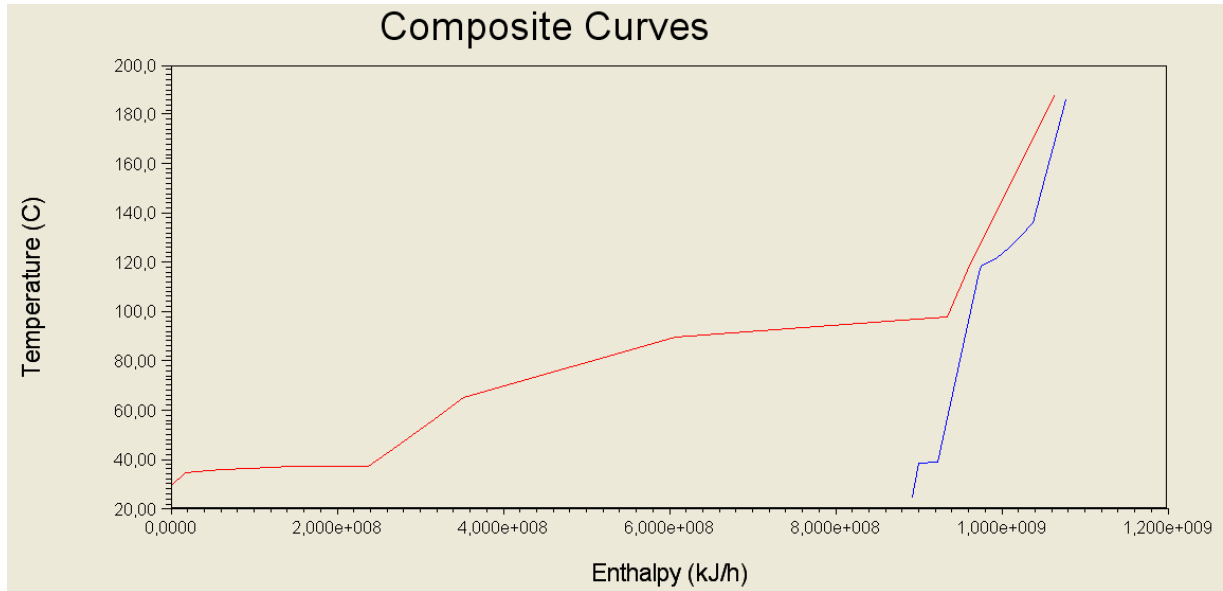
PARÁMETROS DE CORRIENTES UTILIZADAS EN EL ANÁLISIS ENERGÉTICO PARA LA SEGUNDA RUTA

Nombres de corrientes		Información de corrientes simulación inicial		
		T entrada (°C)	T salida (°C)	Entalpía (kJ/h)
SSCF.SSCF-4_To_SSCF.SSCF-6	H1	168,33	25,00	100558,44
NEUTRA.NEU-6_To_NEUTRA.NEU-9	H2	50,00	25,00	20020,52
PRETRA.PRE-3_To_PRETRA.PRE-4	C1	25,00	100,00	9315435,59
DESTILA.MS.MS-2_To_DESTILA.MS.MS-5	H3	150,00	25,00	4620530,88
DESTILA.MS.DESTI-8_To_DESTILA.MS.MS-1	C2	66,79	150,00	956170,58
DESTILA.DESTI-1_To_DESTILA.DESTI-2	C3	48,82	62,78	6206631,96
DESTILA.DESTI-5_To_DESTILA.DESTI-7	H4	95,05	71,11	38048109,02
PRETRA.PRE-8_To_PRETRA.PRE-10	H5	167,22	25,00	126287978,19
SSCF.SSCF-9_To_SSCF.SSCF-10	C4	39,76	41,00	482311,73
NEUTRA.NEU-7_To_NEUTRA.NEU8	H6	50,00	30,00	14814,10
DESTILA.MS.MS-3_To_DESTILA.MS.MS-4	H7	150,00	98,89	234642,77
SSCF.SSCF-3_To_SSCF.FDC	H8	168,33	45,00	2695,53
NEUTRA.PRE-15_To_NEUTRA.NEU-1	H9	167,22	50,00	195105,23
To Reboiler@DESTILA.D-420_To_DESTILA.DESTI-9	C5	82,14	87,24	25838537,89
To Reboiler@DESTILA.D-410_To_DESTILA.DESTI-6	H10	100,06	99,56	283654,34
To Condenser@DESTILA.D-420_To_DESTILA.DESTI-8	H11	75,16	66,79	21192551,09
To Condenser@DESTILA.D-410_To_DESTILA.DESTI-5Duplicate	H12	98,73	95,05	158592884,36

FUENTE: AUTORES

ANEXO 8

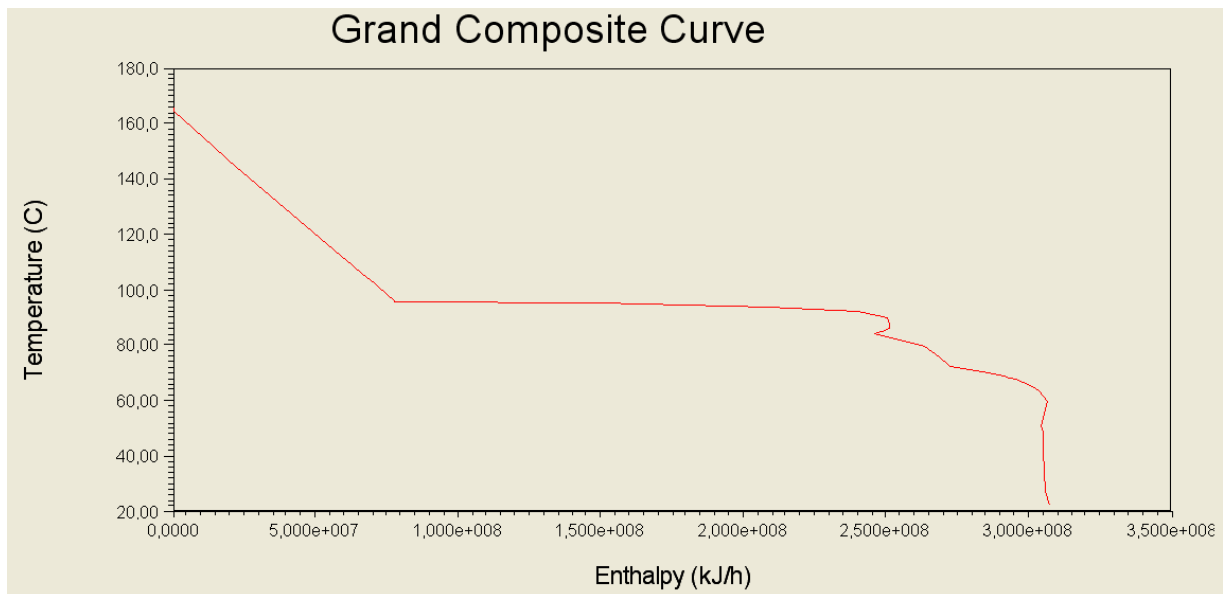
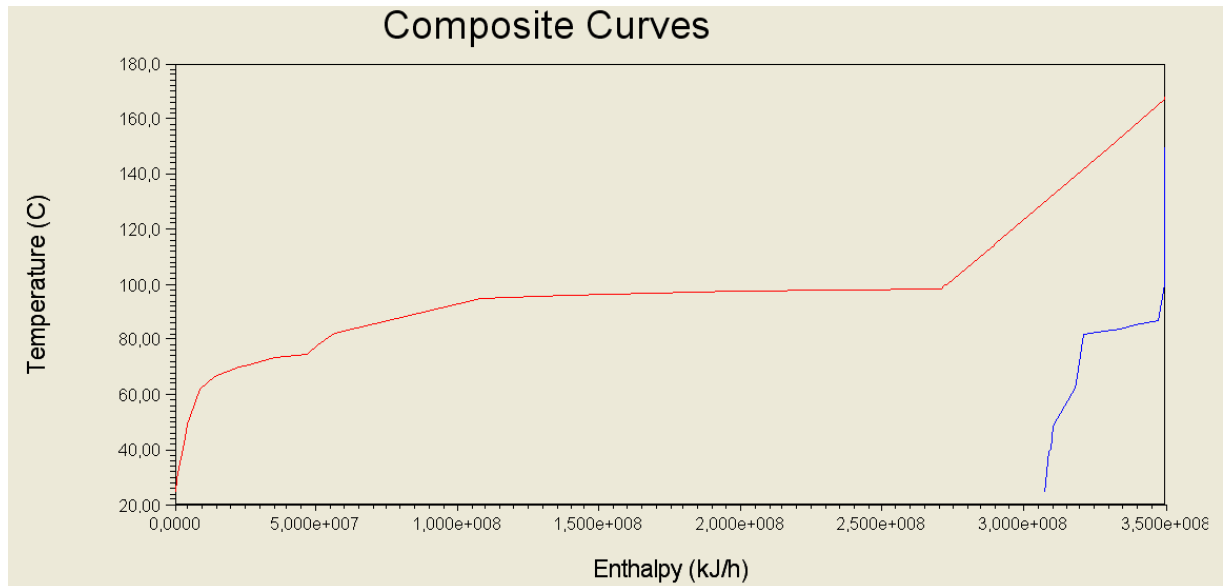
CURVA COMPUESTA Y GRAN CURVA COMPUESTA PARA LA PRIMERA SIMULACIÓN



FUENTE: AUTORES

ANEXO 9

CURVA COMPUESTA Y GRAN CURVA COMPUESTA PARA LA SEGUNDA SIMULACIÓN



FUENTE: AUTORES

ANEXO 10

RESULTADOS DE LA INTEGRACIÓN ENERGÉTICA PARA LA PRIMERA RUTA. CASO BASE Y LOS DISEÑOS RECOMENDADOS 1 Y 2 RESPECTIVAMENTE

SIMULACIÓN PARA EL CASO BASE								
Intercambiadores de calor	Corriente fría	T entrada (°C)	T salida (°C)	Corriente caliente	T entrada (°C)	T salida (°C)	Carga (kJ/h)	Área (m ²)
SEPARA.E-218	C1	30,00	186,33	HP Steam	250,00	249,81	22592398,24	16,62
FERMENT.E-413	Cooling Water	20,79	21,51	H4	150,00	30,00	3123193,72	82,45
PRETRA.E-114	C2	25,00	20,79	HP Steam	249,81	249,00	93490319,30	72,55
PRETRA.E-115	Cooling Water	20,81	186,33	H1	188,00	35,00	111685072,46	2533,05
Condenser@DESTILA.D-510	Cooling Water	20,00	39,22	H7	37,99	36,00	168455771,50	1025,76
DESTILA.E-531	Cooling Water	21,33	186,43	H3	98,69	30,00	316506224,87	689,26
DESTILA.E-511	Cooling Water	22,82	21,52	H5	36,00	30,00	40342882,08	4599,98
Reboiler@DESTILA.D-520	C3	118,87	23,51	MP Steam	175,00	174,00	48510277,17	1182,82
Reboiler@DESTILA.D-510	C4	38,72	25,00	LP Steam	125,00	124,00	21288988,53	357,22
SEPARA.E-215	Cooling Water	23,01	136,64	H2	188,00	30,00	422896403,04	1633,43

DISEÑO RECOMENDADO 1								
Intercambiadores de calor	Corriente fría	T entrada (°C)	T salida (°C)	Corriente caliente	T entrada (°C)	T salida (°C)	Carga (kJ/h)	Área (m²)
E-112	C3	118,87	136,64	H1	188,00	124,28	48025174,40	5898,99
E-113	Cooling Water	22,45	25,00	H1	188,00	124,28	3461970,18	39,01
E-114	Cooling Water	22,45	25,00	H3	98,69	61,53	285504226,91	473,14
E-115	Cooling Water	22,45	25,00	H7	37,99	36,00	168455771,50	1283,92
E-116	Cooling Water	22,45	25,00	H4	150,00	55,67	968635,08	39,51
E-117	C3	118,87	136,64	HP Steam	250,00	249,21	485102,77	4,51
E-118	C2	171,00	186,43	HP Steam	250,00	249,21	9950543,98	12,11
E-119	Cooling Water	22,19	22,45	H1	124,28	119,99	3466860,78	50,82
E-120	Cooling Water	22,19	22,45	H5	36,00	30,00	40342882,08	4395,53
E-121	Cooling Water	22,19	22,45	H4	55,67	30,00	2154558,63	48,81
E-122	C1	170,00	186,33	HP Steam	249,21	249,02	2621404,73	3,04
E-123	C2	160,03	171,00	MP Steam	175,00	174,00	7076234,17	78,76
E-124	C1	118,76	170,00	H2	188,00	122,02	8227213,48	968,26
E-125	C2	112,74	160,03	H2	188,00	122,02	30057773,10	2048,06
E-126	Cooling Water	22,16	22,19	H2	188,00	122,02	4641554,46	31,04
E-127	C4	39,21	39,22	HP Steam	249,02	249,00	212889,89	1,46
E-128	C1	30,00	118,76	H2	122,02	94,66	11743780,04	646,31
E-129	C2	58,30	112,74	H2	122,02	94,66	28796582,00	1725,26
E-130	C2	25,00	58,30	H3	61,53	43,62	17609186,04	320,30
E-131	C4	38,72	39,21	H1	119,99	88,42	21076098,64	915,57
E-132	Cooling Water	20,77	22,16	H2	94,66	65,39	251051923,91	531,83
E-133	Cooling Water	20,00	20,77	H1	88,42	35,00	35654968,45	1501,77
E-134	Cooling Water	20,00	20,77	H3	43,62	30,00	13392811,92	122,35
E-135	Cooling Water	20,00	20,77	H2	65,39	30,00	88377576,06	441,38

DISEÑO RECOMENDADO 2								
Intercambiadores de calor	Corriente fría	T entrada (°C)	T salida (°C)	Corriente caliente	T entrada (°C)	T salida (°C)	Carga (kJ/h)	Área (m²)
E-120	Cooling Water	24,00	25,00	H5	36,00	30,00	40342882,08	5324,01
E-121	Cooling Water	24,00	25,00	H7	37,99	36,88	137611081,99	1107,95
E-122	Cooling Water	24,00	25,00	H4	150,00	45,97	2121152,75	63,61
E-123	C2	171,05	186,43	HP Steam	250,00	249,05	9920740,53	12,09
E-124	C1	171,00	186,33	HP Steam	250,00	249,05	2460842,40	2,85
E-125	C1	118,76	171,00	H2	188,00	175,11	8387775,80	242,69
E-126	C2	116,54	171,05	H1	188,00	156,69	25296429,67	1506,68
E-127	Cooling Water	23,82	24,00	H7	36,88	36,00	30844689,51	234,33
E-128	Cooling Water	23,82	24,00	H4	45,97	30,00	1002040,97	31,22
E-129	C2	116,54	171,05	MP Steam	175,00	174,00	9850623,52	43,80
E-130	C3	118,98	136,64	H1	156,69	134,28	18113388,17	2454,33
E-131	C3	118,98	136,64	H2	175,11	129,13	29911786,24	2546,78
E-132	C4	39,21	39,22	HP Steam	249,05	249,04	212889,89	1,46
E-133	C2	94,74	116,54	H1	134,28	119,99	11537512,50	906,08
E-134	Cooling Water	23,81	23,82	H1	134,28	119,99	6675,03	0,09
E-135	Cooling Water	23,81	23,82	H2	129,13	124,25	3174975,09	26,85
E-136	C1	30,00	118,76	H2	124,25	106,20	11743780,04	419,48
E-137	C4	38,72	39,21	H1	119,99	58,71	21076098,64	1348,92
E-138	Cooling Water	22,13	23,81	H1	119,99	58,71	19830228,03	472,81
E-139	Cooling Water	22,13	23,81	H2	106,20	65,39	281300509,82	650,54
E-140	C2	25,00	94,74	H3	98,69	30,00	36885013,08	278,51
E-141	Cooling Water	20,00	22,13	H1	58,71	35,00	15824740,42	971,13
E-142	Cooling Water	20,00	22,13	H3	98,69	30,00	279621211,79	592,62
E-143	Cooling Water	20,00	22,13	H2	65,39	30,00	88377576,06	458,44
E-144	C3	118,87	118,98	HP Steam	249,04	249,00	485102,77	2,84

ANEXO 11

RESULTADOS DE LA INTEGRACIÓN ENERGÉTICA PARA LA SEGUNDA RUTA. CASO BASE Y LOS DISEÑOS RECOMENDADOS 1 Y 7 RESPECTIVAMENTE

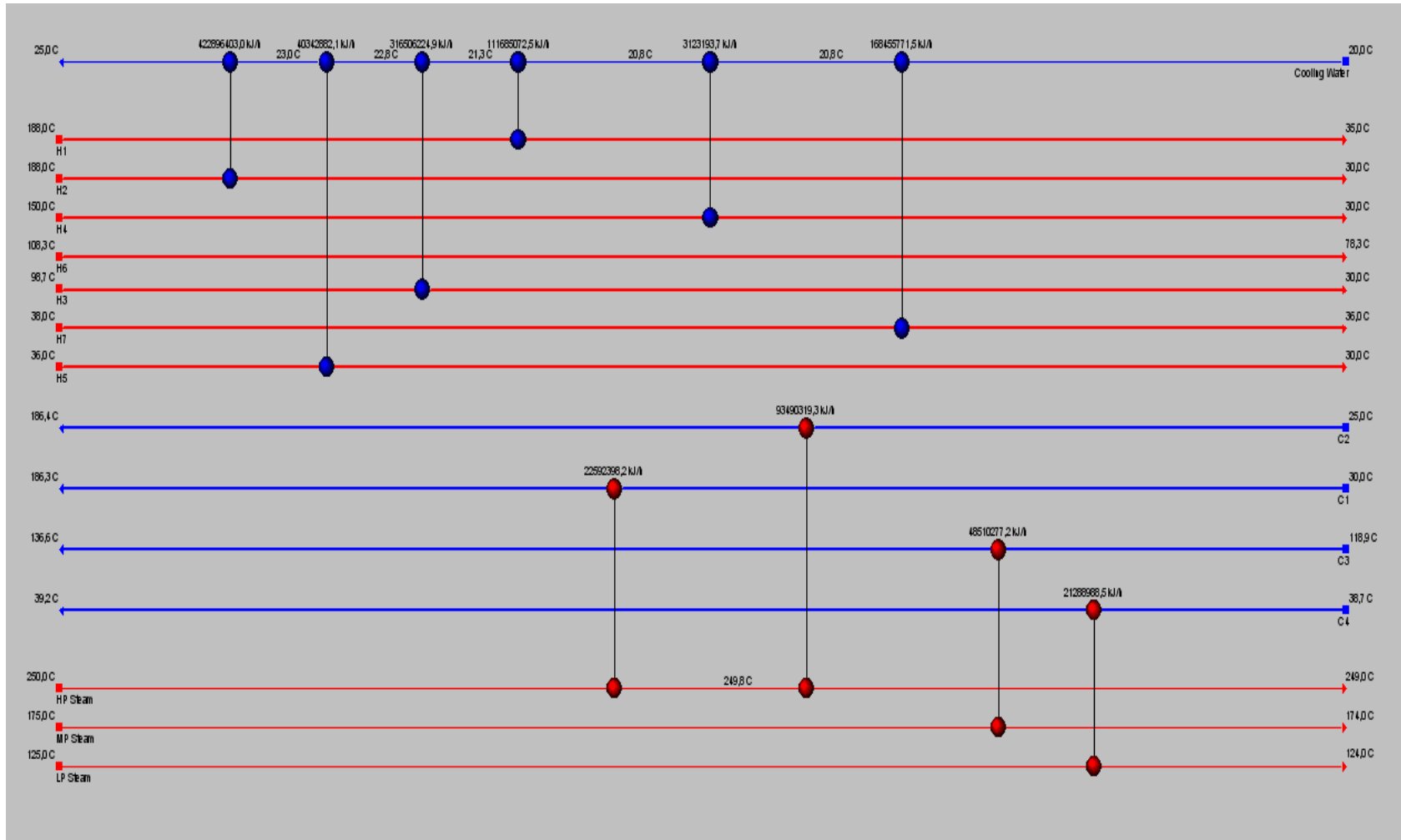
SIMULACIÓN DEL CASO BASE								
Intercambiadores de calor	Corriente fría	T entrada (°C)	T salida (°C)	Corriente caliente	T entrada (°C)	T salida (°C)	Carga (kJ/h)	Área (m ²)
Condenser@DESTILA.D-420	Cooling Water	20,00	20,30	H11	75,16	66,79	21192551,09	82,54
Condenser@DESTILA.D-410	Cooling Water	20,30	22,57	H12	98,73	95,05	158592884,36	220,75
NEUTRA.E-215	Cooling Water	20,00	20,00	H6	50,00	30,00	14814,10	3,45
NEUTRA.E-211	Cooling Water	22,57	22,57	H9	167,22	50,00	195105,23	7,85
DESTILA.MS.E-421	C2	66,79	150,00	MP Steam	175,00	174,00	956170,58	440,50
PRETRA.E-114	Cooling Water	22,57	23,04	H5	167,22	138,39	32824961,19	33,63
SSCF.E-314	Cooling Water	23,04	23,05	H1	168,33	100,00	88997,86	0,17
DESTILA.E-413	C3	48,82	62,78	LP Steam	125,00	124,85	6206631,96	12,20
PRETRA.E-111	C1	25,00	100,00	LP Steam	124,85	124,63	9315435,59	23,09
PRETRA.E-115	Cooling Water	23,05	24,38	H5	138,39	25,00	93463017,00	241,64
SSCF.E-311	Cooling Water	24,38	24,38	H8	168,33	45,00	2695,53	1,43
SSCF.E-315	Cooling Water	24,38	24,38	H1	100,00	25,00	11560,58	0,10
Reboiler@DESTILA.D-420	C5	82,14	87,24	LP Steam	124,63	124,01	25838537,89	56,95
Reboiler@DESTILA.D-410	Cooling Water	24,38	24,39	H10	100,06	99,56	283654,34	0,47
DESTILA.MS.E-423	Cooling Water	24,39	24,39	H7	150,00	98,89	234642,77	29,68
NEUTRA.E-214	Cooling Water	24,39	24,39	H2	50,00	25,00	20020,52	4,18
SSCF.E-316	C4	39,76	41,00	LP Steam	124,01	124,00	482311,73	1,00
DESTILA.E-411	Cooling Water	24,39	24,93	H4	95,05	71,11	38048109,02	80,08
DESTILA.MS.E-424	Cooling Water	24,93	25,00	H3	150,00	25,00	4620530,88	102,71

DISEÑO 1								
Intercambiadores de calor	Corriente fría	T entrada (°C)	T salida (°C)	Corriente caliente	T entrada (°C)	T salida (°C)	Carga (kJ/h)	Área (m2)
E-106	C5	82,14	87,24	H5	167,22	144,75	25580152,52	35,83
E-107	Cooling Water	21,39	25,00	H7	150,00	98,89	234642,77	29,32
E-108	Cooling Water	21,39	25,00	H9	167,22	50,00	195105,23	7,93
E-109	Cooling Water	21,39	25,00	H12	98,73	95,05	158592884,3	226,09
E-110	Cooling Water	21,39	25,00	H4	95,05	71,11	38048109,02	78,40
E-111	Cooling Water	21,39	25,00	H11	75,16	66,79	21192551,09	87,90
E-112	Cooling Water	21,39	25,00	H1	168,33	25,00	100558,44	0,24
E-113	Cooling Water	21,39	25,00	H3	150,00	25,00	4620530,88	90,72
E-114	C1	99,28	100,00	MP Steam	175,00	174,29	93154,36	0,15
E-115	C5	82,14	87,24	MP Steam	175,00	174,29	258385,38	0,25
E-116	C2	66,79	150,00	MP Steam	175,00	174,29	956170,58	439,11
E-117	C1	25,00	99,28	H5	144,75	136,65	9222281,23	18,77
E-118	Cooling Water	21,39	21,39	H8	168,33	45,00	2695,53	1,33
E-119	C3	48,96	62,78	H5	136,65	131,26	6144565,63	11,66
E-120	Cooling Water	20,00	21,39	H5	131,26	25,00	85340978,81	208,04
E-121	Cooling Water	20,00	21,39	H6	50,00	30,00	14814,10	3,60
E-122	Cooling Water	20,00	20,00	H10	100,06	99,56	283654,34	0,44
E-123	C3	48,82	48,96	MP Steam	174,29	174,26	62066,32	0,07
E-124	Cooling Water	20,00	20,00	H2	50,00	25,00	20020,52	2,00
E-125	C4	39,76	41,00	MP Steam	174,26	174,00	482311,73	0,63

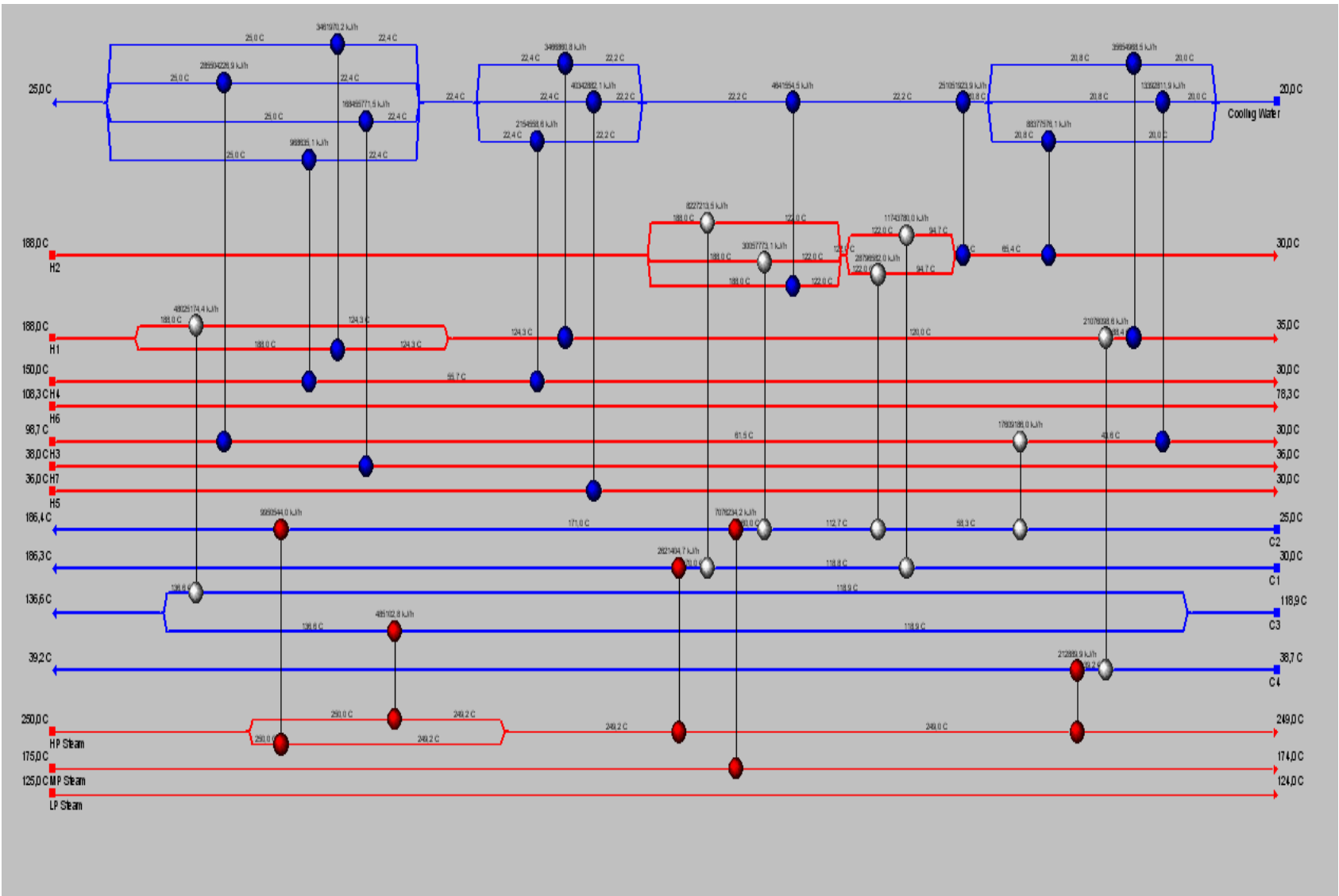
DISEÑO 7								
Intercambiadores de calor	Corriente fría	T entrada (°C)	T salida (°C)	Corriente caliente	T entrada (°C)	T salida (°C)	Carga (kJ/h)	Área (m²)
E-108	C5	82,14	87,24	H5	167,22	144,75	25580152,52	35,83
E-109	Cooling Water	21,56	25,00	H7	150,00	98,89	234642,77	29,35
E-110	Cooling Water	21,56	25,00	H9	167,22	50,00	195105,23	7,94
E-111	Cooling Water	21,56	25,00	H12	98,73	95,05	158592884,36	226,34
E-112	Cooling Water	21,56	25,00	H4	95,05	71,11	38048109,02	78,50
E-113	Cooling Water	21,56	25,00	H11	75,16	66,79	21192551,09	88,04
E-114	Cooling Water	21,56	25,00	H1	168,33	25,00	100558,44	0,24
E-115	Cooling Water	21,56	25,00	H3	150,00	25,00	4620530,88	90,88
E-116	C1	25,00	100,00	MP Steam	175,00	174,39	9315435,59	11,63
E-117	C5	82,14	87,24	MP Steam	175,00	174,39	258385,38	0,25
E-118	C2	66,79	150,00	MP Steam	175,00	174,39	956170,58	438,67
E-119	Cooling Water	21,56	21,56	H8	168,33	45,00	2695,53	1,34
E-120	Cooling Water	20,00	21,56	H5	144,75	25,00	100707825,68	227,11
E-121	Cooling Water	20,00	20,00	H10	100,06	99,56	283654,34	0,44
E-122	Cooling Water	20,00	20,00	H6	50,00	30,00	14814,10	3,45
E-123	Cooling Water	20,00	20,00	H2	50,00	25,00	20020,52	2,00
E-124	C3	48,82	62,78	MP Steam	174,39	174,00	6206631,96	7,11
E-125	C4	39,76	41,00	MP Steam	174,39	174,00	482311,73	0,62

ANEXO 12

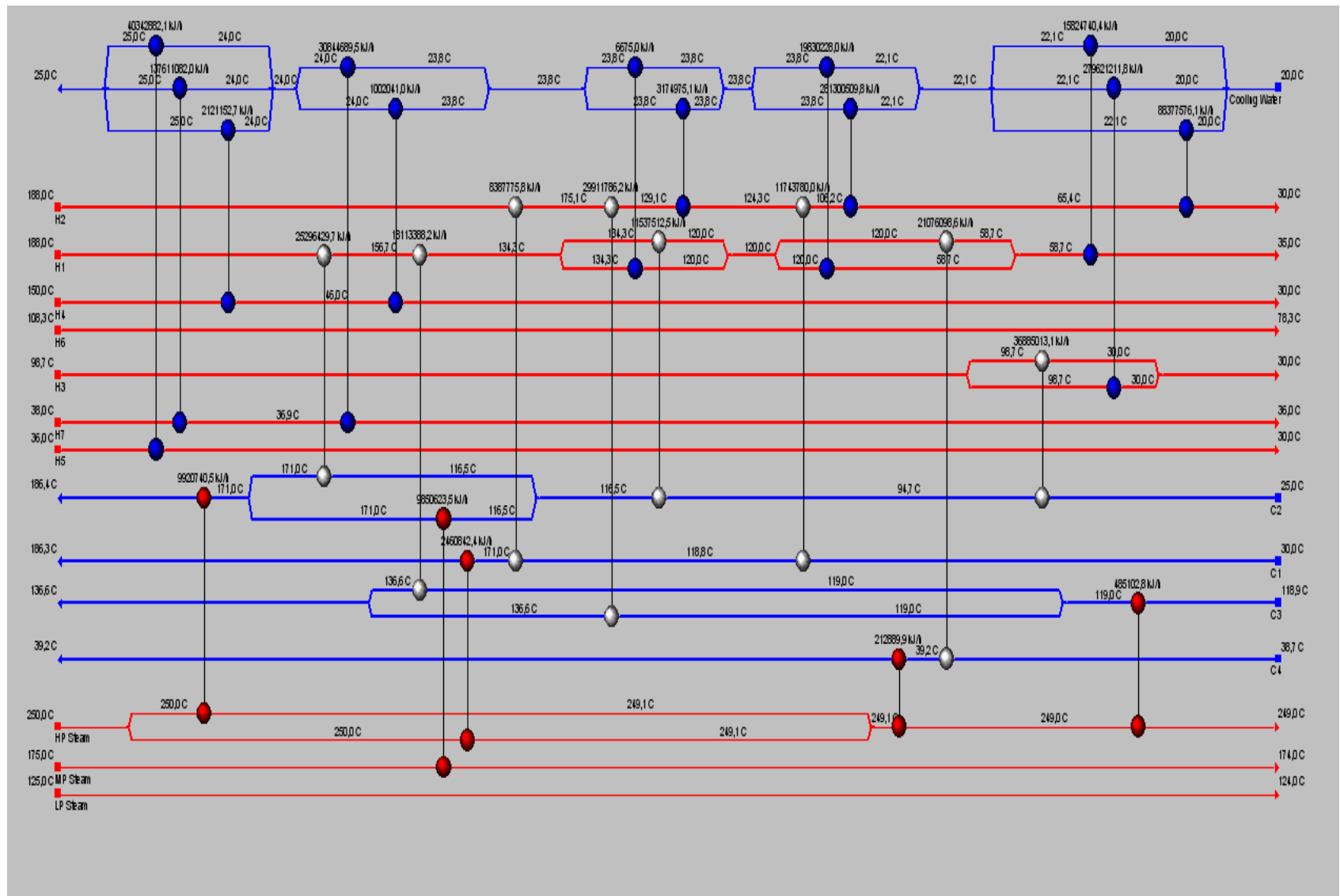
REDES DE INTERCAMBIO DE CALOR PARA EL CASO BASE Y LOS DISEÑOS RECOMENDADOS PARA LA RUTA 1



CASO BASE (FUENTE: AUTORES)



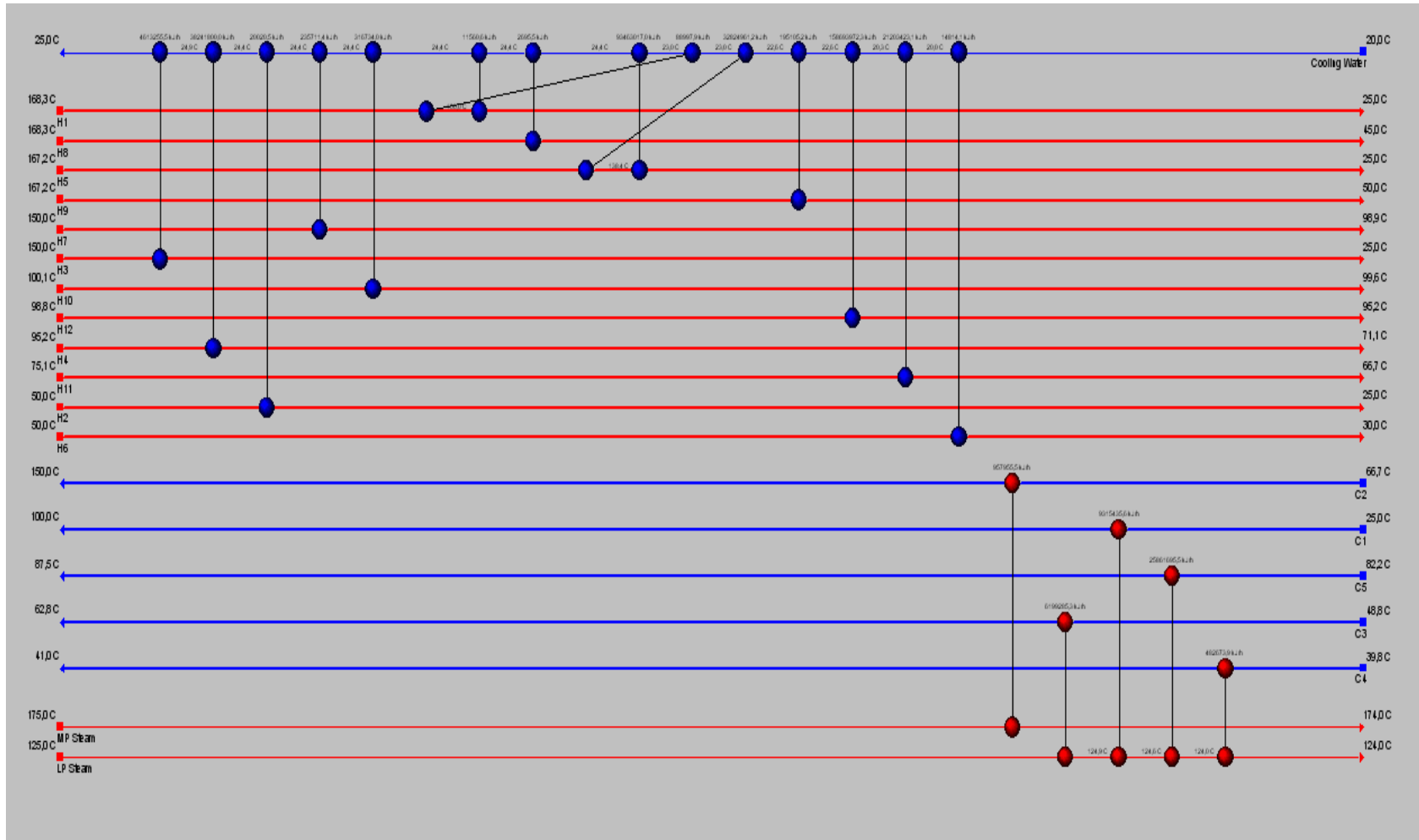
DISEÑO 1 (FUENTE: AUTORES)



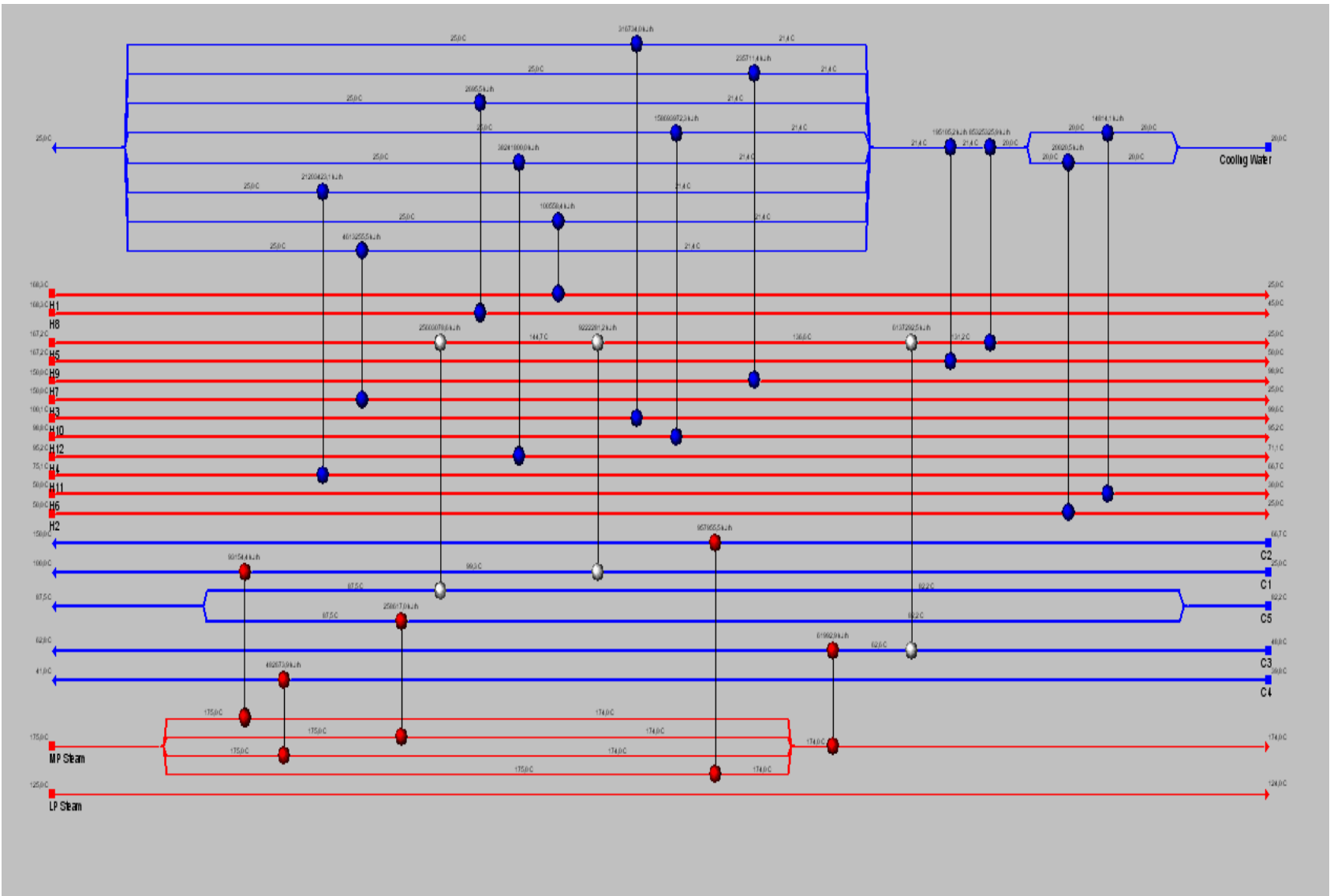
DISEÑO 2 (FUENTE: AUTORES)

ANEXO 13

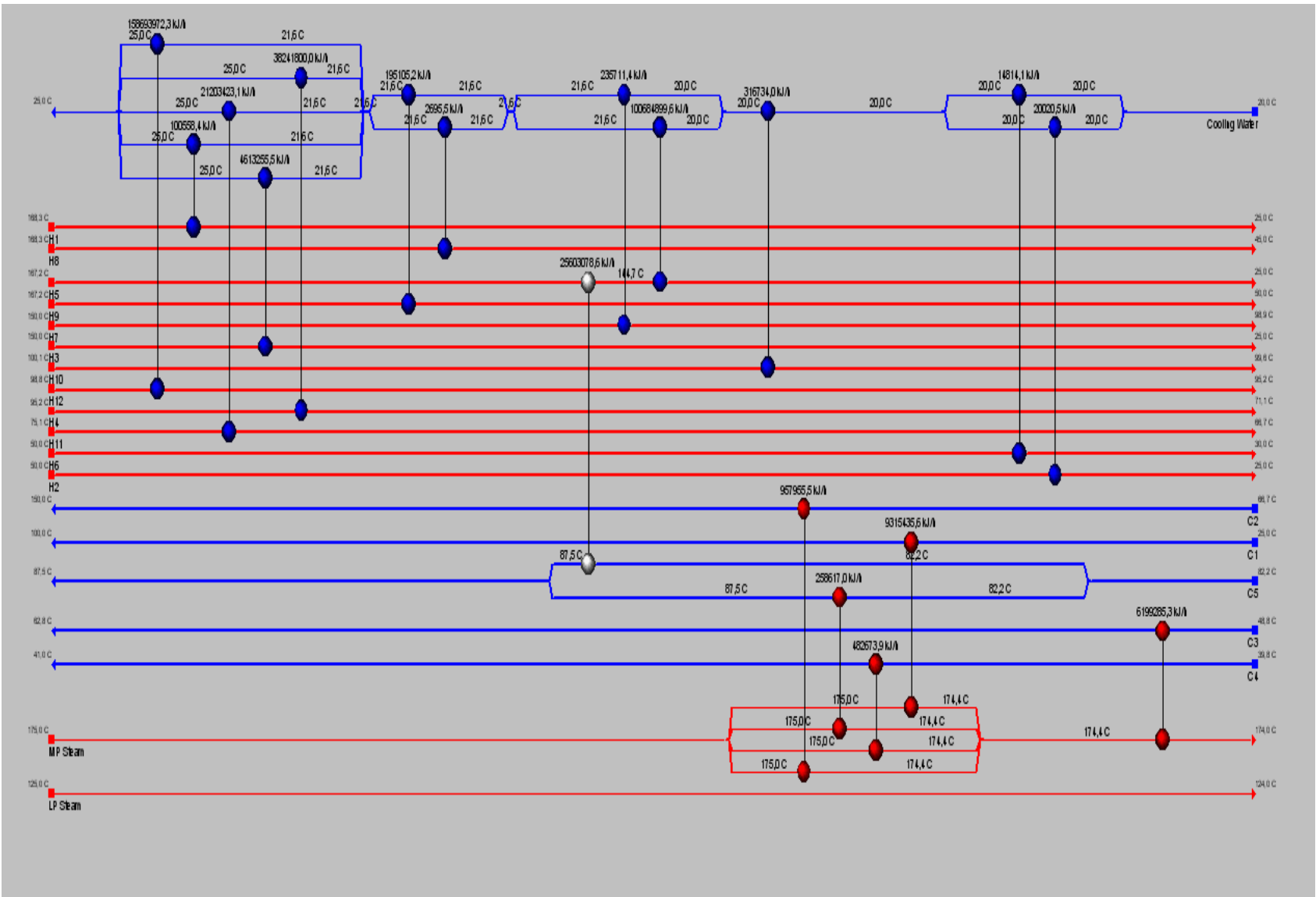
REDES DE INTERCAMBIO DE CALOR PARA EL CASO BASE Y LOS DISEÑOS RECOMENDADOS PARA LA RUTA 2



CASO BASE (FUENTE: AUTORES)



DISEÑO 1 (FUENTE: AUTORES)



DISEÑO 7 (FUENTE: AUTORES)

ANEXO 14

EXERGIAS ESPECÍFICAS PARA LOS COMPUESTOS UTILIZADOS EN EL PROCESO

Componente	Exergía específica (kJ/mol)
Etanol	1250,98478
Agua (l)	0,9005
Agua (g)	9,49127
CO ₂	19,096
Glucosa	2793,20064
Sulfato de Calcio	6,793386
Xilosa	1835,31136
Celulosa	2749,904576
H ₂ SO ₄	108,57456
Hemicelulosa	1928,5833
Lignina	3449,525373
Oxígeno	20,3
Amoníaco	327,4
Acido acético	908
Acido succínico	1609,4
Glicerol	1705,66437
Furfural	2338,71
Hidróxido Calcio	53,7
Celobiosa	6007,8
Acido láctico	1541,71776
Yoduro potasio	129,056174
Celulasa	145,653404
<i>S. Cerevisiae</i>	2671,9644
<i>Z. Mobilis</i>	2671,9644

FUENTE: [52], [53], [54], [55]

ANEXO 15

DIAGRAMAS DE FLUJO PARA GENERAL Y POR ETAPAS PARA LA RUTA 1

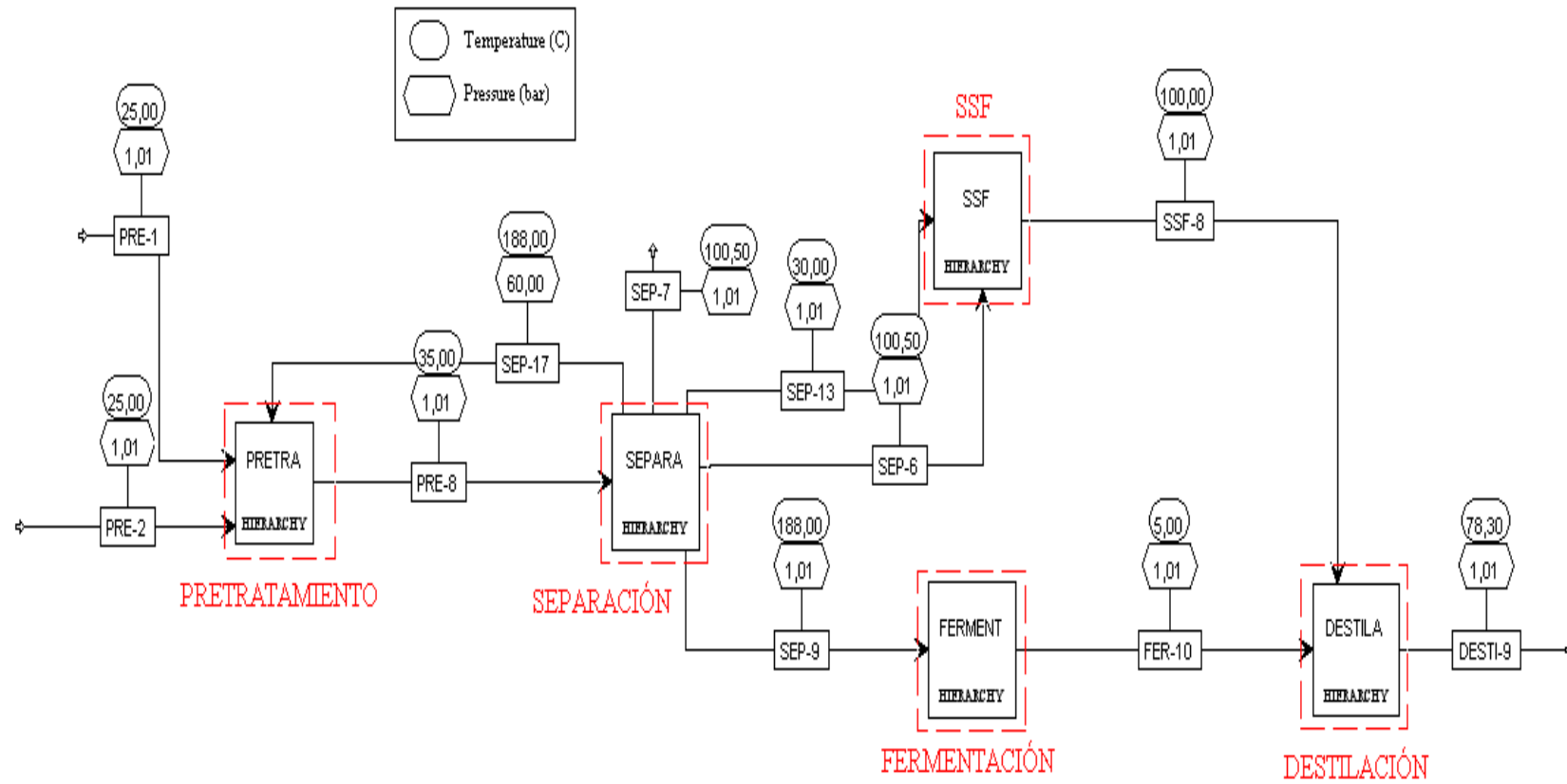
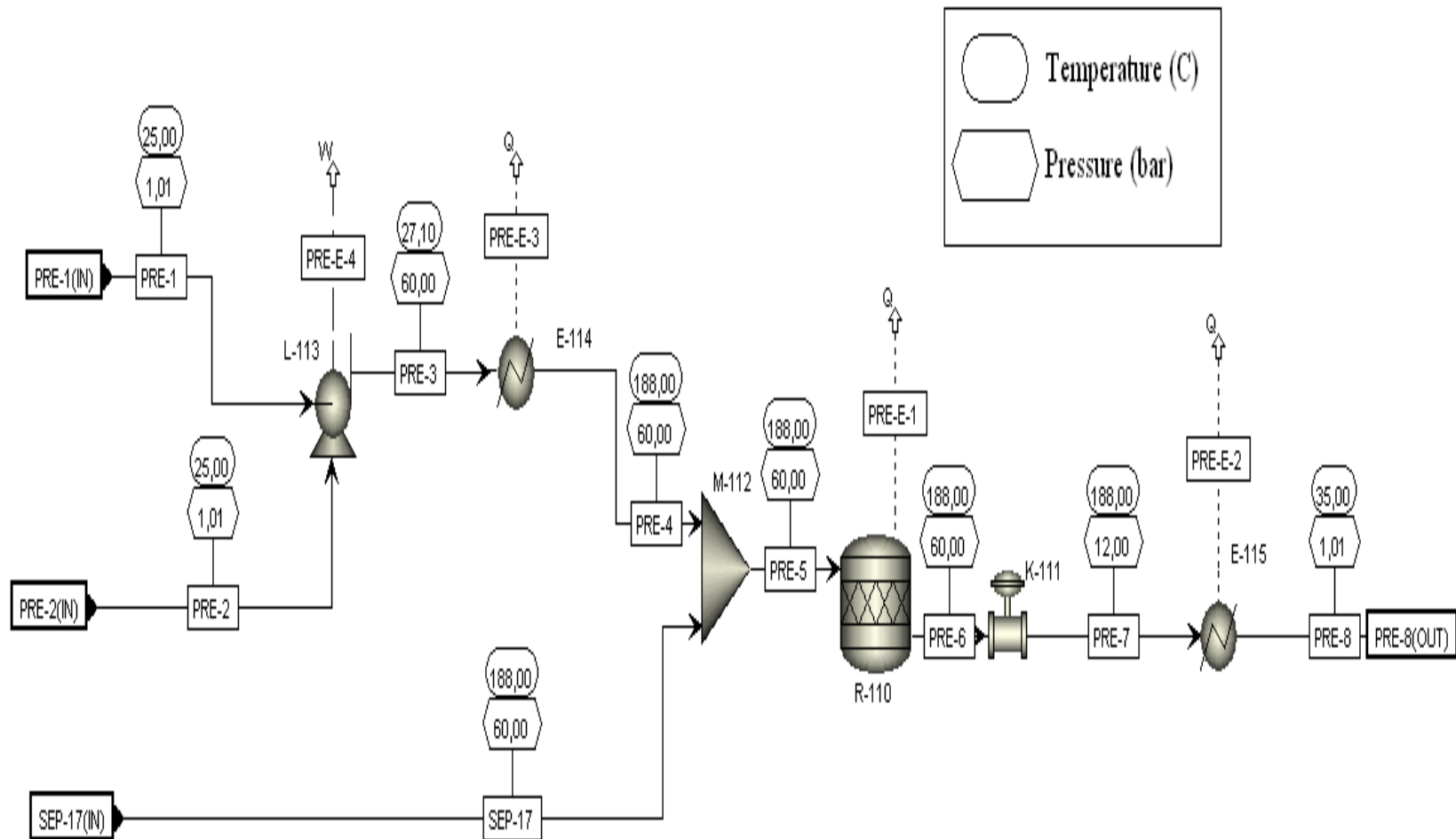
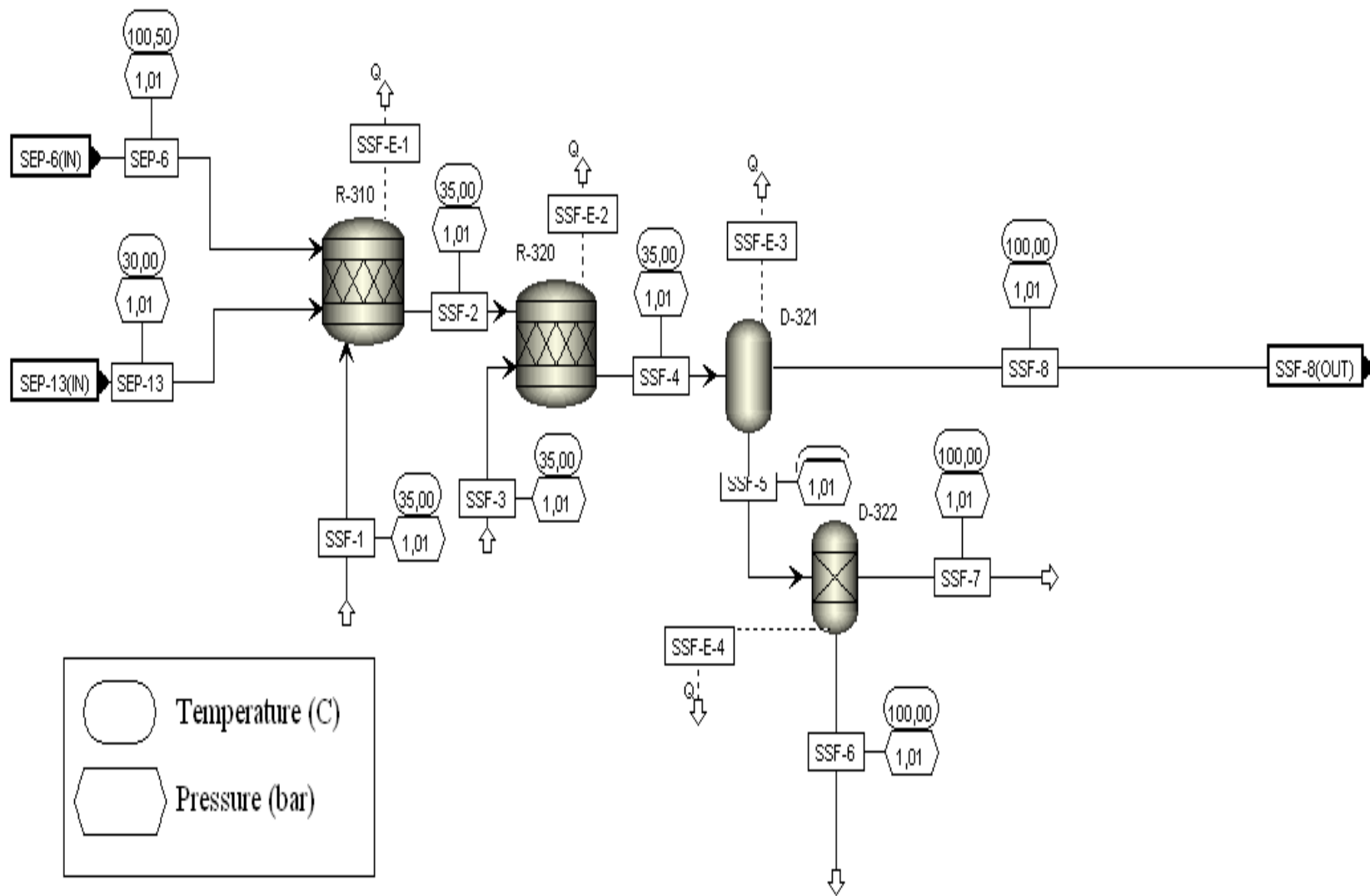


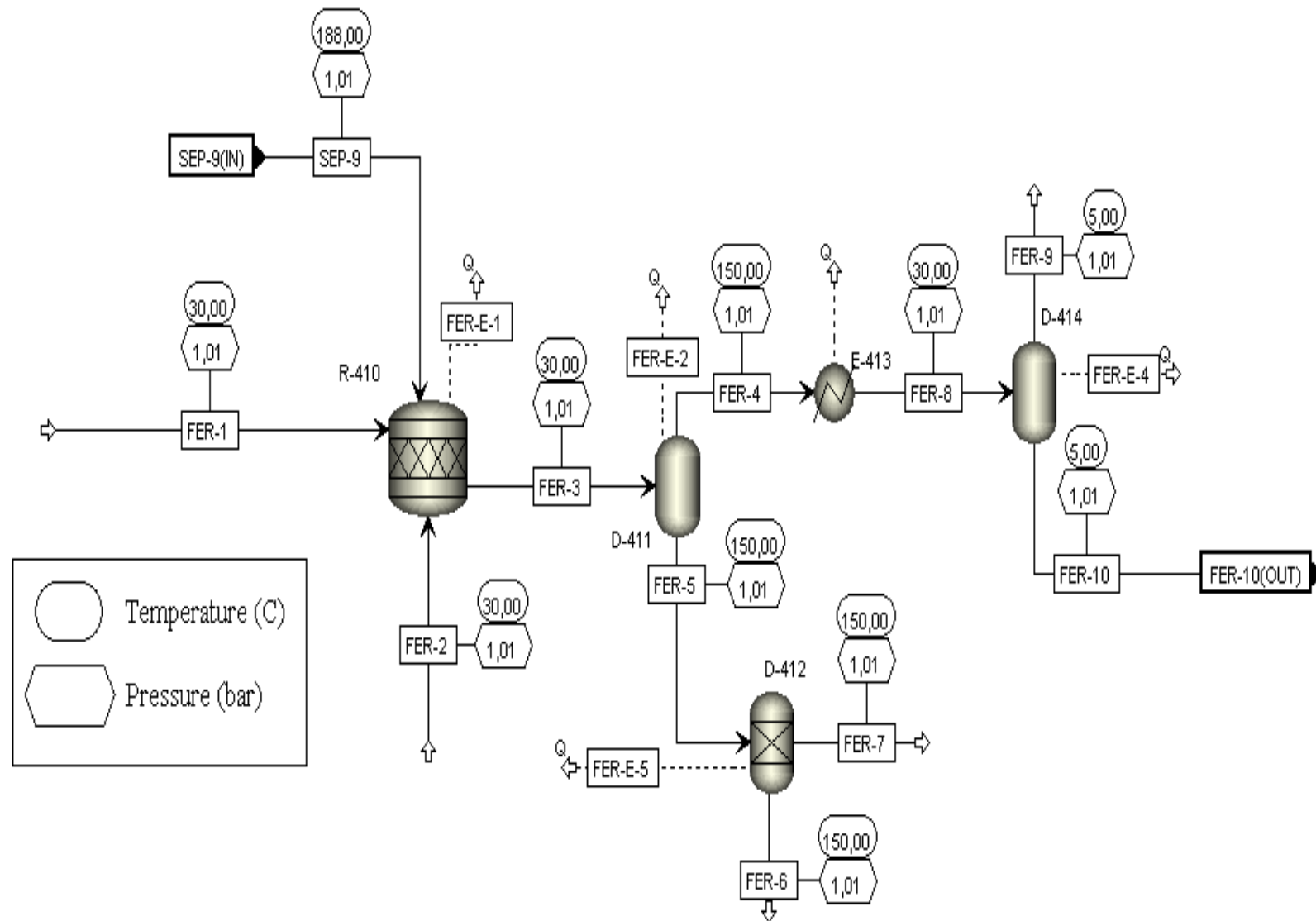
DIAGRAMA DE FLUJO GENERAL (FUENTE: AUTORES)



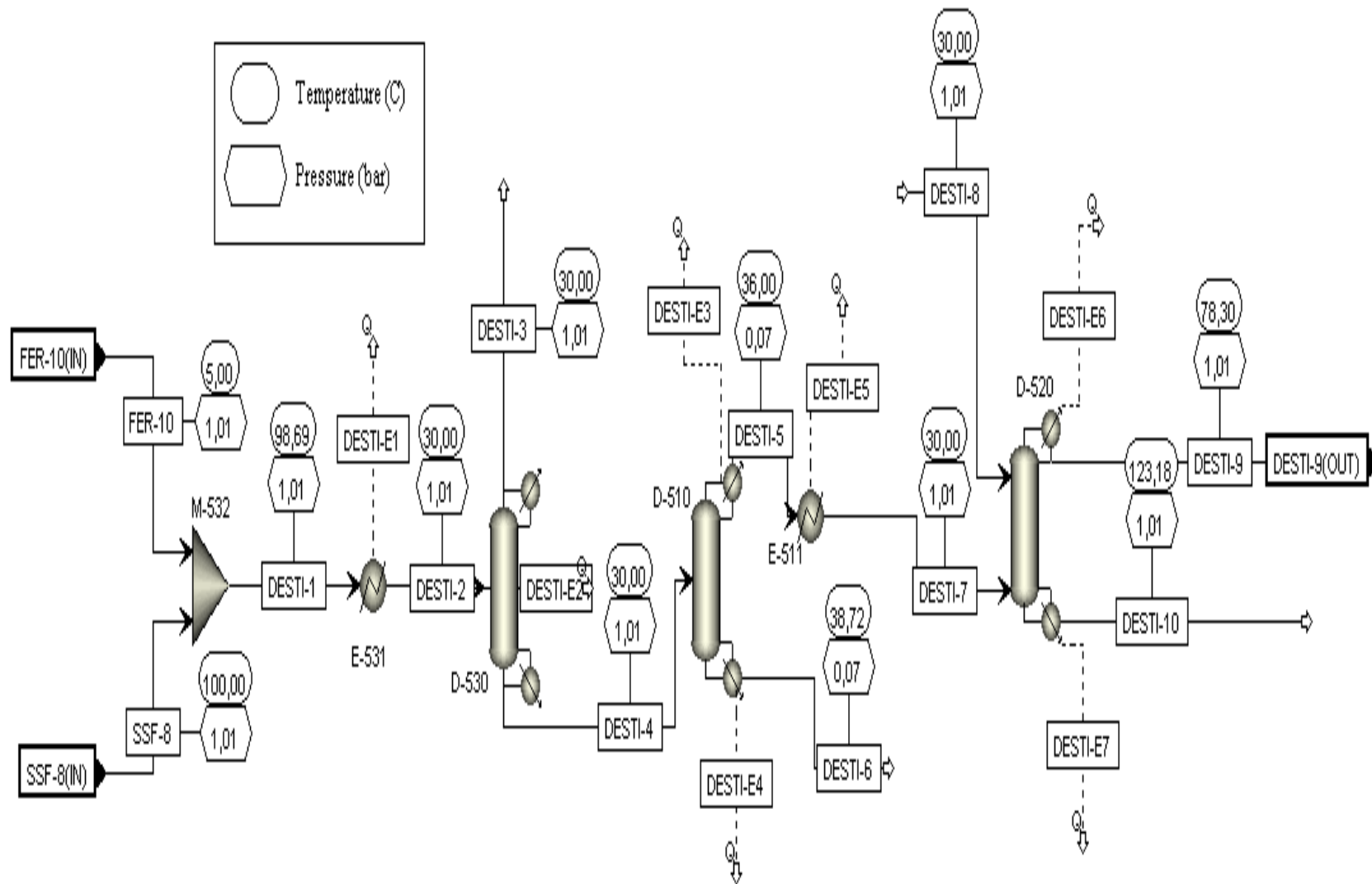
PRETRATAMIENTO (FUENTE: AUTORES)



SSF (FUENTE: AUTORES)



FERMENTACIÓN (FUENTE: AUTORES)



DESTILACIÓN (FUENTE: AUTORES)

ANEXO 16

DIAGRAMAS DE FLUJO PARA GENERAL Y POR ETAPAS PARA LA RUTA 2

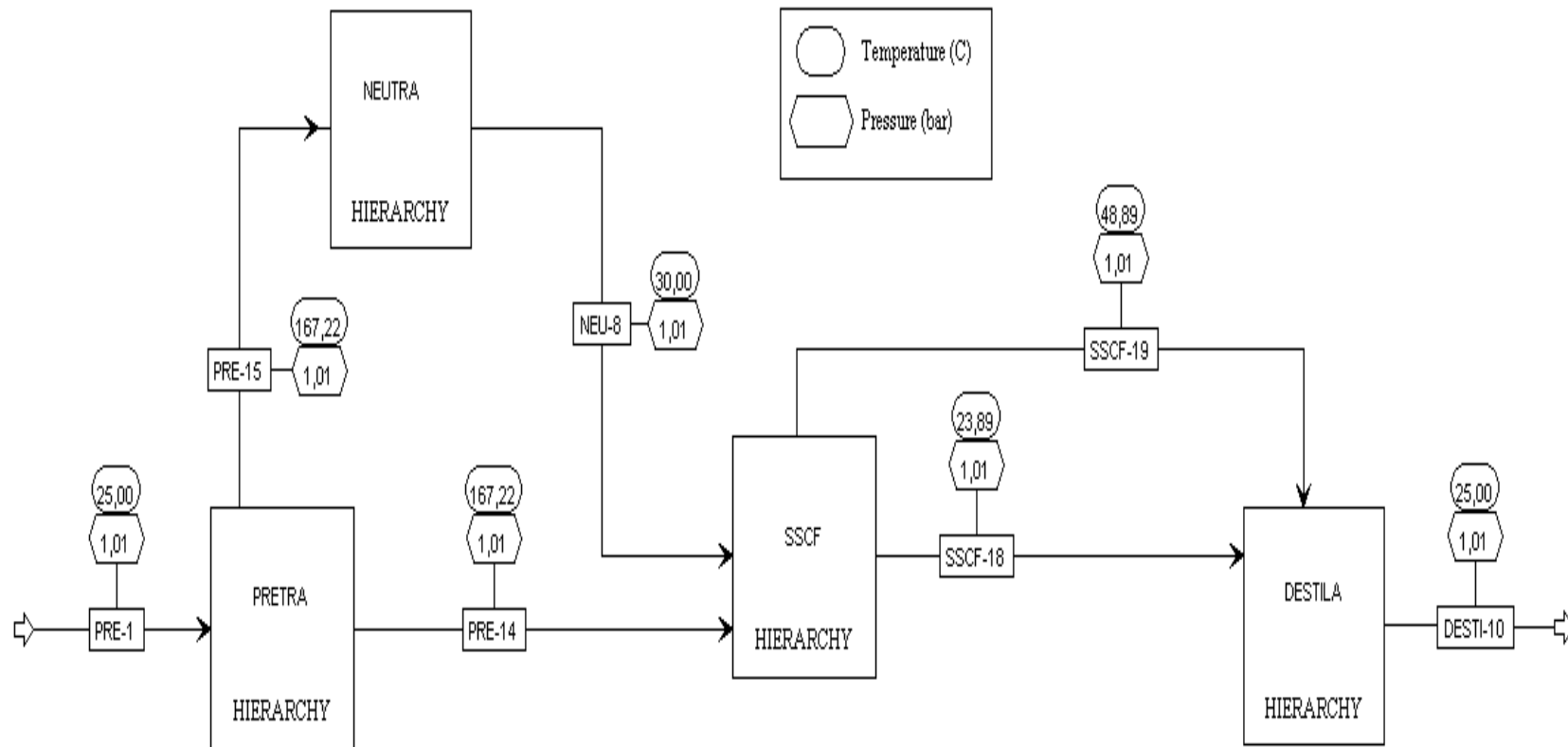
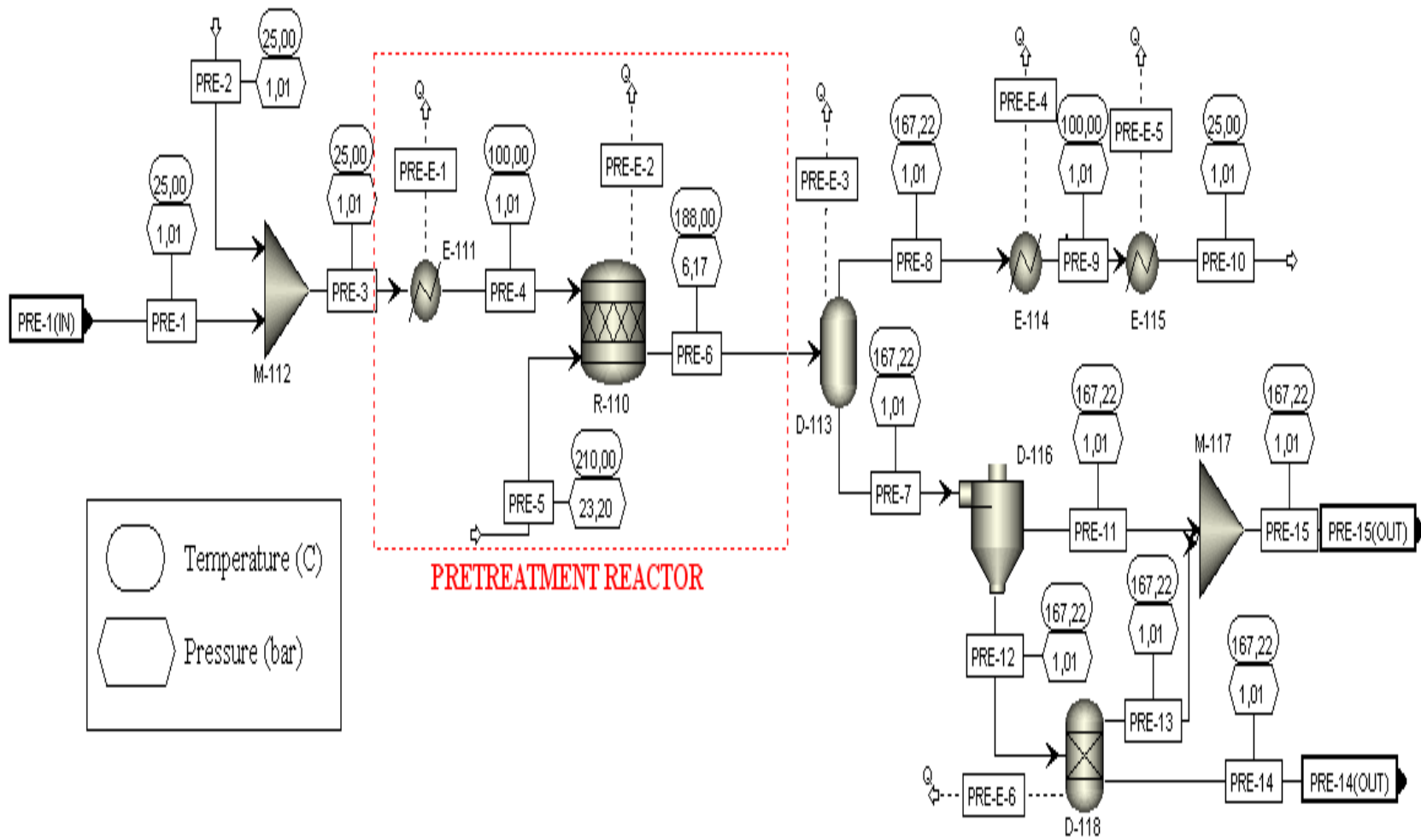
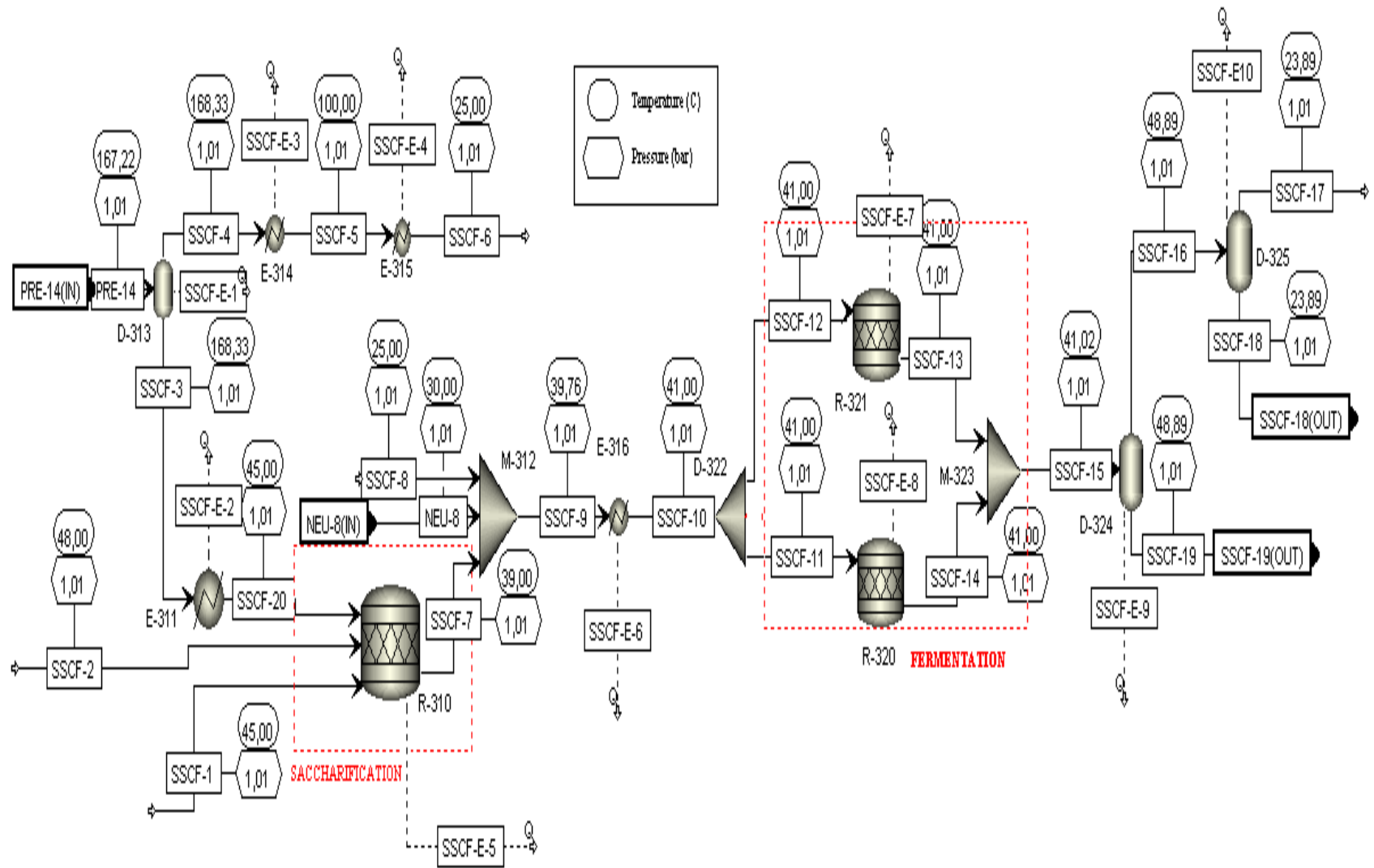


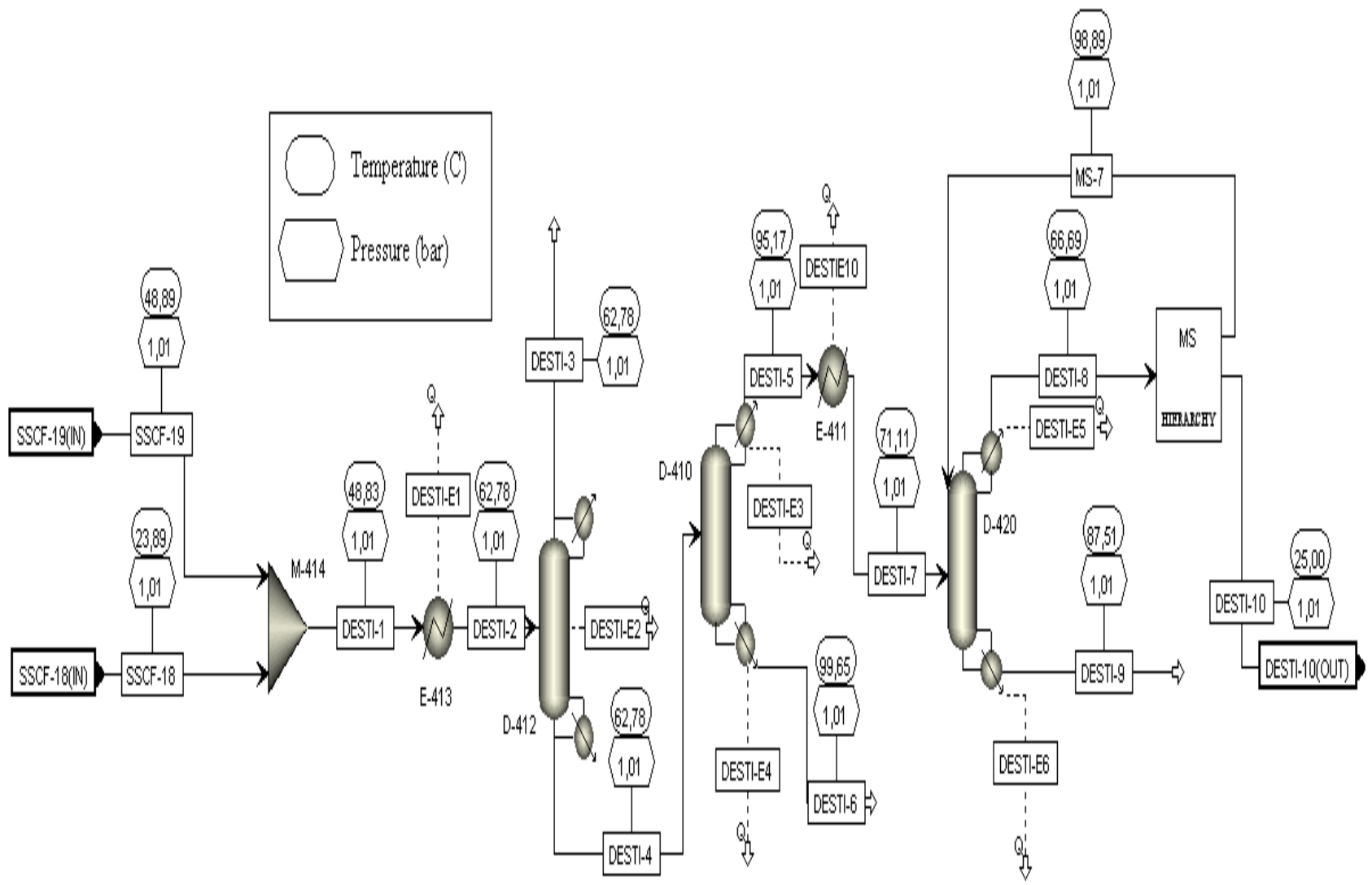
DIAGRAMA DE FLUJO GENERAL (FUENTE: AUTORES)



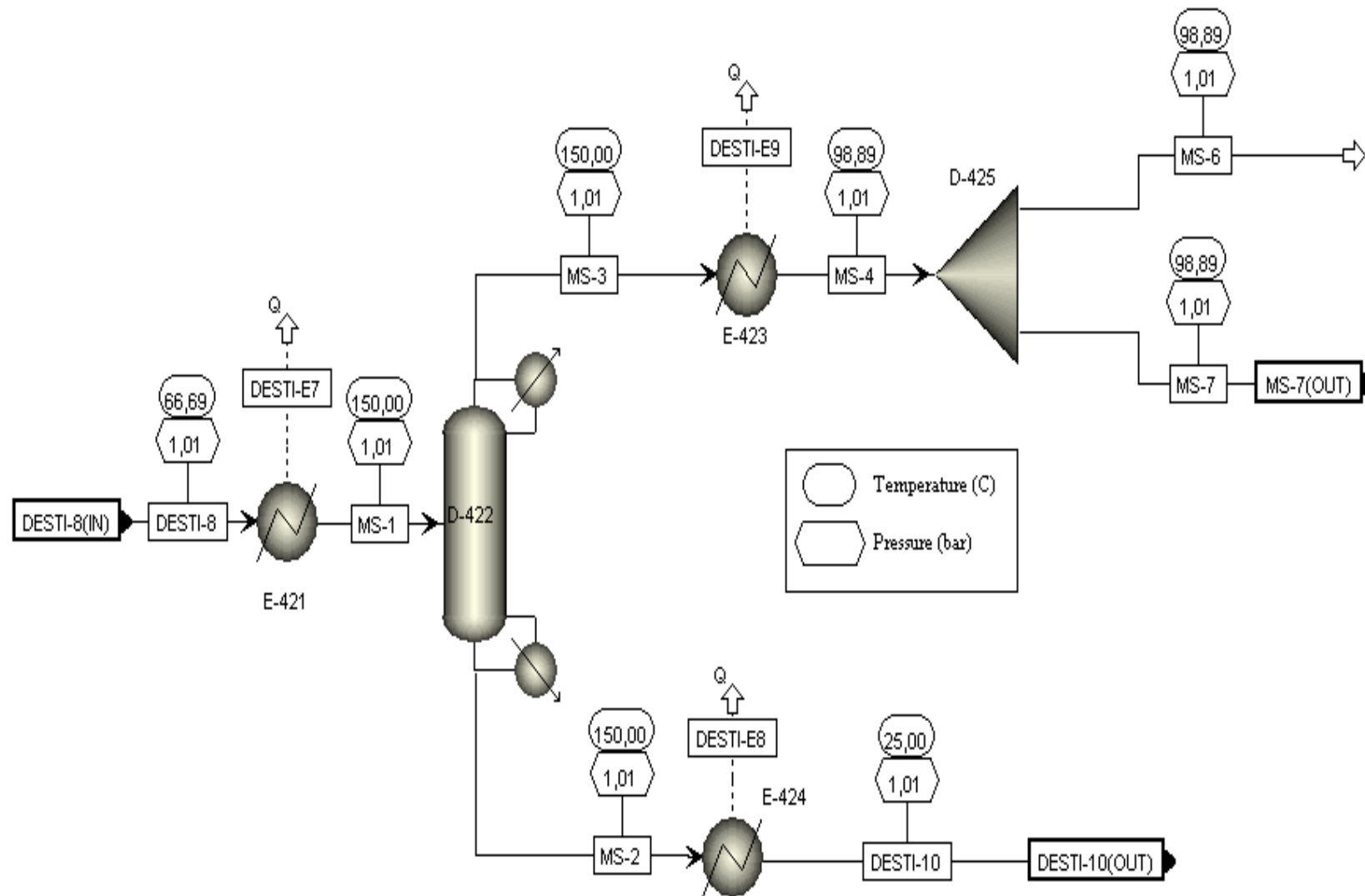
PRETRATAMIENTO (FUENTE: AUTORES)



SSCF (FUENTE: AUTORES)



DESTILACIÓN (FUENTE: AUTORES)



MS (FUENTE: AUTORES)