

**EVALUACIÓN EXERGÉTICA DE LA PLANTA TURBOEXPANDER DE LA
REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA PARA LA IDENTIFICACIÓN DE
OPORTUNIDADES DE AHORRO ENERGÉTICO**

Ing. JOSE LUIS MORENO TAPIAS

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2016

**EVALUACIÓN EXERGÉTICA DE LA PLANTA TURBOEXPANDER DE LA
REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA PARA LA IDENTIFICACIÓN DE
OPORTUNIDADES DE AHORRO ENERGÉTICO**

Ing. JOSE LUIS MORENO TAPIAS

**Tesis de maestría presentada como requisito parcial para optar por el título
de Magíster en Ingeniería Química**

Director

**PhD Arlex Chaves Guerrero
Escuela de Ingeniería Química-UIS**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2016

DEDICATORIA

A Dios padre celestial que me ha dado la vida, don de conocimiento y sabiduría, fortaleza física, mental y espiritual para afrontar el largo camino sin desistir.

A mis Padres Doris María Tapias y Benjamín Moreno por su gran entrega, esfuerzo, confianza y por haber formado en mí los valores que rigen hoy mi existencia.

A mis hermanos Leonel, Armando y Eduardo por la confianza, apoyo e incondicionalidad en cada una de las etapas de mi vida.

A mi hijo Juan Sebastián quien se ha convertido en la fuente de motivación para día a día sortear los retos que se me van presentando.

A Cindy por confiar en mí, persistencia, paciencia y por entregarme su amor incondicional.

AGRADECIMIENTOS

En primera instancia a Dios quien permitió mantenerme en el camino y no desistir y alcanzara un nuevo logro en mi vida.

A la Empresa Colombiana de Petróleos ECOPETROL S.A y en especial a las directivas de la refinería de Barrancabermeja, por haberme facilitado como trabajador mi formación profesional que ha permitido el aumento en mis fundamentos técnicos requeridos en estos tiempos de retos.

A la Universidad Industrial de Santander y al amplio grupo de profesores de la escuela de ingeniería química asignados al desarrollo de esta maestría, por el conocimiento compartido adquirido durante estos años.

A mi amigo Daniel por su dedicación y paciencia, haberme acompañado, orientado y enseñado muchas cosas que me enriquecieron como profesional y como persona.

A mi director de tesis el profesor Arlex Chavez, por su confianza, constante apoyo en la dirección y orientación adecuada que permitió que basado en un trabajo de equipo se lograra desarrollar un excelente trabajo de aplicación.

TABLA DE CONTENIDO

	pág.
INTRODUCCIÓN	15
1. GENERALIDADES DE LA EXERGÍA Y EL ANÁLISIS EXERGÉTICO	19
1.1. HISTORIA DE LA EXERGÍA.....	19
1.2. IMPORTANCIA DEL ANÁLISIS EXERGÉTICO EN LA INDUSTRIA	23
2. MARCO TEÓRICO	26
2.1. PRODUCCIÓN DE ETANO	26
2.1.1. Antecedentes	26
2.1.2. Propiedades Físicas y Químicas del Etano.....	28
2.1.3. Producción industrial.....	28
2.2. DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROCESO	29
2.2.1. Recibo y decantación.....	31
2.2.2. Compresión primaria.....	31
2.2.3. Absorción de CO ₂	31
2.2.4. Compresión secundaria	32
2.2.5. Adsorción de humedad	32
2.2.6. Enfriamiento.....	32
2.2.7. Demetanización	33
2.2.8. Deetanización	34
2.2.9. Refrigeración con propano.....	34
2.3. FUNDAMENTOS	35
2.3.1. Conservación de masa y energía	35
2.3.2. Segunda Ley de la termodinámica.....	36
2.3.3. Depósitos de energía	37
2.3.4. Reversibilidad e irreversibilidad de los procesos	37
2.4. TIPOS DE EXERGÍA	38
2.4.1. Exergía total de un sistema.....	38

2.4.2. Exergía física	39
2.4.3. Exergía química de un componente.....	40
2.4.4. Exergía química de una mezcla	40
2.4.5. Exergía de flujo de calor	41
2.4.6. Exergía de trabajo.....	41
2.5. EFICIENCIAS EXERGÉTICAS	42
2.6. SIMULACIÓN, CONCEPTOS E IMPORTANCIA	44
2.6.1. Principales ventajas de los procesos de simulación	44
3. METODOLOGÍA	46
3.1. REALIZACIÓN DE UNA DESCRIPCIÓN DEL SISTEMA TERMODINÁMICO ESTUDIADO	46
3.2. DIVISIÓN DEL PROCESO EN VOLÚMENES DE CONTROL.....	46
3.3. REALIZACIÓN DE LA SIMULACIÓN DEL PROCESO EN ESTADO ESTABLE	47
3.3.1. Definición de las idealizaciones para el modelo de simulación.....	47
3.3.2. Elección de modelos termodinámicos para el desarrollo de la simulación...	48
3.4. DEFINICIÓN DEL AMBIENTE DE REFERENCIA (AER)	55
3.5. ELABORACIÓN DE BALANCES DE MASA Y ENERGÍA.....	55
3.6. EVALUACIÓN EXERGÉTICA DEL PROCESO	55
3.6.1. Cálculo de exergía por corrientes	56
3.6.2. Cálculo de irreversibilidades y eficiencias exergéticas por equipos.....	56
3.6.3. Análisis por etapas.....	56
3.6.4. Realización de un análisis global del proceso.....	56
3.7. EJEMPLO DE APLICACIÓN DE ANÁLISIS EXERGÉTICO	57
3.7.1. Cálculo de exergía física.....	59
3.7.2. Cálculo de exergía química.....	60
3.7.3. Cálculos de irreversibilidades por equipos.....	62
3.7.4. Cálculos por etapa en el proceso.....	64
3.7.5. Balance exergético global de la planta.....	70
4. RESULTADOS Y ANÁLISIS DE RESULTADOS	73

5. CONCLUSIONES	81
6. RECOMENDACIONES	83
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	84
BIBLIOGRFÍA	88
ANEXOS	92

LISTA DE FIGURAS

	pág.
Figura 1. Comportamiento precio internacional del petróleo.....	15
Figura 2. Esquema de transformación del gas natural.....	26
Figura 3. Esquema de producción y usos derivados petroquímicos	27
Figura 4. Diagrama general del proceso	30
Figura 5. Integración etapa deetanización - refrigeración con propano	34
Figura 6. Árbol de decisión para la preselección de modelos termodinámicos	49
Figura 7. Variación de la entalpía respecto a variaciones de temperatura para el metano a 0.1 MPa, 1 MPa y 10 MPa de presión.....	51
Figura 8. Variación de la entropía respecto a variaciones de temperatura para el metano a 0.1 MPa, 1 MPa y 10 MPa de presión.....	51
Figura 9. Variación de la entalpía respecto a variaciones de temperatura para el etano a 0.1 MPa, 1 MPa y 10 MPa de presión.....	52
Figura 10. Variación de la entropía respecto a variaciones de temperatura para el etano a 0.1 MPa, 1 MPa y 10 MPa de presión.....	53
Figura 11. Tambor de recibo de gases a la planta	58
Figura 12. Diagrama de entradas y salidas de la etapa compresión primaria	64
Figura 13. Diagrama de flujo de la etapa	67
Figura 14. Diagrama de flujo del proceso	70
Figura 15. Distribución de exergías de entrada al proceso	74
Figura 16. Distribución de exergías de salida del proceso.....	74
Figura 17. Flujos de exergías de entrada y salida del proceso	75
Figura 18. Aportes a la irreversibilidad total del proceso por tipo de equipo	76
Figura 19. Irreversibilidad por flujo másico de producto de cada etapa y global	77
Figura 20. Eficiencia exergética por etapas y global	78
Figura 21. Irreversibilidad por flujo másico de producto de cada etapa y global considerando el metano como producto	79

Figura 22. Eficiencia exergética por etapas y global considerando el metano como producto.....80

LISTA DE TABLAS

	pag.
Tabla 1. Comparación entre energía y exergía.....	25
Tabla 2. Flujo volumétrico actual de gas en MMPCSD	30
Tabla 3. Composición molar típica del gas natural de campos	30
Tabla 4. Expresiones para las eficiencias exergéticas de equipos de proceso.....	43
Tabla 5. Comparativa de los valores obtenidos por la simulación respecto a los de diseño del proceso	53
Tabla 6. Propiedades termodinámicas de las corrientes del equipo 1 “E1”	58
Tabla 7. Fracciones molares de componentes presentes en el equipo 1 “E1”	59
Tabla 8. Exergías físicas de las corrientes del equipo 1 “E1”	60
Tabla 9. Exergía química de los componentes	61
Tabla 10. Exergía química de las corrientes	62
Tabla 11. Descripción de las corrientes de proceso de la etapa.....	65
Tabla 12. Descripción de los equipos	67
Tabla 13. Descripción de las corrientes de proceso de la etapa.....	68
Tabla 14. Balance Másico.....	68
Tabla 15. Balance de energía	69
Tabla 16. Balance exergético por equipo.....	69
Tabla 17. Balance exergético por etapa	70
Tabla 18. Balances globales de masa y energía	71
Tabla 19. Balance global de exergía.....	71
Tabla 20. Rendimientos del proceso.....	73

RESUMEN

TITULO: EVALUACIÓN EXERGÉTICA DE LA PLANTA TURBOEXPANDER DE LA REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA PARA LA IDENTIFICACIÓN DE OPORTUNIDADES DE AHORRO ENERGÉTICO*

AUTOR: JOSE LUIS MORENO TAPIAS**

PALABRAS CLAVES: TURBOEXPANDER, EXERGÍA, IRREVERSIBILIDADES, EFICIENCIA.

DESCRIPCIÓN

En el presente trabajo de aplicación se llevó a cabo un análisis exergético al proceso de recuperación de etano a partir de gas natural desarrollado en la planta turboexpander, con el objetivo de establecer la eficiencia exergética actual e identificar etapas con oportunidades de aprovechamiento de calor residual, que permitan a futuro mediante la implementación de alguna técnica de integración energética la disminución de costos asociados a servicios y aumento en el margen de ganancia.

El proceso productivo fue dividido en ocho etapas para facilitar la posterior elaboración de la simulación de toda la unidad a través del software PRO II, obteniéndose de esta manera los flujos de masa, molar y las propiedades físicas y termodinámicas de cada una de las corrientes de proceso. Los cálculos de las exergías físicas, químicas, de calor y trabajo propios del análisis exergético fueron realizadas teniendo en cuenta dos escenarios: En el primero de ellos sólo se tuvo en cuenta el etano como producto valioso obteniéndose como resultados que la etapa con mayores irreversibilidades fue la deetanización con 306,47 kJ/kg y la de menor la compresión secundaria con sólo 15,71 kJ/kg; Así también la de mayor eficiencia exergética fue la compresión secundaria con 99,31%, la de menor eficiencia la deetanización con 11,15% y la global sólo 7,50%.

En el segundo escenario se tuvo en cuenta el etano y el metano como productos valiosos obteniéndose como resultados que la irreversibilidades de las etapas de compresión secundaria y deetanización se mantienen con 15,71 kJ/kg y 306,47 kJ/kg respectivamente; Así también las eficiencias exergéticas de la compresión secundaria y deetanización se mantienen con valores de 99,31% y 11,15% respectivamente, pero la eficiencia de la sección de demetanización pasa de un 12,23% a 73,69% y la global cambia de un valor de 7,50% a uno de 89,30%.

*Tesis de Maestría.

**Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química
Director Ph.D. Arlex Chavez

ABSTRACT

TITLE: EXERGETIC EVALUATION OF THE TURBOEXPANDER PLANT OF BARRANCABERMEJA'S REFINARY FOR THE IDENTIFICATION OF OPPORTUNITIES OF ENERGETIC SAVING*

AUTHOR: JOSE LUIS MORENO TAPIAS**

KEY WORDS: TURBOEXPANDER, EXERGY, IRREVERSIBILITIES, EFFICIENCY.

DESCRIPTION

In this work of application, it was made an exergetic analysis to the recuperation process of ethane, starting from the natural gas developed on the turbo expander plant with the objective of establishing the actual exergetic efficiency and identifying stages with opportunities of taking advantage of residual heat that allow to future through the implementation of an energetic integration technique the decrease of costs associated to services and increase in the margin of gain.

The productive process was divided in eight stages to ease the subsequent elaboration of the simulation of the whole unity through the software PRO II, thereby obtaining mass flows, molar and physical and thermodynamic properties of each one of the process flows. Calculations of the physical, chemical, heat and work exergies proper of the exergetic analysis were made having two scenarios: In the first one of them, it was only taken in count the ethane as a valuable product, obtaining as results that the stage with most irreversibilities was the deetanización with 306.47 kJ/kg and the stage with less irreversibilities, was the secondary compression with just 15.71 kJ/kg; The one with most efficiency was the secondary compression with 99.31%, the one with minor efficiency was the deetanización with 11.15% y the global just 7.50%.

In the second one, it was taken in count the ethane and methane as valuable products obtaining as results that the irreversibilities of the stages of secondary compression and deetanización remain with 15.71 kJ/kg and 306.47 kJ/kg respectively; And so too the exergetic efficiencies of the secondary compression and deetanización are maintained with values of 99.31% and 11.15% respectively, but the efficiency of the demethanation section passes from a 12.23% to 73.69% and the global changes from a value of 7.50% to one of 89.30%.

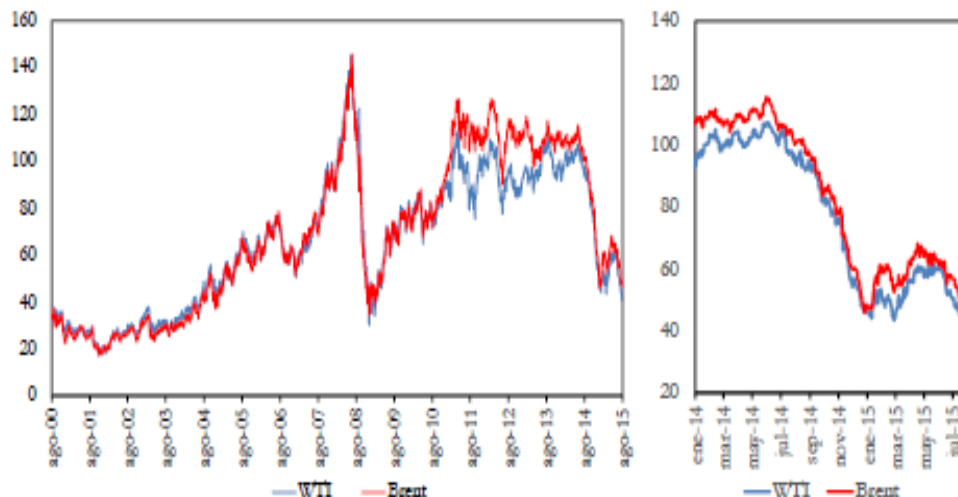
*Master thesis

** Faculty of Physicochemical Engineerings. School of Chemical Engineering
Director PhD, D Arlex Chavez

INTRODUCCIÓN

La gran variabilidad de los precios internacionales del petróleo, así como la fuerte caída en su precio en el último año generado principalmente por factores productivos, políticos y económicos, ha conllevado a que el sector petrolero mundial experimente una disminución acentuada de sus beneficios económicos. Tal situación, ha generado la necesidad de incrementar la eficiencia de los procesos en la exploración, el transporte y la refinación. Para hacer más clara esta situación, en la Figura 1, se puede ver la evolución del precio del petróleo desde el año 2000 al 2015. Específicamente se observa, que luego de mantenerse en promedio de US\$110 por barril entre 2011 y mediados de 2014, el precio se redujo a US\$ 45.2 por barril a finales de enero de 2015 acumulando una disminución del 60%[1].

Figura 1. Comportamiento precio internacional del petróleo.



Fuente: Bloomberg Business [1]

En este sentido, cada una de las empresas del sector buscan ajustar sus procesos productivos y administrativos con el objetivo de hacerlas más dinámicas y de esta forma viable y sostenible en el tiempo. Además de las empresas, muchos países

productores de petróleo han visto su economía fuertemente golpeada por la disminución en los precios del petróleo. Colombia no es ajena a esta situación por lo que en el 2014 el gobierno se vio obligado a hacer recortes en el presupuesto nacional en algunos sectores, para poder afrontar los impactos generados por la volatilidad y menores precios internacionales del crudo.

La empresa colombiana de petróleos “Ecopetrol S.A” siendo una de las empresas con mayoría participativa del estado, ha venido realizando en los últimos cuatro años reformas en su estructura organizativa, de funcionamiento y gastos a fin de hacerla más competitiva. Con este mismo fin, también ha revisado cada uno de sus procesos industriales buscando la maximización en el uso de los activos, la optimización y sostenibilidad de dichos procesos.

En este sentido, la refinación de hidrocarburos que es quizás uno de los sectores en la cadena de producción de hidrocarburos con márgenes de rentabilidad más estrechos, se ha visto fuertemente afectada por la fluctuación de los precios internacionales del crudo y sus derivados. Es por esto que la refinería de Barrancabermeja ha realizado importantes proyectos de infraestructura tendientes a flexibilizar su operación e incrementar la eficiencia energética en cada uno de sus procesos, a través de la implementación de tecnologías que le permitan de manera simultánea lograr un mejor aprovechamiento de cargas de crudos más pesados y productos de mayor calidad. Esta tarea se ha realizado hasta el momento a través de la construcción de nuevas plantas, así como con la repotenciación y optimización de las unidades existentes.

Como ejemplos de estos proyectos de alto impacto, se puede mencionar el montaje y puesta en servicio de una moderna planta de hidrotreamiento de combustibles en el año 2010 que le permitieron a Ecopetrol reducir el contenido de azufre de 1500-6000 ppm a un valor de 50 ppm en combustibles como la gasolina y el diésel y el mejoramiento del margen económico de la refinación.

Adicionalmente se está diseñando el macro-proyecto de modernización de la refinería que le permitirá aumentar el grado de refinación de crudos pesados como los que se proyectan serán producidos en Colombia.

Simultáneamente se han explorado nuevas iniciativas en cada uno de los procesos de transformación que se realizan en la refinería como por ejemplo, el proyecto de recuperación mecánica y operativa de la planta turboexpander, con el cual se pretendía aumentar los ingresos de la refinería en 10 millones de dólares para el año 2015 y en 20 millones de dólares en el año 2016 permitiéndole a Ecopetrol S.A recobrar el papel principal en Colombia en la producción, comercialización y distribución de resinas plásticas de baja densidad, siendo la planta mencionada el foco de este trabajo de aplicación.

Con la entrada en servicio de la planta turboexpander en el mes de Julio del 2015, se realizará una corrida "**POST**" con el fin de evaluar el desempeño global de la unidad, a través de la revisión de algunos indicadores energéticos. Uno de estos indicadores es el índice de energía (IE), el cual para el año 2001 época en la cual la planta salió de servicio, se encontraba en un valor de 204 versus 180 (Standard), lo cual indica que la planta antes de salir de servicio tenía un mayor consumo de energía (eléctrica y térmica) que la requerida para producir 7000 lb/h de etano [2]. Sin embargo, el uso de este indicador no permite determinar cuanta de la energía teóricamente disponible en las corrientes de proceso se aprovecha como trabajo útil, generando vacíos en la forma de establecer eficiencias parciales en equipos y etapas internas del mismo proceso. Adicionalmente, este indicador tampoco permite evidenciar las irreversibilidades presentes en el sistema lo que dificulta identificar secciones (del proceso o de la planta) con oportunidades de mejorar el gasto energético.

Una alternativa para superar esta situación es la realización de un análisis exergético de los equipos y etapas del proceso que permita determinar las

eficiencias e irreversibilidades actuales (posteriores al proceso de recuperación mecánica de la planta) y de esta forma establecer las bases para posteriores proyectos de reducción o disminución del consumo energético de la unidad operativa.

El análisis energético tradicional es una metodología que permite cuantificar la energía utilizada en un proceso a evaluar sin tener en cuenta su calidad, es decir, que tanta de esa energía disponible es usada adecuadamente y por ende, su impacto sobre el medio ambiente. Si bien el tema de la productividad económica de los procesos es un aspecto clave, el impacto ambiental por calores residuales presentes en corrientes enviadas al ambiente han resaltado la importancia de la sostenibilidad y el impacto de los procesos realizados por el hombre sobre el medio ambiente, es en este punto cuando el análisis exergético cobra aún más importancia.

En el presente trabajo se realizó un análisis exergético al proceso de producción del etano, a partir del gas natural procedente de campos del área del Magdalena Medio y Norte de Santander, en la planta de recuperación de etano ubicada en la refinería de Barrancabermeja propiedad de Ecopetrol. El objetivo de este fue establecer la eficiencia exergética actual de la planta e identificar secciones con oportunidad de aprovechamiento de calor residual que permitan incrementar el margen de ganancia de la planta. Para esto se describen cada una de las corrientes de proceso del sistema a través de la definición de las propiedades físicas y termodinámicas de estas. Se determinó la exergía de flujo en cada una de las corrientes del proceso a través de balances de masa, energía y exergía. Se cuantificó el grado de eficiencia exergética e irreversibilidades de equipos y etapas del proceso respectivamente con base en los balances de exergía. Por último se realizó un análisis global del proceso productivo de recuperación de etano con el fin de determinar el grado de eficiencia exergética de este, determinando los principales focos de destrucción de la exergía y la irreversibilidad total.

1. GENERALIDADES DE LA EXERGÍA Y EL ANÁLISIS EXERGÉTICO

1.1. HISTORIA DE LA EXERGÍA

La exergía tiene sus orígenes en la década de los cincuenta donde el término equivalente a la palabra “*exergía*” fue relacionado con el de “*disponibilidad*”, más comúnmente usado en los Estados Unidos, aunque actualmente se prefiera el término exergía, que fue introducida en Europa por a Rant en 1956 [3].

Los primeros fundamentos del método de análisis exergéticos fueron establecidos por Carnot en 1824 y Clausius en 1865 y están basados en la segunda ley de la termodinámica y en el concepto de entropía [4]. Sin embargo, los trabajos iniciales en el área de procesos químicos son atribuidos a Gibbs y Helmholtz en 1875 los cuales fueron detallados el libro titulado “*On the equilibrium of Heterogeneous Substances*”. Es precisamente en ese año donde aparece un concepto nuevo donde se tiene en cuenta sólo la cantidad de energía que pasa de la forma térmica a mecánica, la cual fue denominada “*Energie Utilisable*” y fue postulada por el francés Gouy en el año 1889 [5].

El método exergético planteado hasta ese momento fue complementado con el concepto de que este análisis está relacionado directamente con la producción irreversible de entropía en los sistemas de acuerdo a lo planteado por Tolman y Fine en 1948 y usado por Bejan también en 1975 [6] . Este tipo de estudios fueron de gran aplicabilidad en equipos e intercambiadores de calor en sistemas criogénicos, en los cuales se pudo establecer que el minimizar la producción de entropía irreversible conlleva a reducir las pérdidas de exergía en los sistemas y de esta manera se logra mejorar la eficiencia y la conservación de energía.

Pero sólo es hasta el año de 1951 en el cual se profundiza en el uso del método exergético propuesto por Gibbs, donde se establece por parte del norteamericano

Joseph Keenen un concepto equivalente al de exergía denominado "*disponibilidad*", el cual daba la idea de la cantidad de energía disponible de una corriente en un sistema específico [7]. La exergía entonces comienza a ser usada en estudios enfocados al ahorro energético en procesos industriales en Europa y es en el año 1955 donde el francés Gilbert, denomina a la exergía como la cantidad de energía que no se degrada en forma de calor [8].

En los años posteriores donde se trató de consolidar el concepto de exergía, específicamente en 1956, donde el término utilizado por el alemán U. Grigull, "*Ekthalpie*" (*Ectalpia = rendimiento calórico*) relacionaba la cantidad de trabajo directamente con la cantidad de calor. Este concepto fue controvertido fuertemente por el yugoslavo Rant, que lo relaciona directamente con la capacidad de trabajo, de ahí que establezca el término "*Exergie*" el cual se relaciona como la cantidad máximo de trabajo útil [9].

Seguidamente en los inicios de los años sesenta apareció el uso de la exergía en análisis de sistemas energéticos especialmente en países de Europa como lo es la antigua Unión Soviética, Alemania y Polonia, debido a su aceptación y a que se utilizaba como medio para desarrollar integralmente la aplicación de la segunda ley de la termodinámica. Muestra de esto es que en 1960 Bosnjakovic en Alemania empleó un análisis de exergía en una planta de potencia, usando los diagramas de entalpía-entropía planteados en sus trabajos técnicos para representar los resultados, donde mostró las bondades de este tipo de análisis en el ahorro de energía [10].

Es entonces durante la década de los sesenta que el análisis de exergía fue complementado y fue donde se establecieron los fundamentos del "Método de exergía", como un desarrollo de principios termodinámicos aplicados a la industria. Esto se logró a través de los estudios de Trepp en 1961, el cual examinó las pérdidas de exergía en máquinas de refrigeración a bajas temperaturas para el

desarrollo y optimización de un ciclo de refrigeración, así como Bachr [11] en el año de 1962 dio una extensa discusión sobre exergía en escritos con cálculos de exergía para plantas de potencia o generación eléctrica, presentando resultados analíticos, comparando diagramas de flujo de exergía contra cálculos de energía pero sólo con la aplicación de la primera ley de la termodinámica, mostrando claramente las ventajas de los análisis exergéticos sobre los análisis energéticos tradicionales que usaban sólo la primera ley de la termodinámica.

Ya en 1963, Tribus sugiere a Evans el uso del concepto de exergía como el máximo trabajo útil neto disponible en lugar de energía disponible, el cual mide que tan lejos se encuentra un sistema del equilibrio [12]. Es desde este momento donde se comienza con la masificación en el uso de la exergía para evaluar procesos de todo tipo, es así que Koot utiliza el concepto en el año de 1968 para evaluar las pérdidas exergéticas en un evaporador flash donde logra determinar que el mayor número de irreversibilidades del sistema están directamente relacionadas con la expansión isoentálpica [13].

Como se puede apreciar son diversas las aplicaciones que ha tenido la exergía no solamente para evaluar procesos unitarios, como lo muestra lo hecho por G. Bodvarsson que determinó el máximo trabajo útil en aguas termales [14], adicionalmente también puede ser usada para evaluar procesos productivos similares y encontrar métodos de toma de decisiones para inversiones de capital, como lo hicieron en su momento Thirumaleshwar en 1979 [15], Kotas en 1980 [16], Al-Najem y otros en 1992 [17], Best y otros en 1993 [18], Sorin y otros en 1998 [19], De Oliveira y otros en 1997 [20], Wall en 1988 [21], El-Sayed, 2002 [22], Koroneos y otros en el 2003 [23], Rosen y otros en 2003 [24], Scott en 2003 [25], Taniguchi y otros en 2005 [26].

Por otro lado, es quizás la industria de los biocombustibles donde más se ha utilizado en los últimos años el análisis exergético debido a la necesidad de

encontrar formas de producir combustibles más amigables con el medio ambiente a menores costos y de manera sostenible, ejemplo de esto es el estudio realizado por Talens y otros en el año 2007 donde pueden demostrar que con el uso de hidróxido de potasio y ácido sulfúrico presentan menores irreversibilidades y por ende menores pérdidas exergéticas siendo más rentables [27].

En el 2011 Ojeda Karina utilizó el análisis exergético para comparar diferentes tecnologías para la obtención de bioetanol a partir de material lignocelulósico, donde logró establecer una ruta más favorable para la obtención de este biocombustible disminuyendo los consumos de agua y energía complementando el estudio exergético con la aplicación de un modelo de integración de procesos a las rutas con mejor eficiencia exergética, donde se aprovecharon corrientes residuales como reciclo para mejorar los resultados alcanzados [28].

En el mismo año Sierra Carolina y Casas José aplicaron el análisis energético aplicando el punto de vista exergético al proceso de producción de biodiesel a partir del aceite de palma, donde establecieron que la etapa con mayor irreversibilidad es la de separación de productos en especial la de separación de glicerina debido a que su operación se da a una presión menor a la atmosférica y la pérdida de calor al entorno o ambiente de referencia es alta. Adicionalmente lograron calcular que la eficiencia exergética global del proceso era de 78% pero que era susceptible de un incremento colocando atención a la calidad del aceite de palma empleado y a las especificaciones de los servicios industriales usados[29].

Similarmente Jaimes Wilmer en el 2013 aplicó el análisis exergético al proceso de extracción de aceite y producción del biodiesel a partir de palma africana donde comparó cuatro procesos de elaboración del biocombustible con diferentes tecnologías, logrando establecer que las etapas con mayores irreversibilidades son la de prensado y digestión con 39% y 23% del total de exergía destruida del

proceso, así también pudo determinar que de las cuatros alternativas tecnológicas analizadas la más eficiente energéticamente hablando es la destilación reactiva y la menos eficiente es la catálisis ácida [5].

En el 2014 Barragán Daniel aplicando el análisis exergético a la producción dual de azúcar y etanol estableció que la etapa con menor eficiencia exergética era la de molienda con un 47.62% sin contemplar el uso del residuo (bagazo), pero que al momento de utilizar este, en la cogeneración de energía o como materia prima para la elaboración de etanol de segunda generación, ahora la etapa con menor eficiencia exergética es la destilación con 64.49%. Complementariamente también logró determinar que la eficiencia global del proceso era del 93.02% lo cual permite calificar al proceso como altamente eficiente desde el punto de vista exergético [30].

1.2. IMPORTANCIA DEL ANÁLISIS EXERGÉTICO EN LA INDUSTRIA

A lo largo de la historia y del desarrollo industrial se han utilizado métodos de evaluación energética; algunos de estos sólo tenían en cuenta la cantidad de energía suministrada a una planta o a un sistema específico, cuantificando la energía que lleva al final del proceso cada uno de los productos y subproductos de este. Este tipo de análisis eran basados en la primera ley de la termodinámica logrando con esto determinar una eficiencia energética. Sin embargo, este análisis no cuantifica el grado de utilidad o calidad de la energía presente en las corrientes de proceso haciendo difícil la identificación de los sitios de degradación de la energía.

En este sentido, la segunda ley de la termodinámica aparece como un complemento a la primera ley de la termodinámica ya que este principio establece consideraciones adicionales para la energía, entre las cuales se demuestra, que la energía tiene una calidad y por lo tanto una cierta capacidad de producir trabajo.

Basados en este concepto, esta ley permite definir los límites teóricos para el diseño de máquinas térmicas y refrigeradores [31]. Se puede concluir que la energía no sólo se debe medir de manera cuantitativa sino que se debe tener en cuenta el aspecto cualitativo relacionado con la calidad de esta presente en cada una de las corrientes del sistema analizado. Adicionalmente a los aspectos mencionados, se puede decir que la aplicación de la segunda ley es importante ya que a través de ella se puede [32]:

- ✓ Establecer los medios para medir la calidad de la energía.
- ✓ Establecer el criterio de la idealidad para diversas máquinas o dispositivos
- ✓ Establecer el estado final de equilibrio en los procesos espontáneos
- ✓ Establecer los parámetros para cuantificar las pérdidas de exergía en los procesos de intercambio energético

Con base en lo anterior y para llenar estos vacíos, el análisis exergético aparece como una alternativa que permita superar las deficiencias en los balances con la sólo la aplicación de la primera ley. Este tipo de análisis permite cuantificar las imperfecciones termodinámicas como: las destrucciones de exergía, las cuales representan pérdidas en la calidad de la energía. Al igual que la energía, la exergía puede ser transportada o transferida a través de los límites del sistema.

Cada tipo de transferencia de energía tiene asociado un correspondiente tipo de transferencia de exergía. La transferencia de exergía asociada al trabajo es igual al trabajo, la relacionada con los componentes presentes en las corrientes de proceso está representada por la exergía de flujo, la transferencia de exergía asociada a la transferencia de calor depende de la temperatura a la que ocurre en relación a la temperatura del medio ambiente o ambiente de referencia.

Las características más significativas de un análisis de energía aplicando el concepto de exergía son las siguientes [33]:

- ✓ Aplica principios de conservación de masa y energía, complementados con el uso de la segunda ley de la termodinámica para diseñar, analizar y determinar sistemas más energéticamente eficientes.
- ✓ Muestra si es posible reducir o no ineficiencias exergéticas en un sistema.
- ✓ Aborda los impactos ambientales del uso de los recursos energéticos y propone maneras de reducir o mitigar dichos impactos.
- ✓ Mejora la eficiencia energética y el uso de otros recursos mediante la identificación de eficiencias, así como la ubicación, tipos y magnitudes de los principales focos de destrucción de exergía.

Se puede concluir el análisis exergético que es una herramienta adecuada de toma de decisiones para la comparación, selección y mejora de procesos productivos, siendo su campo de aplicación extenso debido al enfoque del análisis donde se tiene en cuenta no sólo la cantidad sino la calidad de la energía.

De esta forma se pueden establecer diferencias entre el uso de balances de energía con el método tradicional (sólo uso de la primera ley de la termodinámica) y aquellos que son realizados aplicando la segunda ley de la termodinámica a través del concepto de exergía, las cuales son referenciados en la Tabla 1.

Tabla 1. Comparación entre energía y exergía

Energía	Exergía
Depende de las propiedades de la materia y el flujo de energía, es independiente de su entorno.	Depende de las propiedades tanto de la materia y el flujo de energía, pero también del ambiente.
Tiene valores diferentes de cero cuando está en equilibrio con el ambiente.	Es igual a cero cuando se encuentra en completo equilibrio con el ambiente.
Se conserva en todos los procesos bajo el análisis de la primera ley de la termodinámica.	No se conserva en los procesos reales debido a las irreversibilidades presentes y es analizada de acuerdo a la segunda ley de la termodinámica.
No se produce ni destruye.	Es consumida siempre en procesos irreversibles.
Es medida de acuerdo a su tipo (potencial, cinética, trabajo y calor).	Es medida como exergía cinética, potencial, calor, trabajo pero sobre la base del trabajo útil o disponibilidad de producir trabajo.
Es una medida únicamente de la cantidad.	Es una medida de la cantidad y de la calidad.

Fuente: Autor

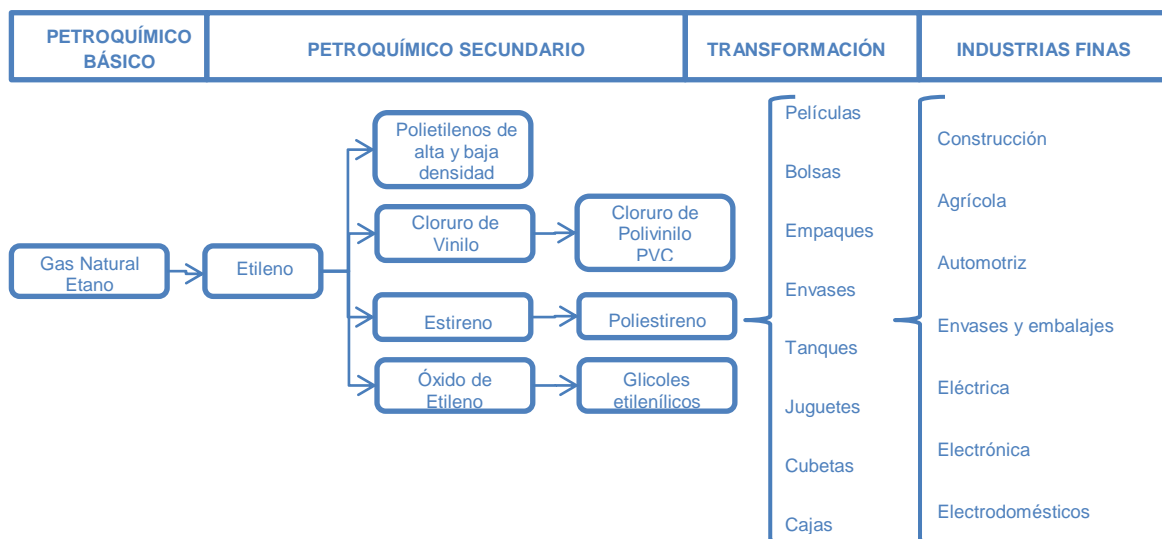
2. MARCO TEÓRICO

2.1. PRODUCCIÓN DE ETANO

2.1.1. Antecedentes. Las principales cadenas productivas de la industria petroquímica son: la del metano (gas natural), etano (olefinas ligeras) y naftas (aromáticos). Los productos obtenidos de esta industria son fundamentales para el desarrollo de otras cadenas industriales como son la textil, la automotriz y del transporte, la electrónica, la construcción, de alimentos y fertilizantes entre otras.

Uno de los compuestos orgánicos que ha permitido el desarrollo de la industria petroquímica y de otras industrias es el etano. Este ha permitido el mayor desarrollo y actualización tecnológica de instalaciones industriales para la producción de olefinas ligeras como el etileno, lo que a su vez ha permitido el desarrollo de otras industrias y renglones de la economía mundial, lo que es ilustrado en la Figura 2.

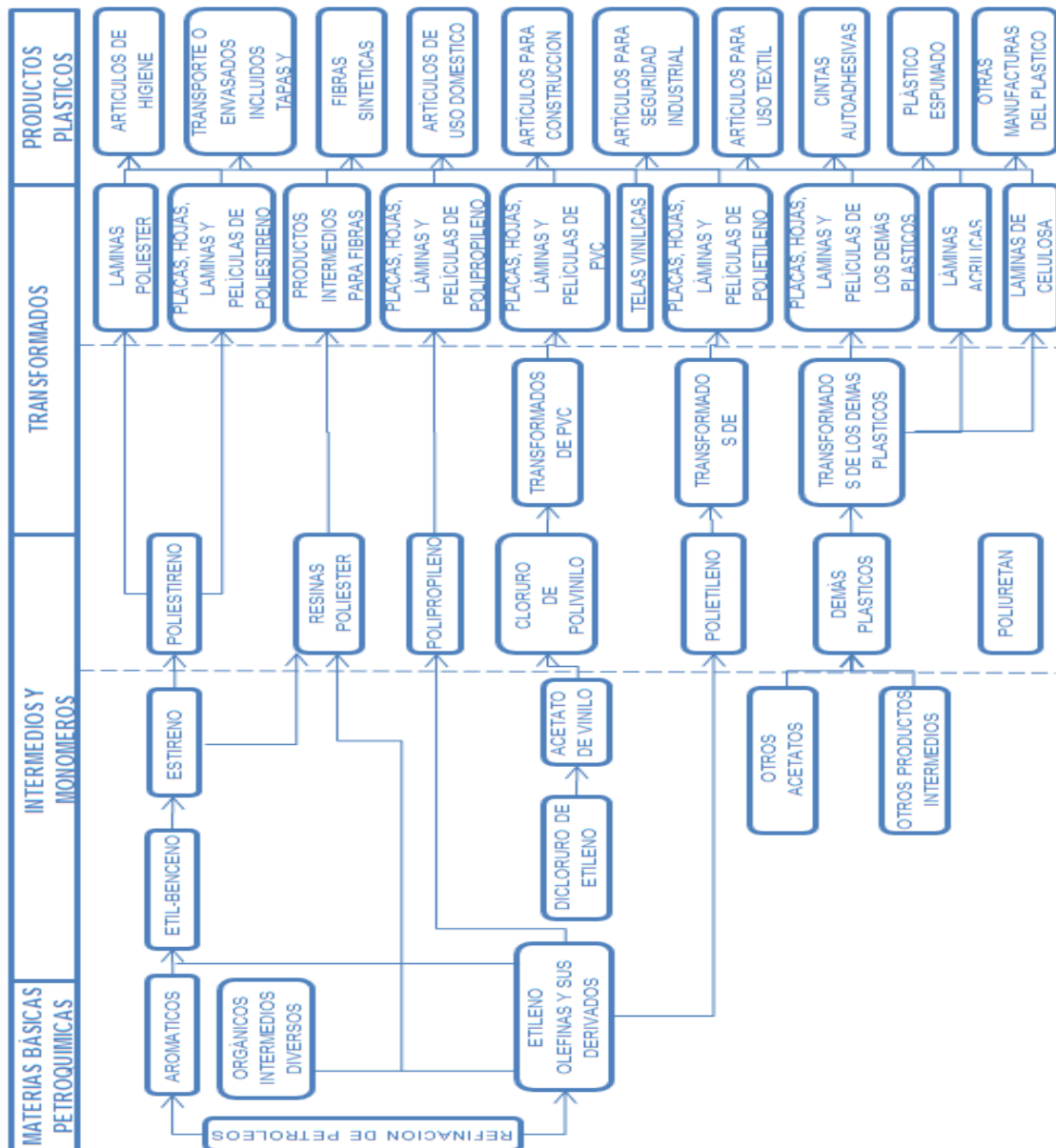
Figura 2. Esquema de transformación del gas natural



Fuente: Autor

Una de las industrias que más se ha visto favorecida con el aumento en la producción de etileno generado por los mayores volúmenes de etano petroquímico es la del plástico, la cual a su vez ha permitido que otros renglones de la economía de diferentes países hayan tenido un auge y crecimiento mayor en los últimos años, como lo muestra la Figura 3.

Figura 3. Esquema de producción y usos derivados petroquímicos



Fuente: Autor

2.1.2. Propiedades Físicas y Químicas del Etano. El etano es un hidrocarburo alifático con fórmula química C_2H_6 , a temperatura y presión estándares ($25^\circ C$, 1 atmósfera) es un gas incoloro e inodoro y más ligero que el aire. Es el alcano más sencillo que puede existir en diferentes conformaciones donde cada uno de los átomos de hidrógeno está unido al de carbono por medio de un enlace covalente. Pertenece a la serie parafínica (que tiene poca afinidad) y es el segundo miembro de la serie de los alcanos. En su fase sólida su punto de fusión se encuentra entre los $-183,3^\circ C$ y $-88^\circ C$, su calor latente de fusión (1,013 bar, en el punto triple) es $94,977 \text{ kJ/kg}$. En fase líquida su densidad a 1,013 bar y el punto de ebullición es de $546,49 \text{ kg/m}^3$. [34]

2.1.3. Producción industrial. Después del metano, el etano es el componente en mayor concentración presente en el gas natural, variando entre el 1 y el 6% (% vol) dependiendo del campo de producción. Antes de la década del 60, el etano y otras moléculas más pesadas del gas natural (propanos, butanos y otros) eran usados como combustible junto al metano. No obstante en la actualidad, el etano es un insumo importante en la industria petroquímica por lo que comúnmente es separado parcialmente de los otros componentes del gas natural. El etano se puede obtener también como un subproducto del proceso de refinación del petróleo a partir de procesos tales como el de cracking catalítico o el de separación como el proceso de licuefacción.

Existen varias estrategias de refrigeración utilizadas para condensar el etano, el proceso más económico y de más amplio uso es la “*turboexpansión*”, que permite recuperar sobre el 90% de este componente presente en el gas natural. En este proceso, el gas frío a una temperatura de 222 K ($-60^\circ F$) de cima, se expande en una turbina reduciendo su temperatura hasta aproximadamente 173 K ($-148^\circ F$). A esta baja temperatura el metano gaseoso se puede separar del etano licuado y de los hidrocarburos más pesados por destilación normalmente en una torre de fraccionamiento con platos y zona empacada a una presión de $1,3 \text{ MPa}$ (200 psig)

y una temperatura de fondo de la torre de 258 K (5°F). La destilación adicional se lleva a cabo en una torre fraccionadora a una temperatura de fondo de 352 K (175°F) y una presión promedio de 3,07 MPa (445 psig), donde aprovechando la diferencia de puntos de ebullición se separa el etano del resto de compuestos presentes en el gas natural, como lo son el propano, butanos y algunos pentanos.

El principal uso del etano se da en la industria química en la producción de etileno por el proceso de pirolisis o cracking térmico. Este consiste en poner el etano en presencia de vapor de agua saturado y luego subir la temperatura rápidamente hasta 1172 K (1650°F) o más, hasta lograr el rompimiento de las moléculas de hidrocarburos pesados obteniendo hidrocarburos más ligeros. En este proceso los hidrocarburos saturados son convertidos en no saturados, es decir, en olefinas de menor peso molecular. El etano es preferido para la producción de etileno porque al romperse los enlaces carbono-hidrógeno se favorece la producción de este último compuesto, mientras que la pirolisis de hidrocarburos más pesados favorece la producción de olefinas más pesadas como el propileno y butadieno e hidrocarburos aromáticos.

2.2. DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROCESO

La planta turboexpander le permite a la refinería de Barrancabermeja aumentar la producción de polietileno de baja densidad en cerca de 15000 toneladas métricas por año. Esta es una planta cuya filosofía de operación es la de recuperar el etano presente en el gas natural que se carga en la refinería de Barrancabermeja proveniente de los campos productores (Casabe, Cantagallo, Llanito, Payoa, Provincia, Gibraltar) para ser enviado a la planta Etileno II y allí elaborar el etileno grado polímero requerido como carga a las plantas de polietileno I y II, el gas residual separado en el proceso es enviado y utilizado como combustible en los hornos y calderas de la refinería. La unidad está diseñada para recibir 100 millones de pies cúbicos estándar día (MMPCSD), aunque en la actualidad el

volumen de gas recibido en la planta es inferior debido al menor volumen que se extrae en los campos productores. El aporte actual de cada uno de los campos se muestra en la Tabla 2.

Tabla 2. Flujo volumétrico actual de gas en MMPCSD

CAMPOS*	GIBRALTAR	GUAJIRA
45	25	10

CAMPOS*: PAYOA, PROVINCIA, CANTAGALLO. Fuente: [2]

La composición típica sobre la cual fue diseñada la unidad es descrita de acuerdo a lo indicado en la Tabla 3.

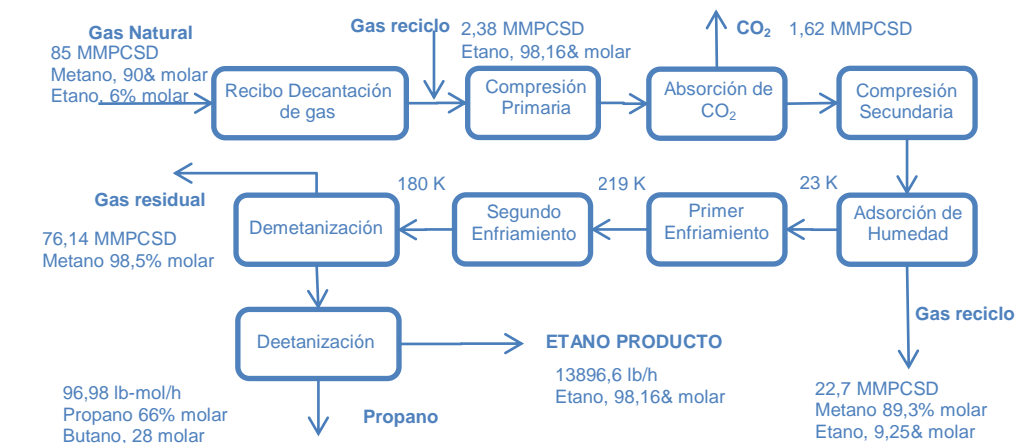
Tabla 3. Composición molar típica del gas natural de campos

C ₁	C ₂	C ₃	ic ₄	nc ₄	ic ₅	nc ₅	C ₆₊	N ₂	O ₂	CO ₂	H ₂ O
88,36	7,9	0,80	0,15	0,15	0,07	0	0	0,30	0,018	1,90	0,31

Fuente: Manual de proceso de la planta Turboexpander

Con el fin de facilitar el análisis exergético planteado en este trabajo, el proceso al interior de la planta, fue dividido en etapas de proceso como se esquematiza en la Figura 4.

Figura 4. Diagrama general del proceso



Fuente: Autor

A continuación se muestra una descripción general de cada una de las etapas evaluadas. [35]

2.2.1. Recibo y decantación. El gas natural de carga proveniente de los campos productores llega a la planta a una presión de 1,72 MPa (250 psig) y una temperatura entre 311 K (100 °F), a través de dos tambores decantadores donde se retira el agua en suspensión, sólidos y lodos presentes para evitar daños en equipos posteriores.

2.2.2. Compresión primaria. Una vez tratado el gas natural, se incrementa la presión de este hasta 4,83 MPa (700 psig) con un compresor centrífugo multietapas accionado por una turbina condensadora. Esta compresión genera un incremento de temperatura hasta 385,93 K (235 °F), razón por la cual es requerido que este gas sea enfriado con aire de la atmósfera nuevamente hasta 322 K (120 °F), a través del uso de dos intercambiadores de calor tipo aeroenfriadores de tiro forzado. Esta temperatura debe mantenerse constante con el objetivo de evitar arrastres de absorbente con el gas tratado en la sección de tratamiento con dietanol-amina (DEA).

2.2.3. Absorción de CO₂. En esta sección se retira el CO₂ presente en el gas tratado a fin de evitar taponamientos y disturbios operativos en las secciones de enfriamiento y demetanización de la planta. La absorción del CO₂ se lleva a cabo en una torre absorbidora de 20 platos que opera a 4,83 MPa (700 psig) y 327,5 K (130 °F) a contracorriente, es decir el gas natural como flujo ascendente y el absorbente en este caso DEA, que fluye de manera descendente. El contenido de CO₂ en el gas es llevado desde un 3% molar a un valor máximo de 35 ppm. El absorbente es posteriormente retirado de la torre y regenerado a través de una torre despojadora que utiliza un intercambiador de calor tipo rehervidor con vapor saturado para el despojo del CO₂ a una temperatura de 391,48 K (245 °F).

2.2.4. Compresión secundaria. El gas natural ya libre de CO₂ se le incrementa la presión hasta un valor de 5,52 MPa (800 psig), valor requerido como condición de proceso para la sección siguiente de adsorción. El incremento de presión se logra con un compresor centrífugo accionado por una turbina expansora los cuales hacen parte de un sistema llamado turboexpansor, el cual aprovecha el trabajo mecánico alcanzado con la expansión del gas de proceso en el lado expansor, como trabajo útil para el accionamiento del compresor. El aumento de presión conlleva a que el gas de proceso incremente su temperatura hasta valores de 333,10 K (140 °F) requiriendo que este gas sea enfriado con aire atmosférico nuevamente hasta 322 K (120 °F) a través del uso de dos intercambiadores de calor tipo aeroenfriadores de tiro forzado.

2.2.5. Adsorción de humedad. En esta etapa se usan torres secadoras con tamices moleculares dispuestas en serie (de las cuales una siempre está en regeneración o desorción) para llevar el gas natural de un contenido de 0.15% molar hasta valores menores a 5 ppm. Este procedimiento evita taponamientos en las secciones de enfriamiento y demetanización posteriores de la planta. El proceso de adsorción se lleva a cabo a una presión de 5,52 MPa (800 psig) y una temperatura de 322 K (120 °F). El gas natural es secado hasta un punto de rocío de -180° F (155,37 K).

2.2.6. Enfriamiento. El gas natural seco se filtra para retirar posibles arrastres de material particulado proveniente desde los tamices de las torres secadoras. La corriente de proceso que sale del sistema de filtrado se divide en dos corrientes para iniciar su enfriamiento a una presión de 5.52 MPa (800 psig) y una temperatura de 120 °F (322 K) hasta alcanzar una temperatura de -150°F (172 K) a la presión antes indicada.

Este enfriamiento se lleva a cabo en dos etapas, la primera se realiza dividiendo el flujo de proceso en dos corrientes, una con el 75% del volumen total de la carga

para ser enfriado con el gas residual rico en metano proveniente de la cima de la torre demetanizadora y el 25 % del volumen restante de la carga, es enfriado transfiriendo calor al fondo de la torre antes mencionada, para posteriormente unirse en una sola corriente de proceso nuevamente en un tambor colector donde se separan las fases vapor y líquida a una temperatura de 219 K (-65°F).

La segunda etapa de enfriamiento permite llevar el gas de una temperatura de 219 K (-65 °F) hasta 172 K (-150 °F), este enfriamiento es alcanzado por medio de la expansión de la fase líquida del tambor colector llevando el fluido de una presión de 5,52 MPa (800 psig) hasta 1,38 MPa (200 psig), a través de la expansión lograda en una válvula de control. Adicional y simultáneamente la otra forma de alcanzar la temperatura de 172 K (-150 °F), es por la expansión de la fase vapor del tambor antes mencionado, pero en esta ocasión se da a través de una turbina expansora que hace parte del conjunto turboexpansor, que permite el cambio de la energía cinética del fluido en trabajo mecánico que a su vez es transmitido al compresor reforzador del gas de carga en la sección de compresión secundaria. Cada una de las dos etapas de enfriamiento antes relacionadas permite el suministro de carga a la sección de demetanización de la planta.

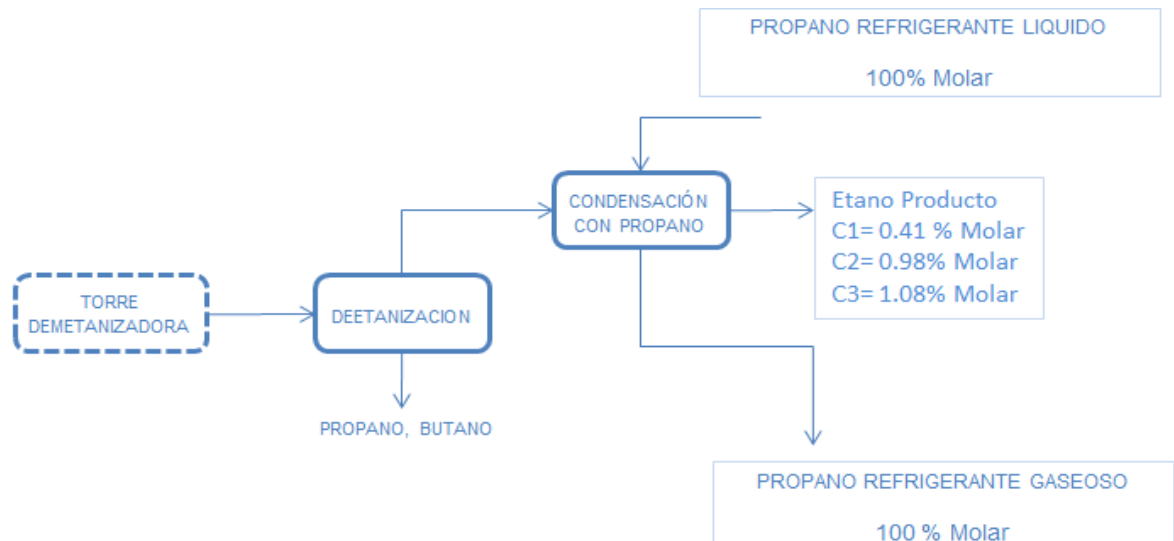
2.2.7. Demetanización. En esta etapa se inicia el proceso de fraccionamiento o destilación de los componentes presentes en el gas natural de carga a la unidad. En una torre de destilación de 11 platos y una sección empacada en la parte superior, se separa el metano del etano, propano y butano. Esta torre opera a una presión de 1,38 MPa (200 psig), una temperatura de fondo de 258.15 K (5 °F) y de cima de 166,48 K (-160 °F). La corriente de cima sale con una concentración molar de metano (CH₄) alrededor del 98% y sólo un 1% de etano (C₂H₆), lo cual es admisible de acuerdo al diseño de la unidad. La corriente de fondo con una composición molar típica de 1,3% de metano (CH₄), 80.0% de etano (C₂H₆), 17.17% de propano (C₃H₈), 0.5% de iso-butano, 0,5% de n-butano es bombeada a

la sección de deetanización para separar el etano de los componentes más pesados.

2.2.8. Deetanización. Los componentes de la corriente de fondo de la torre demetanizadora son fraccionados a través de la operación de destilación en una torre de 36 platos que permite que el etano (C_2H_6) sea separado del propano (C_3H_8) y butano (C_4H_{10}). Esta torre opera a una presión de 3,07 MPa (445 psig), una temperatura de fondo de 355,37 K (180 °F) y de cima de 285,93 K (55°F). El etano producto con una concentración molar del 99% es enviado a la planta Etileno II como carga para la producción de Etileno grado polímero. El propano y butano son enviados a la sección de almacenamiento de GLP (Gas licuado del petróleo) de la refinería de Barrancabermeja.

2.2.9. Refrigeración con propano. El etano gaseoso proveniente de la cima de la torre deetanizadora es condensado en un intercambiador tipo tubo-carcaza que utiliza el propano (C_3H_8) como refrigerante en un circuito cerrado que hace parte integral de la sección de deetanización como lo indica la Figura 5.

Figura 5. Integración etapa deetanización - refrigeración con propano



Fuente: Autor

Esta etapa es un ciclo cerrado de refrigeración el cual utiliza propano de una concentración molar mínimo del 98%, para condensar el etano obtenido en la torre deetanizadora y luego poder ser enviado a la planta de Etileno II. El etano es condensado a una temperatura de 283 K (55°F) y una presión de 3,06 MPa (445 psig).

El propano refrigerante cumple su función pasando de presiones de 1,79 MPa (260 psig) y temperaturas de 310 K (100° F) obtenidas utilizando compresores recíprocos hasta valores de 0,43 MPa (63 psig) y temperaturas 277,5 K (40°F) a través de la expansión lograda con válvulas de control a los cuales se condensa el etano. Parte del calor adquirido por el propano en la compresión es aprovechado para precalentar el fluido de carga a la torre deetanizadora hasta 294 K (70°F), la otra parte del calor es liberado al ambiente debido a la transferencia de calor lograda en intercambiadores de tiro forzado o aerenfriadores, logrando alcanzar temperaturas en el propano de 310 K (100° F).

2.3. FUNDAMENTOS

2.3.1. **Conservación de masa y energía.** La termodinámica estudia las transformaciones de calor en trabajo mecánico, y las transformaciones inversas de trabajo mecánico en calor. La primera ley de la termodinámica es una declaración del principio de conservación de la energía. En otras palabras, la energía es una propiedad termodinámica presente en la materia que se transformará pero no se destruirá a pesar de los procesos a que sea sometida [36], esta ley para un sistema abierto en estado estable, está definida de acuerdo a la Ecuación 1.

$$\sum_i (m_i * h_i)_{\text{entrada}} - \sum_i (m_i * h_i)_{\text{salida}} + Q - W = 0 \quad (\text{Ecuación 1})$$

Teniendo en cuenta para el mismo estado estable, el comportamiento de la masa presente en todo el sistema será reflejado por la Ecuación 2.

$$\sum \text{Flujo másico}_{\text{entrada}} = \sum \text{Flujo másico}_{\text{sávida}} \quad (\text{Ecuación 2})$$

Sin embargo, la primera ley de la termodinámica no permite establecer si el proceso al que se somete la materia es realizable desde el punto de vista físico y tampoco permite establecer que tanta de esa energía que entra a los sistemas se degrada o es aprovechada en cada una de las corrientes como trabajo útil. Como ejemplo de esta situación, se sabe que el trabajo mecánico es un tipo de energía totalmente transformable en energía térmica mientras que la situación inversa no es posible ya que existen pérdidas al ambiente por disipación térmica y otras relacionadas con la eficiencia propia de la máquina. Esto implica que el trabajo es una clase de energía de mayor calidad que la energía térmica.

2.3.2. Segunda Ley de la termodinámica. Por ser de gran interés para el análisis termodinámico de cualquier sistema siempre es requerido el análisis de los postulados o enunciados que rigen el segundo principio de la termodinámica, el de Clausius y el Kelvin-Planck, por parecer estos los más ligados al comportamiento real de máquinas térmicas.

El enunciado de Clausius afirma que es imposible que un dispositivo cíclico funcione de tal manera que el único efecto sea transferir calor desde un cuerpo frío a otro de mayor temperatura. Por otro lado, el postulado de Kelvin-Planck afirma que es imposible que una máquina térmica convierta toda la energía que recibe en forma de calor en trabajo útil; es decir, que al menos un porcentaje de la energía recibida como calor se debe ir a un sumidero de energía. En conclusión no es posible que un dispositivo que funcione cíclicamente produzca energía mediante transferencia de calor sólo desde una fuente térmica y entregue la misma cantidad de energía en forma de trabajo al entorno. En términos de comportamiento de una máquina térmica, este enunciado exige que cualquier dispositivo cíclico que produzca un trabajo neto intercambie calor al menos con dos fuentes térmicas con diferentes valores de temperatura [37].

2.3.3. Depósitos de energía. Al interior del análisis de la segunda ley de la termodinámica es requerido tener en cuenta el concepto de “depósito de energía” el cual está relacionado con la capacidad que tienen los cuerpos para entregar o absorber energía desde una fuente, es decir aquel cuerpo que tiene la capacidad de suministrar energía en valores determinados se le conoce como “fuente” y el cuerpo que absorbe energía en forma de calor se le llama “sumidero” .[38]

2.3.4. Reversibilidad e irreversibilidad de los procesos. La segunda ley establece que ninguna máquina térmica tiene una eficiencia del 100% y proporciona una expresión para el límite superior teórico del rendimiento térmico. Para la obtención de esta relación es necesario tener muy claro los conceptos de reversibilidad e irreversibilidad de los procesos. Un proceso es totalmente reversible si en cualquier instante durante el proceso, este se puede invertir [39]. Este concepto de reversibilidad total exige una capacidad de restablecimiento lo que implica que tanto los alrededores como el mismo sistema retornan a su estado inicial una vez sea terminado el proceso inverso, lo que quiere decir que todas las interacciones de calor y trabajo que tengan lugar durante el proceso original (directo) serán iguales en magnitud pero de sentido contrario, durante el proceso inverso. Es de anotar que estos tipos de procesos son idealizaciones ya que no se dan en la naturaleza y la importancia de estudiar este tipo de procesos es la facilidad de análisis y aplicación de conceptos así como también que sirven de referente para comparar el comportamientos de los procesos reales [40].

Un proceso es totalmente irreversible si el sistema y el entorno no pueden ser devueltos a sus estados iniciales. Cualquier sistema que retorna a su estado inicial después de un proceso con irreversibilidades, dejará en su entorno una historia debido precisamente a esas irreversibilidades. La causa de que un proceso no sea reversible está relacionada con factores como la fricción, la expansión libre, el mezclado de dos fluidos, la transferencia de calor de una manera finita, la

resistencia eléctrica, las deformaciones inelásticas de sólidos así como las reacciones químicas.

2.4. TIPOS DE EXERGÍA

De todo lo anteriormente citado se deduce que para determinar el trabajo útil máximo de una máquina térmica son factores determinantes la reversibilidad del proceso, las cantidades de calor cedido y las temperaturas de los focos caloríficos. La integración de todos estos factores en una única función constituirá la base de los cálculos termoeconómicos.

Esta función, como ya fue mencionado, es *la exergía* y se define como el trabajo útil máximo que puede obtenerse a partir de la combinación sistema-ambiente cuando el sistema pasa desde un estado inicial dado hasta un estado de equilibrio termodinámico dado por un ambiente o alrededores del sistema.[41]

En el análisis exergético hay que referirse constantemente a un ambiente de referencia. Este ambiente de referencia es un estado de equilibrio termodinámico completo. Cuando alguna propiedad intensiva de un sistema, (presión, temperatura o potencial químico), difiere de la correspondiente del ambiente, existe la posibilidad de realización de trabajo. El ambiente proporciona por lo tanto un nivel de referencia natural para la determinación de la exergía y este actúa como un sistema infinito y es una fuente y un sumidero o depósito de calor.[33].

2.4.1. Exergía total de un sistema. Para procesos reales, la exergía que sale siempre es menor a la exergía que entra a un sistema, esto debido a las irreversibilidades internas presentes en este. La exergía en una corriente de proceso en un sistema puede ser calculada como una sumatoria de las exergías físicas, químicas, potencial y cinética como lo es mostrado en la Ecuación 3.

$$Ex = Ex_{Física} + Ex_{Química} + Ex_{Cinética} + Ex_{Potencial} \quad (\text{Ecuación 3})$$

Debido a que el aporte a la exergía de las componentes cinética y potencial es muy bajo con respecto al de la física y la química, para efectos del estudio exergético no son tenidas en cuenta.

2.4.2. Exergía física. Este tipo de exergía está asociada al trabajo útil que puede ser obtenido de una sustancia a una presión y temperatura específica o inicial, hasta lograr el equilibrio al interactuar con un ambiente de referencia a una presión y temperatura menor que la de la sustancia [42] [43].

La exergía física es normalmente calculada de acuerdo a la Ecuación 4.

$$ex_{Física} = (h - h_0) - T_0(s - s_0)$$

$$Ex_{Física} = \dot{m} * ex_{Física}$$

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

$$Ex_{Física} = (H - H_0) - T_0(S - S_0) \quad (\text{Ecuación 4})$$

Dónde:

$ex_{Física}$: Flujo de exergía física específica de la corriente de proceso (kJ/kg).

$Ex_{Física}$: Flujo de exergía física de la corriente (kJ/h).

h y s : son la entalpía y entropía específicas respectivamente del componente i en la corriente, a las condiciones de proceso y se encuentra expresada en (kJ/kg) y (kJ/kg·K) respectivamente.

h_0 y s_0 son la entalpía y entropía específicas respectivamente del componente i en la corriente, pero esta vez a las condiciones del ambiente de referencia.

\dot{m} : Flujo másico total (kg/h).

T_0 : Temperatura del estado de referencia (K).

H : Flujo de entalpía de la corriente i (kJ/h)

H_0 : Flujo de entalpía de la corriente i a las condiciones de referencia (kJ/h)

S : Flujo de entropía de la corriente i (kJ/(h·K))

S_0 : Flujo de entropía de la corriente i a las condiciones de referencia (kJ/h·K)

2.4.3. Exergía química de un componente. Este tipo de exergía está directamente relacionada con las diferencias en las composiciones de los componentes presentes en una corriente y es aquel trabajo que se puede obtener a partir de reacciones químicas hasta obtener un equilibrio termodinámico con el ambiente de referencia. Las exergías químicas pueden ser calculadas para cualquier tipo de componente en una sustancia, si aún no está definida, por la Ecuación 5.

$$Ex_{Qca} = \Delta G_f^\circ - \sum_i n_i (Ex_{Qca,i}^*) \quad (\text{Ecuación 5})$$

La anterior ecuación tiene en cuenta la energía libre de Gibbs estándar de formación ΔG_f° y la exergía química de cada elemento que constituye la sustancia $Ex_{Qca,i}^*$, adicionalmente el número de átomos de cada uno de estos hace parte integral de la ecuación.

2.4.4. Exergía química de una mezcla. Este tipo de exergía se define como la suma de las exergías químicas de las sustancias que componen la corriente, más el aporte exergético que presentan cada una de estas sustancias pero ya en una mezcla en un estado ideal como lo describe la Ecuación 6.

$$Ex_{Qca} = n \sum_i (y_i Ex_{Qca,i}^* + RT_o y_i \ln(y_i)) \quad (\text{Ecuación 6})$$

Donde n es el flujo molar de la corriente, y_i es la fracción molar de cada uno de los componentes, $Ex_{Qca,i}^*$ es la exergía química específica del componente puro i , T_o es la temperatura del ambiente de referencia y R es la constante universal de los

gases. Los valores de las exergías químicas específicas de los componentes que fueron usados en este trabajo están detallados en el anexo A.

2.4.5. Exergía de flujo de calor. Este tipo de exergía está asociada al trabajo potencial útil resultante de la transferencia de calor de una sustancia a una temperatura específica hasta un valor de una T_0 definida por un ambiente de referencia [44], la cual puede ser calculada de acuerdo a la Ecuación 7.

$$Ex_Q = \left(1 - \frac{T_0}{T}\right) * Q \quad \text{(Ecuación 7)}$$

Donde T_0 es la temperatura del ambiente de referencia, T es la temperatura de la sustancia y Q es el calor transferido.

2.4.6. Exergía de trabajo. Este tipo de exergía es atribuible o está relacionada con la cantidad de trabajo útil que puede tomarse de una corriente eléctrica suministrada a equipos como motores y otros equipos accionadores que transmitan energía a las sustancias, normalmente es calculada de acuerdo a la Ecuación 8.

$$Ex_W = W \quad \text{(Ecuación 8)}$$

De acuerdo a lo anterior la exergía en cada una de las formas antes descritas presenta las siguientes características:

- ✓ Si un sistema termodinámico se encuentra en equilibrio con un ambiente de referencia no se presenta ningún tipo de exergía.
- ✓ La cantidad de exergía total depende en gran medida de las condiciones del ambiente de referencia, es decir entre mayor sea la diferencia en cada una de

las propiedades termodinámicas del ambiente de referencia con respecto al sistema analizado mayor será la exergía aprovechable.

- ✓ La eficiencia exergética mide que tanto se encuentra desviado termodinámicamente un sistema de la idealidad.

2.5. EFICIENCIAS EXERGÉTICAS

Dentro de los principales parámetros termodinámicos utilizados en el análisis exergético de un sistema se encuentran el cálculo de irreversibilidades, las eficiencias exergéticas de equipos, etapas y global del proceso. En particular las irreversibilidades son calculadas a partir de la Ecuación 9 [30]:

$$I_{1,2} = Ex_{corrientes,entran} - Ex_{corrientes,salen} + (Ex_Q)_{1,2} - (Ex_W)_{1,2} \quad (\text{Ecuación 9})$$

En la ecuación (9), los términos $Ex_{corrientes}$ tienen en cuenta el valor de las exergías físicas y químicas descritas con las ecuaciones (4) y (6). Así también los términos Ex_Q y Ex_W definen la exergía producto del trabajo y el intercambio de calor establecidos en las ecuaciones (7) y (8).

Las eficiencias exergéticas de los equipos pueden ser calculadas como se muestra en la Tabla 4 y para equipos no presentes se usa la Ecuación 10 [42].

$$\epsilon = \frac{Ex_{corrientes,salen} + (Ex_W)_{1,2}}{Ex_{corrientes,entran} + (Ex_Q)_{1,2}} \quad (\text{Ecuación 10})$$

Tabla 4. Expresiones para las eficiencias exergéticas de equipos de proceso.

Equipo	Eficiencia Exergética	Observaciones
Bomba	$\epsilon = \frac{E_2 - E_1}{W}$	E_1 = Flujo de exergía a la entrada. E_2 = Flujo de exergía a la salida. W = Potencia de la bomba.
Intercambiador de calor	$\epsilon = \frac{E_{4f} - E_{3f}}{E_{1c} - E_{2c}}$	E_{1c} = Flujo de exergía de la corriente caliente que entra. E_{2c} = Flujo de exergía de la corriente caliente que sale. E_{3f} = Flujo de exergía de la corriente fría que entra. E_{4f} = Flujo de exergía de la corriente fría que sale.
Enfriador	$\epsilon = 0$	La eficiencia es cero, debido a que la función es disipar calor sin obtener producto.
Torre de destilación	$\epsilon = \frac{E_2 + E_3 + E_{Q1}}{E_1 - E_{Q2}}$	E_1 = Flujo de exergía de la corriente de alimentación. E_2 = Flujo de exergía de la corriente producto. E_3 = Flujo de exergía de la corriente residuo. E_{Q1} = Flujo de exergía de calor del condensador. E_{Q2} = Flujo de exergía de calor del rehervidor.

Fuente: Shapiro y colaboradores [42]

Por otro lado, las eficiencias exergéticas para cada una de las etapas presentes del proceso es definida como lo muestra la Ecuación 11.

$$\epsilon = \frac{\text{Exergía del producto}}{\text{exergía del recurso}} \quad (\text{Ecuación 11})$$

La exergía del producto se refiere al resultado producido por el sistema o etapa y debe ser coherente con la filosofía de operación, es decir que la exergía del producto está relacionada con todas aquellas corrientes que generan un valor o se les puede dar un uso y mejoren las operaciones al interior del proceso, mientras que la exergía del recurso es la exergía de la energía requerida para elaborar el producto de la etapa.

Otra forma adecuada de determinar eficiencias de cada una de las etapas, así como la global del proceso es la mostrada en la Ecuación 12 [30].

$$Ef_{etapa} = \frac{Ex_{productos} + (Ex_W)_T}{Ex_{corrientes,entran} + (Ex_Q)_T} \quad (\text{Ecuación 12})$$

2.6. SIMULACIÓN, CONCEPTOS E IMPORTANCIA

La simulación de eventos discretos es una técnica que permite crear modelos, apoyándose en equipos y programas informáticos, que posteriormente servirán para analizar el comportamiento de un sistema en diferentes circunstancias, analizando los posibles cambios y sus consecuencias. Desafortunadamente, aún son muchos los sectores industriales que no se aprovechan de las ventajas que esta tecnología ofrece para la toma de decisiones, el ahorro de costos o la optimización de procesos industriales.

La simulación comprende la creación de un escenario artificial y el análisis del mismo para detectar los problemas que presenta el sistema operacional representado. Simulación es una herramienta indispensable para resolver muchos de los problemas que se presentan en la realidad. La simulación es empleada para representar y analizar distintas alternativas de un sistema productivo y finalmente ayudar a decidir cuál es la mejor de las distintas alternativas [45].

La simulación se aplica a un amplio abanico de problemas y sectores, destacando el diseño de industrias de fabricación o modificación de plantas/líneas de producción. En el sector logístico, para el diseño de flujos de transporte de personas o materiales, optimización de plataformas, playas o terminales. Además de estos sectores, la simulación también tiene aplicación en escenarios tales como hospitales, desarrollos urbanísticos, policía, sector bancario, etc.

2.6.1. Principales ventajas de los procesos de simulación. El uso de la simulación en procesos industriales implica la selección de los componentes presentes en las corrientes de proceso, determinar el modelo termodinámico más

preciso y adecuado, uso de unidades apropiadas para elaborar balances másicos y energéticos, determinación de capacidades y establecimiento de propiedades físicas y termodinámicas.

La principal ventaja de la simulación de procesos industriales, es que se trata de una herramienta que bien empleada es muy fiable para la toma de decisiones, estas decisiones generalmente vienen marcadas por cambios muy importantes en el sistema productivo, que llevan a su vez ligadas importantes inversiones económicas, además es un "banco de pruebas" que nos permite reducir el riesgo en la toma de decisiones, existen otras ventajas [5]:

- ✓ Ayuda a mejorar los procesos y los resultados: decidir correctamente, diagnosticar problemas, estudiar fácilmente diferentes posibilidades, visualizaciones 3D, formación de equipos de trabajo, predecir nuevas situaciones ante cambios, asegurar inversiones.
- ✓ Permite la búsqueda del proceso óptimo: equilibrado de líneas, estudio de almacenes (necesidades, dimensionamiento de espacios), reparto de cargas de trabajo, identificación de cuellos de botella, dimensionamiento de equipos Planificación y gestión apoyadas en modelos predictivos.
- ✓ facilita la elaboración de cálculos que por su grado de complejidad el realizarlos de manera manual implicaría el uso de una cantidad de recursos incluido el humano con el factor de incertidumbre que esto implica.

Dentro de los simuladores comercialmente más utilizados en la industria el petróleo se tienen los siguientes: PRO II, Hysys, Aspen Plus, Chemcad, Súper Pro-Designer.

Basado en las características mostradas anteriormente, para el presente trabajo de aplicación fue utilizado el simulador PRO II.

3. METODOLOGÍA

3.1. REALIZACIÓN DE UNA DESCRIPCIÓN DEL SISTEMA TERMODINÁMICO ESTUDIADO

Para el presente trabajo de aplicación, el análisis exergético fue aplicado a una planta de recuperación de etano a partir del gas natural denominada *Turboexpander* ubicada en la refinería de Barrancabermeja, propiedad de Ecopetrol S.A, la cual fue descrita en cada una de sus etapas y equipos de proceso en la sección 2.2 del presente documento. El estudio fue realizado bajo un caso base 85 MMPCSD de gas de carga a la unidad, compuesto por los gases de campos, Gibraltar, Guajira y una recirculación de etano producto.

3.2. DIVISIÓN DEL PROCESO EN VOLÚMENES DE CONTROL

En el presente trabajo cada uno de los volúmenes de control están relacionados con cada uno de los equipos motrices, estáticos (intercambiadores, torres, tambores separadores) y válvulas de control que existen en cada una de las etapas del proceso, lo cual es mostrado en la Figura 4 de la sección 2.2 utilizados para la obtención del etano, siendo esta la filosofía de la planta de proceso. La respectiva frontera de cada uno de los volúmenes de control corresponde a su frontera física en el propio proceso y la forma en que se realizó esta división para el presente trabajo se puede observar claramente en la sección 3.7.5 para la etapa de compresión primaria y en el anexo G para las etapas restantes. Las líneas o tuberías principales y auxiliares de proceso están excluidas del análisis.

La definición de volúmenes de control permite en el estudio identificar claramente corrientes de entrada y salida, etapas del proceso y los productos y residuos de cada una de estas.[46]

3.3. REALIZACIÓN DE LA SIMULACIÓN DEL PROCESO EN ESTADO ESTABLE

La simulación del proceso de recuperación de etano a partir del gas natural fue elaborada con el software PRO II versión 9.2. Con esta se lograron establecer las propiedades físicas y termodinámicas de cada una de las corrientes de proceso de una manera confiable. El proceso se representó por etapas (llamadas Jerarquías por el simulador), esto permitió una estructura definida para el desarrollo de la simulación y su posterior análisis.

El procedimiento llevado a cabo para establecer un proceso de simulación adecuado se muestra a continuación.

3.3.1. Definición de las idealizaciones para el modelo de simulación. Con el objetivo de facilitar el desarrollo de la simulación, la elaboración y análisis de resultados se realizaron las siguientes consideraciones:

- ✓ Los aportes de las energías cinética y potencial no son considerados, debido a que los cambios en las magnitudes de estas son tan pequeños en las corrientes comparadas con los cambios en las magnitudes de las entalpías de flujos másicos de las mismas corrientes.
- ✓ El análisis tiene en cuenta un estado estacionario para las variables operativas como flujo másico, volumétrico, presión y temperatura, razón por la cual los cambios de cada una de estas que sucedan en el proceso y el efecto que causan dinámicamente no son parte del presente estudio.
- ✓ Para el caso de corrientes gaseosas se tomó el modelo de gases ideales para el cálculo de propiedades termodinámicas.
- ✓ Se considera la operación de los equipos de proceso de una manera adiabática excepto los enfriadores con aire atmosférico.

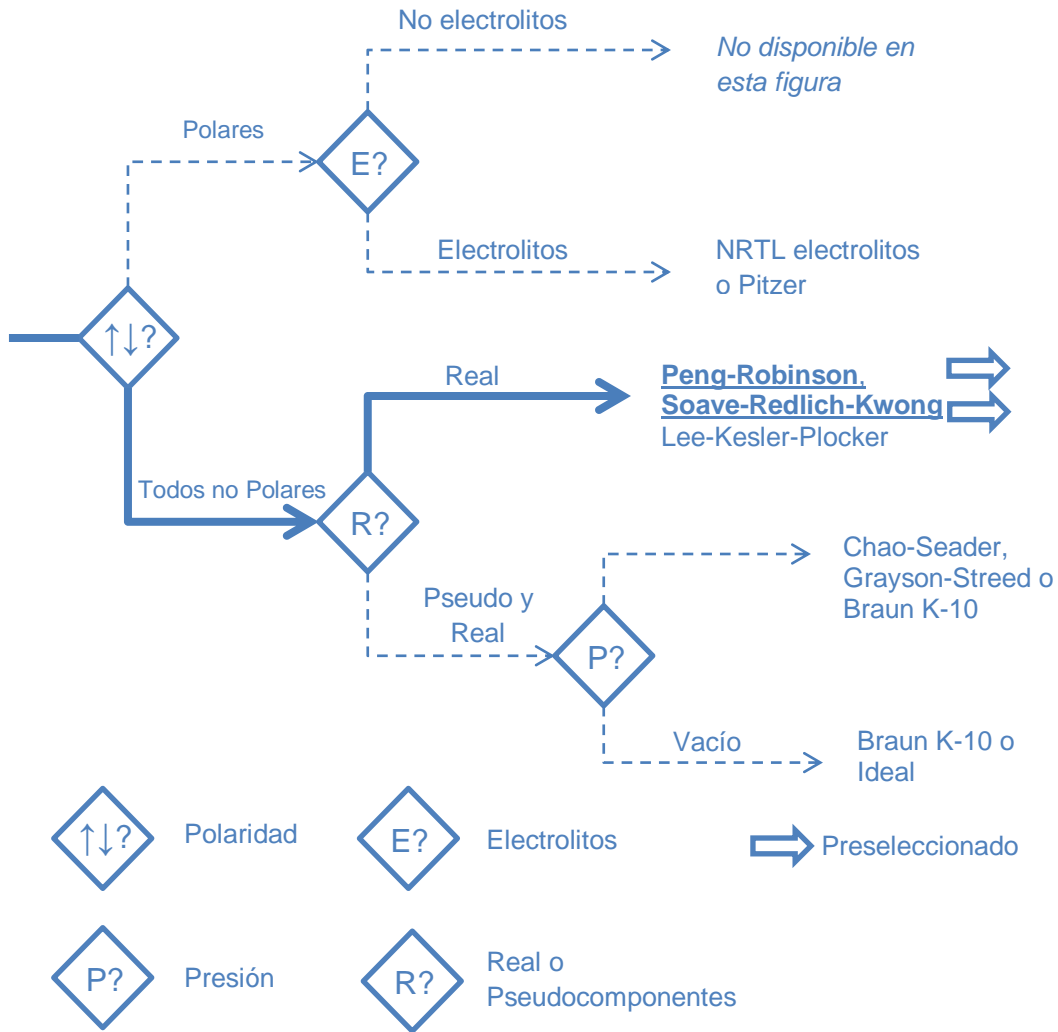
3.3.2. Elección de modelos termodinámicos para el desarrollo de la simulación. Dada la necesidad de contar con valores confiables de las propiedades termodinámicas para las corrientes de proceso involucradas en el sistema evaluado, se realizó una selección minuciosa del modelo termodinámico a utilizar en la simulación.

El procedimiento usado se describe con los siguientes pasos:

- ✓ Se realizó una selección preliminar de modelos termodinámicos mediante el uso de un árbol de decisión.
- ✓ Se compararon los valores de propiedades termodinámicas (entalpía y entropía) calculados con los modelos sugeridos por el árbol de decisión, frente a los datos experimentales reportados en la literatura. De esta manera se determinó qué modelo termodinámico predice mejor el comportamiento del sistema.
- ✓ Una vez elaborada la simulación se compararon los valores de variables del proceso simulado frente a los consignados en los reportes oficiales y reales de la operación de la planta.

3.3.2.1. Árbol de decisión. A partir de una revisión bibliográfica se estableció el procedimiento para la selección del modelo termodinámico a partir de un árbol de decisión basado en heurísticas que emplea como parámetros de selección aspectos como la naturaleza química de las corrientes de proceso y las condiciones de operación, entre otros. Para el uso de esta herramienta, se tuvo en cuenta la no polaridad de los hidrocarburos presentes en el gas natural de carga a la unidad, así como también debido a que es un gas con pocos componentes y estos están bien definidos termodinámicamente se consideró como una corriente real, los resultados obtenidos de estas consideraciones son mostrados en la Figura 6.

Figura 6. Árbol de decisión para la preselección de modelos termodinámicos



Ruta de selección elaborada por el Autor.

Fuente: "ASPEN PLUS User Guide," Vol. 1, Release 9, Aspen Technology, Inc., Cambridge, MA (1995)

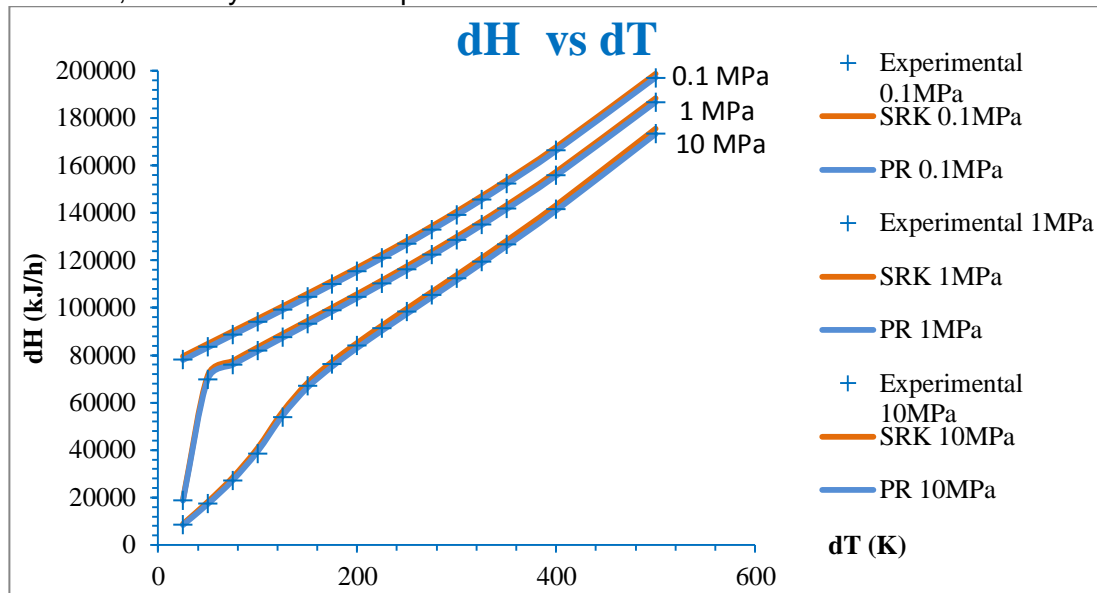
La ruta seguida en la Figura 6 reduce a tres la cantidad de modelos termodinámicos recomendables para la simulación, de los cuales se eligieron para analizar con mayor detalle Peng-Robinson y Soave-Redlich-Kwong debido a su gran aplicabilidad en el campo de los hidrocarburos y sus derivados.

3.3.2.2. Comparación de predicción frente a datos experimentales. Para la elección del método termodinámico a utilizar en la simulación, se procedió a determinar inicialmente los valores de entalpía y entropía para el metano y el etano a diferentes temperaturas y a una presión constante mediante el uso de los métodos Soave-Redlich-Kwong y Peng Robinson en el simulador PRO II. Luego con cada uno de estos valores se calcularon los diferenciales de cada una de estas propiedades termodinámicas relacionándolos con cada uno de los diferenciales equivalentes de temperatura a los que fueron determinados. Los datos obtenidos se compararon con valores experimentales reportados en la literatura [47]. Los datos comparados se encuentran recopilados en las Tablas B.1 a B.6 pertenecientes al anexo B y son mostrados gráficamente en las Figuras 7 a 10.

En la Figura 7 se puede observar cómo las curvas para el cambio de entalpía del metano en función de la temperatura a presiones de 0.1, 1 y 10 MPa obtenidas en la simulación y utilizando el modelo termodinámico de Peng Robinson se traslapan con las curvas de datos experimentales obtenidos en la literatura. La curva del modelo Soave-Redlich-Kwong (SRK) siempre está un poco por encima de los datos experimentales aunque muy cercana, lo que lleva a concluir que el modelo termodinámico con mayor grado de exactitud a utilizar en el proceso de simulación es el de Peng Robinson.

La conclusión anterior es ratificada al evaluar datos de entropía para el metano, relacionando nuevamente los datos de diferenciales de dicha propiedad con los de temperaturas para los modelos de Peng Robinson y Soave-Redlich-Kwong y los mismos datos obtenidos a partir de la literatura como es mostrado en la Figura 8.

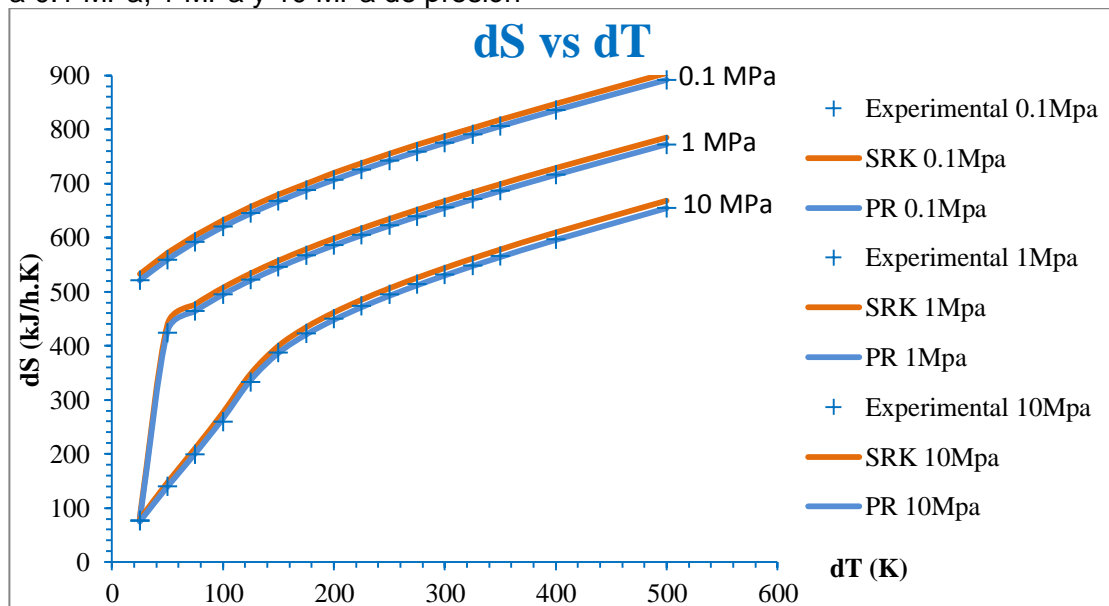
Figura 7. Variación de la entalpía respecto a variaciones de temperatura para el metano a 0.1 MPa, 1 MPa y 10 MPa de presión



Fuente: Autor. Datos experimentales tomados de D. R. Lide, CRC Handbook of Chemistry and Physics. 2001 [48]

^a A los valores de variación de entalpía se les adicionó 20000 kJ/h a 0.1 MPa y 10000 kJ/h a 1 MPa, esto con el fin de diferenciar los tres grupos de datos.

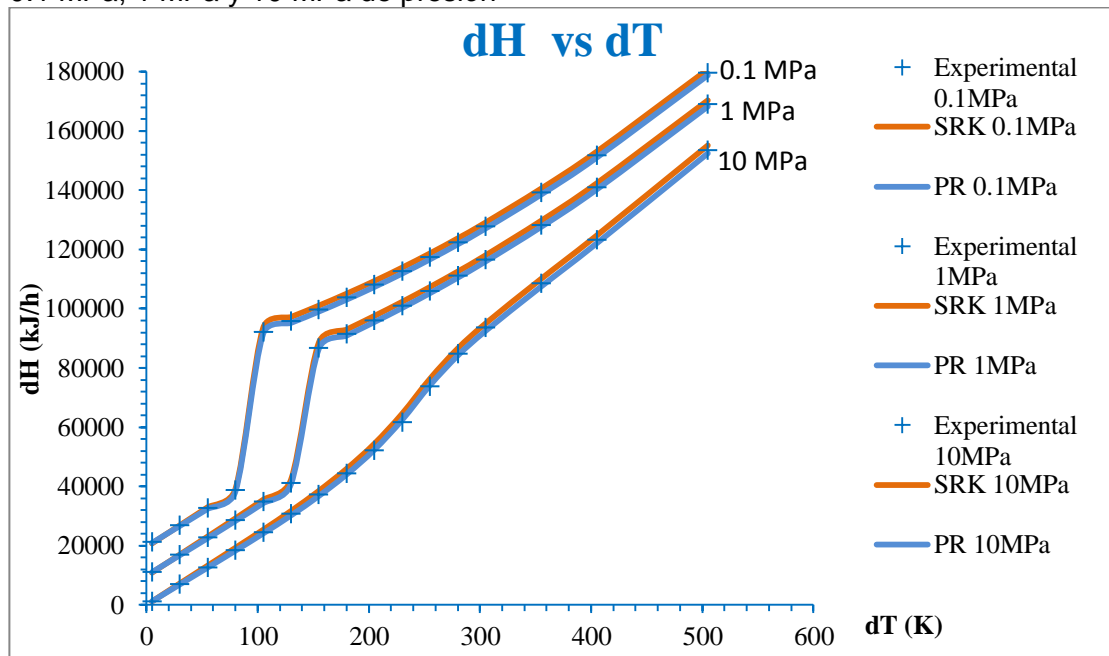
Figura 8. Variación de la entropía respecto a variaciones de temperatura para el metano a 0.1 MPa, 1 MPa y 10 MPa de presión



Fuente: Autor. Datos experimentales tomados de D. R. Lide, CRC Handbook of Chemistry and Physics. 2001 [48]

El mismo proceso descrito para el metano mostrado en las Figuras 7 y 8 fue repetido esta vez para el etano, el cual es el segundo componente con mayor composición volumétrica en el gas natural (8%). Los resultados validan nuevamente que el modelo más exacto para este trabajo es el de Peng Robinson, lo cual es mostrado en las Figuras 9 y 10.

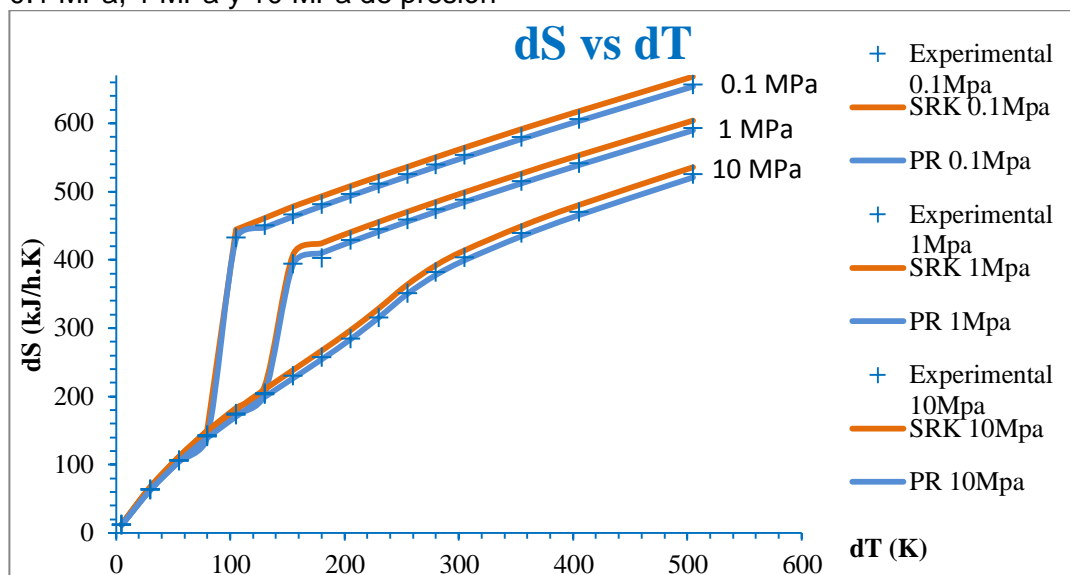
Figura 9. Variación de la entalpía respecto a variaciones de temperatura para el etano a 0.1 MPa, 1 MPa y 10 MPa de presión



Fuente: Autor. Datos experimentales tomados de D. R. Lide, CRC Handbook of Chemistry and Physics. 2001 [49]

^a A los valores de variación de entalpía se les adicionó 20000 kJ/h a 0.1 MPa y 10000 kJ/h a 1 MPa, esto con el fin de diferenciar los tres grupos de grupos de datos.

Figura 10. Variación de la entropía respecto a variaciones de temperatura para el etano a 0.1 MPa, 1 MPa y 10 MPa de presión



Fuente: Autor. Datos experimentales tomados de D. R. Lide, CRC Handbook of Chemistry and Physics. 2001 [49]

3.3.2.3. Validación de los datos de simulación. Determinado el modelo termodinámico adecuado y realizada la simulación de toda la unidad, se procedió a tomar los resultados obtenidos en algunas de las variables más críticas de cada una de las etapas definidas en la sección 2.2 para, luego ser comparadas con los mismos datos de dichas variables dadas por el diseñador de la unidad y relacionadas en manuales y diagramas de proceso. Esta comparación es mostrada en la Tabla 5.

Tabla 5. Comparativa de los valores obtenidos por la simulación respecto a los de diseño del proceso

N	Equipo	Descripción	U	VD	VS	$(y_i - \hat{y}_i)^2$
1	D-2450	Temperatura de succión C-2450	°F	100	91,3	75,69
2	E-2450	Temperatura de salida enfriador de descarga C-2450	°F	120	120	0
3	T-2490	Temperatura de cima	°F	120	130	100
4	C-2451	Temperatura de descarga	°F	148	142,7	28,09
5	E-2451	Temperatura de salida enfriador de descarga C-2451	°F	120	120	0
6	E-2453	Temperatura de salida gas de regeneración	°F	120	120	0
7	E-2455	Temperatura de salida gas a D-2452	°F	-65	-65	0
8	E-2457	Temperatura de salida gas a D-2452	°F	-65	-65	0
9	E-2454	Salida del gas residual a usuarios	°F	100	92,1	62,41
10	EXP-2451	Temperatura de descarga expansor 51	°F	-147	-146,6	0,16

11	T-2451	Temperatura de fondo	°F	6	5	1
12	E-2456	Temperatura salida destilado cima torre demetanizadora	°F	-158	-159	1
13	E-2462	Temperatura de salida a T-2452	°F	70	70	0
14	T-2451	Temperatura de cima	°F	58	58	0
15	E-2464	Temperatura salida destilado cima torre deetanizadora	°F	55	50	25
16	EXP-2452	Temperatura de descarga Expansor 2452	°F	-176	-180,8	23,04
17	D-2450	Presión de succión C-2450	PSIG	250	250	0
18	C-2450	Presión de descarga	PSIG	700	700	0
19	C-2451	Presión de descarga	PSIG	850	850	0
20	T-2451	Presión de operación	PSIG	200	200	0
21	T-2451	Presión de operación	PSIG	450	440	100
22	EXP-2452	Presión de descarga Expansor 2452	PSIG	130	130	0
23	C2452	Presión de descarga	PSIG	140	143	9

N: consecutivo de variable, U: Unidades de la variable, VD: valor por diseño, VS: valor por simulación, $(y_i - \hat{y}_i)^2$: Cuadrado de la diferencia entre el valor por diseño y el valor por simulación. Fuente: Autor

Con el fin de analizar estadísticamente la representación del proceso a través de la simulación se calculó el error estándar de la regresión para datos de temperatura y presión por separado, tomando como valores medidos los de diseño y como estimados los de simulación, de acuerdo a la Ecuación 13.

$$\hat{\sigma} = \sqrt{\frac{1}{N-2} \sum_{i=1}^N (y_i - \hat{y}_i)^2} \quad \text{Ecuación 13}$$

Siendo:

y_i : valores medidos

\hat{y}_i : valores estimados

N: tamaño de muestra

El error estándar obtenido fue de 4,75°F y 4,34PSIG para los datos de temperatura y presión recopilados en la Tabla 5, lo que permite concluir que la selección del modelo termodinámico y el proceso simulado son correctos y representan en buena manera el comportamiento operativo de la planta. Los esquemas o diagramas de la simulación realizada en el software PRO II para cada una de las etapas y el global del proceso son mostrados en el Anexo C.

3.4. DEFINICIÓN DEL AMBIENTE DE REFERENCIA (AER)

A lo largo del presente trabajo, el ambiente de referencia se define por los valores estándar de temperatura y presión ambiental de 25°C (298,15 Kelvin) y 101325 Pa (0,10 MPa) de presión respectivamente, los cuales facilitaran la comparación de este estudio con otros de procesos similares. Los anteriores valores son muy cercanos a la temperatura promedio anual y presión atmosférica de la ciudad de Barrancabermeja, los cuales son de 29 °C (303,15 Kelvin) y 100677 Pa (0,10 MPa).

3.5. ELABORACIÓN DE BALANCES DE MASA Y ENERGÍA

Para la elaboración de cada uno de los balances de masa asociados a los equipos presentes en el proceso productivo entre los cuales se encuentran bombas, intercambiadores de calor de diferente tipo, torres de destilación y absorción, torres secadoras y de regeneración, se utilizó la Ecuación 2 de la sección 2.3.1. Para la transferencia de calor dada en los intercambiadores se lograron calcular mediante la aplicación de la primera ley de la termodinámica, a través del uso de la Ecuación 1 presentada también en la misma sección antes relacionada.

3.6. EVALUACIÓN EXERGÉTICA DEL PROCESO

Durante el desarrollo del presente trabajo de aplicación, se utilizó un método riguroso de análisis exergético teniendo en cuenta el criterio de exergía y sus clases, así como los conceptos de irreversibilidades y eficiencias exergéticas detallados en las ecuaciones de cálculo planteadas en la sección 2.4 y 2.5, la evaluación se llevó a cabo desarrollando los siguientes pasos:

3.6.1. Cálculo de exergía por corrientes. Se cuantificó la exergía de flujo de cada una de las corrientes de proceso por medio del uso de la Ecuación 3, así también las exergías físicas y químicas de la mezcla de componentes se especificaron con las Ecuaciones 4 y 6 respectivamente.

3.6.2. Cálculo de irreversibilidades y eficiencias exergéticas por equipos. Los aportes de las exergías de calor y de trabajo presentes fueron determinados usando las Ecuaciones 7 y 8 respectivamente. El cálculo de cada una de las exergías mencionadas anteriormente es la base para la especificación de cada una de las irreversibilidades de los equipos, las cuales son determinadas por el uso de la Ecuación 9.

Las eficiencias por equipos contenidos en cada una de las etapas analizadas se calcularon con las expresiones consignadas en la Tabla 4 y la Ecuación 10.

3.6.3. Análisis por etapas. Al igual que para los equipos de proceso, las irreversibilidades por etapas son calculadas con el uso de la Ecuación 9. Con el objetivo de poder evaluar y comparar el desempeño exergético de cada una de las etapas presentes en el proceso productivo. Para la eficiencia exergética de la planta se utilizó la Ecuación 12.

3.6.4. Realización de un análisis global del proceso. Con cada uno de los resultados de las irreversibilidades y eficiencias determinadas en los pasos anteriores, se realizó un análisis en cada una de las etapas del proceso para determinar cuál o cuáles son los factores de mayor peso que afectan cada uno de estos parámetros de evaluación, así también se pudo definir dónde se encuentran las mayores irreversibilidades o sumideros sobre los cuales se puede plantear alternativas a futuro para el aprovechamiento de la exergía perdida, todos estos resultados son mostrados en la sección 4.

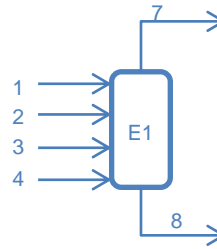
3.7. EJEMPLO DE APLICACIÓN DE ANÁLISIS EXERGÉTICO

Antes de realizar la revisión de los resultados arrojados por el análisis exergético aplicado en este trabajo a la unidad productiva, se muestra a manera de ejemplo el cálculo de las exergías físicas y químicas que constituyen la exergía de flujo de las corrientes de proceso, así como también las exergías trabajo y de calor, las eficiencias de equipos y las irreversibilidades presentes en un tambor separador perteneciente a la etapa de compresión primaria, como también es mostrada la forma de calcular la eficiencia global de esta etapa. La metodología de cálculo fue replicada en cada una de las corrientes y equipos de las etapas restantes en las cuales fue dividido el proceso de acuerdo a lo mostrado en la sección 2.2.

El simulador se configuró para reportar flujos másicos y molares de las corrientes, los valores de entalpía y entropía de los componentes de cada corriente a las condiciones de operación y a las condiciones de referencia. Las corrientes fueron consideradas como soluciones ideales para calcular sus entalpías y entropías a partir de sus componentes. Las entalpías y entropías de referencia para las corrientes con contenido de vapor se recalcularon con base en una corriente con la misma composición y fracción de vapor igual a 0 (cero). Las condiciones de referencia utilizadas son las de 25°C (298.15 Kelvin) y 101325 Pa (0.10 MPa) de presión respectivamente, los cuales facilitaran la comparación de este estudio con otros de procesos similares.

Como fue mencionado antes el equipo seleccionado para el ejemplo es el tambor de carga a la planta (E1), el cual permite que se le retiren partículas, condensado y posibles lodos presentes al gas natural de carga. Este equipo está conformado por 6 (seis) corrientes de proceso en total como lo muestra la Figura 11.

Figura 11. Tambor de recibo de gases a la planta



Fuente: Autor

Las propiedades físicas y termodinámicas para cada una de las corrientes relacionadas con el equipo mostrado en la Figura 11 y necesarias para los cálculos son presentadas en las Tablas 6 y 7, las cuales fueron determinadas internamente por el software de simulación. Para las restantes corrientes pertenecientes a la compresión primaria, así como las relacionadas a las otras etapas, cada una de estas propiedades son mostradas en el anexo D.

El proceso real evaluado contempla algunas corrientes de entrada y salida como el gas de alimento procedente del campo Cusiana y salidas de agua por decantación que solo aparecen en casos muy puntuales de la operación de la planta. Aunque para el caso de estudio estas corrientes se encuentran ausentes, no fueron removidas con el fin de mantener la flexibilidad de la simulación, por lo cual aparecen en las tablas de datos con valores de flujos y propiedades termodinámicas en 0 (cero).

Tabla 6. Propiedades termodinámicas de las corrientes del equipo 1 “E1”

C	F_{mas} (kg/h)	F_{mol} (kmol/h)	H (kJ/h)	Ho (kJ/h)	S (kJ/h)	So (kJ/h)
1	44150.65	2490.18	11977249.81	11622456.49	482694.52	540535.46
2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
3	23107.47	1245.09	6474385.73	6311150.78	248642.47	277570.40
4	5757.94	358.59	1439880.47	1379877.61	66909.81	75227.67
7	73016.07	4093.86	19891516.01	19313546.88	798733.72	893822.00
8	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

C: corriente, F_{mas} : flujo másico, F_{mol} : flujo molar, H: entalpía, Ho: entalpía de referencia, S: entropía, So: entropía de referencia. Fuente: Autor

Tabla 7. Fracciones molares de componentes presentes en el equipo 1 “E1”

C	Fracciones molares						
	N2	CO2	Metano	Etano	Propano	IButano	Butano
1	0	0.02	0.9	0.07	0	0	0
2	0	0	0	0	0	0	0
3	0	0.02	0.88	0.06	0.02	0	0
4	0	0	1	0	0	0	0
7	0	0.02	0.91	0.06	0.01	0	0
8	0	0	0	0	0	0	0

C: corriente. Fuente: Autor.

Los valores de las concentraciones molares de cada una de las corrientes fueron obtenidas a partir de los balances de masa planteados en la Ecuación 2 que el simulador tiene incorporado.

Los flujos molares de cada uno de los componentes de las corrientes asociadas a este y otros equipos de la misma etapa y en otras del proceso usadas en el presente trabajo son detalladas en el anexo E.

El componente iPentano no es mostrado en la Tabla 6 dado que la aproximación a dos cifras decimales deja sus valores de fracción molar en cero. Sin embargo, en la Tabla 8 aparecen sus valores de exergía química calculados con el valor exacto de fracción molar presente en cada corriente.

3.7.1. Cálculo de exergía física. Empleando la Ecuación 4 y los valores de las propiedades de las corrientes expuestas en la Tabla 6 se obtienen los valores de exergía física, como se muestra a continuación:

$$Ex_{Física.1} = (H - H_0)_1 - T_0(S - S_0)_1$$

$$Ex_{Física.1} = (11977249.81 - 11622456.19) \frac{kJ}{h} - (298.15 K)(482694.52 - 540535.46) \frac{kJ}{h \cdot K}$$

$$Ex_{Física.1} = 17600071.24 \frac{kJ}{h}$$

Los valores de exergía física de las demás corrientes asociadas al equipo 1 “E1” se calculan con el mismo procedimiento y son mostrados en la Tabla 8

Tabla 8. Exergías físicas de las corrientes del equipo 1 “E1”

C	H – Ho (kJ/h)	S – So (kJ/h)	Exergía Física (H-Ho)-To(S-So) (kJ/h)
1	354793.32	-57840.95	17600071.24
2	0	0	0
3	163234.95	-28927.93	8788097.41
4	60002.86	-8317.86	2539972.98
7	577969.13	-95088.29	28928541.47
8	0.00	0.00	0.00

C: corriente, H: entalpía, Ho: entalpía de referencia, S: entropía, So: entropía de referencia. Fuente: Autor

3.7.2. Cálculo de exergía química. Para el cálculo de la exergía química de cada uno de los componentes y de cada una de las corrientes se empleó la Ecuación 6, teniendo en cuenta los valores de fracción molar indicados en la Tabla 7 y los valores de exergía química específica de los componentes obtenidos en la consulta bibliográfica y presentados en la Tabla A.1 del Anexo A.

$$Ex_{Qca} = n \sum_i (y_i Ex_{Qca,i}^* + RT_o y_i \ln(y_i))$$

A continuación se muestra el cálculo del componente metano (i) en la corriente 1:

$$Ex_{Qca,i} = y_i Ex_{Qca,i}^* + RT_o y_i \ln(y_i)$$

$$Ex_{Qca,i} = 0.904(829420.96 \frac{kJ}{kmol}) + (8.314(\frac{kJ}{kmol.K}))(298.15K)(0.904)(\ln(0.904))$$

$$Ex_{Qca,i} = 749838.87 \frac{kJ}{kmol}$$

Una vez calculadas las exergías químicas para todos los componentes de la corriente se calculó la exergía química de esta. A continuación se muestra el cálculo para la corriente 1:

$$Ex_{Qca} = n \sum_i (y_i Ex_{Qca,i}^* + RT_o y_i \ln(y_i))$$

Donde

$$\sum_i (y_i Ex_{Qca,i}^* + RT_o y_i \ln(y_i)) = 859764.91 \frac{kJ}{kmol}$$

$$n = 2490.18 \frac{kmol}{h}$$

Luego

$$Ex_{Qca} = 2490.18 \frac{kmol}{h} * 859764.91 \frac{kJ}{kmol}$$

$$Ex_{Qca} = 2140969373 \frac{kJ}{h}$$

En la Tabla 9 se muestran los valores de exergía química de los componentes que constituyen las corrientes asociadas al equipo 1.

Tabla 9. Exergía química de los componentes

C	Exergía Química de los componentes (kJ/kmol)							
	N2	CO2	Metano	Etano	Propano	IButano	Butano	IPentano
1	-37.65	196.36	749838.87	101043.89	7688.40	361.15	472.39	206.29
2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
3	-57.06	190.99	732291.63	92262.71	39918.94	13466.74	12328.65	6841.68
4	0.00	0.00	828572.95	1503.85	0.00	0.00	0.00	0.00
7	-41.17	173.26	751397.44	89641.53	16809.50	4311.74	4033.75	2204.80
8	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

C: corriente. Fuente: Autor

Los resultados obtenidos para la exergía química de corrientes se muestran en la Tabla 10.

Tabla 10. Exergía química de las corrientes

C	Sumatoria* (kJ/h)	Exergía Química (kJ/h)
1	859764.91	2140969373.00
2	0.00	0.00
3	897244.38	1117150002.00
4	830082.75	297659373.10
7	868528.27	3555633160.00
8	0.00	0.00

Sumatoria*: Sumatoria de las exergías químicas de los componentes de la corriente. Fuente: Autor.

Los valores de exergía química calculados para los componentes y corrientes restantes del proceso son detallados en el Anexo F.

3.7.3. Cálculos de irreversibilidades por equipos. Para obtener los valores de irreversibilidad en cada equipo fue necesario aplicar el balance exergético presentado en la Ecuación 9, la cual se ilustra a continuación.

$$I_{1,2} = Ex_{corrientes,entran} - Ex_{corrientes,salen} + (Ex_Q)_{1,2} - (Ex_W)_{1,2}$$

3.7.3.1. Exergía de flujo de entrada ($Ex_{flujo-in}$). Se obtuvo sumando las exergías físicas y químicas de cada una de las corrientes que ingresan al equipo 1 “E1” mostradas en las Tablas 8 y 10.

$$Ex_{flujo-in} = Ex_{flujo-1} + Ex_{flujo-2} + Ex_{flujo-3} + Ex_{flujo-4}$$

$$Ex_{flujo-in} = [(17600071.24 + 2140969373) + (0 + 0) + (8788097.41 + 1117150002) + (2539972.98 + 297659373.10)] (kJ/h)$$

$$Ex_{flujo-in} = 3584706892 \text{ kJ/h.}$$

3.7.3.2. Exergía de flujo de salida ($Ex_{flujo-out}$). El mismo procedimiento relacionado en el numeral anterior, se realizó con las corrientes de salida del equipo 1 “E1” sustentado también en lo mostrado en las Tablas 8 y 10.

$$Ex_{flujo-out} = Ex_{flujo-7} + Ex_{flujo-8}$$

$$Ex_{flujo-out} = [(28928541.47 + 3555633160) + (0 + 0)] \text{ (kJ/h)}$$

$$Ex_{flujo-out} = 3584561702 \text{ kJ/h}$$

3.7.3.3. Exergía de calor y de trabajo. Debido a que en este equipo no se suministra ni retira calor, ni se realiza trabajo, la exergía de calor y la exergía de trabajo toman el valor 0 (cero).

$$Ex_Q = Q \left(1 - \frac{T_0}{T} \right) = 0$$

$$Ex_W = W = 0$$

3.7.3.4. Irreversibilidad del equipo. La irreversibilidad del equipo se determinó aplicando el balance de exergía presentado en la Ecuación 9 como se planteó al inicio del ejemplo:

$$I_{1,2} = Ex_{corrientes,entran} - Ex_{corrientes,salen} + (Ex_Q)_{1,2} - (Ex_W)_{1,2}$$

$$I_{1,2} = 3584706892 \text{ kJ/h} - 3584561702 \text{ kJ/h} + 0 - 0$$

$$I_{1,2} = 145190 \text{ kJ/h}$$

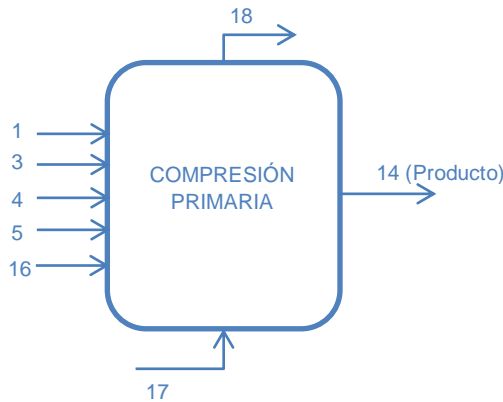
3.7.3.5. Cálculo de eficiencia exergética del equipo. La eficiencia exergética del equipo se calcula teniendo en cuenta las ecuaciones listadas en la Tabla 4, de acuerdo al tipo de equipo. Para el caso del equipo 1 “E1”, como no está relacionado en la tabla mencionada se utilizó la Ecuación 10.

$$\epsilon = \frac{Ex_{corrinets,salen} + (Ex_W)_{1,2}}{Ex_{corrinets,entran} + (Ex_Q)_{1,2}}$$

$$\epsilon = \frac{3584653758 \text{ kJ/h}}{3584798948 \text{ kJ/h}} = 0.99 = 99\%$$

3.7.4. Cálculos por etapa en el proceso. Para el cálculo de las irreversibilidades y eficiencias de las etapas se asumió cada una de ellas como una caja negra, donde son tenidas en cuenta las exergías térmicas y de trabajo de cada uno de los equipos presentes dentro de la etapa (Compresión primaria), así como también cada una de las exergías de flujo (exergía física y química) de entrada y salida a ella, sin tener en cuenta las corrientes intermedias. Para explicar mejor lo dicho se muestra la Figura 12 y se detalla en las secciones 4.7.4.1 a 4.7.4.5.

Figura 12. Diagrama de entradas y salidas de la etapa compresión primaria



Fuente: Autor

Cada una de las corrientes que entran y salen de la etapa, así como sus propiedades físicas son detalladas en la Tabla 11.

Tabla 11. Descripción de las corrientes de proceso de la etapa

C	Temperatura (K)	Presión (atm)	Descripción
1	310.93	18.01	Gas de Campos
3	310.93	18.01	Gas Gibraltar
4	310.93	18.01	Gas Guajira
5	284.55	30.67	Etano recirculado de Torre deetanizadora T-2452
14	322.04	48.29	Gas a Tratamiento con amina
16	322.04	57.46	Gas de regeneración
17	310.93	2.00	Aire atmosférico
18	331.12	2.00	Aire atmosférico

C: corriente. Fuente: Autor

3.7.4.1. Cálculo de exergía de flujo de entrada de la etapa ($Ex_{flujo-in}$). Se calculan las exergías físicas y químicas de cada una de las corrientes y así poder de esta manera establecer las exergías de flujo de cada una de ellas, las cuales ingresan a la etapa.

$$Ex_{flujo-in} = Ex_{flujo-1} + Ex_{flujo-3} + Ex_{flujo-4} + Ex_{flujo-5} + Ex_{flujo-16} + Ex_{flujo-17}$$

$$Ex_{flujo-in} = [(17600071.24 + 2140969373) + (8788097.41 + 1117150002) + (2539972.98 + 297659373.1) + (1103710.23 + 208359121.4) + (10635463.55 + 991435658.1) + (57078803.45 + 0)] (kJ/h)$$

$$Ex_{flujo-in} = 4853319648 \text{ kJ/h}$$

3.7.4.2. Cálculo de exergía de flujo de salida de la etapa ($Ex_{flujo-out}$). Se realiza el mismo procedimiento calculando ahora las exergías físicas y químicas (exergía de flujo) de cada una de las corrientes de salida obteniéndose los siguientes resultados:

$$Ex_{flujo-out} = Ex_{flujo-14} + Ex_{flujo-18}$$

$$Ex_{flujo-out} = [(49737329.34 + 4754517011) + (58458607.10 + 0)] (kJ/h)$$

$$Ex_{flujo-out} = 4862712947 \text{ kJ/h}$$

3.7.4.3. Cálculo de exergía de calor y de trabajo. Si bien en esta etapa se retiró calor de una corriente hacia el ambiente mediante un intercambiador de calor, la irreversibilidad de ese equipo se calculó teniendo en cuenta la corriente de enfriamiento (aire) por lo que la exergía de calor se encuentra implícita en la exergía de flujo de entrada y salida de ese equipo en especial. Por tanto, la exergía de calor de la etapa es igual a cero.

$$Ex_Q = Q \left(1 - \frac{T_0}{T} \right) = 0$$

La exergía de trabajo de la etapa toma el valor del trabajo realizado o incorporado en la etapa:

$$Ex_W = W = -19728796.18 \text{ kJ/h}$$

3.7.4.4. Cálculo de la irreversibilidad de la etapa. Para este cálculo nuevamente fue tenido en cuenta el uso de la Ecuación 9 aplicada de la siguiente manera:

$$I_{1,2} = Ex_{corrientes,entran} - Ex_{corrientes,salen} + (Ex_Q)_{1,2} - (Ex_W)_{1,2}$$

$$I_{1,2} = 4853319648 \text{ kJ/h} - 4862712947 \text{ kJ/h} + 0 - (-19728796.18 \text{ kJ/h})$$

$$I_{1,2} = 10335497.41 \text{ kJ/h}$$

3.7.4.5. Eficiencia exergética de la etapa. La eficiencia exergética de la etapa se calcula teniendo en cuenta sólo la exergía de flujo del producto en lugar de todas las corrientes de salida para este caso es el gas natural comprimido, de acuerdo a la Ecuación 12.

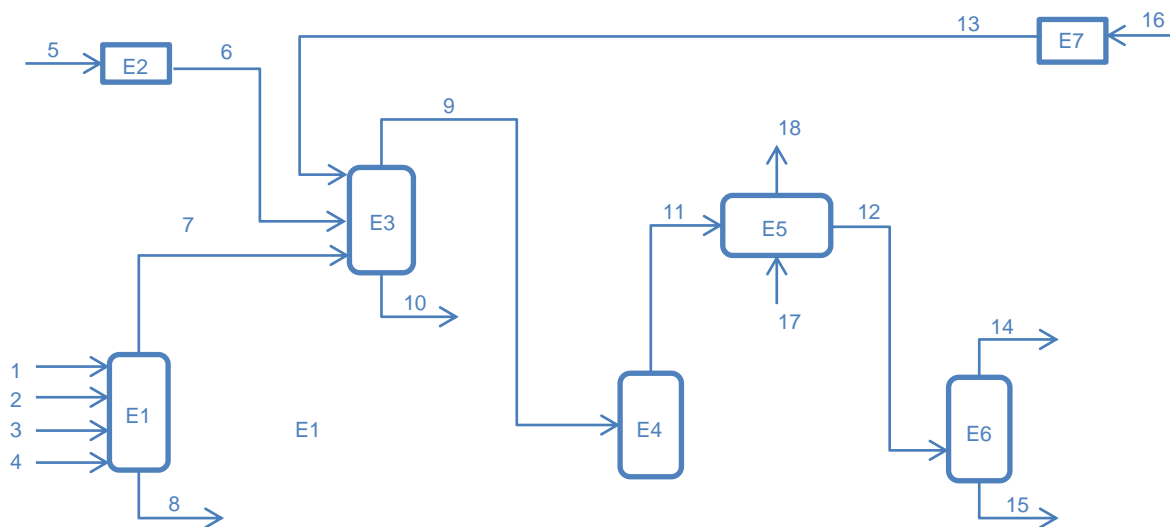
$$Ef_{etapa} = \frac{Ex_{productos} + (Ex_W)_T}{Ex_{corrinets,entran} + (Ex_Q)_T}$$

$$E_{f_{etapa}} = \frac{(49737329.34 + 4754517011) \text{ kJ/h} - 19728796.18 \text{ kJ/h}}{(4853319648 \text{ kJ/h})} = 0.98 = 98.58\%$$

Los datos y resultados completos obtenidos de la evaluación exergética de la etapa de compresión primaria son detallados a continuación, así como el de las restantes etapas del proceso son presentados en el Anexo G.

La compresión primaria es representada en la Figura 13 mediante un diagrama de bloques con todos sus equipos y corrientes.

Figura 13. Diagrama de flujo de la etapa



Fuente: Autor

Los equipos que hacen parte integral de la etapa son relacionados en la Tabla 12.

Tabla 12. Descripción de los equipos

Equipo	Descripción
E1	Tambor de recibo de gases
E2	Válvula de control de flujo de etano reciclo
E3	Tambor de succión compresor principal
E4	Compresor primario de gases C-2450
E5	Enfriador descarga del compresor primario
E6	Tambor de separación de condensados

Fuente: Autor

Las propiedades físicas así como la descripción de cada una de las corrientes pertenecientes a esta sección son mostradas en la Tabla 13.

Tabla 13. Descripción de las corrientes de proceso de la etapa

C	Temperatura (K)	Presión (atm)	Descripción
1	310.93	18.01	Gas de Campos
2	310.93	18.01	Gas Cusiana
3	310.93	18.01	Gas Gibraltar
4	310.93	18.01	Gas Guajira
5	284.55	30.67	Etano recirculado de Torre deetanizadora T-2452
6	262.80	18.01	Etano recirculado expandido
7	310.92	18.01	Mezcla de gases
8	0.00	0.00	Decantado
9	306.06	18.01	Gas Succión a compresor C-2450
10	0.00	0.00	Decantado
11	402.59	48.63	Gas Descarga de compresor C-2450
12	322.04	48.29	Gas enfriado de descarga compresor C-2450
13	303.10	18.01	Gas de regeneración expandido
14	322.04	48.29	Gas a Tratamiento con amina
15	0.00	0.00	Decantado
16	322.04	57.46	Gas de regeneración
17	310.93	2.00	Aire atmosférico
18	331.12	2.00	Aire atmosférico

C: corriente. Fuente: Autor

Los resultados del balance energético aplicando la Ecuación 1, de masa aplicando la Ecuación 2, los de exergía tanto para equipos y etapas planteados en la sección 2.4 y 2.5 son presentados en las Tablas 14 a la 17.

Tabla 14. Balance Másico

C	Flujo Másico (kg/h)	Equipo	Balance Másico
1	44150.65	E1	$F1+F2+F3+F4-F7-F8=0$
2	0.00		
3	23107.47	E2	$F5-F6=0$
4	5757.94		
5	4199.29	E3	$F6+F7+F13-F9-F10=0$
6	4199.29		
7	73016.07	E4	$F9-F11=0$
8	0.00		

9	96670.82		
10	0.00	E5	F11-F12=0
11	96670.82		
12	96670.82	E6	F12-F14-F15=0
13	19455.47		
14	96670.82	E7	F16-F13=0
15	0.00		
16	19455.47		
17	958417.22		
18	958417.22		

C: corriente. Fuente: Autor

Tabla 15. Balance de energía

C	H (kJ/h)	Equipo	Q (kJ/h)	W (kJ/h)	Balance
1	11977249.81				
2	0.00	E1	0	0	H1+H2+H3+H4-H7-H8+Q ₁ -W ₁ =0
3	6474385.73				
4	1439880.47	E2	0	0	H5-H6+Q ₂ -W ₂ =0
5	1002813.72				
6	1002813.76	E3	0	0	H6+H7+H13-H9-H10+Q ₃ -W ₃ =0
7	19891516.01				
8	0.00	E4	0	-19728796.18	H9-H11+Q ₄ -W ₄ =0
9	25967942.15				
10	0.00	E5	0	0	H11+H17-H12-H18 =0
11	45696754.11				
12	26246904.40	E6	0	0	H12-H14-H15+Q ₆ -W ₆ =0
13	5073612.47				
14	26246904.40	E7	0	0	H16-H13+Q ₇ -W ₇ =0
15	0.00				
16	5073612.47				
17	37641878.01				
18	57091727.61				

C: corriente. H: entalpía, Q: calor, W: trabajo. Fuente: Autor

Tabla 16. Balance exergético por equipo

E	Exergía de flujo (kJ/h)		Exergía de calor (kJ/h)		Exergía de trabajo (kJ/h)		Ef (%)
	Entrada	Salida	Entra	Sale	Entra	Sale	
E1	3584706892	3584561702	0	0	0	0	99.98
E2	209462832	209360196	0	0	0	0	99.95
E3	4793081657	4792104797	0	0	0	0	99.98
E4	4792104797	4807734810	0	0	19728796	0	79.22
E5	4864813613	4862712947	0	0	0	0	0.00
E6	4804254340	4804254340	0	0	0	0	100.00
E7	1002071122	999159758	0	0	0	0	99.71

E: equipo, Ef: eficiencia exergética. Fuente: Autor

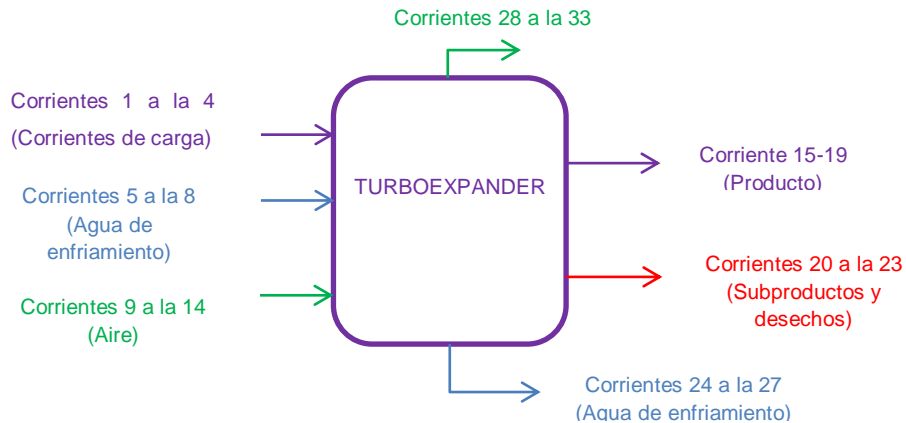
Tabla 17. Balance exergético por etapa

Exergía de entrada (kJ/h)			Exergía de Salida (kJ/h)		
Flujo	Calor	Trabajo	Flujo	Calor	Trabajo
4853319648	0	19728796	4862712947	0	0
I (kJ/h)	10335497		FMP (kg/h)		96671
I / FMP (kJ/kg)	106.91		Eficiencia exergética (%)		98.58

I: irreversibilidad, FMP: flujo másico de producto. Fuente: Autor

3.7.5. **Balance exergético global de la planta.** Así mismo después de haber mostrado la forma de determinar cada uno de los parámetros claves en el análisis exergético de una etapa del proceso, también se elaboró una evaluación global de masa y energía, así como el de la irreversibilidad total de la planta teniendo en cuenta los datos arrojados por la evaluación exergética de las otras etapas las cuales como se mencionó antes se pueden ver en el anexo G. Los resultados de esta evaluación general de la unidad son mostrados en la Figura 14 y las Tablas 18 y 19.

Figura 14. Diagrama de flujo del proceso



Fuente: Autor

Tabla 18. Balances globales de masa y energía

C	Flujo Másico (kg/h)	H (kJ/h)	Balance Másico
1	44150.65	11977249.81	(F1+F2+F3+F4+F5+F6+F7+F8+F9+F10+F11
2	23107.47	6474385.73	+F12+F13+F14)-
3	5757.94	1439880.47	(F15+F16+F17+F18+F19+F20+F21+F22+F23
4	4199.29	1002813.72	+F24+F25+F26+F27+F28+F29+F30+F31+F32
5	131.87	30076.91	+F33)=0
6	60949.16	-6298305.12	
7	18589.11	-1059670.31	
8	21498.72	-5110727.57	
9	64556.57	-4506585.18	
10	27829.23	8300115.73	
11	87770.05	11889994.77	
12	31818.12	4310322.81	
13	21539.97	2917967.17	
14	8994.73	1218494.04	Balance Energético
15	958417.22	37641878.01	(H1+H2+H3+H4+H5+H6+H7+H8+H9+H10+H11+
16	958439.9	37642768.75	H12+H13+H14)-
17	534376.74	20987669.6	(H15+H16+H17+H18+H19+H20+H21+H22+H23
18	284420.33	11170620.78	+H24+H25+H26+H27+H28+H29+H30+H31+H32
19	32291.19	1268237.86	+H33)+Q _T -W _T =0
20	1473824.73	57884530.76	
21	6303.39	256604.79	Q _T = 31815827.34 kJ/h
22	28611.97	7186162.06	W _T = -25860401 kJ/h
23	5659.08	1490940.09	
24	8084.22	1969811.85	
25	18593.88	5074417.58	
26	114.52	46130.61	
27	3401.45	1254145.64	
28	131.27	28191.17	
29	18589.11	558735.42	
30	21498.72	-1031079.33	
31	64556.57	-7036746.47	
32	61046.54	-6305754.58	
33	4168.23	169684.42	

C: corriente, H: entalpía, Q_T: Calor total del proceso, W_T: Trabajo total del proceso.
Fuente: Autor

Tabla 19. Balance global de exergía

C	Exergía Física (kJ/h)	Exergía Química (kJ/h)	Balance de Exergía
1	17600071.24	2140969373.42	I=(E1+E2+E3+E4+E5+E6+E7+E8+E9
2	8788097.41	1117150002.42	+E10+E11+E12+E13+E14)-
3	2539972.98	297659373.06	(E15+E16+E17+E18+E19+E20+E21
4	300.00	6589.55	+E22+E23+E24+E25+E26+E27+E28
5	61904.63	4387216.45	+E29+E30+E31+E32+E33) + E _Q - E _w
6	22441.47	1590439.65	

7	15192.24	1076682.86	$E_Q = 5199405.52 \text{ kJ/h}$
8	6344.03	449604.66	$E_W = -25860400.83 \text{ kJ/h}$
9	57078803.45	0.00	
10	57080154.14	0.00	$I = (3844943402 - 3842142671) \text{ kJ/h}$
11	31824954.85	0.00	$+5199405.52 \text{ kJ/h} - (-25860400.83 \text{ kJ/h})$
12	16938731.59	0.00	
13	1923110.74	0.00	$I = 33860537.22 \text{ kJ/h}$
14	87774041.28	0.00	
15	1713182.25	312722373.29	
16	7858611.60	1468815522.91	
17	2316144.17	290512817.68	
18	3920178.83	415009239.97	
19	6460639.18	954529842.54	
20	28959.82	5644515.51	
21	79049.68	2598275.45	
22	1314.30	6561.77	
23	193137.67	105801769.93	
24	240897.07	4387216.45	
25	71225.52	1590439.65	
26	51721.43	1076682.86	
27	23536.29	449604.66	
28	58458607.09	0.00	
29	58268218.40	0.00	
30	31974619.34	0.00	
31	17161070.61	0.00	
32	1945137.97	0.00	
33	88231557.36	0.00	

C: corriente, E_Q : Exergía de calor total del proceso, E_W : Exergía de trabajo total del proceso. Fuente: Autor

De la Tabla 19 se puede establecer que el máximo valor de irreversibilidad obtenido bajo las condiciones operativas analizadas en este trabajo alcanzan un valor de 33860537.22 kJ/h, que corresponde al potencial energético donde se podría realizar esfuerzos y mediante la aplicación de un método o herramientas de integración energética reducir su valor hasta donde termodinámicamente fuese posible.

4. RESULTADOS Y ANÁLISIS DE RESULTADOS

A partir de una alimentación de 160973 lb/h de gas natural se recuperó el 99,79% y 83% del metano y etano presentes respectivamente, retirando 7447,81 lb/h de CO₂ mediante el tratamiento de absorción con dietanolamina. En la Tabla 20 se comparan los rendimientos del proceso obtenidos mediante simulación con los reportados oficialmente por la planta Turboexpander.

Tabla 20. Rendimientos del proceso

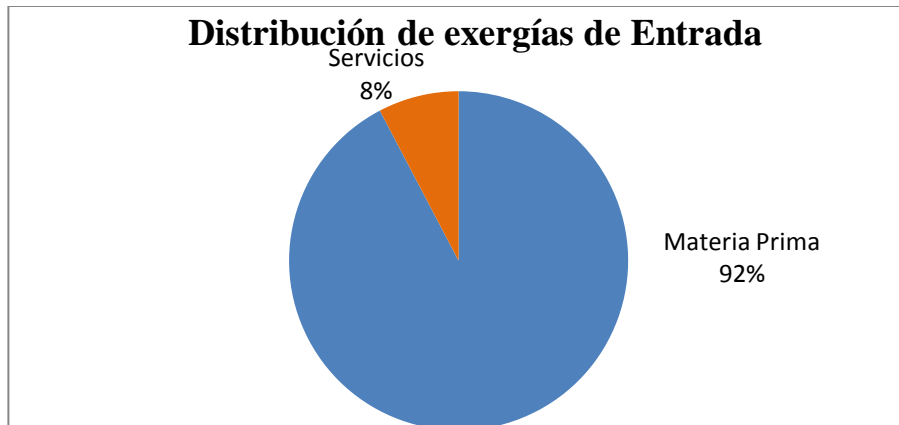
Indicador	Producto	Diseño	Simulación
Producción (lb/h) / Gas Natural consumido (MMPCSD)	Etano	162	163
	Metano	1573	1583
Concentración molar (%)	Etano	98	98,16
	Metano	97	98,51
Recuperación a partir de carga (%)	Etano	82	83,03
	Metano	98	99,78

Fuente: Autor

Los rendimientos obtenidos mediante simulación son consistentes con el comportamiento operativo de la planta, sustentando la idoneidad del proceso simulado como fuente de información para la evaluación termodinámica del proceso real.

Los datos arrojados por la evaluación exergética realizada a la producción del etano en la planta turboexpander objeto del presente trabajo de aplicación determinaron que el mayor aporte de exergía de entrada al proceso lo realiza la materia prima (el gas natural de carga a la unidad) con un aporte de 3584713,8 MJ/h que representa el 92% del total, la exergía restante está dada por los servicios industriales de calentamiento, enfriamiento y trabajo realizado. Lo anteriormente descrito se ilustra en la Figura 15.

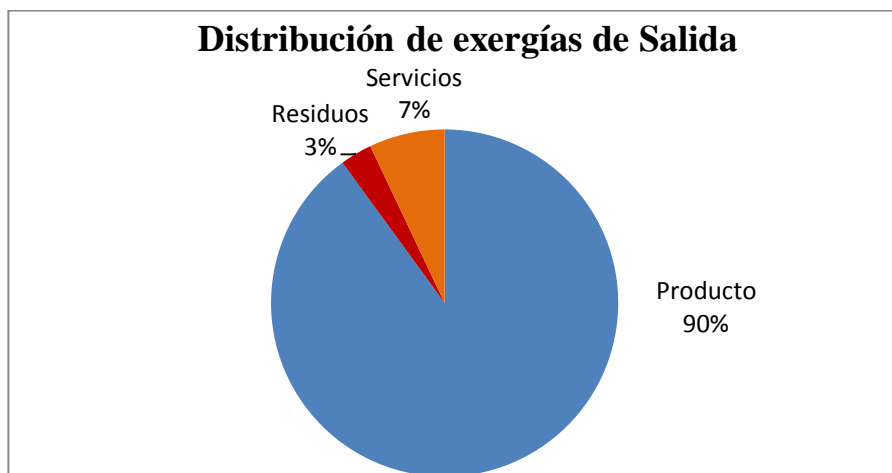
Figura 15. Distribución de exergías de entrada al proceso



Fuente: Autor

El producto conformado por el etano y el metano aporta 3463858,6 MJ/h a la exergía que sale del sistema, representando el 90%, mientras que las corrientes de residuo con un valor de 114353,6 MJ/h representan el 3% y los servicios de enfriamiento, calentamiento y trabajo aportan el 7% restante. Las corrientes de residuo están constituidas principalmente por CO₂, propano, condensados intermedios y gases combustibles retirados a lo largo del proceso. Lo dicho anteriormente es mostrado en la Figura 16.

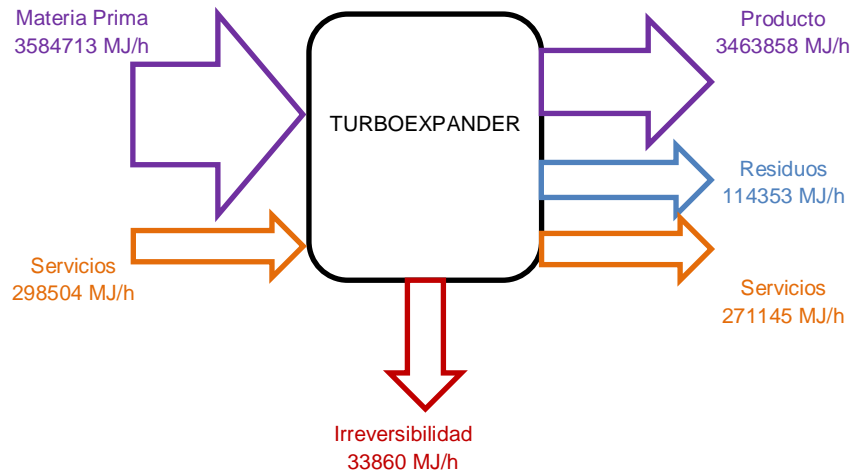
Figura 16. Distribución de exergías de salida del proceso



Fuente: Autor

Al considerar los aportes de exergía entrando y saliendo del proceso se podría inferir que los servicios industriales no son determinantes en la irreversibilidad global. Sin embargo, al observar el balance exergético global representado en la Figura 17 esta apreciación cambia dramáticamente.

Figura 17. Flujos de exergías de entrada y salida del proceso

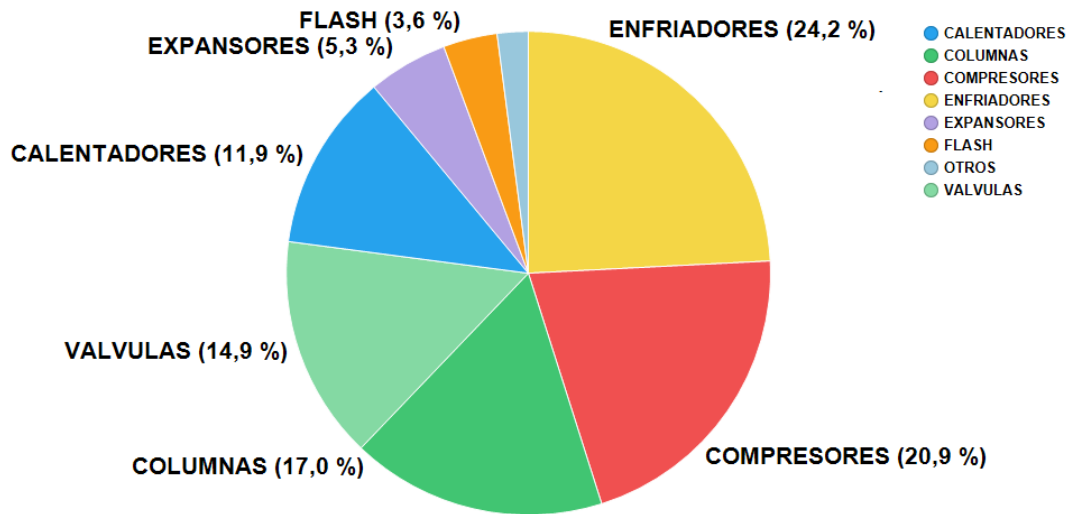


Fuente: Autor

La irreversibilidad total del sistema es de 33860 MJ/h, de la cual 27359 MJ/h que corresponde al 80,8% se debe a la pérdida de exergía por servicios industriales quedando claro su alto impacto sobre el proceso.

La distribución de irreversibilidad del sistema de acuerdo al tipo de equipos en los que ocurre es mostrada en la Figura 18.

Figura 18. Aportes a la irreversibilidad total del proceso por tipo de equipo

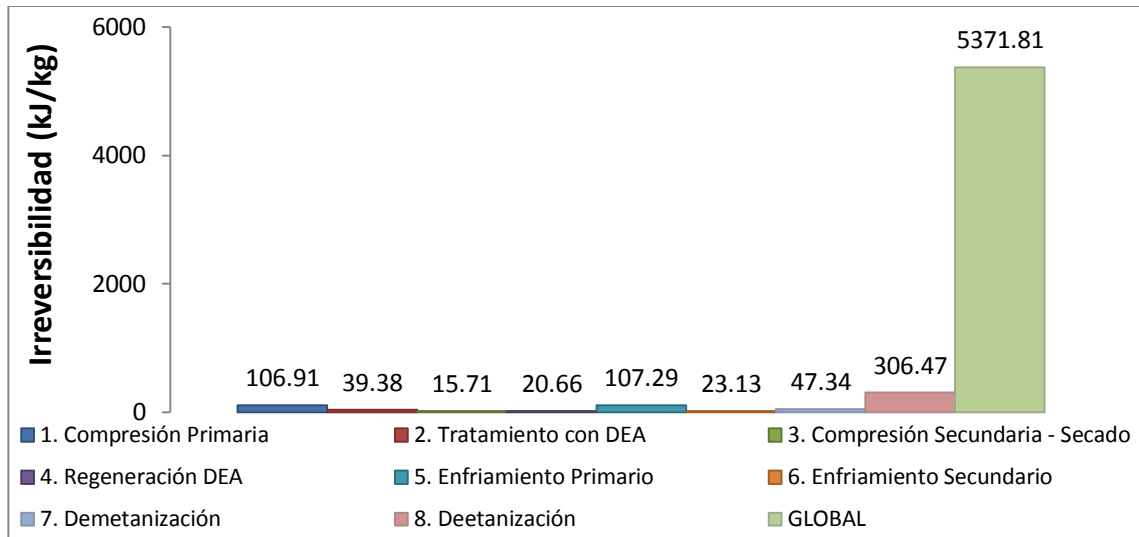


Fuente: Autor

La mayor ocurrencia de irreversibilidad durante el proceso se da en intercambiadores de calor con un aporte del 36%, seguido de compresores-expansores con un 26%, y columnas de destilación y absorción con un 17%. Lo restante se distribuye en equipos auxiliares. Cualquier estrategia de mejora de la unidad debe contemplar la revisión de estos tipos de equipos.

Así también fueron determinadas las irreversibilidades específicas del proceso en cada una de sus etapas, teniendo en consideración sólo el etano como producto valioso, de acuerdo a la filosofía operativa de la unidad, los resultados se muestran en la Figura 19.

Figura 19. Irreversibilidad por flujo másico de producto de cada etapa y global

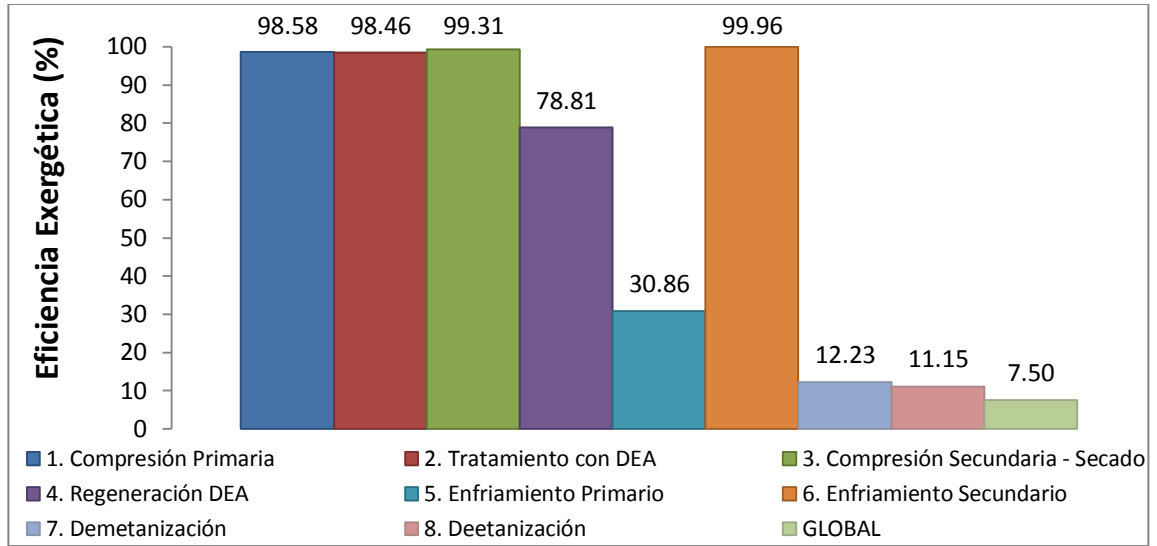


Fuente: Autor

Al evaluar la irreversibilidad específica para cada una de las etapas se obtuvo que la de mayor irreversibilidad es la deetanización, con un valor de 306,47 kJ/kg atribuible al alto consumo energético de la compresión y enfriamiento que se da en el ciclo de propano que opera en esta sección de proceso. La etapa de menor irreversibilidad es la compresión secundaria debido a que en esta sección el gas aún no se ha separado en componentes y su flujo es casi igual al de entrada a la planta, lo que genera que la exergía de flujo que trae el gas entrando más la exergía de trabajo ganado en la compresión sean asumidas totalmente por el gas producto o de salida de la etapa, así también el gasto energético es bajo en comparación a otras etapas del mismo proceso.

Adicionalmente en el estudio exergético realizado fueron calculadas las eficiencias exergéticas para cada una de las etapas y la global del proceso teniendo la consideración de sólo el etano como producto, los resultados obtenidos se pueden apreciar en la Figura 20.

Figura 20. Eficiencia exergetica por etapas y global



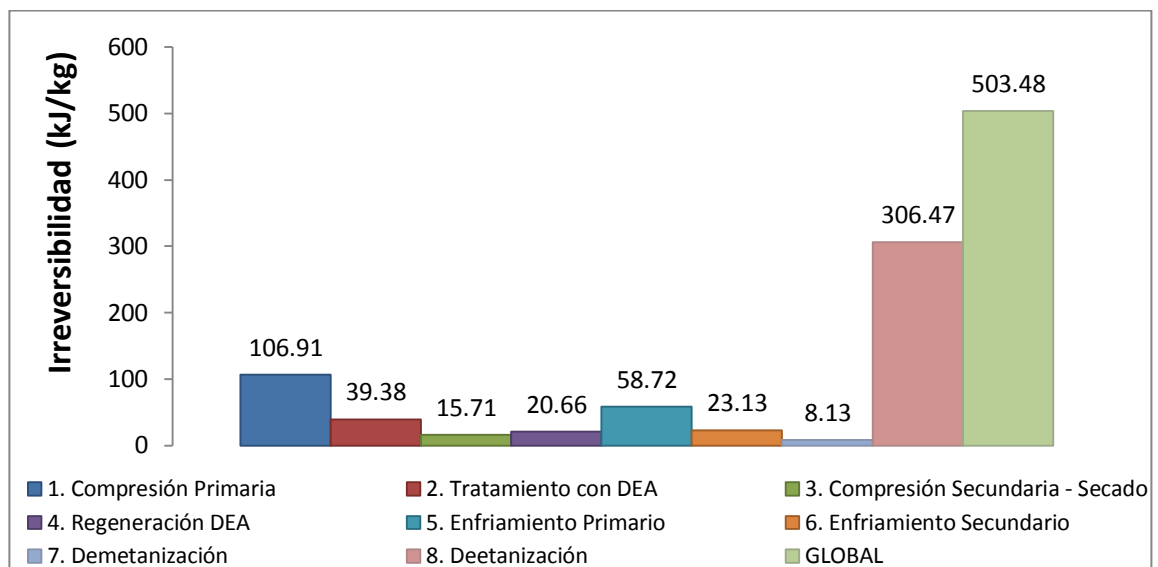
Fuente: Autor

Una vez evaluadas las eficiencias exergeticas de las etapas se determinó que la deetanización es la menos eficiente con un valor de 11,15%, lo cual se explica en el alto consumo energético del ciclo de propano así como en el desvío de exergía hacia corrientes de salida distintas del producto como el propano, aire atmosférico y agua de enfriamiento. El enfriamiento secundario representa la etapa más eficiente con un valor de 99.96% gracias a la ausencia de corrientes residuales. Igualmente la compresión primaria, tratamiento con DEA y compresión secundaria manifiestan eficiencias exergeticas muy elevadas debido a la ausencia de corrientes de residuo, lo que indica que muy poca cantidad de exergía no llega al producto local de cada etapa.

El alto valor de la irreversibilidad específica total del proceso (5371,81 kJ/kg), así como su baja eficiencia exergetica (7,50%) demandaron una revisión de las corrientes que salen del sistema para determinar cuáles de estas representan un valor agregado para la planta de procesamiento. De tal revisión se estableció que el metano es un producto valioso debido a que se le da un uso energético como combustible en hornos y calderas aportando un ahorro a la refinería al requerir

menores compras de este combustible, así como también representa un ingreso económico adicional por su comercialización interna a otros departamentos operativos, por lo cual se propuso una nueva evaluación exergética considerando esta salida como un segundo producto. Las Figuras 21 y 22 muestran el resultado del cálculo de las irreversibilidades y eficiencias tanto de etapas como global del proceso teniendo en cuenta esta segunda consideración.

Figura 21. Irreversibilidad por flujo másico de producto de cada etapa y global considerando el metano como producto

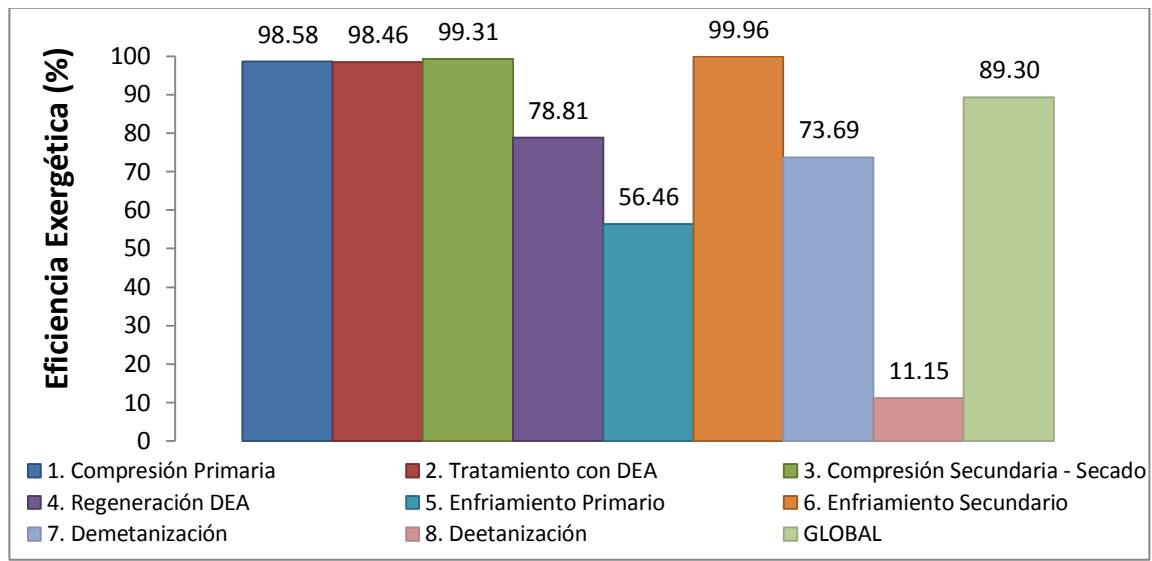


Fuente: Autor

Una vez efectuado el estudio teniendo en consideración al metano, se evidencia en las etapas de enfriamiento primario y demetanización una disminución notable en la irreversibilidad específica alcanzando valores de 58,72 kJ/kg y 8,73 kJ/kg respectivamente, así como en el proceso global una disminución notable en la irreversibilidad específica del 90% pasando de un valor de 5371,81 kJ/kg a 503,48 kJ/kg, esto último debido a que más de la exergía es aprovechada en el metano ahora considerado como producto.

El nuevo comportamiento en las eficiencias exergéticas en cada una de las etapas y la global del proceso es mostrado en la Figura 22.

Figura 22. Eficiencia exergética por etapas y global considerando el metano como producto



Fuente: Autor

Los cambios se hacen notorios nuevamente en las etapas de compresión primaria, demetanización y en especial en el proceso global aumentando considerablemente la eficiencia exergética desde un 7,50 % hasta un 89,30%.

5. CONCLUSIONES

El desarrollo del presente trabajo de aplicación permitió concluir la pertinencia e importancia del análisis exergético en la evaluación de procesos productivos, puesto que en este tipo de análisis se tiene en cuenta la cantidad de energía útil en las corrientes de proceso y con base en lo anterior se pudo identificar claramente las etapas con mayores irreversibilidades y menor eficiencia exergética de la unidad analizada, las cuales son susceptibles de un mejoramiento en su desempeño energético a través de ajustes en condiciones operativas, integraciones o mejoras en su diseño actual.

Al evaluar el desempeño de la planta Turboexpander mediante la metodología de análisis exergético, partiendo de un caso base o estudio donde se logró determinar una producción de 6303,4 kg/h de etano y 60949 kg/h de metano, a partir de 73016 kg/h de gas natural alimentado, se generaron irreversibilidades por valor de 33860 MJ/h de las cuales 27359 MJ/h están asociados al intercambio de energía con el ambiente y el trabajo realizado en la unidad equivalentes al 80,2%, indicando que el aspecto de mayor oportunidad de mejoramiento del proceso está asociado a los servicios industriales.

La etapa con menor eficiencia exergética en el proceso analizado fue la de deetanización con un valor de 11,15% lo cual es atribuido al alto consumo energético del ciclo de propano, el desvío de exergía hacia corrientes de salida distintas del producto como el propano, así como también el alto consumo de servicios industriales utilizados en la separación y condensación del etano producto.

La eficiencia exergética del proceso es un indicador directamente relacionado con la cantidad de exergía que ingresa al sistema reflejada en la exergía presente en el producto establecido. Esta conclusión se hace evidente en el análisis realizado

en un primer escenario donde la eficiencia global alcanzó de un valor de 7,50% teniendo en cuenta sólo el etano como producto a un valor de 89,30% en un segundo escenario donde se tuvo en cuenta adicionalmente al metano como un producto valioso.

6. RECOMENDACIONES

Realizar un análisis económico complementario que brinde criterios adicionales al diseño tales como costos de corrientes, equipos, servicios industriales y costos de mantenimiento, que permitan establecer la rentabilidad de las iniciativas de mejoramiento en los aspectos determinados en el presente estudio.

Elaborar un estudio basado en una metodología de integración energética con el objetivo de reducir el gasto asociado a los servicios industriales de la unidad que busquen aumentar la rentabilidad del proceso productivo.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] GARAVITO AARON, Toro Jorge, “El choque petrolero y sus implicaciones en la economía colombiana,” p. 65, 2015.
- [2] ECOPETROL S.A, “Reportes de turnos operativos planta Turboexpander,” Barrancabermeja, 2010.
- [3] RANT. Zoran. “*Exergie, ein neues Wort für 'Technische Arbeitsfähigkeit'*”. Forsch, 1956.
- [4] GARCIA, Cesar. “Análisis de exergía y desarrollo sustentable: ejercicio de evaluación a una planta de amoniaco”. Ciudad de México: Universidad Autónoma de México. 2003.
- [5] JAIMES, Wilmer Arturo. “Evaluación de tecnologías de extracción de aceite y producción de biodiesel de palma africana aplicando el análisis exergético”. Bucaramanga: Universidad industrial de Santander. Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas, 2013.
- [6] DARRIEUS, Georges. “*Definition du rendement thermodynamique des turbine á vapeur*”, 27(25) ed. Paris, 1930.
- [7] KEENAN, Joseph. “A stream chant for second’s law analysis”. 1932, vol. 54, no. 3, p. 195-204.
- [8] HERNANDEZ, Joel. “Sustentabilidad del sector petrolero en México aplicando el método de análisis de exergía”. Ciudad de México: Universidad Autónoma de México. 2006.
- [9] BEJAN, Adrian. “*Fundamentals of exergy analysis, entropy generation minimization, and the generation of flow architecture*”. En: International Journal of Energy Research. 2002, vol. 26, no. 7, p. 545-565.
- [10] BOSNJAKOVIC, Fran. *Technical Thermodynamics*, Séptima. Stuttgart, 1950.
- [11] RIVERO, R., MONTERO, G., PULIDO, R. “Terminología para la aplicación del método de exergía”. En: Revista de IMIQ. 1990, vol. 17, p. 7-11.
- [12] RODOREDA, Marai. “Análisis Exergético de una Central Termoeléctrica de Ciclo de Vapor”. Puebla: Universidad de las Américas, 2005.
- [13] KOOT, L. W. “*Exergy losses in a flash evaporator*”. En: Desalination. 1968, vol. 5, no. 3, p. 331-348.
- [14] BODVARSSON, G., EGGERS, D.E. “*The exergy of thermal water*”. En: Geothermics. 1972, vol. 1, no. 3, p. 93-95.
- [15] THIRUMALESHWAR. M. “*Exergy method of analysis and its application to a helium cryorefrigerator*”. Cryogenics, 1979. p. 355-361.

- [16] KOTAS, T. J. “*Exergy concepts for thermal plant: First of two papers on exergy techniques in thermal plant analysis*”. 1980. p. 105-114
- [17] AL- NAJEM, J. M., y DIAB, N. M. “*Energy-exergy analysis of a diesel engine*”. 1992. p. 525-529.
- [18] BEST, R., ISLAS, J., y MARTÍNEZ, M. “*Exergy efficiency of an ammonia-water absorption system for ice production*”. En: Applied Energy. 1993, vol. 45, no. 3, p. 241-256.
- [19] SORIN, M., LAMBERT, J., y PARIS, J. “*Exergy Flows Analysis in Chemical Reactors*”. En: Chemical Engineering Research and Design. 1998, vol. 76, no. 3, p. 389-395.
- [20] DE OLIVEIRA, M., y VAN HOMBEECK, S. “*Exergy analysis of petroleum separation processes in offshore platforms*” En: Energy, Conversion and Management. 1997, vol. 38, no. 2, pp. 1577-1584.
- [21] GÖRAN, W. “*Exergy flows in industrial process*”. En: Energy. 1988, vol. 13, no. 2, p. 197-208.
- [22] EL-SAYED, Y.M. “*Application of exergy to design*”. En: Energy Conversion and Management. 2002, vol. 43, no. 9-12, p. 1165-1185.
- [23] KORONEOS, C., SPACHOS, T., y MOUSSIOPOULOS, N. “*Exergy analysis of renewable energy sources*”. En: Renewable Energy. 2003, vol. 28, no. 2, p. 295-310.
- [24] ROSEN, M., DINCER, I. “*Exergy–cost–energy–mass analysis of thermal systems and processes*”. En: Energy Conversion & Management. 2003, vol. 44, no. 10, p. 1633-1651.
- [25] SCOTT, D. “*Exergy*”. En: International Journal of Hydrogen Energy. 2003, vol. 28, no. 4, p. 369-375.
- [26] TANIGUCHI, N., MOURIB, H., NAKAHARAC, N., y ARAID, T. “*Exergy analysis on combustion and energy conversion processes*”. En: Energy. 2005, vol. 30, no. 2-4, p. 111-117.
- [27] TALENS-PEIRÓ, L., VILLALBA-MÉNDEZ, G., SCIUBBA, E., GABARRELL-I-DURANY, X., “*Extended exergy accounting applied to biodiesel production*”. En: Energy. 2010, vol. 35, no. 7, pp. 2861-2869.
- [28] OJEDA, Karina. “Aplicación de análisis exergético para la evaluación de procesos de producción de bioetanol de segunda generación”. Bucaramanga: UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER. Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas. 2011.
- [29] SIERRA, Carolina y Casas, José M. “Análisis exergético de una planta de producción de biodiesel de aceite de palma”. Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas. 2011.

- [30] BARRAGAN-NORIEGA, Daniel. "Simulación y análisis exergético del proceso de producción dual azúcar-etanol caso colombiano". Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas. 2014.
- [31] PORTES, J., MARTINEZ, F. "Fundamentos Termodinámicos Para Ingeniería Química". Universidad Autónoma de Santo Domingo. 1988.
- [32] GONZÁLEZ-DEL-REGUERAL, Borja. "Análisis exergético y evaluación termoeconómica de un ciclo combinado de generación eléctrica". Proyecto Fin de Carrera. Escuela Técnica Superior de Ingenieros de Minas. Departamento de Ingeniería Química y Combustibles. 2003.
- [33] DINCER, Ibrahim y ROSEN, Marc A. "*Exergy, Energy, Environment and Sustainable Development*". Oxford: Elsevier. First Edit., 2007.
- [34] "Química Orgánica," 2015.
- [35] ECOPETROL S.A. "Manual de operación y procesos planta Turboexpander". Barrancabermeja, 1976.
- [36] DINCER, Y. y CENGEL, I. "*Energy, entropy concepts and their roles in thermal Engineering. Entropy (3)*". 2001.
- [37] SMITH, J.M. H., VAN NESS, H. C., ABBOTT, M. M. "Introducción a la termodinámica en ingeniería química". McGraw-Hill/Interamericana Editores, S.A. 1997. 340 p.
- [38] CENGEL, Y.A., BOLES, M. E. "Termodinámica - Cengel 7th," Termodinamica, 2011. p. 280-285.
- [39] VAN WYLEN, Gordon J. "*Fundamentals of thermodynamics*". Fifth. New York, 1998.
- [40] LOZANO, M. "Metodología para el Análisis Exergético de Calderas de Vapor en Centrales Térmicas," Universidad de Zaragoza. 1987.
- [41] SZARGUT, J., MORRIS, D. R., STEWART, F. R. "*Exergy Analysis of Thermal, Chemical, and Metallurgical Processes*". New York: Hemisphere, 1988, p. 315-325.
- [42] SHAPIRO, M., MORAN, H. "*Exergy Analysis. En: Fundamentals of Engineering Thermodynamics*". 5 Ed. 2006.
- [43] UC-MAY, Elias Joel y Rocha-Uribe, José Antonio. "Análisis de Exergía en Columnas de Destilación". Universidad autónoma de Yucatan. 2009.
- [44] RODOREDA, Manuel. "Análisis exergético de una central termoeléctrica de ciclo de vapor". Puebla: Universidad de las Américas. 2002.
- [45] BANKS, J. "*Introduction to Simulation*". En: Winter Simulation Conference. 1999.

- [46] ORELLANA, Andrea "Análisis Exergético de Bienes de Equipo". Barcelona: Escuela técnica superior de ingeniería industrial de Barcelona. 2009.
- [47] LIDE, David R. "*CRC Handbook of Chemistry and Physics*". 82nd ed. Boca Ratón, 2001.
- [48] LIDE, David R. "*CRC Handbook of Chemistry and Physics*". 2001.

BIBLIOGRFÍA

- AL- NAJEM, J. M., y DIAB, N. M. "*Energy-exergy analysis of a diesel engine*". 1992. p. 525-529.
- BANKS, J. "*Introduction to Simulation*". En: Winter Simulation Conference. 1999.
- BARRAGAN-NORIEGA, Daniel. "Simulación y análisis exergético del proceso de producción dual azúcar-etanol caso colombiano". Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas. 2014.
- BEJAN, Adrian. "*Fundamentals of exergy analysis, entropy generation minimization, and the generation of flow architecture*". En: International Journal of Energy Research. 2002, vol. 26, no. 7, p. 545-565.
- BEST, R., ISLAS, J., y MARTÍNEZ, M. "*Exergy efficiency of an ammonia-water absorption system for ice production*". En: Applied Energy. 1993, vol. 45, no. 3, p. 241-256.
- BODVARSSON, G., EGGERS, D.E. "*The exergy of thermal water*". En: Geothermics. 1972, vol. 1, no. 3, p. 93-95.
- BOSNJAKOVIC, Fran. "*Technical Thermodynamics*". Séptima. Stuttgart, 1950.
- CENGEL, Y.A., BOLES, M. E. "Termodinámica - Cengel 7th," Termodinamica, 2011. p. 280-285.
- DARRIEUS, Georges. "*Definition du rendement thermodynamique des turbine á vapeur*", 27(25) ed. Paris, 1930.
- DE OLIVEIRA, M., y VAN HOMBEECK, S. "*Exergy analysis of petroleum separation processes in offshore platforms*" En: Energy, Conversion and Management. 1997, vol. 38, no. 2, pp. 1577-1584.
- DINCER, Ibrahim y ROSEN, Marc A. "*Exergy, Energy, Environment and Sustainable Development*". Oxford: Elsevier. First Edit., 2007.
- DINCER, Y. y CENGEL, I. "*Energy, entropy concepts and their roles in thermal Engineering. Entropy (3)*". 2001.
- ECOPETROL S.A, "Reportes de turnos operativos planta Turboexpander" Barrancabermeja, 2010.
- ECOPETROL S.A. "Manual de operación y procesos planta Turboexpander". Barrancabermeja, 1976.
- EL-SAYED, Y.M. "*Application of exergy to design*". En: Energy Conversion

and Management. 2002, vol. 43, no. 9-12, p. 1165-1185.

- GARAVITO AARON, Toro Jorge, "El choque petrolero y sus implicaciones en la economía colombiana" p. 65, 2015.
- GARCIA, Cesar. "Análisis de exergía y desarrollo sustentable: ejercicio de evaluación a una planta de amoniaco". Ciudad de México: Universidad Autónoma de México. 2003.
- GONZÁLEZ-DEL-REGUERAL, Borja. "Análisis exergético y evaluación termoeconómica de un ciclo combinado de generación eléctrica". Proyecto Fin de Carrera. Escuela Técnica Superior de Ingenieros de Minas. Departamento de Ingeniería Química y Combustibles. 2003.
- GÖRAN, W. "*Exergy flows in industrial process*". En: Energy. 1988, vol. 13, no. 2, p. 197-208.
- HERNANDEZ, Joel. "Sustentabilidad del sector petrolero en México aplicando el método de análisis de exergía". Ciudad de México: Universidad Autónoma de México. 2006.
- JAIMES, Wilmer Arturo. "Evaluación de tecnologías de extracción de aceite y producción de biodiesel de palma africana aplicando el análisis exergético". Bucaramanga: Universidad industrial de Santander. Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas, 2013.
- KEENAN, Joseph. "A stream chart for second's law analysis". 1932, vol. 54, no. 3, p. 195-204.
- KOOT, L. W. "*Exergy losses in a flash evaporator*". En: Desalination. 1968, vol. 5, no. 3, p. 331-348.
- KORONEOS, C., SPACHOS, T., y MOUSSIOPOULOS, N. "*Exergy analysis of renewable energy sources*". En: Renewable Energy. 2003, vol. 28, no. 2, p. 295-310.
- KOTAS, T. J. "*Exergy concepts for thermal plant: First of two papers on exergy techniques in thermal plant analysis*". 1980. p. 105-114
- LIDE, David R. "*CRC Handbook of Chemistry and Physics*". 2001.
- LOZANO, M. "Metodología para el Análisis Exergético de Calderas de Vapor en Centrales Térmicas," Universidad de Zaragoza. 1987.
- OJEDA, Karina. "Aplicación de análisis exergético para la evaluación de procesos de producción de bioetanol de segunda generación". Bucaramanga: UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER. Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas. 2011.
- ORELLANA, Andrea "Análisis Exergético de Bienes de Equipo". Barcelona: Escuela técnica superior de ingeniería industrial de Barcelona. 2009.

- PORTES, J., MARTINEZ, F. "Fundamentos Termodinámicos Para Ingeniería Química". Universidad Autónoma de Santo Domingo. 1988.
- RANT, Zoran. "*Exergie, ein neues Wort für 'Technische Arbeitsfähigkeit'*". Forsch, 1956.
- RIVERO, R., MONTERO, G., PULIDO, R. "Terminología para la aplicación del método de exergía". En: Revista de IMIQ. 1990, vol. 17, p. 7-11.
- RODOREDA, Manuel. "Análisis exergético de una central termoeléctrica de ciclo de vapor". Puebla: Universidad de las Américas. 2002.
- RODOREDA, Marai. "Análisis Exergético de una Central Termoeléctrica de Ciclo de Vapor". Puebla: Universidad de las Américas, 2005.
- ROSEN, M., DINCER, I. "*Exergy-cost-energy-mass analysis of thermal systems and processes*". En: Energy Conversion & Management. 2003, vol. 44, no. 10, p. 1633-1651.
- SCOTT, D. "*Exergy*". En: International Journal of Hydrogen Energy. 2003, vol. 28, no. 4, p. 369-375.
- SHAPIRO, M., MORAN, H. "*Exergy Analysis. En: Fundamentals of Engineering Thermodynamics*". 5 Ed. 2006.
- SIERRA, Carolina y Casas, José M. "Análisis exergético de una planta de producción de biodiesel de aceite de palma". Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. 2011.
- SMITH, J.M. H., VAN NESS, H. C., ABBOTT, M. M. "Introducción a la termodinámica en ingeniería química". McGraw-Hill/Interamericana Editores, S.A. 1997. 340 p.
- SORIN, M., LAMBERT, J., y PARIS, J. "*Exergy Flows Analysis in Chemical Reactors*". En: Chemical Engineering Research and Design. 1998, vol. 76, no. 3, p. 389-395.
- SZARGUT, J., MORRIS, D. R., STEWART, F. R. "*Exergy Analysis of Thermal, Chemical, and Metallurgical Processes*". New York: Hemisphere, 1988, p. 315-325.
- TALENS-PEIRÓ, L., VILLALBA-MÉNDEZ, G., SCIUBBA, E., GABARRELL-I-DURANY, X., "*Extended exergy accounting applied to biodiesel production*". En: Energy. 2010, vol. 35, no. 7, pp. 2861-2869.
- TANIGUCHI, N., MOURIB, H., NAKAHARAC, N., y ARAID, T. "*Exergy analysis on combustion and energy conversion processes*". En: Energy. 2005, vol. 30, no. 2-4, p. 111-117.
- THIRUMALESHWAR. M. "*Exergy method of analysis and its application to a helium cryorefrigerator*". Cryogenics, 1979. p. 355-361.

- UC-MAY, Elias Joel y Rocha-Urbe, José Antonio. "Análisis de Exergía en Columnas de Destilación". Universidad autónoma de Yucatan. 2009.
- VAN WYLEN, Gordon J. "*Fundamentals of thermodynamics*". Fifth. New York, 1998.

ANEXOS

ANEXO A

La Tabla A.1 recopila los valores de exergía química específica de los componentes empleados en la simulación del proceso.

Tabla A.1. Exergía química específica por componentes

Componente	Ex _{Qca} * (kJ/kmol)
N2	719.6
O2	3970
H2S	N/A
CO2	19096
METANO	829420.96
ETANO	1492351.8
PROPANO	2149251.72
IBUTANO	2799799.78
BUTANO	2799799.78
AIR	0
H2O	900.5
DEA	900.5
IPENTANO	3461733.191

Ex_{Qca}*: Exergía química específica. Fuente: Exergías químicas específicas obtenidas de Karamarkovic & Karamarkovic, 2009; Teng, Lee & Mohamed, 2010; Velásquez Arredondo, Ruiz Colorado & Oliveira Junior, 2009; Wall, 2009; Zhong, Peters & de Swaan Arons, 2002

ANEXO B

Tabla B.1 Datos de entalpía y entropía para metano a 0.1 MPa de presión

dT (K)	dH (kJ/h)			dS (kJ/h)		
	Exp	SRK	PR	Exp	SRK	PR
25	57926.06	59558.00	57992.00	520.48	533.30	520.91
50	63268.00	64835.00	63266.00	559.13	571.79	559.38
75	68547.60	70089.00	68517.00	592.16	604.19	591.76
100	73808.51	75340.00	73767.00	620.21	632.23	619.80
125	79088.11	80613.00	79039.00	645.15	657.07	644.64
150	84411.35	85935.00	84361.00	667.59	679.50	667.06
175	89821.85	91339.00	89764.00	688.16	700.10	687.66
200	95344.56	96857.00	95283.00	706.86	719.30	706.86
225	101010.63	102520.00	100945.00	725.56	737.43	724.99
250	106845.00	108353.00	106778.00	742.39	754.72	742.28
275	112866.36	114378.00	112803.00	759.22	771.34	758.90
300	119093.43	120610.00	119035.00	775.42	787.43	774.98
325	125538.66	127060.00	125485.00	791.01	803.07	790.62
350	132208.29	133738.00	132163.00	805.97	818.33	805.89
400	146220.75	147788.00	146213.00	835.89	847.92	835.48
500	176745.22	178684.00	177110.00	891.36	904.15	891.71

dT: cambio de temperatura, T inicial de 100K, dH: cambio de entalpía, Exp: experimental. Fuente: Autor. Datos experimentales tomados de D. R. Lide, CRC Handbook of Chemistry and Physics. 2001 [47]

Tabla B.2 Datos de entalpía y entropía para metano a 1 MPa de presión

dT (K)	dH (kJ/h)			dS (kJ/h)		
	Exp	SRK	PR	Exp	SRK	PR
25	8658.0537	9216	8694	77.29292	82.1658	77.492
50	59503.0818	61533	59942	423.8644	439.2212	426.9388
75	65942.0807	67589	65973	463.75752	476.6	464.1581
100	71807.616	73333	71703	494.92402	507.2909	494.7746
125	77467.4524	78947	77308	521.72721	533.7445	521.1882
150	83052.4892	84523	82878	545.41375	557.2426	544.6635
175	88649.9926	90123	88475	566.60697	578.5912	565.9988

200	94322.2956	95798	94148	586.55353	598.3397	585.7397
225	100106.798	101588	99937	604.6301	616.8765	604.2722
250	106040.8996	107528	105876	622.70667	634.4797	621.8733
275	112143.3003	113642	111990	639.53658	651.35	638.7431
300	118438.9333	119950	118298	655.74316	667.6327	655.026
325	124946.4985	126467	124815	671.32641	683.4333	670.8275
350	131665.9959	133202	131551	686.90966	698.8289	686.2244
400	145759.4872	147347	145697	716.20617	728.6192	716.0178
500	176408.6233	178378	176732	772.30587	785.0945	772.5001

dT: cambio de temperatura, T inicial de 100K, dH: cambio de entalpía, Exp: experimental. Fuente: Autor. Datos experimentales tomados de D. R. Lide, CRC Handbook of Chemistry and Physics. 2001 [48, pp. 6–19, 6–21]

Tabla B.3 Datos de entalpía y entropía para metano a 10 MPa de presión

dT (K)	dH (kJ/h)			dS (kJ/h)		
	Exp	SRK	PR	Exp	SRK	PR
25	8446.1215	8869	8382	75.42293	79.1222	74.7605
50	17291.1742	18198	17292	139.62592	147.0856	139.6572
75	26890.4562	28484	27240	198.84227	210.4002	200.8839
100	38316.0951	40843	39390	259.30528	276.2348	265.5942
125	53799.6123	56112	54431	332.23489	348.1286	336.4266
150	66802.2761	68271	66301	387.08793	399.5435	386.6145
175	76033.7934	77334	75240	422.61774	434.1493	420.7475
200	83881.5181	85197	83040	450.04426	461.5362	447.9135
225	91162.0125	92542	90348	473.10747	485.0599	471.3155
250	98211.8748	99663	97444	494.30069	506.1722	492.3555
275	105199.4041	106716	104482	513.62392	525.637	511.7759
300	112211.8666	113794	111548	531.70049	543.9067	530.0186
325	119311.5953	120955	118703	548.5304	561.2701	547.3662
350	126542.2233	128238	125982	565.36031	577.9207	564.0086
400	141464.7435	143270	141014	596.52681	609.5845	595.6704
500	173273.2734	175537	173293	654.4965	668.3281	654.437

dT: cambio de temperatura, T inicial de 100K, dH: cambio de entalpía, Exp: experimental. Fuente: Autor. Datos experimentales tomados de D. R. Lide, CRC Handbook of Chemistry and Physics. 2001 [49].

Tabla B.4 Datos de entalpía y entropía para etano a 0.1 MPa de presión

dT (K)	dH (kJ/h)			dS (kJ/h)		
	Exp	SRK	PR	Exp	SRK	PR
5	1147.332	756	935	11.97216	12.6821	11.8603
30	6940.5272	6876	6680	63.51896	67.3211	63.1409
55	12763.6528	12965	12424	106.08664	111.7208	105.029
80	18679.8952	19116	18255	142.66824	149.6424	140.9732
105	22075.7288	23531	21530	181.99544	188.2502	179.9721
130	25783.7728	27196	25192	221.62112	228.5079	212.221
155	29651.4456	31024	29019	261.91656	269.6343	253.3418
180	33718.6544	35059	33053	302.21432	310.0112	294.715
205	38008.6784	39332	37326	342.17952	350.8774	335.5786
230	42544.7968	43862	41856	381.81216	391.377	376.0765
255	47336.9864	48660	46653	421.11224	441.5941	416.2923
280	52395.224	53728	51721	460.07976	491.5761	456.2735
305	57719.5096	59065	57057	508.71472	541.3499	505.0467
355	64162.8992	65272	63219	556.65208	591.3273	554.0234
405	71043.876	72001	70093	604.92432	641.5945	603.2903
505	10512.404	160791	158783	656.47344	668.1594	653.855

dT: cambio de temperatura, T inicial de 95K, dS: cambio de entropía, Exp: experimental. Fuente: Autor. Datos experimentales tomados de D. R. Lide, CRC Handbook of Chemistry and Physics. 2001 [49]

Tabla B.5 Datos de entalpía y entropía para etano a 1 MPa de presión

dT (K)	dH (kJ/h)			dS (kJ/h)		
	Exp	SRK	PR	Exp	SRK	PR
5	1147.332	885	1052	11.6396	12.695	11.9042
30	6937.2016	7000	6792	63.1864	67.2897	63.1474
55	12757.0016	13080	12529	105.75408	111.6294	104.984
80	18663.2672	19218	18348	142.33568	149.4645	140.8531
105	24759.092	25518	24348	174.594	183.1096	172.8954
130	31187.4768	32223	30766	204.85696	214.6694	203.1019
155	37651.7544	38491	37448	234.0836	244.3515	233.1358
180	44357.4784	45956	44901	263.06504	274.3721	262.112
205	51059.8768	53543	52481	292.33728	304.3335	291.046
230	57888.648	61316	60248	321.9676	334.6107	319.3053
255	64897.0016	69308	68236	351.60024	364.404	348.0865
280	72124.8448	77535	76460	381.23288	394.8268	377.5009
305	79582.1544	86006	84929	410.2004	424.9458	406.6141
355	118235.0568	119680	117600	514.47032	526.4231	512.0847

405 130865.6856 132314 130232 541.07512 553.0282 538.6867
 505 158940.4008 160328 158247 592.28936 604.0061 589.6639

dT: cambio de temperatura, T inicial de 95K, dS: cambio de entropía, Exp: experimental. Fuente: Autor. Datos experimentales tomados de D. R. Lide, CRC Handbook of Chemistry and Physics. 2001 [49]

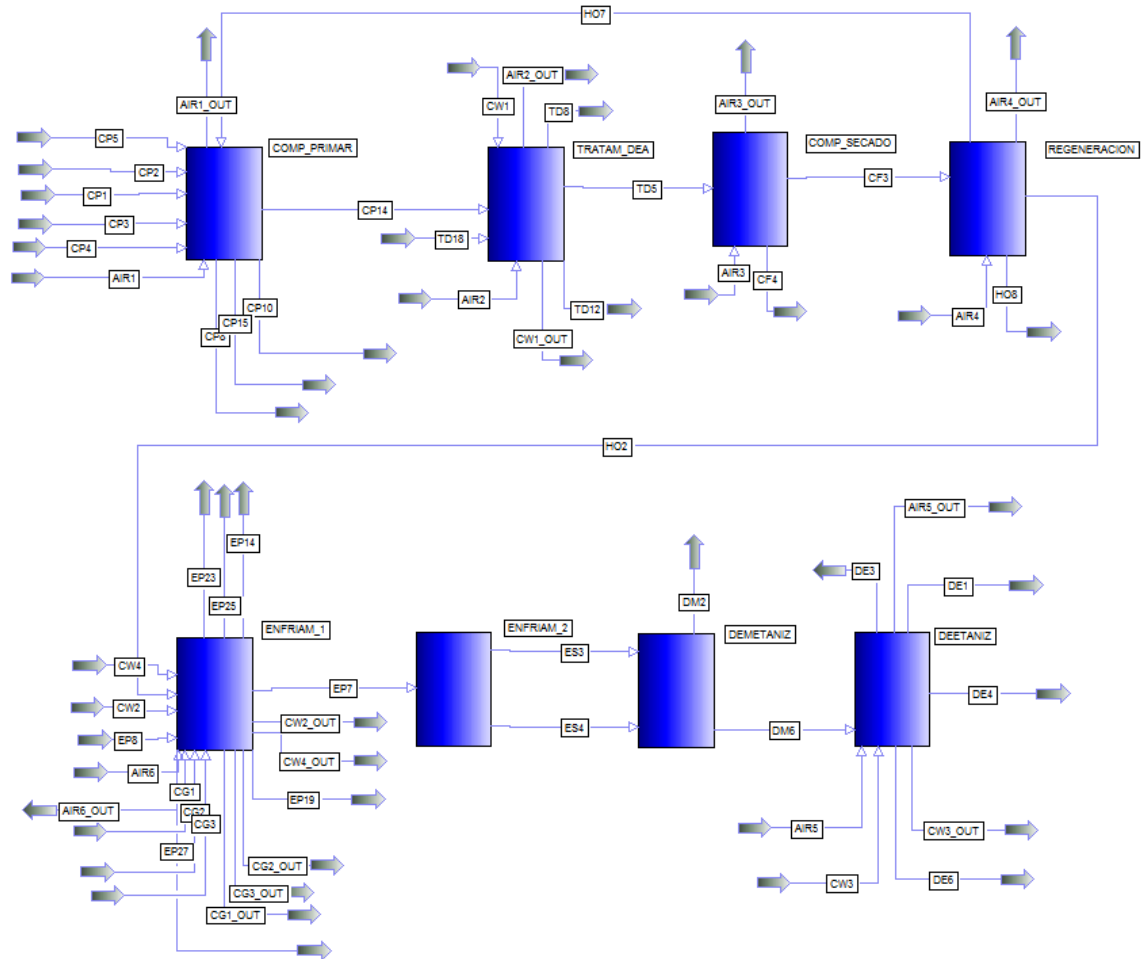
Tabla B.6 Datos de entalpía y entropía para etano a 10 MPa de presión

dT (K)	dH (kJ/h)			dS (kJ/h)		
	Exp	SRK	PR	Exp	SRK	PR
5	1144.0064	1180	1218	11.6396	12.5985	11.7985
30	6907.2712	7250	6919	63.1864	66.7932	62.6991
55	12680.5128	13257	12593	105.08896	110.6067	104.0784
80	18513.6152	19276	18308	141.00544	147.7144	139.3064
105	24483.0672	25374	24127	172.9312	180.2871	170.3902
130	30678.66	31707	30208	202.19648	210.1093	199.0219
155	37226.7664	38489	36767	229.79896	238.6696	226.6405
180	44310.2944	45936	44028	256.73632	267.0369	254.2995
205	52245.176	54407	52371	284.3388	296.4879	283.3005
230	61746.4152	64549	62467	314.60176	328.9135	315.5792
255	73755.1568	76315	74125	350.18568	363.7854	350.1363
280	84842.7072	86544	84151	381.11376	392.0549	377.8436
305	93552.4536	94981	92479	403.39528	413.8499	399.356
355	108624.0728	110053	107454	438.9792	449.3816	434.6566
405	123156.9448	124695	122052	469.57472	480.2351	465.4171
505	153446.5096	155114	152434	524.77968	535.6354	520.7498

dT: cambio de temperatura, T inicial de 95K, dS: cambio de entropía, Exp: experimental. Fuente: Autor. Datos experimentales tomados de D. R. Lide, CRC Handbook of Chemistry and Physics. 2001 [49]

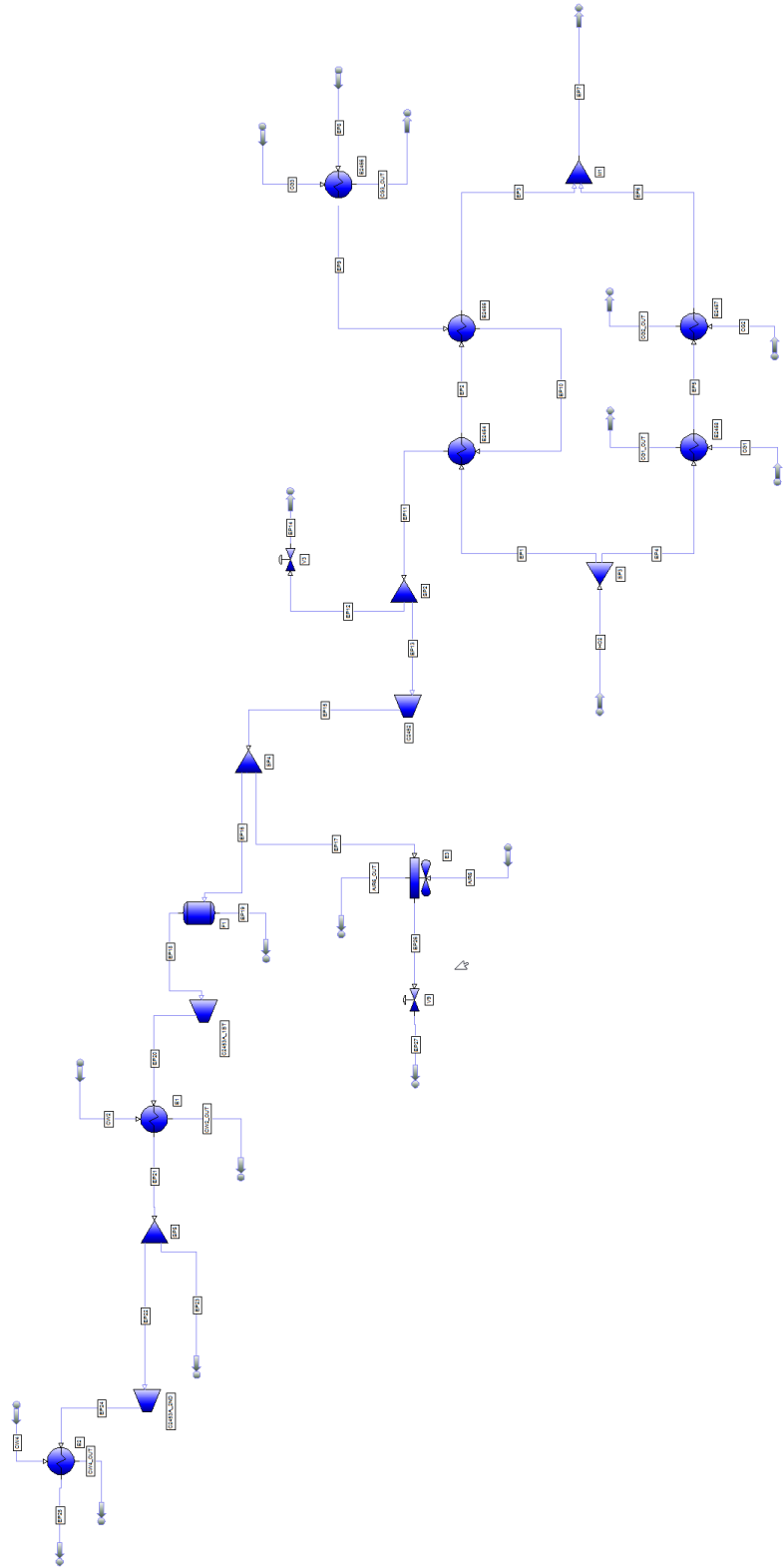
ANEXO C

Figura C.1. Diagrama de flujo global del proceso simulado



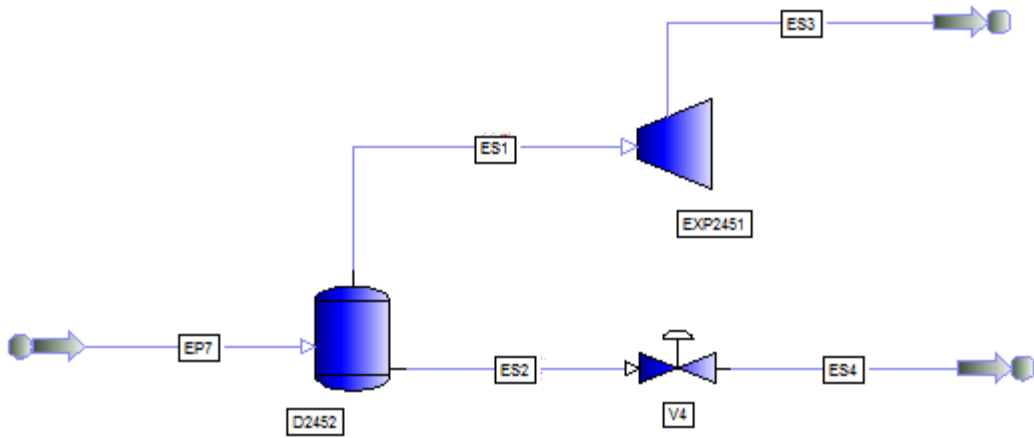
Fuente: Autor

Figura C.6. Diagrama de flujo de simulación de la etapa enfriamiento primario



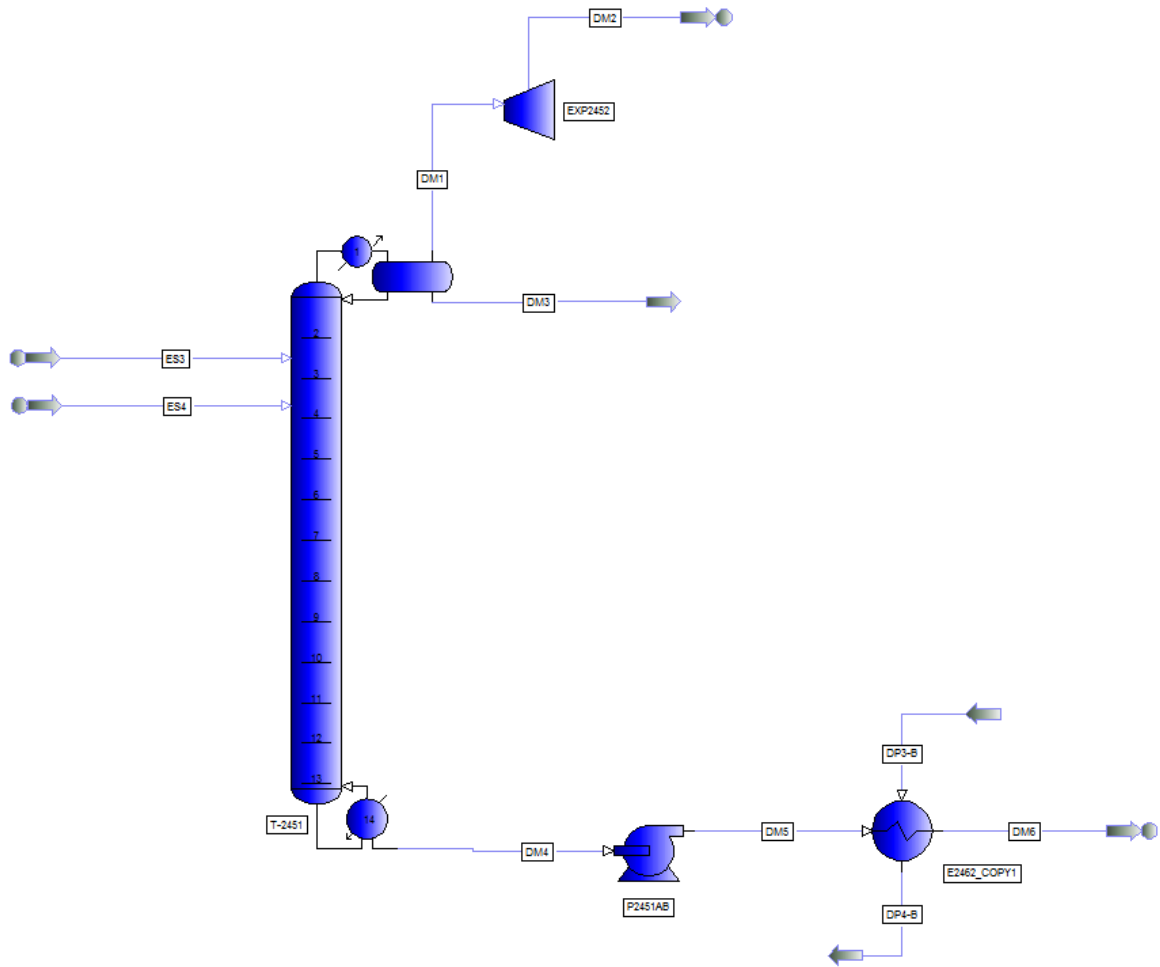
Fuente: Autor

Figura C.7. Diagrama de flujo de simulación de la etapa enfriamiento secundario



Fuente: Autor

Figura C.8. Diagrama de flujo de simulación de la etapa demetanización



Fuente: Autor

ANEXO D

En la Tabla D.1 son presentados los valores de flujo másico, flujo molar, entalpía, entalpía de referencia, entropía y entropía de referencia de las corrientes del proceso. Los prefijos en la identificación de las corrientes indican la etapa. 1: compresión primaria; 2: tratamiento con DEA; 3: compresión secundaria y secado; 4: regeneración; 5: enfriamiento primario; 6: enfriamiento secundario; 7: demetanización; 8: deetanización.

Tabla D.1. Flujos y propiedades termodinámicas de las corrientes del proceso

C	F _{mas} (kg/h)	F _{mol} (kmol/h)	H (kJ/h)	H _o (kJ/h)	S (kJ/h.K)	S _o (kJ/h.K)
1.1	44150.65	2490.18	11977249.81	11622456.49	482694.52	540535.46
1.2	0.00	0.00	0.01	0.01	0.00	0.00
1.3	23107.47	1245.09	6474385.73	6311150.78	248642.47	277570.40
1.4	5757.94	358.59	1439880.47	1379877.61	66909.81	75227.67
1.5	4199.29	139.45	1002813.72	1720755.26	31559.04	37668.89
1.6	4199.29	139.45	1002813.76	1720755.26	31903.28	37668.89
1.7	73016.07	4093.86	19891516.01	19313546.88	798733.72	893822.00
1.8	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
1.9	96670.82	5328.56	25967942.15	26306289.93	1048930.60	1176135.48
1.10	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
1.11	96670.82	5328.56	45696754.11	26306289.93	1062678.04	1176135.48
1.12	96670.82	5328.56	26246904.40	26306289.93	1009116.48	1176135.48
1.13	19455.47	1095.24	5073612.47	5270717.21	215018.73	241586.58
1.14	96670.82	5328.56	26246904.40	26306289.93	1009116.48	1176135.48
1.15	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
1.16	19455.47	1095.24	5073612.47	5270717.21	205253.97	241586.58
1.17	958417.22	33094.52	37641878.01	25611963.47	5871895.71	6022990.42
1.18	958417.22	33094.52	57091727.61	25611963.47	5932502.94	6022990.42
2.1	158218.92	6827.63	32337554.39	14844423.12	960496.10	327257.48
2.2	96670.82	5328.56	26246904.40	26306289.93	1009116.48	1176135.48
2.3	93446.01	5260.30	27770684.75	25982786.53	1001841.85	1160536.92
2.4	93446.01	5260.30	23421387.77	25982786.53	988500.22	1160536.92
2.5	93289.12	5251.59	23495073.09	25581395.89	988000.12	1158586.90
2.6	156.89	8.71	24857.90	16507.10	817.34	59.02
2.7	161443.72	6895.89	30812986.00	10339316.98	981650.18	337331.26
2.8	114.52	6.41	46130.61	38040.53	1340.95	1410.95

2.9	161486.09	6898.19	30791712.71	10317518.66	981899.08	335975.49
2.10	161486.09	6898.19	51910243.86	10317518.66	1043654.22	335975.49
2.11	161486.09	6898.19	51910243.85	10317518.66	1043741.02	335975.49
2.12	3401.45	78.01	1254145.64	1037752.86	15150.21	14689.56
2.13	158084.63	6820.18	70031818.24	14830315.73	1065575.41	327208.75
2.14	158084.63	6820.18	48913287.08	14830315.73	1009831.25	327208.75
2.15	158084.63	6820.18	48990319.16	14830315.73	1009949.66	327208.75
2.16	158084.63	6820.18	31522077.30	14830315.73	958152.87	327208.75
2.17	158084.63	6820.18	32306914.87	14830315.73	959757.12	327208.75
2.18	131.87	7.32	30076.91	13853.58	716.07	662.66
2.19	156.89	8.71	24857.90	16507.10	817.97	59.02
2.20	161443.72	6895.89	30812985.49	10339316.98	982410.10	337331.26
2.21	958439.90	33095.30	37642768.75	25612569.54	5872034.66	6023132.95
2.22	958439.90	33095.30	55111010.49	25612569.54	5926638.64	6023132.95
2.23	87770.05	4871.98	11889994.77	9213220.77	41014.32	32244.00
2.24	87770.05	4871.98	16239291.95	9213220.77	55001.59	32244.00
3.1	93289.12	5251.59	23495073.09	25581395.89	988000.12	1158765.27
3.2	93289.12	5251.59	27535958.99	25572216.48	992291.83	1158586.90
3.3	93289.12	5251.59	24519222.15	25572216.48	983207.15	1158586.90
3.4	93157.85	5244.31	24491030.87	25237574.57	982827.40	1156779.35
3.5	131.27	7.29	28191.17	13779.82	92.15	48.23
3.6	534376.74	18452.24	20987669.60	14280249.96	3273944.17	3358188.80
3.7	534376.74	18452.24	24004406.41	14280249.96	3283560.38	3358188.80
4.1	93157.85	5244.31	24491030.87	25237574.57	982827.40	1156779.35
4.2	19455.47	1095.24	5114807.50	5270718.75	205257.71	241586.55
4.3	73702.38	4149.06	19376223.37	19966855.82	777569.69	915192.80
4.4	19455.47	1095.24	14419269.74	5270718.75	228163.93	241586.55
4.5	19455.47	1095.24	18058206.10	5270718.75	235062.14	241586.55
4.6	19455.47	1095.24	8753743.08	5270717.21	215549.21	241586.58
4.7	19455.47	1095.24	5073612.47	5270717.21	205253.97	241586.58
4.8	19455.47	1095.24	5073612.47	5270717.21	205253.97	241586.58
4.9	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
4.10	284420.33	9821.14	11170620.78	7600617.89	1742546.43	1787385.37
4.11	284420.33	9821.14	14850751.36	7600617.89	1754143.92	1787385.37
5.1	73702.38	4149.06	19376223.37	19966855.82	777569.69	915192.80
5.2	56750.83	3194.78	14919692.00	15374478.98	598803.29	704698.45
5.3	56750.83	3194.78	4316376.20	15374478.98	561908.23	704698.45
5.4	56750.83	3194.78	-4156396.96	15374478.98	525733.04	704698.45
5.5	16951.55	954.28	4456531.38	4592376.84	178863.32	210494.34
5.6	16951.55	954.28	2838126.62	4592376.84	173585.68	210494.34
5.7	16951.55	954.28	-1241521.77	4592376.84	157037.14	210494.34

5.8	73702.38	4149.06	-5397920.73	19966855.82	682770.17	915192.80
5.9	60949.16	3754.89	-6298305.12	14698278.97	624209.23	791788.17
5.10	60949.16	3754.89	-3768143.10	14698278.97	641013.39	791788.17
5.11	60949.16	3754.89	4704630.06	14698278.97	685320.46	791788.17
5.12	60949.16	3754.89	15307945.86	14698278.97	726348.84	791788.17
5.13	28611.97	1762.69	7186162.10	6899960.08	340977.20	371697.04
5.14	32337.18	1992.19	8121783.75	7798318.89	385371.64	420091.13
5.15	28611.97	1762.69	7186162.06	6899960.08	346299.05	371697.04
5.16	32337.18	1992.19	9479454.82	7798318.89	386488.39	420091.13
5.17	13743.30	846.68	4028768.30	3314285.53	164257.57	178538.73
5.18	18593.88	1145.51	5450686.52	4484033.36	222230.83	241552.40
5.19	13743.30	846.68	4028768.30	3314285.53	164390.40	178538.73
5.20	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
5.21	13743.30	846.68	4905479.89	3314285.53	164390.40	178538.73
5.22	13743.30	846.68	3620807.95	3314285.53	160700.97	178538.73
5.23	8084.22	498.04	2129867.86	1949562.18	94529.13	105021.84
5.24	5659.08	348.64	1490940.09	1364723.35	66171.84	73516.89
5.25	8084.22	498.04	2903542.92	1949562.18	94680.76	105021.84
5.26	8084.22	498.04	1969811.85	1949562.18	91941.41	105021.84
5.27	18593.88	1145.51	5074417.57	4484033.36	221360.42	241552.40
5.28	18593.88	1145.51	5074417.58	4484033.36	221863.47	241552.40
5.29	18589.11	587.90	-1059670.31	7642021.50	121353.39	166557.38
5.30	18589.11	587.90	558735.42	7642021.50	127666.60	166557.38
5.31	21498.72	787.29	-5110727.57	8245902.03	137678.86	210600.69
5.32	21498.72	787.29	-1031079.33	8245902.03	156806.97	210600.69
5.33	64556.57	3933.01	-4506585.18	15816379.01	658974.85	834236.09
5.34	64556.57	3933.01	-7036746.47	15816379.01	644445.39	834236.09
5.35	31818.12	1766.17	4310322.81	3339947.27	14868.38	11688.99
5.36	31818.12	1766.17	5594994.76	3339947.27	19013.57	11688.99
5.37	21539.97	1195.65	2917967.17	2261050.26	10065.47	7913.12
5.38	21539.97	1195.65	3851698.17	2261050.26	13074.70	7913.12
5.39	32291.19	1115.03	1268237.86	862923.52	197837.11	202927.83
5.40	32291.19	1115.03	1644506.81	862923.52	199025.25	202927.83
6.1	73702.38	4149.06	-5397920.73	19966855.82	682770.17	915192.80
6.2	68268.83	3892.83	-4388756.47	18240373.33	639735.26	853020.46
6.3	5433.56	256.24	-1009164.26	1726308.01	43034.91	61866.72
6.4	68268.83	3892.83	-8427430.80	18240373.33	644510.51	853020.46
6.5	5433.56	256.24	-1009164.10	1726308.01	43977.97	61866.72
7.1	68268.83	3892.83	-8427430.80	18240373.33	644510.51	853020.46
7.2	5433.56	256.24	-1009164.10	1726308.01	43977.97	61866.72
7.3	61046.54	3757.87	-5082225.74	14739774.51	623133.06	792755.18

7.4	61046.54	3757.87	-6305754.58	14739774.51	624870.07	792755.18
7.5	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
7.6	12655.84	391.20	-658147.19	5221909.74	82751.09	112916.12
7.7	12655.84	391.20	-604345.72	5221909.74	82762.56	112916.12
7.8	12655.84	391.20	941917.12	5221909.74	88327.36	112916.12
7.9	27694.06	628.03	3915302.66	12007359.87	185510.64	223993.19
7.10	27694.06	628.03	2369040.05	12007359.87	180572.29	223993.19
8.1	12655.84	391.20	941917.12	5221909.74	88327.36	112916.12
8.2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
8.3	10471.61	347.21	426289.20	4292000.76	71434.27	93945.64
8.4	4168.23	138.21	169684.42	1708430.90	28434.41	37395.06
8.5	6303.39	209.00	256604.79	2583569.86	42999.86	56550.58
8.6	2184.23	43.99	648474.31	929245.38	16160.71	17937.39
8.7	2184.23	43.99	224632.62	929245.38	14926.32	17937.39
8.8	8994.73	499.28	1218494.04	944176.58	4203.17	3304.39
8.9	8994.73	499.28	1642335.74	944176.58	5567.08	3304.39
8.10	27694.06	628.03	3915302.66	12007359.87	185510.64	223993.19
8.11	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
8.12	27694.06	628.03	3915302.66	12007359.87	185510.64	223993.19
8.13	27694.06	628.03	2369040.05	12007359.87	180572.29	223993.19
8.14	27694.06	628.03	2369040.05	12007359.87	181121.79	223993.19
8.15	27694.06	628.03	9569609.63	12007359.87	207051.69	223993.19
8.16	27694.06	628.03	12998807.30	12007359.87	213169.70	223993.19
8.17	27694.06	628.03	12998807.30	12007359.87	213169.70	223993.19
8.18	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
8.19	27694.06	628.03	12998807.30	12007359.87	213169.70	223993.19
8.20	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
8.21	27829.23	921.92	8300115.73	11410634.29	214734.21	249509.10
8.22	27829.23	921.92	1099546.15	11410634.29	189564.38	249509.10
8.23	12655.84	391.20	-604345.72	5221909.74	82762.56	112916.12
8.24	12655.84	391.20	941917.12	5221909.74	88327.36	112916.12
8.25	1473824.73	50891.74	57884530.76	39385295.46	9029621.94	9261970.78
8.26	1473824.73	50891.74	66968035.33	39385295.46	9058553.65	9261970.78

C: corriente, F_{mas}: flujo másico, F_{mol}: flujo molar, H: entalpía, H_o: entalpía de referencia, S: entropía, S_o: entropía de referencia. Fuente: Autor

ANEXO E

La Tabla E.1 recopila los valores de flujo molar de los componentes utilizados en la simulación del proceso. Los prefijos en la identificación de las corrientes indican la etapa. 1: compresión primaria; 2: tratamiento con DEA; 3: compresión secundaria y secado; 4: regeneración; 5: enfriamiento primario; 6: enfriamiento secundario; 7: demetanización; 8: deetanización.

Tabla E.1. Flujos molares de los componentes

C	N2	O2	H2S	CO2	METANO	ETANO	PROPANO	IBUTANO	BUTANO	AIR	H2O	DEA	IPENTANO
1.1	6.72	0.75	0.00	51.56	2251.93	169.36	8.97	0.32	0.42	0.00	0.00	0.00	0.15
1.2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
1.3	5.61	0.00	0.01	25.22	1099.69	77.33	23.23	6.02	5.51	0.00	0.00	0.00	2.47
1.4	0.00	0.00	0.00	0.00	358.23	0.37	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
1.5	0.00	0.00	0.00	0.00	0.79	137.44	1.22	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
1.6	0.00	0.00	0.00	0.00	0.79	137.44	1.22	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
1.7	12.33	0.75	0.01	76.77	3709.85	247.06	32.20	6.34	5.93	0.00	0.00	0.00	2.62
1.8	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
1.9	15.58	0.94	0.01	76.77	4688.42	485.78	42.23	8.01	7.50	0.00	0.00	0.00	3.31
1.10	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
1.11	15.58	0.94	0.01	76.77	4688.42	485.78	42.23	8.01	7.50	0.00	0.00	0.00	3.31
1.12	15.58	0.94	0.01	76.77	4688.42	485.78	42.23	8.01	7.50	0.00	0.00	0.00	3.31
1.13	3.25	0.20	0.00	0.00	977.78	101.29	8.81	1.67	1.56	0.00	0.00	0.00	0.69
1.14	15.58	0.94	0.01	76.77	4688.42	485.78	42.23	8.01	7.50	0.00	0.00	0.00	3.31
1.15	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
1.16	3.25	0.20	0.00	0.00	977.78	101.29	8.81	1.67	1.56	0.00	0.00	0.00	0.69
1.17	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	33094.52	0.00	0.00	0.00
1.18	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	33094.52	0.00	0.00	0.00
2.1	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	6423.40	404.23	0.00
2.2	15.58	0.94	0.01	76.77	4688.42	485.78	42.23	8.01	7.50	0.00	0.00	0.00	3.31
2.3	15.55	0.94	0.00	0.00	4681.86	484.99	42.17	8.01	7.48	0.00	15.99	0.00	3.31
2.4	15.55	0.94	0.00	0.00	4681.86	484.99	42.17	8.01	7.48	0.00	15.99	0.00	3.31
2.5	15.55	0.94	0.00	0.00	4681.85	484.99	42.17	8.01	7.48	0.00	7.29	0.00	3.31
2.6	0.00	0.00	0.00	0.00	0.01	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	8.70	0.00	0.00
2.7	0.03	0.00	0.01	76.77	6.56	0.79	0.05	0.01	0.01	0.00	6407.41	404.23	0.00

2.8	0.02	0.00	0.00	0.01	5.51	0.63	0.04	0.01	0.01	0.00	0.17	0.00	0.00
2.9	0.01	0.00	0.01	76.76	1.05	0.16	0.01	0.00	0.00	0.00	6415.95	404.23	0.00
2.10	0.01	0.00	0.01	76.76	1.05	0.16	0.01	0.00	0.00	0.00	6415.95	404.23	0.00
2.11	0.01	0.00	0.01	76.76	1.05	0.16	0.01	0.00	0.00	0.00	6415.95	404.23	0.00
2.12	0.01	0.00	0.01	76.76	1.05	0.16	0.01	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
2.13	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	6415.95	404.23	0.00
2.14	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	6415.95	404.23	0.00
2.15	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	6415.95	404.23	0.00
2.16	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	6415.95	404.23	0.00
2.17	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	6415.95	404.23	0.00
2.18	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	7.32	0.00	0.00
2.19	0.00	0.00	0.00	0.00	0.01	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	8.70	0.00	0.00
2.20	0.03	0.00	0.01	76.77	6.56	0.79	0.05	0.01	0.01	0.00	6407.41	404.23	0.00
2.21	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	33095.30	0.00	0.00	0.00
2.22	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	33095.30	0.00	0.00	0.00
2.23	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	4871.98	0.00	0.00
2.24	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	4871.98	0.00	0.00
3.1	15.55	0.94	0.00	0.00	4681.85	484.99	42.17	8.01	7.48	0.00	7.29	0.00	3.31
3.2	15.55	0.94	0.00	0.00	4681.85	484.99	42.17	8.01	7.48	0.00	7.29	0.00	3.31
3.3	15.55	0.94	0.00	0.00	4681.85	484.99	42.17	8.01	7.48	0.00	7.29	0.00	3.31
3.4	15.55	0.94	0.00	0.00	4681.85	484.99	42.17	8.01	7.48	0.00	0.00	0.00	3.31
3.5	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	7.29	0.00	0.00
3.6	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	18452.24	0.00	0.00	0.00
3.7	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	18452.24	0.00	0.00	0.00
4.1	15.55	0.94	0.00	0.00	4681.85	484.99	42.17	8.01	7.48	0.00	0.00	0.00	3.31
4.2	3.25	0.20	0.00	0.00	977.78	101.29	8.81	1.67	1.56	0.00	0.00	0.00	0.69
4.3	12.30	0.74	0.00	0.00	3704.08	383.70	33.37	6.34	5.92	0.00	0.00	0.00	2.62
4.4	3.25	0.20	0.00	0.00	977.78	101.29	8.81	1.67	1.56	0.00	0.00	0.00	0.69
4.5	3.25	0.20	0.00	0.00	977.78	101.29	8.81	1.67	1.56	0.00	0.00	0.00	0.69
4.6	3.25	0.20	0.00	0.00	977.78	101.29	8.81	1.67	1.56	0.00	0.00	0.00	0.69
4.7	3.25	0.20	0.00	0.00	977.78	101.29	8.81	1.67	1.56	0.00	0.00	0.00	0.69
4.8	3.25	0.20	0.00	0.00	977.78	101.29	8.81	1.67	1.56	0.00	0.00	0.00	0.69
4.9	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
4.10	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	9821.14	0.00	0.00	0.00
4.11	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	9821.14	0.00	0.00	0.00
5.1	12.30	0.74	0.00	0.00	3704.08	383.70	33.37	6.34	5.92	0.00	0.00	0.00	2.62
5.2	9.47	0.57	0.00	0.00	2852.14	295.45	25.69	4.88	4.56	0.00	0.00	0.00	2.02
5.3	9.47	0.57	0.00	0.00	2852.14	295.45	25.69	4.88	4.56	0.00	0.00	0.00	2.02
5.4	9.47	0.57	0.00	0.00	2852.14	295.45	25.69	4.88	4.56	0.00	0.00	0.00	2.02
5.5	2.83	0.17	0.00	0.00	851.94	88.25	7.67	1.46	1.36	0.00	0.00	0.00	0.60
5.6	2.83	0.17	0.00	0.00	851.94	88.25	7.67	1.46	1.36	0.00	0.00	0.00	0.60

5.7	2.83	0.17	0.00	0.00	851.94	88.25	7.67	1.46	1.36	0.00	0.00	0.00	0.60
5.8	12.30	0.74	0.00	0.00	3704.08	383.70	33.37	6.34	5.92	0.00	0.00	0.00	2.62
5.9	12.30	0.74	0.00	0.00	3702.55	39.30	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
5.10	12.30	0.74	0.00	0.00	3702.55	39.30	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
5.11	12.30	0.74	0.00	0.00	3702.55	39.30	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
5.12	12.30	0.74	0.00	0.00	3702.55	39.30	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
5.13	5.77	0.35	0.00	0.00	1738.12	18.45	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
5.14	6.53	0.39	0.00	0.00	1964.42	20.85	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
5.15	5.77	0.35	0.00	0.00	1738.12	18.45	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
5.16	6.53	0.39	0.00	0.00	1964.42	20.85	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
5.17	2.77	0.17	0.00	0.00	834.88	8.86	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
5.18	3.75	0.23	0.00	0.00	1129.54	11.99	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
5.19	2.77	0.17	0.00	0.00	834.88	8.86	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
5.20	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
5.21	2.77	0.17	0.00	0.00	834.88	8.86	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
5.22	2.77	0.17	0.00	0.00	834.88	8.86	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
5.23	1.63	0.10	0.00	0.00	491.10	5.21	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
5.24	1.14	0.07	0.00	0.00	343.78	3.65	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
5.25	1.63	0.10	0.00	0.00	491.10	5.21	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
5.26	1.63	0.10	0.00	0.00	491.10	5.21	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
5.27	3.75	0.23	0.00	0.00	1129.54	11.99	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
5.28	3.75	0.23	0.00	0.00	1129.54	11.99	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
5.29	0.48	0.00	0.02	0.00	6.46	527.56	37.95	6.64	6.15	0.00	0.00	0.00	2.65
5.30	0.48	0.00	0.02	0.00	6.46	527.56	37.95	6.64	6.15	0.00	0.00	0.00	2.65
5.31	0.00	0.00	0.21	0.00	223.85	512.22	35.91	6.46	6.01	0.00	0.00	0.00	2.63
5.32	0.00	0.00	0.21	0.00	223.85	512.22	35.91	6.46	6.01	0.00	0.00	0.00	2.63
5.33	12.34	0.75	0.04	0.00	3834.10	83.48	0.02	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	2.29
5.34	12.34	0.75	0.04	0.00	3834.10	83.48	0.02	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	2.29
5.35	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1766.17	0.00	0.00
5.36	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1766.17	0.00	0.00
5.37	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1195.65	0.00	0.00
5.38	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1195.65	0.00	0.00
5.39	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1115.03	0.00	0.00	0.00
5.40	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1115.03	0.00	0.00	0.00
6.1	12.30	0.74	0.00	0.00	3704.08	383.70	33.37	6.34	5.92	0.00	0.00	0.00	2.62
6.2	11.98	0.72	0.00	0.00	3518.03	329.60	24.42	3.82	3.26	0.00	0.00	0.00	1.00
6.3	0.32	0.02	0.00	0.00	186.05	54.10	8.94	2.52	2.66	0.00	0.00	0.00	1.62
6.4	11.98	0.72	0.00	0.00	3518.03	329.60	24.42	3.82	3.26	0.00	0.00	0.00	1.00
6.5	0.32	0.02	0.00	0.00	186.05	54.10	8.94	2.52	2.66	0.00	0.00	0.00	1.62
7.1	11.98	0.72	0.00	0.00	3518.03	329.60	24.42	3.82	3.26	0.00	0.00	0.00	1.00
7.2	0.32	0.02	0.00	0.00	186.05	54.10	8.94	2.52	2.66	0.00	0.00	0.00	1.62

7.3	12.30	0.74	0.00	0.00	3701.99	42.83	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
7.4	12.30	0.74	0.00	0.00	3701.99	42.83	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
7.5	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
7.6	0.00	0.00	0.00	0.00	2.09	340.87	33.36	6.33	5.92	0.00	0.00	0.00	2.62
7.7	0.00	0.00	0.00	0.00	2.09	340.87	33.36	6.33	5.92	0.00	0.00	0.00	2.62
7.8	0.00	0.00	0.00	0.00	2.09	340.87	33.36	6.33	5.92	0.00	0.00	0.00	2.62
7.9	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	628.03	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
7.10	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	628.03	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
8.1	0.00	0.00	0.00	0.00	2.09	340.87	33.36	6.33	5.92	0.00	0.00	0.00	2.62
8.2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
8.3	0.00	0.00	0.00	0.00	2.09	340.81	4.31	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
8.4	0.00	0.00	0.00	0.00	0.83	135.66	1.71	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
8.5	0.00	0.00	0.00	0.00	1.26	205.15	2.59	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
8.6	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.06	29.06	6.33	5.92	0.00	0.00	0.00	2.62
8.7	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.06	29.06	6.33	5.92	0.00	0.00	0.00	2.62
8.8	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	499.28	0.00	0.00
8.9	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	499.28	0.00	0.00
8.10	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	628.03	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
8.11	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
8.12	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	628.03	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
8.13	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	628.03	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
8.14	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	628.03	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
8.15	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	628.03	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
8.16	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	628.03	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
8.17	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	628.03	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
8.18	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
8.19	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	628.03	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
8.20	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
8.21	0.00	0.00	0.00	0.00	4.11	906.06	11.74	0.01	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
8.22	0.00	0.00	0.00	0.00	4.11	906.06	11.74	0.01	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
8.23	0.00	0.00	0.00	0.00	2.09	340.87	33.36	6.33	5.92	0.00	0.00	0.00	2.62
8.24	0.00	0.00	0.00	0.00	2.09	340.87	33.36	6.33	5.92	0.00	0.00	0.00	2.62
8.25	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	50891.74	0.00	0.00	0.00
8.26	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	50891.74	0.00	0.00	0.00

C: corriente. Fuente: Autor

ANEXO F

En la Tabla F.1 son presentados los valores de exergía química calculados para los componentes utilizados en la simulación del proceso. Los prefijos en la identificación de las corrientes indican la etapa. 1: compresión primaria; 2: tratamiento con DEA; 3: compresión secundaria y secado; 4: regeneración; 5: enfriamiento primario; 6: enfriamiento secundario; 7: demetanización; 8: deetanización.

Tabla F.1. Exergía química por componentes

C	N2	O2	H2S	CO2	METANO	ETANO	PROPANO	IBUTANO	BUTANO	AIR	H2O	DEA	IPENTANO
1.1	-37.65	-4.84	-0.03	196.36	749838.87	101043.89	7688.40	361.15	472.39	0.00	0.00	0.00	206.29
1.2	-70.50	0.00	-0.29	162.85	687464.19	147263.19	77461.84	14870.15	15177.31	0.00	0.00	0.00	3206.85
1.3	-57.06	0.00	-0.29	190.99	732291.63	92262.71	39918.94	13466.74	12328.65	0.00	0.00	0.00	6841.68
1.4	0.00	0.00	0.00	0.00	828572.95	1503.85	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
1.5	0.00	0.00	0.00	0.00	4646.28	1470758.62	18702.31	12.52	4.29	0.00	0.00	0.00	0.01
1.6	0.00	0.00	0.00	0.00	4646.28	1470758.62	18702.31	12.52	4.29	0.00	0.00	0.00	0.01
1.7	-41.17	-3.17	-0.11	173.26	751397.44	89641.53	16809.50	4311.74	4033.75	0.00	0.00	0.00	2204.80
1.8	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
1.9	-40.18	-3.09	-0.09	123.70	729500.25	135510.85	16936.78	4186.50	3915.48	0.00	0.00	0.00	2140.56
1.10	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
1.11	-40.18	-3.09	-0.09	123.70	729500.25	135510.85	16936.78	4186.50	3915.48	0.00	0.00	0.00	2140.56
1.12	-40.18	-3.09	-0.09	123.70	729500.25	135510.85	16936.78	4186.50	3915.48	0.00	0.00	0.00	2140.56
1.13	-40.64	-3.12	0.00	0.00	740214.77	137465.87	17187.74	4250.33	3971.86	0.00	0.00	0.00	2173.18
1.14	-40.18	-3.09	-0.09	123.70	729500.25	135510.85	16936.78	4186.50	3915.48	0.00	0.00	0.00	2140.56
1.15	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
1.16	-40.64	-3.12	0.00	0.00	740214.77	137465.87	17187.74	4250.33	3971.86	0.00	0.00	0.00	2173.18
1.17	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
1.18	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
2.1	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	704.86	-361.54	0.00
2.2	-40.18	-3.09	-0.09	123.70	729500.25	135510.85	16936.78	4186.50	3915.48	0.00	0.00	0.00	2140.56
2.3	-40.54	-3.11	0.00	0.00	737957.89	137047.76	17135.47	4237.40	3959.79	0.00	-40.93	0.00	2166.57
2.4	-40.54	-3.11	0.00	0.00	737957.89	137047.76	17135.47	4237.40	3959.79	0.00	-40.93	0.00	2166.57
2.5	-40.60	-3.12	0.00	0.00	739184.38	137275.19	17163.90	4244.43	3966.36	0.00	-21.38	0.00	2170.17
2.6	-0.04	-0.01	0.00	0.00	488.74	114.61	8.81	1.25	3.26	0.00	898.13	-0.33	0.62
2.7	-0.13	-0.02	-0.07	88.47	772.91	168.49	16.08	2.62	4.93	0.00	667.49	-359.40	1.35

2.8	-49.78	-5.57	-0.04	5.62	713466.78	145854.79	14267.32	2446.42	3956.58	0.00	-212.40	-0.01	1228.52
2.9	-0.03	-0.01	-0.07	88.42	123.37	34.54	2.93	0.36	1.28	0.00	670.46	-359.33	0.21
2.10	-0.03	-0.01	-0.07	88.42	123.37	34.54	2.93	0.36	1.28	0.00	670.46	-359.33	0.21
2.11	-0.03	-0.01	-0.07	88.42	123.37	34.54	2.93	0.36	1.28	0.00	670.46	-359.33	0.21
2.12	-1.70	-0.30	-4.07	18750.05	11058.87	3077.11	260.23	32.39	113.84	0.00	0.00	0.00	18.91
2.13	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	704.65	-361.77	0.00
2.14	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	704.65	-361.77	0.00
2.15	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	704.65	-361.77	0.00
2.16	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	704.65	-361.77	0.00
2.17	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	704.65	-361.77	0.00
2.18	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	900.47	-0.24	0.00
2.19	-0.04	-0.01	0.00	0.00	488.74	114.61	8.81	1.25	3.26	0.00	898.13	-0.33	0.62
2.20	-0.13	-0.02	-0.07	88.47	772.91	168.49	16.08	2.62	4.93	0.00	667.49	-359.40	1.35
2.21	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
2.22	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
2.23	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	900.50	0.00	0.00
2.24	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	900.50	0.00	0.00
3.1	-40.60	-3.12	0.00	0.00	739184.38	137275.19	17163.90	4244.43	3966.36	0.00	-21.38	0.00	2170.17
3.2	-40.60	-3.12	0.00	0.00	739184.38	137275.19	17163.90	4244.43	3966.36	0.00	-21.38	0.00	2170.17
3.3	-40.60	-3.12	0.00	0.00	739184.38	137275.19	17163.90	4244.43	3966.36	0.00	-21.38	0.00	2170.17
3.4	-40.64	-3.12	0.00	0.00	740214.53	137466.25	17187.77	4250.33	3971.88	0.00	0.00	0.00	2173.19
3.5	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	900.50	0.00	0.00
3.6	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
3.7	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
4.1	-40.64	-3.12	0.00	0.00	740214.53	137466.25	17187.77	4250.33	3971.88	0.00	0.00	0.00	2173.19
4.2	-40.64	-3.12	0.00	0.00	740214.53	137466.25	17187.77	4250.33	3971.88	0.00	0.00	0.00	2173.19
4.3	-40.64	-3.12	0.00	0.00	740214.53	137466.25	17187.77	4250.33	3971.88	0.00	0.00	0.00	2173.19
4.4	-40.64	-3.12	0.00	0.00	740214.53	137466.25	17187.77	4250.33	3971.88	0.00	0.00	0.00	2173.19
4.5	-40.64	-3.12	0.00	0.00	740214.53	137466.25	17187.77	4250.33	3971.88	0.00	0.00	0.00	2173.19
4.6	-40.64	-3.12	0.00	0.00	740214.77	137465.87	17187.74	4250.33	3971.86	0.00	0.00	0.00	2173.18
4.7	-40.64	-3.12	0.00	0.00	740214.77	137465.87	17187.74	4250.33	3971.86	0.00	0.00	0.00	2173.18
4.8	-40.64	-3.12	0.00	0.00	740214.77	137465.87	17187.74	4250.33	3971.86	0.00	0.00	0.00	2173.18
4.9	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
4.10	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
4.11	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
5.1	-40.64	-3.12	0.00	0.00	740214.53	137466.25	17187.77	4250.33	3971.88	0.00	0.00	0.00	2173.19
5.2	-40.64	-3.12	0.00	0.00	740214.53	137466.25	17187.77	4250.33	3971.88	0.00	0.00	0.00	2173.19
5.3	-40.64	-3.12	0.00	0.00	740214.53	137466.25	17187.77	4250.33	3971.88	0.00	0.00	0.00	2173.19
5.4	-40.64	-3.12	0.00	0.00	740214.53	137466.25	17187.77	4250.33	3971.88	0.00	0.00	0.00	2173.19
5.5	-40.64	-3.12	0.00	0.00	740214.53	137466.25	17187.77	4250.33	3971.88	0.00	0.00	0.00	2173.19
5.6	-40.64	-3.12	0.00	0.00	740214.53	137466.25	17187.77	4250.33	3971.88	0.00	0.00	0.00	2173.19

5.7	-40.64	-3.12	0.00	0.00	740214.53	137466.25	17187.77	4250.33	3971.88	0.00	0.00	0.00	2173.19
5.8	-40.64	-3.12	0.00	0.00	740214.53	137466.25	17187.77	4250.33	3971.88	0.00	0.00	0.00	2173.19
5.9	-44.10	-3.40	0.00	0.00	817824.46	15500.66	0.76	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
5.10	-44.10	-3.40	0.00	0.00	817824.46	15500.66	0.76	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
5.11	-44.10	-3.40	0.00	0.00	817824.46	15500.66	0.76	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
5.12	-44.10	-3.40	0.00	0.00	817824.46	15500.66	0.76	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
5.13	-44.10	-3.40	0.00	0.00	817824.46	15500.66	0.76	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
5.14	-44.10	-3.40	0.00	0.00	817824.46	15500.66	0.76	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
5.15	-44.10	-3.40	0.00	0.00	817824.46	15500.66	0.76	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
5.16	-44.10	-3.40	0.00	0.00	817824.46	15500.66	0.76	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
5.17	-44.10	-3.40	0.00	0.00	817824.46	15500.66	0.76	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
5.18	-44.10	-3.40	0.00	0.00	817824.46	15500.66	0.76	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
5.19	-44.10	-3.40	0.00	0.00	817824.46	15500.66	0.76	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
5.20	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
5.21	-44.10	-3.40	0.00	0.00	817824.46	15500.66	0.76	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
5.22	-44.10	-3.40	0.00	0.00	817824.46	15500.66	0.76	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
5.23	-44.10	-3.40	0.00	0.00	817824.46	15500.66	0.76	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
5.24	-44.10	-3.40	0.00	0.00	817824.46	15500.66	0.76	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
5.25	-44.10	-3.40	0.00	0.00	817824.46	15500.66	0.76	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
5.26	-44.10	-3.40	0.00	0.00	817824.46	15500.66	0.76	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
5.27	-44.10	-3.40	0.00	0.00	817824.46	15500.66	0.76	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
5.28	-44.10	-3.40	0.00	0.00	817824.46	15500.66	0.76	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
5.29	-13.69	0.00	-0.93	0.00	8993.36	1338932.64	138289.92	31485.51	29155.54	0.00	0.00	0.00	15558.84
5.30	-13.69	0.00	-0.93	0.00	8993.36	1338932.64	138289.92	31485.51	29155.54	0.00	0.00	0.00	15558.84
5.31	0.00	0.00	-5.47	0.00	234939.24	970244.53	97692.53	22887.49	21276.56	0.00	0.00	0.00	11509.96
5.32	0.00	0.00	-5.47	0.00	234939.24	970244.53	97692.53	22887.49	21276.56	0.00	0.00	0.00	11509.96
5.33	-42.57	-3.29	-0.32	0.00	808499.39	31471.60	9.91	0.01	0.00	0.00	0.00	0.00	2002.14
5.34	-42.57	-3.29	-0.32	0.00	808499.39	31471.60	9.91	0.01	0.00	0.00	0.00	0.00	2002.14
5.35	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	900.50	0.00	0.00
5.36	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	900.50	0.00	0.00
5.37	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	900.50	0.00	0.00
5.38	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	900.50	0.00	0.00
5.39	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
5.40	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
6.1	-40.64	-3.12	0.00	0.00	740214.53	137466.25	17187.77	4250.33	3971.88	0.00	0.00	0.00	2173.19
6.2	-41.90	-3.20	0.00	0.00	749338.41	125837.13	13405.96	2728.61	2329.17	0.00	0.00	0.00	883.15
6.3	-19.86	-1.84	0.00	0.00	601645.96	314289.57	74710.30	27397.75	28962.59	0.00	0.00	0.00	21799.18
6.4	-41.90	-3.20	0.00	0.00	749338.41	125837.13	13405.96	2728.61	2329.17	0.00	0.00	0.00	883.15
6.5	-19.86	-1.84	0.00	0.00	601645.96	314289.57	74710.30	27397.75	28962.59	0.00	0.00	0.00	21799.18
7.1	-41.90	-3.20	0.00	0.00	749338.41	125837.13	13405.96	2728.61	2329.17	0.00	0.00	0.00	883.15
7.2	-19.86	-1.84	0.00	0.00	601645.96	314289.57	74710.30	27397.75	28962.59	0.00	0.00	0.00	21799.18

7.3	-44.07	-3.40	0.00	0.00	817050.80	16884.12	1.32	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
7.4	-44.07	-3.40	0.00	0.00	817050.80	16884.12	1.32	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
7.5	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
7.6	0.00	0.00	0.00	0.00	4363.63	1300060.54	182780.70	45174.02	42214.51	0.00	0.00	0.00	23088.09
7.7	0.00	0.00	0.00	0.00	4363.63	1300060.54	182780.70	45174.02	42214.51	0.00	0.00	0.00	23088.09
7.8	0.00	0.00	0.00	0.00	4363.63	1300060.54	182780.70	45174.02	42214.51	0.00	0.00	0.00	23088.09
7.9	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	2149251.72	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
7.10	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	2149251.72	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
8.1	0.00	0.00	0.00	0.00	4363.63	1300060.54	182780.70	45174.02	42214.51	0.00	0.00	0.00	23088.09
8.2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
8.3	0.00	0.00	0.00	0.00	4918.25	1464797.39	26514.32	25.24	8.95	0.00	0.00	0.00	0.03
8.4	0.00	0.00	0.00	0.00	4918.25	1464797.39	26514.32	25.24	8.95	0.00	0.00	0.00	0.03
8.5	0.00	0.00	0.00	0.00	4918.25	1464797.39	26514.32	25.24	8.95	0.00	0.00	0.00	0.03
8.6	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	2060.83	1419072.57	402310.72	376070.46	0.00	0.00	0.00	205644.21
8.7	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	2060.83	1419072.57	402310.72	376070.46	0.00	0.00	0.00	205644.21
8.8	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	900.50	0.00	0.00
8.9	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	900.50	0.00	0.00
8.10	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	2149251.72	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
8.11	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	2149251.72	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
8.12	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	2149251.72	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
8.13	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	2149251.72	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
8.14	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	2149251.72	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
8.15	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	2149251.72	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
8.16	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	2149251.72	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
8.17	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	2149251.72	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
8.18	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
8.19	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	2149251.72	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
8.20	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
8.21	0.00	0.00	0.00	0.00	3634.08	1466642.34	27225.22	29.32	10.15	0.00	0.00	0.00	0.03
8.22	0.00	0.00	0.00	0.00	3634.08	1466642.34	27225.22	29.32	10.15	0.00	0.00	0.00	0.03
8.23	0.00	0.00	0.00	0.00	4363.63	1300060.54	182780.70	45174.02	42214.51	0.00	0.00	0.00	23088.09
8.24	0.00	0.00	0.00	0.00	4363.63	1300060.54	182780.70	45174.02	42214.51	0.00	0.00	0.00	23088.09
8.25	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
8.26	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

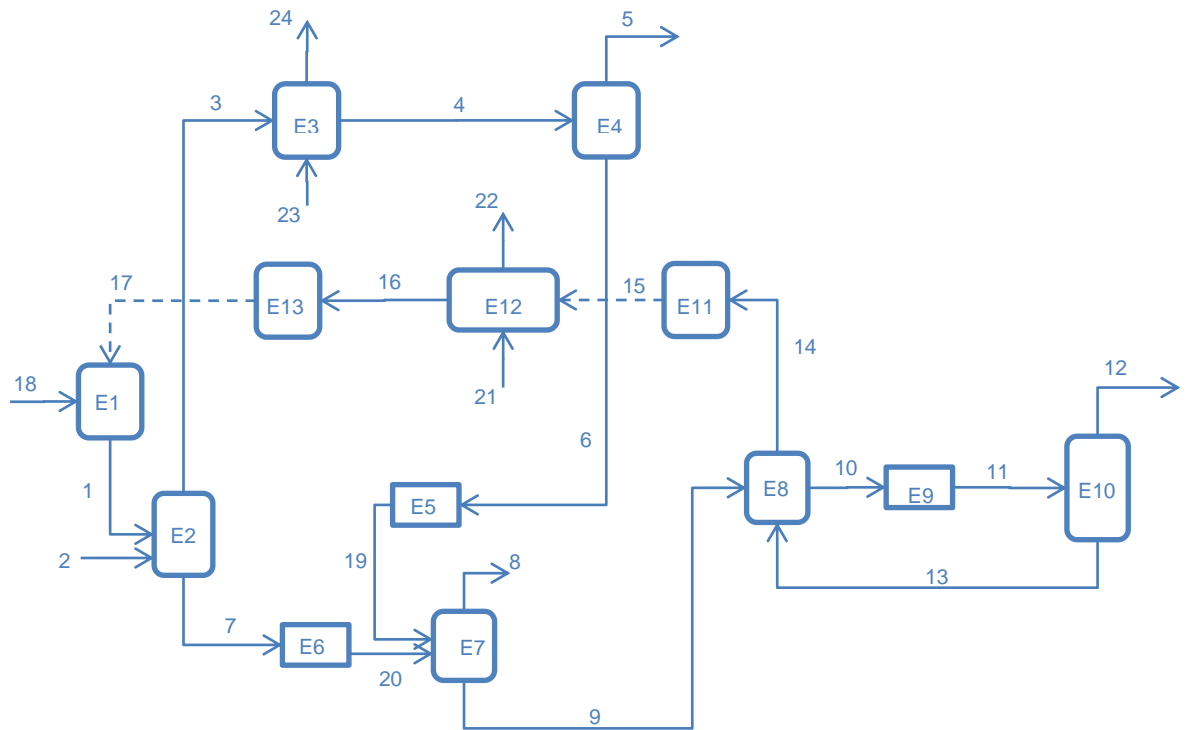
C: corriente. Fuente: Autor

ANEXO G

En esta sección se presentan los resultados detallados del análisis exergético para las etapas siguientes a la compresión primaria que fue abordada en la sección 3.7.4.

TRATAMIENTO CON DEA

Figura G.1. Diagrama de flujo



Fuente: Autor

Tabla G.1. Descripción de los equipos

Equipo	Descripción
E1	Línea de alimentación a Columna T-2490
E2	Columna de Absorción T-2490
E3	Enfriador de gas de cima de la T-2490
E4	Tambor de separación de condensados
E5	Válvula de control de nivel
E6	Válvula de control de nivel

E7	Tambor de separación de gases
E8	Pre calentador DEA Rica – DEA Pobre
E9	Válvula de control de nivel
E10	Columna Regeneración de DEA T-2491
E11	Bomba de circulación de DEA
E12	Enfriador de DEA Pobre
E13	Bomba reforzadora de presión de DEA

Fuente: Autor

Tabla G.2. Descripción de las corrientes de proceso de la etapa

C	Temperatura (K)	Presión (atm)	Descripción
1	327.59	55.44	DEA pobre a torre de absorción
2	322.04	48.29	Gas de compresión primaria a ser tratado con DEA
3	327.64	46.93	Gas natural sin CO2 de cima de T-2490
4	310.54	46.59	Gas natural de cima de T-2490 enfriado
5	310.93	46.59	Gas a compresión secundaria
6	310.93	46.59	Decantado
7	333.56	47.07	DEA rica
8	333.49	7.12	Trazas de gas natural a gas combustible
9	333.49	7.12	DEA rica a menor presión
10	368.8	7.12	DEA Rica precalentada
11	368.69	1.68	DEA Rica expandida
12	369.26	1.34	CO2 con vapor de agua
13	390.26	1.68	DEA Pobre caliente
14	355.37	1.68	DEA Pobre enfriada
15	355.5	6.44	DEA Pobre comprimida
16	326.28	6.1	DEA Pobre enfriada
17	327.59	55.44	DEA Pobre comprimida
18	327.59	55.44	Make UP o reposición de DEA
19	310.9	7.12	Decantado expandido
20	333.52	7.12	DEA rica expandida
21	310.93	2	Aire atmosférico a temperatura ambiente
22	329.06	2	Aire atmosférico calentado
23	305.37	4.4	Agua de enfriamiento fría
24	317.25	3.89	Agua de enfriamiento caliente

C: corriente. Fuente: Autor

Tabla G.3. Balance Másico

C	Flujo Másico (kg/h)	Equipo	Balance Másico
1	158218.92		
2	96670.82	E1	F17+F18-F1=0
3	93446.01		
4	93446.01	E2	F1+F2-F3-F7=0
5	93289.12		
6	156.89	E3	F3+F23-F4-F24=0
7	161443.72		
8	114.52	E4	F4-F5-F6=0
9	161486.09	E5	F6-F19=0

10	161486.09		
11	161486.09		
12	3401.45	E6	F7-F20=0
13	158084.63		
14	158084.63	E7	F19+F20-F8-F9=0
15	158084.63		
16	158084.63	E8	F9+F13-F10-F14=0
17	158084.63		
18	131.87	E9	F10-F11=0
19	156.89		
20	161443.72	E10	F11-F12-F13=0
21	958439.90		
22	958439.90	E11	F14-F15=0
23	87770.05		
24	87770.05	E12	F15+F21-F16-F22=0
		E13	F16-F17=0

C: corriente. Fuente: Autor

Tabla G.4. Balance de energía

C	H (kJ/h)	Equipo	Q (kJ/h)	W (kJ/h)	Balance
1	32337554.39				
2	26246904.40	E1	0	0	H17+H18-H1+Q ₁ -W ₁ =0
3	27770684.75				
4	23421387.77	E2	-788	0	H1+H2-H3-H7+Q ₂ -W ₂ =0
5	23495073.09				
6	24857.90	E3	0	0	H3+H23-H4-H24+Q ₃ -W ₃ =0
7	30812986.00				
8	46130.61	E4	98500	0	H4-H5-H6+Q ₄ -W ₄ =0
9	30791712.71				
10	51910243.86	E5	0	0	H6-H19+Q ₅ -W ₅ =0
11	51910243.85				
12	1254145.64	E6	0	0	H7-H20+Q ₆ -W ₆ =0
13	70031818.24				
14	48913287.08	E7	0	0	H19+H20-H8-H9+Q ₇ -W ₇ =0
15	48990319.16				
16	31522077.30	E8	0	0	H9+H13-H10-H14+Q ₈ -W ₈ =0
17	32306914.87				
18	30076.91	E9	0	0	H10-H11+Q ₉ -W ₉ =0
19	24857.90				
20	30812985.49	E10	19375700	0	H11-H12-H13+Q ₁₀ -W ₁₀ =0
21	37642768.75				
22	55111010.49	E11	0	-77032.12	H14-H15+Q ₁₁ -W ₁₁ =0
23	11889994.77				
24	16239291.95	E12	0	0	H15+H21-H16-H22+Q ₁₂ -W ₁₂ =0
		E13	0	-784836.94	H16-H17+Q ₁₃ -W ₁₃ =0

C: corriente. H: entalpía, Q: calor, W: trabajo. Fuente: Autor

Tabla G.5. Balance exerético por equipo

E	Exerética de flujo (kJ/h)		Exerética de calor (kJ/h)		Exerética de trabajo (kJ/h)		Ef (%)
	Entrada	Salida	Entra	Sale	Entra	Sale	
E1	-168772304	-168962876	0	0	0	0	99.89
E2	4635291464	4633872688	0	77.32	0	0	99.97
E3	4800554634	4800362138	0	0	0	0	0
E4	4795734024	4795691323	4048	0	0	0	100
E5	-204551	-204738.01	0	0	0	0	99.91
E6	-162232825	-162459397	0	0	0	0	99.86
E7	-162664135	-	0	0	0	0	99.93
		162556717.4			0	0	
E8	-330834208	-	0	0	0	0	60.16
		332626382.5			0	0	
E9	-165523957	-	0	0	0	0	99.98
		165549838.2			0	0	
E10	-165549838	-	4159983	0	0	0	99.09
		159926689.7			0	0	
E11	-167102426	-	0	0	77032	0	54.17
		167060697.2			0	0	
E12	-109980543	-	0	0	0	0	0
		110817506.1			0	0	
E13	-169085725	-	0	0	784837	0	39.06
		168779193.6			0	0	

E: equipo, Ef: eficiencia exerética. Fuente: Autor

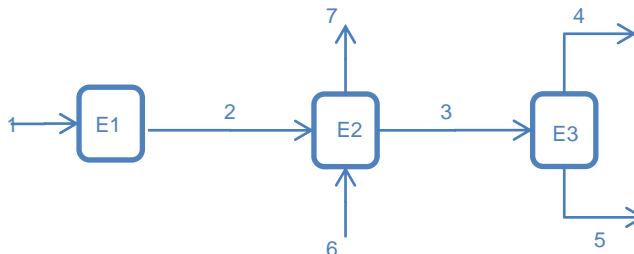
Tabla G.6. Balance exerético por etapa

	Exerética de entrada (kJ/h)			Exerética de Salida (kJ/h)		
	Flujo	Calor	Trabajo	Flujo	Calor	Trabajo
	4865790505	4164030.64	861869.06	4867143006	77.32	0
I (kJ/h)		3673321		FMP (kg/h)		93289
I / FMP (kJ/kg)		39.38		Eficiencia exerética (%)		98.46

I: irreversibilidad, FMP: flujo másico de producto. Fuente: Autor

COMPRESIÓN SECUNDARIA Y SECADO

Figura G.2. Diagrama de flujo



Fuente: Autor

Tabla G.7. Descripción de los equipos

Equipo	Descripción
E1	Compresor C-2451
E2	Enfriador descarga del compresor C-2451
E3	Torres secadoras

Fuente: Autor

Tabla G.8. Descripción de las corrientes de proceso de la etapa

C	Temperatura (K)	Presión (atm)	Descripción
1	310.93	46.59	Gas Succión a compresor C-2451
2	334.65	58.84	Gas descarga de compresor C-2451
3	322.04	58.68	Gas descarga de compresor C-2451
4	323.23	58.34	Gas comprimido y seco
5	323.23	58.68	Decantado
6	310.93	2.00	Aire atmosférico a temperatura ambiente
7	316.54	2.00	Aire atmosférico caliente

C: corriente. Fuente: Autor

Tabla G.9. Balance Másico

C	Flujo Másico (kg/h)	Equipo	Balance Másico
1	93289.12	E1	$F1-F2=0$
2	93289.12		
3	93289.12		
4	93157.85	E2	$F2+F6-F3-F7=0$
5	131.27		
6	534376.74	E3	$F3-F4-F5=0$
7	534376.74		

Fuente: Autor

Tabla G.10. Balance de energía

C	H (kJ/h)	Equipo	Q (kJ/h)	W (kJ/h)	Balance
1	23495073.09	E1	0	-4040882.79	$H_1 - H_2 + Q_1 - W_1 = 0$
2	27535958.99				
3	24519222.15	E2	0	0	$H_2 + H_6 - H_3 - H_7 + Q_2 - W_2 = 0$
4	24491030.87				
5	28191.17	E3	0	0	$H_3 - H_4 - H_5 + Q_3 - W_3 = 0$
6	20987669.60				
7	24004406.41				

C: corriente. H: entalpía. Fuente: Autor

Tabla G.11. Balance exergético por equipo

E	Exergía de flujo (kJ/h)		Exergía de calor (kJ/h)		Exergía de trabajo (kJ/h)		Ef (%)
	Entrada	Salida	Entra	Sale	Entra	Sale	
E1	4795949056	4798666365	0	0	4040883	0	67.25
E2	4830491320	4830332846	0	0	0	0	48.57
E3	4798358227	4798377199	0	0	0	0	100.00

E: equipo, Ef: eficiencia exergética. Fuente: Autor

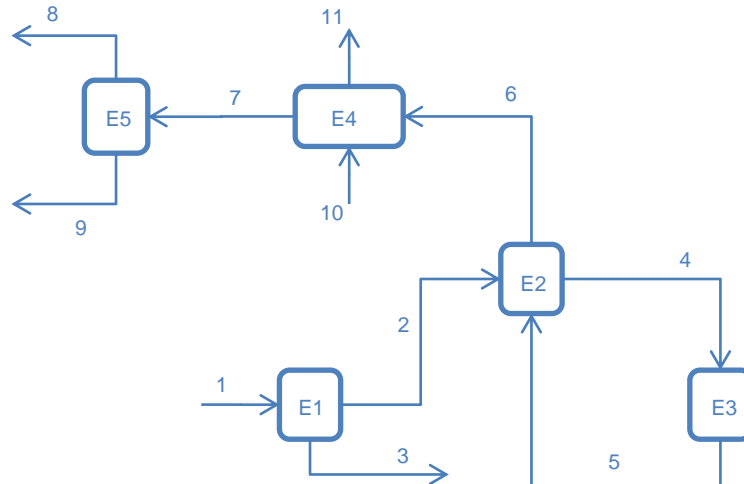
Tabla G.12. Balance exergético por etapa

	Exergía de entrada (kJ/h)			Exergía de Salida (kJ/h)		
	Flujo	Calor	Trabajo	Flujo	Calor	Trabajo
	4827774011	0	4040883	4830351818	0	0
I (kJ/h)		1463075		FMP (kg/h)		93158
I / FMP (kJ/kg)		15.71		Eficiencia exergética (%)		99.31

I: irreversibilidad, FMP: flujo másico de producto. Fuente: Autor

REGENERACIÓN

Figura G.3. Diagrama de flujo



Fuente: Autor

Tabla G.13. Descripción de los equipos

Equipo	Descripción
E1	Divisor de flujo
E2	Intercambiador Precalentador de gas de regeneración
E3	Horno calentador gas de regeneración
E4	Aero enfriador de gas de regeneración reciclo
E5	Tambor separador de decantado

Fuente: Autor

Tabla G.14. Descripción de las corrientes de proceso de la etapa

C	Temperatura (K)	Presión (atm)	Descripción
1	323.23	58.34	Gas natural deshidratado
2	323.23	58.34	Gas de regeneración
3	323.23	58.34	Gas natural a enfriamiento primario
4	499.53	58.00	Gas de regeneración a horno de calentamiento
5	560.93	57.80	Gas de regeneración calentado pasado por torre secadora
6	395.00	57.46	Gas de regeneración enfriado
7	322.04	57.46	Gas de regeneración saturado subenfriado
8	322.04	57.46	Gas de regeneración reciclo a compresión primaria
9	0.00	0.00	Decantado

10	310.93	2.00	Aire atmosférico a temperatura ambiente
11	323.80	2.00	Aire atmosférico caliente

C: corriente. Fuente: Autor

Tabla G.15. Balance Másico

C	Flujo Másico (kg/h)	Equipo	Balance Másico
1	93157.85		
2	19455.47	E1	$F1-F2-F3=0$
3	73702.38		
4	19455.47	E2	$F2+F5-F4-F6=0$
5	19455.47		
6	19455.47	E3	$F4-F5=0$
7	19455.47		
8	19455.47	E4	$F6+F10-F7-F11=0$
9	0.00		
10	284420.33	E5	$F7-F8-F9=0$
11	284420.33		

C: corriente. Fuente: Autor

Tabla G.16. Balance de energía

C	H (kJ/h)	Equipo	Q (kJ/h)	W (kJ/h)	Balance
1	24491030.87				
2	5114807.50	E1	0	0	$H1-H2-H3+Q_1-W_1=0$
3	19376223.37				
4	14419269.74	E2	0	0	$H2+H5-H4-H6+Q_2-W_2=0$
5	18058206.10				
6	8753743.08	E3	3638900	0	$H4-H5+Q_3-W_3=0$
7	5073612.47				
8	5073612.47	E4	0	0	$H6+H10-H7-H11+Q_4-W_4=0$
9	0.00				
10	11170620.78	E5	0	0	$H7-H8-H9+Q_5-W_5=0$
11	14850751.36				

C: corriente. H: entalpía. Fuente: Autor

Tabla G.17. Balance exerético por equipo

E	Exergía de flujo (kJ/h)		Exergía de calor (kJ/h)		Exergía de trabajo (kJ/h)		Ef (%)
	Entrada	Salida	Entra	Sale	Entra	Sale	
E1	4798369323	4798369323	0	0	0	0	100.00
E2	2008279532	2007267863	0	0	0	0	36.06
E3	1004586136	1006168370	1704715	0	0	0	92.82
E4	1019620459	1019232192	0	0	0	0	36.41
E5	1002071122	1002071122	0	0	0	0	100.00

E: equipo, Ef: eficiencia exerética. Fuente: Autor

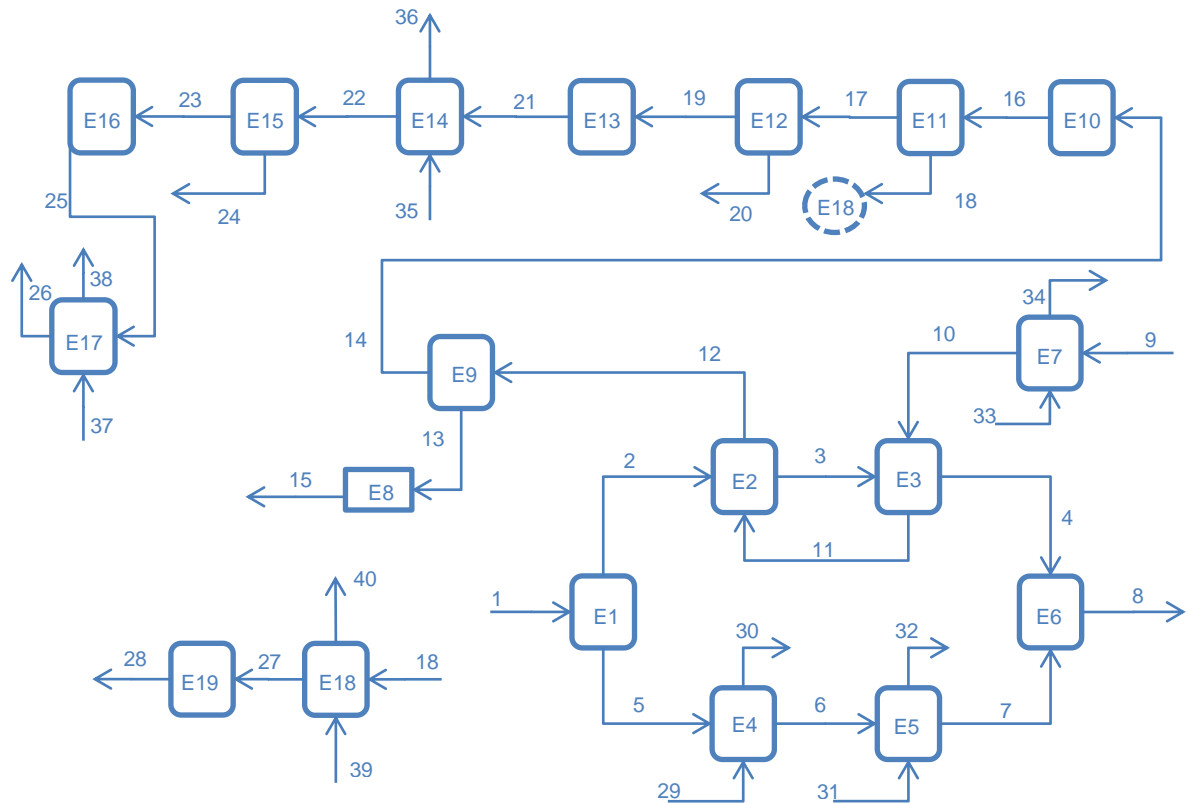
Tabla G.18. Balance exergético por etapa

Exergía de entrada (kJ/h)			Exergía de Salida (kJ/h)		
Flujo	Calor	Trabajo	Flujo	Calor	Trabajo
4815308054	1704715	0	4815490354	0	0
I (kJ/h)	1522416		FMP (kg/h)		73702
I / FMP (kJ/kg)	20.66		Eficiencia exergética (%)		78.81

I: irreversibilidad, FMP: flujo másico de producto. Fuente: Autor

ENFRIAMIENTO PRIMARIO

Figura G.4. Diagrama de flujo



Fuente: Autor

Tabla G.19. Descripción de los equipos

Equipo	Descripción
E1	Divisor de flujo másico
E2	Intercambiador de calor E-2454
E3	Intercambiador de calor E-2455

E4	Intercambiador de calor E-2458
E5	Intercambiador de calor E-2457
E6	Mezclador de flujo
E7	Intercambiador de calor E-2456
E8	Válvula de control de flujo
E9	Divisor de flujo
E10	Compresor C-2452
E11	Divisor de flujo
E12	Tambor separador
E13	Compresor C-2453 B primera etapa
E14	Enfriador de gas descarga primera etapa compresor C-2453B
E15	Divisor de flujo
E16	Compresor C-2453 B segunda etapa
E17	Enfriador de gas descarga segunda etapa compresor C-2453B
E18	Enfriador de gas residual
E19	Válvula de control de flujo

Fuente: Autor

Tabla G.20. Descripción de las corrientes de proceso de la etapa

C	Temperatura (K)	Presión (atm)	Descripción
1	323.23	58.34	Gas natural seco de torres secadoras
2	323.15	58.16	Gas natural seco (75% del flujo total)
3	254.26	57.82	Gas natural seco (75% del flujo total) enfriado
4	219.26	57.48	Gas natural seco (75% del flujo total) subenfriado
5	323.15	58.16	Gas natural seco (25% del flujo total)
6	286.48	57.82	Gas natural seco (25% del flujo total) enfriado
7	219.26	57.48	Gas natural seco (25% del flujo total) subenfriado
8	219.26	57.48	Gas natural seco subenfriado a enfriamiento secundario
9	154.66	9.85	Gas residual desde descarga Expansor-2452
10	167.04	9.51	Gas residual desde descarga Expansor-2452 enfriado
11	228.56	9.17	Gas residual desde descarga Expansor-2452 subenfriado
12	306.52	8.83	Gas residual desde descarga Expansor-2452 subenfriado
13	306.52	8.83	Gas residual a gas combustible de 75 PSIG refinería
14	306.52	8.83	Gas residual a succión Compresor C-2452
15	305.20	6.10	Gas residual a gas combustible de 75 PSIG refinería regulado
16	325.59	10.73	Gas residual desde descarga compresor C-2452
17	325.59	10.73	Gas residual a succión compresor reforzador de presión C-2453 B
18	325.59	10.73	Gas residual desde descarga compresor C-2452 a enfriamiento
19	325.59	10.53	Gas residual a succión primera etapa compresor reforzador de presión C-2453 B

20	0.00	0.00	Decantado
21	354.15	15.29	Gas residual a 200 PSIG desde descarga primera etapa compresor reforzador C-2453 B
22	314.72	14.95	Gas residual enfriado
23	314.72	14.95	Gas residual a segunda etapa compresor reforzador de presión C-2453B
24	314.72	14.95	Gas residual a usuarios cabezal de gas de 200 PSIG refinera.
25	358.53	25.50	Gas residual a 350 PSIG desde descarga segunda etapa compresor reforzador C-2453 B
26	310.93	25.16	Gas residual a usuarios cabezal de gas de 350 PSIG refinera
27	316.73	10.39	Gas residual a 110 °F
28	316.48	9.85	Gas residual a 130 psig
29	254.96	14.61	Gas frio a calentarse desde parte fondo torre demetanizadora T-2451
30	257.56	14.54	Retorno de gas calentado a parte intermedia torre demetanizadora T-2451
31	197.04	14.61	Gas frio a calentarse desde parte intermedia torre demetanizadora T-2451
32	228.16	14.54	Retorno de gas calentado a parte intermedia torre demetanizadora T-2451
33	171.04	14.61	Gas residual desde cima torre demetanizadora T-2451 a condensarse
34	164.24	14.27	Gas residual y condensado desde cima torre demetanizadora T-2451 a tambor acumulador de reflujo
35	305.37	4.40	Agua de enfriamiento fría
36	315.05	4.06	Agua de enfriamiento caliente
37	305.37	4.40	Agua de enfriamiento fría
38	315.76	4.06	Agua de enfriamiento caliente
39	310.93	2.00	Aire atmosférico a temperatura ambiente
40	322.52	2.00	Aire atmosférico caliente

C: corriente. Fuente: Autor

Tabla G.21. Balance Másico

C	Flujo Másico (kg/h)	Equipo	Balance Másico
1	73702.38		
2	56750.83	E1	F1-F2-F5=0
3	56750.83		
4	56750.83	E2	F2+F11-F3-F12=0
5	16951.55		
6	16951.55	E3	F3+F10-F4-F11=0
7	16951.55		
8	73702.38	E4	F5+F29-F6-F30=0
9	60949.16		
10	60949.16	E5	F6+F30-F7-F32=0
11	60949.16		
12	60949.16	E6	F4+F7-F8=0
13	28611.97		
14	32337.18	E7	F9+F33-F10-F34=0

15	28611.97		
16	32337.18	E8	F13-F15=0
17	13743.30		
18	18593.88	E9	F12-F13-F14=0
19	13743.30		
20	0.00	E10	F14-F16=0
21	13743.30		
22	13743.30	E11	F16-F17-F18=0
23	8084.22		
24	5659.08	E12	F17-F19-F20=0
25	8084.22		
26	8084.22	E13	F19-F21=0
27	18593.88		
28	18593.88	E14	F21+F35-F22-F36=0
29	18589.11		
30	18589.11	E15	F22-F23-F24=0
31	21498.72		
32	21498.72	E16	F23-F25=0
33	64556.57		
34	64556.57	E17	F25+F37-F26-F38
35	31818.12		
36	31818.12	E18	F18+F39-F27-F40=0
37	21539.97		
38	21539.97	E19	F27-F28=0
39	32291.19		
40	32291.19		

C: corriente. Fuente: Autor

Tabla G.22. Balance de energía

C	H (kJ/h)	Equipo	Q (kJ/h)	W (kJ/h)	Balance
1	19376223.37				
2	14919692.00	E1	0	0	H1-H2-H5+Q ₁ -W ₁ =0
3	4316376.20				
4	-4156396.96	E2	0	0	H2+H11-H3-H12+Q ₂ -W ₂ =0
5	4456531.38				
6	2838126.62	E3	0	0	H3+H10-H4-H11+Q ₃ -W ₃ =0
7	-1241521.77				
8	-5397920.73	E4	0	0	H5+H29-H6-H30+Q ₄ -W ₄ =0
9	-6298305.12				
10	-3768143.10	E5	0	0	H6+H30-H7-H32+Q ₅ -W ₅ =0
11	4704630.06				
12	15307945.86	E6	0	0	H4+H7-H8+Q ₆ -W ₆ =0
13	7186162.10				
14	8121783.75	E7	0	0	H9+H33-H10-H34+Q ₇ -W ₇ =0
15	7186162.06				
16	9479454.82	E8	0	0	H13-H15+Q ₈ -W ₈ =0
17	4028768.30				
18	5450686.52	E9	0	0	H12-H13-H14+Q ₉ -W ₉ =0
19	4028768.30				
20	0.00	E10	0	-1357669.98	H14-H16+Q ₁₀ -W ₁₀ =0

21	4905479.89					
22	3620807.95	E11	0	0	H16-H17-H18+Q ₁₁ -W ₁₁ =0	
23	2129867.86					
24	1490940.09	E12	0	0	H17-H19-H20+Q ₁₂ -W ₁₂ =0	
25	2903542.92					
26	1969811.85	E13	0	-876710.89	H19-H21+Q ₁₃ -W ₁₃ =0	
27	5074417.57					
28	5074417.58	E14	0	0	H21+H35-H22-H36+Q ₁₄ -W ₁₄ =0	
29	-1059670.31					
30	558735.42	E15	0	0	H22-H23-H24+Q ₁₅ -W ₁₅ =0	
31	-5110727.57					
32	-1031079.33	E16	0	-773674.44	H23-H25+Q ₁₆ -W ₁₆ =0	
33	-4506585.18					
34	-7036746.47	E17	0	0	H25+H37-H26-H38+Q ₁₇ -W ₁₇ =0	
35	4310322.81					
36	5594994.76	E18	0	0	H18+H39-H27-H40+Q ₁₈ -W ₁₈ =0	
37	2917967.17					
38	3851698.17	E19	0	0	H27-H28+Q ₁₉ -W ₁₉ =0	
39	1268237.86					
40	1644506.81					

C: corriente. H: entalpía. Fuente: Autor

Tabla G.23. Balance exergetico por equipo

E	Exergía de flujo (kJ/h)		Exergía de calor (kJ/h)		Exergía de trabajo (kJ/h)		Ef (%)
	Entrada	Salida	Entra	Sale	Entra	Sale	
E1	3796258161	3796229263	0	0	0	0	100.00
E2	6073713654	6072481307	0	0	0	0	0.00
E3	6078847982	6076423460	0	0	0	0	0.00
E4	1796450897	1796142145	0	0	0	0	0.00
E5	1951039933	1950270832	0	0	0	0	0.00
E6	3799748492	3799748493	0	0	0	0	100.00
E7	6501112636	6500434433	0	0	0	0	72.65
E8	1478260845	1476674135	0	0	0	0	99.89
E9	3148987826	3148987826	0	0	0	0	100.00
E10	1670726981	1671751692	0	0	1357670	0	75.48
E11	1671751692	1671751692	0	0	0	0	100.00
E12	710494469	710454865	0	0	0	0	99.99
E13	71045486	711331577	0	0	8767119	0	100.00
E14	71294445	712808572	0	0	0	0	0.00
E15	711146907	711146907	0	0	0	0	100.00
E16	418317945	419046413	0	0	773674	0	94.16
E17	420138288	420057823	0	0	0	0	0.00
E18	963180334	963085603	0	0	0	0	0.00
E19	961140465	960990482	0	0	0	0	99.98

E: equipo, Ef: eficiencia exergetica. Fuente: Autor

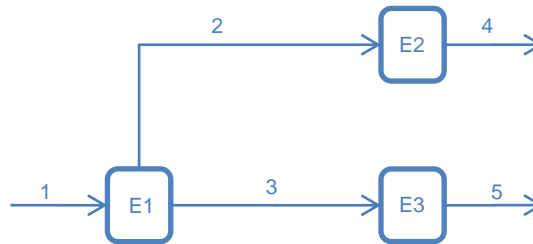
Tabla G.24. Balance exergético por etapa

Exergía de entrada (kJ/h)			Exergía de Salida (kJ/h)		
Flujo	Calor	Trabajo	Flujo	Calor	Trabajo
12303268908	0	3008055	12298369597	0	0
I (kJ/h)	7907367		FMP (kg/h)	134652	
I / FMP (kJ/kg)	58.74		Eficiencia exergética (%)	56.46	

I: irreversibilidad, FMP: flujo másico de producto. Fuente: Autor

ENFRIAMIENTO SECUNDARIO

Figura G.5. Diagrama de flujo



Fuente: Autor

Tabla G.25. Descripción de los equipos

Equipo	Descripción
E1	Tambor de separación
E2	Expansor EXP-2451
E3	Válvula de control de flujo

Fuente: Autor

Tabla G.26. Descripción de las corrientes de proceso de la etapa

C	Temperatura (K)	Presión (atm)	Descripción
1	219.26	57.48	Gas natural seco y frío desde enfriamiento primario
2	219.26	57.48	Gas natural seco y frío a succión expansor EXP-2451
3	219.26	57.48	Gas natural seco y frío a válvula de control de flujo
4	173.94	15.29	Gas natural expandido desde descarga expansor EXP-2451 a Torre demetanizadora T-2451
5	180.55	15.29	Gas expandido desde válvula de control de flujo a Torre demetanizadora T-2451

C: corriente. Fuente: Autor

Tabla G.27. Balance Másico

C	Flujo Másico (kg/h)	Equipo	Balance Másico
1	73702.38	E1	F1-F2-F3=0
2	68268.83		
3	5433.56	E2	F2-F4 =0
4	68268.83		
5	5433.56	E3	F3 -F5=0

C: corriente. Fuente: Autor

Tabla G.28. Balance de energía

C	H (kJ/h)	Equipo	Q (kJ/h)	W (kJ/h)	Balance
1	-5397920.73	E1	0	0	H1-H2-H3+Q ₁ -W ₁ =0
2	-4388756.47				
3	-1009164.26	E2	0	4038671.03	H2-H4+Q ₂ -W ₂ =0
4	-8427430.8				
5	-1009164.1	E3	0	0	H3- H5+Q ₃ -W ₃ =0

C: corriente. H: entalpía. Fuente: Autor

Tabla G.29. Balance exergético por equipo

E	Exergía de flujo (kJ/h)		Exergía de calor (kJ/h)		Exergía de trabajo (kJ/h)		Ef (%)
	Entrada	Salida	Entra	Sale	Entra	Sale	
E1	3799748493	3799748557	0	0	0	0	100.00
E2	3523006835	3517544422	0	0	0	4038671	99.96
E3	276741723	276460551	0	0	0	0	99.90

E: equipo, Ef: eficiencia exergética. Fuente: Autor

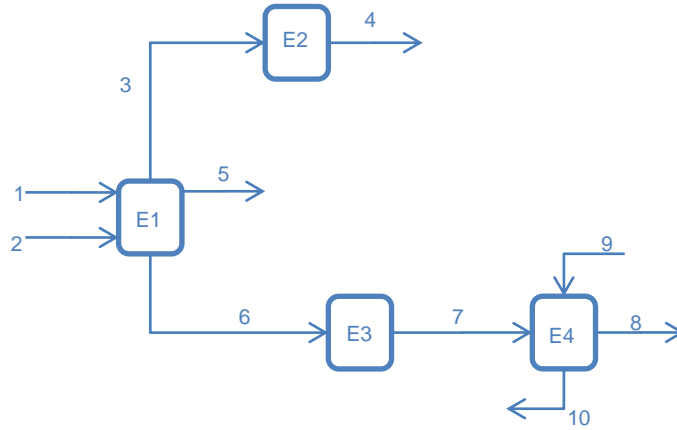
Tabla G.30. Balance exergético por etapa

	Exergía de entrada (kJ/h)			Exergía de Salida (kJ/h)		
	Flujo	Calor	Trabajo	Flujo	Calor	Trabajo
	3799748493	0	0	3794004972	0	4038671
I (kJ/h)		1704850		FMP (kg/h)		73702
I / FMP (kJ/kg)		23.13		Eficiencia exergética (%)		99.96

I: irreversibilidad, FMP: flujo másico de producto. Fuente: Autor

DEMETANIZACIÓN

Figura G.6. Diagrama de flujo



Fuente: Autor

Tabla G.31. Descripción de los equipos

Equipo	Descripción
E1	Columna demetanzadora T-2451
E2	Expansor EXP-2452
E3	Bomba P-2451AB
E4	Precalentador de carga a la torre deetanizadora (E-2462)

Fuente: Autor

Tabla G.32. Descripción de las corrientes de proceso de la etapa

C	Temperatura (K)	Presión (atm)	Descripción
1	173.94	15.29	Gas a Torre demetanzadora T-2451 desde expansor EXP-2451
2	180.55	15.29	Gas a Torre demetanzadora T-2451 desde válvula controladora de flujo
3	165.11	14.27	Gas residual a Succión a expansor EXP-2452
4	154.94	9.85	Gas residual de descarga de expansor EXP-2452
5	165.11	14.27	Corrientes laterales de torre demetanzadora T-2451 a calentamiento con gas natural de carga
6	258.15	14.61	Producto de Fondo de torre demetanzadora T-2451
7	260.02	33.66	Líquido de Descarga de bomba P-2451AB
8	294.26	33.32	Gas de carga a torre deetanizadora T-2452
9	322.04	18.35	Propano refrigerante caliente
10	303.78	18.28	Propano refrigerante enfriado

C: corriente. Fuente: Autor

Tabla G.33. Balance Másico

C	Flujo Másico (kg/h)	Equipo	Balance Másico
1	68268.83	E1	$F1+F2-F3-F5-F6=0$
2	5433.56		
3	61046.54	E2	$F3-F4=0$
4	61046.54		
5	0.00	E3	$F6-F7=0$
6	12655.84		
7	12655.84	E4	$F7+F9-F8-F10=0$
8	12655.84		
9	27694.06		
10	27694.06		

C: corriente. Fuente: Autor

Tabla G.34. Balance de energía

C	H (kJ/h)	Equipo	Q (kJ/h)	W (kJ/h)	Balance
1	-8427430.80	E1	369600	0	$H1+H2-H3-H5-H6+Q_1-W_1=0$
2	-1009164.10				
3	-5082225.74	E2	0	1223527.83	$H3-H4+Q_2-W_2=0$
4	-6305754.58				
5	0.00	E3	0	-53801.42	$H6-H7+Q_3-W_3=0$
6	-658147.19				
7	-604345.72	E4	0	0	$H7+H9-H8-H10+Q_4-W_4=0$
8	941917.12				
9	3915302.66				
10	2369040.05				

C: corriente. H: entalpía. Fuente: Autor

Tabla G.35. Balance exerético por equipo

E	Exergía de flujo (kJ/h)		Exergía de calor (kJ/h)		Exergía de trabajo (kJ/h)		Ef (%)
	Entrada	Salida	Entra	Sale	Entra	Sale	
E1	3794004972	3792516502	0	1597374	0	0	100.00
E2	3164393147	3162651729	0	0	0	1223528	99.98
E3	628123356	628173739	0	0	53801	0	93.65
E4	1981355779	1981169001	0	0	0	0	65.46

E: equipo, Ef: eficiencia exerética. Fuente: Autor

Tabla G.36. Balance exerético por etapa

Exergía de entrada (kJ/h)			Exergía de Salida (kJ/h)		
Flujo	Calor	Trabajo	Flujo	Calor	Trabajo
5147187012	0	53801	5143820730	1597374	1223528
I (kJ/h)	599182		FMP (kg/h)		73702
I / FMP (kJ/kg)	8.13		Eficiencia exerética (%)		73.69

I: irreversibilidad, FMP: flujo másico de producto. Fuente: Autor

	2467
E9	Tambor de separación absoluta de aceite D-2468
E10	Enfriador condensador de propano refrigerante E-2466
X	Pre calentador de carga a la torre deetanizadora/Fondos torre demetanizadora T-2451 (E-2462). Ya incluido en Demetanización

Fuente: Autor

Tabla G.38. Descripción de las corrientes de proceso de la etapa

C	Temperatura (K)	Presión (atm)	Descripción
1	294.26	33.32	Gas alimento a torre deetanizadora T-2452
2	283.15	30.26	Destilado (Etano) gaseoso a la planta Etileno II
3	283.15	30.26	Producto de cima de torre deetanizadora
4	283.15	30.26	Reciclo de etano a compresión primaria
5	283.15	30.26	Etano producto
6	370.92	30.94	Propano Producto de fondo deetanizadora
7	312.24	30.84	Propano Producto enfriado de fondo deetanizadora
8	305.37	4.40	Agua de enfriamiento fría
9	316.67	4.06	Agua de enfriamiento caliente
10	322.04	18.35	Propano enfriado
11	322.04	18.35	Propano de reposición MakeUP
12	322.04	18.35	Propano refrigerante a enfriamiento
13	303.78	18.28	Propano refrigerante enfriado.
14	277.69	5.35	Propano refrigerante expandido
15	277.69	5.35	Propano carga a succión compresor C-2454AB
16	343.71	18.69	Propano refrigerante y aceite desde descarga de compresor C-2454AB
17	343.71	18.69	Propano refrigerante con trazas de aceite lubricante
18	0.00	0.00	Aceite de compresor decantado
19	343.71	18.69	Propano libre de aceite
20	0.00	0.00	Aceite de compresor decantado
21	287.59	31.62	Destilado (Etano) de cima torre deetanizadora a condensar
22	283.15	31.28	Destilado (Etano) de torre deetanizadora condensado
23	260.02	33.66	Gas alimento a torre deetanizadora T-2452 a precalentar
24	294.26	33.32	Gas alimento calentado a torre deetanizadora T-2452
25	310.93	2.00	Aire atmosférico a temperatura ambiente
26	317.06	2.00	Aire atmosférico caliente

C: corriente. Fuente: Autor

Tabla G.39. Balance Másico

C	Flujo Másico (kg/h)	Equipo	Balance Másico
1	12655.84	E1	$F1-F2-F3-F6=0$
2	0.00		
3	10471.61	E2	$F3-F4-F5=0$
4	4168.23		
5	6303.39	E3	$F6+F8-F7-F9=0$
6	2184.23		
7	2184.23	E4	$F10+F11-F12=0$
8	8994.73		
9	8994.73	E5	$F13-F14=0$
10	27694.06		
11	0.00	E6	$F14+F21-F15-F22=0$
12	27694.06		
13	27694.06	E7	$F15-F16=0$
14	27694.06		
15	27694.06	E8	$F16-F17-F18=0$
16	27694.06		
17	27694.06	E9	$F17-F19-F20=0$
18	0.00		
19	27694.06	E10	$F19+F25-F10-F26=0$
20	0.00		
21	27829.23		
22	27829.23		
23	12655.84		
24	12655.84		
25	1473824.73		
26	1473824.73		

C: corriente. Fuente: Autor

Tabla G.40. Balance de energía

C	H (kJ/h)	Equipo	Q (kJ/h)	W (kJ/h)	Balance
1	941917.12	E1	133300	0	$H1-H2-H3-H6+Q_1-W_1=0$
2	0.00				
3	426289.20	E2	0	0	$H3-H4-H5+Q_2-W_2=0$
4	169684.42				
5	256604.79	E3	0	0	$H6+H8-H7-H9+Q_3-W_3=0$
6	648474.31				
7	224632.62	E4	0	0	$H10+H11-H12+Q_4-W_4=0$
8	1218494.04				
9	1642335.74	E5	0	0	$H13-H14+Q_5-W_5=0$
10	3915302.66				
11	0.00	E6	0	0	$H14+H21-H15-H22+Q_6-W_6=0$
12	3915302.66				
13	2369040.05	E7	0	-3429194.93	$H15-H16+Q_7-W_7=0$
14	2369040.05				
15	9569609.63	E8	0	0	$H16-H17-H18+Q_8-W_8=0$
16	12998807.30				
17	12998807.30	E9	0	0	$H17-H19-H20+Q_9-W_9=0$

18	0.00				
19	12998807.30	E10	0	0	H19+H25-H10-H26+Q ₁₀ -W ₁₀ =0
20	0.00				
21	8300115.73				
22	1099546.15				
23	-604345.72				
24	941917.12				
25	57884530.76				
26	66968035.33				

C: corriente. H: entalpía. Fuente: Autor

Tabla G.41. Balance exergético por equipo

E	Exergía de flujo (kJ/h)		Exergía de calor (kJ/h)		Exergía de trabajo (kJ/h)		Ef (%)
	Entrada	Salida	Entra	Sale	Entra	Sale	
E1	628060856	628412299	1283702	355591	0	0	99.95
E2	522361584	522361584	0	0	0	0	100.00
E3	106506664	106468049	0	0	0	0	0.00
E4	1353182040	1353182040	0	0	0	0	100.00
E5	1353108145	1352944312	0	0	0	0	99.99
E6	2740815707	2740589092	0	0	0	0	0.00
E7	1352413883	1354018997	0	0	3429195	0	46.81
E8	1354018997	1354018997	0	0	0	0	100.00
E9	1354018997	1354018997	0	0	0	0	100.00
E10	1441793038	1441413598	0	0	0	0	0.00

E: equipo, Ef: eficiencia exergética. Fuente: Autor

Tabla G.42. Balance exergético por etapa

	Exergía de entrada (kJ/h)			Exergía de Salida (kJ/h)		
	Flujo	Calor	Trabajo	Flujo	Calor	Trabajo
	4713504980	1283702	3429195	4714653034	355591	0
I (kJ/h)		3209251		FMP (kg/h)		10472
I / FMP (kJ/kg)		306.47		Eficiencia exergética (%)		11.15

I: irreversibilidad, FMP: flujo másico de producto. Fuente: Autoro