



Universidad de Matanzas  
Facultad de Ciencias Técnicas



# PROPUESTA DE LA RED DE INTERCAMBIO DE CALOR EN LA SECCIÓN DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA DE UNA REFINERÍA DE PETRÓLEO

Tesis Presentada como Requisito Parcial  
para la Obtención del Título de  
Máster en Ingeniería Asistida por Computadora

Autor: Ing. Roberto Angel Lugo Martínez

Tutores: Dr.C. Yoney López Hervis

Dr.C. Jesús D. Luis Orozco

Matanzas, 2017

## **DECLARACIÓN DE AUTORIDAD Y NOTA LEGAL**

Yo, Roberto Angel Lugo Martínez, declaro que soy el único autor de la siguiente tesis, titulada Obtención de la red óptima de intercambio de calor en la sección de destilación atmosférica de una refinería de petróleo y, en virtud de tal, cedo el derecho de copia de la misma a la Universidad de Matanzas, bajo la licencia *Creative Commons* de tipo *Reconocimiento No Comercial Sin Obra Derivada*, con lo cual se permite su copia y distribución por cualquier medio siempre que mantenga el reconocimiento de sus autores, no haga uso comercial de la obra y no realice ninguna modificación de ella.

Matanzas, 29 de marzo de 2017.

Roberto Angel Lugo Martínez

## RESUMEN

En la presente investigación se efectúa la integración energética de la sección de destilación atmosférica en una refinería de petróleo. Se realiza la caracterización del proceso en estudio, donde se definen las características de los equipos y las corrientes energéticas que intervienen en el mismo. Para desarrollar la integración se definen 23 corrientes energéticas en la sección de destilación atmosférica caso de estudio, las que una vez integradas tienen necesidades de enfriamiento igual a 27 378,15 kW. La red de intercambio de calor propuesta consta de 65 intercambiadores de calor, con un área de transferencia de calor total de 5 485 m<sup>2</sup>, valor inferior a la red actual (5 761 m<sup>2</sup>) y aunque no se reduce el consumo de utilidades (agua de enfriamiento), si se disminuye en 50 % el consumo de potencia. Con la implementación del método de programación lineal, se obtiene la red óptima de intercambio de calor para una diferencia mínima de temperatura de 20 K. Se evalúan dos alternativas para la adquisición de los equipos que conforman la nueva red de intercambio de calor y se determina que la segunda propuesta, donde se reutilizan intercambiadores de calor existentes en el proceso actual, reduce el costo de adquisición en 40 %.

**Palabras claves:** Red de intercambio de calor, destilación atmosférica, programación lineal.

## **ABSTRACT**

The aim of this investigation is the energy integration of the atmospheric distillation section in an oil refinery. Both the characterization of the process and equipment, and the energy streams are carried out. The developed energy integration in the atmospheric distillation section, 23 energy streams are defined. Cooling needs for this integration are 27 378,15 kW. The obtained heat exchanger network consists in 65 heat exchangers, with a total heat transfer area of 5 485 m<sup>2</sup>, which is lower than actual process flow diagram (5 761 m<sup>2</sup>). The consumption of utilities, mainly cooling water, it was not reducing, although the reduction in consumption is by 50 %. The optimum heat exchange network for a minimum temperature difference of 20 K by linear programming, it has obtained. Two alternatives, the acquisition of the equipment for the heat exchange network and, the partial reusing of existing heat exchangers in the current process, are evaluated. The second alternative reduces the acquisition cost by 40 %.

**Keywords:** Heat exchanger network, atmospheric distillation, lineal programming.

## TABLA DE CONTENIDO

Introducción .....	1
Capítulo 1. Estado del Arte.....	5
1.1 Situación energética actual .....	5
1.1.1 El petróleo y sus derivados como principal fuente de energía actual .....	7
1.2 Los procesos de refinación de petróleo. Uso de la energía.....	9
1.2.1 Etapas del proceso de refinación.....	10
1.2.2 Utilización de la energía .....	12
1.3 La destilación atmosférica como principal consumidor de energía en una refinería de petróleo.....	13
1.3.1 Fundamentos del proceso.....	14
1.3.2 Equipos involucrados en el proceso de fraccionamiento.....	17
1.3.3 Limitaciones del proceso de destilación atmosférica.....	18
1.4 Integración Energética .....	19
1.4.1 Necesidad de la integración energética en las refinerías de petróleo.....	19
1.4.2 Métodos de integración energética .....	21
1.5 Conclusiones parciales del capítulo .....	28
Capítulo 2. Materiales y Métodos.....	29
2.1 Descripción de la sección de destilación atmosférica de una refinería de petróleo. 29	
2.2 Integración energética mediante programación lineal .....	34
2.2.1 Desintegración energética del proceso.....	34
2.2.2 Identificación de las corrientes energéticas .....	35
2.2.3 Extracción de los datos térmicos de las corrientes y utilidades del proceso.....	36
2.2.4 Selección de la $\Delta T_{\text{mín}}$ inicial .....	38
2.2.5 Construcción del diagrama de intervalos de temperaturas .....	40
2.2.6 Construcción del diagrama de cascada .....	42
2.2.7 Optimizar las restricciones generales y establecimiento de la función objetivo	43
2.2.8 Construcción del modelo de transporte ampliado.....	44
2.2.9 Distribución del contenido energético a intercambiar .....	45
2.2.10 Diseño preliminar de la red de intercambio de calor .....	46

2.2.11 Diseño final del diagrama de flujo integrado energéticamente .....	46
2.2.12 Análisis económico .....	48
2.3 Conclusiones parciales de los materiales y métodos .....	52
Capítulo 3 Análisis de los Resultados.....	53
3.1 Corrientes energéticas del proceso: desintegración e identificación .....	53
3.2 Datos de las corrientes energéticas en estudio .....	55
3.3 Selección de la diferencia mínima de temperatura ( $\Delta T_{\text{mín}}$ ) inicial .....	57
3.4 Resultados del diagrama de intervalos de temperaturas .....	58
3.5 Análisis del diagrama de cascada. Optimización de restricciones.....	59
3.6 Construcción del diagrama o modelo de transporte ampliado.....	64
3.7 Distribución de la energía por intercambiadores de calor .....	65
3.8 Diseño de la red de intercambio de calor.....	69
3.9 Análisis económico.....	75
3.10 Conclusiones parciales del capítulo.....	82
Conclusiones .....	84
Recomendaciones .....	85
Referencias Bibliográficas .....	86
Anexos .....	93

## INTRODUCCIÓN

La humanidad depende considerablemente de la generación de energía para su desarrollo, lo que se traduce en un elevado consumo de recursos naturales. Según Tola y Pettinau (2014), existen diferentes formas de obtenerla para su uso en la sociedad, pero no todas son las adecuadas, debido a que provocan severos daños al entorno. De lo cual se deriva que sea imprescindible la obtención y uso eficiente de las fuentes generadoras de energía, como es el empleo de combustibles fósiles (Lugo, 2014).

En estos momentos el precio de la energía en el mercado es poco confiable, lo cual afecta negativamente las futuras ganancias; donde resulta de particular interés la industria del petróleo. Por lo tanto, mejorar la eficiencia energética de las líneas de producción en una refinería constituye una inversión exitosa y rentable, al disminuir los costos de producción, sin lograr rendimientos negativos del producto en cuanto a su beneficio y calidad. Además, representa una alternativa barata para reducir las emisiones contaminantes a la atmósfera (OMIE, 2016).

Una solución única no determina nuestro futuro, sino la existencia de diversas medidas, entre las que se debe destacar la mejora de la eficiencia energética, lo cual consiste en reducir el consumo energético para un mismo servicio prestado (Pontoni, 2004).

El desarrollo actual presenta a la industria petrolera, específicamente la refinación de crudo como una importante fuente de innovación tecnológica para minimizar los costos energéticos de su producción. Estos costos se encuentran influenciados por la variación actual de los precios del petróleo, afectaciones por las emisiones de gases a la atmósfera, la sociedad de consumo y el déficit de capacidades de procesamiento para crudos

pesados, debido a que las instaladas actualmente en su mayoría fueron diseñadas para crudos ligeros y con bajo contenido de azufre (Rivero, 2016).

Se determina la estructura de una refinería y sus características de funcionamiento de acuerdo a su ubicación, años de explotación, disponibilidad de fondos para inversiones, disponibilidad de petróleo crudo, demanda de productos y su calidad, normativas ambientales, así como las especificaciones y requisitos de mercado para los productos refinados (ICCT, 2011). Una refinería de crudo es un arreglo organizado y coordinado de procesos de fabricación, diseñado para producir cambios físicos y químicos de este, con el objetivo de convertirlo a productos comercializables; los procesos se desarrollan según las exigencias del mercado (AIP, 2015). Existen más de 600 refinerías de petróleo en el mundo, las cuales superan los 85 millones de barriles de productos refinados por día (CEPAL, 2013).

Existen varios esquemas para la refinación de petróleo, en función de las especificaciones del mercado, demanda de los productos, el tipo de crudo o crudos a tratar, la tecnología disponible y la flexibilidad requerida (Romero, 2011). Estos esquemas siempre comienzan por el proceso de destilación atmosférica (luego del tratamiento previo), lo cual representa una etapa clave e imprescindible de la refinación (Kunt, 2010).

Rivero (2016), afirma que las secciones de destilación atmosférica son las mayores consumidoras de energía en las refinerías, donde intervienen elementos fundamentales, como son: intercambiadores de calor, torres despojadoras, columnas de fraccionamiento y hornos.



El empleo de corrientes calientes para suministrar energía a corrientes frías mediante una red de intercambio de calor minimiza el consumo energético, lo cual permite reducir los costos de su funcionamiento. La utilización de un equipo de intercambio de calor para lograr la transferencia de energía entre un fluido frío y otro caliente es relativamente sencilla, desde el punto de vista termodinámico; al estar limitado solamente por la diferencia de temperatura entre estos (Benítez, 2007; Renedo y Fernández, 2008).

Efectuar investigaciones que favorezcan la reducción del consumo de energía en las secciones de destilación atmosférica en refinerías de petróleo, resulta de vital importancia, con el objetivo de lograr la mayor eficiencia posible.

En respuesta a lo anterior, se plantea el **Problema** que motiva la investigación:

*¿Cómo reducir el consumo de energía en la sección de destilación atmosférica de una refinería de petróleo?*

Como **Hipótesis** de la investigación, una vez realizada la revisión bibliográfica correspondiente se declara:

*Un estudio de integración de las corrientes energéticas del proceso permite obtener la red más eficiente de intercambio de calor en la sección de destilación atmosférica de una refinería de petróleo.*

Para desarrollar la investigación se establece como **Objetivo General**:

*Aplicar la integración energética por el método de programación lineal en la sección de destilación atmosférica de una refinería de petróleo.*

En el cumplimiento del objetivo general se plantean los siguientes **Objetivos Específicos**:

1. Determinar en la bibliografía especializada los métodos de integración energética más adecuados para procesos de refinación de petróleo.
2. Caracterizar el proceso de destilación atmosférica caso de estudio.
3. Proponer la red óptima de intercambio de calor para una diferencia mínima de temperatura de 20 K, en la sección de destilación atmosférica en estudio.
4. Evaluar técnica y económicamente la red de intercambiadores de calor propuesta.

## **CAPÍTULO 1. ANÁLISIS BIBLIOGRÁFICO**

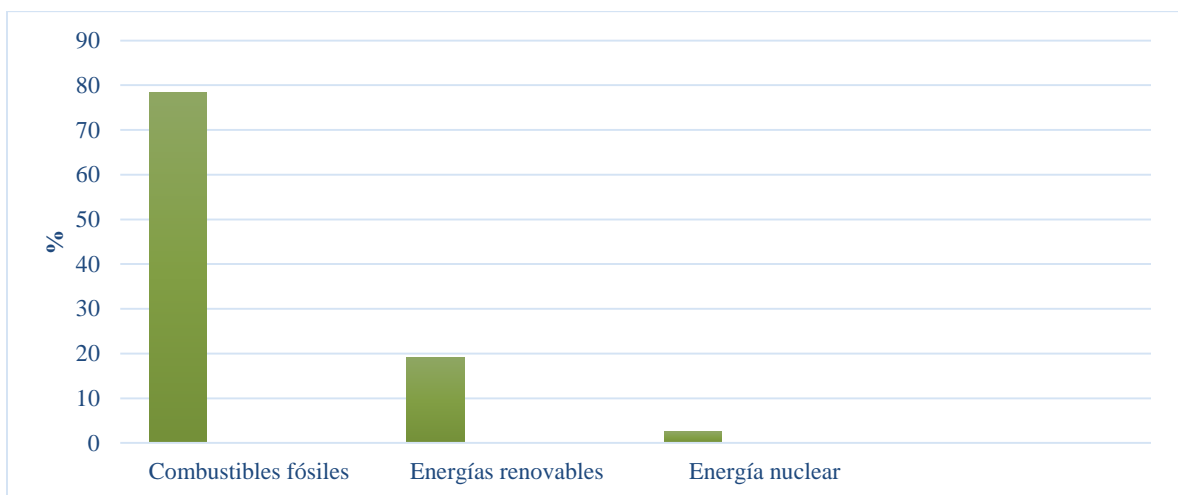
En este capítulo se desarrolla un análisis bibliográfico sobre los aspectos fundamentales de la temática a tratar, entre los que se destaca: situación energética actual, el petróleo y sus derivados, refinerías de petróleo y metodologías para la integración energética de procesos. Lograr la fundamentación teórica de la investigación es el principal objetivo del capítulo, para lo cual se consultan tesis de maestrías y doctorados, documentos de la *Web of Science*, entre otros. En la búsqueda de información se accede a bases de datos remotas (Elsevier, EBSCO, Springer, Wiley, y otras) disponibles en *Internet*, a través del Centro de Información Científico-Técnica (CICT) de la Universidad de Matanzas.

### **1.1 Situación energética actual**

Las fuentes energéticas se clasifican en renovables y no renovables; en el caso de las renovables están llamadas a desempeñar un papel fundamental bajo condiciones de uso sostenible en los sistemas energéticos futuros y son predominantes anterior a la Revolución Industrial en Inglaterra. Mientras, las no renovables, como son los combustibles fósiles: carbón, petróleo y gas natural se posicionan predominantemente a partir de este momento. En la actualidad los combustibles fósiles dominan el balance energético mundial, donde el petróleo es el pilar fundamental, a pesar de su sustitución por otras fuentes de energía (Sotolongo, 2010).

Los retos relacionados a la energía se evidencian en la agenda política con mayor seriedad a partir de los años 90, donde ocupan un importante lugar en la toma de decisiones (Quijano, 2012). La energía resulta significativa en el desarrollo de la sociedad y la economía, a su vez que es de vital importancia en la generación para los procesos

industriales y comerciales, en la mayoría de los casos (Rodríguez, 2012). En la actualidad es estratégico el sector energético para el avance socio-económico de cualquier país o región del mundo, donde los combustibles fósiles, principalmente el petróleo representa la principal fuente de energía no renovable, como se aprecia en la figura 1.1. Además, se emplean el gas, el carbón y el uranio, pero en menor medida, de lo cual se puede inferir su relevancia en el desarrollo industrial para las actuales tecnologías (IEA, 2008).



*Figura 1.1 Distribución energética a nivel mundial (REN21, 2015)*

Se afirma por REN21 (2015), la existencia de sinergias entre las fuentes de energía renovables y la eficiencia energética, desde un contexto técnico y político, al igual que en otros sectores, como es el caso de servicios eléctricos, la industria y el transporte. El consumo de energía primaria por unidad de producción económica mejora a escala mundial, no obstante existen muchas oportunidades para incrementar la eficiencia energética en diferentes sectores. Por ende, se consideran factores que impulsen políticas

para promover mejoras en eficiencia: avances en la seguridad energética, apoyo al crecimiento económico y mitigación del cambio climático.

### **1.1.1 El petróleo y sus derivados como principal fuente de energía actual**

La dependencia del petróleo como fuente de energía es uno de los problemas más significativos que enfrenta la humanidad, según expresa Pontoni (2004). A nivel internacional el producto más comercializado es el petróleo, ya sea desde su cantidad o en términos de valor monetario. Se comercializa aproximadamente el 60 % del petróleo que se produce, mientras del carbón solamente se comercializa el 17 % y del gas natural el 25 % (González, 2006). En su investigación Sotolongo (2010) considera el petróleo como el principal componente del consumo energético comercial a escala mundial, con alrededor del 37 % con respecto a los combustibles fósiles, a pesar de que este producto es un recurso no renovable y que generalmente se utiliza de forma inadecuada.

El petróleo presenta limitadas aplicaciones en su estado natural, por lo cual se requiere para transformarlo en productos de mayor valor agregado de su separación en fracciones y posterior preparación de estas, en función de los productos que necesite el mercado (Renedo y Fernández, 2008). Se aporta por Lluch (2008), que es esta la razón por la cual se emplea en la industria de la refinación como materia prima.

Los derivados del petróleo tienen aplicación en la vida diaria y son componentes de muchos objetos en la actualidad, tal es el caso de el turbocombustible o turbosina, que es la gasolina para aviones (denominado como Jet-A1), según plantea Barberi (2012).

Otros autores (ICCT, 2011; PEMEX, 2013) declaran como derivado del petróleo a la gasolina (se utiliza en vehículos de combustión interna, entre otros usos), el gas licuado

de petróleo (GLP, el cual se emplea como combustible doméstico e industrial) y el *diesel*, generalmente para uso en camiones y ómnibus. De igual forma se tienen: el combustóleo o *fuel oil* (combustible pesado para hornos y generadores de vapor industriales), el cocinol (gasolina específica para empleo doméstico, de reducida producción) y el queroseno (para estufas domésticas, calefacción e iluminación). Existen otros, como: materias primas en procesos petroquímicos (bencina industrial, polietileno para la industria del plástico, ácido nafténico, benceno, ciclohexano, tolueno), ceras y aceites lubricantes (en la producción de velas, ceras para pisos, fósforos, vaselinas, entre otros), aceite combustible (generación de energía eléctrica, calefacción industrial y urbana) y asfaltos (para la pavimentación, techado y material para la construcción).

Se expone por Guerra (2015) que los gases que se producen al inicio del proceso (metano y etano) tienen aplicación para combustible en hornos y generadores de vapor; así como Romero (2011) considera que otro producto típico de las refinerías de petróleo es el azufre líquido (imprescindible en la producción del ácido sulfúrico). Entre los derivados del petróleo los combustibles que se utilizan en el transporte son los de mayor valor, mientras el asfalto y aceites combustibles resultan ser los menos valiosos (ICCT, 2011).

En el caso de Cuba, durante la crisis de los años 90, se reducen considerablemente las importaciones de petróleo y con ello la afectación en la generación de electricidad fue inmediata. A partir de ese momento comienza la asimilación del crudo nacional en las plantas productoras de energía eléctrica, a pesar de su elevado contenido en azufre y alta viscosidad, que no se especificaba en el diseño de estas. De igual forma se inicia la utilización del gas acompañante del petróleo, el cual se perdía hasta entonces en la extracción del hidrocarburo (Cereijo, 2007).

## 1.2 Los procesos de refinación de petróleo. Uso de la energía

Se declara que el petróleo crudo no puede utilizarse una vez extraído, salvo en pocas ocasiones. Para el empleo del mismo se deben separar sus componentes, purificarlos, modificarlos químicamente y mezclarlos nuevamente según sus propiedades (Zulueta, 2012). Como refiere Rivero (2016) en sus inicios se realiza el refino de forma directa en lugares de producción del crudo, pero se evidencia mayor factibilidad en transportar el crudo hasta zonas de gran consumo y construir en estas las industrias refinadoras, de acuerdo a la concepción y necesidades de cada país.

Existen características operativas, una economía particular y una estructura física diferente que definen a cada refinería, como declara ICCT (2011). De estas:

1. Esquema *topping*: las refinерías con unidades de destilación atmosférica, son aquellas que realizan la destilación del crudo y ciertas operaciones de apoyo.
2. Esquema *hydroskimming* (Anexo 1): estas refinерías, además de la destilación del crudo y servicios de apoyo, poseen reformado catalítico, diferentes unidades de hidrotratamiento y mezcla de productos (permiten controlar el contenido de azufre en los productos refinados).
3. Esquema de conversión media: incluyen todos los procesos de las que presentan esquema *hydroskimming*, y también, operaciones de craqueo catalítico y/o hidrocraqueo (mejoran patrones de rendimiento natural de los crudos que procesan).
4. Esquema de conversión profunda: representan una clase especial de refinерías de conversión, donde se incorpora la coquización. Las que poseen suficiente

capacidad de coquización destruyen básicamente todo el aceite residual de sus crudos para refinación y los convierten en productos livianos.

Las instalaciones específicas para obtener el máximo rendimiento, se conocen como unidades o secciones, las cuales se clasifican en: unidades de proceso, de operaciones fuera del proceso y de servicios auxiliares (Gallardo, 2007).

### **1.2.1 Etapas del proceso de refinación**

El término refino se hereda del siglo XIX donde, como presenta Zulueta (2012), se reviste de tres operaciones actualmente: separación de productos petrolíferos (destilación del crudo), la depuración de los productos petrolíferos unos de otros (sobre todo su desulfuración) y la síntesis sucesiva de hidrocarburos nobles mediante nuevas combinaciones de átomos de carbono y de hidrógeno, su deshidrogenación, su isomerización, bajo el efecto conjugado de la temperatura, la presión y catalizadores apropiados. A continuación se muestran las principales etapas que ocurren en una refinería de crudo y su descripción.

#### **Destilación atmosférica y al vacío**

Los procesos de destilación dan inicio a la industria del refino, en el cual se calienta el petróleo mediante hornos y luego pasa a columnas de destilación atmosférica y de vacío (PDVSA, 2007), donde se aprovecha la diferencia de volatilidad de los componentes para lograr una separación en diferentes fracciones (Kraus, 2013). La destilación del crudo es una función específica que afecta a todos los procesos de refinación, desde su origen (ICCT, 2011).



### **Reformación catalítica**

En el proceso de reformado catalítico se suceden una serie de reacciones químicas, con el propósito de incrementar el contenido aromático de la alimentación y así, elevar el octanaje de la gasolina. Debido al bajo contenido de octano de nafta pesada procedente de la destilación atmosférica no es posible la obtención de gasolinas, para lo cual es necesario el proceso de reformación (Lluch, 2008).

### **Craqueo catalítico fluidizado**

El craqueo catalítico en lecho fluido se emplea para la conversión del gasoil de vacío en destilados ligeros, en el cual la ruptura de las grandes moléculas componentes del gasoil de vacío (VGO) da lugar a moléculas de hidrocarburos en el rango de destilación de las gasolinas, los gasóleos, GLP y por último coque, que se utiliza como fuente de energía para el propio proceso (Lluch, 2008; Mejías, 2012).

### **Coquificación retardada**

Consiste en un proceso de craqueo térmico controlado que elimina el residuo de vacío y produce destilados medios y ligeros con una pequeña proporción de GLP olefínico, junto con una elevada cantidad de coque. Las condiciones operacionales del proceso son casi invariables aparte de la alimentación, donde únicamente se puede actuar sobre el reciclo interno con el objetivo de optimizar la unidad (Lluch, 2008; Mejías, 2012).

### **Alquilación**

Es un proceso que permite obtener componentes de gasolina a partir de hidrocarburos de tres (propano) y cuatro átomos de carbono (butanos). La reacción de alquilación es catalizada por un ácido fuerte (ácido sulfúrico o fluorhídrico), depende de un eficiente control de la mezcla de los reactantes. En consideración a que la conversión depende de

la fortaleza del ácido, es necesario eliminar y agregar continuamente el mismo (Lluch, 2008; Mejías, 2012).

### **Isomerización**

Este proceso tiene por objetivo aumentar el número de octano en la nafta ligera que procede de la destilación directa, en concreto los hidrocarburos parafínicos (pentanos y hexanos) mediante su transformación a sus isómeros ramificados (Mejías, 2012).

### **Hidrocraqueo**

El proceso tiene como propósito la conversión de destilados de vacío, productos de conversión e incluso naftas de destilación directa y residuos, en productos destilados; es un proceso de craqueo catalítico en presencia de hidrógeno. Su alimentación compite con la del craqueo catalítico fluidizado, pero sus productos al ser hidrogenados presentan una mejor calidad, en especial los destilados medios (Mejías, 2012).

### **Planta MEROX**

Constituye una sección de gran significado, en consideración a su uso en el tratamiento de disolventes, queroseno, gasolina de la unidad de destilación atmosférica y de vacío, viscorreducción y craqueo catalítico, lo cual permite controlar los compuestos azufrados, para convertirlos en elementos no corrosivos (Garrido, 2010).

#### **1.2.2 Utilización de la energía**

Se plantea por PEMEX (2013), que una refinería actual debe contar con la infraestructura suficiente para mantener su operación de forma continua. Las operaciones fundamentales para mantener un proceso de refinación de petróleo se consideran: la generación de calor y energía, la producción de hidrógeno, la recuperación de azufre, el tratamiento de

residuos sólidos, el tratamiento de gases ácidos y gas residual, la recuperación de residuos ligeros, la eliminación del agua amarga, los hornos y calentadores, aguas residuales y de proceso, el movimiento de productos, las llamas y sistemas de descarga de presión, el almacenamiento en depósitos, la expedición y manipulación, entre otros (Romero, 2011).

Los sistemas e instalaciones que no forman parte del proceso como expresa Kraus (2013), se identifican como: sistemas de abastecimiento de agua y de protección, controles de ruido y contaminación, sistemas de lucha contra incendios, salas de control, instalaciones de mantenimiento y administrativas, laboratorios y almacenes.

En la refinación de petróleo se necesita una serie de insumos adicionales, como es el caso de: energía eléctrica, isobutano (materia prima en plantas de alquilación), gas natural, ácidos (como catalizadores en las plantas de alquilación), agua (medio de enfriamiento y suministro a generadores de vapor), entre otros (PEMEX, 2013).

El autor coincide con Cuesta (2009), Capote (2009), (Morlote, 2012) y Rivero (2016) sobre el elevado consumo de energía que representan las unidades de destilación atmosférica en las refinerías de petróleo, por lo cual resulta significativo un eficiente esquema tecnológico para la distribución energética en este tipo de industrias.

### **1.3 La destilación atmosférica como principal consumidor de energía en una refinería de petróleo**

El proceso de destilación atmosférica se describe a través de los fundamentos del proceso y sus equipos tecnológicos; así como se verifican aspectos de interés con relación a las variables fundamentales, la descripción del proceso y sus principales limitaciones.

### 1.3.1 Fundamentos del proceso

La destilación por fraccionamiento es una operación que se emplea en la separación de mezclas en productos individuales (Albright, 2009; Branan, 2006; Hernández, 2009) donde se incluye la separación de componentes por volatilidad relativa. Dicho proceso es el más antiguo y difundido universalmente en el ámbito de la tecnología química. En la mayoría de los casos, las sustancias naturales y las producidas en reactores químicos corresponden a mezclas que no tienen las propiedades necesarias para ser empleadas como un producto terminado. Se menciona por Parkash (2003) que la destilación es el proceso de separación de mezclas líquidas más conocido a nivel industrial, a su vez que resulta el más estudiado y económico, por lo cual presenta el mayor desarrollo tecnológico. Kunt (2010), expresa que el primer proceso de refinación al que se somete un crudo es la destilación atmosférica; además, es una etapa imprescindible de la refinación, que no produce compuestos puros sino grupos de estos (cortes y fracciones).

Es válido destacar que una de las ventajas fundamentales que tiene la destilación sobre otros procesos de separación, consiste en que a pesar de que la nueva fase difiere de la original por su contenido calórico, el calor se adiciona o extrae rápidamente sin dificultad (Morlote, 2012).

Para IMP (2014) la destilación es un proceso fundamental en la refinación de petróleo, debido a que permite efectuar la separación de hidrocarburos en la medida que aprovecha las propiedades físico-químicas de las materias primas, sin ocasionar cambios en la estructura química original de los componentes.

En estudios anteriores (Cabrera, *et al.*, 2012; Rivero, 2016) se plantea que este proceso se basa en las diferencias de volatilidades, debido a que se aprovechan los diferentes puntos

de ebullición de los componentes del crudo; razón por la cual en las columnas fraccionadoras se facilitan las condiciones termodinámicas para obtener los combustibles perfectamente especificados.

Gerardo (2010), expone que dichas unidades se diseñan con el objetivo de que el equilibrio entre la fase líquida y la fase vapor ocurra de forma controlada y en el tiempo necesario para obtener los productos deseados. En el Anexo 2 se muestra el esquema de la sección de destilación atmosférica en una refinería de petróleo.

Según PDVSA (2007), en las torres de destilación los vapores se elevan desde la parte inferior hasta llegar a las bandejas en los distintos niveles. A medida que suben los vapores, estos se enfrían hasta que se depositan en sus respectivos platos, donde cada sustancia posee un lugar específico, mientras que el resto del petróleo que no se evapora queda en la base (Cabrera, *et al.*, 2012). El grado de separación depende del número de platos que tiene la columna, la cual opera con varias salidas para extraer la fracción condensada correspondiente y obtener el producto a una determinada calidad.

A cada una de las diferentes fracciones corresponde un intervalo de ebullición como expone Repsol (2012). Las fracciones correspondientes a la destilación atmosférica según declara Martínez (2007) son:

- Gas combustible: se compone por metano, etano y etileno; punto de ebullición de 273 K.
- Gas licuado de petróleo: contiene propano y butano; intervalo de ebullición de 231 a 273 K.
- Gasolina o nafta liviana: constituida por cadenas de hidrocarburos con cinco y seis átomos de carbono; intervalo de ebullición de 305 a 361 K.

- Gasolina o nafta pesada: presenta cadenas de hidrocarburos de siete a once carbonos; intervalo de ebullición de 361 a 466 K.
- Queroseno o *jet fuel*: posee cadenas de hidrocarburos de 10 a 14 átomos de carbono; intervalo de ebullición de 466 a 544 K.
- *Gasoil* liviano: contiene cadenas de hidrocarburos de 13 a 24 átomos de carbono; intervalo de ebullición de 544 a 594 K.
- *Gasoil* mediano: se compone por cadenas de hidrocarburos de 13 a 24 átomos de carbono; intervalo de ebullición de 594 a 700 K.
- Residuo atmosférico: constituido por cadenas de hidrocarburos mayores de 25 átomos de carbono (C25+); intervalo de ebullición superior a 700 K.

Se expone por Guerra (2015) valores para estos intervalos de ebullición distintos a los de Martínez (2007), debido a que necesariamente los puntos de ebullición de los componentes de la mezcla no son exactos; aunque no son tan diferentes:

- ✓ Gasolina: 333 a 453 K.
- ✓ Queroseno: 433 a 533 K.
- ✓ *Gasoil* liviano 523 a 583 K.
- ✓ *Gasoil* pesado: 573 a 653 K.
- ✓ Residuo largo: mayor que 643 K.

Estas imprecisiones pueden estar ocasionadas debido a la influencia de parámetros fundamentales, tales como: la presión de operación y el tipo de crudo a fraccionar.

### **1.3.2 Equipos involucrados en el proceso de fraccionamiento**

El petróleo es previamente calentado en la destilación, donde se aprovecha su contenido energético. Se emplean a la entrada de estas unidades los desaladores con el objetivo de eliminar las sales y el agua que acompañan al crudo, en vista de proteger de la corrosión a los equipos involucrados en el proceso. Los daños ocasionados por sucesos corrosivos tienen influencia negativa en los catalizadores, los condensadores de tope en las torres, en la interrupción de las operaciones, entre otros. Además, pueden provocar el deterioro de equipos que utilicen los combustibles y lubricantes contaminados, fuera del área de las refinerías en la vida diaria (PDVSA, 2007). El precalentamiento del combustible permite optimizar el funcionamiento de los desaladores; así como, el correspondiente ahorro en el horno. Se necesita también un tanque de alimentación para garantizar los requisitos de diseño de la carga a la torre, el cual establece una constitución homogénea.

La torre de destilación atmosférica es una columna que puede llegar a medir hasta 60 metros de altura, donde el interior de esta se encuentra dividido por platos que se colocan en posición horizontal. Los vapores de tope se condensan en un intercambiador de calor que utiliza agua como medio de enfriamiento (tope de la columna), mientras la sección de fondo (despojadora) contiene un rehervidor que introduce calor mediante el uso de parte de la corriente que sale del fondo, el cual se regresa a la columna (Cabrera, *et al.*, 2012).

Según Polledo (2011) la destilación posee una significativa ventaja sobre otras operaciones de transferencia de masa, debido a que no necesita la adición de otros componentes para efectuar la separación.

### **1.3.3 Limitaciones del proceso de destilación atmosférica**

Treybal (1999), expone que la destilación como proceso de separación presenta limitaciones. En consideración a esa afirmación es válido hacer referencia que cuando se crea un gas mediante la aplicación de calor a un líquido, este solamente contará con los componentes que se encuentran en el líquido. Se comprende que al ser el gas semejante al líquido químicamente, no ocurre un cambio muy grande de composición como resultado en la distribución de los componentes entre ambas fases; en ocasiones el cambio es considerablemente pequeño que el proceso no se hace práctico, incluso puede no suceder cambio alguno en la composición.

Se declara por Barker (2007), Castillo (2007), Castillo (2014) y Rivero (2016) que de los procesos que ocurren en una refinería de crudo, las unidades de destilación atmosférica representan a los mayores consumidores de energía en este tipo de industrias. Es imposible fraccionar en estas unidades a los crudos pesados, debido a que parte importante del crudo no se vaporiza, al necesitar una temperatura de trabajo superior a la requerida en la descomposición térmica.

Para efectuar dicha descomposición es imprescindible una columna de destilación bajo condiciones de vacío, con el propósito de separar los diferentes compuestos que contiene el residuo obtenido de la destilación atmosférica (Repsol, 2012). El crudo reducido se bombea a las unidades de vacío, donde se reduce a una presión de 2,6 kPa y esto permite destilar a mayores temperaturas sin descomponer la estructura molecular (Gerardo, 2010).



## **1.4 Integración Energética**

La integración energética de procesos reviste gran importancia para la industria actual, debido a la situación en temas de energía que enfrenta la humanidad. En tiempos donde los recursos fósiles son cada vez más necesarios para satisfacer nuestras demandas socio-económicas y se muestra su agotamiento como un futuro relativamente cercano, es imprescindible la eficiencia en todos aquellos procesos donde intervienen, como es el caso de las refinerías.

### **1.4.1 Necesidad de la integración energética en las refinerías de petróleo**

Con motivo de la estrecha relación entre las unidades, corrientes y objetivos de un proceso, se establece que la integración de estos brinda un marco único de referencia para comprender fundamentalmente sus elementos globales. De igual manera, este marco de referencia permite calcular sus objetivos de desempeño y la toma de decisiones de forma sistemática para efectuar los mismos (El-Halwagi, 1997).

NAMP (2003), expone que la integración de procesos consiste en la ingeniería, modelación y simulación de procesos y la síntesis de control, con herramientas capaces de analizar grandes cantidades de datos operacionales disponibles en los sistemas de información de procesos.

Se plantea que la integración de procesos es una herramienta fundamental para minimizar los consumos de energía y el vertimiento de residuales al medio ambiente. En correspondencia a esto se utilizan avanzadas herramientas analíticas, las que tienen por objetivo lograr significativas posibilidades de ahorros en utilidades y costos (Zamora, 2005).

Mientras Zamora (2009), declara que el objetivo principal de cualquier diseñador de procesos es maximizar la recuperación de calor en un proceso dado y minimizar el uso del requerimiento de servicios (energía). En vista de lograr dicho propósito, es indispensable una adecuada red de intercambio de calor.

En los procesos de refinación de petróleo ocurre un elevado consumo energético, el cual se encuentra estructurado de la siguiente forma: energía eléctrica, básicamente en el accionamiento de motores; de calor, para elevados consumos de vapor y agua, el cual emplean los intercambiadores de calor para el suministro o extracción de energía del petróleo. Además, y no por último menos importante, resulta el combustible, que se aplica de manera directa a las diferentes calderas y hornos (Rivero, 2016).

Es importante destacar que los aspectos referidos al ahorro energético representan el mayor problema para las industrias refinadoras de crudo y sus polos petroquímicos, los cuales se encuentran asociados a los costos, relaciones sociales y regulaciones ambientales, como exponen Visbal y Proaño (2014). Las actuales tendencias de la industria del refino plantean aprovechar al máximo sus procesos existentes, en vista de resolver dificultades operacionales inmediatas; aspecto que hace rentable y favorece el desarrollo de proyectos (Pérez, 2008).

Según REN21 (2015), el consumo de recursos no renovables constituye la base para el desarrollo de la sociedad en los tiempos modernos. Para CEPAL (2013) en la operación a nivel industrial de procesos los costos energéticos reflejan valores por encima del 13 % con respecto al costo total de la producción, razón de gran significado para motivar la explotación de conceptos en el empleo eficiente de la energía.

Se concibe la integración de procesos como el enfoque eficaz que permite a las industrias ser procesos más rentables, mediante la reducción del consumo energético, de materias primas y agua, de las emisiones de efecto invernadero, así como, de los sus residuos generados (Domínguez, 2014; Garrido, 2010). Mientras, Braccia, *et al.* (2013) declaran a la integración energética como etapa fundamental para el diseño de todo proceso. Por lo cual, se demuestra la viabilidad de la integración energética, desde el punto de vista técnico y económico, debido a que permite satisfacer las necesidades de electricidad y vapor de un proceso determinado.

#### **1.4.2 Métodos de integración energética**

Existen diversos métodos de integración energética de procesos según expone Garrido (2010) que permiten optimizar el ahorro de energía, lo cual constituye un gran reto para la actual industria de procesos.

Para Gundersen (2000), los métodos de integración de procesos se pueden clasificar de la siguiente forma:

- ✓ Métodos termodinámicos: presentan un enfoque físico del proceso.
- ✓ Métodos de optimización: se emplean modelos y algoritmos matemáticos que describen el proceso en estudio, los que se realizan en computadoras para favorecer la rapidez de los resultados; pueden ser estocásticos o de programación matemática.
- ✓ Métodos basados en el conocimiento: persiguen formalizar reglas heurísticas dentro de las pautas de la automatización, las que se rigen por criterios de la experiencia de ingenieros y su intuición.

Se describen a continuación varios métodos de integración de procesos, según la clasificación que se muestra anteriormente.

➤ **Método exergético**

Los sistemas térmicos de energía se estudian mediante el análisis energético, el cual solamente se basa en la Primera Ley de la Termodinámica. Se presenta como deficiencia fundamental del análisis energético el no considerar la calidad de la energía (Segunda Ley de la Termodinámica). En respuesta a esta dificultad surge el análisis exergético, el que se basa en la Segunda Ley de la Termodinámica (Montes de Oca, *et al.*, 2005).

Según Laukkanen (2003), la pérdida de exergía brinda una medida cuantitativa del proceso (aplicable generalmente) o la ineficacia de un sistema dado; por ende, resulta que el análisis exergético se ajusta aceptadamente al análisis de ineficacias de una unidad o proceso.

Para Mateos (2004) la exergía es aquella cantidad de trabajo que se puede extraer por un consumidor energético externo durante una interacción reversible entre el sistema y sus alrededores hasta alcanzar un equilibrio completo. Expone además, que la exergía es dependiente de los estados relativos de un sistema y sus alrededores, y a menor pérdida de la misma mejor será el proceso. Se declaran por el autor diferentes irreversibilidades que pueden ocurrir en un proceso (fricción, libre expansión, mezcla de dos gases, reacciones químicas, entre otras), mientras se demuestra la casi imposibilidad de su eliminación, por lo cual solamente serán minimizadas en el proceso.

La exergía es la parte transformable de la energía en trabajo útil; de ahí que se plantee que la energía mecánica y la eléctrica son totalmente exergía, al no existir limitaciones

teóricas para su transformación total en trabajo útil. Es importante destacar que la energía térmica se transforma en trabajo útil con un rendimiento limitado solamente, por lo cual en la mayoría de los casos es más interesante conocer la exergía disponible que la energía. Se considera el análisis exergético como una metodología que permite aplicar consecuencias de las leyes de la termodinámica al análisis y diseño de sistemas relacionados con la energía y sus flujos (Montes de Oca, *et al.*, 2005).

Se explica como principal desventaja del análisis exergético que necesita valores de entropía para los diferentes flujos, y obtenerlos puede ser muy difícil. También se considera desventaja del análisis exergético la ausencia de la ineficacia obtenida, debido a que no dice nada respecto a las formas de evitarla o si acaso es evitable (Laukkanen, 2003). Por su parte Montes de Oca, *et al.* (2005) declara que el análisis exergético minimiza las ineficacias de un sistema o proceso, pero no considera la economía de las alternativas evaluadas, es por ello que existe la posibilidad de obtener soluciones eficientes termodinámicamente, sin embargo serán impracticables desde el punto de vista económico. Mientras, autores como Renedo y Fernández (2008) y Hernández (2009) afirman que el análisis exergético es de interés principalmente en situaciones donde se realiza trabajo sobre o por el sistema.

➤ **Método exergoeconómico**

La exergoeconomía responde a los métodos de análisis que combinan consideraciones termodinámicas y económicas, con el propósito de brindar información no disponible según análisis convencionales de energía y evaluación económica (Romero, 2011).

Montes de Oca, *et al.* (2005) coincide con la afirmación anterior, pero declara el intento de la exergoeconomía para superar esta desventaja del análisis exergético básico, que se

basa en proporcionar un valor monetario a las ineficacias termodinámicas. A la vez, que define a la exergoeconomía como la reducción en los costos con ayuda de la exergía.

La exergoeconomía se utiliza con el objetivo de mejorar la efectividad de los costos en nuevos sistemas, de igual forma en el desempeño y la efectividad de los costos de sistemas ya existentes. Además, ayuda a la decisión del mantenimiento de estos sistemas, y de esta manera asignar fondos de investigación y desarrollo (Tsatsaronis, 2007).

Los métodos exergético y exergoeconómico tienen una amplia presencia y directa aplicación en la industria, en consideración a que permiten identificar y evaluar ineficiencias del proceso en cuestión, al efectuar una evaluación directa de los costos por diferentes puntos de irreversibilidad en el sistema (Montes de Oca, *et al.*, 2005).

Lugo (2014), expresa que en la literatura se registran diferentes metodologías para el cálculo exergoeconómico, pero todas tienen una característica en común: reconocen que la exergía es la variable de valor, y asignan costos o precios a las variables exergéticas. Las diferencias quedan en los datos que cada metodología requiere, en el procedimiento para analizar y, eventualmente, en la optimización del sistema de energía. Pueden diferir también en la complejidad del sistema que puede manejarse, y en la cantidad y calidad de los resultados. Entre dichas metodologías se encuentran los diagramas de eficiencia producto/costo, el análisis de cálculos exergoeconómicos y la contabilidad exergoeconómica.

➤ **Método *pinch***

La tecnología *pinch* se introduce por Linnhoff y Flower (1978) en la presentación de un nuevo conjunto de métodos termodinámicos, los que garantizan un mínimo nivel de energía para el diseño de redes de intercambio de calor. Se emplea la terminología de

análisis *pinch* para reflejar la utilización de herramientas y algoritmos de esta tecnología en el estudio de procesos industriales (Covas, 2012).

Se plantea por Garrido (2010) que el análisis *pinch* basa su éxito debido a la simplicidad de sus conceptos y favorables resultados en diversos proyectos por todo el mundo. La integración de procesos tiene su primera aplicación exitosa referida al análisis *pinch* térmico, para contrarrestar problemas energéticos, la cual se realiza por Linnhoff y Flower (1978). Con el tiempo se desarrollan diferentes aplicaciones del análisis *pinch*, tales como: modelos analógicos a procesos térmicos, minimizar el consumo de agua y la recirculación de materiales (Capote, 2009).

Se menciona por Pérez (2008) en su investigación que el análisis *pinch* se fortalece, una vez aplicado y donde se producen grandes ahorros en términos de energía y capital. La tecnología *pinch* se puede efectuar en plantas existentes para lograr un incremento de su eficiencia energética.

Cuesta (2009), se refiere al análisis *pinch*, como el riguroso procedimiento encargado de minimizar el consumo de servicios en términos energéticos de un proceso dado. La recuperación de calor entre las corrientes frías (necesidad) y las corrientes calientes (oferta) del proceso, basa su aplicación en el análisis termodinámico correspondiente; de forma tal que se garantice con la menor cantidad de intercambiadores de calor posible el mayor aprovechamiento de calor.

➤ **Método de optimización por programación lineal**

Se considera por Salazar (2012) que la programación lineal representa un algoritmo, mediante el cual se resuelven situaciones reales, donde se tienen como objetivos:

identificar y solucionar dificultades para mejorar la producción con respecto a los recursos (principalmente los limitados y costosos), lo cual incrementa sus beneficios.

Según expone Gundersen (2000) el propósito fundamental de la programación lineal es optimizar (minimizar los costos, riesgos y otros o maximizar las utilidades, eficiencia, entre otros) una función lineal. Esta se conoce como función objetivo, donde las variables de dicha función se encuentren sujetas a restricciones expresadas mediante un sistema de inecuaciones lineales.

La programación lineal permite obtener soluciones globales y se aplica en la síntesis de procesos, para las redes de intercambio de calor (HEN), en las redes de intercambio de masas (MEN), en secuencias de servicios, entre otros. Así como, en el diseño, programación y planeación de procesos, y en la interacción y control de procesos (NAMP, 2003).

Según Montes de Oca y Domínguez (2008), la metodología de programación matemática es imprescindible actualmente para el diseño de redes de intercambio de calor. Dicha metodología permite desarrollar herramientas automáticas que se usan como base para la exploración de alternativas y la optimización en el diseño; esto puede llevar a la realización de la integración de energía en una red de intercambio de calor. Para resolver un problema a través de la programación lineal el primer paso consiste en identificar los elementos básicos del modelo matemático, los cuales son: función objetivo, variables de decisión y restricciones. Posteriormente, se procede a su determinación, para lo cual se declaran los siguientes pasos: definir el criterio de efectividad, identificar y definir las variables de decisión, identificar y definir las restricciones, y por último, plantear la función objetivo (Rivero, 2016).



Se plantea que la función objetivo tiene estrecha relación con la situación que se desea solucionar; si en un modelo resultan diferentes situaciones a resolver la función objetivo se relacionará con la de mayor nivel (la más significativa). Por otra parte, las variables de decisión se identifican mediante una serie de preguntas derivadas de la cuestión principal; representan a factores controlables del sistema que se modela, por lo cual pueden tomar diferentes valores posibles, de los que se precisa obtener su valor óptimo. Mientras las restricciones son todas aquellas que limitan la libertad de los valores que pueden tomar las variables de decisión (Rivero, 2016; Salazar, 2012).

El valor más significativo de las técnicas de programación lineal se verifica en su aplicación a problemas reales. Dichos problemas de programación lineal deben contener un número infinito de soluciones posibles, normalmente; de esto se infiere, que resolver el problema no es más que obtener la solución óptima entre todas las posibles soluciones. Consideran que al aplicar la programación lineal al planteamiento del problema y mediante el algoritmo *Simplex*, resulta más rápido y sencillo encontrar la solución óptima. Teoría esta que reduce de forma drástica el número de posibles soluciones óptimas que deben ser revisadas (Collazo, 2009; PHPSimplex, 2017).

Muchos problemas prácticos de la investigación de operaciones se consideran en el desarrollo de las matemáticas lo suficientemente importantes, como para generar por sí mismos mucha investigación sobre algoritmos especializados en su solución. En adición a esto, González (2014) califica a la programación lineal como un importante campo de la optimización por distintas razones. Se muestra como muy utilizada en la microeconomía y la administración de empresas, debido a que favorece el incremento exponencial de los ingresos o por minimizar los costos de un sistema productivo.

Solamente por citar algunos ejemplos: la asignación de recursos humanos y recursos de máquinas, la gestión de inventarios, la mezcla de alimentos, entre otros.

Otra visión se plantea por Vitutor (2014) que utilizar la programación lineal es frecuente, tanto en aplicaciones de la economía como en procesos industriales y la rama militar.

Se afirma entonces, que en la optimización matemática es significativo el uso de la programación lineal, lo cual permite determinar un resultado óptimo al efectuar su aplicación. La factibilidad del método está dada por la utilización de ecuaciones lineales, tanto para la función objetivo como para las restricciones; consideración que facilita el desarrollo del método de programación y la obtención de la solución óptima.

### **1.5 Conclusiones parciales del capítulo**

1. La industria del refino de petróleo debe considerar como aspecto vital de su funcionamiento el ahorro energético y por consiguiente la eficiencia de su proceso, debido a la importancia e influencia que representa para la sociedad actual.
2. El mayor consumidor de energía en una refinería de petróleo es la sección o unidad de destilación atmosférica.
3. En la literatura científica se muestra el uso del método de programación lineal para la integración energética de procesos, el cual a pesar de constituir un método engorroso permite obtener la red óptima de intercambio de calor, con el propósito de minimizar los costos operacionales y de elevar su eficiencia económica.

## **CAPÍTULO 2. MATERIALES Y MÉTODOS**

En este capítulo, se describe el proceso tecnológico de la sección de destilación atmosférica de una refinería de petróleo. Se presenta también, la metodología a emplear en el desarrollo de la investigación, donde se muestran los pasos para obtener una nueva red de intercambio de calor en el caso de estudio, la cual persigue reducir el consumo energético del mismo.

### **2.1 Descripción de la sección de destilación atmosférica de una refinería de petróleo**

El caso de estudio de esta investigación es la sección de destilación atmosférica de una refinería de petróleo (Anexo 3 y Anexo 4), la cual se concibe para procesar 430m<sup>3</sup>/h de crudo. Dicho proceso se verifica en dos etapas: la desalación eléctrica y la destilación atmosférica, el cual ocurre a través de métodos físicos (la rectificación y el intercambio de calor) y químicos (la desalación y deshidratación) (Hidalgo, 2012).

#### **Facilidades auxiliares y banco de intercambiadores de calor 1**

El crudo que proviene de la estación de bombeo, a una temperatura de 30 °C y presión de 294 a 784 kPa, se succiona por una bomba de inyección de crudo; posteriormente, se descarga hacia el primer banco de intercambiadores de calor, a 32 °C y 2 370 kPa. Dispone este banco de intercambiadores de calor de dos ramales en paralelo, conformado cada uno, por cuatro intercambiadores en serie. Ambos ramales se calientan de forma sucesiva y se unen para llevar el crudo precalentado a 120 °C y 1 078,7 kPa, a la etapa de desalación eléctrica (ver datos de diseño y operación en el anexo 5).

## **Desalación eléctrica**

El sistema de desalación eléctrica posee dos etapas de desalación y un sistema de lavado con agua. A la entrada de esta etapa se inyecta una disolución desmulsificante, con el propósito de favorecer la destrucción de la emulsión presente y así, lograr la desalación del crudo. La primera etapa consta de dos electrodeshidratadores, los que operan en paralelo, donde se mezcla el crudo con agua salada proveniente del sistema de lavado. En la salida de estos electrodeshidratadores se inyecta la disolución desmulsificante, lo cual constituye la alimentación de la segunda etapa de la desalación; los electrodeshidratadores de la segunda etapa tienen un funcionamiento similar a los de la primera. Los efluentes salinos del fondo de estos equipos, tanto en la primera como en la segunda etapa, fluyen a un tambor con disolución salina, en los cuales ocurre una separación de agua y trazas de crudo. El crudo recuperado de estos tambores se descarga a un intercambiador de calor, el que se enfría y luego pasa al cabezal de recolección.

## **Banco de intercambiadores de calor 2**

El banco de intercambiadores de calor número dos tiene similar distribución a la del primer banco de intercambio; en su alimentación se inyecta una disolución de inhibidor de corrosión al 2 %. Dicho banco de intercambio se conforma por dos ramales en paralelo, donde el crudo se calienta sucesivamente en los intercambiadores presentes. En ambos ramales, a la salida de los intercambiadores, el flujo se dirige a dos enfriadores por aire. Después del segundo banco de intercambio de calor, el crudo calentado, desalado y deshidratado, a 225 °C y 588,4 kPa, se dirige a la torre desgasolinadora T-101.

### **Torre desgasolinadora T-101**

El suministro a la torre se distribuye en varias entradas, que van desde el plato número seis al nueve. Por el tope de la T-101 sale la fracción pie 105 °C, a 113 °C y 382,5 kPa, hacia los enfriadores por aire; donde el termino pie se utiliza para nombrar las fracciones de la destilación. Una parte se condensa en dichos enfriadores y pasa a un tambor de reflujo en el tope de la torre, con una temperatura de 55 °C; los gases del tambor de reflujo van hacia un enfriador por aire. El exceso de reflujo pasa a través de enfriadores por aire y luego a un enfriador. En la línea de salida del tope y en la de reflujo, se inyecta solución al 2 % de inhibidor de corrosión.

Desde el fondo de la torre T-101 sale crudo desgasolinado, a 259 °C y 480,5 kPa, el cual se descarga hacia el horno de esta, para reinyectarlo por dos corrientes a la torre T-101, por debajo del plato número uno. Por el fondo de la torre se succiona el caudal de crudo desgasolinado, el cual se descarga a un horno de la torre de destilación atmosférica.

### **Torre de destilación atmosférica T-102**

El flujo que va al horno de la torre, se divide en tres partes para alimentar a cada sección del mismo. Proveniente de este horno se alimenta por dos líneas el petróleo desgasolinado (fondo de T-101), a 365 °C y 1 569,1 a 608 kPa a la torre de destilación atmosférica T-102, por el plato número seis. En la línea de salida del tope y en la de reflujo de la torre T-102 se inyecta inhibidor de corrosión al 2 %. Por el tope de la torre sale la fracción pie 120 °C hacia los enfriadores por aire, a 105 °C y 68,6 kPa. Esta fracción se enfría hasta una temperatura 70 °C y va al tambor de reflujo del tope de dicha torre. Desde este tambor se succiona el producto a la T-102, cuya descarga va a un

enfriador por aire y de este pasa a otro intercambiador de calor; luego, sale de allí, hacia el tope de la torre. En el tambor el exceso de pie 120 °C se descarga a un enfriador por aire y luego pasa a un enfriador; la salida de este enfriador va a un tambor de reflujo. De la torre de destilación atmosférica T-102, se extraen cuatro cortes laterales:

- ✓ Fracción 120-180 °C: se extrae por los platos 45 y 47; va a la parte superior de la primera sección de la torre despojadora T-103 (134 °C y 166,7 kPa).
- ✓ Fracción 180-230 °C: se extrae entre los platos 34 y 36; va a la parte superior de la segunda sección de la torre despojadora T-103 (195 °C y 166,7 kPa).
- ✓ Fracción 230-270 °C: se extrae entre los platos 22 y 24; va a la parte superior de la tercera sección de la torre despojadora T-103 (252 °C y 176,5 kPa).
- ✓ Fracción 270-350 °C: se extrae entre los platos 12 y 14; esta se ramifica en dos líneas que van a intercambiadores, para ceder calor al crudo desalado y de esta forma, pasa a enfriadores por aire (313 °C y 176,5 kPa).

De la torre T-102 se extraen tres reflujo recirculantes, los cuales se aprovechan para ceder calor en el primer banco de intercambiadores y de esta forma precalentar el crudo, antes de su desalación. Por el fondo de la torre T-102 sale el crudo reducido a 344 °C y 176,5 kPa; posteriormente, pasa a la entrada del segundo banco de intercambiadores de calor y se ramifica en dos líneas. El crudo reducido se dirige al banco de intercambiadores número uno para ceder calor a contracorriente, al crudo que se precalienta. Dicho crudo reducido va hacia enfriadores por aire, los cuales trabajan en operación normal en serie, pero según la condición de este crudo tienen la facilidad de

trabajar en paralelo. Adicionalmente, se cuenta con una línea de vapor sobrecalentado hacia la torre T-102.

### **Torre despojadora T-103**

Esta torre cuenta con tres secciones, donde a cada una de ellas llegan las fracciones desde la torre de destilación atmosférica T-102. Las fracciones 120 - 180 °C, 180 - 230 °C y 230 - 270 °C entran a la parte superior del primer, segundo y tercer despojador, respectivamente. Para despojar las fracciones ligeras se suministra vapor de agua sobrecalentado.

### **Torre estabilizadora T-104**

En el tambor de inyectos de la torre estabilizadora T-104 se recolectan los excesos de gas y de reflujo de los tambores precedentes, donde la temperatura de entrada es de 50 °C y presión de 382,5-294 kPa. Adicionalmente, desde uno de los tambores precedentes de la torre T-104 entra el exceso, para posteriormente pasar a un enfriador de la fracción 120°C. La salida de este enfriador va al tambor de la torre, mezcla que se denomina fracción 70-120°C inestable. Dicha fracción, a 50 °C y 382,5-294 kPa, se dirige a dos intercambiadores de calor y posteriormente entra a la torre estabilizadora T-104, en los platos 25, 27 y 31, a 179 °C y 2186,9 kPa.

Por el tope de la torre sale la fracción pie 70 °C inestable, a 110 °C y 706 kPa, que se dirige hacia tres enfriadores por aire. Esta fracción inestable, luego entra a un enfriador por agua (55 °C), y posteriormente pasa al tambor de reflujo del tope de la torre T-104. Desde el tambor de reflujo se succiona el producto para llevarlo al tope de la torre, a una

temperatura de 51 °C. El exceso de la fracción pie 70 °C se descarga hacia un enfriador por agua y posteriormente, va a la sección de fraccionamiento de gases. Por el fondo de la torre T-104, a una temperatura de 197 °C, se succiona la fracción 70-120 °C estable, que va al horno de esta torre estabilizadora; la fracción procedente del horno entra al plato 1 de dicha torre. La otra salida de la fracción 70-120 °C estable sale a una temperatura de 130 °C y se dirige hacia las tres secciones de un enfriador por aire, donde disminuye su temperatura a 55 °C y luego, pasa a un intercambiador por agua.

## **2.2 Integración energética mediante programación lineal**

En la presente investigación para efectuar la integración energética de la sección de destilación atmosférica en estudio, se utiliza la metodología de programación lineal (Anexo 6) expuesta por López (2016), según los aspectos que definen Biegler, *et al.* (1997) y (Benítez, *et al.*, 2007).

### **2.2.1 Desintegración energética del proceso**

La desintegración energética, no es más que eliminar los intercambiadores de calor del diagrama de flujo del proceso, de forma tal que, se indique el calentamiento o enfriamiento de las corrientes que intervienen, mediante el valor de su temperatura inicial y final. Para el diseño de nuevas capacidades industriales se desprecia esta etapa, debido a que no existe una integración previa o red de intercambio, a la cual hacer una evaluación.

En la etapa se realiza un análisis de los equipos de intercambio de calor que se encuentran en el proceso, para identificar las corrientes energéticas que intervienen y las utilidades



que se requieren en el mismo; mediante el esquema tecnológico del caso de estudio (Anexo 3 y Anexo 4). Aquellas corrientes que no pasan a través de un equipo de transferencia de calor, donde cambie su valor energético, no puede considerarse una corriente energética.

### **2.2.2 Identificación de las corrientes energéticas**

Para identificar las corrientes energéticas de un proceso dado, es necesario conocer el valor de entrada y salida de la temperatura, que permite definir dicha corriente. Según López (2016) las corrientes energéticas se clasifican como:

- ✓ Corrientes calientes: aquellas donde la temperatura de salida es menor a la temperatura de entrada (o existe condensación); disminuye su energía y por ende, deben ser enfriadas.
- ✓ Corrientes frías: donde la temperatura de salida es mayor a la temperatura de entrada (existe evaporación, fusión o sublimación); aumenta su energía, por lo cual deben ser calentadas.
- ✓ Utilidades: son fluidos adicionales que se emplean para el enfriamiento (utilidades frías) o calentamiento (utilidades calientes).

Es válido aclarar que todas las corrientes del proceso que conforman el esquema tecnológico, no necesariamente son corrientes energéticas para efectuar la integración con este objetivo.

La datos de operación y diseño que se utilizan para desarrollar la presente investigación, provienen del estudio que realiza Acosta (2015).

### **2.2.3 Extracción de los datos térmicos de las corrientes y utilidades del proceso**

El contenido energético (entalpía, flujo de calor, entre otros) de una corriente es un elemento determinante, para la integración energética de procesos. También, esenciales resultan el caudal y temperaturas que definen a dicha corriente; valores que pueden estimarse según balances de masa y energía.

Para enfriar las corrientes calientes, es necesario extraer una determinada cantidad de calor igual al calor cedido por las mismas, con el objetivo de garantizar el intercambio de calor sin considerar pérdidas de energía. Sucede de igual forma con las corrientes frías, las que se deben calentar; donde se incorpora una determinada cantidad de calor que se debe garantizar por una fuente que cede calor.

Mediante la Primera Ley de la Termodinámica (ecuación 2.1) se obtiene el flujo de calor necesario para suministrarle a las corrientes frías y/o a extraerles a las calientes.

$$\Delta H = Q - W \quad (2.1)$$

Donde:

$\Delta H$ : Variación de entalpía (kJ/kg)

Q: Flujo de calor transferido (kJ/kg)

W: Trabajo (kJ/kg)

El término de trabajo se desprecia, debido a que en los equipos donde ocurre transferencia de calor no se efectúa trabajo, razón por lo cual, la ecuación 2.1 se reduce a la ecuación 2.2.

$$Q = m \cdot \Delta H \quad (2.2)$$

Donde:

m: Flujo másico de la corriente (kg/s)

El flujo de calor transferido se puede determinar de dos formas: si es calor sensible, el cual ocurre cuando existe cambio de temperatura (ecuación 2.3) o en caso de que exista calor latente, debido a un cambio de fase (ecuación 2.4).

$$Q = m \cdot cp(Te - Ts) \quad (2.3)$$

$$Q = m \cdot \lambda \quad (2.4)$$

Donde:

Q: Flujo de calor sensible y/o latente, respectivamente (kW)

cp: Calor específico de la corriente (kJ/kg K)

Te: Temperatura de entrada (K)

Ts: Temperatura de salida (K)

$\lambda$ : Variación de entalpía de vaporización o condensación (kJ/kg)

El flujo de calor neto del sistema, no es más que la suma del calor de todas las corrientes y se determina mediante ecuación 2.5.

$$Q_{neto} = \sum_{i=1}^n Q_i \quad (2.5)$$

Donde:

$Q_{neto}$ : Flujo de calor neto del sistema (kW)

n: Cantidad de corrientes que intervienen

i: Número de la corriente

$Q_i$ : Flujo de calor de cada corriente (kW)

Cuando el calor neto que se obtiene posee un valor negativo ( $Q_{neto} < 0$ ), se debe suministrar esa energía mediante utilidades calientes. De lo contrario, cuando este valor es positivo ( $Q_{neto} > 0$ ), significa que ese calor debe ser extraído mediante utilidades frías.

#### **2.2.4 Selección de la $\Delta T_{mín}$ inicial**

Para diseñar un equipo de transferencia de calor es necesario que no exista cruce de temperatura entre las corrientes frías y calientes de este, como establece la Segunda Ley de la Termodinámica. De lo cual se infiere, que la diferencia mínima de temperatura ( $\Delta T_{mín}$ ) constituye la menor diferencia que puede existir entre una corriente fría y una caliente a lo largo de un intercambiador de calor para que la transferencia sea efectiva.

Es por ello, que en cualquier punto de un intercambiador de calor se cumple la siguiente expresión (ecuación 2.6).

$$\Delta T_{\min} = T_c - T_f \quad (2.6)$$

Donde:

Tc: Temperatura de la corriente caliente (K)

Tf: Temperatura de la corriente fría (K)

La selección de la  $\Delta T_{\min}$  adecuada representa un problema de optimización, debido a que a menor diferencia de temperatura ocurre un incremento del área de transferencia necesaria en los intercambiadores (provoca mayores costos de instalación y mantenimiento); sin embargo, se reducen los requerimientos de utilidades (menores costos de operación).

Se emplea en muchos casos una diferencia mínima de temperatura igual a 10 K, pero la vida práctica muestra una serie de valores diferentes, en función del tipo de proceso en estudio y sus características. En la tabla 2.1 se exponen las consideraciones que plantean Gundersen (2000) y Cheresources (2004), al respecto.

*Tabla 2.1 Diferencia mínima de temperatura para diseñar de un nuevo proceso*

<i>Sector industrial</i>	<i>Valores de <math>\Delta T_{\min}</math> recomendados [K]</i>
Refinería de petróleo	20 – 40
Petroquímica	10 – 20
Química	10 – 20
Procesos a bajas temperaturas	3 – 5

*Fuente: Gundersen (2000); Cheresources (2004).*

### 2.2.5 Construcción del diagrama de intervalos de temperaturas

El diagrama de intervalos de temperaturas muestra los diferentes niveles de temperatura que intervienen en el proceso ( $t_{1C}$  y  $t_{1F}$ ), el mismo se observa en la figura 2.1. Además, proporciona la información cualitativa y cuantitativa del intercambio que ocurre entre las corrientes del sistema.

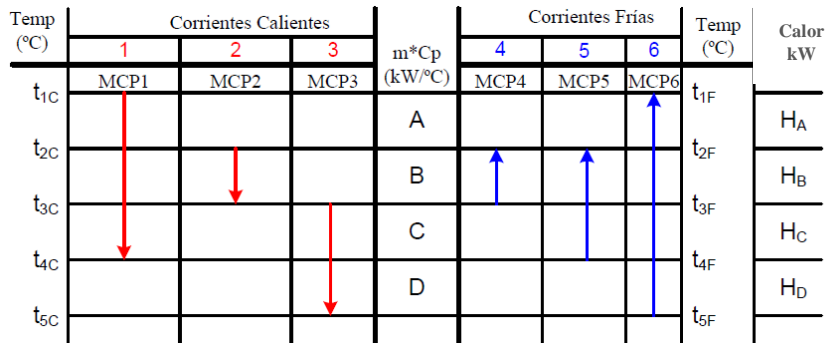


Figura 2.1 Diagrama de intervalos de temperatura (Rivero, 2016)

En la figura 2.1 cada corriente se simboliza con una flecha vertical que parte desde la temperatura de entrada hasta la de salida, de esta forma las corrientes calientes se dibujan de arriba hacia abajo (izquierda del diagrama). Por su parte, las corrientes frías se trazan de abajo hacia arriba (derecha del diagrama). Además, se representa la capacidad calorífica ( $m \cdot c_p$ ) de cada corriente y el calor ( $H_j$ ) de cada intervalo.

Cada línea de temperatura que aparece en el diagrama tiene una  $\Delta T_{\text{mín}}$  entre el lado caliente y el lado frío, de forma que: si  $t_{1C}$  es la temperatura de entrada de la corriente 1, entonces  $t_{1F}$  es la diferencia entre  $t_{1C}$  y la  $\Delta T_{\text{mín}}$  ( $t_{1F} = t_{1C} - \Delta T_{\text{mín}}$ ).

La columna central que separa ambos lados del diagrama son los intervalos de temperatura, los cuales se identifican con una letra consecutiva (A, B,..., N) hasta

completar los intervalos correspondientes. Se completa dicho diagrama con el balance energético de cada intervalo de temperaturas, donde el calor correspondiente a cada uno se determina a través de la ecuación 2.7; la cual se expresa de esta forma porque solamente existe calor sensible para el caso de estudio.

$$Q_i = [(T_{c.m\acute{a}x} - T_{c.m\acute{i}n}) \sum_{i=1}^{CC} (m_i \cdot cp_i)] - [(T_{f.m\acute{a}x} - T_{f.m\acute{i}n}) \sum_{i=1}^{CF} (m_i \cdot cp_i)] \quad (2.7)$$

Donde:

$Q_i$ : Flujo de calor transferido en el intervalo  $i$  (kW)

$T_{c.m\acute{a}x}$ : Temperatura máxima del intervalo  $i$  para el lado caliente (K)

$T_{c.m\acute{i}n}$ : Temperatura mínima del intervalo  $i$  para el lado caliente (K)

$T_{f.m\acute{a}x}$ : Temperatura máxima del intervalo  $i$  para el lado frío (K)

$T_{f.m\acute{i}n}$ : Temperatura mínima del intervalo  $i$  para el lado frío (K)

$m_i \cdot cp_i$ : Razón de flujo de capacidad calórica (kW/K)

CC: Corriente caliente

CF: Corriente fría

Una vez que se obtiene el calor para cada intervalo de temperatura, se procede a calcular el calor neto del sistema (ecuación 2.5), mediante la sumatoria del calor de todos los intervalos. Este resultado tiene que coincidir con el valor del calor que se calcula en la segunda etapa, para demostrar que el diagrama se confecciona correctamente.

Con estos valores, se construye una tabla donde se indica el contenido energético de cada corriente en cada intervalo, para facilitar la modelación matemática del diagrama de cascada (Kemp, 2007).

### **2.2.6 Construcción del diagrama de cascada**

A través del diagrama de cascada se puede obtener la cantidad óptima de energía que se debe extraer y/o suministrar de un proceso dado mediante utilidades. Dicho diagrama es una representación gráfica del cruce de flujo de calor por los intervalos de temperatura y se considera como un problema de transporte, en el cual las corrientes calientes son tratadas como fuentes (utilidades calientes) y las frías como destinos (utilidades frías), por lo que es conveniente que el calor se transfiera desde las fuentes hacia los destinos, a través de intervalos de temperaturas que garantizan un intercambio de calor factible. Cada intervalo de temperatura se muestra en forma de rectángulos independientes, donde se realiza un balance de energía con el propósito de calcular la energía de salida, según la energía que entra con la que existe en el mismo (Benítez, *et al.*, 2007).

Como se explica por López (2016), las flechas indican la cantidad de calor que puede intercambiar cada corriente por intervalo. Cuando todo el calor no puede ubicarse en los destinos, debido al intervalo de temperatura, el exceso o calor residual ( $R_K$ ), se coloca en forma de cascada hacia el nivel de temperatura inferior (Figura 2.2).

El modelo que se formula generalmente tiene un grado de libertad, lo cual implica un problema de optimización, cuya función objetivo es la minimización de los flujos de calor de utilidades ( $Q_w$ , frías y  $Q_H$ , calientes). Por ende, se considera como restricción la



no negatividad de las variables, lo cual se soluciona a partir de un problema de programación lineal, donde se determina el calor neto del sistema (ecuación 2.8).

$$Q_{neto} = \sum Q_{util.frías} - \sum Q_{util.calientes} \quad (2.8)$$

Donde:

$Q_{util. frías}$ : Flujo de calor que se necesita extraer al sistema mediante utilidades frías (kW)

$Q_{util. calientes}$ : Flujo de calor que se necesita suministrar al sistema mediante utilidades calientes (kW)

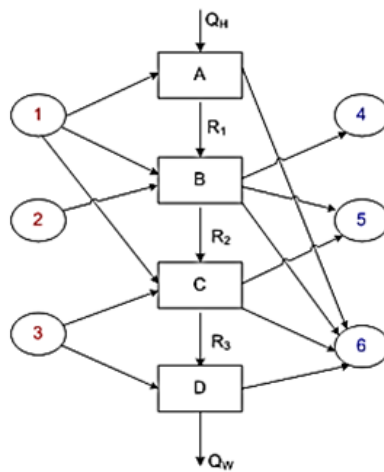


Figura 2.2 Diagrama de cascada o modelo de transporte (Rivero, 2016)

### 2.2.7 Optimizar las restricciones generales y establecimiento de la función objetivo

Esta etapa tiene como objetivo dar solución al problema de programación lineal que tiene lugar en el diagrama de transporte. Dicho problema se constituye de las restricciones que corresponden a cada intervalo, las cuales se conocen hasta el momento como ecuaciones del balance de energía. Así como, se encuentra presente la función objetivo que responde

a la necesidad de minimizar el consumo de utilidades en el proceso. Se obtienen de esta forma, las cantidades óptimas que deben ser transferidas en cada intervalo de temperatura y las cantidades mínimas de utilidades frías y calientes necesarias. También, se aprecia el punto de pliegue energético o de *pinch* (residual cero), el cual establece entre qué intervalos se encuentra la temperatura de *pinch*.

### 2.2.8 Construcción del modelo de transporte ampliado

La confección del modelo de transporte ampliado (Figura 2.3) se inicia al considerar que en cada intervalo de temperatura ( $k$ ) existen vínculos de intercambio de calor, entre las corrientes frías y calientes. En el modelo de transporte ampliado se establece un residual ( $R_{ki}$ ) para cada corriente caliente ( $i$ ) y un residual individual ( $R_{km}$ ) para cada utilidad caliente ( $m$ ), que se encuentra en o sobre el intervalo de temperatura.

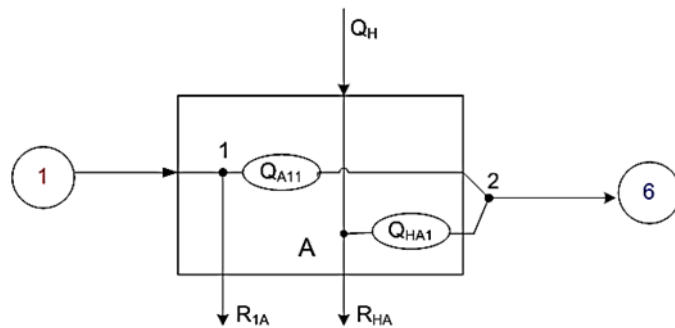


Figura 2.3 Modelo de transporte ampliado (López, 2016)

En este modelo se especifica la variable ( $Q_{ijA}$ ) que denota el intercambio de calor entre la corriente caliente y la corriente fría ( $j$ ). De igual forma se declaran las restricciones en los puntos de intercambio, en función del balance de energía que se realiza en cada intervalo de temperatura. En este caso, se obtiene un modelo matemático ampliado más complejo

que el formulado para el diagrama de cascada, y con su solución se determinan las cantidades intercambiadas durante el proceso, tanto entre corrientes frías y calientes, como de las utilidades. Resulta necesario subrayar que el contenido calórico de las utilidades tiene que coincidir con el que se determina en el modelo compactado o diagrama de cascada.

El resultado que se obtiene de este modelo de transporte ampliado, ofrece la información de las corrientes de intercambio, de las cuales se puede determinar el número de intercambiadores requeridos. Luego, se efectúa la distribución de los intercambiadores en el proceso y la determinación de los costos energéticos y de adquisición de la nueva red.

### **2.2.9 Distribución del contenido energético a intercambiar**

En la distribución de las cantidades de calor a intercambiar se establece el siguiente principio: una corriente nunca debe transferir calor a través de la temperatura de *pinch* (Montes de Oca y Domínguez, 2008). Para proponer la red de intercambio de calor entre las corrientes, se deben analizar por separado las redes de intercambio sobre y bajo el *pinch*. El objetivo de esta etapa consiste en determinar, para cada intercambiador de calor, las corrientes involucradas y la cantidad de energía que intercambian entre sí. Para confeccionar la red propuesta, se colocan en forma de rectángulos las corrientes, las calientes encima y las frías debajo; dentro de dichos rectángulos se refleja la cantidad de energía que absorberá o liberará cada corriente. Los intercambiadores de calor se muestran en círculos ordenados consecutivamente, y se debe pasar toda la energía de las corrientes calientes a las frías, donde se utilice solamente la cantidad determinada de intercambiadores (Montes de Oca y Domínguez, 2008).

### **2.2.10 Diseño preliminar de la red de intercambio de calor**

De la propuesta de intercambio de energía en la etapa anterior se definen las corrientes y la cantidad de calor que intercambian estas entre sí; solamente falta por especificar el orden de los intercambiadores de calor en el diagrama de flujo. Para ello se ubican todas las corrientes como líneas horizontales, con flechas que van de derecha a izquierda para las corrientes frías y de izquierda a derecha para las calientes. Sobre cada línea (corriente) se representan las temperaturas de entrada, de salida y de *pinch* que corresponde a las mismas. A partir de la representación de todas las corrientes se colocan entre ellas los intercambiadores de calor, según la propuesta de la etapa precedente. Según expone López (2016), sobre los intercambiadores se indica el calor que deben transferir y se calculan las temperaturas de entrada y de salida de cada corriente a cada uno de ellos.

En la ubicación de los intercambiadores se debe comprobar que no existe cruce de temperatura en ninguno de estos, ni tampoco se viola la diferencia mínima de temperatura propuesta, además de que no exista intercambio de calor a través del *pinch* (González, 2014).

### **2.2.11 Diseño final del diagrama de flujo integrado energéticamente**

Como se define en el nombre de la etapa final de la integración energética, la misma tiene por objetivos: la reconstrucción del diagrama de flujo del proceso integrado y la realización del diseño de los intercambiadores de calor que conforman la nueva red de intercambio. Además, se deben incluir un análisis económico y una optimización del costo total en función de la diferencia mínima de temperatura.

Para diseñar la nueva red, se considera el cálculo del área de transferencia de calor para cada uno de los equipos que la conforman (ecuación 2.9).

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot LMTD \cdot F_T} \quad (2.9)$$

Donde:

A: Área del intercambiador (m<sup>2</sup>)

Q: Flujo de calor total transferido (kW)

U<sub>D</sub>: Coeficiente global de transferencia de calor para las condiciones de operación (kW/m<sup>2</sup>K)

LMTD: Diferencia media logarítmica de temperaturas (K)

F<sub>T</sub>: Factor de corrección de temperaturas

El coeficiente global de transferencia de calor bajo las condiciones de operación de los equipos, se puede estimar a partir de las consideraciones de Escobar (2011). Aspectos que se basan en las sustancias que intercambian calor en cada uno de estos equipos, los cuales se muestran en el anexo 7.

La diferencia media logarítmica de temperatura se determina a través la ecuación 2.10, cuando el flujo es a contracorriente (Couper, *et al.*, 2010).

$$LMTD = \frac{(T_{s_{CC}} - T_{e_{CF}}) - (T_{e_{CC}} - T_{s_{CF}})}{\ln\left(\frac{T_{s_{CC}} - T_{e_{CF}}}{T_{e_{CC}} - T_{s_{CF}}}\right)} \quad (2.10)$$

Donde:

$T_{SCC}$ : temperatura de salida de la corriente caliente (K)

$T_{ECF}$ : temperatura de entrada de la corriente fría (K)

$T_{ECC}$ : temperatura de entrada de la corriente caliente (K)

$T_{SCF}$ : temperatura de salida de la corriente fría (K)

Mientras, el factor de corrección de temperatura se determina a partir de los gráficos que presenta Kern (1999), dichos gráficos se aprecian en el anexo 8. Para la determinación de este parámetro es necesario calcular la eficiencia del intercambiador para el lado frío (P) y la razón de transferencia de calor (R), según las ecuaciones 2.11 y 2.12, respectivamente.

$$P = \frac{T_{SCF} - T_{ECF}}{T_{ECC} - T_{ECF}} \quad (2.11)$$

$$R = \frac{T_{ECC} - T_{SCC}}{T_{SCF} - T_{ECF}} \quad (2.12)$$

### **2.2.12 Análisis económico**

El estudio de factibilidad económica que se realiza a la nueva red tiene en consideración: el costo por consumo de utilidades y el costo por amortización de la inversión de los intercambiadores (Benítez, *et al.*, 2007).

Para determinar el costo unitario de las utilidades se utilizan los resultados de la investigación que realiza Pírez (2012), los que se muestran en la tabla 2.2. Mientras, el

costo de adquisición para cada intercambiador de calor se puede determinar a través de las ecuaciones que propone Turton (2009).

*Tabla 2.2 Costo unitario de utilidades*

<i>Utilidades</i>	<i>Costos unitarios</i>
Agua de enfriamiento [CUC/m <sup>3</sup> ]	1,55
Electricidad [CUC/kWh]	6,10

Una vez que se obtienen la distribución energética y la conformación de la red de intercambio de calor, es posible estimar la cantidad de energía que se entrega a cada equipo en particular que requiera de servicios auxiliares. Esto permite conocer el flujo de utilidad que se emplea en cada uno, mediante un balance de energía en función del tipo de utilidad.

En el cálculo de agua para el enfriamiento se usa la ecuación 2.13:

$$m_{agua} = \frac{Q}{cp \cdot \Delta T} \quad (2.13)$$

Donde:

$m_{agua}$ : Flujo de agua de enfriamiento para el intercambiador (kg/s)

Q: Flujo de calor absorbido por el agua en el intercambiador (kW)

cp: Calor específico del agua (kJ/kg K)

$\Delta T$ : Variación de la temperatura del agua (K)

Del flujo de utilidades se estima el costo total de energía por concepto de enfriamiento, donde se debe conocer el costo unitario de la utilidad, para lo cual se emplea la ecuación 2.14.

$$C_{total\ energía} = \sum_{U=1}^U m_U \cdot costo_U + Pot \cdot costo_E \quad (2.14)$$

Donde:

$C_{total\ energía}$ : Costo total de energía (CUC/a)

$m_U$ : Flujo de la utilidad U (m<sup>3</sup>/a)

$costo_U$ : Costo unitario de la utilidad U (CUC/m<sup>3</sup>)

U: Número total de utilidades usadas

Pot: Potencia que consumen los equipos (ventiladores de los enfriadores por aire) (kWh)

$Costo_E$ : Costo unitario de la electricidad (CUC/kWh)

Existen factores esenciales que definen el costo de adquisición de la red de intercambio de calor, como son: el número de intercambiadores que conforman la red, el área global de la misma, la distribución del área entre los equipos y los materiales de construcción de estos.

Mediante la ecuación 2.15 se obtiene el costo de inversión de la red.

$$Costo_{Red} = \sum_{i=1}^{N_{mínimo}} Costo_i \quad (2.15)$$

Donde:



Costo<sub>Red</sub>: Costo de adquisición de la red de intercambiadores de calor (CUC)

N<sub>mínimo</sub>: Número mínimo de intercambiadores de calor

Costo<sub>i</sub>: Costo de cada intercambiador i (CUC)

Según CEPCI (2016), el índice de costo requerido para la actualización de los costos de los equipos en el año 2015, es 556,8.

Luego de calcular la inversión que representa la nueva red de intercambio, en función de su tiempo de vida útil, se puede estimar el costo de amortización de la misma (ecuación 2.16).

$$Costo_{Amortización_{Red}} = \frac{I}{t} \quad (2.16)$$

Donde:

Costo<sub>Amortización Red</sub>: Costo de amortización de la red (CUC/a)

I: Inversión de la red de intercambio de calor para el año 2015 (CUC)

t: Tiempo de vida útil (a)

La aceptación de la propuesta de integración energética depende de los beneficios que reporte la misma, desde el punto de vista productivo (Turton, 2009). Con tal propósito, es necesario que la propuesta favorezca la reducción de los costos de producción y además, cumpla con los aspectos establecidos para los indicadores económicos de la inversión. Por ende, tiene vital importancia la realización de un estudio de factibilidad económica donde estos elementos se consideren.

### **2.3 Conclusiones parciales de los materiales y métodos**

1. La metodología para realizar la integración energética del proceso en estudio según el método de programación lineal, se desarrolla en once etapas, hasta lograr un estudio de factibilidad económica de la red de intercambio de calor propuesta.
2. Los *softwares*: *MATLAB* (versión 8.1) y *CapCost* (versión 2008) o *Aspen HYSYS* (versión 7.1), se emplean para lograr la optimización del caso de estudio por el método de programación lineal y para obtener el costo de adquisición de los nuevos equipos, respectivamente.

## **CAPÍTULO 3 ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS**

Con la implementación de la integración energética para el caso de estudio, a través de la metodología de programación lineal, se procede a mostrar en el capítulo presente: los resultados que se obtienen y su discusión. El análisis de resultados comienza con la desintegración energética del proceso, como etapa inicial del método a emplear y finaliza con un estudio de factibilidad económica, para la nueva red de intercambio de calor que se propone.

### **3.1 Corrientes energéticas del proceso: desintegración e identificación**

Una vez que se cuantifican los equipos de intercambio de calor que intervienen en el proceso tecnológico en estudio, se procede a efectuar la desintegración energética del mismo. Etapa que consiste en eliminar todos los equipos de intercambio de calor, que sean de interés para la posterior integración energética del proceso, donde las corrientes que se obtienen se nombran corrientes energéticas.

Dicho proceso consta originalmente de 35 intercambiadores de calor, de consideración para la integración energética a realizar. Aunque existen otros intercambiadores en el proceso, no se tienen en cuenta; los mismos no influyen directamente en el funcionamiento de la sección de destilación atmosférica bajo estudio, como es el caso de los equipos del nudo de mezcla. Existen otros equipos de proceso, como el horno de la torre fraccionadora que resulta de interés para la investigación, debido a que estudios anteriores (Heredia, 2008) brindan resultados, que demuestra su necesidad en condiciones similares a las que hoy se encuentran en el proceso.

Las corrientes energéticas se definen en el subepígrafe 2.2.2 del capítulo anterior, las que se clasifican mediante las temperaturas de entrada y salida de las mismas.

Se identifican dichas corrientes a partir del diagrama de flujo de información que muestra la simulación de la planta en el *software* profesional *Aspen HYSYS* (García y Morales, 2007), del cual se obtienen los datos térmicos de estas y otros valores que son indispensables para efectuar la integración energética del proceso (Tabla 3.1).

*Tabla 3.1 Corrientes energéticas del proceso, a partir del diagrama que se muestra en los anexos 3 y 4.*

<i>Corriente</i>	<i>Entrada</i>	<i>Salida</i>	<i>Tipo de corriente</i>	<i>Equipo</i>
1	crudo 12	6	fría	E-101
2	6	6--3	fría	E-104
3	crudo 22	6--2	fría	E-102
4	6--2	4--3--2	fría	E-103
5	2--3	5--4	fría	E-105
6	5--4	6--3--2	fría	E-106
7	2--2--2	5--2--2	fría	E-105
8	5--2--2	1	fría	E-106
9	RC 10	RC 14	caliente	E-101
10	25	29	caliente	E-104
11	RC 20	RC 24	caliente	E-102
12	RC 30	RC 33	caliente	E-103
13	2	9	caliente	E-105
14	FTA 1	18	caliente	E-106

<i>Corriente</i>	<i>Entrada</i>	<i>Salida</i>	<i>Tipo de corriente</i>	<i>Equipo</i>
15	8	11	caliente	E-105
16	FTA 2	24	caliente	E-106
17 <sup>1</sup>	Diesel a A-107	Diesel a NM	caliente	A-107
18 <sup>1</sup>	a 3-A-101	a E-109	caliente	3-A-101
19 <sup>2</sup>	a E-109	4	caliente	E-109
20	a E-107	a E-108	fría	E-107
21	a E-108	inyecto a T-104	fría	E-108
22	Cort. 3	Corte 3 a A-106	caliente	E-108
23	Ref. a E-107	Estab. a A-110	caliente	E-107

<sup>1</sup> Se emplea utilidad fría: aire.

<sup>2</sup> Se emplea utilidad fría: agua.

Como se aprecia en la tabla 3.1, intervienen en el proceso bajo estudio 23 corrientes energéticas de interés para efectuar la integración, de ellas diez son corrientes frías, mientras las 13 restantes se declaran como corrientes calientes.

### **3.2 Datos de las corrientes energéticas en estudio**

El desarrollo de la integración tiene como parámetro fundamental, el contenido energético (calor específico) de cada corriente que interviene en el proceso, para lo cual es de vital importancia los datos térmicos que corresponden a las mismas. Según se expone por (Benítez, *et al.*, 2007) estos valores se obtienen mediante tablas de calores específicos y calores latentes de sustancias y también de la estimación de calores específicos de mezclas de compuestos en general, así como de la entalpía de hidrocarburos. En el caso de estudio la simulación en que se sustenta la presente

investigación, permite obtener estos valores de forma directa, por los valores que muestra el propio simulador de procesos químicos (*Aspen HYSYS*) para cada corriente.

Con el contenido energético de estas corrientes y otros datos significativos (su caudal y temperaturas de entrada y salida), se utiliza la ecuación 2.3 o 2.4 para obtener el calor de cada intervalo, ya sea sensible o latente, según corresponda. Para determinar el calor neto del sistema se emplea la ecuación 2.5, este valor no es más que la sumatoria de los calores de todas las corrientes y muestra la cantidad de energía que se debe suministrar o eliminar del sistema mediante utilidades. Dichos valores representativos para cada corriente se muestran en la tabla 3.2.

*Tabla 3.2 Datos térmicos de las corrientes energéticas*

<i>Corriente</i>	<i>Flujo [kg/s]</i>	<i>C<sub>p</sub> [kJ/kg K]</i>	<i>T<sub>e</sub> [K]</i>	<i>T<sub>s</sub> [K]</i>	<i>Q [kW]</i>
1	52,88	1,93	303,4	337,1	-3 432,24
2	52,88	2,13	337,1	401,1	-7 211,99
3	52,88	1,95	303,4	347,1	-4 499,24
4	52,88	2,13	347,1	389,1	-4 725,09
5	52,88	2,24	383,3	407,1	-2 819,14
6	52,88	2,47	407,1	498,1	-11 888,24
7	52,88	2,24	383,3	407,1	-2 819,14
8	52,88	2,47	407,1	498,1	-11 888,24
9	21,19	2,36	415,4	347,0	3 414,05
10	59,51	2,31	458,8	406,3	7 207,70
11	22,73	2,58	491,6	415,2	4 476,88
12	15,15	2,60	527,6	407,9	4 710,45

<i>Corriente</i>	<i>Flujo [kg/s]</i>	<i>C<sub>p</sub> [kJ/kg K]</i>	<i>T<sub>e</sub> [K]</i>	<i>T<sub>s</sub> [K]</i>	<i>Q [kW]</i>
13	91,58	2,15	565,1	429,2	26 727,19
14	29,76	2,66	608,9	458,8	11 864,29
15	7,80	2,66	565,1	429,2	2 824,98
16	29,76	2,66	608,9	458,8	11 864,29
17	15,61	2,19	429,2	333,2	3 284,84
18	7,18	4,18	334,8	328,1	201,10
19	7,18	2,27	328,1	323,1	81,46
20	7,18	2,40	324,0	373,1	-845,09
21	7,18	2,65	373,1	403,1	-571,29
22	5,35	2,65	499,9	459,6	569,96
23	5,37	2,86	452,5	397,2	850,66
			<i>Q<sub>neto</sub> (kW)</i>		<i>27 378,15</i>

Los balances de energía que se realizan para calcular el calor neto del sistema muestran un valor positivo, superior a los 27 000 kW. Este resultado indica un exceso de calor presente en el sistema, el cual se debe eliminar a través de utilidades frías; a pesar de ello, es válido aclarar que se pueden demandar en algún momento utilidades calientes.

### **3.3 Selección de la diferencia mínima de temperatura ( $\Delta T_{\text{mín}}$ ) inicial**

La  $\Delta T_{\text{mín}}$ , no es más que la diferencia mínima de temperatura efectiva entre una corriente caliente y otra corriente fría en un intercambiador de calor, que verifica la transferencia de calor. De acuerdo a lo que se expone en el subepígrafe 2.2.4 para la industria petrolera en general, este valor oscila entre 10 y 40 K y específicamente en las





Las corrientes se observan como flechas verticales que inician en la temperatura de entrada hasta la temperatura de salida, donde las saetas con sentido hacia arriba y de color azul identifican a las corrientes frías. En el caso de las corrientes calientes sus saetas tienen sentido hacia abajo y se muestran de color rojo.

El balance energético de cada nivel de temperaturas, permite calcular el calor para cada uno de estos, según la ecuación 2.7; valores que se muestran en la columna de la extrema derecha de la figura 3.1. Se completa el diagrama de intervalos de temperaturas con la determinación del calor neto del sistema (ecuación 2.5), mediante la suma de los calores correspondientes a todos los intervalos. Este resultado (27 378,15kW) confirma el que se obtiene de la etapa precedente, en la cual se determina el calor neto del sistema (datos térmicos de las corrientes), lo que demuestra la confección adecuada del diagrama. A partir de los resultados que se obtienen del diagrama de intervalos de temperaturas se elabora una tabla, donde se indica el contenido energético de cada corriente para cada intervalo, con el propósito de facilitar la modelación matemática del diagrama de cascada (Anexo 9).

### **3.5 Análisis del diagrama de cascada. Optimización de restricciones**

Como un resultado significativo de la investigación se aprecia el diagrama de cascada (Figura 3.2), el cual refleja el intercambio de calor a través de los intervalos de temperaturas, como eje central de la propia figura.

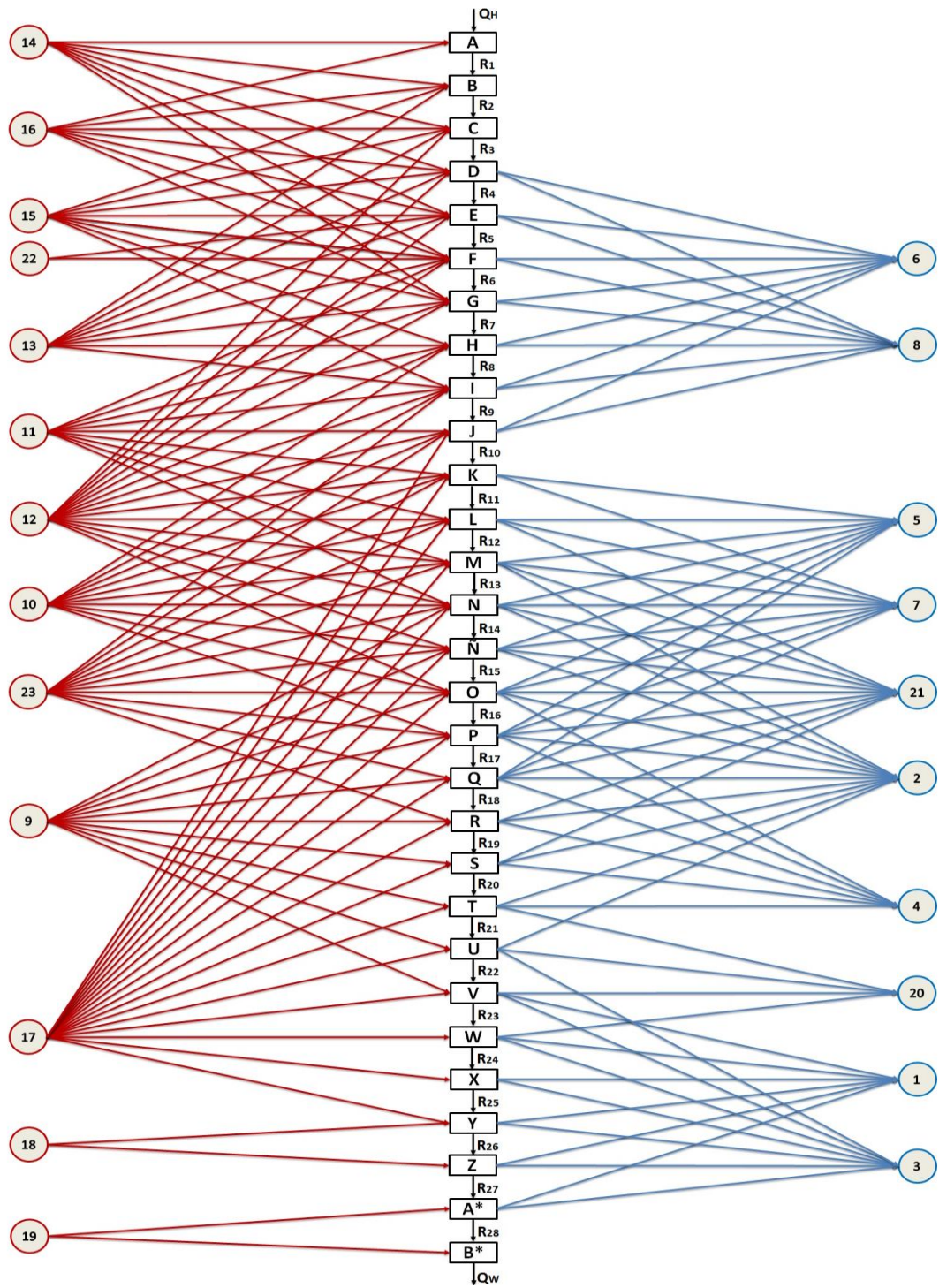


Figura 3.2 Diagrama de cascada

El intercambio de calor tiene lugar desde las corrientes calientes (fuentes de energía) hacia las corrientes frías (sumideros de energía), del lado izquierdo y del lado derecho de la figura 3.2, respectivamente.

Los 29 intervalos de temperaturas presentes, determinan las dimensiones del diagrama de cascada resultante (Figura 3.2), donde la energía que no se puede intercambiar en uno de los intervalos, pasa al siguiente como calor residual (ejemplo:  $R_4$ ,  $R_{12}$ , entre otros). Dichos residuales se obtienen de un sencillo balance de calor, en el cual las corrientes de entrada se igualan a las corrientes de salida; lo que constituye las restricciones del diagrama de cascada o modelo de transporte (Anexo 10).

El estudio de las restricciones permite plantear que el sistema consta de 29 ecuaciones, 30 variables totales y de estas ninguna se conoce, por lo cual el sistema posee un grado de libertad y constituye un problema de optimización. A partir de la ecuación 3.1 se puede obtener el número de grados de libertad, parámetro que permite conocer la existencia de un problema de optimización para dar solución a dichas restricciones.

$$GL = VT - VC - NE \quad (3.1)$$

Donde:

GL: Grados de libertad

VT: Variables totales

VC: Variables conocidas

NE: Número de ecuaciones

Se utiliza el *software* profesional *MATLAB* para dar solución al problema de optimización (ecuación 3.2), donde se tiene como objetivo minimizar las utilidades calientes ( $Q_H$ ) y las frías ( $Q_W$ ). Para la optimización mediante programación lineal el *software* utiliza el método *Simplex*.

$$x = \text{linprog}(FO, [ \ ], [ \ ], A, B, \text{zeros}(1, \text{length}(FO))) \quad (3.2)$$

Donde:

x: Matriz respuesta

linprog: Programación lineal

FO: Función objetivo;  $\min(Q_H + Q_W)$

[ ]: Restricciones de desigualdad

A: Matriz interior; de ecuaciones por variables (Anexo 11; archivo *Excel*, hoja Matriz A)

B: Matriz de términos independientes (Anexo 12; archivo *Excel*, hoja Matriz B)

zeros(1, length(FO)): Dimensiones de la matriz respuesta

En la tabla 3.3 se muestran los resultados de la optimización.

Tabla 3.3 Optimización de las restricciones del diagrama de cascada

<i>Términos</i>	<i>Valores</i>	<i>Términos</i>	<i>Valores</i>	<i>Términos</i>	<i>Valores</i>
$Q_H$	0,00	$R_{10}$	42 623,33	$R_{20}$	38 503,38
$R_1$	6 924,13	$R_{11}$	42 815,08	$R_{21}$	34 388,33
$R_2$	21 006,89	$R_{12}$	42 872,87	$R_{22}$	32 901,07
$R_3$	24 948,37	$R_{13}$	42 395,25	$R_{23}$	31 508,42
$R_4$	27 744,12	$R_{14}$	42 388,47	$R_{24}$	30 945,02
$R_5$	29 136,49	$R_{15}$	41 824,35	$R_{25}$	29 375,62
$R_6$	36 379,79	$R_{16}$	41 578,38	$R_{26}$	29 150,70
$R_7$	36 549,56	$R_{17}$	41 187,45	$R_{27}$	28 259,27
$R_8$	37 755,47	$R_{18}$	40 042,59	$R_{28}$	27 373,26
$R_9$	42 573,85	$R_{19}$	39 159,80	$Q_W$	27 378,15

Según el diagrama de cascada se obtiene el calor a extraer del proceso (27 378,15 kW) mediante utilidades frías y además, es posible conocer el punto donde el flujo de calor que se transfiere entre dos intervalos es cero (*pinch* o pliegue energético). En el caso de estudio este punto se encuentra sobre todos los intervalos de temperatura ( $Q_H$ ), al ser cero los requerimientos mínimos de calentamiento, resultado que muestra solamente necesidades de enfriamiento para la integración energética del proceso. Se demuestra así, que en este diagrama no se suministra calor al sistema sobre el *pinch*, mientras que por debajo solamente se extrae calor del sistema, lo que hace efectiva las reglas del método en aplicación.

El calor neto que se obtiene (27 378,15 kW) no es más que la diferencia entre las utilidades frías y calientes, lo cual confirma la veracidad de los resultados al compararlo con etapas anteriores. Se demuestra así, que no existen necesidades de calentamiento y las necesidades de enfriamiento representan todas las utilidades a utilizar.

### 3.6 Construcción del diagrama o modelo de transporte ampliado

Una muestra del diagrama de transporte ampliado para un intervalo de temperatura se aprecia en la figura 3.3. De este modelo se obtienen 348 restricciones, las cuales se muestran en el anexo 13.

El modelo de transporte ampliado establece un residual para cada corriente caliente y un residual individual para cada utilidad caliente, que se encuentra en o sobre el intervalo de temperatura (Figura 3.3), lo cual no sucede de esta forma en el diagrama de cascada, donde el residual es simple.

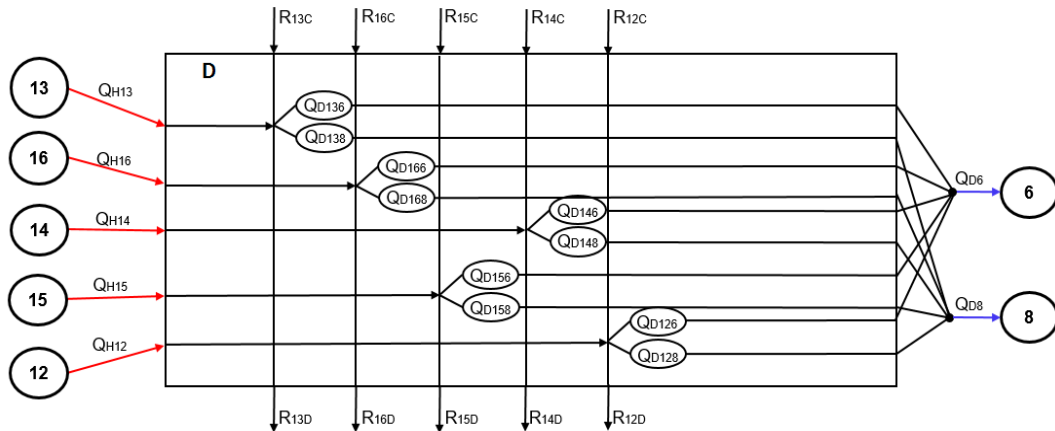


Figura 3.3 Diagrama de transporte ampliado para el intervalo de temperatura D

El diagrama o modelo de transporte ampliado se conforma por 348 ecuaciones, 1 017 variables totales y de estas cuatro se conocen, por lo cual el sistema posee 665 grados de libertad (ecuación 3.1). Se utiliza el *software* profesional *MATLAB* para solucionar dichas restricciones (ecuación 3.2), donde se tiene como objetivo minimizar las utilidades calientes ( $Q_H$ ) y las frías ( $Q_W$ ); resultados que se muestran en el anexo 14.

Se alcanza un modelo matemático ampliado de mayor complejidad que para el diagrama de cascada, y la solución de este determina las cantidades calóricas que se intercambian durante el proceso; información de las corrientes de intercambio que permite determinar el número de intercambiadores a utilizar en la nueva red.

### **3.7 Distribución de la energía por intercambiadores de calor**

A partir de la información energética que entrega la solución del diagrama o modelo de transporte ampliado, es posible obtener las corrientes que intervienen y la cantidad de energía que intercambian entre sí. Se efectúa la distribución del calor sobre y bajo el *pinch*, para cumplir con un principio fundamental en la integración energética: no se debe transferir energía a través del *pinch*. De este resultado, se determina el número de intercambiadores de calor que componen la nueva red, el cual se constituye por la cantidad de intercambiadores sobre y bajo el *pinch*. Como se conoce anteriormente, la red de intercambio a proponer se encuentra bajo el *pinch*, debido a que existen únicamente necesidades de enfriamiento. Por ende, no tiene sentido analizar la zona sobre el *pinch*, al ser cero las necesidades de calentamiento.

La distribución del flujo de calor (kW) a intercambiar entre las corrientes bajo el *pinch* se muestra en la tabla 3.4.

*Tabla 3.4 Distribución del flujo de calor a intercambiar entre las corrientes bajo el pinch*

<i>Corrientes</i>	14	16	13	15	12	22	11	10	23	17	9	18	19
6	1 754	1 754	7 070	234	384	51	282	324	24	11	----	----	----
8	1 754	1 754	7 070	234	384	51	282	324	24	11	----	----	----
5	452	452	514	174	254	51	257	368	82	136	78	----	----
7	452	452	514	174	254	51	257	368	82	136	78	----	----
21	59	59	37	57	59	31	60	58	43	58	42	----	----
2	1 128	1 128	1 629	345	554	75	549	890	125	362	404	----	----
4	735	735	1 143	209	341	47	338	570	76	247	283	----	----
20	99	99	106	68	81	28	81	93	40	75	75	----	----
1	405	405	460	250	314	76	312	379	128	308	320	59	16
3	554	554	648	252	406	88	404	509	150	392	409	59	16
$Q_w$	4 472	4 472	7 527	767	1 678	20	1 657	3 325	79	1 522	1 724	83	50

En las columnas de la tabla 3.4 se localizan las corrientes calientes y en las filas se encuentran las corrientes y utilidades frías. Todas las corrientes calientes intercambian energía con las utilidades frías, mientras no sucede así con las corrientes frías. En el caso de las corrientes calientes: 9, 18 y 19 no tienen intercambio de calor con todas las corrientes frías; el resto de estas si presentan intercambio con todas las corrientes frías. De esta forma, se manifiesta que existe un intercambio significativo entre las mismas y



que la cantidad de intercambiadores de calor asciende hasta 125, para la nueva red (Anexo 15).

En la figura 3.4 se representan, a manera de ejemplo, los intercambiadores de calor que requiere la corriente caliente número 14 cuando intercambia con las corrientes y utilidades frías.

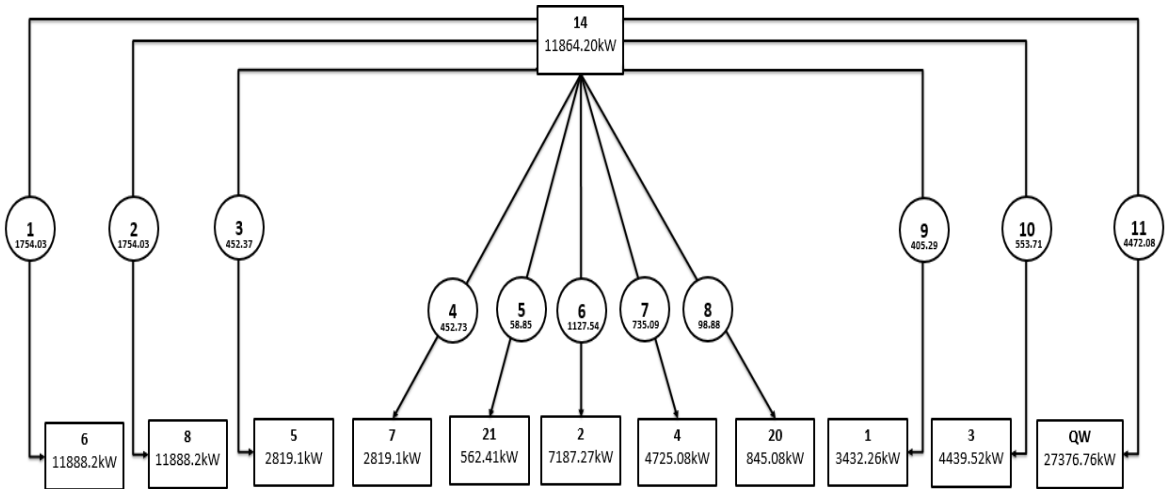


Figura 3.4 Distribución de energía para la corriente caliente 14

Como muestra la figura 3.4 se necesitan 11 intercambiadores de calor para lograr este objetivo y ocurre de igual forma con las corrientes calientes: 16, 13, 15, 12, 22, 11, 10, 23 y 17 (Anexo 16; archivo *Excel*, hoja intercambiadores). Sin embargo, la corriente caliente número nueve (9) requiere de nueve intercambiadores de calor (Figura 3.5). Por otro lado, las corrientes calientes 18 y 19 solamente constan de tres intercambiadores de calor (Figura 3.6), por lo cual son las de menor contenido energético a intercambiar.

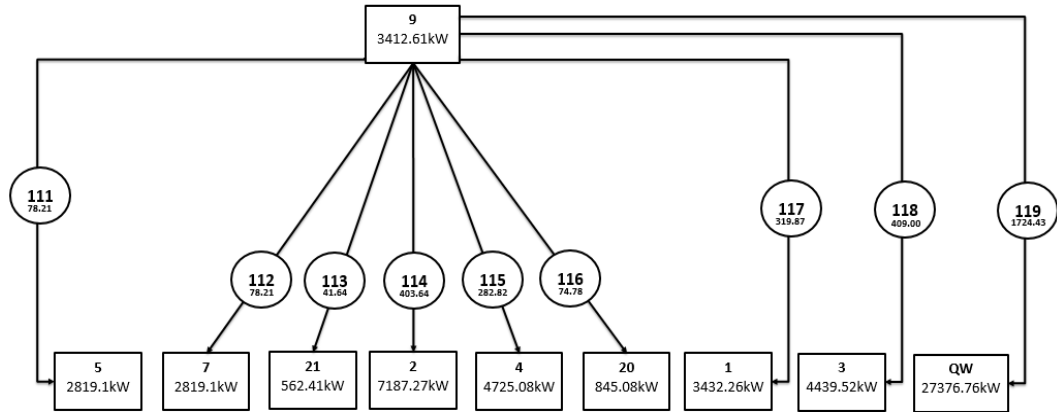


Figura 3.5 Distribución de energía para la corriente caliente nueve (9)

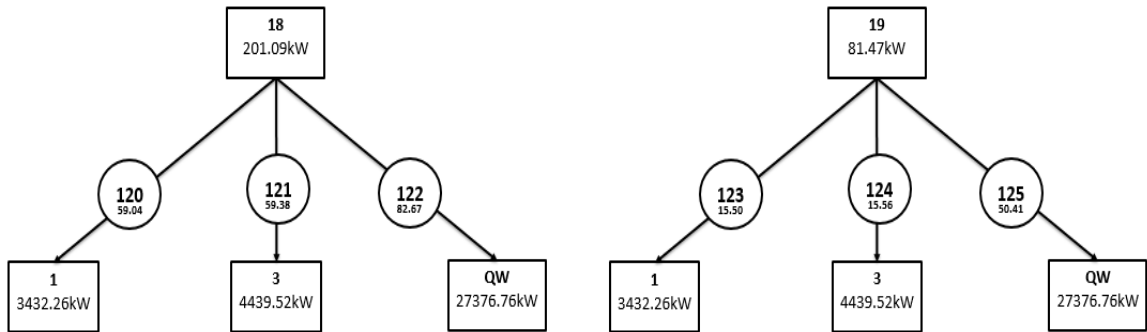


Figura 3.6 Distribución de energía para las corrientes calientes 18 y 19

El intercambio de calor entre las corrientes energéticas del proceso caso de estudio, permite apreciar que todas las necesidades de las corrientes frías se satisfacen por las calientes. Lo anterior demuestra, que es imprescindible eliminar mediante utilidades frías (Qw) el calor aún remanente en las mismas; para lograr dicha intención las corrientes calientes deben intercambiar energía con enfriadores que empleen utilidades frías: agua y aire.

### 3.8 Diseño de la red de intercambio de calor

En la etapa anterior se conoce que son 125 los intercambiadores de calor que conforman la nueva red. De esta forma, solamente resta por definir el orden en que aparecen los intercambiadores en el diagrama integrado, según la metodología que se expone en el subepígrafe 2.2.10.

Se conoce que en el proceso de estudio no existen necesidades de calentamiento que determinan el uso de utilidades calientes, donde sucede todo lo contrario para las necesidades de enfriamiento, que son numerosas. Las necesidades de enfriamiento son propias en este tipo de procesos, tal afirmación se verifica por MERUS (2017). Razón por la cual, es preciso emplear agua y aire como utilidades frías, con el objetivo de suplir dichos requerimientos. Se declara en las heurísticas de Turton (2009), que el agua debe utilizarse de 303 a 318 K cuando se emplea como agente de enfriamiento. Mientras, el aire se debe manejar de 303 K de temperatura a la entrada hasta que su temperatura de salida tenga una diferencia de 22 K con respecto a la entrada de la corriente caliente.

Al situar los intercambiadores de calor se comprueba que no existen cruces de temperatura, ni tampoco hay diferencias mínimas de estas a valores inferiores al que se establece (20 K) para comenzar la integración de energía en el proceso. Se verifica además, que no existe intercambio temperatura a través del *pinch*.

Con el objetivo de finalizar la integración energética, es necesario conocer el área de transferencia de calor (ecuación 2.9) para cada uno de los equipos presentes en la red de intercambio de calor, como parámetro de diseño fundamental de estos. Las variables

principales (subepígrafe 2.2.11) para obtener el área de transferencia de calor, así como, el valor de la misma se muestran en la tabla 3.5.

De los 125 equipos de intercambio de calor que conforman la red inicialmente, se reducen a 65 en la propuesta final (Anexo 17; archivo *Excel*, hoja Distribución), como se comprueba en la tabla 3.5.

Primeramente, varios de estos equipos apenas permiten lograr un incremento o disminución de la temperatura inferior a 1°C y en muchas ocasiones el área de transferencia de calor es inferior a 5 m<sup>2</sup>, lo cual no es factible técnica ni económicamente. Por tal motivo, se distribuye nuevamente el flujo de calor que da lugar a los intercambiadores no considerados en la última propuesta.

*Tabla 3.5 Principales parámetros de diseño de la red de intercambio de calor*

<i>IC</i>	<i>C. C.</i>	<i>C. F.</i>	<i>Q [kW]</i>	<i>LMTD [K]</i>	<i>U<sub>D</sub> [W/m<sup>2</sup>·K]</i>	<i>A [m<sup>2</sup>]</i>	<i>Tipo IC</i>	<i>Disposición</i>
1	14	5	452	201	142	16	T-C	1—2
2	14	7	452	195	142	16	T-C	1—2
3	14	6	1 754	95	142	130	T-C	1—2
4	14	8	1 754	73	142	171	T-C	1—2
5	14	2	1 128	150	142	53	T-C	1—2
6	14	4	735	148	142	35	T-C	1—2
7	14	1	405	192	142	15	T-C	1—2
8	14	3	1 107	176	142	44	T-C	1—2
9	14	Q <sub>w</sub>	4 472	173	182	142	T-C	1—2
10	16	5	452	205	142	16	T-C	1—2

<i>IC</i>	<i>C. C.</i>	<i>C. F.</i>	<i>Q [kW]</i>	<i>LMTD [K]</i>	<i>U<sub>D</sub> [W/m<sup>2</sup>·K]</i>	<i>A [m<sup>2</sup>]</i>	<i>Tipo IC</i>	<i>Disposición</i>
11	16	7	452	199	142	16	T-C	1—2
12	16	6	1 754	108	142	114	T-C	1—2
13	16	8	1 754	86	142	145	T-C	1—2
14	16	2	1 472	159	142	65	T-C	1—2
15	16	4	945	150	142	44	T-C	1—2
16	16	1	405	189	142	15	T-C	1—2
17	16	Q <sub>w</sub>	4 472	177	182	139	T-C	1—2
18	15	6	234	89	142	19	T-C	1—2
19	15	8	234	78	142	21	T-C	1—2
20	15	21	153	140	256	4	T-T	---
21	15	1	250	201	142	9	T-T	---
22	15	3	1 307	160	142	58	T-C	1—2
23	15	Q <sub>w</sub>	767	134	182	32	T-C	1—2
24	13	5	688	167	142	29	T-C	1—2
25	13	7	688	163	142	30	T-C	1—2
26	13	6	7 070	97	142	532	T-C	1—2
27	13	8	7 070	61	142	891	T-C	1—2
28	13	2	1 629	111	142	103	T-C	1—2
29	13	4	1 143	106	142	76	T-C	1—2
30	13	20	304	107	199	14	T-C	1—2
31	13	Q <sub>w</sub>	7 527	60	182	724	Aire	---
32	12	5	562	129	142	31	T-C	1—2
33	12	6	384	95	142	29	T-C	1—2
34	12	8	384	85	142	32	T-C	1—2

<i>IC</i>	<i>C. C.</i>	<i>C. F.</i>	<i>Q [kW]</i>	<i>LMTD [K]</i>	<i>U<sub>D</sub> [W/m<sup>2</sup>·K]</i>	<i>A [m<sup>2</sup>]</i>	<i>Tipo IC</i>	<i>Disposición</i>
35	12	2	554	126	142	31	T-C	1—2
36	12	4	341	113	142	21	T-C	1—2
37	12	1	774	138	142	39	T-C	1—2
38	12	Q <sub>w</sub>	1 678	118	182	79	T-C	1—2
39	22	21	407	101	256	16	T-C	1—2
40	22	20	237	117	199	10	T-C	1—2
41	11	7	562	96	142	41	T-C	1—2
42	11	6	692	68	142	72	T-C	1—2
43	11	8	692	57	142	85	T-C	1—2
44	11	2	623	101	142	44	T-C	1—2
45	11	4	385	90	142	30	T-C	1—2
46	11	1	388	126	142	22	T-C	1—2
47	11	Q <sub>w</sub>	1 657	117	182	78	T-C	1—2
48	10	2	1 015	107	142	67	T-C	1—2
49	10	4	929	95	142	69	T-C	1—2
50	10	1	379	130	142	21	T-C	1—2
51	10	3	1 000	119	142	59	T-C	1—2
52	10	Q <sub>w</sub>	3 325	110	182	167	T-C	1—2
53	23	5	664	42	142	114	T-C	1—2
54	23	1	206	93	142	16	T-C	1—2
55	9	7	664	22	312	97	T-C	1—2
56	9	2	766	54	312	46	T-C	1—2
57	9	3	558	70	312	26	T-C	1—2
58	9	Q <sub>w</sub>	1 724	50	497	71	T-C	1—2

<i>IC</i>	<i>C. C.</i>	<i>C. F.</i>	<i>Q [kW]</i>	<i>LMTD [K]</i>	<i>U<sub>D</sub> [W/m<sup>2</sup>·K]</i>	<i>A [m<sup>2</sup>]</i>	<i>Tipo IC</i>	<i>Disposición</i>
59	17	4	247	77	142	23	T-C	1—2
60	17	20	324	84	199	19	T-C	1—2
61	17	1	703	96	142	52	T-C	1—2
62	17	3	467	79	142	42	T-C	1—2
63	17	Q <sub>w</sub>	1 522	43	182	206	T-C	1—2
64	18	Q <sub>w</sub>	83	24	497	7	T-T	---
65	19	Q <sub>w</sub>	50	20	497	5	T-T	---

IC: intercambiador de calor    C.C.: corriente caliente    C. F.: corriente fría    A: área.

La propuesta de una red con 65 intercambiadores de calor se incrementa en 30 unidades en consideración a los que presenta actualmente el proceso. Sin embargo, es importante destacar que dicha red se establece para una diferencia mínima de temperatura igual a 20 K. La diferencia mínima de temperatura influye en el desarrollo de la metodología de integración energética y por ende, es determinante en el número final de equipos de intercambio de calor que forman la red.

También, el aumento de intercambiadores se debe a que el método de programación lineal para la integración energética tiene como desventaja, que todas las corrientes intercambien energía entre sí. Esto trae como consecuencia, que se divida el contenido energético de las corrientes sin considerar las posibilidades reales de intercambio que tiene cada una, lo que se obtiene fácilmente a partir del diagrama de temperatura.

En la tabla 3.5 se observa el tipo de intercambiador de calor a utilizar para cada nuevo equipo, a partir del criterio de Incropera y De Witt (2011), que se refiere al área de transferencia de calor para clasificarlos. Cuando el área de transferencia de calor es

inferior a 10 m<sup>2</sup> corresponde a intercambiadores de tubo en tubo, como es el caso de los equipos: 20, 21, 64 y 65. Por otro parte, cuando el área de transferencia se encuentra de 10 a 1 500 m<sup>2</sup> los intercambiadores de calor son de tubos y coraza; los equipos que conforman la nueva red presentan una disposición 1-2, que responde a un paso por la coraza y dos pasos por los tubos.

El intercambiador de calor número 31 se define como un enfriador por aire, debido a que requeriría un elevado consumo de agua de enfriamiento como utilidad fría.

Los equipos de intercambio de calor que presentan mayor área de transferencia son: los números 27, 31 y 26 con 891 m<sup>2</sup>, 724 m<sup>2</sup> y 532 m<sup>2</sup>, respectivamente.

Es válido aclarar, que a pesar del incremento en el número de intercambiadores de calor su área de transferencia se reduce en comparación a la red actual, como se muestra en la tabla 3.6.

*Tabla 3.6 Comparación del área de transferencia de calor (red actual y propuesta)*

<i>Red de intercambio de calor</i>	<i>A [m<sup>2</sup>]</i>
Actual	5 761
Propuesta	5 485

En la selección de los materiales de construcción para los intercambiadores de calor a emplear en la nueva red, se siguen los criterios de: Kern (1999), Decreto Supremo (2004), Green y Perry (2008). La elección del material que se utiliza en cada intercambiador, tiene su fundamento en la resistencia del mismo ante la corrosión.



Aunque existen otros, los materiales de construcción de mayor aplicación son: aceros al carbono, acero inoxidable de la serie 300, níquel, monel, aluminio, aleaciones de cobre (ejemplo: latón *admiralty*) y acero inoxidable de la serie 400. Para la nueva red de intercambio de calor se empleará el acero inoxidable de la serie 300, en todos los intercambiadores; excepto para corazas (intercambiadores de calor tubo y coraza) y tubos exteriores (intercambiadores de calor de doble tubo), donde se puede usar el acero al carbono, según especificaciones de los fabricantes (FUNKE, 2013) para los fluidos presentes y sobre todo, por sus características ante la corrosión.

### **3.9 Análisis económico**

El estudio de diferentes indicadores económicos considera dos alternativas para la implementación de la nueva red de intercambiadores de calor, las cuales se explican en el presente epígrafe. La metodología y expresiones para realizar el análisis económico se describen en el subepígrafe 2.2.12, del capítulo anterior.

Para el análisis económico los aspectos fundamentales a tener en cuenta son: el consumo de utilidades y la amortización de la inversión que representa la adquisición de los nuevos equipos. Los restantes costos de producción no se modifican, debido a que la integración energética no afecta las operaciones principales de la sección de destilación atmosférica bajo estudio.

Se puede observar en la tabla 3.7 el resultado (costo) que se obtiene para el consumo de utilidades y de potencia de la red de intercambio de calor propuesta. En la realización de dichos cálculos se considera que la sección de destilación atmosférica trabaja durante 330

días al año, las 24 horas del día. Como se aprecia en la tabla 3.7 el costo total por concepto de consumo de utilidades y de potencia es mayor que 14 millones de CUC anual.

*Tabla 3.7 Consumo de utilidades y de potencia (nueva red de intercambio de calor)*

	<i>Consumo</i>	<i>Costos (CUC/a)</i>
<i>Utilidades</i>	1 147 m <sup>3</sup> /h	14 078 787
<i>Potencia</i>	45 kWh	56 400
<i>Total</i>	-----	14 135 187

El valor del consumo de agua de enfriamiento para la sección de destilación atmosférica en estudio es elevado, sin embargo, otros estudios (MERUS, 2017) reflejan altos consumos de esta utilidad para procesos de refinación de petróleo similares. A pesar de obtenerse la red óptima para una diferencia mínima de temperatura igual a 20 K, es necesario optimizar dicha diferencia mínima de temperatura. Estudio que tiene como objetivo encontrar configuraciones tecnológicas, que sean óptimas, pero con un menor consumo de agua de enfriamiento, lo cual no encarecería el proceso (por concepto del consumo de utilidades).

Como otra causa fundamental de este elevado valor para el agua de enfriamiento, es importante recordar que en la desintegración energética que tiene lugar en la metodología, no se considera el horno para formar una corriente energética, a partir de sus corrientes de entrada y salida. En estudios precedentes (Rivero, 2016), se demuestra

que la necesidad de calentamiento que este equipo presenta es igual una vez integrado el proceso energéticamente, por lo cual no se tiene en cuenta para la presente investigación. Al no considerar esta necesidad de calentamiento, todos los requerimientos pasan a ser de enfriamiento, y esto trae consigo un elevado consumo de agua de enfriamiento.

Como se observa en la tabla 3.8, aparecen los valores del costo para cada nuevo intercambiador de calor de la red propuesta, con una diferencia mínima de temperatura de 20 K. En su determinación es necesario considerar: el área de transferencia de calor, el tipo de intercambiador de calor y el material de construcción.

El costo de adquisición para cada intercambiador de calor se determina a través del *software* profesional *CapCost*; también, se puede emplear la metodología propuesta por Turton (2009).

*Tabla 3.8 Costo de adquisición de la nueva red de intercambio de calor (propuesta 1)*

<i>IC</i>	<i>A [m<sup>2</sup>]</i>	<i>Costo [CUC]</i>	<i>IC</i>	<i>A [m<sup>2</sup>]</i>	<i>Costo [CUC]</i>	<i>IC</i>	<i>A [m<sup>2</sup>]</i>	<i>Costo [CUC]</i>
1	16	22 700	23	32	25 000	45	30	24 700
2	16	22 700	24	29	24 600	46	22	23 500
3	130	37 500	25	30	24 700	47	78	31 300
4	171	41 900	26	532	74 500	48	67	29 900
5	53	28 000	27	891	103 000	49	69	30 200
6	35	25 500	28	103	34 400	50	21	23 400
7	15	22 600	29	76	31 100	51	59	28 800
8	44	26 800	30	14	22 500	52	167	41 500
9	142	38 800	31	724	186 000	53	114	35 700

<i>IC</i>	<i>A [m<sup>2</sup>]</i>	<i>Costo [CUC]</i>	<i>IC</i>	<i>A [m<sup>2</sup>]</i>	<i>Costo [CUC]</i>	<i>IC</i>	<i>A [m<sup>2</sup>]</i>	<i>Costo [CUC]</i>
10	16	22 700	32	31	24 900	54	16	22 700
11	16	22 700	33	29	24 600	55	97	33 700
12	114	35 700	34	32	25 000	56	46	27 000
13	145	39 100	35	31	24 900	57	26	24 100
14	65	29 600	36	21	23 400	58	71	30 400
15	44	26 800	37	39	26 000	59	23	23 700
16	15	22 600	38	79	31 400	60	19	23 100
17	139	38 500	39	16	22 700	61	52	27 900
18	19	23 100	40	10	22 100	62	42	26 500
19	21	23 400	41	41	26 300	63	206	45 500
20	4	4 490	42	72	30 600	64	7	5 040
21	9	5 280	43	85	32 200	65	5	4 710
22	58	28 700	44	44	26 800	<b>Red IC [CUC]</b>		<b>2 019 220</b>

En la tabla 3.9 se muestra el costo de adquisición que tendría la nueva red de intercambio de calor, para una segunda propuesta, donde se utilizan equipos de intercambio de la red actual en la sección de destilación atmosférica bajo estudio.

Se aprecia que la inversión se reduce considerablemente, al no tener que adquirir 21 equipos de intercambio de calor, los que pueden emplearse para la nueva red de intercambiadores de calor. Para reutilizar estos equipos existentes, se tiene en cuenta el área de transferencia de calor, las características de los fluidos que intercambian calor y los materiales de construcción.

Tabla 3.9 Costo de adquisición de intercambiadores de calor (propuesta 2)

<i>IC</i>	<i>A [m<sup>2</sup>]</i>	<i>Costo [CUC]</i>	<i>IC</i>	<i>A [m<sup>2</sup>]</i>	<i>Costo [CUC]</i>	<i>IC</i>	<i>A [m<sup>2</sup>]</i>	<i>Costo [CUC]</i>
1	16	22 700	<i>E-102</i>	40	-----	45	30	24 700
2	16	22 700	24	29	24 600	46	22	23 500
<i>E-104</i>	130	-----	25	30	24 700	47	78	31 300
<i>E-103</i>	214	-----	26	532	74 500	<i>E-105A</i>	119	-----
<i>E-101</i>	66	-----	27	891	103 000	49	69	30 200
<i>E-102</i>	40	-----	<i>E-106A</i>	116	-----	50	21	23 400
7	15	22 600	29	76	31 100	<i>E-101</i>	66	-----
8	44	26 800	30	14	22 500	52	167	41 500
9	142	38 800	<i>A-107</i>	2500	-----	<i>E-106A</i>	116	-----
10	16	22 700	<i>E-102</i>	40	-----	54	16	22 700
11	16	22 700	33	29	24 600	<i>E-106A</i>	116	-----
<i>E-106A</i>	116	-----	<i>E-102</i>	40	-----	<i>E-107</i>	51	-----
13	145	39 100	35	31	24 900	<i>E-108</i>	28	-----
<i>E-101</i>	66	-----	36	21	23 400	<i>E-105A</i>	119	-----
15	44	26 800	37	39	26 000	59	23	23 700
16	15	22 600	38	79	31 400	60	19	23 100
17	139	38 500	39	16	22 700	61	52	27 900
18	19	23 100	40	10	22 100	62	42	26 500
19	21	23 400	41	41	26 300	<i>E-103</i>	214	-----
20	4	4 490	42	72	30 600	64	7	5 040
21	9	5 280	<i>E-104</i>	130	-----	65	5	4 710
<i>E-101</i>	66	-----	44	44	26 800	<b>Red IC (CUC)</b>		<b>1 209 720</b>

Emplear la segunda propuesta (Tabla 3.9, reutilizar intercambiadores existentes) resulta beneficioso económicamente, aunque es necesario valorar otros elementos técnicos para materializar dicha alternativa. Tal es el caso del enfriador por aire A-107, que posee un área de transferencia de calor igual a 2 500 m<sup>2</sup>, cuando al ocupar el lugar del enfriador número 31 (área de transferencia de calor igual a 724 m<sup>2</sup>) se le deben apagar varios ventiladores, debido a que las necesidades de transferencia de calor son inferiores.

Es importante conocer el costo de adquisición de la red que conforma originalmente la sección de destilación atmosférica (Tabla 3.10), de tal forma, que se puede valorar su incidencia en el proceso.

Zulueta (2012), declara que la sección de destilación atmosférica tiene su etapa de construcción y montaje en la década de 1980, hasta comenzar a funcionar en el año 1991 de forma intermitente. Para realizar la estimación del costo de adquisición de la red actual se utiliza el índice de costo correspondiente al año 1988, por estar en la etapa final de la construcción de la planta.

Lógicamente, estos valores son inferiores al de la nueva red propuesta, por las razones que anteriormente se explican sobre el índice de costos. De este resultado se verifica que no es necesario realizar una comparación entre los intercambiadores de calor originales, debido a que los mismos ya superan su periodo de amortización.

*Tabla 3.10 Costo de adquisición de la red de intercambio de calor actual*

<i>IC</i>	<i>Cantidad</i>	<i>A por IC [m<sup>2</sup>]</i>	<i>Costo por IC [CUC]</i>
<i>E-107</i>	1	51	16 554
<i>E-108</i>	1	28	14 582
<i>E-101</i>	4	66	71 237
<i>E-104</i>	4	130	89 644
<i>E-102</i>	4	40	62 631
<i>E-103</i>	2	214	55 340
<i>E-105 A</i>	2	119	43 268
<i>E-105 B</i>	2	71	36 336
<i>E-106 A</i>	6	116	128 729
<i>E-106 B</i>	6	116	128 729
<i>E-109</i>	1	4	2 683
<i>A 107</i>	1	2 500	218 134
<i>3 A 101</i>	1	39	29 343
<i>Total</i>			<i>879 211</i>

La reducción en el costo de adquisición de la segunda propuesta para la nueva red de intercambio de calor en comparación a la primera, tiene un valor de 809 500 CUC, lo cual representa un 40 % de reducción y se confirma así, la valoración anterior.

Sucede de igual forma para la amortización de la red, donde la primera propuesta de adquisición de la red es igual a 201 922 CUC anuales, mientras la segunda propuesta

exhibe un valor de 120 972 CUC anuales; verifica una reducción anual de 80 950 CUC (40 %).

De esta forma, se comprueba que la segunda propuesta de adquisición para la red de intercambio de calor posee mayor ventaja económica, con respecto a la primera. Se traduce en la disminución de 21 nuevos equipos de intercambio de calor a adquirir.

Debe declararse, que a pesar de la importancia que tienen los resultados obtenidos existe un grupo de limitaciones en esta investigación, que trazan las pautas para el trabajo futuro. Las mismas son:

- ✓ No se optimiza la diferencia mínima de temperatura para efectuar la integración energética.
- ✓ No se incluye un estudio de riesgos industriales para la red de intercambio de calor propuesta.
- ✓ No se considera un posible incremento en la complejidad del sistema de control automático y del sistema de flujo de fluidos para dicha red.

### **3.10 Conclusiones parciales del capítulo**

1. Se identifican 23 corrientes energéticas en el proceso de destilación atmosférica, de las cuales 10 corresponden a corrientes frías, mientras las 13 restantes son corrientes calientes.



2. Los requerimientos mínimos de utilidades en el proceso se obtienen a partir del diagrama de cascada, donde la cantidad mínima de enfriamiento es igual a 27 378,15 kW.
3. La red de intercambio de calor propuesta consta de 65 intercambiadores de calor, de estos: 60 son intercambiadores de tubo y coraza, cuatro son de doble tubo y uno es un enfriador por aire; con un área de transferencia de calor total de 5 485 m<sup>2</sup>, valor inferior a la red actual.
4. El material de construcción a emplear para los intercambiadores de calor de la nueva red, es el acero inoxidable de la serie 300, excepto en algunas partes de estos, donde se utilizará el acero al carbono.
5. No se reduce el consumo de utilidades (agua de enfriamiento), sin embargo si disminuye en un 50 % el consumo de potencia.
6. Resulta beneficioso económicamente reutilizar intercambiadores de calor existentes para la nueva red de intercambio de calor, la cual reduce un 40 % el costo de adquisición.

## CONCLUSIONES

1. Se obtiene la red óptima de intercambio de calor, mediante la integración energética por el método de programación lineal de las corrientes del proceso de destilación atmosférica en una refinería de petróleo, para una diferencia mínima de temperatura de 20 K.
2. La optimización matemática por programación lineal, es un método de integración energética adecuado para procesos de refinación de petróleo.
3. Se identifican 23 corrientes energéticas en el proceso de destilación atmosférica, las cuales una vez integradas requieren 27 378,15 kW como necesidades de enfriamiento.
4. La red de intercambio de calor propuesta consta de 65 intercambiadores de calor, con un área de transferencia de calor total de 5 485 m<sup>2</sup>, valor inferior a la red actual (5 761 m<sup>2</sup>) y aunque no se reduce el consumo de utilidades (agua de enfriamiento), si se disminuye en 50 % el consumo de potencia.
5. Es factible económicamente la segunda propuesta para la nueva red de intercambio de calor, donde se reutilizan intercambiadores de calor existentes en el proceso actual, de esta forma se reduce en 40 % el costo de su implementación.

## **RECOMENDACIONES**

1. Optimizar la diferencia mínima de temperatura, lo cual permita desarrollar configuraciones tecnológicas que reduzcan el consumo de utilidades en la sección de destilación atmosférica en estudio, con respecto a la red de intercambio de calor instalada actualmente.
2. Obtener la red óptima de intercambio de calor para la sección de destilación atmosférica del caso de estudio, donde se considere el efecto de la integración sobre los riesgos industriales por incendio y explosión.

## REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Acosta, Y., 2015. *Disminución del contenido de azufre en el diesel de la planta de hidrofinación de diesel de la Refinería Camilo Cienfuegos*. Proyecto parcial del diplomado tecnologías de refinación de petróleo. Matanzas: Universidad de Matanzas.
2. AIP, A.I.o.P., 2015 of Conference. “Refining of petroleum”.
3. Albright, L.F., 2009. *Albright’s Chemical Engineering Handbook*.
4. Barberi, E., 2012. *El Pozo Ilustrado I*. Caracas, Venezuela: Ediciones PDVSA.
5. Barker, C., 2007. *Petroleum technology*. Oklahoma, USA: John Wiley & Sons.
6. Benítez, A.; Martínez, Y. ; Domínguez, F.J., 2007. “Tecnología Pinch: Una Introducción a la Integración Energética”. DOI.
7. Benítez, A.M., Y.; Domínguez, F.J., 2007. “Tecnología Pinch: Una Introducción a la Integración Energética”. DOI.
8. Biegler, L.T.; Grossmann, I.E. ; Westerberg, A.W., 1997. *Systematic Methods of Chemical Process Design*.
9. Braccia, L.; Nieto, L.; Luppi, P. ; Basualdo, M.S., 2013. *Esquemas de integración energética flexible para plantas químicas y diseño de la estructura de control reconfigurable*. Santa Fe, Argentina: Universidad Tecnológica Nacional Regional Rosario.
10. Branan, C.R., 2006. *Soluciones prácticas para el Ingeniero Químico*.
11. Cabrera, L.; García, O.; González, R.; Rangel, J. ; Rincón, D., 2012. *Elaboración teórica para la destilación de crudo pesado mediante la destilación atmosférica y de vacío*. Universidad de Los Andes. Mérida, Venezuela.
12. Capote, A., 2009. *Integración energética en el área de destilación atmosférica de la Sección-100 de la refinería “Camilo Cienfuegos”*. Tesis en opción al título de ingeniero químico. Santa Clara, Cuba: Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas.
13. Castillo, E.F., 2007. *Power Integration of the Palm Oil Extraction Process*.
14. Castillo, R., 2014. *Análisis de la gestión de la energía en la planta de destilación atmosférica de la refinería “Camilo Cienfuegos”*. Tesis presentada en opción al título de Ingeniero Químico. Cienfuegos, Cuba: Universidad de Cienfuegos “Carlos Rafael Rodríguez”.

15. CEPAL, C.E.p.A.L.y.e.C., 2013. *Anuario Estadístico de América Latina y el Caribe*.
16. CEPCI, C.E.P.C.I., 2016. *Economic Indicators*.
17. Cereijo, M., 2007. *Cuba: Crisis de energía eléctrica*.
18. Collazo, A.R., 2009. *Apuntes sobre el método simplex de programación lineal*.
19. Couper, J.R.; Penney, W.R.; Fair, J.R. ; Walas, S.M., 2010. *Chemical Process Equipment. Selection and Design*. Second Edition Ed. United States of America, ISBN 978-0-12-372506-6.
20. Covas, J.A., 2012. *Propuesta de mejora de la red de intercambio de calor de la planta de Reformación Catalítica de la Refinería de Petróleo "Camilo Cienfuegos"*. Trabajo final en opción al Título Académico de Especialista en Tecnologías de Refinación de Petróleo. Matanzas, Cuba: Universidad de Matanzas.
21. Cuesta, L.F., 2009. *Integración energética de la columna de destilación atmosférica al banco de precalentamiento de crudo de la refinería "Nico López"*. Tesis en opción al título de ingeniero químico Habana, Cuba: Instituto Superior Politécnico José Antonio Echeverría (ISPJAE).
22. Cheresources, 2004. *Pinch Technology: Basics for Beginners. The Chemical Engineers*.
23. Decreto Supremo, N.-E., 2004. *Reglamento de normas para la refinación y procesamiento de hidrocarburos*.
24. Domínguez, T., 2014. *Análisis de riesgo a la red de intercambio de calor propuesta en la planta de desmineralización de aceite de una refinería de petróleo*. Tesis presentada en opción al título de Ingeniero Químico. Matanzas, Cuba: Facultad de Ingenierías, Universidad de Matanzas "Camilo Cienfuegos".
25. El-Halwagi, M.M., 1997. *Pollution Prevention through Process Integration: Systematic Design Tools*. Academic Press.
26. Escobar, M., 2011. *Síntese Simultânea de Trocadores de Calor com considerações operacionais: Flexibilidade e Controlabilidade*. Ph.D. Thesis. Rio de Janeiro, Brasil: Federal University of Rio de Janeiro.
27. FUNKE, 2013. *Intercambiadores de calor. Modelos en serie y soluciones específicas*.
28. Gallardo, G.A., 2007. *Proyecto para la instalación de una Refinería de Petróleo en Extremadura (Refinería Balboa)*.

29. García, A. ; Morales, J.E., 2007. *Simulación del proceso de destilación de la Refinería ``Camilo Cienfuegos``*.
30. Garrido, M.F., 2010. *Simulación estacionaria de plantas de FCCU (Fluid Cracking Catalitic Unit) e integración energética*.
31. Gerardo, H., 2010. *Procesos de destilación atmosférica de crudos y al vacío*.
32. González, A., 2014. *Integración energética mediante programación lineal en la Unidad de Desmineralización de Aceite de una refinería de petróleo*. Matanzas, Cuba: Universidad de Matanzas.
33. González, P.F., 2006. *Energía y Desarrollo Sostenible*. La Habana, Cuba: Editorial Política.
34. Green, D.W. ; Perry, R.H., 2008. *Perry's Chemical Engineers HandB. 8va Ed. New York: McGraw-Hill. Section 6*.
35. Guerra, O., 2015 of Conference. "Procesamiento de hidrocarburos. Fundamentos teóricos de fraccionamiento".
36. Gundersen, T., 2000. *A process integration primer. SINTEF Energy Research*.
37. Heredia, Y.O., 2008. *Evaluación y rediseño en la red de intercambio de la unidad de destilación de la refinería ``Camilo Cienfuegos``* Tesis presentada en opción al título de Ingeniero Químico. Ciudad de La Habana: CUJAE: Instituto Superior Politécnico ``José Antonio Echevarría``.
38. Hernández, E., 2009. *Optimización de los parámetros de operación de la torre debutanizadora instalada en la Planta Energas - Varadero*. Tesis presentada en opción al título de Máster en Ciencias. Matanzas: Universidad de Matanzas "Camilo Cienfuegos".
39. Hidalgo, L., 2012. *Propuesta del inhibidor de corrosión VAPEN 220 FI, para los sistemas de topes de las torres de destilación atmosférica*. Trabajo final en opción al Título Académico de Especialista en Tecnologías de Refinación de Petróleo. Matanzas, Cuba: Universidad de Matanzas.
40. ICCT, I.C.o.C.T., 2011. *Introducción a la refinación del petróleo y producción de gasolina y diesel con contenido ultra bajo de azufre*. Bethesda, Maryland.
41. IEA, I.E.A., 2008 of Conference. "World Energy Outlook". 19/01/2016.
42. IMP, I.M.d.P., 2014. *Refinación. Secretaría de Energía (SENER)*. San Bartolo Atepehuacan, México D.F.
43. Incropera, F. ; De Witt, D., 2011. *Fundamentals of Heat and Mass Transfer. 7th Ed Ed. New York, USA: McGraw Hill*.

44. Kemp, I.C., 2007. *Pinch Analysis and Process Integration: A User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy*.
45. Kern, D.Q., 1999. *Procesos de transferencia de calor*. 1era Ed. Ed. D.F., México, ISBN 968-26-1040-0.
46. Kraus, R.S., 2013. *Industrias Químicas. Petróleo y gas natural. Proceso de refinación del petróleo*.
47. Kunt, H., 2010. *Principales procesos de refinación. Refinación y destilación de petróleo*. Universidad Central de Venezuela: Publicaciones.
48. Laukkanen, T., 2003. *A Methodology for Cost-Effective Thermal Integration of Production Plant Sections and the Utility System. Degree of Licentiate of Science in Technology*. Finland: Department of Mechanical Engineering, Helsinki University of Technology.
49. Linnhoff, B. ; Flower, J.R., 1978. "Synthesis of Heat Exchanger Networks". *AIChE Journal*, 24 (4), pp. 633-642.
50. López, Y., 2016 of Conference. "Evaluación y diseño de equipos de transferencia de calor". *Curso correspondiente a la Maestría Ingeniería Asistida por Computadora*. Universidad de Matanzas, Cuba.
51. Lugo, R.A., 2014. *Optimización multiobjetivo de variables operacionales y de diseño en calderas recuperadoras de calor*. Tesis en opción al Título de Ingeniero Químico. Matanzas, Cuba: Universidad de Matanzas.
52. Lluch, J., 2008. *Tecnología y margen de refinación*. España: Ediciones Díaz de Santos.
53. Martínez, O., 2007. *Destilación atmosférica y al vacío*. CONAQUIM. Margarita, Venezuela.
54. Mateos, E., 2004. *Análisis Exergético de una planta de hidrodealquilación de tolueno y una planta simplificada de síntesis de amoníaco mediante el método de distribución de cargas exergéticas*. Licenciatura en Ingeniería Química con área en Ingeniería de Procesos. Puebla. México: Universidad de las Américas.
55. Mejías, A., 2012. *Obtención de los parámetros de operación que permitan en la planta fraccionamiento de gases la reducción del contenido de pentano en el GLP*. Trabajo final en opción al Título Académico de Especialista en Tecnologías de refinación de petróleo.
56. MERUS, 2017. *Solución a la biocontaminación en Refinería en Dubái*.
57. Montes de Oca, L. ; Domínguez, F.J., 2008. "Ahorro y Eficiencia Energética. Integración energética de procesos mediante Programación Matemática".

58. Montes de Oca, L.; Romero, P. ; Domínguez, F.J., 2005. *Metodos de Integración y Optimización Energética de Plantas Químicas. Estudio Bibliográfico.*
59. Morlote, M., 2012. *Evaluación de la torre rectificadora de destilación atmosférica con la dieta de crudo actual* Trabajo final en opción al Título Académico de Especialista en Tecnologías de refinación de petróleo Matanzas, Cuba: Universidad de Matanzas Camilo Cienfuegos.
60. NAMP, N.A.M.P.i.H.E., 2003 of Conference. “Introduction to Process Integration”. En: PIECE (ed.), USA.
61. OMIE, 2016. *Informa de precios.*
62. Parkash, S., 2003. *Refining Processes Handbook.* 1st Ed Ed., ISBN ISBN-13: 978-0750677219.
63. PDVSA, 2007. *Destilación fraccionada. Manual del participante. CIED.* Puerto La Cruz, Venezuela.
64. PEMEX, P.M., 2013 of Conference. “Principales insumos de una refinería”. 23/01/2016.
65. Pérez, G.A., 2008. *Implementación de algoritmos de Análisis Pinch para la integración energética en la industria de procesos.* Tesis para obtener el grado de Máster en Análisis y Control de Procesos. Ciudad de La Habana, Cuba: Instituto Superior Politécnico José Antonio Echeverría (CUJAE).
66. PHPSimplex, 2017. *Teoría del método Simplex.*
67. Pérez, A.R., 2012. *Propuesta de un plan de ahorro energético en el horno f-101 de la planta de procesos de la refinería ``Camilo Cienfuegos``.* Trabajo final en opción al título académico de especialista en tecnologías de refinación de petróleo. Matanzas, Cuba: Universidad de Matanzas.
68. Polledo, A., 2011. *Diseño preliminar de una columna de destilación multicomponente.* Tesis presentada en opción al título de Ingeniera Química. Matanzas, Cuba: Universidad de Matanzas “Camilo Cienfuegos”.
69. Pontoni, A., 2004. *El Futuro del Petróleo y Fósiles Energéticos.*
70. Quijano, H., 2012. *Diseño e implementación de una plataforma integrada de modelación para la planificación energética sostenible – Modergis – “estudio de caso colombia”.* Tesis para optar el título de Doctor en Ingeniería Sistemas Energéticos. Medellín, Colombia: Universidad Nacional de Colombia.
71. REN21, R.E.P.N.f.t.s.C., 2015. *Reporte de la situación mundial de las energías renovables 2015.*

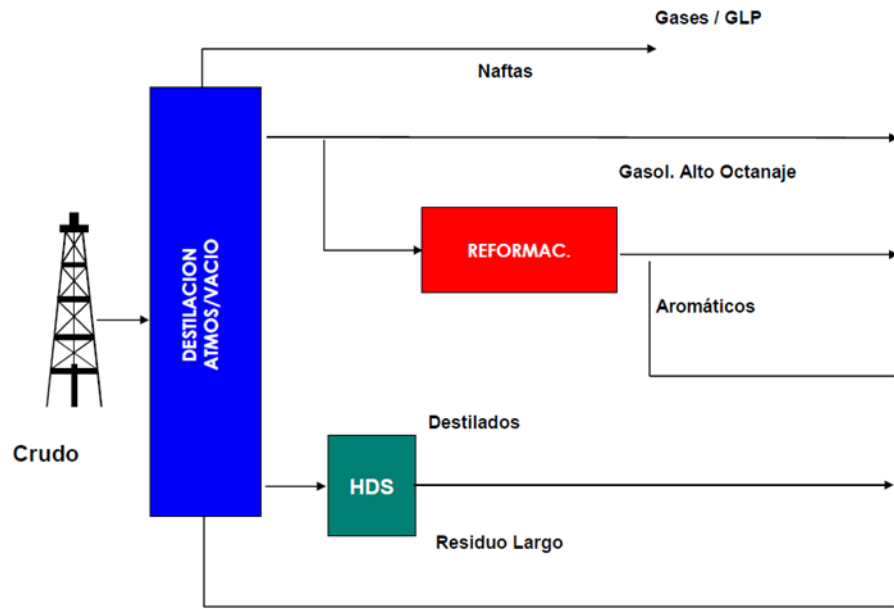


72. Renedo, C.J. ; Fernández, D.P., 2008. *Tecnología Pinch. Curso de Tecnología Pinch.*
73. Repsol, 2012. *Los secretos mejor guardados de la destilación atmosférica.*
74. Rivero, H.L., 2016. *Integración energética en la sección de destilación atmosférica de una refinería de petróleo.* Tesis presentada en opción al título de Ingeniero Químico. Matanzas, Cuba: Universidad de Matanzas.
75. Rodríguez, B.S., 2012. *Conjunto de Indicadores de Desempeño energético para benchmarking del sector industrial y su uso en las aplicaciones de la norma ISO 50001.*
76. Romero, K., 2011. *Clasificación de las refinerías. Petroleoamérica.*
77. Salazar, B., 2012. *Investigación de operaciones. Programación Lineal.*
78. Sotolongo, C., 2010. *Elementos Básicos de un Sistema de Monitoreo y Control Energético para la Planta de Tratamiento de Efluentes de la Refinería de Petróleo de Cienfuegos.* Cienfuegos, Cuba: Universidad de Cienfuegos Carlos Rafael Rodríguez.
79. Tola, V. ; Pettinau, A., 2014. “ Power generation plants with carbon capture and storage: A techno-economic comparison between coal combustion and gasification technologies. ”. *Applied Energy*, 113, pp. 1461-474.
80. Treybal, R.E., 1999. *Operaciones de transferencia de masa.* 2/e Ed., ISBN 968 6046 34 8.
81. Tsatsaronis, G., 2007. “Definitions and nomenclature in exergy analysis and exergoeconomics”. *Energy*, April, No. 4, pp. 249-53.
82. Turton, R., 2009. *Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes.*
83. Visbal, E.J. ; Proaño, J.F., 2014. *Análisis de integración energética por el método Pinch de la unidad de destilación primaria de la refinería de Talara, Perú.* Especialización en ingeniería de proceso de refinación de petróleo y petroquímicos básicos. Cartagena, Colombia: Universidad de San Buenaventura.
84. Vitutor, 2014. *Álgebra. Programación lineal.*
85. Zamora, M., 2005. *Estrategia de integración material y energética en la producción de etanol e hidrógeno para electricidad a partir de la caña de azúcar.* Cuba.
86. Zamora, Y., 2009. *Evaluación energética del sistema de destilación de la Ronera Cárdenas.* Tesis en opción al título de ingeniero químico: Instituto Superior Politécnico José Antonio Echeverría.

87. Zulueta, O.R., 2012. *Propuesta de mejoras a la seguridad operacional de los procesos de destilación atmosférica de la Refinería de Petróleo Camilo Cienfuegos*. Trabajo final en opción al Título Académico de Especialista en Tecnologías de refinación de petróleo: Universidad de Matanzas.

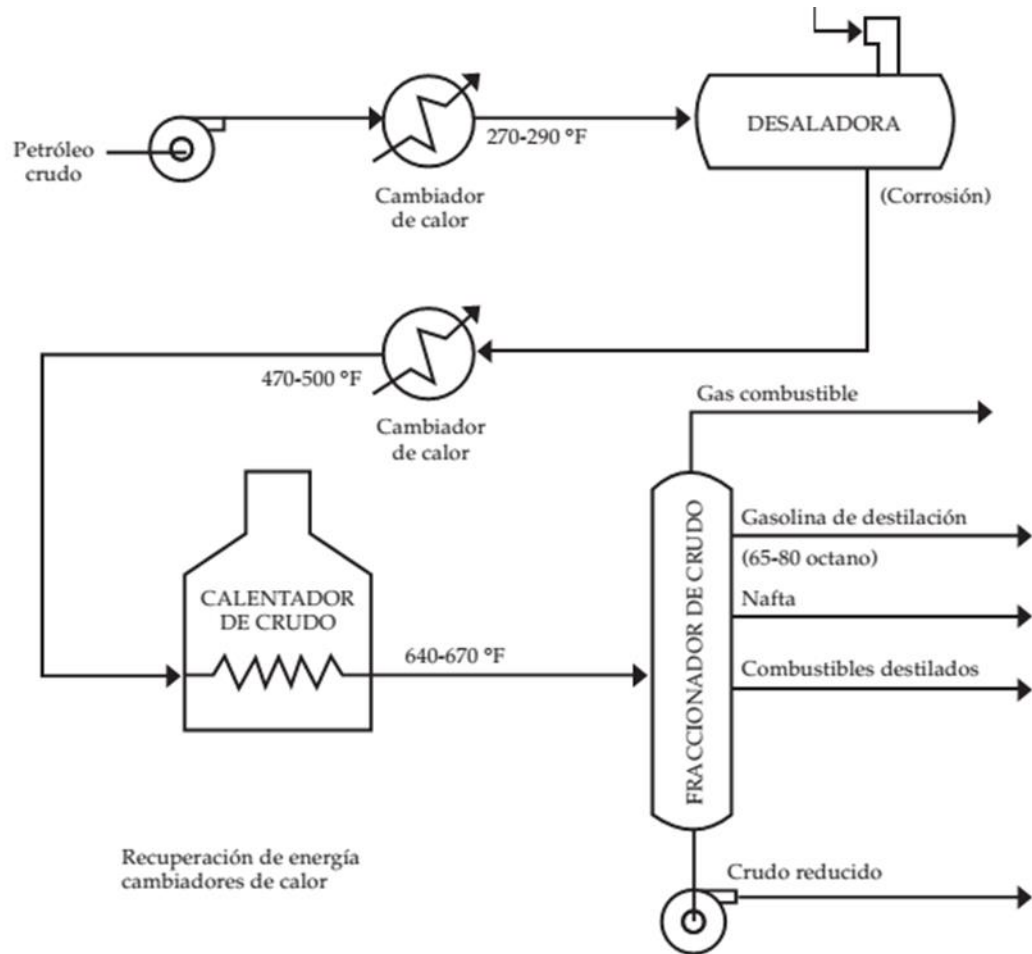
## ANEXOS

### Anexo 1. Esquema de refinación de petróleo, tipo *Hydroskimming*.



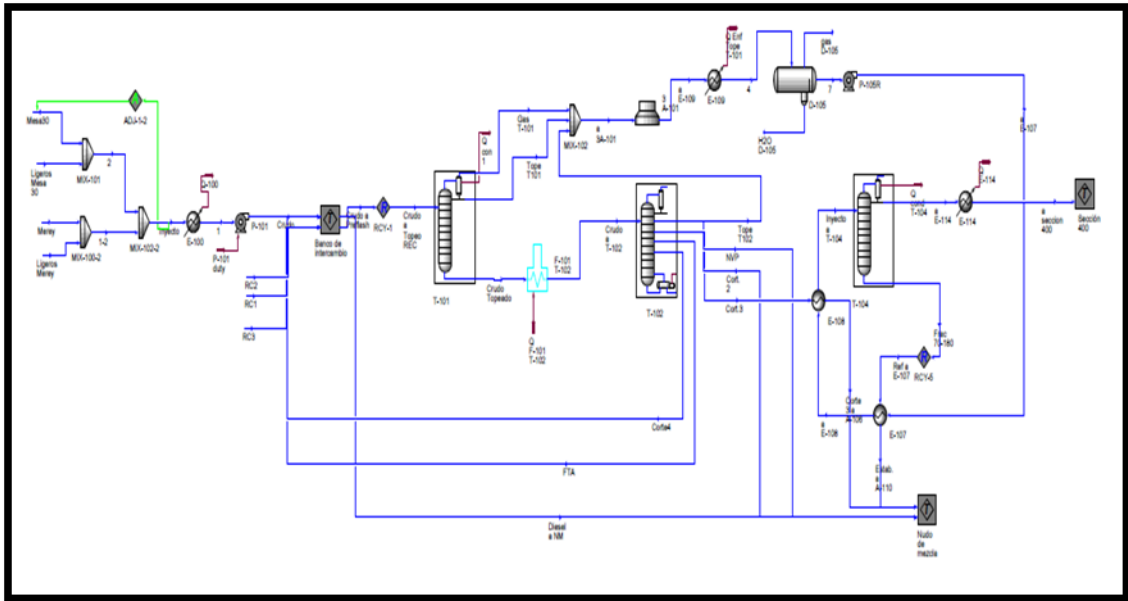
Fuente: Guerra (2015).

## Anexo 2. Sección de destilación atmosférica de una refinería de petróleo.



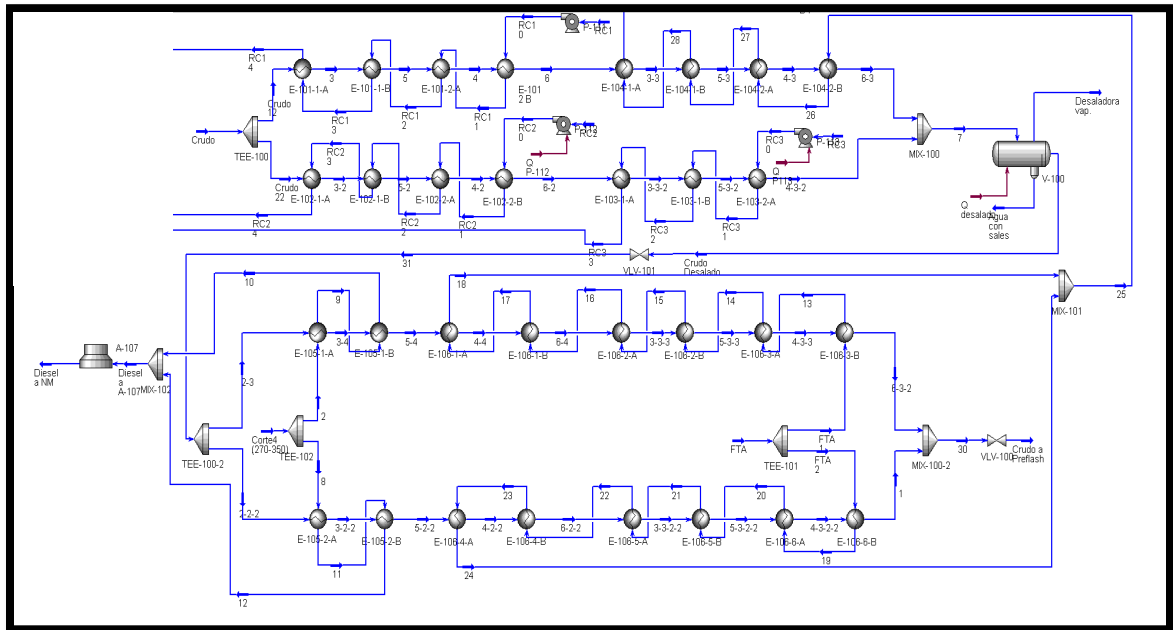
Fuente: Torres y Castro (2002).

### Anexo 3. Sección de destilación atmosférica caso de estudio.



Fuente: Heredia (2008).

**Anexo 4. Banco de intercambiadores de calor de la sección de destilación atmosférica objeto en estudio.**



Fuente: Heredia (2008).

**Anexo 5. Datos de diseño y operación del proceso caso de estudio.**

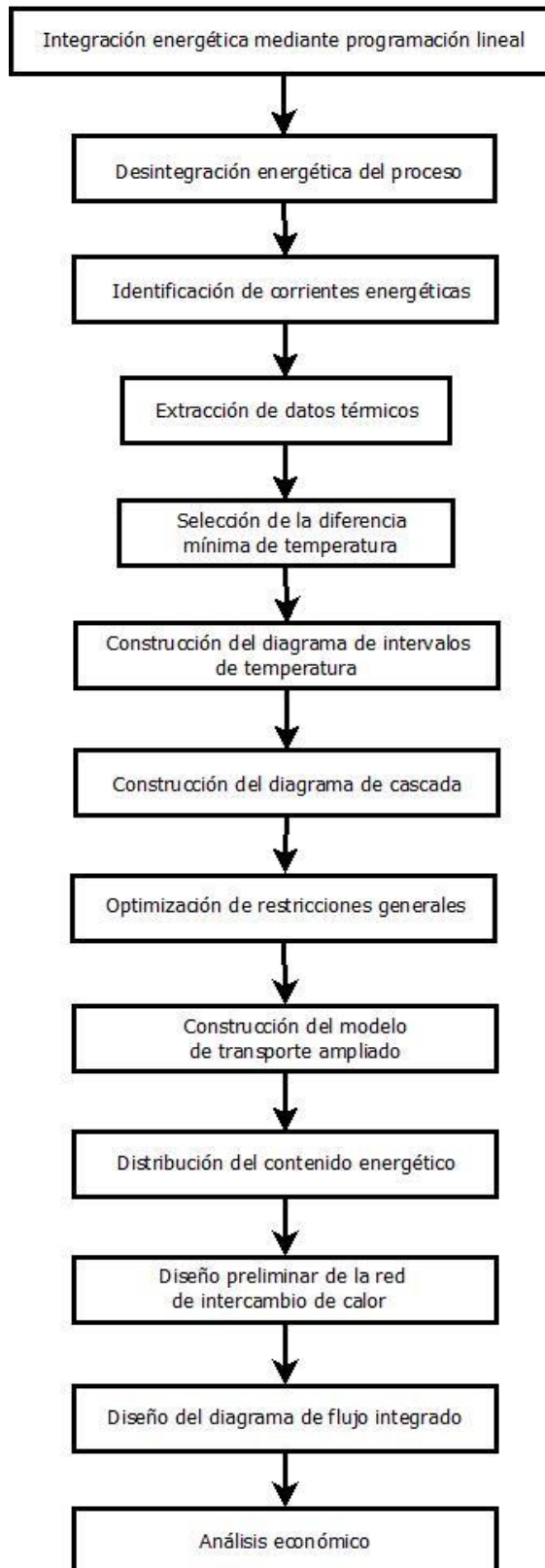
<b>Intercambiador</b>	<b>Paso</b>	<b>Temperatura de operación [°C]</b>	<b>Presión de operación [Kgf/cm<sup>2</sup>]</b>
Entrada 1E-101/102	Por tubos	33	29,4
Entrada 1E-101	Por carcaza	136	11,7
Entrada 1E-102	Por carcaza	163	10,5
Entrada 2E-101	Por tubos	50	28,9
Entrada 2E-102	Por tubos	50	28,6
Entrada 2E-101	Por carcaza	170	11,9
Entrada 2E-102	Por carcaza	217	10,7
Entrada 1E-103	Por tubos	73	27,8
Entrada 1E-104	Por carcaza	70	28,1
Entrada 1E-103	Por carcaza	246	11,3
Entrada 1E-104	Por tubos	214	15,3
Entrada 2E-103	Por tubos	109	26,9
Entrada 2E-104	Por carcaza	88	26,7
Entrada 2E-103	Por carcaza	291	11,4
Entrada 2E-104	Por tubos	232	16,7
Salida 2E-103	Por tubos	134	26,7
Salida 2E-104	Por carcaza	111	25,5

**Anexo 5. Datos de diseño y operación del proceso caso de estudio (continuación).**

<b>Intercambiador</b>	<b>Paso</b>	<b>Temperatura de Operación [°C]</b>	<b>Presión de Operación [Kgf/cm<sup>2</sup>]</b>
Entrada 1,2E-105	Por tubos	114	10,5
Entrada 1E-105	Por carcaza	314	18,8
Entrada 2E-105	Por carcaza	314	18,8
Entrada 1E-106	Por carcaza	132	9,5
Entrada 1E-106	Por tubos	261	19,1
Entrada 4E-106	Por carcaza	132	9,5
Entrada 4E-106	Por tubos	247	18,9
Entrada 3E-106	Por carcaza	160	7,6
Entrada 5E-106	Por carcaza	144	8,3
Entrada 2E-106	Por tubos	281	19,2
Entrada 5E-106	Por tubos	282	19,2
Entrada 6E-106	Por carcaza	165	7,7
Entrada 3E-106	Por carcaza	160	7,6
Entrada 3E-106	Por tubos	346	19,5
Entrada 6E-106	Por tubos	346	19,5
Salida 3E-106	Por carcaza	201	6,7
Salida 6E-106	Por carcaza	206	7,1



## Anexo 6. Etapas del método de integración energética.

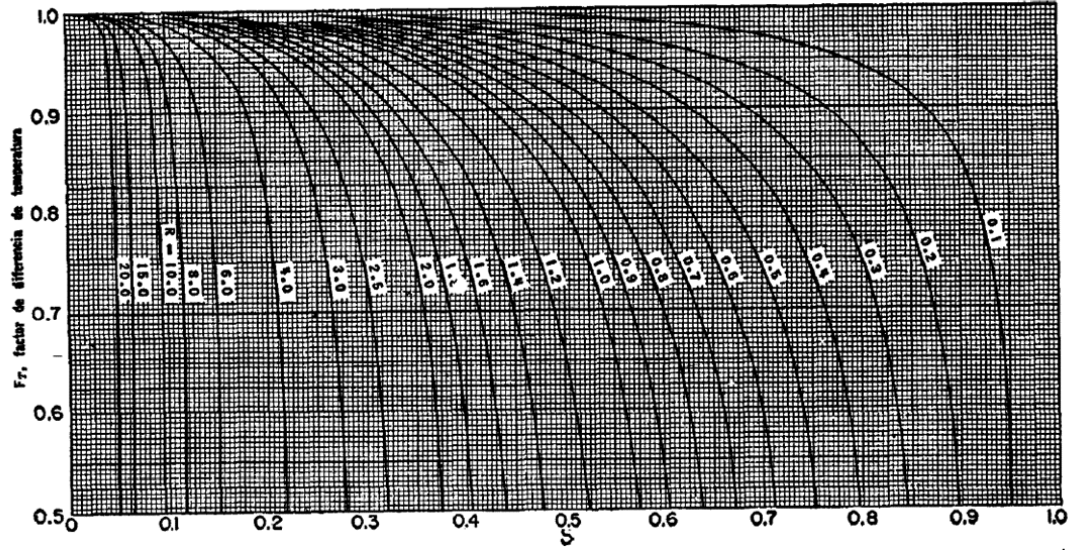


**Anexo 7. Coeficientes de transferencia de calor.**

TYPICAL OVERALL HEAT TRANSFER COEFFICIENTS (fouling=0.003 ft <sup>2</sup> hdegF/Btu)				Units U Btu/ h ft <sup>2</sup> degF ▼	
Fouling	Inside (Btu/ft <sup>2</sup> hdegF) 2000 ▼	Outside (Btu/ft <sup>2</sup> hdegF) 2000 ▼	Typical OHTC		
Application	Hot fluid	Cold fluid	Minimum	Maximum	
Heat exchangers	Water	Water	141	264	
	Aqueous solutions	Aqueous solutions(1)	250	500	
	Organic solvents	Organic solvents	18	53	
	Light oils	Light oils	18	70	
	Medium organics	Medium organics (1)	20	60	
	Heavy organics	Light organics(1)	30	60	
	Heavy organics	Heavy organics(1)	10	40	
	Light organics	Heavy organics(1)	10	40	
	Gases	Gases	2	9	
Coolers	Water	Water (1)	250	500	
	Methanol	Water (1)	250	500	
	Organic solvents	Water	44	132	
	Aqueous solutions	Water(1)	250	500	
	Light oils	Water	62	158	
	Medium organics	Water(1)	50	125	
	Heavy oils	Water	11	53	
	Gases	Water	4	53	
	Organic solvents	Brine	26	88	
	Water	Brine	106	211	
Heaters	Gases	Brine	3	44	
	Steam	Water	264	704	
	Steam	Aqueous solutions <2.0 cp (1)	200	700	
	Steam	Aqueous solutions >2.0 cp (1)	100	500	
	Steam	Organic solvents	88	176	
	Steam	Light organics/oils	53	158	
	Steam	Medium organics (1)	50	100	
	Steam	Heavy organics/oils	11	79	
	Steam	Gases	5	53	
	Dowtherm	Heavy oils	9	53	
	Dowtherm	Gases	4	35	
	Flue gases	Steam	5	18	
	Flue	Hydrocarbon vapors	5	18	
Condensers	Aqueous vapors	Water	176	264	
	Organic vapors	Water	123	176	
	Organics with non-condensibles	Water	88	123	
	Vacuum condensers	Water	35	88	
Vaporisers	Steam	Aqueous solutions	176	264	
	Steam	Light organics	158	211	
	Steam	Heavy organics	106	158	

Fuente: Escobar (2011).

Anexo 8. Factor de corrección de temperatura ( $F_T$ ); intercambiadores de calor con disposición 1-2.



Fuente: Kern (1999).

**Anexo 9. Contenido energético de cada corriente para su intervalo de temperatura.**

C (kW/h)	101.85	112.69	102.96	112.50	118.45	130.64	118.45	130.64	118.45	130.64	118.45	137.29	59.60	39.35	196.67	79.04	20.79	79.04	34.22	30.01	16.29	17.21	19.04	14.14	15.38
Intervalo $\Delta T$ (K)	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	Quintal (kW)	
A	43.80															3462.06								6824.13	
B	37.50														735.05	2964.10								14082.76	
C	9.50											373.85	1888.35	750.90	197.48	750.90								3941.48	
D	18.20											716.21	3579.36	1438.57	378.33	1438.57								2795.75	
E	8.30											326.62	1632.34	656.05	172.53	656.05						117.39		1382.37	
F	32.00										185.13	1299.27	6293.38	2529.36	665.19	2529.36						452.57		7243.30	
G	0.80										46.88	31.48	157.33	63.23	16.63	63.23								169.77	
H	6.30										864.92	369.17	247.92	1239.01	130.96									1205.91	
I	23.30										3198.85	1365.33	916.90	6382.37	484.34								358.42	4838.38	
J	2.10										288.31	123.06	82.64											49.47	
K	4.00										549.16	234.39	157.41											191.75	
L	2.00										274.38	117.20	76.70								38.09			57.79	
M	5.70										782.55	334.01	224.31								108.55			477.62	
N	0.20										9.98	27.46	11.72	7.87							3.81			6.78	
N̄	6.10										304.47	837.47	240.05								116.16			584.12	
O	1.20										135.00	142.14	47.22								22.85			245.98	
P	1.60										180.00	189.52									30.47			390.93	
Q	3.00										337.51	355.35									57.13			1144.87	
R	6.10										686.26										116.16			882.79	
S	4.10										462.02										78.08			656.42	
T	26.00										2929.87										447.50			4115.05	
U	10.00										1126.87	1029.57									172.12			4487.26	
V	10.10	1028.65									1039.87										173.84			1392.65	
W	3.00	305.54									306.87										51.63			563.40	
X	9.20	996.99									947.21													1569.40	
Y	1.60	162.96									164.73													224.92	
Z	5.10	519.42									525.08													891.43	
A*	4.70	478.68									483.90										76.57			886.11	
B*	0.30																				4.89			4.89	
Quintal (kW)	3432.24	7211.99	4493.24	4725.09	2839.14	10882.24	2819.14	10882.24	3414.05	7207.70	4476.88	4710.45	26727.19	11864.29	2824.98	11864.29	3284.84	201.10	81.46	845.09	571.29	569.96	850.66	2378.15	

**Anexo 10. Restricciones del diagrama de cascada.**

QH-R1=-6924,13
R1-R2=-14082,76
R2-R3=-3941,48
R3-R4=-2795,75
R4-R5=-1392,37
R5-R6=-7243,30
R6-R7=-169,77
R7-R8=-1205,91
R8-R9=-4818,38
R9-R10=-49,48
R10-R11=-191,75
R11-R12=-57,79
R12-R13=477,62
R13-R14=6,78
R14-R15=564,12
R15-R16=245,97
R16-R17=390,93
R17-R18=1144,86
R18-R19=882,79
R19-R20=656,42
R20-R21=4115,05
R21-R22=1487,26
R22-R23=1392,65
R23-R24=563,40
R24-R25=1569,40
R25-R26=224,92
R26-R27=891,43
R27-R28=886,01
R28-QW=-4,89

### Anexo 13. Restricciones del diagrama de transporte ampliado.

#### Intervalo A

$$R_{14A} = 3462,06 \quad (1)$$

$$R_{16A} = 3462,06 \quad (2)$$

#### Intervalo B

$$R_{14A} - R_{14B} = -2964,10 \quad (3)$$

$$R_{16A} - R_{16B} = -2964,10 \quad (4)$$

$$R_{15B} = 779,52 \quad (5)$$

$$R_{13B} = 7375,05 \quad (6)$$

#### Intervalo C

$$R_{14B} - R_{14C} = -750,90 \quad (7)$$

$$R_{16B} - R_{16C} = -750,90 \quad (8)$$

$$R_{15B} - R_{15C} = -197,48 \quad (9)$$

$$R_{13B} - R_{13C} = -1868,35 \quad (10)$$

$$R_{12C} = 373,85 \quad (11)$$

#### Intervalo D

$$R_{14C} - R_{14D} - Q_{D14-6} - Q_{D14-8} = -1438,57 \quad (12)$$

$$R_{16C} - R_{16D} - Q_{D16-6} - Q_{D16-8} = -1438,57 \quad (13)$$

$$R_{15C} - R_{15D} - Q_{D15-6} - Q_{D15-8} = -378,33 \quad (14)$$

$$R_{13C} - R_{13D} - Q_{D13-6} - Q_{D13-8} = -3579,36 \quad (15)$$

$$R_{12C} - R_{12D} - Q_{D12-6} - Q_{D12-8} = -716,21 \quad (16)$$

$$Q_{D14-6} + Q_{D16-6} + Q_{D15-6} + Q_{D13-6} + Q_{D12-6} = 2377,65 \quad (17)$$

$$Q_{D14-8} + Q_{D16-8} + Q_{D15-8} + Q_{D13-8} + Q_{D12-8} = 2377,65 \quad (18)$$

#### Intervalo E

$$R_{14D} - R_{14E} - Q_{E14-6} - Q_{E14-8} = -656,05 \quad (19)$$

$$R_{16D} - R_{16E} - Q_{E16-6} - Q_{E16-8} = -656,05 \quad (20)$$

$$R_{15D} - R_{15E} - Q_{E15-6} - Q_{E15-8} = -172,53 \quad (21)$$

$$R_{13D} - R_{13E} - Q_{E13-6} - Q_{E13-8} = -1632,34 \quad (22)$$

$$R_{12D} - R_{12E} - Q_{E12-6} - Q_{E12-8} = -326,62 \quad (23)$$

$$R_{22E} + Q_{E22-6} + Q_{E22-8} = 117,39 \quad (24)$$

$$Q_{E14-6} + Q_{E16-6} + Q_{E15-6} + Q_{E13-6} + Q_{E12-6} + Q_{E22-6} = 1084,31 \quad (25)$$

$$Q_{E14-8} + Q_{E16-8} + Q_{E15-8} + Q_{E13-8} + Q_{E12-8} + Q_{E22-8} = 1084,31 \quad (26)$$

#### Intervalo F

$$R_{14E} - R_{14F} - Q_{F14-6} - Q_{F14-8} = -2529,36 \quad (27)$$

$$R_{16E} - R_{16F} - Q_{F16-6} - Q_{F16-8} = -2529,36 \quad (28)$$

$$R_{15E} - R_{15F} - Q_{F15-6} - Q_{F15-8} = -665,19 \quad (29)$$

$$R_{13E} - R_{13F} - Q_{F13-6} - Q_{F13-8} = -6293,38 \quad (30)$$

$$R_{12E} - R_{12F} - Q_{F12-6} - Q_{F12-8} = -1259,27 \quad (31)$$

$$R_{22E} - R_{22F} - Q_{F22-6} - Q_{F22-8} = -452,57 \quad (32)$$

$$R_{11E} + Q_{E11-6} + Q_{E11-8} = 1875,13 \quad (33)$$

$$Q_{F14-6} + Q_{F16-6} + Q_{F15-6} + Q_{F13-6} + Q_{F12-6} + Q_{F22-6} + Q_{F11-6} = 4180,48 \quad (34)$$

$$Q_{F14-8} + Q_{F16-8} + Q_{F15-8} + Q_{F13-8} + Q_{F12-8} + Q_{F22-8} + Q_{F11-8} = 4180,48 \quad (35)$$

#### Intervalo G

$$R_{14F} - R_{14G} - Q_{G14-6} - Q_{G14-8} = -63,23 \quad (36)$$

$$R_{16F} - R_{16G} - Q_{G16-6} - Q_{G16-8} = -63,23 \quad (37)$$

$$R_{15F} - R_{15G} - Q_{G15-6} - Q_{G15-8} = -16,63 \quad (38)$$

$$R_{13F} - R_{13G} - Q_{G13-6} - Q_{G13-8} = -157,33 \quad (39)$$

$$R_{12F} - R_{12G} - Q_{G12-6} - Q_{G12-8} = -31,48 \quad (40)$$

$$R_{22F} - R_{22G} - Q_{G22-6} - Q_{G22-8} = 0 \quad (41)$$

$$R_{11F} - R_{11G} - Q_{G11-6} - Q_{G11-8} = -46,88 \quad (42)$$

$$Q_{G14-6} + Q_{G16-6} + Q_{G15-6} + Q_{G13-6} + Q_{G12-6} + Q_{G22-6} + Q_{G11-6} = 104,51 \quad (43)$$

$$Q_{G14-8} + Q_{G16-8} + Q_{G15-8} + Q_{G13-8} + Q_{G12-8} + Q_{G22-8} + Q_{G11-8} = 104,51 \quad (44)$$

#### Intervalo H

$$R_{14G} - R_{14H} - Q_{H14-6} - Q_{H14-8} = 0 \quad (45)$$

$$R_{16G} - R_{16H} - Q_{H16-6} - Q_{H16-8} = 0 \quad (46)$$

$$R_{15G} - R_{15H} - Q_{H15-6} - Q_{H15-8} = -130,96 \quad (47)$$

$$R_{13G} - R_{13H} - Q_{H13-6} - Q_{H13-8} = -1239,01 \quad (48)$$

$$R_{12G} - R_{12H} - Q_{H12-6} - Q_{H12-8} = -247,92 \quad (49)$$

$$R_{22G} - R_{22H} - Q_{H22-6} - Q_{H22-8} = 0 \quad (50)$$

$$R_{11G} - R_{11H} - Q_{H11-6} - Q_{H11-8} = -369,17 \quad (51)$$

$$R_{10H} + Q_{H10-6} + Q_{H10-8} = 864,92 \quad (52)$$

$$Q_{H14-6} + Q_{H16-6} + Q_{H15-6} + Q_{H13-6} + Q_{H12-6} + Q_{H22-6} + Q_{H11-6} + Q_{H10-6} = 823,03 \quad (53)$$

$$Q_{H14-8} + Q_{H16-8} + Q_{H15-8} + Q_{H13-8} + Q_{H12-8} + Q_{H22-8} + Q_{H11-8} + Q_{H10-8} = 823,03 \quad (54)$$

#### Intervalo I

$$R_{14H} - R_{14I} - Q_{I14-6} - Q_{I14-8} = 0 \quad (55)$$

$$R_{16H} - R_{16I} - Q_{I16-6} - Q_{I16-8} = 0 \quad (56)$$

$$R_{15H} - R_{15I} - Q_{I15-6} - Q_{I15-8} = -484,34 \quad (57)$$

$$R_{13H} - R_{13I} - Q_{I13-6} - Q_{I13-8} = -4582,37 \quad (58)$$

$$R_{12H} - R_{12I} - Q_{I12-6} - Q_{I12-8} = -916,90 \quad (59)$$

$$R_{22H} - R_{22I} - Q_{I22-6} - Q_{I22-8} = 0 \quad (60)$$

$$R_{11H} - R_{11I} - Q_{I11-6} - Q_{I11-8} = -1365,33 \quad (61)$$

$$R_{10H} - R_{10I} - Q_{I10-6} - Q_{I10-8} = -3198,85 \quad (62)$$

$$R_{23I} + Q_{I23-6} + Q_{I23-8} = 358,42 \quad (63)$$

$$Q_{I14-6} + Q_{I16-6} + Q_{I15-6} + Q_{I13-6} + Q_{I12-6} + Q_{I22-6} + Q_{I11-6} + Q_{I10-6} + Q_{I23-6} = 3043,91 \quad (64)$$

$$Q_{I14-8} + Q_{I16-8} + Q_{I15-8} + Q_{I13-8} + Q_{I12-8} + Q_{I22-8} + Q_{I11-8} + Q_{I10-8} + Q_{I23-8} = 3043,91 \quad (65)$$

#### Intervalo J

$$R_{14I} - R_{14J} - Q_{J14-6} - Q_{J14-8} = 0 \quad (66)$$

$$R_{16I} - R_{16J} - Q_{J16-6} - Q_{J16-8} = 0 \quad (67)$$

$$R_{15I} - R_{15J} - Q_{J15-6} - Q_{J15-8} = 0 \quad (68)$$

$$R_{13I} - R_{13J} - Q_{J13-6} - Q_{J13-8} = 0 \quad (69)$$

$$R_{12I} - R_{12J} - Q_{J12-6} - Q_{J12-8} = -82,64 \quad (70)$$

$$R_{22I} - R_{22J} - Q_{J22-6} - Q_{J22-8} = 0 \quad (71)$$

$$R_{11I} - R_{11J} - Q_{J11-6} - Q_{J11-8} = -123,06 \quad (72)$$

$$R_{10I} - R_{10J} - Q_{J10-6} - Q_{J10-8} = -288,31 \quad (73)$$

$$R_{23I} - R_{23J} - Q_{J23-6} - Q_{J23-8} = -32,30 \quad (74)$$

$$R_{17J} + Q_{J17-6} + Q_{J17-8} = 71,86 \quad (75)$$

$$Q_{J14-6} + Q_{J16-6} + Q_{J15-6} + Q_{J13-6} + Q_{J12-6} + Q_{J22-6} + Q_{J11-6} + Q_{J10-6} + Q_{J23-6} + Q_{J23-6} = 274,34 \quad (76)$$

$$Q_{J14-8} + Q_{J16-8} + Q_{J15-8} + Q_{J13-8} + Q_{J12-8} + Q_{J22-8} + Q_{J11-8} + Q_{J10-8} + Q_{J23-8} + Q_{J23-6} = 274,34 \quad (77)$$

#### Intervalo K

$$R_{14J} - R_{14K} - Q_{K14-6} - Q_{K14-8} = 0 \quad (78)$$

$$R_{16J} - R_{16K} - Q_{K16-6} - Q_{K16-8} = 0 \quad (79)$$

$$R_{15J} - R_{15K} - Q_{K15-6} - Q_{K15-8} = 0 \quad (80)$$

$$R_{13J} - R_{13K} - Q_{K13-6} - Q_{K13-8} = 0 \quad (81)$$

$$R_{12J} - R_{12K} - Q_{K12-6} - Q_{K12-8} = -157,41 \quad (82)$$

$$R_{22J} - R_{22K} - Q_{K22-6} - Q_{K22-8} = 0 \quad (83)$$

$$R_{11J} - R_{11K} - Q_{K11-6} - Q_{K11-8} = -234,39 \quad (84)$$

$$R_{10J} - R_{10K} - Q_{K10-6} - Q_{K10-8} = -549,16 \quad (85)$$

$$R_{23J} - R_{23K} - Q_{K23-6} - Q_{K23-8} = -61,53 \quad (86)$$

$$R_{17J} - R_{17K} - Q_{K17-6} - Q_{K17-8} = -136,87 \quad (87)$$

$$Q_{K14-6} + Q_{K16-6} + Q_{K15-6} + Q_{K13-6} + Q_{K12-6} + Q_{K22-6} + Q_{K11-6} + Q_{K10-6} + Q_{K23-6} + Q_{K23-6} = 473,80(88)$$

$$Q_{K14-8} + Q_{K16-8} + Q_{K15-8} + Q_{K13-8} + Q_{K12-8} + Q_{K22-8} + Q_{K11-8} + Q_{K10-8} + Q_{K23-8} + Q_{K23-6} = 473,80(89)$$

#### Intervalo L

$$R_{14K} - R_{14L} - Q_{L14-5} - Q_{L14-7} - Q_{L14-21} = 0 \quad (90)$$

$$R_{16K} - R_{16L} - Q_{L16-5} - Q_{L16-7} - Q_{L16-21} = 0 \quad (91)$$

$$R_{15K} - R_{15L} - Q_{L15-5} - Q_{L15-7} - Q_{L15-21} = 0 \quad (92)$$

$$R_{13K} - R_{13L} - Q_{L13-5} - Q_{L13-7} - Q_{L13-21} = 0 \quad (93)$$

$$R_{12K} - R_{12L} - Q_{L12-5} - Q_{L12-7} - Q_{L12-21} = -78,70 \quad (94)$$

$$R_{22K} - R_{22L} - Q_{L22-5} - Q_{L22-7} - Q_{L22-21} = 0 \quad (95)$$

$$R_{11K} - R_{11L} - Q_{L11-5} - Q_{L11-7} - Q_{L11-21} = -117,20 \quad (96)$$

$$R_{10K} - R_{10L} - Q_{L10-5} - Q_{L10-7} - Q_{L10-21} = -274,58 \quad (97)$$

$$R_{23K} - R_{23L} - Q_{L23-5} - Q_{L23-7} - Q_{L23-21} = -30,77 \quad (98)$$

$$R_{17K} - R_{17L} - Q_{L17-5} - Q_{L17-7} - Q_{L17-21} = -68,43 \quad (99)$$

$$Q_{L14-5} + Q_{L16-5} + Q_{L15-5} + Q_{L13-5} + Q_{L12-5} + Q_{L22-5} + Q_{L11-5} + Q_{L10-5} + Q_{L23-5} + Q_{L23-5} = 236,90(100)$$

$$Q_{L14-7} + Q_{L16-7} + Q_{L15-7} + Q_{L13-7} + Q_{L12-7} + Q_{L22-7} + Q_{L11-7} + Q_{L10-7} + Q_{L23-7} + Q_{L23-7} = 236,90(101)$$

$$Q_{L14-21} + Q_{L16-21} + Q_{L15-21} + Q_{L13-21} + Q_{L12-21} + Q_{L22-21} + Q_{L11-21} + Q_{L10-21} + Q_{L23-21} + Q_{L23-21} = 236,90 \quad (102)$$

Intervalo M

$$\begin{aligned} R_{14L} - R_{14M} - Q_{M14-2} - Q_{M14-5} - Q_{M14-7} - Q_{M14-21} &= 0 & (103) \\ R_{16L} - R_{16M} - Q_{M16-2} - Q_{M16-5} - Q_{M16-7} - Q_{M16-21} &= 0 & (104) \\ R_{15L} - R_{15M} - Q_{M15-2} - Q_{M15-5} - Q_{M15-7} - Q_{M15-21} &= 0 & (105) \\ R_{13L} - R_{13M} - Q_{M13-2} - Q_{M13-5} - Q_{M13-7} - Q_{M13-21} &= 0 & (106) \\ R_{12L} - R_{12M} - Q_{M12-2} - Q_{M12-5} - Q_{M12-7} - Q_{M12-21} &= -224,31 & (107) \\ R_{22L} - R_{22M} - Q_{M22-2} - Q_{M22-5} - Q_{M22-7} - Q_{M22-21} &= 0 & (108) \\ R_{11L} - R_{11M} - Q_{M11-2} - Q_{M11-5} - Q_{M11-7} - Q_{M11-21} &= -334,01 & (109) \\ R_{10L} - R_{10M} - Q_{M10-2} - Q_{M10-5} - Q_{M10-7} - Q_{M10-21} &= -782,55 & (110) \\ R_{23L} - R_{23M} - Q_{M23-2} - Q_{M23-5} - Q_{M23-7} - Q_{M23-21} &= -87,68 & (111) \\ R_{17L} - R_{17M} - Q_{M17-2} - Q_{M17-5} - Q_{M17-7} - Q_{M17-21} &= -195,04 & (112) \\ Q_{M14-2} + Q_{M16-2} + Q_{M15-2} + Q_{M13-2} + Q_{M12-2} + Q_{M22-2} + Q_{M11-2} + Q_{M10-2} + Q_{M23-2} + Q_{M23-2} &= 642,32 & (113) \\ Q_{M14-5} + Q_{M16-5} + Q_{M15-5} + Q_{M13-5} + Q_{M12-5} + Q_{M22-5} + Q_{M11-5} + Q_{M10-5} + Q_{M23-5} + Q_{M23-5} &= 675,17 & (114) \\ Q_{M14-7} + Q_{M16-7} + Q_{M15-7} + Q_{M13-7} + Q_{M12-7} + Q_{M22-7} + Q_{M11-7} + Q_{M10-7} + Q_{M23-7} + Q_{M23-7} &= 675,17 & (115) \\ Q_{M14-21} + Q_{M16-21} + Q_{M15-21} + Q_{M13-21} + Q_{M12-21} + Q_{M22-21} + Q_{M11-21} + Q_{M10-21} + Q_{M23-21} + Q_{M23-21} &= 108,55 & (116) \end{aligned}$$

Intervalo N

$$\begin{aligned} R_{14M} - R_{14N} - Q_{N14-2} - Q_{N14-5} - Q_{N14-7} - Q_{N14-21} &= 0 & (117) \\ R_{16M} - R_{16N} - Q_{N16-2} - Q_{N16-5} - Q_{N16-7} - Q_{N16-21} &= 0 & (118) \\ R_{15M} - R_{15N} - Q_{N15-2} - Q_{N15-5} - Q_{N15-7} - Q_{N15-21} &= 0 & (119) \\ R_{13M} - R_{13N} - Q_{N13-2} - Q_{N13-5} - Q_{N13-7} - Q_{N13-21} &= 0 & (120) \\ R_{12M} - R_{12N} - Q_{N12-2} - Q_{N12-5} - Q_{N12-7} - Q_{N12-21} &= -7,87 & (121) \\ R_{22M} - R_{22N} - Q_{N22-2} - Q_{N22-5} - Q_{N22-7} - Q_{N22-21} &= 0 & (122) \\ R_{11M} - R_{11N} - Q_{N11-2} - Q_{N11-5} - Q_{N11-7} - Q_{N11-21} &= -11,72 & (123) \\ R_{10M} - R_{10N} - Q_{N10-2} - Q_{N10-5} - Q_{N10-7} - Q_{N10-21} &= -27,46 & (124) \\ R_{23M} - R_{23N} - Q_{N23-2} - Q_{N23-5} - Q_{N23-7} - Q_{N23-21} &= -3,08 & (125) \\ R_{17M} - R_{17N} - Q_{N17-2} - Q_{N17-5} - Q_{N17-7} - Q_{N17-21} &= -6,86 & (126) \\ R_{9N} + Q_{N9-2} + Q_{N9-5} + Q_{N9-7} + Q_{N9-21} &= 9,98 & (127) \\ Q_{N14-2} + Q_{N16-2} + Q_{N15-2} + Q_{N13-2} + Q_{N12-2} + Q_{N22-2} + Q_{N11-2} + Q_{N10-2} + Q_{N23-2} + Q_{N23-2} + Q_{N9-2} &= 22,54 & (128) \\ Q_{N14-5} + Q_{N16-5} + Q_{N15-5} + Q_{N13-5} + Q_{N12-5} + Q_{N22-5} + Q_{N11-5} + Q_{N10-5} + Q_{N23-5} + Q_{N23-5} + Q_{N9-5} &= 23,69 & (129) \\ Q_{N14-7} + Q_{N16-7} + Q_{N15-7} + Q_{N13-7} + Q_{N12-7} + Q_{N22-7} + Q_{N11-7} + Q_{N10-7} + Q_{N23-7} + Q_{N23-7} + Q_{N9-7} &= 23,69 & (130) \\ Q_{N14-21} + Q_{N16-21} + Q_{N15-21} + Q_{N13-21} + Q_{N12-21} + Q_{N22-21} + Q_{N11-21} + Q_{N10-21} + Q_{N23-21} + Q_{N23-21} + Q_{N9-21} &= 3,81 & (131) \end{aligned}$$

Intervalo N

$$\begin{aligned} R_{14N} - R_{14\bar{N}} - Q_{\bar{N}14-2} - Q_{\bar{N}14-5} - Q_{\bar{N}14-7} - Q_{\bar{N}14-21} &= 0 & (132) \\ R_{16N} - R_{16\bar{N}} - Q_{\bar{N}16-2} - Q_{\bar{N}16-5} - Q_{\bar{N}16-7} - Q_{\bar{N}16-21} &= 0 & (133) \\ R_{15N} - R_{15\bar{N}} - Q_{\bar{N}15-2} - Q_{\bar{N}15-5} - Q_{\bar{N}15-7} - Q_{\bar{N}15-21} &= 0 & (134) \\ R_{13N} - R_{13\bar{N}} - Q_{\bar{N}13-2} - Q_{\bar{N}13-5} - Q_{\bar{N}13-7} - Q_{\bar{N}13-21} &= 0 & (135) \\ R_{12N} - R_{12\bar{N}} - Q_{\bar{N}12-2} - Q_{\bar{N}12-5} - Q_{\bar{N}12-7} - Q_{\bar{N}12-21} &= -240,05 & (136) \\ R_{22N} - R_{22\bar{N}} - Q_{\bar{N}22-2} - Q_{\bar{N}22-5} - Q_{\bar{N}22-7} - Q_{\bar{N}22-21} &= 0 & (137) \\ R_{11N} - R_{11\bar{N}} - Q_{\bar{N}11-2} - Q_{\bar{N}11-5} - Q_{\bar{N}11-7} - Q_{\bar{N}11-21} &= 0 & (138) \\ R_{10N} - R_{10\bar{N}} - Q_{\bar{N}10-2} - Q_{\bar{N}10-5} - Q_{\bar{N}10-7} - Q_{\bar{N}10-21} &= -837,47 & (139) \\ R_{23N} - R_{23\bar{N}} - Q_{\bar{N}23-2} - Q_{\bar{N}23-5} - Q_{\bar{N}23-7} - Q_{\bar{N}23-21} &= -93,83 & (140) \\ R_{17N} - R_{17\bar{N}} - Q_{\bar{N}17-2} - Q_{\bar{N}17-5} - Q_{\bar{N}17-7} - Q_{\bar{N}17-21} &= -208,72 & (141) \\ R_{9N} - R_{9\bar{N}} - Q_{\bar{N}9-2} - Q_{\bar{N}9-5} - Q_{\bar{N}9-7} - Q_{\bar{N}9-21} &= -304,47 & (142) \\ Q_{\bar{N}14-2} + Q_{\bar{N}16-2} + Q_{\bar{N}15-2} + Q_{\bar{N}13-2} + Q_{\bar{N}12-2} + Q_{\bar{N}22-2} + Q_{\bar{N}11-2} + Q_{\bar{N}10-2} + Q_{\bar{N}23-2} + Q_{\bar{N}23-2} + Q_{\bar{N}9-2} &= 687,39 & (143) \\ Q_{\bar{N}14-5} + Q_{\bar{N}16-5} + Q_{\bar{N}15-5} + Q_{\bar{N}13-5} + Q_{\bar{N}12-5} + Q_{\bar{N}22-5} + Q_{\bar{N}11-5} + Q_{\bar{N}10-5} + Q_{\bar{N}23-5} + Q_{\bar{N}23-5} + Q_{\bar{N}9-5} &= 722,55 & (144) \\ Q_{\bar{N}14-7} + Q_{\bar{N}16-7} + Q_{\bar{N}15-7} + Q_{\bar{N}13-7} + Q_{\bar{N}12-7} + Q_{\bar{N}22-7} + Q_{\bar{N}11-7} + Q_{\bar{N}10-7} + Q_{\bar{N}23-7} + Q_{\bar{N}23-7} + Q_{\bar{N}9-7} &= 722,55 & (145) \\ Q_{\bar{N}14-21} + Q_{\bar{N}16-21} + Q_{\bar{N}15-21} + Q_{\bar{N}13-21} + Q_{\bar{N}12-21} + Q_{\bar{N}22-21} + Q_{\bar{N}11-21} + Q_{\bar{N}10-21} + Q_{\bar{N}23-21} + Q_{\bar{N}23-21} + Q_{\bar{N}9-21} &= 116,16 & (146) \end{aligned}$$

Intervalo O

$$\begin{aligned} R_{14\bar{N}} - R_{14O} - Q_{O14-2} - Q_{O14-5} - Q_{O14-7} - Q_{O14-21} - Q_{O14-4} &= 0 & (147) \\ R_{16\bar{N}} - R_{16O} - Q_{O16-2} - Q_{O16-5} - Q_{O16-7} - Q_{O16-21} - Q_{O16-4} &= 0 & (148) \\ R_{15\bar{N}} - R_{15O} - Q_{O15-2} - Q_{O15-5} - Q_{O15-7} - Q_{O15-21} - Q_{O15-4} &= 0 & (149) \\ R_{13\bar{N}} - R_{13O} - Q_{O13-2} - Q_{O13-5} - Q_{O13-7} - Q_{O13-21} - Q_{O13-4} &= 0 & (150) \\ R_{12\bar{N}} - R_{12O} - Q_{O12-2} - Q_{O12-5} - Q_{O12-7} - Q_{O12-21} - Q_{O12-4} &= -47,22 & (151) \\ R_{22\bar{N}} - R_{22O} - Q_{O22-2} - Q_{O22-5} - Q_{O22-7} - Q_{O22-21} - Q_{O22-4} &= 0 & (152) \\ R_{11\bar{N}} - R_{11O} - Q_{O11-2} - Q_{O11-5} - Q_{O11-7} - Q_{O11-21} - Q_{O11-4} &= 0 & (153) \\ R_{10\bar{N}} - R_{10O} - Q_{O10-2} - Q_{O10-5} - Q_{O10-7} - Q_{O10-21} - Q_{O10-4} &= -164,75 & (154) \\ R_{23\bar{N}} - R_{23O} - Q_{O23-2} - Q_{O23-5} - Q_{O23-7} - Q_{O23-21} - Q_{O23-4} &= -18,46 & (155) \\ R_{17\bar{N}} - R_{17O} - Q_{O17-2} - Q_{O17-5} - Q_{O17-7} - Q_{O17-21} - Q_{O17-4} &= -41,06 & (156) \\ R_{9\bar{N}} - R_{9O} - Q_{O9-2} - Q_{O9-5} - Q_{O9-7} - Q_{O9-21} - Q_{O9-4} &= -59,90 & (157) \\ Q_{O14-2} + Q_{O16-2} + Q_{O15-2} + Q_{O13-2} + Q_{O12-2} + Q_{O22-2} + Q_{O11-2} + Q_{O10-2} + Q_{O23-2} + Q_{O23-2} + Q_{O9-2} &= 135,22 & (158) \\ Q_{O14-5} + Q_{O16-5} + Q_{O15-5} + Q_{O13-5} + Q_{O12-5} + Q_{O22-5} + Q_{O11-5} + Q_{O10-5} + Q_{O23-5} + Q_{O23-5} + Q_{O9-5} &= 142,14 & (159) \end{aligned}$$



$$Q_{014-7} + Q_{016-7} + Q_{015-7} + Q_{013-7} + Q_{012-7} + Q_{022-7} + Q_{011-7} + Q_{010-7} + Q_{023-7} + Q_{023-7} + Q_{09-7} = 142,14 \quad (160)$$

$$Q_{014-21} + Q_{016-21} + Q_{015-21} + Q_{013-21} + Q_{012-21} + Q_{022-21} + Q_{011-21} + Q_{010-21} + Q_{023-21} + Q_{023-21} + Q_{09-21} = 22,85 \quad (161)$$

$$Q_{014-4} + Q_{016-4} + Q_{015-4} + Q_{013-4} + Q_{012-4} + Q_{022-4} + Q_{011-4} + Q_{010-4} + Q_{023-4} + Q_{023-4} + Q_{09-4} = 135,00 \quad (162)$$

Intervalo P

$$R_{140} - R_{14P} - Q_{P14-2} - Q_{P14-5} - Q_{P14-7} - Q_{P14-21} - Q_{P14-4} = 0 \quad (163)$$

$$R_{160} - R_{16P} - Q_{P16-2} - Q_{P16-5} - Q_{P16-7} - Q_{P16-21} - Q_{P16-4} = 0 \quad (164)$$

$$R_{150} - R_{15P} - Q_{P15-2} - Q_{P15-5} - Q_{P15-7} - Q_{P15-21} - Q_{P15-4} = 0 \quad (165)$$

$$R_{130} - R_{13P} - Q_{P13-2} - Q_{P13-5} - Q_{P13-7} - Q_{P13-21} - Q_{P13-4} = 0 \quad (166)$$

$$R_{120} - R_{12P} - Q_{P12-2} - Q_{P12-5} - Q_{P12-7} - Q_{P12-21} - Q_{P12-4} = 0 \quad (167)$$

$$R_{220} - R_{22P} - Q_{P22-2} - Q_{P22-5} - Q_{P22-7} - Q_{P22-21} - Q_{P22-4} = 0 \quad (168)$$

$$R_{110} - R_{11P} - Q_{P11-2} - Q_{P11-5} - Q_{P11-7} - Q_{P11-21} - Q_{P11-4} = 0 \quad (169)$$

$$R_{100} - R_{10P} - Q_{P10-2} - Q_{P10-5} - Q_{P10-7} - Q_{P10-21} - Q_{P10-4} = -219,66 \quad (170)$$

$$R_{230} - R_{23P} - Q_{P23-2} - Q_{P23-5} - Q_{P23-7} - Q_{P23-21} - Q_{P23-4} = -24,61 \quad (171)$$

$$R_{170} - R_{17P} - Q_{P17-2} - Q_{P17-5} - Q_{P17-7} - Q_{P17-21} - Q_{P17-4} = -54,75 \quad (172)$$

$$R_{90} - R_{9P} - Q_{P9-2} - Q_{P9-5} - Q_{P9-7} - Q_{P9-21} - Q_{P9-4} = -79,86 \quad (173)$$

$$Q_{P14-2} + Q_{P16-2} + Q_{P15-2} + Q_{P13-2} + Q_{P12-2} + Q_{P22-2} + Q_{P11-2} + Q_{P10-2} + Q_{P23-2} + Q_{P23-2} + Q_{P9-2} = 180,30 \quad (174)$$

$$Q_{P14-5} + Q_{P16-5} + Q_{P15-5} + Q_{P13-5} + Q_{P12-5} + Q_{P22-5} + Q_{P11-5} + Q_{P10-5} + Q_{P23-5} + Q_{P23-5} + Q_{P9-5} = 189,52 \quad (175)$$

$$Q_{P14-7} + Q_{P16-7} + Q_{P15-7} + Q_{P13-7} + Q_{P12-7} + Q_{P22-7} + Q_{P11-7} + Q_{P10-7} + Q_{P23-7} + Q_{P23-7} + Q_{P9-7} = 189,52 \quad (176)$$

$$Q_{P14-21} + Q_{P16-21} + Q_{P15-21} + Q_{P13-21} + Q_{P12-21} + Q_{P22-21} + Q_{P11-21} + Q_{P10-21} + Q_{P23-21} + Q_{P23-21} + Q_{P9-21} = 30,47 \quad (177)$$

$$Q_{P14-4} + Q_{P16-4} + Q_{P15-4} + Q_{P13-4} + Q_{P12-4} + Q_{P22-4} + Q_{P11-4} + Q_{P10-4} + Q_{P23-4} + Q_{P23-4} + Q_{P9-4} = 180,00 \quad (178)$$

Intervalo Q

$$R_{14P} - R_{14Q} - Q_{Q14-2} - Q_{Q14-5} - Q_{Q14-7} - Q_{Q14-21} - Q_{Q14-4} = 0 \quad (179)$$

$$R_{16P} - R_{16Q} - Q_{Q16-2} - Q_{Q16-5} - Q_{Q16-7} - Q_{Q16-21} - Q_{Q16-4} = 0 \quad (180)$$

$$R_{15P} - R_{15Q} - Q_{Q15-2} - Q_{Q15-5} - Q_{Q15-7} - Q_{Q15-21} - Q_{Q15-4} = 0 \quad (181)$$

$$R_{13P} - R_{13Q} - Q_{Q13-2} - Q_{Q13-5} - Q_{Q13-7} - Q_{Q13-21} - Q_{Q13-4} = 0 \quad (182)$$

$$R_{12P} - R_{12Q} - Q_{Q12-2} - Q_{Q12-5} - Q_{Q12-7} - Q_{Q12-21} - Q_{Q12-4} = 0 \quad (183)$$

$$R_{22P} - R_{22Q} - Q_{Q22-2} - Q_{Q22-5} - Q_{Q22-7} - Q_{Q22-21} - Q_{Q22-4} = 0 \quad (184)$$

$$R_{11P} - R_{11Q} - Q_{Q11-2} - Q_{Q11-5} - Q_{Q11-7} - Q_{Q11-21} - Q_{Q11-4} = 0 \quad (185)$$

$$R_{10P} - R_{10Q} - Q_{Q10-2} - Q_{Q10-5} - Q_{Q10-7} - Q_{Q10-21} - Q_{Q10-4} = 0 \quad (186)$$

$$R_{23P} - R_{23Q} - Q_{Q23-2} - Q_{Q23-5} - Q_{Q23-7} - Q_{Q23-21} - Q_{Q23-4} = -46,15 \quad (187)$$

$$R_{17P} - R_{17Q} - Q_{Q17-2} - Q_{Q17-5} - Q_{Q17-7} - Q_{Q17-21} - Q_{Q17-4} = -102,65 \quad (188)$$

$$R_{9P} - R_{9Q} - Q_{Q9-2} - Q_{Q9-5} - Q_{Q9-7} - Q_{Q9-21} - Q_{Q9-4} = -149,74 \quad (189)$$

$$Q_{Q14-2} + Q_{Q16-2} + Q_{Q15-2} + Q_{Q13-2} + Q_{Q12-2} + Q_{Q22-2} + Q_{Q11-2} + Q_{Q10-2} + Q_{Q23-2} + Q_{Q23-2} + Q_{Q9-2} = 338,06 \quad (190)$$

$$Q_{Q14-5} + Q_{Q16-5} + Q_{Q15-5} + Q_{Q13-5} + Q_{Q12-5} + Q_{Q22-5} + Q_{Q11-5} + Q_{Q10-5} + Q_{Q23-5} + Q_{Q23-5} + Q_{Q9-5} = 355,35 \quad (191)$$

$$Q_{Q14-7} + Q_{Q16-7} + Q_{Q15-7} + Q_{Q13-7} + Q_{Q12-7} + Q_{Q22-7} + Q_{Q11-7} + Q_{Q10-7} + Q_{Q23-7} + Q_{Q23-7} + Q_{Q9-7} = 355,35 \quad (192)$$

$$Q_{Q14-21} + Q_{Q16-21} + Q_{Q15-21} + Q_{Q13-21} + Q_{Q12-21} + Q_{Q22-21} + Q_{Q11-21} + Q_{Q10-21} + Q_{Q23-21} + Q_{Q23-21} + Q_{Q9-21} = 57,13 \quad (193)$$

$$Q_{Q14-4} + Q_{Q16-4} + Q_{Q15-4} + Q_{Q13-4} + Q_{Q12-4} + Q_{Q22-4} + Q_{Q11-4} + Q_{Q10-4} + Q_{Q23-4} + Q_{Q23-4} + Q_{Q9-4} = 337,51 \quad (194)$$

Intervalo R

$$R_{14Q} - R_{14R} - Q_{R14-2} - Q_{R14-21} - Q_{R14-4} = 0 \quad (195)$$

$$R_{16Q} - R_{16R} - Q_{R16-2} - Q_{R16-21} - Q_{R16-4} = 0 \quad (196)$$

$$R_{15Q} - R_{15R} - Q_{R15-2} - Q_{R15-21} - Q_{R15-4} = 0 \quad (197)$$

$$R_{13Q} - R_{13R} - Q_{R13-2} - Q_{R13-21} - Q_{R13-4} = 0 \quad (198)$$

$$R_{12Q} - R_{12R} - Q_{R12-2} - Q_{R12-21} - Q_{R12-4} = 0 \quad (199)$$

$$R_{22Q} - R_{22R} - Q_{R22-2} - Q_{R22-21} - Q_{R22-4} = 0 \quad (200)$$

$$R_{11Q} - R_{11R} - Q_{R11-2} - Q_{R11-21} - Q_{R11-4} = 0 \quad (201)$$

$$R_{10Q} - R_{10R} - Q_{R10-2} - Q_{R10-21} - Q_{R10-4} = 0 \quad (202)$$

$$R_{23Q} - R_{23R} - Q_{R23-2} - Q_{R23-21} - Q_{R23-4} = -93,83 \quad (203)$$

$$R_{17Q} - R_{17R} - Q_{R17-2} - Q_{R17-21} - Q_{R17-4} = -208,72 \quad (204)$$

$$R_{9Q} - R_{9R} - Q_{R9-2} - Q_{R9-21} - Q_{R9-4} = -304,47 \quad (205)$$

$$Q_{R14-2} + Q_{R16-2} + Q_{R15-2} + Q_{R13-2} + Q_{R12-2} + Q_{R22-2} + Q_{R11-2} + Q_{R10-2} + Q_{R23-2} + Q_{R23-2} + Q_{R9-2} = 687,39 \quad (206)$$

$$Q_{R14-21} + Q_{R16-21} + Q_{R15-21} + Q_{R13-21} + Q_{R12-21} + Q_{R22-21} + Q_{R11-21} + Q_{R10-21} + Q_{R23-21} + Q_{R23-21} + Q_{R9-21} = 116,16 \quad (207)$$

$$Q_{R14-4} + Q_{R16-4} + Q_{R15-4} + Q_{R13-4} + Q_{R12-4} + Q_{R22-4} + Q_{R11-4} + Q_{R10-4} + Q_{R23-4} + Q_{R23-4} + Q_{R9-4} = 686,26 \quad (208)$$

Intervalo S

$$R_{14R} - R_{14S} - Q_{S14-2} - Q_{S14-21} - Q_{S14-4} = 0 \quad (209)$$

$$R_{16R} - R_{16S} - Q_{S16-2} - Q_{S16-21} - Q_{S16-4} = 0 \quad (210)$$

$$R_{15R} - R_{15S} - Q_{S15-2} - Q_{S15-21} - Q_{S15-4} = 0 \quad (211)$$

$$R_{13R} - R_{13S} - Q_{S13-2} - Q_{S13-21} - Q_{S13-4} = 0 \quad (212)$$

$$R_{12R} - R_{12S} - Q_{S12-2} - Q_{S12-21} - Q_{S12-4} = 0 \quad (213)$$

$$R_{22R} - R_{22S} - Q_{S22-2} - Q_{S22-21} - Q_{S22-4} = 0 \quad (214)$$

$$R_{11R} - R_{11S} - Q_{S11-2} - Q_{S11-21} - Q_{S11-4} = 0 \quad (215)$$

$$R_{10R} - R_{10S} - Q_{S10-2} - Q_{S10-21} - Q_{S10-4} = 0 \quad (216)$$

$$R_{23R} - R_{23S} - Q_{S23-2} - Q_{S23-21} - Q_{S23-4} = 0 \quad (217)$$

$$R_{17R} - R_{17S} - Q_{S17-2} - Q_{S17-21} - Q_{S17-4} = -140,29 \quad (218)$$

$$R_{9R} - R_{9S} - Q_{S9-2} - Q_{S9-21} - Q_{S9-4} = -204,64 \quad (219)$$

$$Q_{S14-2} + Q_{S16-2} + Q_{S15-2} + Q_{S13-2} + Q_{S12-2} + Q_{S22-2} + Q_{S11-2} + Q_{S10-2} + Q_{S23-2} + Q_{S23-2} + Q_{S9-2} = 462,02 \quad (220)$$

$$Q_{S14-21} + Q_{S16-21} + Q_{S15-21} + Q_{S13-21} + Q_{S12-21} + Q_{S22-21} + Q_{S11-21} + Q_{S10-21} + Q_{S23-21} + Q_{S23-21} + Q_{S9-21} = 78,08 \quad (221)$$

$$Q_{S14-4} + Q_{S16-4} + Q_{S15-4} + Q_{S13-4} + Q_{S12-4} + Q_{S22-4} + Q_{S11-4} + Q_{S10-4} + Q_{S23-4} + Q_{S23-4} + Q_{S9-4} = 461,26 \quad (222)$$

#### Intervalo T

$$R_{14S} - R_{14T} - Q_{T14-2} - Q_{T14-20} - Q_{T14-4} = 0 \quad (223)$$

$$R_{16S} - R_{16T} - Q_{T16-2} - Q_{T16-20} - Q_{T16-4} = 0 \quad (224)$$

$$R_{15S} - R_{15T} - Q_{T15-2} - Q_{T15-20} - Q_{T15-4} = 0 \quad (225)$$

$$R_{13S} - R_{13T} - Q_{T13-2} - Q_{T13-20} - Q_{T13-4} = 0 \quad (226)$$

$$R_{12S} - R_{12T} - Q_{T12-2} - Q_{T12-20} - Q_{T12-4} = 0 \quad (227)$$

$$R_{22S} - R_{22T} - Q_{T22-2} - Q_{T22-20} - Q_{T22-4} = 0 \quad (228)$$

$$R_{11S} - R_{11T} - Q_{T11-2} - Q_{T11-20} - Q_{T11-4} = 0 \quad (229)$$

$$R_{10S} - R_{10T} - Q_{T10-2} - Q_{T10-20} - Q_{T10-4} = 0 \quad (230)$$

$$R_{23S} - R_{23T} - Q_{T23-2} - Q_{T23-20} - Q_{T23-4} = 0 \quad (213)$$

$$R_{17S} - R_{17T} - Q_{T17-2} - Q_{T17-20} - Q_{T17-4} = -889,65 \quad (232)$$

$$R_{9S} - R_{9T} - Q_{T9-2} - Q_{T9-20} - Q_{T9-4} = -1297,74 \quad (233)$$

$$Q_{T14-2} + Q_{T16-2} + Q_{T15-2} + Q_{T13-2} + Q_{T12-2} + Q_{T22-2} + Q_{T11-2} + Q_{T10-2} + Q_{T23-2} + Q_{T23-2} + Q_{T9-2} = 2929,87 \quad (234)$$

$$Q_{T14-20} + Q_{T16-20} + Q_{T15-20} + Q_{T13-20} + Q_{T12-20} + Q_{T22-20} + Q_{T11-20} + Q_{T10-20} + Q_{T23-20} + Q_{T23-20} + Q_{T9-20} = 447,50 \quad (235)$$

$$Q_{T14-4} + Q_{T16-4} + Q_{T15-4} + Q_{T13-4} + Q_{T12-4} + Q_{T22-4} + Q_{T11-4} + Q_{T10-4} + Q_{T23-4} + Q_{T23-4} + Q_{T9-4} = 2925,06 \quad (236)$$

#### Intervalo U

$$R_{14T} - R_{14U} - Q_{U14-2} - Q_{U14-20} - Q_{U14-3} = 0 \quad (237)$$

$$R_{16T} - R_{16U} - Q_{U16-2} - Q_{U16-20} - Q_{U16-3} = 0 \quad (238)$$

$$R_{15T} - R_{15U} - Q_{U15-2} - Q_{U15-20} - Q_{U15-3} = 0 \quad (239)$$

$$R_{13T} - R_{13U} - Q_{U13-2} - Q_{U13-20} - Q_{U13-3} = 0 \quad (240)$$

$$R_{12T} - R_{12U} - Q_{U12-2} - Q_{U12-20} - Q_{U12-3} = 0 \quad (241)$$

$$R_{22T} - R_{22U} - Q_{U22-2} - Q_{U22-20} - Q_{U22-3} = 0 \quad (242)$$

$$R_{11T} - R_{11U} - Q_{U11-2} - Q_{U11-20} - Q_{U11-3} = 0 \quad (243)$$

$$R_{10T} - R_{10U} - Q_{U10-2} - Q_{U10-20} - Q_{U10-3} = 0 \quad (244)$$

$$R_{23T} - R_{23U} - Q_{U23-2} - Q_{U23-20} - Q_{U23-3} = 0 \quad (245)$$

$$R_{17T} - R_{17U} - Q_{U17-2} - Q_{U17-20} - Q_{U17-3} = -342,17 \quad (246)$$

$$R_{9T} - R_{9U} - Q_{U9-2} - Q_{U9-20} - Q_{U9-3} = -499,13 \quad (247)$$

$$Q_{U14-2} + Q_{U16-2} + Q_{U15-2} + Q_{U13-2} + Q_{U12-2} + Q_{U22-2} + Q_{U11-2} + Q_{U10-2} + Q_{U23-2} + Q_{U23-2} + Q_{U9-2} = 1126,87 \quad (248)$$

$$Q_{U14-20} + Q_{U16-20} + Q_{U15-20} + Q_{U13-20} + Q_{U12-20} + Q_{U22-20} + Q_{U11-20} + Q_{U10-20} + Q_{U23-20} + Q_{U23-20} + Q_{U9-20} = 172,12 \quad (249)$$

$$Q_{U14-3} + Q_{U16-3} + Q_{U15-3} + Q_{U13-3} + Q_{U12-3} + Q_{U22-3} + Q_{U11-3} + Q_{U10-3} + Q_{U23-3} + Q_{U23-3} + Q_{U9-3} = 1029,57 \quad (250)$$

#### Intervalo V

$$R_{14U} - R_{14V} - Q_{V14-1} - Q_{V14-20} - Q_{V14-3} = 0 \quad (251)$$

$$R_{16U} - R_{16V} - Q_{V16-1} - Q_{V16-20} - Q_{V16-3} = 0 \quad (252)$$

$$R_{15U} - R_{15V} - Q_{V15-1} - Q_{V15-20} - Q_{V15-3} = 0 \quad (253)$$

$$R_{13U} - R_{13V} - Q_{V13-1} - Q_{V13-20} - Q_{V13-3} = 0 \quad (254)$$

$$R_{12U} - R_{12V} - Q_{V12-1} - Q_{V12-20} - Q_{V12-3} = 0 \quad (255)$$

$$R_{22U} - R_{22V} - Q_{V22-1} - Q_{V22-20} - Q_{V22-3} = 0 \quad (256)$$

$$R_{11U} - R_{11V} - Q_{V11-1} - Q_{V11-20} - Q_{V11-3} = 0 \quad (257)$$

$$R_{10U} - R_{10V} - Q_{V10-1} - Q_{V10-20} - Q_{V10-3} = 0 \quad (258)$$

$$R_{23U} - R_{23V} - Q_{V23-1} - Q_{V23-20} - Q_{V23-3} = 0 \quad (259)$$

$$R_{17U} - R_{17V} - Q_{V17-1} - Q_{V17-20} - Q_{V17-3} = -345,59 \quad (260)$$

$$R_{9U} - R_{9V} - Q_{V9-1} - Q_{V9-20} - Q_{V9-3} = -504,12 \quad (261)$$

$$Q_{V14-1} + Q_{V16-1} + Q_{V15-1} + Q_{V13-1} + Q_{V12-1} + Q_{V22-1} + Q_{V11-1} + Q_{V10-1} + Q_{V23-1} + Q_{V23-1} + Q_{V9-1} = 1028,65 \quad (262)$$

$$Q_{V14-20} + Q_{V16-20} + Q_{V15-20} + Q_{V13-20} + Q_{V12-20} + Q_{V22-20} + Q_{V11-20} + Q_{V10-20} + Q_{V23-20} + Q_{V23-20} + Q_{V9-20} = 173,84 \quad (263)$$

$$Q_{V14-3} + Q_{V16-3} + Q_{V15-3} + Q_{V13-3} + Q_{V12-3} + Q_{V22-3} + Q_{V11-3} + Q_{V10-3} + Q_{V23-3} + Q_{V23-3} + Q_{V9-3} = 1039,87 \quad (264)$$

#### Intervalo W

$$R_{14V} - R_{14W} - Q_{W14-1} - Q_{W14-20} - Q_{W14-3} = 0 \quad (265)$$

$$R_{16V} - R_{16W} - Q_{W16-1} - Q_{W16-20} - Q_{W16-3} = 0 \quad (266)$$

$$R_{15V} - R_{15W} - Q_{W15-1} - Q_{W15-20} - Q_{W15-3} = 0 \quad (267)$$

$$R_{13V} - R_{13W} - Q_{W13-1} - Q_{W13-20} - Q_{W13-3} = 0 \quad (268)$$

$$R_{12V} - R_{12W} - Q_{W12-1} - Q_{W12-20} - Q_{W12-3} = 0 \quad (269)$$

$$R_{22V} - R_{22W} - Q_{W22-1} - Q_{W22-20} - Q_{W22-3} = 0 \quad (270)$$

$$R_{11V} - R_{11W} - Q_{W11-1} - Q_{W11-20} - Q_{W11-3} = 0 \quad (271)$$

$$R_{10V} - R_{10W} - Q_{W10-1} - Q_{W10-20} - Q_{W10-3} = 0 \quad (272)$$

$$R_{23V} - R_{23W} - Q_{W23-1} - Q_{W23-20} - Q_{W23-3} = 0 \quad (273)$$

$$R_{17V} - R_{17W} - Q_{W17-1} - Q_{W17-20} - Q_{W17-3} = -102,65 \quad (274)$$

$$R_{9V} - R_{9W} - Q_{W9-1} - Q_{W9-20} - Q_{W9-3} = 0 \quad (275)$$

$$Q_{W14-1} + Q_{W16-1} + Q_{W15-1} + Q_{W13-1} + Q_{W12-1} + Q_{W22-1} + Q_{W11-1} + Q_{W10-1} + Q_{W23-1} + Q_{W23-1} + Q_{W9-1} = 305,54 \quad (276)$$

$$Q_{W14-20} + Q_{W16-20} + Q_{W15-20} + Q_{W13-20} + Q_{W12-20} + Q_{W22-20} + Q_{W11-20} + Q_{W10-20} + Q_{W23-20} + Q_{W23-20} + Q_{W9-20} = 51,63 \quad (277)$$

$$Q_{W14-3} + Q_{W16-3} + Q_{W15-3} + Q_{W13-3} + Q_{W12-3} + Q_{W22-3} + Q_{W11-3} + Q_{W10-3} + Q_{W23-3} + Q_{W23-3} + Q_{W9-3} = 308,87 \quad (278)$$

### Intervalo X

$$R_{14W} - R_{14X} - Q_{X14-1} - Q_{X14-3} = 0 \quad (279)$$

$$R_{16W} - R_{16X} - Q_{X16-1} - Q_{X16-3} = 0 \quad (280)$$

$$R_{15W} - R_{15X} - Q_{X15-1} - Q_{X15-3} = 0 \quad (281)$$

$$R_{13W} - R_{13X} - Q_{X13-1} - Q_{X13-3} = 0 \quad (282)$$

$$R_{12W} - R_{12X} - Q_{X12-1} - Q_{X12-3} = 0 \quad (283)$$

$$R_{22W} - R_{22X} - Q_{X22-1} - Q_{X22-3} = 0 \quad (284)$$

$$R_{11W} - R_{11X} - Q_{X11-1} - Q_{X11-3} = 0 \quad (285)$$

$$R_{10W} - R_{10X} - Q_{X10-1} - Q_{X10-3} = 0 \quad (286)$$

$$R_{23W} - R_{23X} - Q_{X23-1} - Q_{X23-3} = 0 \quad (287)$$

$$R_{17W} - R_{17X} - Q_{X17-1} - Q_{X17-3} = -314,80 \quad (288)$$

$$R_{9W} - R_{9X} - Q_{X9-1} - Q_{X9-3} = 0 \quad (289)$$

$$Q_{X14-1} + Q_{X16-1} + Q_{X15-1} + Q_{X13-1} + Q_{X12-1} + Q_{X22-1} + Q_{X11-1} + Q_{X10-1} + Q_{X23-1} + Q_{X23-1} + Q_{X9-1} = 936,99 \quad (290)$$

$$Q_{X14-3} + Q_{X16-3} + Q_{X15-3} + Q_{X13-3} + Q_{X12-3} + Q_{X22-3} + Q_{X11-3} + Q_{X10-3} + Q_{X23-3} + Q_{X23-3} + Q_{X9-3} = 9473,21 \quad (292)$$

### Intervalo Y

$$R_{14X} - R_{14Y} - Q_{Y14-1} - Q_{Y14-3} = 0 \quad (293)$$

$$R_{16X} - R_{16Y} - Q_{Y16-1} - Q_{Y16-3} = 0 \quad (294)$$

$$R_{15X} - R_{15Y} - Q_{Y15-1} - Q_{Y15-3} = 0 \quad (295)$$

$$R_{13X} - R_{13Y} - Q_{Y13-1} - Q_{Y13-3} = 0 \quad (296)$$

$$R_{12X} - R_{12Y} - Q_{Y12-1} - Q_{Y12-3} = 0 \quad (297)$$

$$R_{22X} - R_{22Y} - Q_{Y22-1} - Q_{Y22-3} = 0 \quad (298)$$

$$R_{11X} - R_{11Y} - Q_{Y11-1} - Q_{Y11-3} = 0 \quad (299)$$

$$R_{10X} - R_{10Y} - Q_{Y10-1} - Q_{Y10-3} = 0 \quad (300)$$

$$R_{23X} - R_{23Y} - Q_{Y23-1} - Q_{Y23-3} = 0 \quad (301)$$

$$R_{17X} - R_{17Y} - Q_{Y17-1} - Q_{Y17-3} = -54,75 \quad (302)$$

$$R_{9X} - R_{9Y} - Q_{Y9-1} - Q_{Y9-3} = 0 \quad (303)$$

$$R_{18Y} + Q_{Y18-1} + Q_{Y18-3} = 48,02 \quad (303)$$

$$Q_{Y14-1} + Q_{Y16-1} + Q_{Y15-1} + Q_{Y13-1} + Q_{Y12-1} + Q_{Y22-1} + Q_{Y11-1} + Q_{Y10-1} + Q_{Y23-1} + Q_{Y23-1} + Q_{Y9-1} + Q_{Y18-1} = 162,96 \quad (304)$$

$$Q_{Y14-3} + Q_{Y16-3} + Q_{Y15-3} + Q_{Y13-3} + Q_{Y12-3} + Q_{Y22-3} + Q_{Y11-3} + Q_{Y10-3} + Q_{Y23-3} + Q_{Y23-3} + Q_{Y9-3} + Q_{Y18-3} = 164,73 \quad (305)$$

### Intervalo Z

$$R_{14Y} - R_{14Z} - Q_{Z14-1} - Q_{Z14-3} = 0 \quad (306)$$

$$R_{16Y} - R_{16Z} - Q_{Z16-1} - Q_{Z16-3} = 0 \quad (307)$$

$$R_{15Y} - R_{15Z} - Q_{Z15-1} - Q_{Z15-3} = 0 \quad (308)$$

$$R_{13Y} - R_{13Z} - Q_{Z13-1} - Q_{Z13-3} = 0 \quad (309)$$

$$R_{12Y} - R_{12Z} - Q_{Z12-1} - Q_{Z12-3} = 0 \quad (310)$$

$$R_{22Y} - R_{22Z} - Q_{Z22-1} - Q_{Z22-3} = 0 \quad (311)$$

$$R_{11Y} - R_{11Z} - Q_{Z11-1} - Q_{Z11-3} = 0 \quad (312)$$

$$R_{10Y} - R_{10Z} - Q_{Z10-1} - Q_{Z10-3} = 0 \quad (313)$$

$$R_{23Y} - R_{23Z} - Q_{Z23-1} - Q_{Z23-3} = 0 \quad (314)$$

$$R_{17Y} - R_{17Z} - Q_{Z17-1} - Q_{Z17-3} = 0 \quad (315)$$

$$R_{9Y} - R_{9Z} - Q_{Z9-1} - Q_{Z9-3} = 0 \quad (316)$$

$$R_{18Y} - R_{18Z} - Q_{Z18-1} - Q_{Z18-3} = -153,07 \quad (317)$$

$$Q_{Z14-1} + Q_{Z16-1} + Q_{Z15-1} + Q_{Z13-1} + Q_{Z12-1} + Q_{Z22-1} + Q_{Z11-1} + Q_{Z10-1} + Q_{Z23-1} + Q_{Z23-1} + Q_{Z9-1} + Q_{Z18-1} = 519,42 \quad (318)$$

$$Q_{Z14-3} + Q_{Z16-3} + Q_{Z15-3} + Q_{Z13-3} + Q_{Z12-3} + Q_{Z22-3} + Q_{Z11-3} + Q_{Z10-3} + Q_{Z23-3} + Q_{Z23-3} + Q_{Z9-3} + Q_{Z18-3} = 525,08 \quad (319)$$

### Intervalo A\*

$$R_{14Z} - R_{14A^*} - Q_{A^*14-1} - Q_{A^*14-3} = 0 \quad (320)$$

$$R_{16Z} - R_{16A^*} - Q_{A^*16-1} - Q_{A^*16-3} = 0 \quad (321)$$

$$R_{15Z} - R_{15A^*} - Q_{A^*15-1} - Q_{A^*15-3} = 0 \quad (322)$$

$$R_{13Z} - R_{13A^*} - Q_{A^*13-1} - Q_{A^*13-3} = 0 \quad (323)$$

$$R_{12Z} - R_{12A^*} - Q_{A^*12-1} - Q_{A^*12-3} = 0 \quad (324)$$

$$R_{22Z} - R_{22A^*} - Q_{A^*22-1} - Q_{A^*22-3} = 0 \quad (325)$$

$$R_{11Z} - R_{11A^*} - Q_{A^*11-1} - Q_{A^*11-3} = 0 \quad (326)$$

$$R_{10Z} - R_{10A^*} - Q_{A^*10-1} - Q_{A^*10-3} = 0 \quad (327)$$

$$R_{23Z} - R_{23A^*} - Q_{A^*23-1} - Q_{A^*23-3} = 0 \quad (328)$$

$$R_{17Z} - R_{17A^*} - Q_{A^*17-1} - Q_{A^*17-3} = 0 \quad (329)$$

$$R_{9Z} - R_{9A^*} - Q_{A^*9-1} - Q_{A^*9-3} = 0 \quad (330)$$

$$R_{18Z} - R_{18A^*} - Q_{A^*18-1} - Q_{A^*18-3} = 0 \quad (331)$$

$$R_{19A^*} + Q_{A^*19-1} + Q_{A^*19-3} = 76,57 \quad (332)$$

$$Q_{A^*14-1} + Q_{A^*16-1} + Q_{A^*15-1} + Q_{A^*13-1} + Q_{A^*12-1} + Q_{A^*22-1} + Q_{A^*11-1} + Q_{A^*10-1} + Q_{A^*23-1} + Q_{A^*23-1} + Q_{A^*9-1} + Q_{A^*18-1} + Q_{A^*19-1} = 478,68 \quad (333)$$

$$Q_{A^*14-3} + Q_{A^*16-3} + Q_{A^*15-3} + Q_{A^*13-3} + Q_{A^*12-3} + Q_{A^*22-3} + Q_{A^*11-3} + Q_{A^*10-3} + Q_{A^*23-3} + Q_{A^*23-3} + Q_{A^*9-3} + Q_{A^*18-3} + Q_{A^*19-3} = 483,90 \quad (334)$$

Intervalo B'

$$R_{14A^*} - R_{14B^*} = 0 \quad (335)$$

$$R_{16A^*} - R_{16B^*} = 0 \quad (336)$$

$$R_{15A^*} - R_{15B^*} = 0 \quad (337)$$

$$R_{13A^*} - R_{13B^*} = 0 \quad (338)$$

$$R_{12A^*} - R_{12B^*} = 0 \quad (339)$$

$$R_{22A^*} - R_{22B^*} = 0 \quad (340)$$

$$R_{11A^*} - R_{11B^*} = 0 \quad (341)$$

$$R_{10A^*} - R_{10B^*} = 0 \quad (342)$$

$$R_{23A^*} - R_{23B^*} = 0 \quad (343)$$

$$R_{17A^*} - R_{17B^*} = 0 \quad (344)$$

$$R_{9A^*} - R_{9B^*} = 0 \quad (345)$$

$$R_{18A^*} - R_{18B^*} = 0 \quad (346)$$

$$R_{19A^*} - Q_{B^*19} = -4,89 \quad (347)$$

$$Q_W - R_{14B^*} - R_{16B^*} - R_{15B^*} - R_{13B^*} - R_{22B^*} - R_{12B^*} - R_{11B^*} - R_{10B^*} - R_{23B^*} - R_{17B^*} - R_{9B^*} - R_{18B^*} - R_{19B^*} = 0 \quad (348)$$

**Anexo 14. Resultados de optimizar las restricciones del diagrama de transporte ampliado.**

0	QH	26.94911	QE15.8	16.52235	QG16.6	1964.559	R11H
3462.06	R14A	10409.35	R13E	16.52235	QG16.8	61.03939	QH11.6
3462.06	R16A	477.7037	QE13.6	1937.611	R15G	61.03939	QH11.8
6426.16	R14B	477.7037	QE13.8	16.78663	QG15.6	671.3413	R10H
6426.16	R16B	1228.478	R12E	16.78663	QG15.8	96.78933	QH10.6
779.52	R15B	41.58204	QE12.6	10666.1	R13G	96.78933	QH10.8
7375.05	R13B	41.58204	QE12.8	13.2453	QG13.6	8443.244	R14I
7177.06	R14C	102.7241	R22E	13.2453	QG13.8	466.7027	QI14.6
7177.06	R16C	7.332945	QE22.6	526.4522	R22G	466.7027	QI14.8
977	R15C	7.332945	QE22.8	6.117978	QG22.6	8443.244	R16I
9243.4	R13C	9679.123	R14F	6.117978	QG22.8	466.7027	QI16.6
373.85	R12C	421.9631	QF14.6	2283.277	R12G	466.7027	QI16.8
7868.382	R14D	421.9631	QF14.8	18.77819	QG12.6	2398.289	R15I
373.6241	QD14.6	9679.123	R16F	18.77819	QG12.8	34.55981	QI15.6
373.6241	QD14.8	421.9631	QF16.6	1717.468	R11G	34.55981	QI15.8
7868.382	R16D	421.9631	QF16.8	16.5372	QG11.6	12664.04	R13I
373.6241	QD16.6	1954.555	R15F	16.5372	QG11.8	1700.881	QI13.6
373.6241	QD16.8	59.58599	QF15.6	9376.649	R14H	1700.881	QI13.8
1289.905	R15D	59.58599	QF15.8	166.3298	QH14.6	486.2053	R22I
32.71255	QD15.6	10535.26	R13F	166.3298	QH14.8	9.418833	QI22.6
32.71255	QD15.8	3083.734	QF13.6	9376.649	R16H	9.418833	QI22.8
9732.42	R13D	3083.734	QF13.8	166.3298	QH16.6	3158.097	R12I
1545.17	QD13.6	2289.354	R12F	166.3298	QH16.8	76.75407	QI12.6
1545.17	QD13.8	99.19692	QF12.6	1983.069	R15H	76.75407	QI12.8
985.0216	R12D	99.19692	QF12.8	42.75122	QH15.6	3154.543	R11I
52.51922	QD12.6	538.6881	R22F	42.75122	QH15.8	87.673	QI11.6
52.51922	QD12.8	8.302984	QF22.6	11483.43	R13H	87.673	QI11.8
7993.69	R14E	8.302984	QF22.8	210.8401	QH13.6	3494.92	R10I
265.3711	QE14.6	1703.663	R11F	210.8401	QH13.8	187.6356	QI10.6
265.3711	QE14.8	85.73374	QF11.6	505.043	R22H	187.6356	QI10.8
7993.69	R16E	85.73374	QF11.8	10.70459	QH22.6	331.2554	R23I
265.3711	QE16.6	9709.309	R14G	10.70459	QH22.8	13.58232	QI23.6
265.3711	QE16.8	16.52235	QG14.6	2394.706	R12H	13.58232	QI23.8
1408.537	R15E	16.52235	QG14.8	68.24591	QH12.6	8356.208	R14J
26.94911	QE15.6	9709.309	R16G	68.24591	QH12.8	43.51781	QJ14.6

43.51781	QJ14.8	25.33991	QK15.5	12316.69	R13L	120.3825	QM16.5
8356.208	R16J	25.33991	QK15.7	35.2118	QL13.5	120.3825	QM16.7
43.51781	QJ16.6	12390	R13K	35.2118	QL13.7	13.67531	QM16.21
43.51781	QJ16.8	98.31502	QK13.5	2.881889	QL13.21	2160.15	R15M
2356.988	R15J	98.31502	QK13.7	437.2401	R22L	32.22336	QM15.2
20.65073	QJ15.6	451.8559	R22K	5.880894	QL22.5	33.08804	QM15.5
20.65073	QJ15.8	7.984882	QK22.5	5.880894	QL22.7	33.08804	QM15.7
12586.63	R13J	7.984882	QK22.7	2.854036	QL22.21	10.18354	QM15.21
38.70583	QJ13.6	3264.929	R12K	3293.976	R12L	11858.69	R13M
38.70583	QJ13.8	39.3118	QK12.5	22.92442	QL12.5	142.3558	QM13.2
467.8257	R22J	39.3118	QK12.7	22.92442	QL12.7	152.6877	QM13.5
9.189834	QJ22.6	3364.498	R11K	3.804793	QL12.21	152.6877	QM13.7
9.189834	QJ22.8	42.81469	QK11.5	3430.017	R11L	10.2715	QM13.21
3186.143	R12J	42.81469	QK11.7	23.88632	QL11.5	412.9737	R22M
27.29716	QJ12.6	4124.244	R10K	23.88632	QL11.7	6.623148	QM22.2
27.29716	QJ12.8	64.9669	QK10.5	3.908646	QL11.21	6.676691	QM22.5
3215.738	R11J	64.9669	QK10.7	4332.742	R10L	6.676691	QM22.7
30.9329	QJ11.6	377.1666	R23K	31.34553	QL10.5	4.289872	QM22.21
30.9329	QJ11.8	14.02366	QK23.5	31.34553	QL10.7	3340.495	R12M
3705.018	R10J	14.02366	QK23.7	3.390756	QL10.21	53.92292	QM12.2
39.10621	QJ10.6	153.066	R17K	378.644	R23L	55.94156	QM12.5
39.10621	QJ10.8	16.34603	QK17.5	12.17878	QL23.5	55.94156	QM12.7
343.6839	R23J	16.34603	QK17.7	12.17878	QL23.7	11.98493	QM12.21
9.935725	QJ23.6	8116.352	R14L	4.935049	QL23.21	3586.463	R11M
9.935725	QJ23.8	35.94267	QL14.5	182.1301	R17L	53.82758	QM11.2
48.888	R17J	35.94267	QL14.7	16.82715	QL17.5	55.81372	QM11.5
11.486	QJ17.6	3.273647	QL14.21	16.82715	QL17.7	55.81372	QM11.7
11.486	QJ17.8	8116.352	R16L	5.711516	QL17.21	12.10935	QM11.21
8191.511	R14K	35.94267	QL16.5	7747.947	R14M	4830.427	R10M
82.34856	QK14.5	35.94267	QL16.7	113.9649	QM14.2	87.63812	QM10.2
82.34856	QK14.7	3.273647	QL16.21	120.3825	QM14.5	92.03571	QM10.5
8191.511	R16K	2268.733	R15L	120.3825	QM14.7	92.03571	QM10.7
82.34856	QK16.5	16.75978	QL15.5	13.67531	QM14.21	13.15512	QM10.21
82.34856	QK16.7	16.75978	QL15.7	7747.947	R16M	418.9711	R23M
2306.308	R15K	4.056021	QL15.21	113.9649	QM16.2	13.11859	QM23.2

13.19411	QM23.5	2.153613	QN12.5	123.3506	QÑ16.5	11.92266	QÑ23.5
13.19411	QM23.7	2.153613	QN12.7	123.3506	QÑ16.7	11.92266	QÑ23.7
7.846108	QM23.21	0.157803	QN12.21	13.28626	QÑ16.21	6.239756	QÑ23.21
291.1957	R17M	3591.696	R11N	2025.932	R15Ñ	410.0751	R17Ñ
24.68065	QM17.2	2.019125	QN11.2	37.56467	QÑ15.2	25.29909	QÑ17.2
24.96742	QM17.5	2.155159	QN11.5	38.6113	QÑ15.5	25.80437	QÑ17.5
24.96742	QM17.7	2.155159	QN11.7	38.6113	QÑ15.7	25.80437	QÑ17.7
11.35896	QM17.21	0.156732	QN11.21	11.08387	QÑ15.21	9.611337	QÑ17.21
7743.106	R14N	4853.278	R10N	11421.91	R13Ñ	219.2369	R9Ñ
1.502741	QN14.2	1.447976	QN10.2	133.9002	QÑ13.2	25.55414	QÑ9.2
1.615817	QN14.5	1.571791	QN10.5	143.9524	QÑ13.5	25.89481	QÑ9.5
1.615817	QN14.7	1.571791	QN10.7	143.9524	QÑ13.7	25.89481	QÑ9.7
0.106259	QN14.21	0.018251	QN10.21	8.821634	QÑ13.21	11.15903	QÑ9.21
7743.106	R16N	413.2931	R23N	378.3026	R22Ñ	7299.782	R14O
1.502741	QN16.2	2.642572	QN23.2	7.846177	QÑ22.2	15.79426	QO14.2
1.615817	QN16.5	2.732428	QN23.5	7.92832	QÑ22.5	15.76153	QO14.4
1.615817	QN16.7	2.732428	QN23.7	7.92832	QÑ22.7	16.82987	QO14.5
0.106259	QN16.21	0.650548	QN23.21	4.625851	QÑ22.21	16.82987	QO14.7
2151.803	R15N	287.8743	R17N	3383.341	R12Ñ	1.539408	QO14.21
2.56988	QN15.2	3.111144	QN17.2	60.4497	QÑ12.2	7299.782	R16O
2.699581	QN15.5	3.243519	QN17.5	62.77921	QÑ12.5	15.79426	QO16.2
2.699581	QN15.7	3.243519	QN17.7	62.77921	QÑ12.7	15.76153	QO16.4
0.37747	QN15.21	0.563236	QN17.21	12.58308	QÑ12.21	16.82987	QO16.5
11852.54	R13N	3.269662	R9N	3395.767	R11Ñ	16.82987	QO16.7
1.847577	QN13.2	1.994647	QN9.2	59.6047	QÑ11.2	1.539408	QO16.21
1.905182	QN13.5	2.057525	QN9.5	61.88704	QÑ11.5	1970.787	R15O
1.905182	QN13.7	2.057525	QN9.7	61.88704	QÑ11.7	12.88939	QO15.2
0.493303	QN13.21	0.60064	QN9.21	12.55075	QÑ11.21	12.87268	QO15.4
406.6313	R22N	7366.537	R14Ñ	5391.465	R10Ñ	13.40998	QO15.5
1.883754	QN22.2	116.5822	QÑ14.2	92.23313	QÑ10.2	13.40998	QO15.7
1.939568	QN22.5	123.3506	QÑ14.5	97.06877	QÑ10.5	2.562688	QO15.21
1.939568	QN22.7	123.3506	QÑ14.7	97.06877	QÑ10.7	11373.89	R13O
0.579501	QN22.21	13.28626	QÑ14.21	12.91217	QÑ10.21	11.13732	QO3.2
3341.882	R12N	7366.537	R16Ñ	465.2642	R23Ñ	11.10945	QO3.4
2.017844	QN12.2	116.5822	QÑ16.2	11.77389	QÑ23.2	12.0296	QO13.5

12.0296	QO13.7	11.00917	QO17.5	6.634606	QP22.4	14.13652	QP9.2
1.715988	QO13.21	11.00917	QO17.7	6.764248	QP22.5	14.12045	QP9.4
354.1803	R22O	2.599641	QO17.21	6.764248	QP22.7	14.6235	QP9.5
5.464392	QO22.2	227.1741	R9O	2.543411	QP22.21	14.6235	QP9.7
5.460587	QO22.4	12.04072	QO9.2	3286.756	R12P	3.440548	QP9.21
5.580928	QO22.5	12.02753	QO9.4	19.22154	QP12.2	7013.285	R14Q
5.580928	QO22.7	12.44953	QO9.5	19.19131	QP12.4	45.67876	QQ14.2
2.035502	QO22.21	12.44953	QO9.7	20.14649	QP12.5	45.59016	QQ14.4
3368.357	R12O	2.995444	QO9.21	20.14649	QP12.7	48.47405	QQ14.5
14.69229	QO12.2	7206.614	R14P	2.895017	QP12.21	48.47405	QQ14.7
14.66894	QO12.4	22.02509	QP14.2	3252.489	R11P	5.111802	QQ14.21
15.4239	QO12.5	21.97959	QP14.4	19.14	QP11.2	7013.285	R16Q
15.4239	QO12.7	23.43032	QP14.5	19.11016	QP11.4	45.67876	QQ16.2
1.994435	QO12.21	23.43032	QP14.7	20.05281	QP11.5	45.59016	QQ16.4
3333.75	R11O	2.302513	QP14.21	20.05281	QP11.7	48.47405	QQ16.5
14.6479	QO11.2	7206.614	R16P	2.905629	QP11.21	48.47405	QQ16.7
14.62478	QO11.4	22.02509	QP16.2	5623.486	R10P	5.111802	QQ16.21
15.37206	QO11.5	21.97959	QP16.4	20.81222	QP10.2	1788.208	R15Q
15.37206	QO11.7	23.43032	QP16.5	20.7729	QP10.4	26.10922	QQ15.2
2.000064	QO11.21	23.43032	QP16.7	22.02313	QP10.5	26.07925	QQ15.4
5491.812	R10O	2.302513	QP16.21	22.02313	QP10.7	27.0395	QQ15.5
15.2735	QO10.2	1900.644	R15P	2.354836	QP10.21	27.0395	QQ15.7
15.24452	QO10.4	16.36496	QP15.2	441.2633	R23P	6.168888	QQ15.21
16.1869	QO10.5	16.34402	QP15.4	8.412319	QP23.2	11099.9	R13Q
16.1869	QO10.7	17.002	QP15.5	8.405789	QP23.4	46.81186	QQ13.2
1.510913	QO10.21	17.002	QP15.7	8.608389	QP23.5	46.70054	QQ13.4
453.6382	R23O	3.430164	QP15.21	8.608389	QP23.7	50.34564	QQ13.5
6.849252	QO23.2	11297.79	R13P	2.950013	QP23.21	50.34564	QQ13.7
6.843763	QO23.4	17.81402	QP13.2	400.9019	R17P	3.687778	QQ13.21
7.018198	QO23.5	17.76806	QP13.4	13.70942	QP17.2	286.7047	R22Q
7.018198	QO23.7	19.2469	QP13.5	13.69353	QP17.4	8.514023	QQ22.2
2.356511	QO23.21	19.2469	QP13.7	14.19189	QP17.5	8.510631	QQ22.4
405.2557	R17O	2.028258	QP13.21	14.19189	QP17.7	8.616114	QQ22.5
10.63669	QO17.2	324.835	R22P	3.317099	QP17.21	8.616114	QQ22.7
10.6247	QO17.4	6.638817	QP22.2	245.0896	R9P	3.873424	QQ22.21



3142.884	R12Q	5.639807	QQ9.21	15.96523	QR23.4	43.34487	QS11.2
33.73955	QQ12.2	6799.593	R14R	7.500628	QR23.21	43.28124	QS11.4
33.69038	QQ12.4	100.8755	QR14.2	519.1896	R17R	7.950274	QS11.21
35.2773	QQ12.5	100.6838	QR14.4	41.62594	QR17.2	5148.533	R10S
35.2773	QQ12.7	12.13237	QR14.21	41.58028	QR17.4	54.95394	QS10.2
5.888454	QQ12.21	6799.593	R16R	10.89243	QR17.21	54.85554	QS10.4
3109.774	R11Q	100.8755	QR16.2	508.1571	R9R	7.476321	QS10.21
33.45764	QQ11.2	100.6838	QR16.4	41.98152	QR9.2	453.662	R23S
33.40936	QQ11.4	12.13237	QR16.21	41.93173	QR9.4	14.8842	QS23.2
34.96729	QQ11.5	1692.464	R15R	10.41131	QR9.21	14.87552	QS23.4
34.96729	QQ11.7	42.23761	QR15.2	6669.546	R14S	6.011226	QS23.21
5.913357	QQ11.21	42.19498	QR15.4	61.36867	QS14.2	581.9981	R17S
5449.963	R10Q	11.31126	QR15.21	61.25167	QS14.4	34.83031	QS17.2
40.92854	QQ10.2	10841.04	R13R	7.426998	QS14.21	34.78532	QS17.4
40.8553	QQ10.4	124.6438	QR13.2	6669.546	R16S	7.865806	QS17.21
43.23423	QQ10.5	124.3634	QR13.4	61.36867	QS16.2	636.2364	R9S
43.23423	QQ10.7	9.849371	QR13.21	61.25167	QS16.4	34.60687	QS9.2
5.270367	QQ10.21	261.1192	R22R	7.426998	QS16.21	34.5588	QS9.4
435.0413	R23Q	9.867694	QR22.2	1618.68	R15S	7.395013	QS9.21
11.81881	QQ23.2	9.866419	QR22.4	32.96306	QS15.2	5631.829	R14T
11.81152	QQ23.4	5.851309	QR22.21	32.92458	QS15.4	490.7217	QT14.2
12.04191	QQ23.5	3007.016	R12R	7.895831	QS15.21	489.8244	QT14.4
12.04191	QQ23.7	61.95905	QR12.2	10694.51	R13S	57.17116	QT14.20
4.657919	QQ23.21	61.87402	QR12.4	70.33156	QS13.2	5631.829	R16T
404.5682	R17Q	12.03492	QR12.21	70.17545	QS13.4	490.7217	QT16.2
22.9078	QQ17.2	2975.407	R11R	6.023186	QS13.21	489.8244	QT16.4
22.8825	QQ17.4	61.19346	QR11.2	237.1218	R22S	57.17116	QT16.20
23.69349	QQ17.5	61.11003	QR11.4	9.646268	QS22.2	1428.013	R15T
23.69349	QQ17.7	12.06356	QR11.21	9.643412	QS22.4	79.02776	QT15.2
5.806404	QQ17.21	5265.819	R10R	4.707766	QS22.21	79.06178	QT15.4
298.0117	R9Q	86.15754	QR10.2	2911.737	R12S	32.57766	QT15.20
22.41504	QQ9.2	86.00635	QR10.4	43.72158	QS12.2	8881.017	R13T
22.3902	QQ9.4	11.98048	QR10.21	43.65681	QS12.4	875.3271	QT13.2
23.18644	QQ9.5	489.433	R23R	7.900581	QS12.21	872.9058	QT13.4
23.18644	QQ9.7	15.97246	QR23.2	2880.83	R11S	65.25984	QT13.20

212.6992	R22T	18.54692	QU16.20	85.68383	QU9.3	22.86904	QV23.1
7.277647	QT22.2	1290.11	R15U	16.00177	QU9.20	22.92879	QV23.3
7.292555	QT22.4	62.99465	QU15.2	5013.045	R14V	10.31182	QV23.20
9.852422	QT22.20	59.63781	QU15.3	138.7838	QV14.1	1502.512	R17V
2532.945	R12T	15.27082	QU15.20	140.5124	QV14.3	86.08523	QV17.1
168.311	QT12.2	8476.007	R13U	18.48592	QV14.20	86.90078	QV17.3
168.2353	QT12.4	204.6818	QU13.2	5013.045	R16V	16.80693	QV17.20
42.24559	QT12.20	182.1496	QU13.3	138.7838	QV16.1	2189.532	R9V
2506.411	R11T	18.17862	QU13.20	140.5124	QV16.3	91.36567	QV9.1
166.2853	QT11.2	183.508	R22U	18.48592	QV16.20	92.30266	QV9.3
166.2079	QT11.4	10.95839	QU22.2	1148.743	R15V	16.65436	QV9.20
41.92573	QT11.20	11.01757	QU22.3	62.75734	QV15.1	4939.274	R14W
4391.757	R10T	7.215233	QU22.20	63.20536	QV15.3	34.33539	QW14.1
352.606	QT10.2	2330.711	R12U	15.40397	QV15.20	34.75573	QW14.3
352.1288	QT10.4	96.11859	QU12.2	8112.697	R13V	4.679885	QW14.20
52.04116	QT10.20	89.17689	QU12.3	171.3051	QV13.1	4939.274	R16W
402.1228	R23T	16.93788	QU12.20	173.6686	QV13.3	34.33539	QW16.1
18.06026	QT23.2	2306.274	R11U	18.33638	QV13.20	34.75573	QW16.3
18.08225	QT23.4	95.00327	QU11.2	152.8745	R22V	4.679885	QW16.20
15.39671	QT23.20	88.1665	QU11.3	11.64481	QV22.1	1092.643	R15W
1187.396	R17T	16.96801	QU11.20	11.63745	QV22.3	25.3726	QW15.1
123.6737	QT17.2	4109.967	R10U	7.35125	QV22.20	25.61002	QW15.3
123.6935	QT17.4	138.2139	QU10.2	2130.823	R12V	5.117365	QW15.20
36.88523	QT17.20	125.6261	QU10.3	91.01784	QV12.1	8035.229	R13W
1581.342	R9T	17.9497	QU10.20	91.87593	QV12.3	36.34487	QW13.1
157.8579	QT9.2	349.4188	R23U	16.99484	QV12.20	36.83389	QW13.3
157.8032	QT9.4	21.52531	QU23.2	2108.222	R11V	4.289102	QW13.20
36.97336	QT9.20	21.13053	QU23.3	90.09014	QV11.1	129.6344	R22W
5310.827	R14U	10.04818	QU23.20	90.93663	QV11.3	9.907357	QW22.1
159.0342	QU14.2	1346.715	R17U	17.02462	QV11.20	9.951788	QW22.3
143.4202	QU14.3	86.25448	QU17.2	3842.647	R10V	3.380957	QW22.20
18.54692	QU14.20	80.14074	QU17.3	123.9473	QV10.1	2066.465	R12W
5310.827	R16U	16.45596	QU17.20	125.3891	QV10.3	29.53163	QW12.1
159.0342	QU16.2	1885.735	R9U	17.98399	QV10.20	29.84628	QW12.3
143.4202	QU16.3	93.05125	QU9.2	293.3092	R23V	4.979657	QW12.20

2043.985	R11W	1890.397	R12X	15.11499	QY12.3	48.31888	QZ12.1
29.45438	QW11.1	87.58953	QX12.1	1839.063	R11Y	48.8604	QZ12.3
29.7658	QW11.3	88.47834	QX12.3	14.97716	QY11.1	1742.189	R11Z
5.016867	QW11.20	1869.184	R11X	15.14428	QY11.3	48.1681	QZ11.1
3771.586	R10W	86.96014	QX11.1	3521.693	R10Y	48.70624	QZ11.3
32.97747	QW10.1	87.84048	QX11.3	15.34991	QY10.1	3415.591	R10Z
33.3683	QW10.3	3552.577	R10X	15.53408	QY10.3	52.73639	QZ10.1
4.715369	QW10.20	108.8646	QX10.1	183.5998	R23Y	53.36606	QZ10.3
258.9836	R23W	110.1439	QX10.3	10.37065	QY23.1	132.6419	R23Z
14.91387	QW23.1	204.4278	R23X	10.45732	QY23.3	25.39003	QZ23.1
15.00478	QW23.3	27.22861	QX23.1	1705.687	R17Y	25.56783	QZ23.3
4.40694	QW23.20	27.32718	QX23.3	15.14616	QY17.1	1608.237	R17Z
1541.761	R17W	1681.396	R17X	15.312	QY17.3	48.45235	QZ17.1
28.94365	QW17.1	87.1315	QX17.1	1911.946	R9Y	48.99771	QZ17.3
29.24353	QW17.3	88.03401	QX17.3	15.44004	QY9.1	1812.203	R9Z
5.213442	QW17.20	1942.998	R9X	15.61104	QY9.3	49.59193	QZ9.1
2125.224	R9W	90.63394	QX9.1	29.68982	R18Y	50.15139	QZ9.3
29.4234	QW9.1	91.59289	QX9.3	9.139685	QY18.1	135.117	R18Z
29.73414	QW9.3	4672.441	R14Y	9.190499	QY18.3	23.76177	QZ18.1
5.150531	QW9.20	15.46027	QY14.1	4563.616	R14Z	23.88103	QZ18.3
4703.55	R14X	15.64934	QY14.3	54.08228	QZ14.1	4472.081	R14A°
117.1395	QX14.1	4672.441	R16Y	54.74195	QZ14.3	45.48945	QA°14.1
118.5846	QX14.3	15.46027	QY16.1	4563.616	R16Z	46.04589	QA°14.3
4703.55	R16X	15.64934	QY16.3	54.08228	QZ16.1	4472.081	R16A°
117.1395	QX16.1	931.6488	R15Y	54.74195	QZ16.3	45.48945	QA°16.1
118.5846	QX16.3	14.0956	QY15.1	846.002	R15Z	46.04589	QA°16.3
959.9864	R15X	14.24199	QY15.3	42.60529	QZ15.1	767.1258	R15A°
66.05605	QX15.1	7734.033	R13Y	43.0415	QZ15.3	39.22423	QA°15.1
66.60076	QX15.3	15.08518	QY13.1	7620.367	R13Z	39.65206	QA°15.3
7764.401	R13X	15.28194	QY13.3	56.47148	QZ13.1	7527.058	R13A°
134.5217	QX13.1	87.16197	R22Y	57.19525	QZ13.3	46.36025	QA°13.1
136.3068	QX13.3	7.48775	QY22.1	55.57402	R22Z	46.94842	QA°13.3
102.1929	R22X	7.543183	QY22.3	15.75924	QZ22.1	19.90165	R22A°
13.72508	QX22.1	1860.335	R12Y	15.82871	QZ22.3	17.78113	QA°22.1
13.71638	QX22.3	14.94734	QY12.1	1763.156	R12Z	17.89124	QA°22.3

1677.573	R12A°	26.13412	QA°18.1
42.54539	QA°12.1	26.30833	QA°18.3
43.03724	QA°12.3	45.51984	R19A°
1656.759	R11A°	15.49281	QA°19.1
42.46987	QA°11.1	15.55735	QA°19.3
42.95968	QA°11.3	4472.081	R14B°
3325.301	R10A°	4472.081	R16B°
44.87445	QA°10.1	767.1258	R15B°
45.4154	QA°10.3	7527.058	R13B°
78.93115	R23A°	19.90165	R22B°
26.74408	QA°23.1	1677.573	R12B°
26.96671	QA°23.3	1656.759	R11B°
1522.428	R17A°	3325.301	R10B°
42.65758	QA°17.1	78.93115	R23B°
43.15128	QA°17.3	1522.428	R17B°
1724.865	R9A°	1724.865	R9B°
43.4172	QA°9.1	82.67457	R18B°
43.92052	QA°9.3	50.40984	R19B°
82.67457	R18A°	27377.19	QW

# Anexo 15. Cantidad de intercambiadores de calor obtenidos de la integración energética.

