

Universidad de Matanzas  
Facultad de Ciencias Técnicas



Tesis de grado en opción al Título de Ingeniera Química

Integración energética en la sección de hidrofinación  
de diesel de una refinería de petróleo.

**Autor:** Meivys de la Caridad Ramírez Puente

**Tutores:** MSc. Leiby Montes de Oca Rodríguez

MSc. Roberto Angel Lugo Martínez

Matanzas, Cuba

2018

**Notas de aceptación**

---

---

---

---

---

---

---

---

---

Presidente del tribunal

---

Firma

---

Miembro del tribunal

---

Firma

---

Miembro de tribunal

---

Firma

## **Declaración de autoridad**

Yo, Meivys de la C. Ramírez Puente, declaro ser la única autora de esta investigación, realizada en la Universidad de Matanzas, como requisito parcial para optar por el título de Ingeniera Química y autorizo que esta investigación sea utilizada por la mencionada institución como material de consulta. Para que así conste, firma:

---

Meivys de la C. Ramírez Puente

## Agradecimientos

- ✓ A mi mamá por darme la vida y apoyarme siempre
- ✓ A mi novio Tito por estar siempre conmigo, por su dedicación, amor y porque siempre pude contar con él.
- ✓ A mi papá por su preocupación y alegrías.
- ✓ A mis tías por siempre estar preocupadas por mí y como estaba en la escuela.
- ✓ A mi mima que la quiero mucho.
- ✓ A Roberto Lugo por estar pendiente y encaminarme en la tesis, aunque no la terminó siempre estuvo ahí.
- ✓ A la profesora Leiby por su ayuda y su disposición de continuar conmigo en la tesis.
- ✓ A Julio por ser un gran amigo y haberme ayudado muchísimo desde primer año.
- ✓ A mi compañera de mesa Shavely por hacerme más divertidas las clases.
- ✓ A Jeniffer por ser siempre una amiga incondicional.
- ✓ A Liudmi por sus ocurrencias y alegría.
- ✓ A todos los profesores que contribuyeron a mi formación como profesional.
- ✓ A todos los compañeros de aula que son estupendos amigos.
- ✓ A todas aquellas personas que de una manera u otra hicieron que mi paso por la universidad fuera increíble.

## Resumen

En la presente investigación se realiza la integración energética por programación lineal en la sección de hidrofinación de diesel de una refinería de petróleo. Una vez caracterizado el proceso en cuestión se definen 9 corrientes energéticas de las cuales 5 son calientes ( $Q_H$ ) y 4 frías ( $Q_W$ ). Para una diferencia óptima de temperatura de 15 K, estas corrientes al combinarse garantizan un intercambio térmico de 4866,02 kW, donde las necesidades de calentamiento son de 1805,47 kW y las necesidades de enfriamiento son de 6671,49 kW. Se propone una red de 19 intercambiadores de calor. Se realiza un estudio también para diferencias mínimas de temperaturas de 18 K y 23 K. Se obtiene que la variación de temperatura mínima donde se logran los menores costos es en 15 K. La integración del proceso permite reducir el consumo de *fuel oil* en un 86,91 % y el consumo de electricidad en un 88,67 %, lo que equivale a un ahorro por consumo de utilidades de más de 4 millones de CUC anuales. Se obtiene la nueva red de intercambio, la cual ofrece beneficio de más de 2 millones anuales con un plazo de recuperación de dos años y un retorno del 46 %.

## **Abstract**

The energetic integration by linear programming in the section of hydrofination of diesel in a petroleum refinery was made. First, it is characterized the process and then, it is defined nine energetic streams, five of them are heat streams and four are cold streams. For one optimal difference of temperature of 15 K, this streams, if the mixing occurs, guaranty the thermal exchange of 4866,02 kW, where the needs of heating are of 1805,47 kW and the needs of the cooling are of 1805,47 kW. It is suggest a red of 19 heat exchanges. It is make a study for minimum differences of temperature of 18 and 23 K. It is obtain the minimum variation of temperature where it gets the minimum costs in 15 K. The process integration made possible the reduction the consume of fuel oil in a 86,91% and the electric consume in a 88,67%, this is equivalent to a reduction by the consume of utilities in more of 4 million CUC in the year. It is obtain the new red of exchange, which offer profit of more than 2 millions in a year, with the recovery term of two years and a return of the 46%.

# Tabla de contenidos

<b>Introducción</b> .....	1
<b>Capítulo 1: Análisis bibliográfico</b> .....	3
1.1 El petróleo como fuente de energía actual .....	3
1.2 Refinación de petróleo.....	4
1.2.1 Esquemas de refinación.....	6
1.2.2 Etapas fundamentales del proceso.....	8
1.3 Proceso de hidrofinación de diesel.....	9
1.3.1 Fundamentos del proceso.....	9
1.4 Integración energética.....	11
1.4.1 Necesidad de la integración energética.....	11
1.4.2 Métodos de integración energética.....	12
1.5 Conclusiones parciales del capítulo.....	15
<b>Capítulo 2: Materiales y métodos</b> .....	16
2.1 Caracterización tecnológica del proceso.....	16
2.2 Integración energética mediante programación lineal.....	18
2.2.1 Desintegración energética del proceso.....	18
2.2.2 Identificación de las corrientes energéticas.....	19
2.2.3 Extracción de los datos térmicos de las corrientes y utilidades del proceso.....	20
2.2.4 Selección de la diferencia mínima de temperatura inicial.....	21
2.2.5 Construcción del diagrama de intervalos de temperaturas.....	22
2.2.6 Construcción del diagrama de cascada.....	24
2.2.7 Optimizar las restricciones generales y establecimiento de la función objetivo.....	25
2.2.8 Construcción del modelo de transporte ampliado.....	26
2.2.9 Distribución del contenido energético a intercambiar.....	27
2.2.10 Diseño preliminar de la red de intercambio de calor.....	27
2.2.11 Diseño final del diagrama de flujo integrado energéticamente.....	28
2.2.12 Análisis económico.....	29
2.2.13 Optimización del $\Delta T_{\text{mín}}$ .....	35
2.3 Conclusiones parciales.....	35
<b>Capítulo 3: Análisis de resultados</b> .....	36
3.1 Desintegración energética del proceso.....	36
3.2 Identificación de las corrientes energéticas.....	36
3.3 Extracción de los datos térmicos de las corrientes.....	37
3.4 Selección del $\Delta T_{\text{mín}}$ inicial.....	38
3.5 Construcción del diagrama de intervalos de temperaturas.....	38
3.6 Construcción del diagrama de cascada.....	39
3.7 Optimización de las restricciones generales y establecimiento de la función objetivo....	41

3.8 Construcción del modelo de transporte ampliado.....	42
3.9 Distribución del contenido energético a intercambiar.....	43
3.10 Diseño preliminar de la red de intercambio de calor.....	46
3.11 Diseño final del diagrama de flujo integrado energéticamente.....	48
3.12 Análisis económico de la nueva red de intercambio de calor.....	50
3.12 Optimización del $\Delta T_{\text{mín}}$ .....	54
3.13 Conclusiones parciales del capítulo.....	65
<b>Conclusiones</b> .....	66
<b>Recomendaciones</b> .....	67
<b>Bibliografía</b> .....	68
<b>Anexos</b> .....	76

## Introducción

Uno de los problemas más importantes que enfrenta la humanidad, derivado del modelo tecnológico adoptado, es la dependencia del petróleo como fuente de energía. Al carácter agotable de este recurso y la alta concentración de las reservas en pocas zonas del planeta se suma el fuerte deterioro ambiental que provoca su uso (Pontoni, 2004).

Todos los países dependen de la energía para su desarrollo, y el suministro energético para un país dado es el resultado del balance de su producción doméstica, exportaciones e importaciones. En la mayoría de los casos el petróleo y sus derivados constituyen las principales fuentes de energía sobre las cuales descansa la confiabilidad del suministro energético (Visbal *et al.*, 2014). La idea de pensar en objetivos comunes y reutilizar la energía proveniente del propio proceso en estudio, parece ser una forma exitosa para hablar de una verdadera y completa eficiencia energética. Para aplicar satisfactoriamente un proyecto de economía energética, debe valorarse en qué parte de la planta esto resulta factible y una vez identificado, se requiere de una búsqueda del esquema energético que mejores resultados ofrezca (Linnhoff, 1981).

En las refinerías de petróleo se utilizan grandes cantidades de energía de distintas formas, distribuidas de la siguiente manera: de combustible directamente aplicado en los numerosos hornos y calderas que la integran, de energía eléctrica, utilizada esencialmente para accionamiento de motores y de calor como consumos grandes de vapor y agua utilizados en los intercambiadores de calor para transferir o sustraer energía del crudo.

En ese sentido, varios autores coinciden en afirmar que la integración de procesos juega un papel importante. La misma se concibe como la selección de las etapas de procesos y sus interconexiones, capaz de garantizar la solución óptima del sistema productivo de forma integrada. (Girau, 1987; Jiménez, 2006; Linnhoff, 1994).

El ahorro energético es el problema más importante en la industria de refinación y petroquímica. Es por ello que es tan sustancial la integración

energética en cualquier etapa del proceso industrial. Según Puerta (2004) y resultados de investigaciones anteriores demuestran que la integración energética de procesos es viable, tanto técnica como económicamente, dado que pueden ser satisfechas las demandas de vapor y electricidad durante todo el año, siempre que se tomen en cuenta una serie de variables que tienen alta influencia en las principales características termoenergéticas de los procesos integrados energéticamente.

En consideración a todo lo expuesto anteriormente, es posible plantear como **Problema** de la investigación:

¿Cómo reducir el consumo de energía en la sección de hidrofinación de diesel de una refinería de petróleo?

Para dar solución al problema se plantea la siguiente **Hipótesis**:

El estudio de integración de las corrientes de energía en el proceso permite obtener una red eficiente de intercambio de calor en la sección de hidrofinación de diesel de una refinería de petróleo.

Como **Objetivo General** de la investigación se presenta:

Aplicar la integración energética en la sección de hidrofinación de diesel de una refinería de petróleo.

Para dar cumplimiento al objetivo general, se proponen los siguientes **Objetivos Específicos**:

1. Determinar los métodos de integración energética más adecuados para procesos de refinación de petróleo.
2. Obtener desde la descripción de la sección de hidrofinación de diesel, las corrientes energéticas y sus datos térmicos.
3. Proponer una red óptima de intercambio de calor en la sección de hidrofinación de diesel en estudio.
4. Evaluar técnica y económicamente la red de intercambiadores de calor propuesta.

## **Capítulo1: Análisis bibliográfico**

En este capítulo se realiza un análisis de los principales aspectos vinculados de la temática a investigar, entre los que se destaca: el petróleo como fuente de energía actual, refinación de petróleo, hidrofinación de diesel e integración energética. Para su realización se consultan materiales de la biblioteca Científico – Técnica de la Universidad de Matanzas, trabajos de diplomas, tesis de maestrías y de doctorados. En la búsqueda de información también se accede a bases de datos remotas (Elsevier, Wiley, Springer, entre otras) disponibles en Internet.

### **1.1 El petróleo como fuente de energía actual**

Históricamente la producción de energía ha sido uno de los factores decisivos para el desarrollo del ser humano. Según Lugo (2017), 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.

La energía constituye una dimensión clave de los procesos económicos, y también de cualquier proyecto de desarrollo. Según Campos (2012) las principales fuentes de energía son el petróleo (33 %), el gas natural (24 %) y el carbón mineral (30 %), todos ellos distribuidos desigualmente en el subsuelo de determinadas lugares del planeta.

A partir del siglo XX, los combustibles fósiles han sido la base del avance de las sociedades industrializadas. Sin embargo, el petróleo tiene sus días contados al tratarse de un recurso no renovable, por lo que la utilización de nuevas fuentes de energía, múltiples y renovables, será uno de los principales retos del siglo XXI (Chicaiza, 2012).

Concuerda con lo anterior Benavides (2008) cuando plantea que la dependencia del petróleo como fuente de energía es uno de los problemas más significativos que enfrenta la humanidad, como tantos otros recursos naturales, está llamado a disminuir y en último término, corre el riesgo de desaparecer. El hecho es que, tanto los países desarrollados como los que están en desarrollo dependen en un 80 % de los combustibles fósiles. En el extremo opuesto, las

energías renovables con tecnología más de vanguardia (solar y eólica, principalmente) apenas llegan al 1 % del suministro energético mundial (Marín y San Martín, 2012).

En la actualidad, ninguna actividad económica moderna puede subsistir o competir sin el suministro de energía. La demanda energética crece de forma continua, especialmente en productos derivados del petróleo (Rivero *et al.*, 2016).

Los recursos energéticos de los que se hablan no son directamente utilizables por la población que habita, encima deben ser extraídos y refinados, con un complejo y carísimo proceso que sólo grandes empresas (privadas o públicas) pueden realizar (Campos, 2012).

Hoy existe total acuerdo en que la justificación social del petróleo deriva de su utilización como carburante de automoción o materia prima para la industria petroquímica y la generación de electricidad, aplicaciones de difícil sustitución (Rivero *et al.*, 2016).

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 (Lugo, 2017).

Resulta por ello de vital importancia el ahorro de este recurso natural y el empleo de tecnologías más eficientes para obtener sus derivados (Rivero *et al.*, 2016).

## **1.2 Refinación de petróleo**

La industria de la refinación es estratégica para la economía, ya que brinda la oportunidad de añadir valor al petróleo. Sus destilados son base de abastecimiento de un sin número de actividades que realiza el ser humano,

entre las que sobresale el transporte, la generación de electricidad y las actividades que demandan calor en sus procesos (Romo, 2016).

En general, la industria de la refinación es intensiva en capital, en donde el tamaño y complejidad tecnológica, junto con el costo salarial y las regulaciones ambientales, son relevantes para su viabilidad. Esta industria está constituida por un conjunto de grandes plantas de producción continua, en las que el petróleo crudo es separado en diferentes fracciones; por ejemplo, el crudo es procesado física y químicamente para elaborar productos terminados, que van desde los muy livianos como el gas licuado del petróleo hasta los más pesados como los asfaltos o el coque. La industria de la refinación también comprende el transporte y almacenamiento de los productos elaborados, así como su entrega a los consumidores a través de sus puntos de distribución (ANCAP, 2013).

Para Berger y Anderson (1978), las refinerías son plantas de producción de gran densidad de capital, con sistemas de procesamiento extremadamente complejos. En ellas se convierte el petróleo crudo y otros flujos de entrada en diversos subproductos refinados, mediante la separación del crudo en diferentes fracciones (cada una con un punto de ebullición y distribución de la cantidad de carbono únicos).

Mientras, Kraus (2013) ofrece una explicación más detallada, cuando plantea que el proceso de refinación de hidrocarburos consiste en el empleo de sustancias químicas, catalizadores, calor y presión para separar y combinar los tipos básicos de moléculas de hidrocarburos que se hallan de forma natural en el petróleo crudo, transformándolos en grupos de moléculas similares. Es decir, se reorganizan las estructuras y los modelos de enlaces de las moléculas básicas y se convierten en moléculas y compuestos de hidrocarburos con mayor valor.

Una refinería es un centro de trabajo donde el petróleo crudo se transforma en sus derivados. Esta transformación se logra mediante los procesos de: destilación atmosférica, destilación al vacío, hidrodeshidrosulfuración, desintegración térmica, desintegración catalítica, alquilación y reformación catalítica, entre otros (Chugunova, 2015).

### 1.2.1 Esquemas de refinación

Para Romero (2011) se denomina “esquema de refino” al conjunto de procesos que constituyen una refinería de petróleo y opina que el mismo puede variar de unas refinerías a otras en función del tipo de crudo o crudos a tratar, las especificaciones exigidas por el mercado, la demanda de los productos, la tecnología disponible y la flexibilidad requerida. ICCT (2011) plantea que cada refinería tiene una estructura física diferente, así como determinadas características operativas y una economía particular.

En la figura 1.1 se muestra el esquema general de una refinería de petróleo

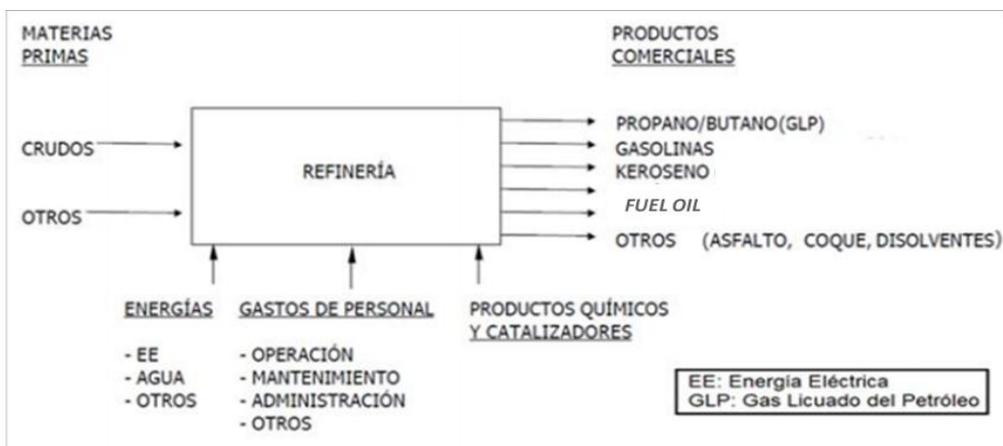


Figura 1.1. Esquema general de refinación de petróleo (Hernández, 2008).

El proceso de refinación más elemental que se conoce, incluye una unidad atmosférica de fraccionamiento, así como otras unidades periféricas (Figura 1.2).

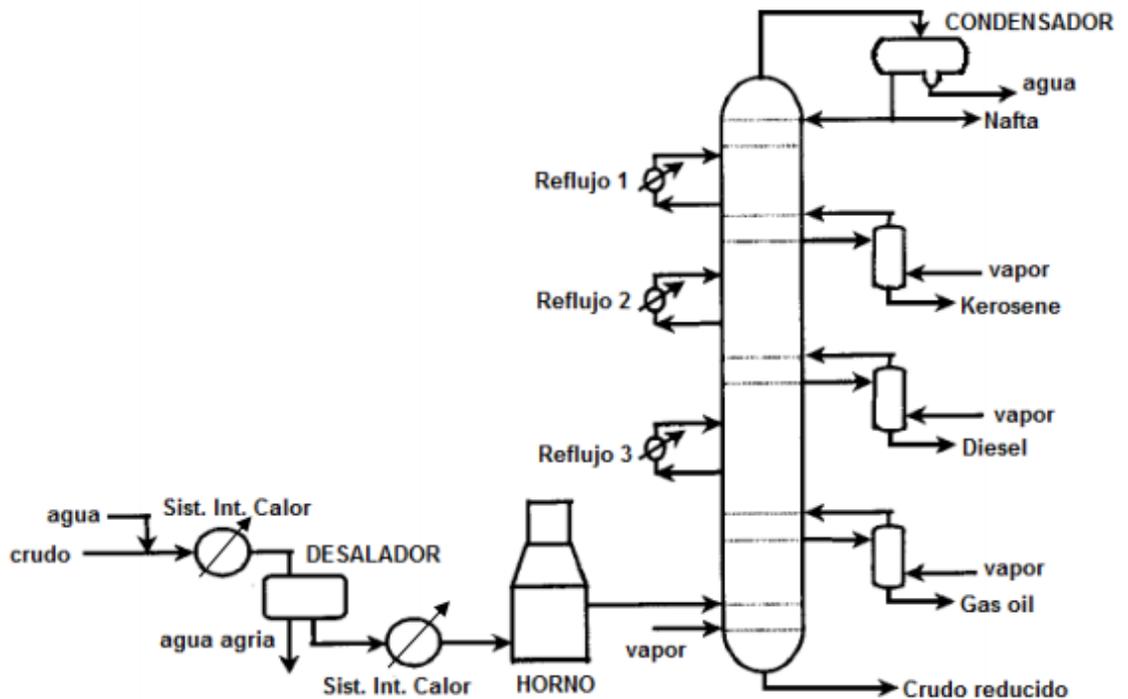


Figura 1.2. Configuración convencional de una planta topping para refinación de crudo (Begajewiez y Ji, 2001).

El proceso convencional de refinación que se muestra en la figura anterior consta de una columna de destilación con despojadores laterales y circuitos de reflujo, los cuales aparecieron aproximadamente hace 73 años (Miller y Osborne, 1938) y es, hasta ahora el que se utiliza en la industria.

Las refinerías con unidades de destilación atmosférica o *topping* solo realizan la destilación del crudo y otras operaciones de apoyo esenciales; las refinerías con esquema de *hydroskimming* también agregan el reformado catalítico, diferentes unidades de hidrot ratamiento y mezcla de productos. Estos procesos permiten controlar el contenido de azufre de los productos refinados (Rivero, 2016).

Las refinerías de conversión media (o craqueo) incluye no solo los procesos del esquema de *hydroskimming*, sino también, y lo que es más importante el craqueo catalítico o hidro craqueo. Estas tienen la capacidad de mejorar los patrones de rendimiento natural de los crudos que procesan (Begajewiez y Ji, 2001).

### **1.2.2 Etapas fundamentales del proceso**

La transformación del crudo en sus productos derivados se realiza mediante la aplicación de una serie de procesos físicos y químicos con el objetivo de añadir el máximo valor al producto refinado y al mínimo coste posible (Lluch, 2008). El refino del petróleo se lleva a cabo en instalaciones específicas diseñadas para obtener el máximo rendimiento en cada una de ellas, denominadas “unidades”. Estas se clasifican en: unidades de proceso, de servicios auxiliares y de operaciones fuera del proceso (Grupo Alfonso Gallardo, 2007). Según Kraus (2013) dichas unidades de proceso se clasifican básicamente en: separación, conversión, tratamiento, formulación y mezcla.

El primer paso en el refino de petróleo es el fraccionamiento del crudo en torres de destilación atmosférica y al vacío. El petróleo crudo calentado se separa físicamente en distintas fracciones de destilación directa, diferenciadas por puntos de ebullición específicos y clasificados por orden decreciente de volatilidad, en gases, destilados ligeros, destilados intermedios, gasóleos y residuo. Esto se realiza en una unidad ordinaria de destilación de crudo en dos fases: la torre atmosférica, que produce fracciones y destilado ligero y seguido una torre de destilación al vacío que procesa los productos residuales atmosféricos (Kraus, 2013).

Los procesos de conversión, como el craqueo, la combinación y la rectificación, modifican el tamaño y la estructura de las moléculas de hidrocarburos para convertir las fracciones en productos de mayor valor. Los procesos de conversión más utilizados para modificar el tamaño y/o la estructura de las moléculas de hidrocarburos son los siguientes: descomposición (división) mediante hidrocraqueo, craqueo térmico y catalítico, coquización y ruptura de la viscosidad; unificación (combinación) mediante alquilación y polimerización; alteración (rectificación) con isomerización y reformación catalítica y tratamiento (Kraus, 2013).

Como resultado de la conversión se crean varias moléculas de hidrocarburos que no suelen encontrarse en el petróleo crudo, aunque son importantes para el proceso de refino y rara vez se encuentran de modo natural en el petróleo crudo sin procesar.

Según Garrido (2010) una sección con gran significado la constituye la planta Merox que tiene como objetivo 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 convirtiéndolos en elementos no corrosivos.

### **1.3 Proceso de hidrofinación de diesel**

La hidrofinación de diesel constituye una etapa de gran importancia en el proceso de refinación de petróleo, debido a que su principal objetivo es eliminar contaminantes que posee el petróleo, por lo que para una mejor comprensión se muestra a continuación los fundamentos del proceso.

#### **1.3.1 Fundamentos del proceso**

El hidrotratamiento es una de las operaciones más significativas que se llevan a cabo durante la refinación del petróleo. Este proceso ha cobrado nueva importancia en la actualidad, debido a que a partir de este se cuenta con fracciones de petróleo con menor cantidad de impurezas, como: el azufre (S, S<sub>2</sub>, S<sub>8</sub>), nitrógeno (N<sub>2</sub>) y algunos metales como el vanadio (V), que llegan a envenenar los catalizadores de otros procesos. En dicha etapa ocurren reacciones adicionales que permiten complementar el tratamiento al eliminar también compuestos nitrogenados, convertir las olefinas en compuestos saturados y reducir el contenido de aromáticos (Saavedra, 2015).

Poma (2004) asegura que estos contaminantes, si no se eliminan de las fracciones de petróleo, a medida que fluyen a través de las unidades de procesamiento de una refinería, pueden ocasionar efectos perjudiciales en los equipos (corrosión, rotura, mal funcionamiento), los catalizadores y la calidad del producto terminado (incumplimiento de las normas de calidad requeridas). En ese sentido González (2008) argumenta que para eliminar contaminantes como el nitrógeno, azufre, oxígeno y algunos metales presentes en el petróleo se emplean los procesos de hidrotratamiento.

El hidrotratamiento requiere de altas presiones y temperaturas, donde la conversión se realiza en un reactor químico con catalizador sólido constituido por alúmina impregnada con molibdeno, níquel y/o cobalto. Su principal

objetivo es eliminar elementos contaminantes como son: el oxígeno, el azufre y nitrógeno mediante la producción de  $H_2O$ ,  $H_2S$  y  $NH_3$  a partir de la reacción del hidrógeno con esos elementos presentes en los hidrocarburos. La eliminación de azufre es necesaria, ya sea para el procesamiento en unidades donde el azufre puede contaminar el catalizador o por razones de calidad del producto. La formación de sulfuro de hidrógeno ( $H_2S$ ), amoníaco ( $NH_3$ ) y cloruro de hidrógeno ( $HCl$ ) son de importancia extrema por la suciedad, taponamientos y la corrosión en el sistema de efluente del reactor y en las especificaciones del producto (Palacios, 2002)

Los procesos de hidrotreatmento pueden utilizarse para:

1. Eliminar azufre (hidrodesulfuración, HDS).
2. Eliminar nitrógeno (hidrodesnitrificación, HDN).
3. Saturación de olefinas.
4. Saturación de aromáticos (hidrodesaromatización, HDA).

Según Calzadilla (2016), una refinería de tipo *hydroskimming* estas unidades se emplean para:

1. Pretratar la nafta de alimentación al reformador catalítico y eliminar el azufre y el nitrógeno, donde la concentración de estos elementos debe ser inferior a 0,5 mg/L para evitar el envenenamiento del catalizador.
2. Hidrodesulfurar la gasolina y gasóleos para cumplir la especificación de azufre, actualmente de 150 y 350 mg/L respectivamente, a 30 mg/L a partir del año 2005 y 10 mg/L a partir del año 2009 para los dos productos.
3. Eliminar el azufre y la corrosión por keroseno

## **1.4 Integración energética**

La integración energética tiene una gran importancia para la industria actual; pues esta permite maximizar el uso eficiente de la energía producto de la recuperación y minimizar la utilización de portadores energéticos. De ahí lo imprescindible de conocer la necesidad de integración para hacer procesos más rentables mediante la reducción del consumo energético, así como los métodos a utilizar para llevar a cabo una optimización de la energía (Calzadilla, 2016).

### **1.4.1 Necesidad de la integración energética**

La sociedad actual basa su desarrollo en el consumo de recursos energéticos renovables, debido a que a escala mundial, el análisis de la tendencia del consumo energético indica un incremento. Para Garrido (2010) y Domínguez (2014) la integración de procesos es un enfoque eficaz que permite a las industrias aumentar su rentabilidad. Se logra a través de reducciones en el consumo de energía, agua y materias primas, reducción en la emisión de gases de efecto invernadero y en la generación de residuos.

Pérez (2013) plantea que la integración de energía caracteriza el flujo global dentro de cualquier proceso y que además identifica las políticas óptimas para su distribución. Además si esta se realiza correctamente permitirá disminuir costos tanto en su instalación como en el funcionamiento normal de la misma.

Para un adecuado funcionamiento y prestación de servicios, las refinerías de petróleo utilizan grandes cantidades de energía. De ahí que Visbal y Proaño (2014) planteen que el ahorro energético es el problema más importante en la industria de refinación y petroquímica, asociado también a otros, como: costos, regulaciones ambientales y relaciones sociales.

Según Rivero (2016) las tendencias de la industria petrolera consideran utilizar al máximo equipos y procesos existentes para la solución de problemas operativos de inmediato, situación que permite el desarrollo y la rentabilidad de muchos proyectos bajo estas condiciones.

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.

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

Gundersen (2000) plantea que los diferentes métodos de integración de procesos pueden clasificarse en:

- Métodos basados en el análisis de la Primera Ley de la Termodinámica (Tecnología Pinch, Métodos basados en la Programación Matemática).
- Métodos basados en el análisis de la Segunda Ley de la Termodinámica (Análisis Exergético).
- Métodos basados en la combinación del análisis económico y la Segunda Ley (Análisis Exergoeconómico).

##### **✓ Tecnología Pinch**

La tecnología *pinch* presenta una metodología simple para analizar sistemáticamente procesos químicos y sistemas de utilidades circundantes, con la ayuda de la Primera y Segunda Ley de la Termodinámica. La Primera Ley proporciona la ecuación de energía para el cálculo de la variación de entalpía de las corrientes que atraviesan el intercambiador de calor, mientras que la Segunda Ley determina la dirección del flujo de calor. Esto implica que la energía calorífica sólo puede fluir en la dirección de la corriente caliente a la corriente fría, lo que prohíbe el cruce de temperaturas entre las corrientes, calientes y frías, a través de la unidad de intercambio. Con el uso de esta metodología es posible identificar los cambios necesarios en las condiciones del proceso que puedan tener un impacto en el ahorro energético, al considerar que estos cambios pueden lograrse con el diseño óptimo de la red de intercambiadores de calor (Cheresources, 2004).

### ✓ **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 por sus siglas en inglés (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).

De acuerdo con Lugo (2017) 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.

### ✓ **Análisis exergético**

La exergía es una medida universal del trabajo potencial o de la calidad de las diferentes formas de energía respecto a un ambiente dado. La pérdida exergética proporciona una medida cuantitativa, generalmente aplicable, del proceso o la ineficacia de un sistema. Por lo que, el análisis exergético se ajusta bien para el análisis de las ineficacias de una unidad, proceso o planta total (Laukkanen, 2003).

En otras investigaciones se plantea que la exergía es la cantidad de trabajo que puede ser extraído por un consumidor de energía externo durante una interacción reversible entre el sistema y sus alrededores hasta que un completo equilibrio se alcanza (Montes de Oca *et al.*, 2005).

Por otra parte, se dice que la exergía de un portador de energía es una propiedad termodinámica que depende del estado del portador considerado y el estado del medio o estado de referencia, como también se le conoce. El concepto de exergía resulta ser muy cómodo para analizar el grado de perfeccionamiento termodinámico de cualquier aparato térmico y tiene la ventaja de poder aplicarse a procesos químicos, de combustión, bioquímicos, físicos, entre otros (Bejan, 1996; Valero, 1997).

#### ✓ **Método exergoeconómico**

En 1993 el término exergoeconomía fue introducido por Tsatsaronis para dar una caracterización más precisa e inequívoca de la combinación del análisis exergético con el análisis económico usando como variable principal el costo exergético. Los análisis termodinámicos y económicos no tienen que ser combinados en el campo más general de la termoeconomía, pero sí se considera que en la exergoeconomía ellos se integran a través del costo exergético. En la termoeconomía se considera cualquier análisis que incluya tanto, variables termodinámicas como económicas, no necesariamente combinadas. Por consiguiente, la exergoeconomía es una parte, la más significativa, de la termoeconomía (Montes de Oca, *et al.*, 2005).

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 (Lugo, 2017).

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).

Después de un análisis de los métodos de integración de procesos se puede decir que los dos primeros métodos descritos permiten una integración energética capaz de proponer o modificar la red de intercambio de calor, donde puede tener su repercusión en el ahorro energético. Mientras que los dos últimos identifican las áreas o equipos donde se tienen las mayores irreversibilidades.

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

1. El petróleo constituye la principal fuente energética de suministro de un país.
2. La industria del refino consume gran cantidad de energía, la cual constituye el eslabón único y fundamental en la cadena de suministro de petróleo desde el pozo hasta la bomba.
3. La integración energética es imprescindible para minimizar los costos en la industria actual
4. Para el estudio que se pretende, el método de programación lineal es el más factible debido a que muestra una red óptima de intercambio de calor.

## **Capítulo 2: Materiales y Métodos**

En este capítulo se describe la sección de hidrofinación de diesel de una refinería de petróleo y se muestra la metodología a emplear para la realización de la integración energética por programación lineal del proceso en cuestión, con el objetivo de obtener una red óptima de intercambiadores de calor y minimizar el consumo energético.

### **2.1 Caracterización tecnológica del proceso**

La sección hidrofinadora de diesel perteneciente a la refinería caso estudio cuenta con un ciclo de reacción y un ciclo de regeneración de aminas (Anexo 1). Esta tiene por objetivo la aplicación de un tratamiento adecuado al diesel proveniente de etapas anteriores de la refinería, de forma tal que disminuya el contenido de azufre hasta valores menores de 0,5 % en masa, para así alcanzar los índices de calidad requeridos para su empleo. Este tratamiento consiste en un amplio grupo de etapas en las cuales se utiliza el hidrógeno como reactante, en presencia de un catalizador y bajo condiciones de operación apropiadas.

#### **Ciclo de reacción**

En la sección de hidrotratamiento de diesel se trata la fracción 180-360 °C que se obtiene de la destilación atmosférica, primeramente va a tanque intermedio para realizar la hidrodeshulfuración (HDS). El inyecto a la planta se mezcla con gas recirculante rico en hidrógeno. La mezcla de materia prima con gas recirculante se calienta en intercambiadores de calor (E-01-301) hasta una temperatura de 300 a 350 °C, posteriormente la mezcla pasa a calentarse en un horno (F-01-301) a una temperatura de 360 a 400 °C antes de entrar al reactor (R-01-301).

La mezcla al salir del reactor cede su calor en los intercambiadores de calor E-01-301, luego se disminuye su temperatura en un enfriador por aire (A-01-301) y en el enfriador por agua (E-01-303) hasta 45 °C. Seguidamente pasa a un separador de alta presión (B-01-301), donde se separan el hidrogenado inestable y el gas circulante rico en hidrógeno.

Para mantener la concentración de hidrógeno en el gas recirculante a un nivel del 65 % (volumétrico), como mínimo, el gas fresco rico en hidrógeno se alimenta continuamente desde sección de reformación catalítica. El hidrogenado inestable pasa del separador de alta presión a un separador de baja presión (B-01-302), donde al bajar la presión hasta 784,5 kPa se desprende una parte del gas disuelto (gas recirculante).

El hidrogenado inestable del separador de baja presión, se envía a los intercambiadores E-01-302, en los cuales se calienta de 220 a 250 °C a través del combustible estable y luego se suministra a la torre de estabilización (T-01-301), donde se separan el gas recirculante y la nafta.

La fracción estable hidrotratada 180-360 °C de la parte inferior de la torre de estabilización con ayuda de la bomba P-01-302, va al horno, donde se calienta hasta una temperatura de 330 a 350 °C y se retorna a la torre para mantener el régimen de temperatura.

El exceso del diesel estable se evacúa de la instalación a través de los intercambiadores de calor E-01-302 y del enfriador por aire A-01-302, con una temperatura de 55 °C en la salida y se almacena en tanques.

Los vapores de gasolina y el gas hidrocarbónico se sacan de la parte superior de la torre de estabilización y se envían al condensador – enfriador por aire (A-01-303), donde condensan y se enfrían hasta 60 °C. Después siguen enfriándose con agua en el E-01-305 hasta 45 °C.

Los productos de este enfriador pasan al separador B-01-305, donde se separa el gas recirculante, el agua y la nafta. Parte de la nafta se toma del separador por una bomba y se suministra como reflujo a la parte superior de la torre estabilizadora.

Para suprimir la corrosión por hidrógeno sulfurado en la torre de estabilización se alimenta la solución de inhibidor de corrosión desde un tanque (D-01-304).

La nafta en exceso del separador B-01-305 conjuntamente con la que se separa en el tambor B-01-03, se envía a tanques intermedios o a la sección de reformación catalítica, en dependencia de sus características. El ácido

sulfhídrico acuoso del separador B-01-305 se envía a la línea de sulfurosos alcalinos.

### **Ciclo de regeneración**

El objetivo de la regeneración del catalizador consiste en quemar el coque y el azufre depositados sobre el catalizador en el proceso de reacción, cuya cantidad depende de la naturaleza de la materia prima, la duración y las condiciones de operación del proceso.

La regeneración del catalizador se realiza con una mezcla de vapor y aire. Al terminar el quemado, el catalizador es sometido a la calcinación y terminada esta el catalizador es vaporizado con vapor de agua y enfriado. Después de la purga con gas inerte y prueba de sellado el sistema se encuentra listo para ser llenado con gas rico en hidrógeno. Una vez regenerado el catalizador, se seca y sulfura. Posteriormente se procede a la alimentación de la materia prima mientras el bloque depurador está listo para la circulación en caliente.

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

Para la realización de la investigación en el área de la sección de hidrofinación de diesel, se emplea la metodología de programación lineal 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 consiste en eliminar todos los intercambiadores de calor del diagrama de flujo del proceso y en su lugar indicar el calentamiento o enfriamiento de las corrientes mediante su temperatura inicial y final.

Este paso solo se realiza en plantas que existan físicamente, donde estén presentes intercambiadores de calor que integren energéticamente el proceso. Durante la síntesis y diseño de plantas químicas no es necesaria esta etapa ya que todavía no existe ninguna integración previa de corrientes. (Benítez, *et al.*, 2007).

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 2). Aquellas corrientes que no pasan a través de un equipo de transferencia de calor, donde cambie su valor energético, no pueden considerarse una corriente energética (Lugo, 2017).

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

En integración energética se define como corriente aquella que, conservando su masa y composición, cambia su valor energético (temperatura o estado de agregación) desde la salida de una operación hasta la entrada de otra (Benítez, *et al.*, 2007).

El primer paso para identificar estas corrientes es obtener los datos necesarios (temperatura de entrada y salida) para su clasificación. En este caso estos datos provienen de la investigación realizada por Acosta (2015).

Las corrientes energéticas se clasifican en:

**Corrientes frías:** Aumentan su energía (la temperatura de salida es mayor que la temperatura de entrada o existe evaporación).

**Corrientes calientes:** Disminuyen su energía (la temperatura de salida es menor que la temperatura de entrada o existe condensación).

**Utilidades:** Son todos los fluidos adicionales que se utilizan como medio de enfriamiento (utilidades frías) o de calentamiento (utilidades calientes).

Al identificar las corrientes que se deben integrar, hay que tener en cuenta que por lo general, lo que se etiqueta como corriente en el diagrama de flujo, y lo que se debe considerar como una corriente en la integración energética, son cosas diferentes.

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

En integración energética, el dato más importante de una corriente es su valor energético (entalpía, calor específico, calor latente), otros datos necesarios para realizar la integración energética son el caudal y las temperaturas de entrada y de salida de cada corriente. También pueden ser útiles las composiciones de las corrientes para estimar los calores específicos de las mezclas. Todos los datos anteriores pueden ser estimados mediante los balances de masa y energía correspondientes.

El valor energético (calor) de cada corriente se determina por la ecuación 2.1 si se trata de calor sensible y por la ecuación 2.2 si se trata de calor latente.

$$Q = m \cdot c_p \cdot (T_e - T_s) \quad (2.1)$$

$$Q = m \cdot \lambda \quad (2.2)$$

Donde:

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

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

C<sub>p</sub>: Calor específico de la corriente (kJ/kg K)

T<sub>e</sub>: Temperatura de entrada (K)

T<sub>s</sub>: Temperatura de salida (K)

λ: Variación de entalpía de vaporización o condensación (kJ/kg)

En las corrientes frías un valor negativo significa que se les debe suministrar esa energía para lograr la temperatura de salida (calor absorbido).

Por el contrario en las corrientes calientes un valor positivo significa que debe eliminarse ese calor para alcanzar la temperatura de salida (calor cedido).

El flujo de calor neto del sistema es la suma del calor de todas las corrientes y representa la cantidad de energía adicional que debe suministrarse o eliminarse del sistema mediante utilidades para lograr un balance energético, se determina por la ecuación 2.3

$$Q_{neto} = \sum_{i=1}^n Q_i \quad (2.3)$$

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)

Si el calor neto es negativo ( $Q_{neto} < 0$ ) significa que al sistema se le debe suministrar esa energía mediante utilidades calientes; por el contrario si el calor neto es positivo ( $Q_{neto} > 0$ ) significa que ese calor debe ser eliminado mediante utilidades frías.

#### **2.2.4 Selección de la diferencia mínima de temperatura inicial**

El  $\Delta T_{min}$  no es más que la menor diferencia de temperatura que puede existir entre una corriente fría y una caliente a lo largo de un intercambiador de calor para que la transferencia sea efectiva.

Por lo que en cualquier punto de un intercambiador de calor se cumple la siguiente expresión (ecuación 2.4).

$$\Delta T_{min} = T_c - T_f \quad (2.4)$$

Donde:

$T_c$ : Temperatura de la corriente caliente (K)

$T_f$ : Temperatura de la corriente fría (K)

La selección del  $\Delta T_{\min}$  constituye un problema de optimización ya que mientras menor sea esa diferencia de temperatura mayor será el área de transferencia de calor aumentando así los costos de instalación y mantenimiento, mientras que serán menores los requerimientos de utilidades disminuyendo los costos de operación.

En la tabla 2.1 se muestran diferentes valores de  $\Delta T_{\min}$  para diferentes procesos según lo planteado por Gundersen (2000) y Cheresources (2004).

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

Sector industrial	Valores de $\Delta T_{\min}$ recomendados (K)
Refinería de petróleo	20 – 40
Petroquímica	10 – 20
Química	10 – 20
Procesos a bajas temperaturas	3 – 5

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

Como se puede observar los valores recomendados de  $\Delta T_{\min}$  para una refinería de petróleo se encuentran entre 20 K y 40 K. Esto no significa que valores inferiores o superiores permitan redes de intercambiadores eficientes, de ahí la necesidad de optimizar este parámetro (Calzadilla, 2016).

### 2.2.5 Construcción del diagrama de intervalos de temperaturas

El diagrama de intervalos de temperaturas es un gráfico–tabla donde se indican todos los niveles de temperatura del proceso. Cada corriente se representa con una flecha vertical que parte desde la temperatura de entrada hasta la temperatura de salida. Las saetas de las corrientes calientes se dibujan de arriba hacia abajo y las de las frías se dibujan de abajo hacia arriba colocándose las corrientes calientes a la izquierda y las frías a la derecha. Cada línea de temperatura tiene una diferencia de  $\Delta T_{\min}$  entre el lado caliente y el frío.

T(K)	Corrientes Calientes			m* Cp(kW/K)	Corrientes Frías			T(K)
	1	2	3		4	5	6	
	mCp1	mCp2	mCp3		mCp4	mCp5	mCp6	
t1c								t1f
t2c	↓	↓		A	↑	↑	↑	t2f
t3c				B				t3f
t4c	↓	↓	↓	C				t4f
t5c	↓		↓	D		↑		t5f

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

En la figura 2.1 los intervalos de temperatura se identifican con una letra consecutiva que se escribe en la franja central que separa el lado caliente del frío y se representa la capacidad calórica ( $m \cdot Cp_i$ ) de cada corriente.

El diagrama se completa con el balance energético para cada intervalo de temperaturas. El calor de cada intervalo se calcula como la diferencia de calor entre las corrientes calientes y frías en el intervalo por la ecuación 2.5; la cual se representa de esta forma por existir solamente calor sensible para el caso de estudio.

$$Q_i = [(T_{c.m\acute{a}x} - T_{c.m\acute{i}n}) \sum_{i=1}^{CC} (m_i \cdot cp_i)] - [(T_{f.m\acute{a}x} - T_{f.m\acute{i}n}) \sum_{i=1}^{CF} (m_i \cdot cp_i)] \quad (2.5)$$

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 en cada intervalo de temperatura se procede a calcular el calor neto del sistema a través de la ecuación 2.3. El mismo tiene que coincidir con el valor del calor calculado en la segunda etapa, lo que demuestra que el diagrama fue confeccionado correctamente.

### 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).

Según 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 tienen grados 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 2.6).

$$Q_{neto} = \sum Q_{util.frías} - \sum Q_{util.calientes} \quad (2.6)$$

Donde:

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

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

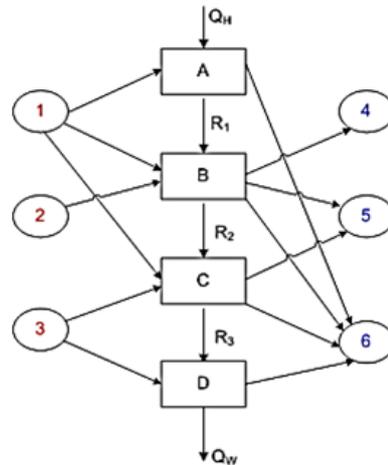


Figura 2.2 Diagrama de cascada o modelo de transporte (Rivero, 2016)

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

Para optimizar las restricciones generales solo basta realizar un balance de energía en cada etapa, con el fin de dar solución al problema de programación lineal que tiene lugar en el diagrama de transporte. Así como establecer la función objetivo, la cual plantea la minimización del consumo de energía por utilidades. De esta forma se optimizan las cantidades que deben ser transferidas en cada intervalo de temperatura y las cantidades mínimas de utilidades frías y calientes. Además se aprecia el punto de *pinch*, donde el residual es nulo (cero), lo que determina entre que intervalos se encuentra la temperatura de *pinch*. Para realizar esta optimización se emplea el *software* MATLAB (versión 8.1).

### 2.2.8 Construcción del modelo de transporte ampliado

El modelo de transporte ampliado (figura 2.3) parte de que en cada intervalo de temperatura existe intercambio de calor entre las corrientes frías y calientes. En él se establece un residual ( $R_{ki}$ ) para cada corriente caliente ( $i$ ) y un residual individual ( $R_{km}$ ) para cada utilidad caliente ( $m$ ), que se encuentre en el intervalo o sobre el intervalo de temperatura. Dentro de este último se define la variable ( $Q_{kij}$ ) para denotar el intercambio de calor entre la corriente caliente  $i$  y la corriente fría  $j$ . Por otra parte en este caso se debe ejecutar un balance de calor dentro de cada intervalo de temperatura, de esta manera se especifican las restricciones en los puntos de intercambio. Se obtiene un modelo más complejo que el formulado para el diagrama de cascada. Con su solución se obtienen las cantidades intercambiadas durante el proceso, tanto entre corrientes frías y calientes como con las utilidades.

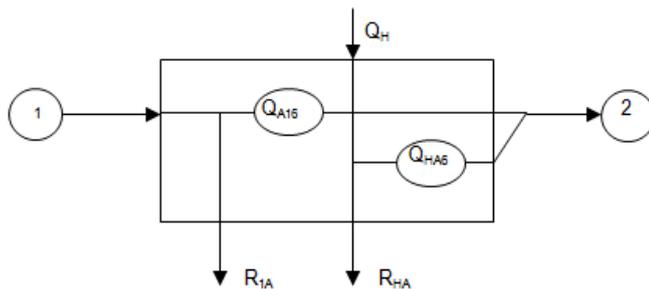


Figura 2.3 Modelo de transporte ampliado (López, 2016)

Es necesario destacar que el contenido calórico de las utilidades, tiene que coincidir con el que se determina en el diagrama de cascada o modelo compactado. De manera que el resultado que ofrece el modelo de transporte ampliado es las corrientes de intercambio, de las cuales se puede determinar el número de intercambiadores requeridos. Se procede a la distribución de los mismos 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 de intercambiadores definida por la solución del modelo (Montes de Oca y Domínguez, 2008).

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

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 colocan 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 se representan las temperaturas de entrada, de salida y de *pinch* de cada corriente. Una vez representadas todas las corrientes se van colocando los intercambiadores de calor entre estas, según la propuesta de la etapa anterior (Benítez, *et al.*, 2007).

Según 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

Reconstruir el diagrama de flujo del proceso integrado y realizar el diseño de los intercambiadores de calor que conforman la nueva red de intercambio, constituye la etapa final de la integración energética propiamente dicha; además de un análisis económico y una optimización del costo total en función de la diferencia mínima de temperatura.

Para el diseño de la nueva red; el cálculo del área de transferencia de calor para cada uno de los equipos se realiza a través de la ecuación 2.7.

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot LMTD \cdot F_T} \quad (2.7)$$

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 Kern (1999) los cuales se basan en las sustancias que intercambian calor en cada uno de estos equipos y se representa en el anexo 3.

La diferencia media logarítmica de temperatura se determina a través la ecuación 2.8, para flujo a contracorriente (Couper, *et al.*, 2010).

$$LMTD = \frac{(T_{sCC} - T_{eCF}) - (T_{eCC} - T_{sCF})}{\ln \frac{(T_{sCC} - T_{eCF})}{(T_{eCC} - T_{sCF})}} \quad (2.8)$$

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)

El factor de corrección de temperatura se determina a partir de los gráficos que presenta Kern (1999), los cuales se aprecian en el anexo 4. 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 2.9 y 2.10, respectivamente.

$$P = \frac{T_{sCF} - T_{eCF}}{T_{eCC} - T_{eCF}} \quad (2.9)$$

$$R = \frac{T_{eCC} - T_{sCC}}{T_{sCF} - T_{eCF}} \quad (2.10)$$

### 2.2.12 Análisis económico

El análisis económico de la integración energética incluye 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 las utilidades

<i>Utilidades</i>	<i>Costos unitarios</i>
Agua de enfriamiento (CUC/m <sup>3</sup> )	1,55
Electricidad (CUC/kWh)	6,10
Combustible (CUC/m <sup>3</sup> )	211,26

*Fuente: Pírez (2012)*

Para conocer la cantidad o flujo de utilidad que se maneja en cada unidad de intercambio, se emplea un balance de energía en dependencia del tipo de utilidad.

En el cálculo de agua para el enfriamiento se usa la ecuación 2.11:

$$m_{agua} = \frac{Q}{c_p \cdot \Delta T} \quad (2.11)$$

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)

$c_p$ : Calor específico del agua (kJ/kg K)

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

Para el enfriador por aire se determina la potencia consumida mediante la metodología expuesta por Walas (2010).

Lo primero que se determina es el área de intercambio de calor, a partir del anexo 5 (figura A5.1). Para escoger este gráfico se hizo necesario conocer de antemano el coeficiente de transferencia de calor para el líquido a enfriar, la estimación de este valor se encuentra en la tabla A5.1 de este mismo anexo.

Una vez seleccionado el gráfico se hace indispensable conocer los valores de aproximación ( $A_p$ ) y del rango de enfriamiento ( $R$ ) los cuales se determinan por las ecuaciones 2.12 y 2.13 respectivamente.

$$A_p = T_S - t_E \quad (2.12)$$

$$R = T_E - T_S \quad (2.13)$$

Después de haber obtenido el área, se estiman los valores del largo ( $L$ ) y el ancho ( $W$ ) por medio de un sistema entre la ecuación 2.14 y la restricción 2.15.

$$A = 1,33 * NLW \quad (2.14)$$

$$\frac{L}{W} < 1,8 \quad (2.15)$$

Donde:

N: Número de hileras de tubos (3 o 6)

Se toma el valor de 6 en el número de hileras de tubos, dado que este es el tipo de enfriador por aire instalado en la refinería caso de estudio.

Finalmente se determina la potencia por medio de la ecuación 2.16.

$$P_o = B \cdot L \cdot \frac{7,5}{100} \quad (2.16)$$

Donde:

Po: Potencia (hp)

B: Ancho (ft)

L: Largo (ft)

Para el calentamiento se usan dos tipos de combustible, *fuel oil* o gas combustible de baja presión. La cantidad de combustible a emplear se determina mediante la ecuación 2.17.

$$m_{com} = \frac{Q}{Q_p \cdot \eta_{Ho} \cdot \eta_q} \quad (2.17)$$

Donde:

$m_{com}$ : Flujo de combustible (kg/s).

Q: Calor cedido por el combustible en el horno (kW)

Qp: Poder calórico (kJ/kg)

$\eta_{Ho}$ : Eficiencia del horno.

$\eta_q$ : Eficiencia de los quemadores (propuesta por el fabricante)

La eficiencia del horno es de un 80 % según Nariño (2012).

Del flujo de utilidades, por concepto de enfriamiento y calentamiento; la potencia y con el costo unitario de las utilidades (tabla 2.2), se estima el costo total de energía (ecuación 2.18)

$$C_{total\ energía} = \sum_{U=1}^U m_U \cdot costo_U + Pot \cdot costo_E \quad (2.18)$$

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)

Para determinar el costo de adquisición de la red de intercambio se definen factores como 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.

El costo de inversión para cada intercambiador de calor puede ser estimado por medio del *Software* CAPCOST que incluye el costo de adquisición, montaje e instalación. Mediante la ecuación 2.19 se obtiene el costo de inversión de la red.

$$Costo_{Red} = \sum_{i=1}^{N_{mínimo}} Costo_i \quad (2.19)$$

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)

Se utiliza el índice de costo requerido para la actualización de los costos de los equipos en el año 2017, es 567,5 (CEPCI, 2018).

Una vez que se conoce la inversión de la red de intercambio, es posible estimar el costo de amortización de la red, si se conoce el tiempo que esta debe ser amortizada.

$$Costo_{Amortización_{Red}} = \frac{I}{t} \quad (2.20)$$

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 2017 (CUC)

t: Tiempo de vida útil (a)

Turton (2009) asegura que para aceptar la alternativa de integración energética propuesta, es necesario que ofrezca beneficios desde el punto de vista productivo. Además que reduzca los costos de producción y cumpla con los indicadores económicos que se muestran a continuación.

El flujo de caja diferencial acumulado (FCD), se define como el ahorro neto imputable a la implantación de la alternativa propuesta, en comparación con el

actual proceso productivo, es decir, el incremento de ganancia que se obtiene una vez realizada la integración energética, sin incluir la amortización de la inversión. El mismo se determina a través de la ecuación 2.21.

$$FCD = CPA_{SA} - CPI_{SA} \quad (2.21)$$

Donde:

CPAsa: Costo del proceso actual, sin amortización (CUC/año).

CPIsa: Costo del proceso integrado, sin amortización (CUC/año).

FCD: Flujo de caja diferencial acumulado (ganancia) (CUC/año).

Turton (2009) indica que el plazo de recuperación de la inversión se define como el tiempo necesario para que el incremento de ganancia compense la inversión realizada. El cual se determina mediante la ecuación 2.22.

$$PRI = \frac{I}{FCD} \quad (2.22)$$

Donde:

I: Inversión de la red de intercambio de calor (CUC).

FCD: Flujo de caja diferencial (CUC/año).

PRI: Plazo de recuperación de la inversión (año).

El retorno de la inversión se define como la recuperación de la inversión a través del incremento de ganancia. El cual se determina mediante la ecuación 2.23.

$$Retorno = \frac{G}{I} * 100 \quad (2.23)$$

donde:

Retorno: porcentaje anual de retorno de la inversión (%/a)

G: Ganancia (FCD) (CUC/a)

I: Inversión (CUC)

### **2.2.13 Optimización del $\Delta T_{\min}$**

El último paso de la integración energética consiste en determinar un valor de  $\Delta T_{\min}$  óptimo, para el cual los costos totales se hagan mínimos. La optimización consiste en repetir toda la integración energética, seleccionando diferentes valores de  $\Delta T_{\min}$  en cada repetición. Se puede utilizar la optimización gráfica o la numérica. A partir de la gráfica es posible estimar el punto de  $\Delta T_{\min}$  donde se hace mínimo el costo. También se puede ajustar un modelo y optimizarlo matemáticamente.

### **2.3 Conclusiones parciales**

1. La descripción del proceso permite conocer la sección de hidrofinación de diesel de una refinería de petróleo, en la cual se hará la integración energética por programación lineal.
2. La metodología para realizar la integración energética por programación lineal cuenta con trece etapas, hasta realizar la optimización del  $\Delta T_{\min}$ .
3. Se emplean para lograr la optimización del caso de estudio los *software*: *MATLAB* (versión 8.1) y *CAPCOST* (versión 2014)

### **Capítulo 3: Análisis de resultados**

En este capítulo se presenta los resultados obtenidos, luego de aplicar la metodología para la integración energética por programación lineal. Como etapa inicial del método se realiza la desintegración energética del proceso al ciclo de reacción de la sección de hidrofinación de diesel. Además se realiza un análisis que sustente la factibilidad económica de la nueva red de intercambio de calor propuesta.

#### **3.1 Desintegración energética del proceso**

Para la desintegración energética del proceso es necesario identificar todos los equipos de intercambio de calor, así como las corrientes que intervienen directamente en el mismo. Una vez localizados se eliminan del diagrama de flujo y las corrientes obtenidas se nombran corrientes energéticas.

El caso de estudio cuenta con siete intercambiadores de calor, de consideración para la integración energética a realizar. Todos los intercambiadores de calor se analizan para obtener la identificación y los datos térmicos de las corrientes energéticas que intervienen en el proceso.

En el anexo 2 se muestra el diagrama de desintegración energética, donde se muestran las corrientes calientes y frías con los colores rojos y azules respectivamente.

#### **3.2 Identificación de las corrientes energéticas**

Una vez que se realiza la desintegración energética se obtiene que el proceso cuenta con cinco corrientes que deben ser enfriadas (corrientes calientes) y cuatro corrientes que deben ser calentadas (corrientes frías) las cuales se muestran en la tabla 3.1.

Tabla 3.1: Identificación de las corrientes energéticas

Corrientes	Tipo de corriente	Equipo
1	fría	E - 301
2	fría	F - 301
3	fría	E - 302
4	fría	F - 302
5	caliente	E - 301
6	caliente	A - 301
7	caliente	E - 303
8	caliente	E - 302
9	caliente	A - 302

### 3.3 Extracción de los datos térmicos de las corrientes

La extracción de los datos térmicos se realiza con el objetivo de determinar el contenido energético de cada una de las corrientes que intervienen en el proceso a partir de los valores de temperatura, las capacidades calóricas y el flujo que se manipula en cada caso (ecuación 2.1). Para determinar el calor neto se utiliza la ecuación 2.3, siendo este valor la cantidad de energía que se debe extraer o suministrar al sistema mediante utilidades. Dichos valores se muestran en la tabla 3.2.

Tabla 3.2 Datos térmicos de las corrientes energéticas

Corriente	Flujo (kg/s)	Cp (kJ/kg K)	Te (K)	Ts (K)	Q (kW)	
1	26,80	2,81	347	598	-18902,31	
2	26,80	3,28	598	653	-4834,72	
3	23,52	2,34	333	473	-7705,15	
4	25,00	2,61	548	613	-4241,25	
5	26,80	3,05	698	418	22887,20	
6	26,80	2,53	418	343	5085,30	
7	26,80	2,26	343	328	908,52	
8	20,96	2,55	548	371	9460,30	
9	20,96	2,45	371	328	2208,14	
					Q <sub>neto</sub> (kW)	4866,02

Los balances de energía que se realizan para el cálculo del calor neto muestran un resultado positivo de 4866,02 kW, lo que significa que existe un exceso de calor necesario a extraer con utilidades frías. Esto no quiere decir que no exista demanda de utilidades calientes en algún momento, sino que estas deben ser inferiores a las utilidades frías en un valor igual al calor neto calculado.

### 3.4 Selección del $\Delta T_{\min}$ inicial

Según lo comentado en el capítulo anterior la selección del  $\Delta T_{\min}$  constituye un problema de optimización; de acuerdo con lo recomendado para refinерías este valor debe estar entre 20 - 40 K. Lo que no quiere decir que valores inferiores o superiores permitan redes eficientes. Por lo que se selecciona como  $\Delta T_{\min}$  un valor inicial de 15 K (Calzadilla, 2016)

### 3.5 Construcción del diagrama de intervalos de temperaturas

En la figura 3.1 se muestra el diagrama de intervalos de temperatura el cual presenta 12 intervalos que van desde la A hasta la L de forma consecutiva.

T (K)	Corrientes calientes					n*Cp (kW/	Corrientes frías				T (K)	Qinter
	5	6	7	8	9		1	2	3	4		
698	81,74	67,80	60,57	53,45	51,35		75,31	87,90	55,04	65,25	683	kW
668	↓					A					653	2452,20
628						B		↑			613	-246,56
613						C				↑	598	-1071,21
563						D	↑				548	-2940,90
548						E				↑	533	96,48
488				↓		F				473	3592,80	
418				↓		G				403	339,02	
371		↓		↓		H	↑			356	-427,36	
362						I				347	-100,70	
348		↓				J			↑	333	897,67	
343			↓			K				328	595,78	
328				↓		L				313	1678,80	
	5	6	7	8	9		1	2	3	4	ΣQinter	4866,02

Figura 3.1 Diagrama de intervalos de temperatura

A ambos lados de la columna central se ubican las corrientes energéticas, agrupadas en corrientes calientes (lado izquierdo) y corrientes frías (lado derecho), las flechas de forma vertical indican el sentido de la temperatura desde la entrada hasta la salida donde las calientes van de arriba hacia abajo (flechas rojas) y las frías en sentido contrario (flechas azules). Ubicado más a

la derecha se muestran los valores del calor en cada nivel de temperatura y una sumatoria de ellos nos brinda el calor neto, el cual se verifica con la etapa de los datos térmicos lo que muestra la validez y la correcta elaboración del diagrama de temperatura.

A partir del análisis de este diagrama se puede observar la factibilidad de la integración. En este caso se observan áreas comunes para las corrientes frías y calientes.

### **3.6 Construcción del diagrama de cascada**

En el anexo 6 se muestra el contenido energético de cada corriente en cada intervalo de temperatura con el objetivo de facilitar la modelación matemática del diagrama de cascada. Con la ayuda del diagrama de intervalo de temperatura y la tabla mostrada en el anexo 6 se confecciona el diagrama de cascada el cual muestra el intercambio de energía entre las corrientes a través de los intervalos de temperatura. Este se muestra en la figura 3.2.

El intercambio de calor se da desde las corrientes calientes (fuentes de energía) hacia las corrientes frías (sumideros de energía) así sucede a lo largo de todo el diagrama donde la energía que no se puede intercambiar en uno de los intervalos pasa al siguiente como calor residual. Estos residuales se obtienen de un balance en cada intervalo, donde las corrientes de entrada se igualan a las de salida y de ahí surgen las llamadas restricciones generales del diagrama (Anexo 7).

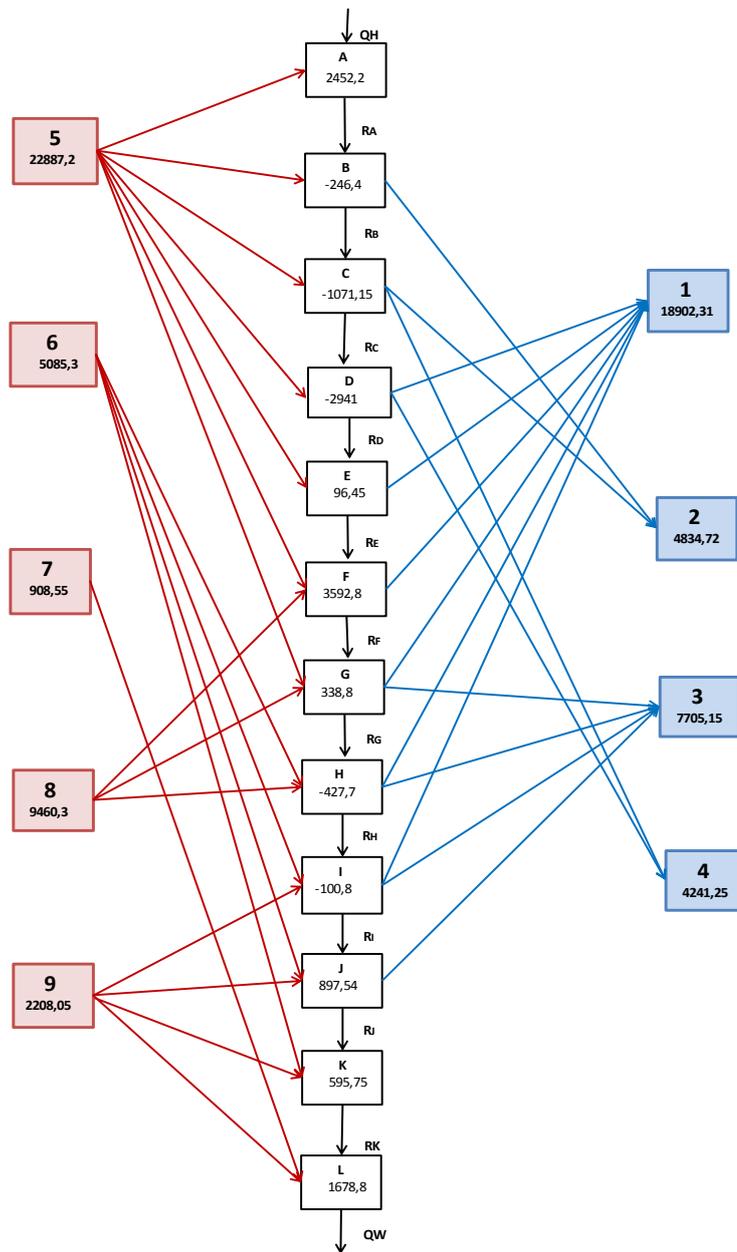


Figura 3.2: Diagrama de cascada

El modelo resultante se conforma de 12 ecuaciones y 13 incógnitas (ninguna conocida) por lo que queda un grado de libertad y conduce a un problema de optimización.

### 3.7 Optimización de las restricciones generales y establecimiento de la función objetivo

Para dar solución al problema de optimización se utiliza el *software* MATLAB, donde el objetivo es minimizar el consumo de utilidades frías y calientes. La función que permite la optimización se muestra en la ecuación 3.1.

$$x = \text{linprog}(fo, [], [], a, b, \text{zeros}(1, \text{length}(fo))) \quad 3.1$$

Donde:

x: Matriz respuesta

linprog: Función que resuelve un problema de optimización por programación lineal

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

[ ]: Restricciones de desigualdad (no existe ninguna)

a: Matriz interior; de ecuaciones por variables

b: Matriz de términos independientes

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

La solución al modelo se muestra en la tabla 3.3

Tabla 3.3 Resultados del diagrama de cascada

Variables	Resultados
$Q_H$	1805,47
$R_A$	4258,67
$R_B$	4012,11
$R_C$	2940,9
$R_D$	0
$R_E$	96,48
$R_F$	3689,28
$R_G$	4028,3
$R_H$	3600,94
$R_I$	3500,24
$R_J$	4397,91
$R_K$	4993,69
$Q_W$	6671,49

Según los resultados del diagrama de transporte el requerimiento mínimo de utilidad caliente ( $Q_H$ ) es de 1805,47 kW y el de utilidad fría es de 6671,49 kW. Al analizar estos resultados se demuestra que las necesidades de enfriamiento son superiores a las de calentamiento. Se comprueba el valor del calor neto de la diferencia entre  $Q_W$  y  $Q_H$  y coincide con los valores determinados en la tabla de datos térmicos y en el diagrama de intervalo de temperatura (4866,02 kW). Además es posible conocer el punto donde no se transfiere energía, donde el residual  $R_D$  es nulo conocido como punto *pinch* o pliegue energético. Este se encuentra entre los intervalos D y E siendo en este punto donde el flujo de calor que se transmite entre estos dos intervalos es cero. De ahí que se pueda determinar la temperatura *pinch* para el lado caliente de 563 K y por el lado frío 548 K.

Es importante destacar que en el diagrama de cascada solo se suministra calor al sistema sobre el *pinch* y por debajo de este solo se extrae calor del sistema.

### 3.8 Construcción del modelo de transporte ampliado

El modelo de transporte ampliado posee una mayor complejidad que el diagrama de cascada. En este se establece un residual para cada corriente

caliente y un residual individual para cada utilidad caliente que se encuentre en el intervalo o sobre el intervalo de temperatura (Anexo 8).

El modelo consta con 56 ecuaciones, 108 parámetros totales de los cuales 32 son conocidos, por lo que el sistema posee 20 grados de libertad y para la solución del problema se emplea la ecuación 3.1. Se utiliza para la optimización el *software* MATLAB para dar solución a estas restricciones las cuales se muestran en el anexo 9.

Con los resultados obtenidos (anexo 10) se corrobora una vez más los flujos de utilidades frías y calientes así como el calor neto. Además el punto de *pinch* coincide en el mismo intervalo (D) que en el determinado en el diagrama de cascada, lo cual demuestra una correcta optimización del sistema.

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

Luego de obtener la información energética del diagrama de transporte ampliado ( $Q_{kij}$  y  $R_{jk}$ ), es posible conocer las corrientes que intercambian entre sí. Como una corriente nunca debe transferir calor a través del *pinch* es necesario realizar por separado la distribución de intercambio sobre y bajo el *pinch*. De este resultado se determina también el número de intercambiadores de calor que requiere la nueva red de intercambio propuesta.

En la tabla 3.4 se muestra el contenido energético a intercambiar entre las corrientes calientes (columna superior) y las corrientes frías (fila izquierda) sobre el *pinch* teniendo en cuenta las utilidades calientes.

Tabla 3.4 Cantidad de calor a intercambiar sobre el *pinch* (kW)

Corrientes	5	6	7	8	9	$Q_H$	$Q_{Total}$
1	3148	---	---	---	---	617	3765
2	4342	---	---	---	---	492	4834
3	---	---	---	---	---	---	---
4	3544	---	---	---	---	696	4240
$Q_{Total}$	11034	---	---	---	---	1805	

En la figura 3.3 se muestra la distribución de las cantidades a intercambiar sobre el *pinch*.

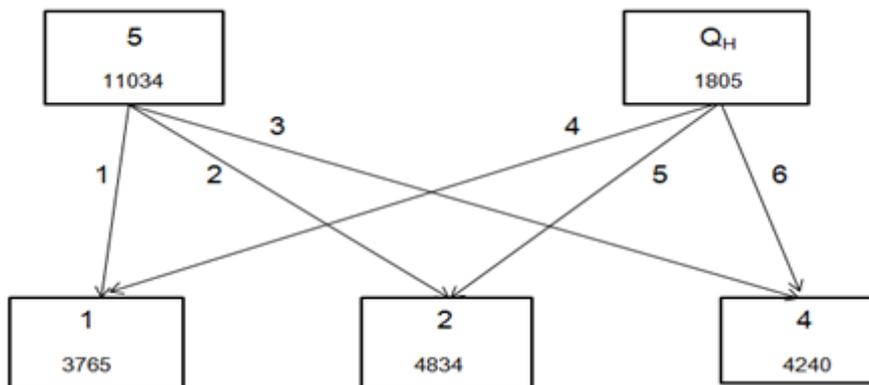


Figura 3.3 Distribución de la energía a intercambiar sobre el *pinch*, (kW)

Como se aprecia en la tabla 3.4 y en la figura 3.3 sobre el *pinch* se tiene solo una corriente caliente (5) que intercambia su contenido energético con las corrientes frías 1, 2 y 4. Aunque se observa, que la energía que aporta dicha corriente no es suficiente para satisfacer toda la demanda de calentamiento; lo que se compensa con utilidades calientes. Se muestra además que se necesitan seis intercambiadores de calor para satisfacer la distribución de calor en esta zona.

En la tabla 3.5 se muestran los flujos de calor a intercambiar de las corrientes calientes con las frías bajo el *pinch* y las utilidades frías correspondientes.

Tabla 3.5 Cantidad de calor a intercambiar bajo el *pinch* (kW)

Corrientes	5	6	7	8	9	Q <sub>Total</sub>
1	7859	1657	---	5492	126	15134
2	---	---	---	---	---	---
3	3049	1450	---	2928	277	7704
4	---	---	---	---	---	---
Q <sub>W</sub>	943	1977	908	1039	1804	6671
Q <sub>Total</sub>	11851	5084	908	9459	2207	

En la figura 3.4 se muestra la distribución de las cantidades a intercambiar bajo el *pinch*.

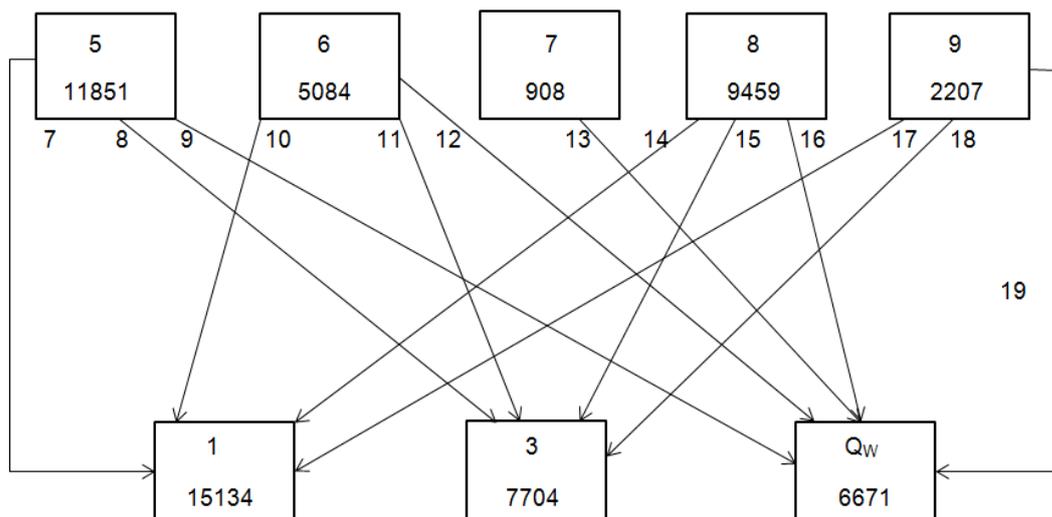


Figura 3.4: Distribución de la energía a intercambiar bajo el *pinch*, (kW)

Del análisis de la tabla 3.5 y la figura 3.4 se puede plantear que todas las corrientes calientes (5, 6, 8 y 9) intercambian con las corrientes frías 1 y 3. Además que la energía que aportan las corrientes calientes es capaz de satisfacer la demanda de las frías y que existe un exceso de calor que debe ser eliminado mediante utilidades frías.

De esta distribución se obtienen 13 intercambiadores de calor, de los cuales cinco necesitan servicios auxiliares de enfriamiento mientras que los restantes están conformados por las propias corrientes del proceso.

Para toda la distribución, sobre y bajo el *pinch*, se requieren un total de 19 equipos de intercambio.

### 3.10 Diseño preliminar de la red de intercambio de calor

Una vez que se obtienen las cantidades energéticas a intercambiar se confecciona la red de intercambio de calor propuesta, para ello los equipos de intercambio se ubican entre las corrientes frías y calientes y en los extremos del esquema se ubica la necesidad de utilidades según corresponda. El diagrama donde aparece la red de intercambio se presenta a continuación (figura 3.5).

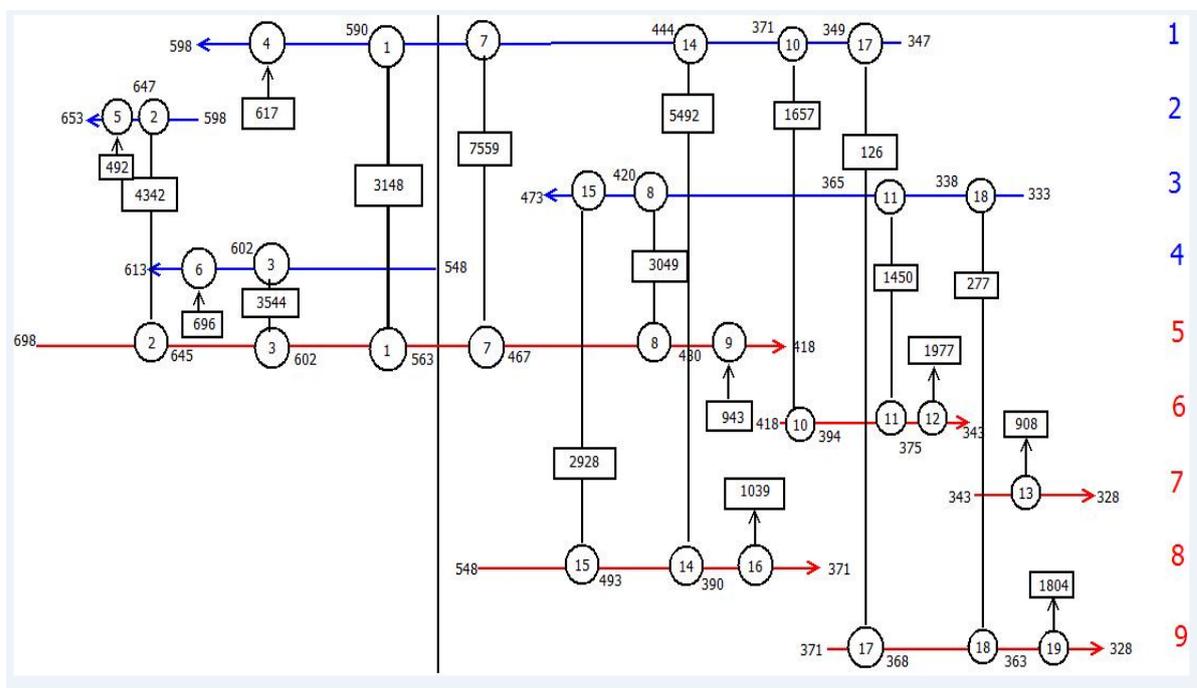


Figura 3.5: Red de intercambio de calor para  $\Delta T_{\min} = 15 \text{ K}$

En el anexo 11 se encuentra la tabla con los principales parámetros de operación y diseño de los intercambiadores que conforman la red integrada.

Si se analiza la distribución de los intercambiadores que se obtiene, se observa que las corrientes 2 y 4 deben elevar su temperatura por encima de los 600 °C, lo que no es posible lograr con vapor ni en intercambiadores de tubo y coraza, pues según Incropera (2011) el rango permisible es de -200 – 600 °C. Por todo

esto se recomienda que los calentadores encargados de realizar dicha operación sean hornos. Estos equipos operan con *fuel oil* a una temperatura de insumo de 1080 K (807 °C) y se considera, según las heurísticas de Walas (2010), que la temperatura de salida es 728 K (455 °C).

Para el caso de la corriente 1, se observa que debe ser calentada por utilidades desde una temperatura de 590 a 598 K. Se conoce desde los reportes técnicos de la refinería que el vapor con mayor potencial que se produce en la misma es de 11 atm, siendo insuficiente para lograr el calentamiento que se requiere. Por lo que se propone utilizar los gases de combustión a la salida de los hornos (gas de chimenea, como se conoce en la industria). Dicho gas presenta un elevado contenido energético (728 K) capaz de suplir las necesidades de calentamiento de la corriente en cuestión.

Las utilidades frías que se emplean en el diseño de la red propuesta son agua y aire, capaces de satisfacer las necesidades de enfriamiento que requiere el proceso. Existen en el diseño tres enfriadores por agua, los cuales no pueden ser sustituidos por enfriadores por aire debido a que la temperatura de salida del aire sería superior a los 373 K, provocando daños al medio circundante.

Por otra parte en la red de intercambio existen dos enfriadores por aire (6A y 9A). En las heurísticas de Walas (2010) se declara, que el agua, cuando se emplea como agente de enfriamiento, se utiliza con una temperatura de entrada de 303 K y se tiene como máximo a la salida 320 K. De igual forma se plantea que la temperatura de entrada del aire es de 303 K y puede considerarse una temperatura de salida de los enfriadores de aproximadamente 10 K o más, con respecto a la entrada de la corriente caliente. Atendiendo a esto se considera la temperatura de salida a una diferencia de 30 K, para satisfacer el rango de  $\Delta T_{\min}$  que se estudia.

Para todos los equipos de intercambio de calor (19) se comprueba que no existen cruces de temperatura ni se viola la diferencia mínima que se establece (15 K). Además se verifica que no existe intercambio de calor a través del *pinch*.

### 3.11 Diseño final del diagrama de flujo integrado energéticamente

De acuerdo a lo que se plantea en el epígrafe 2.2.11, se determina el área de intercambio de calor para cada equipo de la red. Con dicho valor se define según Incropera (2011) el tipo de intercambiador de calor que se propone.

Para todos los que su área se encuentre entre 10 m<sup>2</sup> y 1500 m<sup>2</sup> se determina el uso de intercambiadores de tubo y coraza, donde el número de pasos por cada lado depende del factor de corrección.

En la tabla 3.6 se muestra el área, tipo y disposición de los intercambiadores de calor propuestos.

Tabla 3.6: Área, tipo y disposición de los intercambiadores de calor propuestos

IC	CC	CF	A(m <sup>2</sup> )	Tipo IC	Disposición
1	5	1	1736	T-C	3—6
2	5	2	743	T-C	1—2
3	5	4	608	T-C	1—2
4	Q <sub>H</sub>	1	149	T-C	1—2
5	Q <sub>H</sub>	2	36	T-C	1--2
6	Q <sub>H</sub>	4	41	T-C	1--2
7	5	1	3286	T-C	5--10
8	5	3	435	T-C	1--2
9	5E	Q <sub>W</sub>	37	T-C	1--2
10	6	1	267	T-C	1--2
11	6	3	338	T-C	1--2
12	6A	Q <sub>W</sub>	711	Enfriador por aire	--
13	7E	Q <sub>W</sub>	176	T-C	1--2
14	8	1	1437	T-C	3--6
15	8	3	306	T-C	1--2
16	8E	Q <sub>W</sub>	37	T-C	1--2
17	9	1	41	T-C	1--2
18	9	3	67	T-C	1--2
19	9A	Q <sub>W</sub>	822	Enfriador aire	--

E: enfriador por agua A: enfriador por aire

Como se muestra en la tabla 3.6 todos los equipos de intercambio, entre corrientes de proceso, son de tubo y coraza. Existen intercambiadores con áreas superiores a los 1500 m<sup>2</sup>, tal es el caso de los intercambiadores 1 y 7, que manejan altos flujos de calor. Para ellos se analiza la distribución en serie de varios equipos de áreas de transferencia de calor menores.

Con respecto a los materiales de construcción los intercambiadores de calor serán de acero inoxidable AISI 304 los tubos y las corazas de acero al carbono y los enfriadores por aire de acero inoxidable AISI 304 de acuerdo con los criterios de: Kern (1999), Decreto Supremo (2004), Green (2008). La elección del material que se utiliza en cada intercambiador, tiene su fundamento en la resistencia del mismo ante la corrosión.

El cálculo del área de transferencia de calor y el costo de los equipos originales del proceso se muestra en la tabla 3.7.

Tabla 3.7: Área y costo de los equipos originales de transferencia de calor

Equipos	No. de unidades	A(m <sup>2</sup> )	Costo (CUC/a)
E-301	3	1904	894839
E-302	4	1224	848344
E-303	1	167	159779
F-301	1	298	209426
F-302	1	217	180662
A-301	4	1159	827461
A-302	2	889	505145

La tabla 3.8 muestra una comparación entre el área total de transferencia de calor que existe originalmente y la que se obtiene una vez integrado.

Tabla 3.8: Comparación del área total de transferencia de calor.

Proceso	Cantidad de equipos	Área total (m <sup>2</sup> )
Original	7	5857
Integrado	19	11273
Diferencia	12	5416

Como se puede observar existe un incremento en el área de transferencia de calor después de la integración a la vez que el número de intercambiadores de calor aumenta en 12 unidades.

### 3.12 Análisis económico de la nueva red de intercambio de calor

Para el análisis económico se tienen en cuenta los siguientes aspectos: el consumo de utilidades y la amortización de la inversión que representa la adquisición de los nuevos equipos. El resto de los costos de producción no varían debido a que no afectan las principales operaciones del proceso productivo.

En la tabla 3.9 se muestra el consumo de utilidades (agua de enfriamiento y *fuel oil*) y el consumo de potencia en los enfriadores por aire. Dicho consumo se determina para el proceso actual y una vez realizada la integración. También se muestra el porcentaje de ahorro de dicha integración. En la realización de dichos cálculos se considera que la sección de hidrofincación de diesel trabaja 24 horas y 330 días al año.

Tabla 3.9: Consumo por concepto de utilidades

Utilidades	<i>Fuel oil</i>		Agua		Electricidad	
	Consumo (m <sup>3</sup> /h)	Costo (CUC/a)	Consumo (m <sup>3</sup> /h)	Costo (CUC/a)	Consumo de potencia (kWh)	Costo (CUC/a)
<b>Original</b>	1,17	1953165	46,18	566937	90	4348080
<b>Integrado</b>	0,15	255660	146,85	1802762	10,2	492782
<b>Ahorro</b>	1,02	1697505	--		79,8	3855298
<b>Ahorro (%)</b>	86,9		--		88,67	

De forma individual se muestra que el consumo de *fuel oil* en los hornos disminuye en un 86,9 % con respecto al proceso actual lo que equivale a que

se ahorre más de un millón y medio de CUC anuales, de igual forma ocurre con el consumo de potencia la cual disminuye en un 88,67 % del original, ahorrando en este caso más de tres millones de CUC anuales. En el caso del agua de enfriamiento existe un aumento en cuanto a su consumo pero esto no quiere decir que no sea factible la integración. Se hace necesario analizar si la disminución en el consumo de combustible y de potencia, equivalen a un costo total inferior para lograr la factibilidad de la integración.

Tabla 3.10 Costo total de la energía para el proceso propuesto e integrado

Costo total de energía	(CUC/a)
Proceso integrado	2551204
Proceso original	6868182
Ahorro (CUC/a)	4316978
Ahorro (%)	62,85

El costo total por consumo de utilidades para el proceso integrado es de 2551204 CUC/a, lo que representa un ahorro de 4316978 CUC/a con respecto al proceso original el cual representa un 63 %.

En el anexo 13 se muestra una tabla con los costos de inversión para cada uno de los intercambiadores de calor del proceso integrado, los cuales se estiman a través de *software* CAPCOST, donde se tienen en consideración el tipo de intercambiador de calor, material de construcción y el área de transferencia de calor para cada equipo.

Para la obtención de la nueva red se presentan dos alternativas. Una de ellas consiste en desechar todos los equipos instalados en la planta y adquirir los 19 equipos que componen la red. La otra propuesta es aprovechar los equipos ya existentes, siempre y cuando cumplan con el área requerida para este nuevo diseño. En la tabla 3.11 se muestra el costo de los equipos para segunda alternativa.

Tabla 3.11: Costo de los equipos para la segunda alternativa

No. IC	Costo (CUC/a)	Intercambiadores de calor disponibles
1	--	E-301
2	464560	
3	422793	
4	--	E-303
5	--	F-301
6	--	F-302
7	1669697	
8	249913	
9	79003	
10	198985	
11	222134	
12	--	A-302
13	163817	
14	179086	E-302
15	212086	
16	79003	
17	83042	
18	102940	
19	--	A-301
Total	4127058	

A partir del análisis de las tablas 3.6 y 3.7 se determinan los equipos que pueden ser reutilizados y los que hay que comprar, y esto se muestra en la tabla 3.11. Como se aprecia existen seis equipos disponibles en la industria que no es necesaria su compra, pues el área que se requiere para la transferencia de calor en el proceso integrado es menor que la existente en el proceso original. En el caso del intercambiador 14 se utiliza el E-302 instalado en la industria, pues este tiene un área de  $1224 \text{ m}^2$ , lo cual no satisface el área necesaria para la transferencia de calor la cual es de  $1437 \text{ m}^2$ . Por lo que se decide aprovechar esa área disponible y comprar un intercambiador de  $213 \text{ m}^2$  que complete esa diferencia. Por otra parte el enfriador por aire (A-301), el área

que requiere después de la integración es de 822 m<sup>2</sup>, mientras la que está disponible en la actualidad es de 1159 m<sup>2</sup>, distribuida en 4 intercambiadores de calor y para satisfacer la propuesta solo es necesario 3 equipos de transferencia, por lo que el restante intercambiador se pudiera utilizar en otra sección de la refinería caso de estudio.

Se concluye que la reutilización de los equipos ya existentes ofrece un beneficio económico al no tener que comprar seis equipos, aunque para materializar dicha propuesta es necesaria una nueva redistribución pues las áreas existentes son relativamente superiores y por tanto el calor transferido será mayor y por ende se tiene nuevas temperaturas de entrada y salida de las corrientes.

El costo de adquisición de la nueva red de intercambio de calor se determina a través de la ecuación 2.19 y con este se estima el costo de amortización de la inversión donde el tiempo de vida útil de los equipos es de 10 años según González (2014).

A continuación se presenta la tabla 3.12 en la que se muestra los indicadores económicos para la segunda alternativa, que es la aceptada para este caso.

Tabla 3.12: Indicadores económicos de la red de intercambio de calor integrada

<b>Inversión (Costo de la red) (CUC)</b>	4127058
<b>Tiempo de vida útil (a)</b>	10
<b>Costo de amortización de la red (CUC/a)</b>	412706
<b>FCD (Ganancia) (CUC/a)</b>	1072349
<b>PRI (a)</b>	3,85
<b>Retorno (%)/a)</b>	26

Como se observa en la tabla 3.12 la inversión que se realiza en la nueva red de intercambio de calor es 4671704 CUC, la cual se amortizará en diez años. La ganancia que ofrece la puesta en práctica de dicho proceso supera el millón de CUC anuales con un 26 % de retorno para así recuperar la inversión inicial aproximadamente en tres años y medio. Según los valores de estos

indicadores económicos es viable realizar la inversión, dado que en un plazo menor a cuatro años se habrá recuperado todo lo invertido.

### 3.12 Optimización del $\Delta T_{\min}$

Para la optimización del  $\Delta T_{\min}$  es necesario repetir la metodología de la integración energética para otros valores de diferencias mínimas de temperaturas. Para realizar el estudio se escogen 18 K y 23 K, debido a estudios previos, donde el óptimo se encuentra en 18 K sin tener en cuenta los hornos en la integración, de ahí la selección aproximada del  $\Delta T_{\min}$ .

La identificación de las corrientes y la extracción de los datos térmicos para estos nuevos valores de temperatura son iguales a los presentados en las tablas 3.1 y 3.2 respectivamente debido a que es el mismo proceso, por lo que el calor neto tanto para 18 K como para 23 K es de 4866,02 kW.

Se presentan en la figura 3.4 y 3.5 los diagramas de intervalos de temperatura para ambos  $\Delta T_{\min}$ , respectivamente.

		Corrientes calientes					Corrientes frías							
		5	6	7	8	9	m*Cp (kW/K)					T(K)	Qinter	
		81,74	67,80	60,57	53,45	51,35	75,31	87,90	55,04	65,25				
698												680	kW	
671												653	2206,98	
631												613	-246,56	
616												598	-1071,21	
566												548	-2940,9	
548												530	115,776	
491												473	3413,16	
418												400	353,5536	
371												353	-427,362	
365												347	-67,1328	
351												333	897,6688	
343												325	953,248	
328												310	1678,8	
		5	6	7	8	9	1	2	3	4	$\Sigma$ Qinter	4866,022		

Figura 3.4: Diagrama de intervalo de temperatura para 18 K

T (K)	Corrientes calientes					$\eta \cdot C_p$ (kW/)	Corrientes frías				T (K)	Qinter
	5	6	7	8	9		1	2	3	4		
698	81,74	67,80	60,57	53,45	51,35	75,31	87,90	55,04	65,25	675		
676						A				653	1798,28	
636		B				613	-246,56					
621		C				598	-1071,21					
571		D				548	-2940,9					
548		E				525	147,936					
496		F				473	3113,76					
418		G				395	377,7696					
371		H				348	-427,362					
370		I				347	-11,1888					
356		J				333	897,6688					
343		K				320	1549,028					
328		L				305	1678,8					
	5	6	7	8	9		1	2	3	4	$\Sigma$ Qinter	4866,022

Figura 3.5: Diagrama de intervalo de temperatura para 23 K

Como se observa existen áreas comunes entre las corrientes calientes y las frías para la integración y se aprecia que el calor neto en ambos casos es el mismo. Para ambas circunstancias se mantienen 12 intervalos de temperatura.

En los diagramas de cascada que se presentan en el anexo 14 se muestra el intercambio de energía entre las corrientes calientes y frías a través de los intervalos de temperatura. A partir de este se realiza la optimización del proceso, donde se conserva para ambos casos 12 ecuaciones con 13 incógnitas y un grado de libertad, lo que conduce a un problema de optimización. Las restricciones para 18 K y 23 K se muestran en el anexo 15 y los resultados del modelo, arrojados por su implementación en el *software* MATLAB, se reflejan en la tabla 3.13.

Tabla 3.13: Resultados del diagrama de cascada

<b>Variable</b>	$\Delta T_{\text{mín}} = 18 \text{ K}$	$\Delta T_{\text{mín}} = 23 \text{ K}$
<b>Q<sub>H</sub></b>	2051,69	2460,39
<b>R<sub>A</sub></b>	4258,67	4258,67
<b>R<sub>B</sub></b>	4012,11	4012,11
<b>R<sub>C</sub></b>	2940,9	2940,9
<b>R<sub>D</sub></b>	0	0
<b>R<sub>E</sub></b>	115,78	147,94
<b>R<sub>F</sub></b>	3528,94	3261,7
<b>R<sub>G</sub></b>	3882,49	3639,47
<b>R<sub>H</sub></b>	3455,13	3212,11
<b>R<sub>I</sub></b>	3388	3200,92
<b>R<sub>J</sub></b>	4285,67	4098,59
<b>R<sub>K</sub></b>	5238,92	5647,62
<b>Q<sub>W</sub></b>	6917,72	7326,42

Como se muestra en la tabla existe un residual cero en el intervalo D para ambas diferencias de temperatura, lo que quiere decir que en este lugar se encuentra el punto de *pinch*. Además se observan los requerimientos mínimos de utilidades calientes ( $Q_H$ ) y frías ( $Q_W$ ) demandados por el proceso. Es importante destacar que a medida que aumenta la diferencia de temperatura se incrementa el consumo de las utilidades calientes y frías debido al mayor calor que se transfiere. Se demuestra que las necesidades de enfriamiento son superiores a las de calentamiento y que las diferencias entre  $Q_H$  y  $Q_W$  ofrecen como resultado el mismo calor neto calculado anteriormente (4866,02 kW).

El modelo de transporte ampliado (anexo 16) presenta para ambas situaciones 56 ecuaciones con 108 parámetros totales, 32 conocidos y 20 grados de libertad, los cuales se resuelven a través del *software* MATLAB como un verdadero problema de optimización. Las restricciones que se plantean de estos sistemas y sus resultados se presentan en los anexos 17 y 18 respectivamente. De estos últimos se puede decir que los valores de los requerimientos mínimos de utilidades coinciden con los obtenidos en el

diagrama de cascada así como el punto de *pinch*. Con lo que se comprueba que los resultados alcanzados hasta el momento son correctos.

Una vez determinados los valores del diagrama de transporte ampliado se procede a distribuir el contenido energético sobre y bajo el *pinch*, los cuales se encuentran en el anexo 19. En la tabla 3.14 se muestra la energía intercambiada (kW) sobre el *pinch* para ambos valores de  $\Delta T_{\min}$ .

Tabla 3.14: Calor a intercambiar (kW) entre las corrientes sobre el *pinch*

No. IC	Corriente		$\Delta T_{\min} = 18 \text{ K}$	$\Delta T_{\min} = 23 \text{ K}$
	Fría	Caliente		
1	1	5	3072	2997
2	2	5	4243	3999
3	4	5	3474	3385
4	1	Q <sub>H</sub>	693	768
5	2	Q <sub>H</sub>	592	835
6	4	Q <sub>H</sub>	767	856

Como se aprecia en la tabla la corriente caliente 5 es la que intercambia energía con las corrientes frías 1, 2 y 4, las cuales no se satisfacen y por eso la necesidad del uso de utilidades. Se determina el número de intercambiadores de calor (6) sobre el *pinch*.

Si se observan los resultados expuestos en la tabla 3.14 se puede percibir que a medida que aumenta el  $\Delta T_{\min}$  disminuye el contenido energético a intercambiar entre las corrientes frías y calientes y aumenta la energía que intercambian las corrientes frías con las utilidades lo que corrobora lo que se plantea al realizar el análisis de los resultados del diagrama de cascada.

En la tabla 3.15 se muestra los flujos de calor a intercambiar (kW) entre las corrientes bajo el *pinch*.

Tabla 3.15: Calor a intercambiar (kW) entre las corrientes bajo el *pinch*

No. IC	Corriente		$\Delta T_{\min} = 18 \text{ K}$	$\Delta T_{\min} = 23 \text{ K}$
	Fría	Caliente		
7	1	5	8034	8320
8	3	5	3106	3191
9	Q <sub>w</sub>	5	957	995
10	1	6	1575	1451
11	3	6	1406	1332
12	Q <sub>w</sub>	6	2105	2302
13	Q <sub>w</sub>	7	909	909
14	1	8	5447	5352
15	3	8	2956	2998
16	Q <sub>w</sub>	8	1057	1109
17	1	9	81	13
18	2	9	237	183
19	Q <sub>w</sub>	9	1890	2012

En el caso de la distribución bajo el *pinch* se requieren de 13 intercambiadores de calor capaces de extraer el calor de las corrientes calientes a través de las corrientes y utilidades frías.

Para toda la distribución sobre y bajo el *pinch* se necesitan un total de 19 equipos de intercambio, coincidiendo con el  $\Delta T_{\min}$  de 15 K.

Una vez que se obtienen las cantidades energéticas a intercambiar se confecciona la red de intercambio de calor la cual se muestra en la figura 3.6 y 3.7 para los valores de  $\Delta T_{\min}$  18 K y 23 K respectivamente.

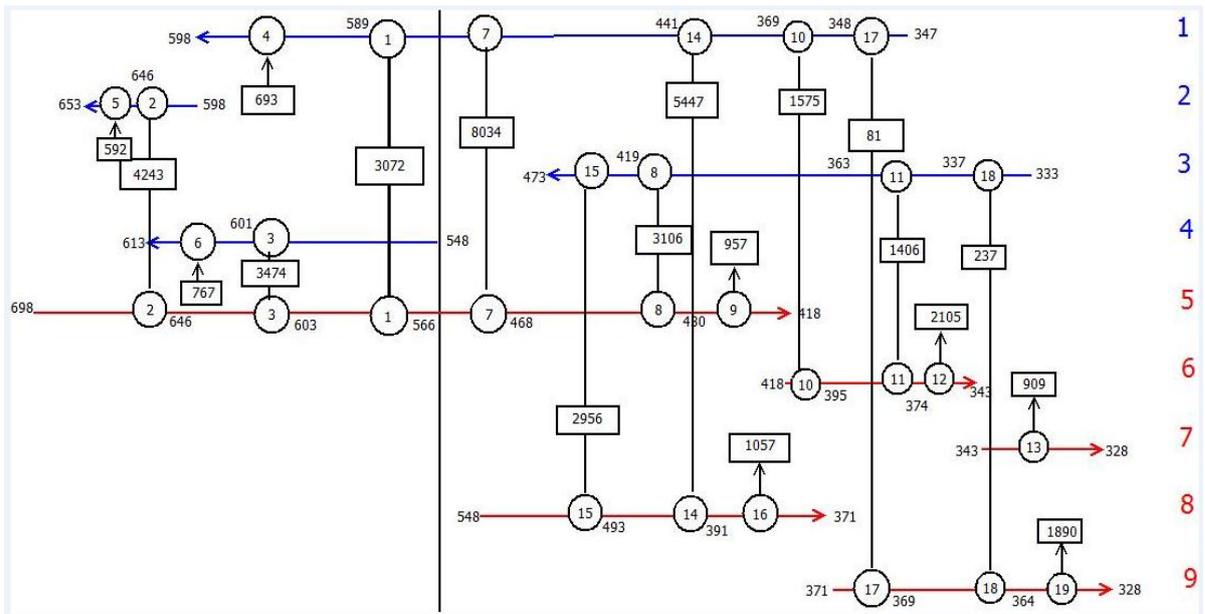


Figura 3.6: Red de intercambio de calor para  $\Delta T_{\min} = 18 K$

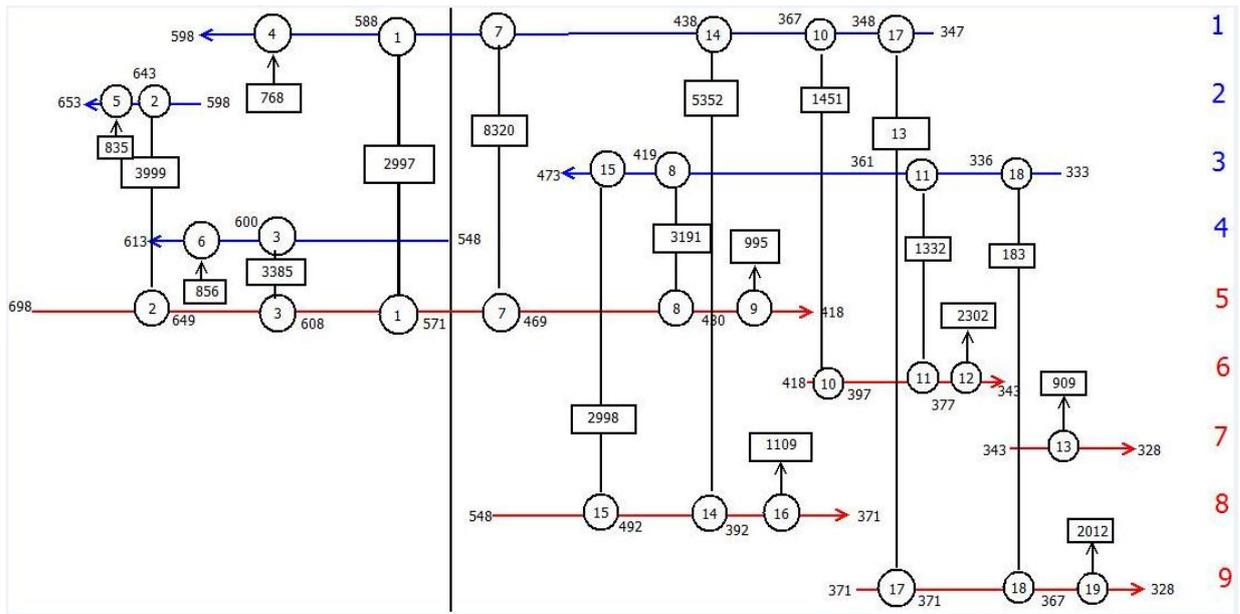


Figura 3.7: Red de intercambio de calor para  $\Delta T_{\min} = 23 \text{ K}$

En el anexo 20 se muestra la tabla con los principales parámetros de diseño y operación de los intercambiadores de calor para las  $\Delta T_{\min}$  correspondientes y todas las consideraciones que se tuvieron en cuenta para la elaboración de la tabla mencionada son las mismas que se aclaran en el epígrafe 3.10 para  $\Delta T_{\min}$  igual a 15 K.

Una vez que se obtiene la red de intercambio de calor se procede al cálculo de las áreas las cuales aparecen en la tabla 3.16.

Tabla 3.16: Áreas de la red de intercambio para  $\Delta T_{\text{mín}} = 18 \text{ K}$  y  $\Delta T_{\text{mín}} = 23 \text{ K}$

<b>Áreas (m<sup>2</sup>)</b>		
<b>No. IC</b>	<b><math>\Delta T_{\text{mín}} = 18 \text{ K}</math></b>	<b><math>\Delta T_{\text{mín}} = 23 \text{ K}</math></b>
<b>1</b>	1510	1105
<b>2</b>	703	625
<b>3</b>	578	499
<b>4</b>	167	186
<b>5</b>	44	61
<b>6</b>	45	50
<b>7</b>	2999	2513
<b>8</b>	427	423
<b>9</b>	37	39
<b>10</b>	236	209
<b>11</b>	313	257
<b>12</b>	757	828
<b>13</b>	183	181
<b>14</b>	1375	1300
<b>15</b>	307	310
<b>16</b>	68	71
<b>17</b>	25	---
<b>18</b>	54	37
<b>19</b>	861	917

Como se muestra el área de transferencia de calor disminuye al aumentar la diferencia mínima de temperatura, por lo que se necesitan menores áreas para satisfacer el intercambio de calor.

En el caso del intercambiador de calor 17 para un  $\Delta T_{\text{mín}} = 23 \text{ K}$  se elimina de la propuesta, dado que la variación de temperatura de la corriente en él es pequeña (1 K) y se realiza en el próximo intercambiador.

En el diseño todos los equipos son de tubo y coraza y el material de construcción será de acero inoxidable AISI 304 para los tubos y acero al carbono para las corazas.

En cuanto a la factibilidad económica de la integración energética del proceso para valores de  $\Delta T_{\min}$  18 y 23 K se tienen en cuenta los mismos aspectos que para  $\Delta T_{\min}$  de 15 K, los resultados se muestran en la siguiente tabla:

Tabla 3.17: Consumo de utilidades y potencia para los diferentes  $\Delta T_{\min}$

Utilidades	Fuel oil		Agua		Electricidad	
	Consumo (m <sup>3</sup> /h)	Costo (CUC/a)	Consumo (m <sup>3</sup> /h)	Costo (CUC/a)	Consumo (kWh)	Costo (CUC/a)
$\Delta T_{\min}$ 15 K	0,15	255660	146,85	1802762	10,2	492782
$\Delta T_{\min}$ 18 K	0,17	292459	148,53	1823341	10,20	492782
$\Delta T_{\min}$ 23 K	0,22	363906	153,10	1879482	10,51	507759
<b>Actual</b>	1,17	1953165	46,18	566937	90	4348080

Como se muestra en la tabla 3.17 el consumo de *fuel oil* aumenta con la diferencia mínima de temperatura y por ende su costo. De igual forma sucede para el consumo de agua y de electricidad. Con estos valores se tiene un costo total por concepto de utilidades para  $\Delta T_{\min}$  de 18 K de 2608582 CUC/a y para  $\Delta T_{\min}$  de 23 K de 2751147 CUC/a.

Se observa también que el consumo de agua después de la integración es mayor que en el proceso actual, puesto que la red propuesta por la metodología que se desarrolla ofrece un número mayor de enfriadores. Esto no quiere decir que no ofrezca beneficios la integración ya que el consumo de *fuel oil* y de potencia si disminuyen a pesar que el consumo de agua aumenta en 1256403 CUC/a para 18 K y 1312545 CUC/a para 23 K.

En cuanto a los indicadores económicos se presentan los resultados en la tabla 3.18

Tabla 3.18: Indicadores económicos para cada  $\Delta T_{\min}$

$\Delta T_{\min}$ (K)	15	18	23
<b>Inversión (Costo de la red) (CUC)</b>	4127058	3991807	3423246
<b>Tiempo de vida útil (a)</b>	10	10	10
<b>Costo de amortización de la red (CUC/a)</b>	412706	399180	342324
<b>FCD (Ganancia) (CUC/a)</b>	2071212	1916556	1717056
<b>PRI (a)</b>	1,99	2,08	1,99
<b>Retorno (%)/a)</b>	50	48,01	50,16

Un análisis de la tabla 3.18 muestra que a mayor diferencia de temperatura menor es la inversión a realizar, por tanto el costo de amortización disminuye, así como la ganancia.

Con todos los resultados anteriores se puede obtener un gráfico que relacione los costos totales anuales del proceso y la diferencia mínima de temperatura, que permita definir si existe un valor que minimice los costos y sea el más adecuado para el proceso objeto de estudio. En la figura 3.8 se muestra el gráfico que permite realizar este análisis.

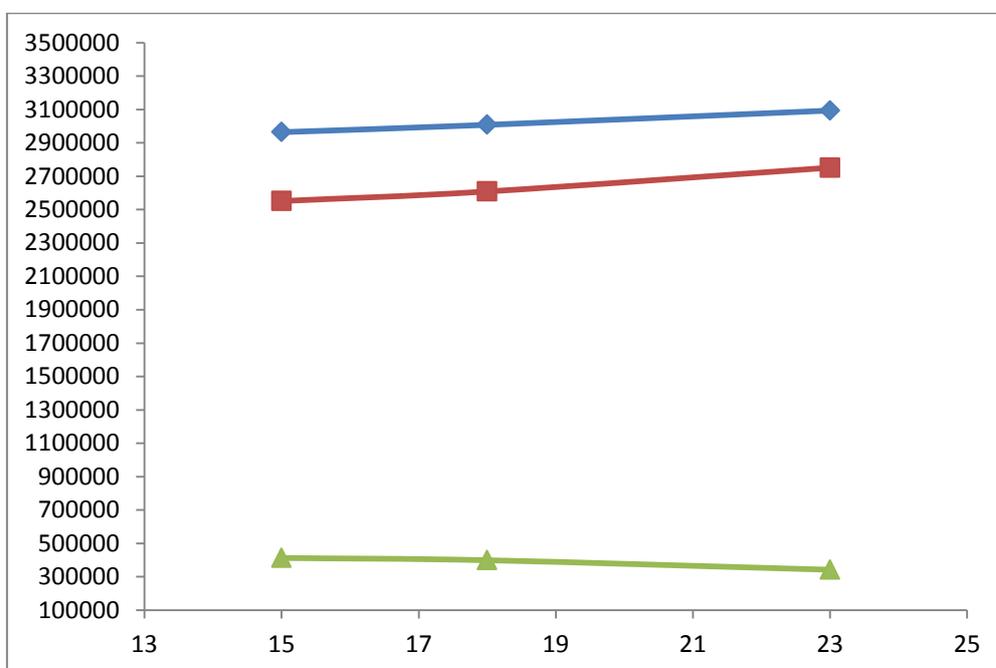


Figura 3.8: Gráfico de costos (CUC/a) vs  $\Delta T_{\min}$

La primera línea (de abajo hacia arriba) representa los costos fijos que se determinan por la compra de los equipos, es decir la inversión inicial que se realiza después de la integración. Se aprecia que a medida que aumenta el  $\Delta T_{\min}$  estos disminuyen. En el caso de la segunda línea representa los costos variables los cuales son determinados por el costo total del consumo de utilidades y de electricidad, estos aumentan con el incremento del  $\Delta T_{\min}$  ya que aumenta el consumo de utilidades. La tercera línea representa el costo total, el cual es la suma de los costos fijos y los variables, que aumentan a medida que se eleva la diferencia de temperatura. También se puede decir que los costos variables son los de mayor influencia en los costos del proceso.

Si se analiza la figura 3.8 se puede plantear además que, entre los valores seleccionados de  $\Delta T_{\min}$  no se encuentra el óptimo para este proceso, cuando se tiene en cuenta el horno dentro de la etapa que se analiza. El  $\Delta T_{\min}$  óptimo tiene lugar cuando el costo total de energía y el costo de adquisición de la red sean mínimos. Según lo que se muestra en la figura 3.8 esa es la tendencia que se persigue pero este no se llega a completar pues no se alcanza el menor costo total para el menor costo de adquisición. Se aprecia un comportamiento totalmente ascendente de dichos costos por lo que se hace necesario el estudio en valores muy superiores a los seleccionados.

Finalmente se puede decir que en el rango de temperatura que se analiza para un  $\Delta T_{\min}$  de 15 K se obtiene el menor costo con un valor de 3018374 CUC/a, por lo que es la red de intercambiadores que se propone para la integración energética de la planta de hidrofinación de diesel.

### 3.13 Conclusiones parciales del capítulo

1. A partir de la desintegración energética del proceso se identificaron 9 corrientes energéticas, de ellas 4 frías y 5 calientes.
2. El calor neto del proceso es de 4866,02 kW donde, para  $\Delta T_{\min}$  de 15 K, los requerimientos mínimos de utilidades calientes son 1805,47 kW y de utilidades frías 6671,49 kW.
3. La red de intercambio de calor propuesta consta de 19 intercambiadores de calor con un área total de transferencia de calor de 11273 m<sup>2</sup>.
4. La integración de la red permite disminuir el consumo de utilidades para el *fuel oil* en un 86,91 % y el consumo de energía eléctrica en un 88,67 %, sin embargo arroja un aumento en el consumo de agua de enfriamiento de un 45,88 %.
5. La inversión de la propuesta de integración es de 4127058 CUC, con un plazo de recuperación de dos años y un 50 %/a de retorno siendo para  $\Delta T_{\min}$  de 18 K y 23 K una inversión de 3991807 CUC y 3423246 CUC respectivamente.
6. Entre los valores de diferencias mínimas de temperaturas que se estudian (15, 18 y 23 K), se reporta el menor costo en 15 K, por lo que es la propuesta para la integración de la planta de hidrofinación de diesel.

## Conclusiones

1. Se logra la integración energética de la sección de hidrofinación de diesel a través de la programación matemática, lo que da respuesta a la hipótesis planteada.
2. La integración propuesta, para un  $\Delta T_{\text{mín}}$  de 15 K, permite reducir el consumo de *fuel oil* en un 86,91 % y el de electricidad en un 88,67 %, lo que equivale a un ahorro por concepto de utilidades de 1697505 CUC anuales.
3. La red de intercambio de calor que se determina cuenta con 19 intercambiadores de calor, con un área de transferencia de calor total de 11273 m<sup>2</sup>.
4. Se demuestra que es técnica y económicamente factible la inversión propuesta con un flujo de caja diferencial de 2071212 CUC/a y un plazo de recuperación de la inversión de dos años.
5. Entre los valores de diferencias mínimas de temperaturas que se estudian (15, 18 y 23 K), no se obtiene el óptimo, por lo que se selecciona 15 K por ser la alternativa con menores costos.

## **Recomendaciones**

1. Obtener la red óptima de intercambio de calor para la sección de hidrofinación de diesel, donde se consideren diferencias mínimas de temperaturas superiores a las escogidas en la presente investigación.

## Bibliografía

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. Administración Nacional de Combustibles, Alcohol y Portland (ANCAP) 2013. *Refinación de petróleo y economía del proceso*. Uruguay.
3. Begajewicz, M., Ji, S. 2001. *Rigorous Procedure for the Desing of Conventional Atmospheric Crude Fractionation Units*. Part I: Targeting, Industrial & Engineering Chemistry Research, No. 40, pp 617.
4. Bejan, A. 1996. *Thermal design & Optimization*. John Wiley & Sons, Inc.
5. Benavides, P. 2008. *¿Se acaba el petróleo?* Real Instituto Elcano. ARI No.83/2008. Disponible en Internet: <http://www.biblioteca.ribei.org/>
6. Benítez, A.; Martínez, Y.; Domínguez, F.J., 2007. “*Tecnología Pinch: Una Introducción a la Integración Energética*”. DOI
7. Benítez, A.; Martínez, Y. ; Domínguez, F.J., 2007. “*Tecnología Pinch: Una Introducción a la Integración Energética*”. DOI.
8. Berger, B. D. y Anderson, K. E. 1978. *Modern Petroleum, a Basic Primer of the Industry*. Oil & Gas Journal Books.
9. Biegler, L.T.; Grossmann, I.E. ; Westerberg, A.W., 1997. *Systematic Methods of Chemical Process Design*.
10. 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.
11. Calzadilla, L. 2016. Integración energética mediante programación lineal en la sección de hidrofinación de diesel de una refinería de petróleo. Tesis en opción al Título de Ingeniero Químico. Universidad de Matanzas. Matanzas, Cuba.
12. Campos, A. 2012. *Los bienes globales y las fuentes de energía*. Universidad Autónoma de Madrid, España.

13. CEPCI, C.E.P.C.I., 2016. *Economic Indicators*.
14. Cheresources, 2004. *Pinch Technology: Basics for Beginners*. The Chemical Engineers. Resource Page. Disponible en Internet: <http://www.cheresources.com>
15. Cheresources, 2004. *Pinch Technology: Basics for Beginners*. The Chemical Engineers.
16. Chicaiza, D.S. 2012. *Evaluación energética en la Fábrica de Conserva de Frutas y Vegetales del municipio Yara de la provincia de Granma, Cuba*. Tesis en opción al Título de Ingeniero Electromecánico. Unidad Académica de Ciencias de la Ingeniería y Aplicadas, Sede Latacunga. Universidad Técnica de Cotopaxi, Ecuador.
17. Chugunova, M.V., Medvédeva E.S. 2015. *Refinación de petróleo como un aspecto de la economía de México*. Universidad federal de Siberia. Disponible en Internet: <http://www.elib.sfu-kras.ru/handle/>
18. Comisión Económica para América Latina y el Caribe (CEPAL) 2013. *Anuario Estadístico de América Latina y el Caribe*.
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. Decreto Supremo, N.-E., 2004. *Reglamento de normas para la refinación y procesamiento de hidrocarburos*.
21. 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 Ingeniera Química. Facultad de Ingenierías, Universidad de Matanzas “Camilo Cienfuegos”. Matanzas, Cuba.
22. 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”.

23. 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.
24. Garrido, M.F. 2010. *Simulación estacionaria de plantas de FCCU (Fluid Cracking Catalitic Unit) e integración energética*. ENAP Refinerías Aconcagua. Facultad de Ingeniería, Universidad de Magallanes. Chile.
25. Girau E. y Watt J. 1987. *Aplicaciones de la Tecnología Pinch al diseño y mejora de plantas industriales*. Ingeniería Química. pp. 93-97. Madrid España.
26. 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.
27. González; Y. K., 2008. *Caracterización de las corrientes del reactor del proceso de hidrotratamiento de gasóleo para su aplicación a un nuevo modelo cinético predictivo*. Tesis de doctorado. Universidad Nacional Experimental Politécnica Antonio José de Sucre Venezuela. Departamento de Ingeniería Química Industrial y del Medio Ambiente.
28. Green, D.W.; Perry, R.H., 2008. *Perry's Chemical Engineers HandB. 8va Ed. New York: McGraw-Hill. Section 6*.
29. Grupo Alfonso Gallardo 2007. *Proyecto para la instalación de una Refinería de Petróleo en Extremadura (Refinería Balboa)*. España.
30. Gundersen, T. 2000. *A process integration primer. SINTEF Energy Research*. Dept. of Thermal Energy and Hydro Power. Trondheim, Noruega.
31. Gundersen, T., 2000. *A process integration primer. SINTEF Energy Research*.
32. Heredia, Y. O. 2008. *Evaluación y rediseño en l red de intercambio de la unidad de destilación de la Refinería "Camilo Cienfuegos"*. Tesis presentada en opción al título de Ingeniero Químico. Facultad de Ingeniería Química, Instituto Superior Politécnico José Antonio Echeverría (ISPJAE). La Habana, Cuba.

33. 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".
34. Hernández, R. B. 2008. *Refinación del petróleo*. Consultado: 20 de enero del 2018. Disponible en Internet: <http://www.pdvsa.com/trabajos36/refinacion-petroleo>.
35. Hernández, R. B., 2008. *Refinación del petróleo*. [en línea]; [Consultado: 20 de enero del 2017]. Disponible en: <http://www.pdvsa.com/trabajos36/refinacionpetroleo>
36. Incropera, F. et.al. (2011). *Fundamentals of Heat and Mass Transfer*. 7th Ed. McGraw Hill. New York, USA.
37. International Council on Clean Transportation (ICCT) 2011. *Introducción a la refinación del petróleo y producción de gasolina y diesel con contenido ultra bajo de azufre*. Bethesda, Maryland.
38. Jiménez, O.L. 2006a. *La integración de procesos y la tecnología pinch. Jornada Iberoamericana de aprovechamiento económico de co-productos de la industria azucarera*. Programa CYTED RED IV-H. Santiago de Cali, Colombia: Universidad Autónoma de Occidente.
39. Jones, D.S.J., Pujadó, P.R. 2006. *Handbook of Petroleum Processing*.
40. Kemp, I.C., 2007. *Pinch Analysis and Process Integration: A User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy*.
41. Kern, D.Q., 1999. *Procesos de transferencia de calor*. 1era Ed. Ed. D.F., México, ISBN 968-26-1040-0.
42. Kraus, R.S. 2013. *Industrias Químicas. Petróleo y gas natural. Proceso de refino del petróleo*. Enciclopedia de salud y seguridad. Ministerio del Trabajo y Asuntos Sociales. Madrid, España.
43. Kunt, H. 2010. *Principales procesos de refinación. Refinación y destilación de petróleo*. Universidad Central de Venezuela Publicaciones.
44. Laukkanen, T. 2003. *A Methodology for Cost-Effective Thermal Integration of Production Plant Sections and the Utility System*.

Department of Mechanical Engineering, Helsinki University of Technology. Degree of Licentiate of Science in Technology.

45. Linnhoff B. 1994. "Use Pinch Analysis to knock down capital costs and emissions". pp. 33-56
46. Linnhoff B. and Turner J. A. 1981. "Heat-recovery networks: new insights yield big savings". London.
47. Lluch, J. 2008. *Tecnología y margen de refino*. Ediciones Díaz de Santos. España.
48. 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.
49. 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.
50. Lugo, R.A. 2017. *Propuesta de la red de intercambio de calor en la sección de destilación atmosférica de una refinería de petróleo*. Tesis en opción al Título de Máster en Ingeniería Asistida por Computadora. Universidad de Matanzas. Matanzas, Cuba.
51. Marin J.M.; San Martín, E., 2012. *El futuro de los combustibles fósiles*. Grupo de Investigación Economía Política Internacional – Energía. Universidad Nacional de Educación a Distancia (UNED).
52. Marín, J.M., San Martín, E. 2012. *El futuro de los combustibles fósiles*. Grupo de Investigación Economía Política Internacional – Energía. Departamento de Economía Aplicada Universidad Nacional de Educación a Distancia (UNED).
53. Martínez, O. 2007. *Destilación atmosférica y al vacío*. CONAQUIM. Margarita, Venezuela.
54. Miller, W., Osborne, H. 1938. History and Development of Some Important Phases of Petroleum Refining in the United States, The Science of Petroleum. Oxford University Press, Vol. 2.

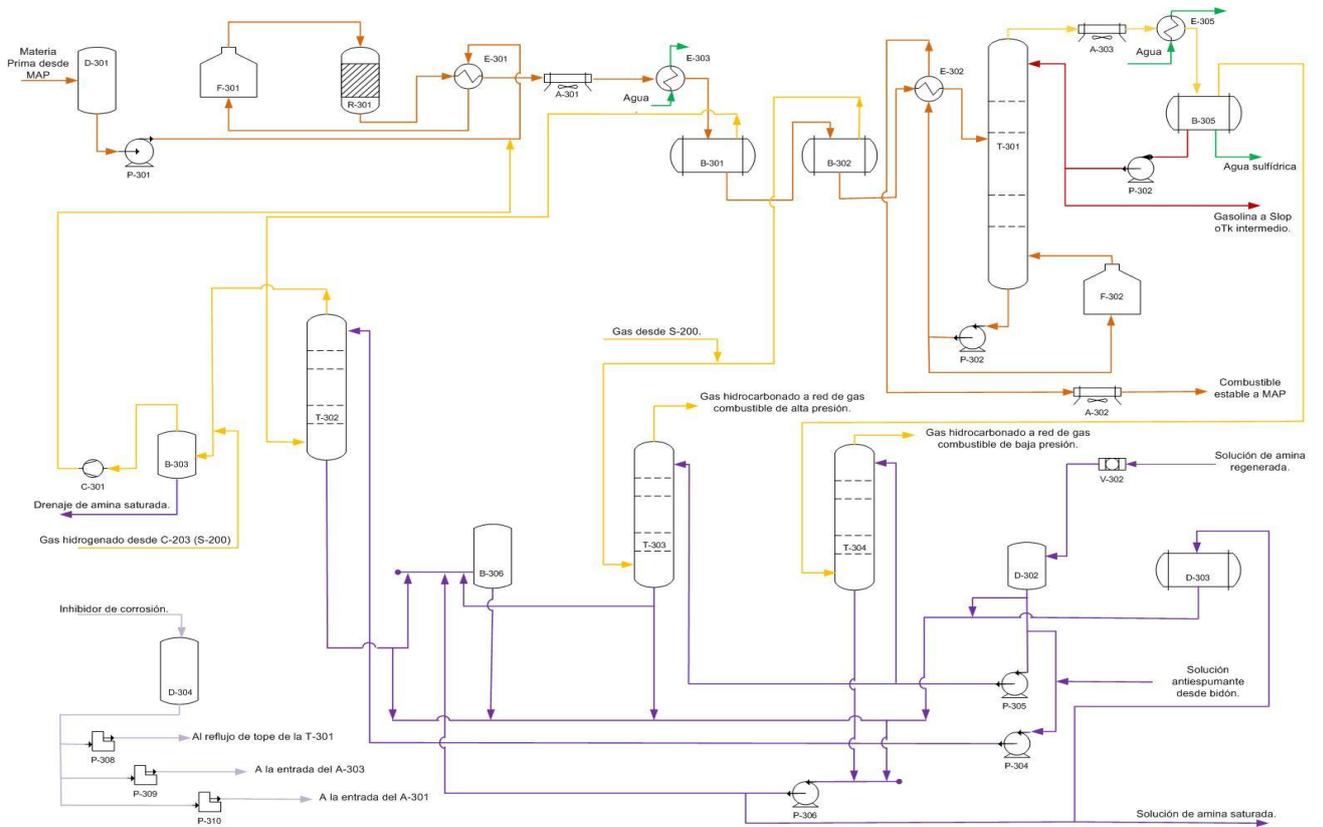
55. Montes de Oca, L. ; Domínguez, F.J., 2008. *“Ahorro y Eficiencia Energética. Integración energética de procesos mediante Programación Matemática”*.
56. Montes de Oca, L., Romero, P., Domínguez, F.J. 2005. *Métodos de Integración y Optimización Energética de Plantas Químicas*. Estudio Bibliográfico.
57. Nariño Nariño, Eida (2012). *Evaluación de alternativas operacionales en la Torre de Estabilización (T-201) del proceso de Hidrotratamiento de Nafta de la Refinería de Cienfuegos*. Matanzas. Trabajo final presentado en opción al Título Académico de Especialista en Tecnologías de Refinación del Petróleo. Universidad de Matanzas.
58. North American Mobility Program in Higher Education (NAMPE) 2003. *Introduction to Process Integration*. PIECE. USA.
59. Palacios, S., 2002. *Dimensionamiento de una unidad para la producción de hidrógeno a partir de gases residuales*. México: Universidad Autónoma Metropolitana, Unidad Iztapalapa., 2002.
60. Pérez, A. D. 2013. *Propuesta de Integración Energética en la Destilería de la Corporación Cuba Ron de Cárdenas*. Tesis presentada en opción al título de Ingeniero Químico. Universidad de Matanzas. Matanzas, Cuba.
61. Pérez, A. D., 2013. *Propuesta de integración energética en la destilería de la corporación Cuba Ron de Cárdenas*. Tesis presentada en opción al título de Ingeniero Químico. Facultad de Ingenierías, Universidad de Matanzas “Camilo Cienfuegos”. Matanzas, Cuba.
62. 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.
63. Poma Flores; K. L., 2004. *Evaluación de la calidad del Diésel 2 basado en sus Propiedades Cetánicas*. Tesis para optar por el título profesional de Ingeniero Petroquímico. Universidad Nacional de Ingeniería. Facultad de Ingeniería de Petróleo. Lima – Perú.

64. Pontoni, A., 2004. *El futuro del petróleo y fósiles energéticos*.
65. Raimondi, A. 2010. *Análisis, Modelación y Control Adaptativo Predictivo de una Columna de Destilación Atmosférica de Crudo Edición Única*. Tesis presentada como requisito parcial para obtener el grado académico de Máster en la especialidad de Automatización. Tecnológico de Monterrey, Campus Monterrey. Consultado: 31 de enero del 2018. Disponible en Internet: <http://www.hdl.handle.net/>
66. Repsol, 2012. *Los secretos mejor guardados de la destilación atmosférica*.
67. Rivero, H.L. 2016. *Integración energética en la sección de destilación atmosférica de una refinería de petróleo*. Tesis en opción al Título de Ingeniero Químico. Universidad de Matanzas. Matanzas, Cuba.
68. 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.
69. Rivero, H.L., Calzadilla, L., Yamaret, Y.C., Lugo, R.A., Orozco, J.L., López, Y. 2016. *Refinación de petróleo: características generales y principales productos del esquema hidroskimming*. CD de Monografías. Universidad de Matanzas, Cuba.
70. Romero, I.A. 2011. *Estudio de factibilidad técnica para el ahorro energético en el proceso de refinación de crudo de la planta universal de la refinería La Libertad de EP Petroecuador*. Tesis presentada en opción al Título de Ingeniera Química. Facultad de Ingeniería Química y Agroindustrial. Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.
71. Romo, D. 2016. *Refinación de petróleo en México y perspectiva de la Reforma Energética*. Universidad Autónoma de México. Revista Problemas del Desarrollo, 187 (47), octubre – diciembre 2016, <http://probdes.iiec.unam.mx>
72. Saavedra, N. (2015). *Propuesta de un sistema de lavado y remoción de sales en el proceso de Hidrotratamiento del Diésel*. Proyecto Parcial del Diplomado Tecnologías de refinación de petróleo. Especialidad en Tecnologías de refinación de petróleo. Matanzas.

73. Salazar, B. 2012. *Investigación de operaciones. Programación Lineal*. E-Resources, Training and Technology.
74. Tsatsaronis, G. 1993. "Thermoeconomic Analysis and Optimization of Energy Systems." *Energy Combustion Science*. No. 19: 227 – 257.
75. Turton, R., 2009. *Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes*.
76. Valero, A. 1997. "Los balances de Entropía, Exergía y Energía." *Ingeniería Química*.
77. Visbal, E.J. y 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. Facultad de Ingenierías, Arquitectura, Artes y Diseño; Universidad de San Buenaventura. Cartagena, Colombia.
78. 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 procesos de refinación de petróleo y petroquímicos básicos. Cartagena.
79. Walas, S. (2010). *Chemical Process Equipment. Selection and Densing*.

# Anexos

## Anexo 1: Diagrama del proceso



Fuente: Acosta (2015)



### Anexo 3: Coeficientes globales de transferencia de calor

#### Enfriadores

Fluido caliente	Fluido frío	$U_D$ total
<b>Agua</b>	<b>Agua</b>	250500 †
Metanol	<b>Agua</b>	<b>250-500 †</b>
Amoniaco	<b>Agua</b>	250500 †
Soluciones acuosas	<b>Agua</b>	<b>250-500 †</b>
Sustancias orgánicas ligeras †	<b>Agua</b>	75-150
Sustancias orgánicas medias ‡	<b>Agua</b>	<b>50-125</b>
Sustancias orgánicas pesadas ‡	<b>Agua</b>	<b>5- 75</b>
<b>Gases</b>	<b>Agua</b>	2-50
<b>Agua</b>	<b>Salmuera</b>	<b>100-200</b>
Sustancias orgánicas ligeras	<b>Salmuera</b>	<b>40-100</b>

#### Calentadores

Fluido caliente	Fluido frío	$U_D$ total
Vapor de <b>agua</b>	Agua	<b>200-700 †</b>
Vapor de agua	Metanol	<b>200-700 †</b>
<b>Vapor</b> de agua	Amoniaco	<b>200-700 †</b>
Vapor de agua	Soluciones acuosas :	
Vapor de agua	menos de 2.0 cp	<b>200-700</b>
Vapor de <b>agua</b>	Más de 2.0 cp	<b>100-500 †</b>
Vapor de agua	Sustancias orgánicas ligeras	SO-100
Vapor de agua	Sustancias orgánicas medias	<b>100-200</b>
Vapor de agua	Sustancias <b>orgánicas pesadas</b>	S-SO
Vapor de agua	Gases	<b>5-50 †</b>

#### Intercambiadores

Fluido caliente	Fluido frío	$U_D$ total
<b>Agua</b>	Agua	<b>2SO-500 †</b>
Soluciones acuosas	Soluciones acuosas	<b>2So-500 †</b>
Sustancias orgánicas ligeras	Sustancias orgánicas ligeras	40-75
Sustancias <b>orgánicas</b> medias	Sustancias orgánicas medias	20-60
Sustancias orgánicas pesadas	Sustancias orgánicas pesadas\	<b>10-40</b>
Sustancias orgánicas pesadas	Sustancias <b>orgánicas</b> ligeras	30-60
Sustancias orgánicas ligeras	Sustancias orgánicas pesadas/	10-40

† Las **sustancias orgánicas ligeras** son fluidos con viscosidades menores de 0.5 centipoises e incluyen benceno, tolueno, acetona, etanol, **metil-etil-cetona**, gasolina, **kerosén** y nafta.

‡ Las **sustancias orgánicas medias** tienen viscosidades de 0.5 a 1.0 centipois e incluyen **kerosén**, **strawoil**, **gasoil** caliente, aceite de **absorbedor** caliente y algunos crudos.

‡ **Sustancias orgánicas pesadas** tienen viscosidades mayores de 1.0 centipois e incluyen **gasoil frío**, aceites lubricantes, **petróleo** combustible, **petróleo** crudo reducido, breas y asfaltos.

† Factor de **obstrucción** 0.001.

† **Caída** de presión de 20 a 30 lb/plg<sup>2</sup>.

† Estas tasas **están** influenciadas grandemente por la presión de **operación**.

Fuente: Kern (1999)

**Anexo 4:** Factor de corrección de temperatura ( $F_T$ )

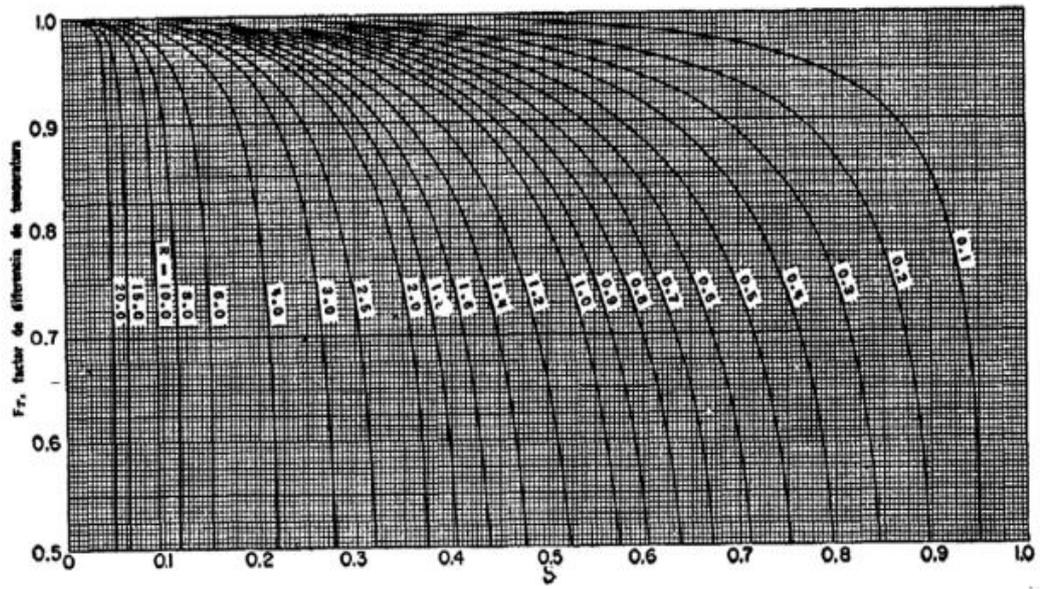


Figura A4.1: intercambiadores de calor con disposición 1 – 2.

Fuente: Kern (1999)

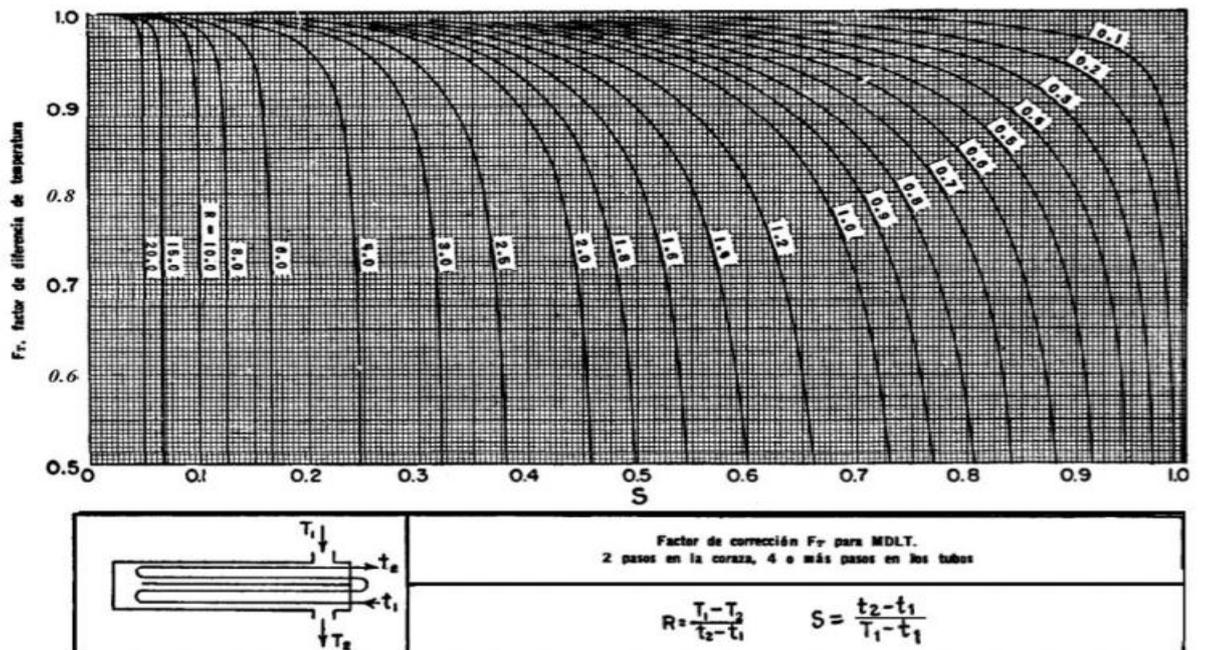


Figura: A4.2 intercambiadores de calor con disposición 2 – 4.

Fuente: Kern (1999)

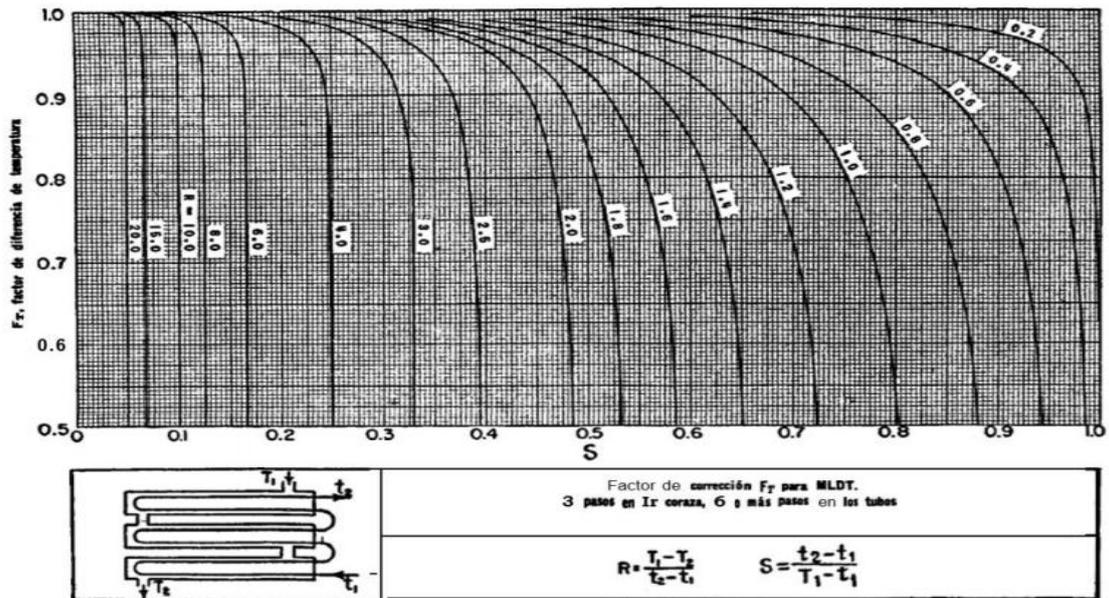


Figura: A4.3 intercambiadores de calor con disposición 3 – 6

Fuente: Kern (1999)

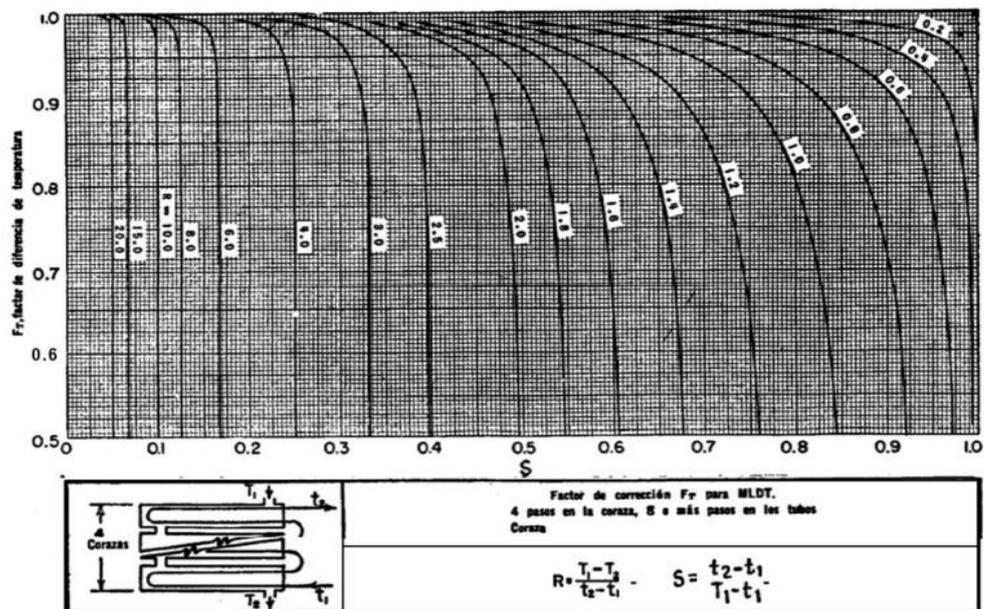


Figura: A4.4 intercambiadores de calor con disposición 4 – 8

Fuente: Kern (1999)

**Anexo 5:** Tabla y gráfico para la determinación del área de transferencia de calor

Tabla A5.1: Coeficientes Globales de Transferencia de Calor en los Enfriadores Aéreos (U

Btu/(hr)(°F)

Liquid Coolers		Condensers			
Material	Heat-Transfer Coefficient, [Btu/(hr)(ft <sup>2</sup> )(°F)]	Material	Heat-Transfer Coefficient, [Btu/(hr)(ft <sup>2</sup> )(°F)]	Material	Heat-Transfer Coefficient, [Btu/(hr)(ft <sup>2</sup> )(°F)]
Oils, 20° API	10-16	Heavy oils, 8-14° API		Steam	140-150
200°F avg. temp	10-16	300°F avg. temp	6-10	Steam	
300°F avg. temp	13-22	400°F avg. temp	10-16	10% noncondensibles	100-110
400°F avg. temp	30-40	Diesel oil	45-55	20% noncondensibles	95-100
		Kerosene	55-60	40% noncondensibles	70-75
Oils, 30° API		Heavy naphtha	60-65	Pure light hydrocarbons	80-85
150°F avg. temp	12-23	Light naphtha	65-70	Mixed light hydrocarbons	65-75
200°F avg. temp	25-35	Gasoline	70-75	Gasoline	60-75
300°F avg. temp	45-55	Light hydrocarbons	75-80	Gasoline-steam mixtures	70-75
400°F avg. temp	50-60	Alcohols and most organic solvents		Medium hydrocarbons	45-50
			70-75	Medium hydrocarbons w/steam	
Oils, 40° API					55-60
150°F avg. temp	25-35	Ammonia	100-120	Pure organic solvents	75-80
200°F avg. temp	50-60	Brine, 75% water	90-110	Ammonia	100-110
300°F avg. temp	55-65	Water	120-140		
400°F avg. temp	60-70	50% ethylene glycol and water	100-120		

Fuente: Walas (2010)

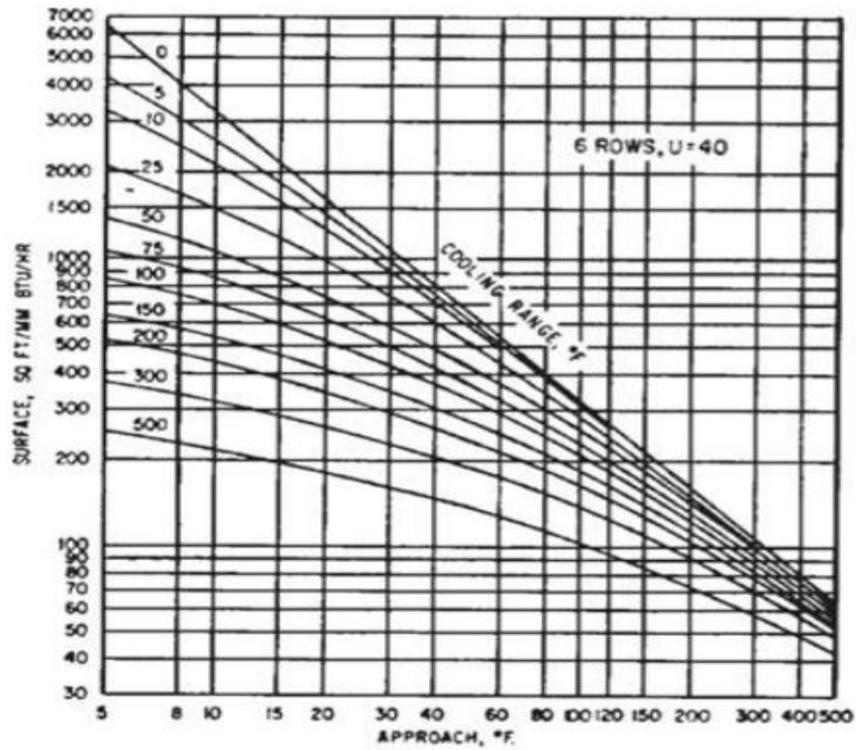


Figura: A5.1 Superficie requerida del enfriador por aire con seis filas de tubos.  
 $U = 40$ .

Fuente: Walas (2010)

**Anexo 6:** Contenido energético de cada corriente en cada intervalo de temperatura  $\Delta T_{\text{mín}} = 15 \text{ K}$ .

		Contenido energetico de cada corriente en cada intervalo										
		Corrientes:	1	2	3	4	5	6	7	8	9	Qinter
$\Delta T \text{ (K)}$	m*Cp		75,31	87,90	55,04	65,25	81,74	67,80	60,57	53,45	51,35	(kW)
30	A						2452,20					2452,20
40	B			3516,16			3269,60					-246,56
15	C			1318,56		978,75	1226,10					-1071,21
50	D		3765,40			3262,50	4087,00					-2940,90
15	E		1129,62				1226,10					96,48
60	F		4518,48				4904,40			3206,88		3592,80
70	G		5271,56		3852,58		5721,80			3741,36		339,02
47	H		3539,48		2586,73			3186,79		2512,06		-427,36
9	I		677,77		495,33			610,24			462,17	-100,70
14	J				770,52			949,26			718,93	897,67
5	K							339,02			256,76	595,78
15	L								908,52		770,28	1678,80
<b>Qcorr(Kw)</b>		18902,31	4834,72	7705,15	4241,25	22887,20	5085,30	908,52	9460,30	2208,14		4866,02

**Anexo 7:** Restricciones generales del diagrama de cascada  $\Delta T_{\min} = 15 \text{ K}$ .

$$1 - Q_H - R_A = 2452,20$$

$$2 - R_A - R_B = 246,56$$

$$3 - R_B - R_C = 1071,21$$

$$4 - R_C - R_D = 2940,90$$

$$5 - R_D - R_E = -96,48$$

$$6 - R_E - R_F = -3592,80$$

$$7 - R_F - R_G = -339,02$$

$$8 - R_G - R_H = 427,36$$

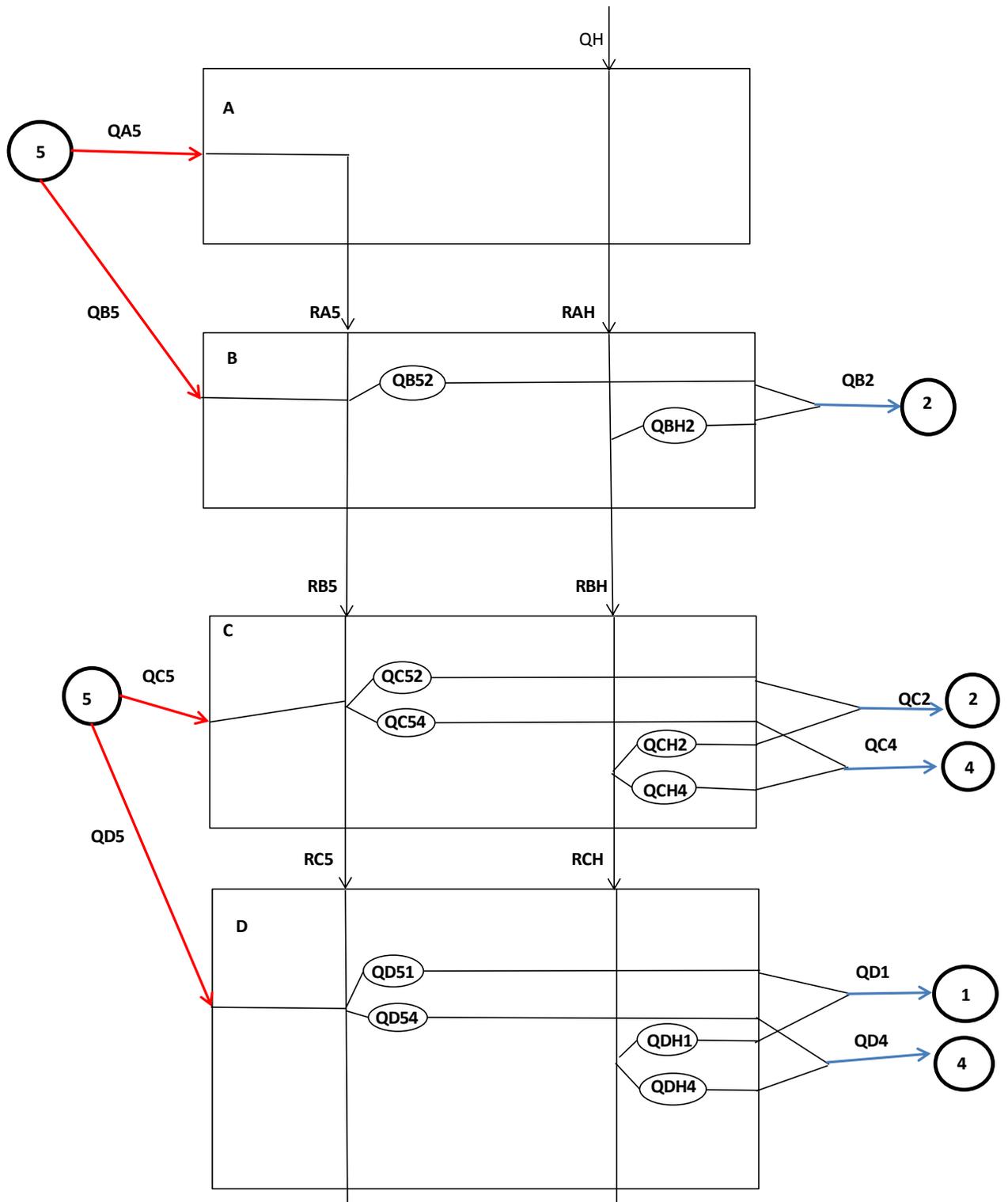
$$9 - R_H - R_I = 100,69$$

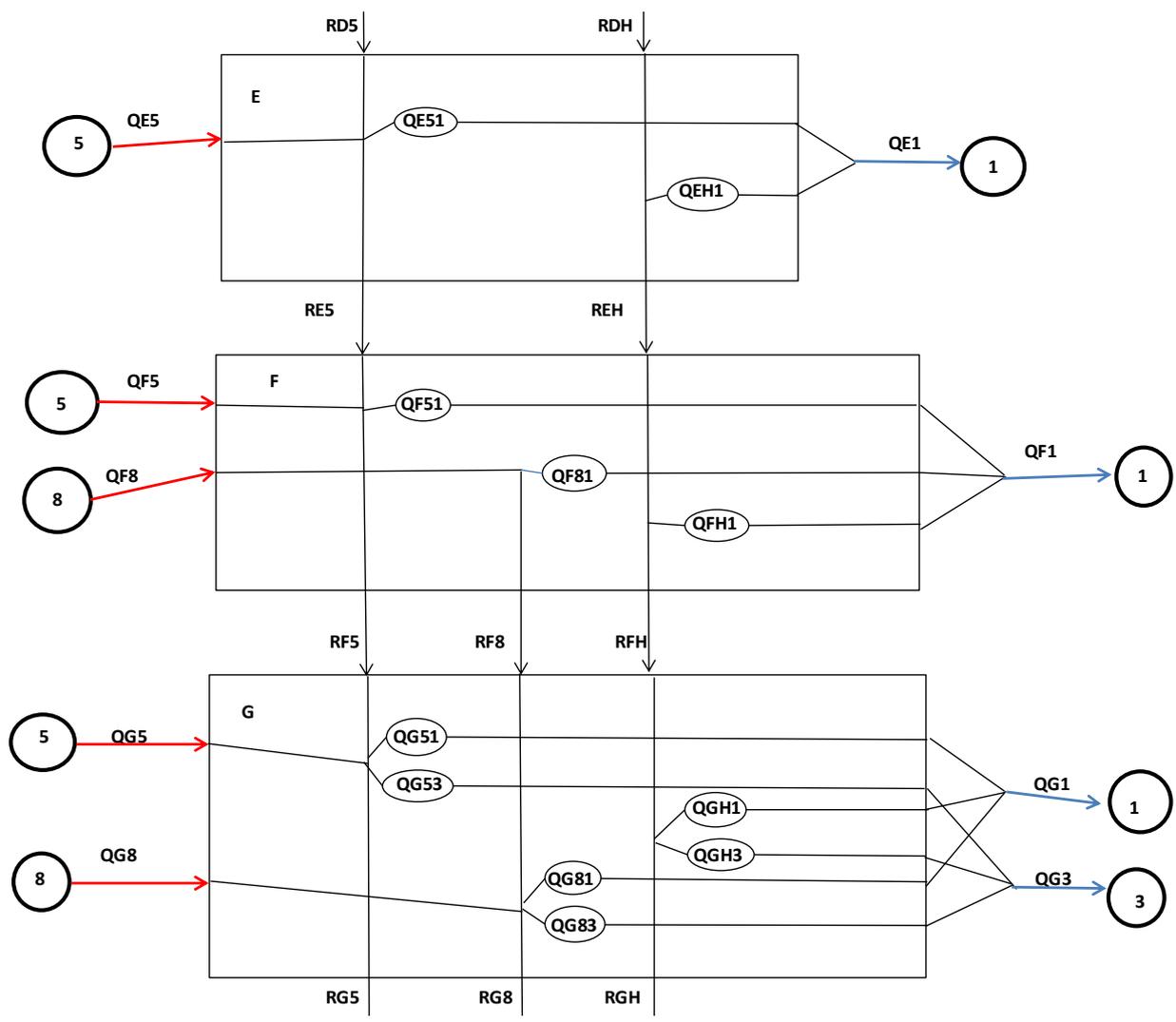
$$10 - R_I - R_J = -897,67$$

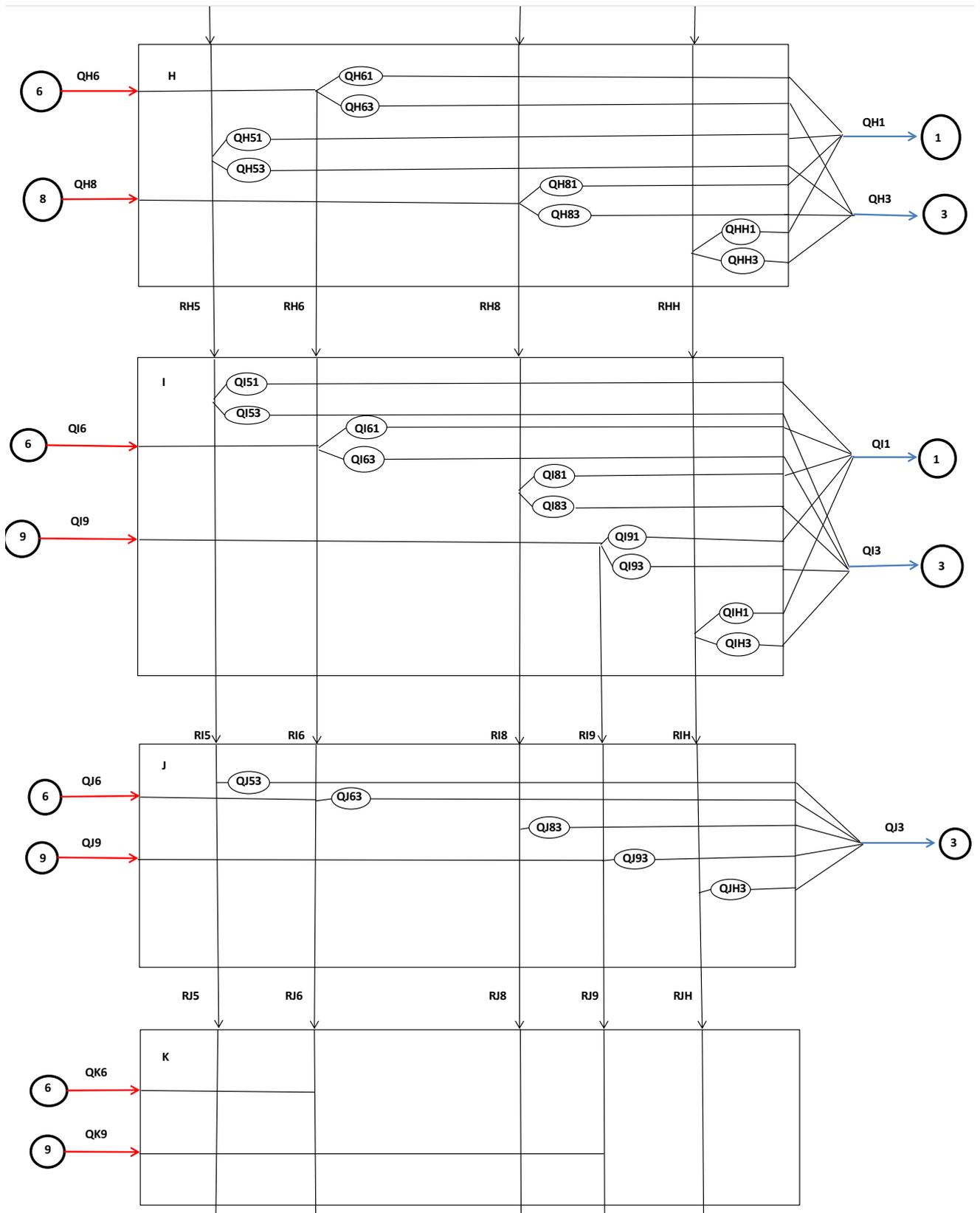
$$11 - R_J - R_K = -595,78$$

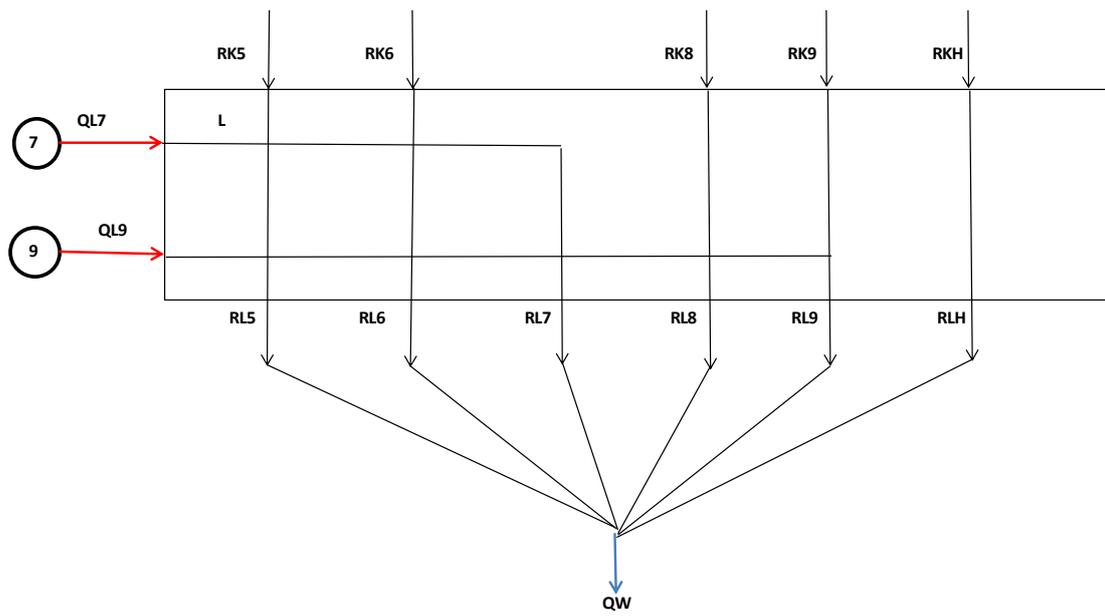
$$12 - R_K - Q_W = -1678,80$$

Anexo 8: Modelo de transporte ampliado  $\Delta T_{\min} = 15$  K.









**Anexo 9:** Restricciones del modelo de transporte ampliado  $\Delta T_{\min} = 15$  K.

$$1 - Q_H - R_{AH} = 0$$

$$2 - R_{A5} = 2452,20$$

$$3 - R_{A5} - Q_{B52} - R_{B5} = -3269,60$$

$$4 - R_{AH} - Q_{BH2} - R_{BH} = 0$$

$$5 - Q_{B52} + Q_{BH2} = 3516,16$$

$$6 - R_{B5} - Q_{C52} - Q_{C54} - R_{C5} = -1226,10$$

$$7 - R_{BH} - Q_{C52} - Q_{CH4} = 0$$

$$8 - Q_{C52} + Q_{CH2} = 1318,52$$

$$9 - Q_{C54} + Q_{CH4} = 978,75$$

$$10 - R_{C5} - Q_{D51} - Q_{D54} - R_{D5} = -4087$$

$$11 - R_{CH} - Q_{DH1} - Q_{DH4} - R_{DH} = 0$$

$$12 - Q_{D51} + Q_{DH1} = 3765,40$$

$$13 - Q_{D54} + Q_{DH4} = 3262,50$$

$$14 - R_{D5} - Q_{E51} - R_{E5} = -1226,10$$

$$15 - R_{DH} - Q_{EH1} - R_{EH} = 0$$

$$16 - Q_{E51} + Q_{EH1} = 1129,62$$

$$17 - R_{E5} - Q_{F51} - R_{F5} = -4904,40$$

$$18 - Q_{F81} - R_{F8} = -3206,88$$

$$19 - R_{EH} - Q_{FH1} - R_{FH} = 0$$

$$20 - Q_{F51} + Q_{F81} + Q_{FH1} = 4518,48$$

$$21 - R_{F5} - Q_{G51} - Q_{G53} - R_{G5} = -5721,80$$

$$22 - R_{F8} - Q_{G81} - Q_{G83} - R_{G8} = -3741,36$$

$$23 - R_{FH} - Q_{GH1} - Q_{GH3} - R_{GH} = 0$$

$$24 - Q_{G51} + Q_{G81} + Q_{GH1} = 5271,56$$

$$25 - Q_{G53} + Q_{G83} + Q_{GH3} = 3852,58$$

$$26 - R_{G5} - Q_{H51} - Q_{H53} - R_{H5} = 0$$

$$27 - Q_{H61} + Q_{H63} + R_{H6} = 3186,79$$

$$28 - R_{G8} - Q_{H81} - Q_{H83} - R_{H8} = -2512,06$$

$$29 - R_{GH} - Q_{HH1} - Q_{HH3} - R_{HH} = 0$$

$$30 - Q_{H51} + Q_{H61} + Q_{H81} + Q_{HH1} = 3539,48$$

$$31 - Q_{H53} + Q_{H63} + Q_{H83} + Q_{HH3} = 2586,73$$

$$32 - R_{H5} - Q_{I51} - Q_{I53} - R_{I5} = 0$$

$$33 - R_{H6} - Q_{I61} - Q_{I63} - R_{I6} = -610,24$$

$$34 - Q_{I91} + Q_{I93} + R_{I9} = 462,17$$

$$35 - R_{H8} - Q_{I81} - Q_{I83} - R_{I8} = 0$$

$$36 - R_{HH} - Q_{IH1} - Q_{IH3} - R_{IH} = 0$$

$$37 - Q_{I51} + Q_{I61} + Q_{I91} + Q_{I81} + Q_{IH1} = 677,77$$

$$38 - Q_{I53} + Q_{I63} + Q_{I93} + Q_{I83} + Q_{IH3} = 495,33$$

$$39 - R_{I5} - Q_{J53} - R_{J5} = 0$$

$$40 - R_{I6} - Q_{J63} - R_{J6} = -949,26$$

$$41 - R_{I9} - Q_{J93} - R_{J9} = -718,93$$

$$42 - R_{I8} - Q_{J83} - R_{J8} = 0$$

$$43 - R_{IH} - Q_{JH3} - R_{JH} = 0$$

$$44 - Q_{J53} + Q_{J63} + Q_{J93} + Q_{J83} + Q_{JH3} = 770,52$$

$$45 - R_{J5} - R_{K5} = 0$$

$$46 - R_{J6} - R_{K6} = -339,02$$

$$47 - R_{J9} - R_{K9} = -256,76$$

$$48 - R_{J8} - R_{K8} = 0$$

$$49 - R_{JH} - R_{KH} = 0$$

$$50 - R_{K5} - R_{L5} = 0$$

$$51 - R_{K6} - R_{L6} = 0$$

$$52 - R_{L7} = 908,72$$

$$53 - R_{K9} - R_{L9} = -770,28$$

$$54 - R_{K8} - R_{L8} = 0$$

$$55 - R_{KH} - R_{LH} = 0$$

$$56 - R_{L5} + R_{L6} + R_{L7} + R_{L9} + R_{L8} + R_{LH} - Q_W = 0$$

## Anexo 10: Resultados del diagrama de transporte ampliado

Variable	$\Delta T_{\min} = 15 \text{ K}$
QH	1805,00
RAH	1805,00
RA5	2452,00
QB52	3259,28
RB5	2461,72
QBH2	256,72
RBH	1548,28
QC52	1082,53
QC54	754,38
RC5	1850,81
QCH2	235,47
QCH4	223,62
RCH	1089,19
QD51	3147,70
QD54	2790,10
RD5	0,00
QDH1	617,30
QDH4	471,90
RDH	0,00
QE51	1129,00
RE5	97,00
QEH1	0,00
REH	0,00
QF51	2797,62
RF5	2203,38
QF81	1720,38

RF8	1485,62
QFH1	0,00
RFH	0,00
QG51	2973,99
QG53	2213,88
RG5	2736,52
QG81	2297,01
QG83	1638,12
RG8	1291,48
QGH1	0,00
QGH3	0,00
RGH	0,00
QH51	792,31
QH53	539,67
RH5	1404,53
QH61	1447,27
QH63	1062,99
RH6	675,74
QH81	1299,42
QH83	983,34
RH8	1520,73
QHH1	0,00
QHH3	0,00
RHH	0,00
QI51	165,97
QI53	124,47
RI5	1114,09
QI61	210,09
QI63	145,11
RI6	930,54
QI91	125,26
QI93	98,26
RI9	238,48

QI81	175,68
QI83	127,16
RI8	1217,89
QIH1	0,00
QIH3	0,00
RIH	0,00
QJ53	171,26
RJ5	942,83
QJ63	241,40
RJ6	1638,14
QJ93	178,10
RJ9	778,38
QJ83	179,23
RJ8	1038,65
QJH3	0,00
RJH	0,00
RK5	942,83
RK6	1977,14
RK9	1034,38
RK8	1038,65
RKH	0,00
RL5	942,83
RL6	1977,14
RL7	908,00
RL9	1804,38
RL8	1038,65
RLH	0,00
QW	6671,00

**Anexo 11:** Principales parámetros de operación y diseño de la red de intercambio para 15 K

Corr. Cal.	Corr. Fría	Te CC (K)	Ts CC (K)	Te CF (K)	Ts CF (K)	LMTD (K)	U <sub>0</sub> (W/m <sup>2</sup> ·K)	P	R	F <sub>T</sub>
5	1	602	563	548	590	13,44	142	0,78	0,93	0,95
5	2	698	645	598	647	48,97	142	0,49	1,08	0,84
5	4	645	602	548	602	48,29	142	0,56	0,80	0,85
QH	1	728	615	590	598	63,69	65	0,06	14,13	1,00
QH	2	1080	728	647	653	208,14	65	0,01	58,67	1,00
QH	4	1080	728	602	613	260,30	65	0,02	32,00	1,00
5	1	563	467	444	548	18,72	142	0,87	0,92	0,90
5	3	467	430	365	420	55,51	142	0,54	0,67	0,89
5E	QW	430	418	303	320	112,48	227	0,13	0,71	1,00
6	1	418	394	349	371	45,99	142	0,32	1,09	0,95
6	3	394	375	338	365	32,84	142	0,48	0,70	0,92
6A	QW	375	343	303	345	34,76	80			
7E	QW	343	328	303	320	23,99	227	0,43	0,88	0,95
8	1	493	390	371	444	31,67	142	0,60	1,41	0,85
8	3	548	493	420	473	74,00	142	0,41	1,04	0,91
8E	QW	493	390	303	320	125,11	227	0,09	6,06	0,99
9	1	371	368	347	349	21,50	142	0,08	1,50	1,00
9	3	368	363	333	339	29,50	142	0,17	0,83	0,99
9A	QW	363	328	303	333	27,42	80			

**Anexo 12:** Parámetros de operación y diseño

<b>Tipo de intercambiador</b>	<b>Presión máxima</b>	<b>Rango de temperatura</b>	<b>Área</b>
Coraza y tubos	30,7 MPa	-200 a 600 °C	10 a 1500 m <sup>2</sup>
Doble tubos (lisos y con aletas)	< 30,7 MPa (corazas) < 140 MPa (tubos)	-100 a 600 °C	0,25 a 200 m <sup>2</sup>
Placas y juntas	1,6 MPa (posible llegar a 2,5 MPa según la configuración y el material)	-25 a 175 °C (posibles casos especiales)	1 a 1500 m <sup>2</sup>
Placas soldadas	3 MPa	-195 a 225 °C	0,1 a 1000 m <sup>2</sup>
Intercambiadores en espiral	1,8 MPa	Con aletas 400 °C	200 m <sup>2</sup>
Aerorefrigerantes	Altas según fluidos del proceso	Altas según proceso	5 a 200 m <sup>2</sup>
Intercambiadores compactos	10 MPa	-273 a 80 °C	6 a 7 m <sup>2</sup>

*Fuente: Incropera (2011)*

**Anexo 13:** Costos de inversión de la red propuesta para  $\Delta T_{\text{mín}} = 15 \text{ K}$

---

<b>Costo de</b>	
<b>Inversión (CUC/a)</b>	
<b>No. IC</b>	<b><math>\Delta T_{\text{mín}} = 15 \text{ K}</math></b>
1	998863
2	464560
3	422793
4	151504
5	78116
6	83042
7	1669697
8	249913
9	79003
10	198985
11	222134
12	365265
13	163817
14	179086
15	212086
16	79003
17	83042
18	102940
19	394423

---

Anexo 14: Diagramas de cascada

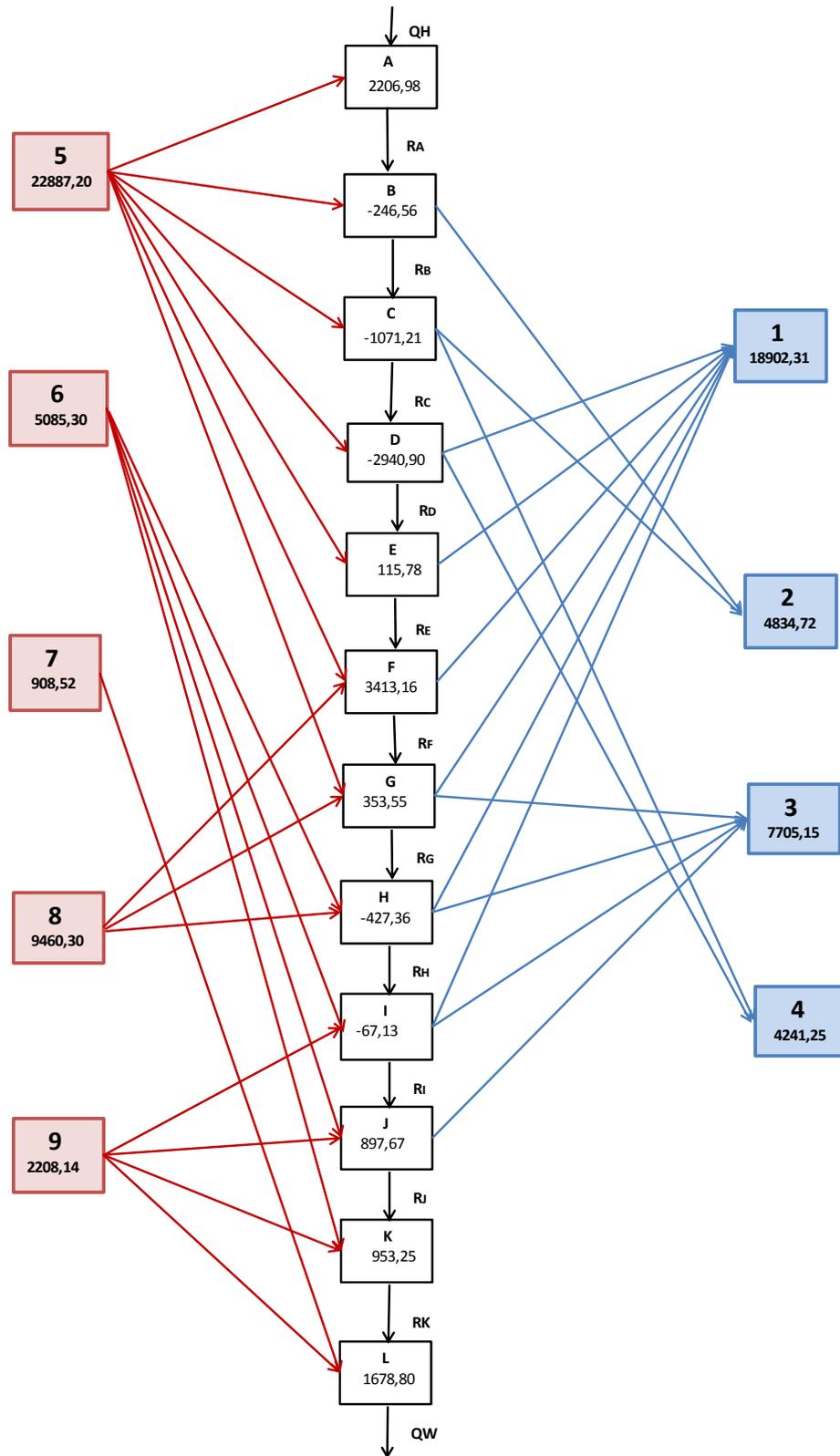


Figura A14.1: Diagrama de cascada para  $\Delta T_{min} = 18 K$

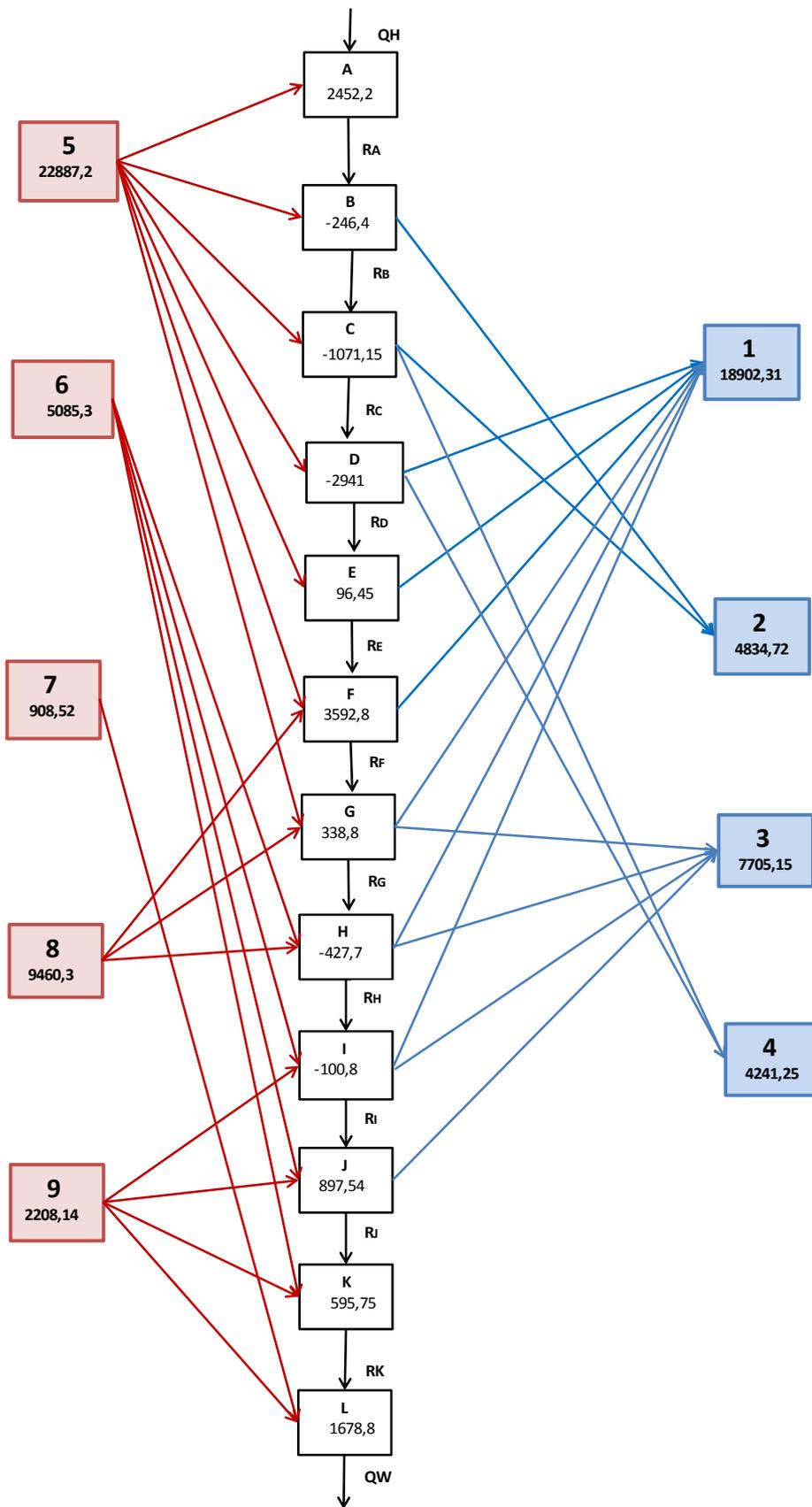


Figura A14.2: Diagrama de cascada para  $\Delta T_{min} = 23 K$

**Anexo 15:** Restricciones generales del diagrama de cascada para  $\Delta T_{\min} = 18 \text{ K}$   
y  $\Delta T_{\min} = 23 \text{ K}$  respectivamente

**$\Delta T_{\min} = 18 \text{ K}$**

$$1 - Q_H - R_A = -2206,98$$

$$2 - R_A - R_B = 246,56$$

$$3 - R_B - R_C = 1071,21$$

$$4 - R_C - R_D = 2940,90$$

$$5 - R_D - R_E = -115,78$$

$$6 - R_E - R_F = -3413,16$$

$$7 - R_F - R_G = -353,55$$

$$8 - R_G - R_H = 427,36$$

$$9 - R_H - R_I = 67,13$$

$$10 - R_I - R_J = -897,67$$

$$11 - R_J - R_K = -953,25$$

$$12 - R_K - Q_W = -1678,80$$

**$\Delta T_{\min} = 23 \text{ K}$**

$$1 - Q_H - R_A = -1798,28$$

$$2 - R_A - R_B = 246,56$$

$$3 - R_B - R_C = 1071,21$$

$$4 - R_C - R_D = 2940,90$$

$$5 - R_D - R_E = -147,94$$

$$6 - R_E - R_F = -3113,76$$

$$7 - R_F - R_G = -377,77$$

$$8 - R_G - R_H = 427,36$$

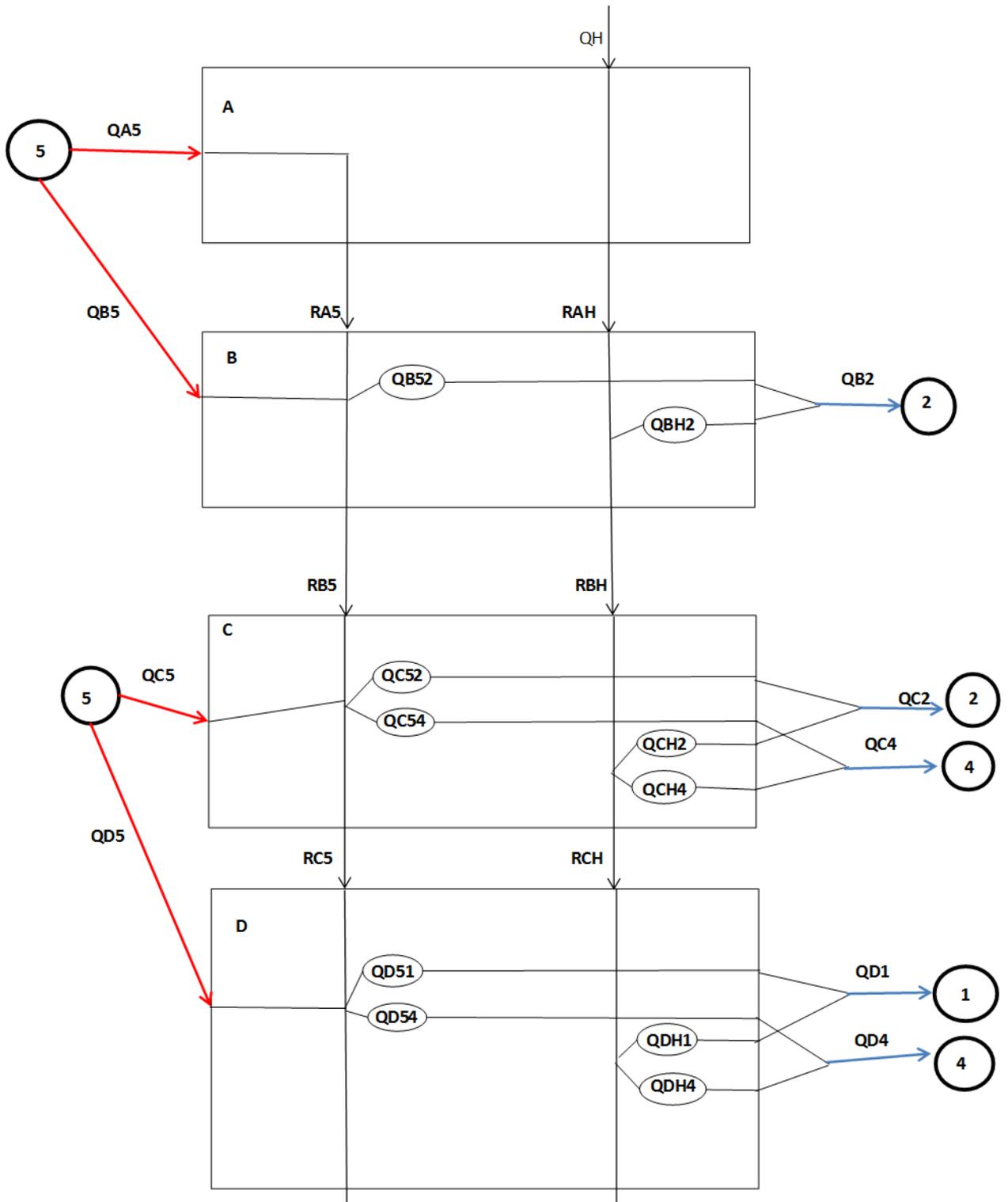
$$9 - R_H - R_I = 11,19$$

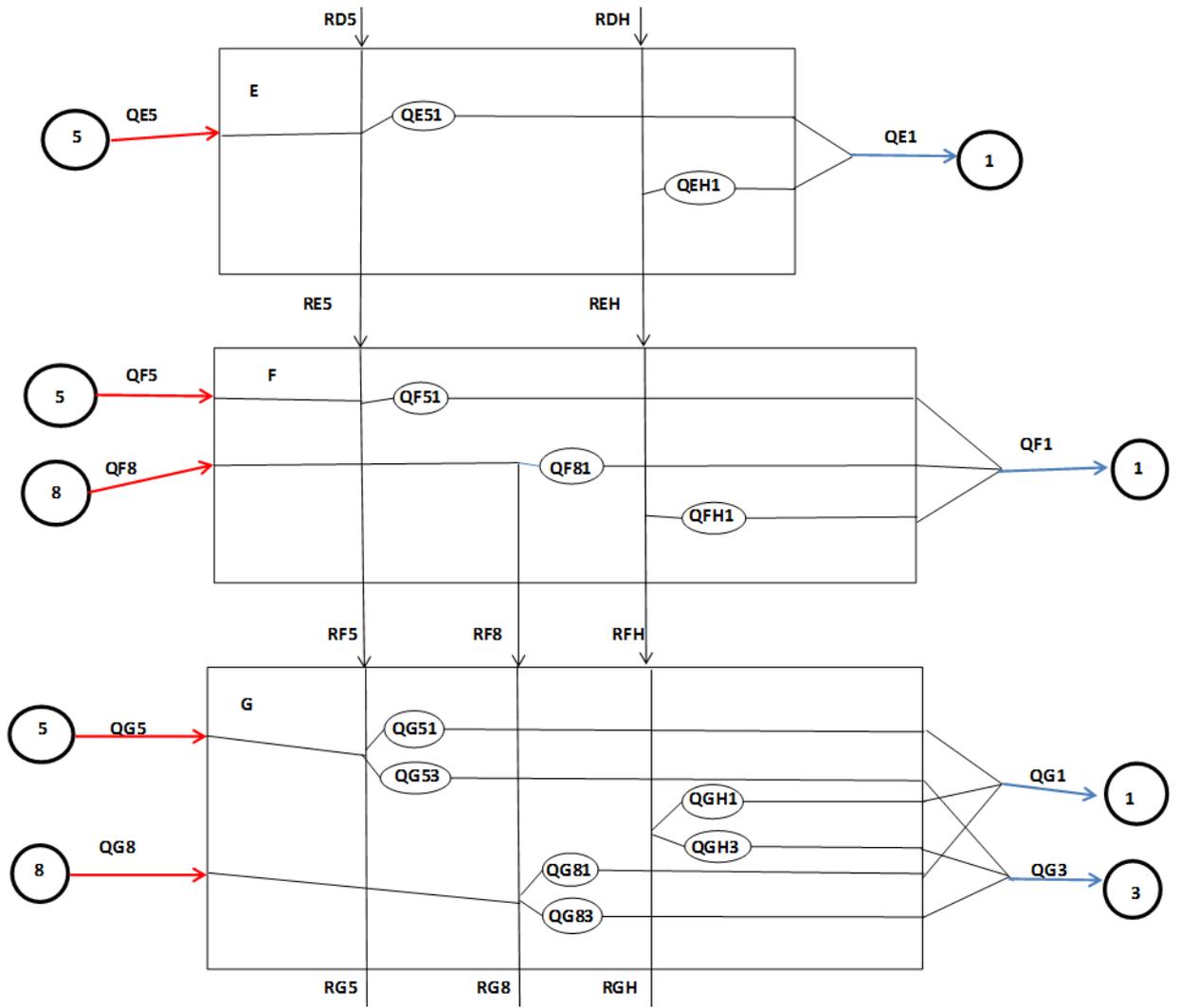
$$10 - R_I - R_J = -897,67$$

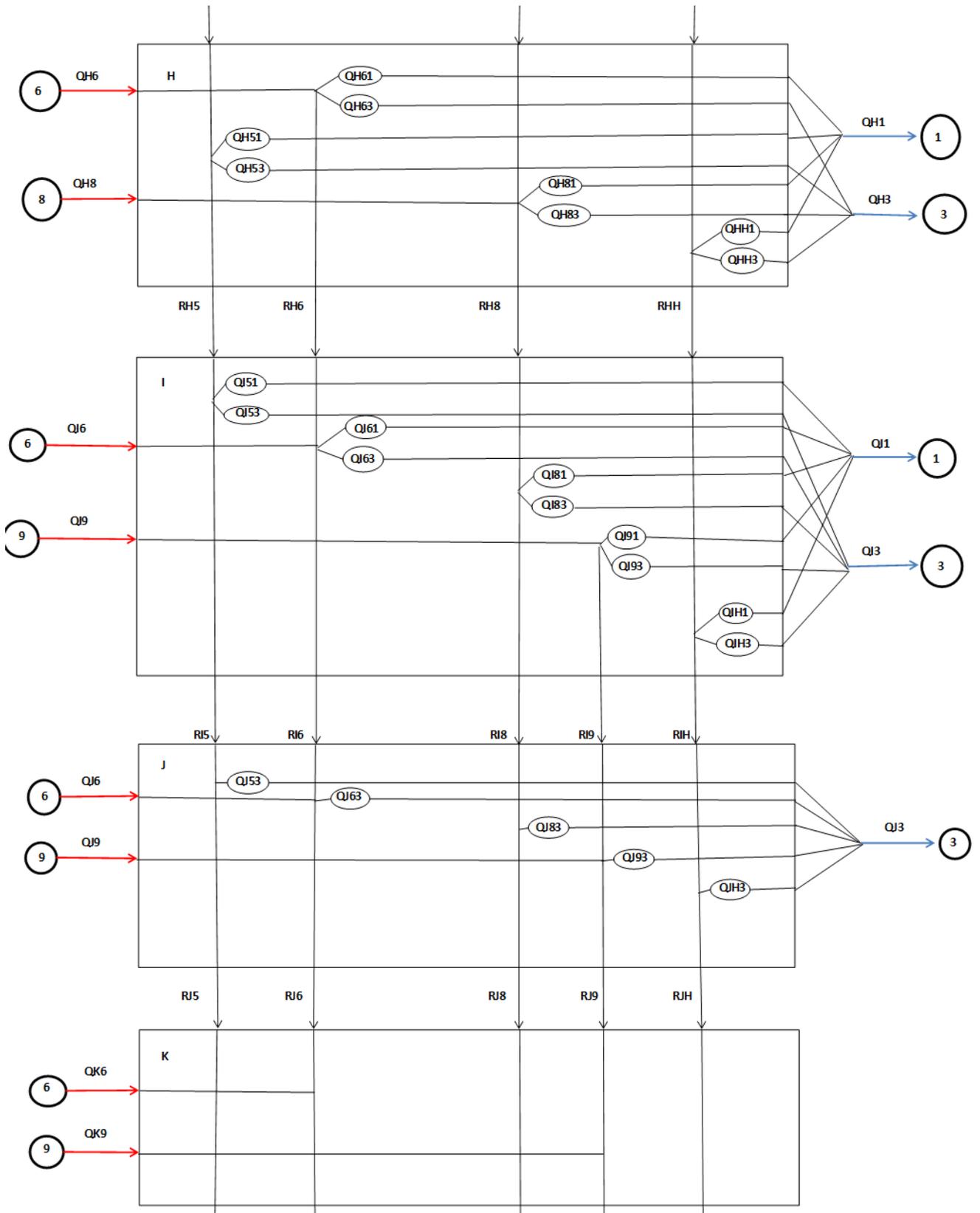
$$11 - R_J - R_K = -1549,03$$

$$12 - R_K - Q_W = -1678,80$$

Anexo 16: Diagrama de transporte ampliado







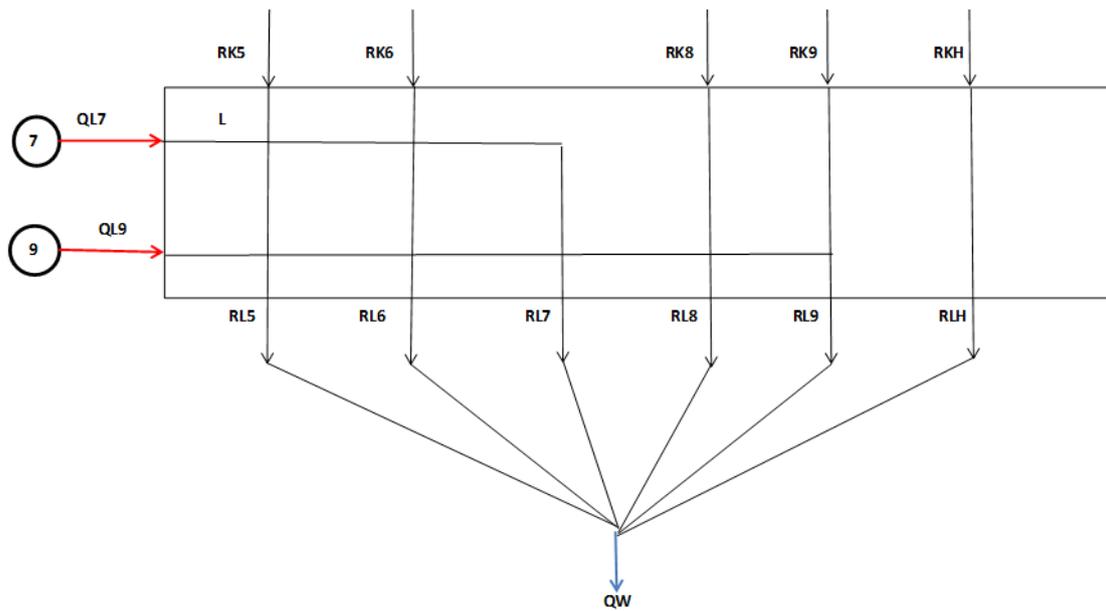


Figura A16.1: Diagrama de transporte ampliado para  $\Delta T_{min} = 18 K$  y  $23 K$

**Anexo 17:** Restricciones del modelo de transporte ampliado

$$\Delta T_{\min} = 18 \text{ K}$$

$$1 - Q_H - R_{AH} = 0$$

$$2 - R_{A5} = 2206,98$$

$$3 - R_{A5} - Q_{B52} - R_{B5} = -3269,60$$

$$4 - R_{AH} - Q_{BH2} - R_{BH} = 0$$

$$5 - Q_{B52} + Q_{BH2} = 3516,16$$

$$6 - R_{B5} - Q_{C52} - Q_{C54} - R_{C5} = -1226,10$$

$$7 - R_{BH} - Q_{C52} - Q_{CH4} = 0$$

$$8 - Q_{C52} + Q_{CH2} = 1318,52$$

$$9 - Q_{C54} + Q_{CH4} = 978,75$$

$$10 - R_{C5} - Q_{D51} - Q_{D54} - R_{D5} = -4087$$

$$11 - R_{CH} - Q_{DH1} - Q_{DH4} - R_{DH} = 0$$

$$12 - Q_{D51} + Q_{DH1} = 3765,40$$

$$13 - Q_{D54} + Q_{DH4} = 3262,50$$

$$14 - R_{D5} - Q_{E51} - R_{E5} = -1471,32$$

$$15 - R_{DH} - Q_{EH1} - R_{EH} = 0$$

$$16 - Q_{E51} + Q_{EH1} = 1355,54$$

$$17 - R_{E5} - Q_{F51} - R_{F5} = -4659,18$$

$$18 - Q_{F81} - R_{F8} = 3046,54$$

$$19 - R_{EH} - Q_{FH1} - R_{FH} = 0$$

$$20 - Q_{F51} + Q_{F81} + Q_{FH1} = 4292,56$$

$$21 - R_{F5} - Q_{G51} - Q_{G53} - R_{G5} = -5967,02$$

$$22 - R_{F8} - Q_{G81} - Q_{G83} - R_{G8} = -3901,70$$

$$23 - R_{FH} - Q_{GH1} - Q_{GH3} - R_{GH} = 0$$

$$24 - Q_{G51} + Q_{G81} + Q_{GH1} = 5497,48$$

$$25 - Q_{G53} + Q_{G83} + Q_{GH3} = 4017,69$$

$$26 - R_{G5} - Q_{H51} - Q_{H53} - R_{H5} = 0$$

$$27 - Q_{H61} + Q_{H63} + R_{H6} = 3186,79$$

$$28 - R_{G8} - Q_{H81} - Q_{H83} - R_{H8} = -2512,06$$

$$29 - R_{GH} - Q_{HH1} - Q_{HH3} - R_{HH} = 0$$

$$30 - Q_{H51} + Q_{H61} + Q_{H81} + Q_{HH1} = 3539,48$$

$$31 - Q_{H53} + Q_{H63} + Q_{H83} + Q_{HH3} = 2586,73$$

$$32 - R_{H5} - Q_{I51} - Q_{I53} - R_{I5} = 0$$

$$33 - R_{H6} - Q_{I61} - Q_{I63} - R_{I6} = -406,82$$

$$34 - Q_{I91} + Q_{I93} + R_{I9} = 308,11$$

$$35 - R_{H8} - Q_{I81} - Q_{I83} - R_{I8} = 0$$

$$36 - R_{HH} - Q_{IH1} - Q_{IH3} - R_{IH} = 0$$

$$37 - Q_{I51} + Q_{I61} + Q_{I91} + Q_{I81} + Q_{IH1} = 451,85$$

$$38 - Q_{I53} + Q_{I63} + Q_{I93} + Q_{I83} + Q_{IH3} = 330,22$$

$$39 - R_{I5} - Q_{J53} - R_{J5} = 0$$

$$40 - R_{I6} - Q_{J63} - R_{J6} = -949,26$$

$$41 - R_{I9} - Q_{J93} - R_{J9} = -718,93$$

$$42 - R_{I8} - Q_{J83} - R_{J8} = 0$$

$$43 - R_{IH} - Q_{JH3} - R_{JH} = 0$$

$$44 - Q_{J53} + Q_{J63} + Q_{J93} + Q_{J83} + Q_{JH3} = 770,52$$

$$45 - R_{J5} - R_{K5} = 0$$

$$46 - R_{J6} - R_{K6} = -542,43$$

$$47 - R_{J9} - R_{K9} = -410,82$$

$$48 - R_{J8} - R_{K8} = 0$$

$$49 - R_{JH} - R_{KH} = 0$$

$$50 - R_{K5} - R_{L5} = 0$$

$$51 - R_{K6} - R_{L6} = 0$$

$$52 - R_{L7} = 908,52$$

$$53 - R_{K9} - R_{L9} = -770,28$$

$$54 - R_{K8} - R_{L8} = 0$$

$$55 - R_{KH} - R_{LH} = 0$$

$$56 - R_{L5} + R_{L6} + R_{L7} + R_{L9} + R_{L8} + R_{LH} - Q_W = 0$$

$$\Delta T_{\min} = 23 \text{ K}$$

$$1 - Q_H - R_{AH} = 0$$

$$2 - R_{A5} = 1798,28$$

$$3 - R_{A5} - Q_{B52} - R_{B5} = -3269,60$$

$$4 - R_{AH} - Q_{BH2} - R_{BH} = 0$$

$$5 - Q_{B52} + Q_{BH2} = 3516,16$$

$$6 - R_{B5} - Q_{C52} - Q_{C54} - R_{C5} = -1226,10$$

$$7 - R_{BH} - Q_{C52} - Q_{CH4} = 0$$

$$8 - Q_{C52} + Q_{CH2} = 1318,52$$

$$9 - Q_{C54} + Q_{CH4} = 978,75$$

$$10 - R_{C5} - Q_{D51} - Q_{D54} - R_{D5} = -4087$$

$$11 - R_{CH} - Q_{DH1} - Q_{DH4} - R_{DH} = 0$$

$$12 - Q_{D51} + Q_{DH1} = 3765,40$$

$$13 - Q_{D54} + Q_{DH4} = 3262,50$$

$$14 - R_{D5} - Q_{E51} - R_{E5} = -1880,02$$

$$15 - R_{DH} - Q_{EH1} - R_{EH} = 0$$

$$16 - Q_{E51} + Q_{EH1} = 1732,08$$

$$17 - R_{E5} - Q_{F51} - R_{F5} = -4250,48$$

$$18 - Q_{F81} - R_{F8} = 2779,30$$

$$19 - R_{EH} - Q_{FH1} - R_{FH} = 0$$

$$20 - Q_{F51} + Q_{F81} + Q_{FH1} = 3916,02$$

$$21 - R_{F5} - Q_{G51} - Q_{G53} - R_{G5} = -6375,72$$

$$22 - R_{F8} - Q_{G81} - Q_{G83} - R_{G8} = -4168,94$$

$$23 - R_{FH} - Q_{GH1} - Q_{GH3} - R_{GH} = 0$$

$$24 - Q_{G51} + Q_{G81} + Q_{GH1} = 5874,02$$

$$25 - Q_{G53} + Q_{G83} + Q_{GH3} = 4292,87$$

$$26 - R_{G5} - Q_{H51} - Q_{H53} - R_{H5} = 0$$

$$27 - Q_{H61} + Q_{H63} + R_{H6} = 3186,79$$

$$28 - R_{G8} - Q_{H81} - Q_{H83} - R_{H8} = -2512,06$$

$$29 - R_{GH} - Q_{HH1} - Q_{HH3} - R_{HH} = 0$$

$$30 - Q_{H51} + Q_{H61} + Q_{H81} + Q_{HH1} = 3539,48$$

$$31 - Q_{H53} + Q_{H63} + Q_{H83} + Q_{HH3} = 2586,73$$

$$32 - R_{H5} - Q_{I51} - Q_{I53} - R_{I5} = 0$$

$$33 - R_{H6} - Q_{I61} - Q_{I63} - R_{I6} = -67,80$$

$$34 - Q_{I91} + Q_{I93} + R_{I9} = 51,35$$

$$35 - R_{H8} - Q_{I81} - Q_{I83} - R_{I8} = 0$$

$$36 - R_{HH} - Q_{IH1} - Q_{IH3} - R_{IH} = 0$$

$$37 - Q_{I51} + Q_{I61} + Q_{I91} + Q_{I81} + Q_{IH1} = 75,31$$

$$38 - Q_{I53} + Q_{I63} + Q_{I93} + Q_{I83} + Q_{IH3} = 55,04$$

$$39 - R_{I5} - Q_{J53} - R_{J5} = 0$$

$$40 - R_{I6} - Q_{J63} - R_{J6} = -949,26$$

$$41 - R_{I9} - Q_{J93} - R_{J9} = -718,93$$

$$42 - R_{I8} - Q_{J83} - R_{J8} = 0$$

$$43 - R_{IH} - Q_{JH3} - R_{JH} = 0$$

$$44 - Q_{J53} + Q_{J63} + Q_{J93} + Q_{J83} + Q_{JH3} = 770,52$$

$$45 - R_{J5} - R_{K5} = 0$$

$$46 - R_{J6} - R_{K6} = -881,45$$

$$47 - R_{J9} - R_{K9} = -667,58$$

$$48 - R_{J8} - R_{K8} = 0$$

$$49 - R_{JH} - R_{KH} = 0$$

$$50 - R_{K5} - R_{L5} = 0$$

$$51 - R_{K6} - R_{L6} = 0$$

$$52 - R_{L7} = 908,52$$

$$53 - R_{K9} - R_{L9} = -770,28$$

$$54 - R_{K8} - R_{L8} = 0$$

$$55 - R_{KH} - R_{LH} = 0$$

$$56 - R_{L5} + R_{L6} + R_{L7} + R_{L9} + R_{L8} + R_{LH} - Q_W = 0$$

**Anexo 18:** Resultados del diagrama de transporte ampliado

Variable	$\Delta T_{\min} = 18 \text{ K}$	$\Delta T_{\min} = 23 \text{ K}$
QH	2051,69	2460,39
RAH	2051,69	2460,39
RA5	2206,98	1798,28
QB52	3175,33	2960,75
RB5	2301,25	2107,13
QBH2	340,83	555,41
RBH	1710,86	1904,98
QC52	1067,76	1038,56
QC54	745,96	726,96
RC5	1713,63	1567,71
QCH2	250,80	280,00
QCH4	232,79	251,79
RCH	1227,27	1373,19
QD51	3071,88	2996,93
QD54	2728,74	2657,78
RD5	0,00	0,00
QDH1	693,52	768,47
QDH4	533,76	604,72
RDH	0,00	0,00
QE51	1355,54	1732,08
RE5	115,78	147,94
QEH1	0,00	0,00
REH	0,00	0,00
QF51	2667,69	2456,71
RF5	2107,27	1941,71
QF81	1624,87	1459,31
RF8	1421,67	1319,99
QFH1	0,00	0,00

RFH	0,00	0,00
QG51	3101,13	3314,82
QG53	2308,72	2462,82
RG5	2664,44	2539,78
QG81	2396,36	2559,20
QG83	1708,97	1830,05
RG8	1218,05	1099,68
QGH1	0,00	0,00
QGH3	0,00	0,00
RGH	0,00	0,00
QH51	790,71	791,11
QH53	542,57	551,93
RH5	1331,16	1196,74
QH61	1444,78	1438,04
QH63	1058,50	1050,34
RH6	683,50	698,40
QH81	1303,99	1310,33
QH83	985,66	984,45
RH8	1440,46	1316,96
QHH1	0,00	0,00
QHH3	0,00	0,00
RHH	0,00	0,00
QI51	119,06	25,29
QI53	88,96	18,58
RI5	1123,14	1152,87
QI61	129,72	13,29
QI63	88,91	8,34
RI6	871,69	744,58
QI91	80,82	13,10
QI93	64,03	11,00
RI9	163,26	27,26
QI81	122,24	23,63
QI83	88,31	17,12

RI8	1229,91	1276,20
QIH1	0,00	0,00
QIH3	0,00	0,00
RIH	0,00	0,00
QJ53	166,03	158,25
RJ5	957,11	994,62
QJ63	258,20	273,66
RJ6	1562,75	1420,18
QJ93	173,19	171,86
RJ9	709,00	574,33
QJ83	173,09	166,75
RJ8	1056,81	1109,45
QJH3	0,00	0,00
RJH	0,00	0,00
RK5	957,11	994,62
RK6	2105,18	2301,63
RK9	1119,81	1241,90
RK8	1056,81	1109,45
RKH	0,00	0,00
RL5	957,11	994,62
RL6	2105,18	2301,63
RL7	908,52	908,52
RL9	1890,09	2012,18
RL8	1056,81	1109,45
RLH	0,00	0,00
QW	6917,71	7326,41

**Anexo 19:** Distribución de la cantidad de energía a intercambiar sobre y bajo el *pinch*

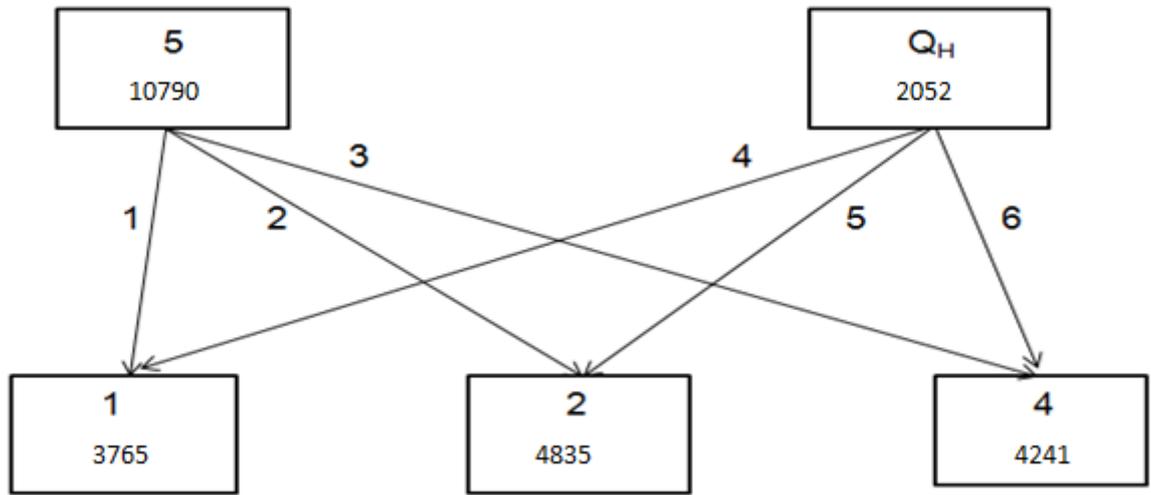


Figura A19.1: Distribución de la energía (kW) sobre el pinch para  $\Delta T_{min} = 18 K$

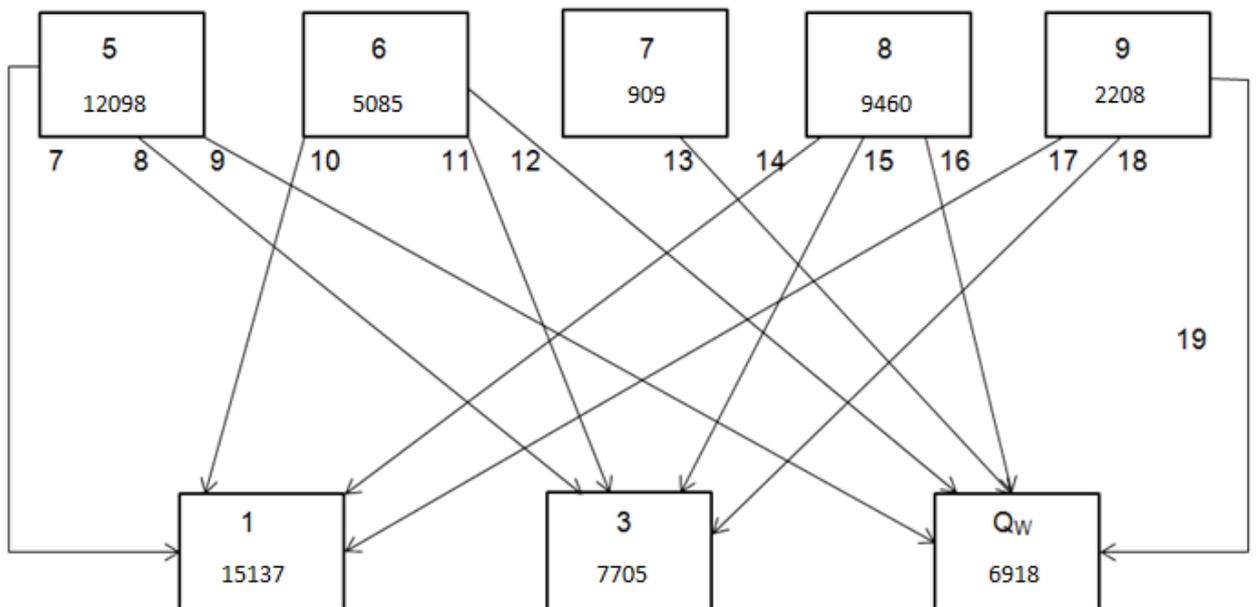


Figura A19.2: Distribución de la energía (kW) bajo el pinch para  $\Delta T_{min} = 18 K$

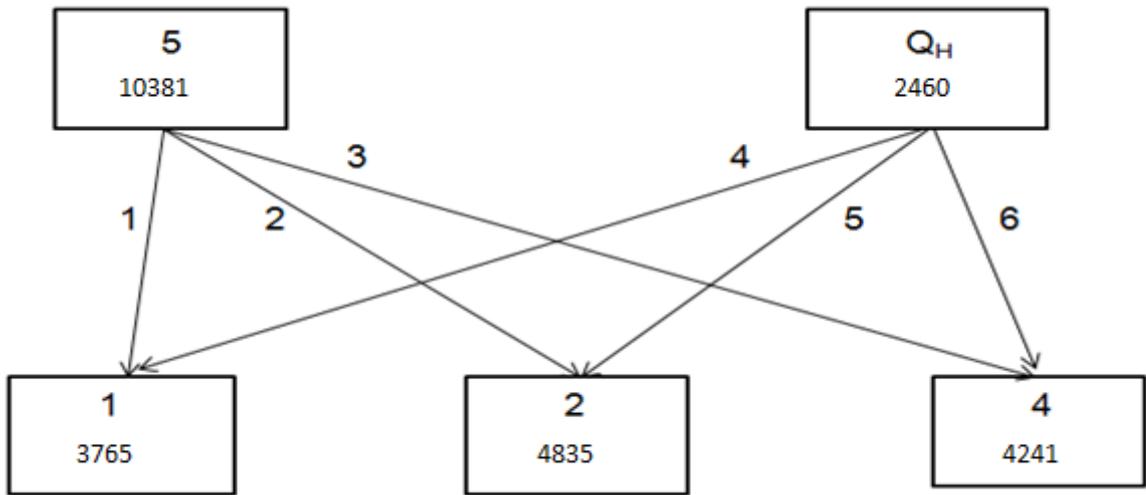


Figura A19.3: Distribución de la energía (kW) sobre el pinch para  $\Delta T_{\min} = 23\text{ K}$

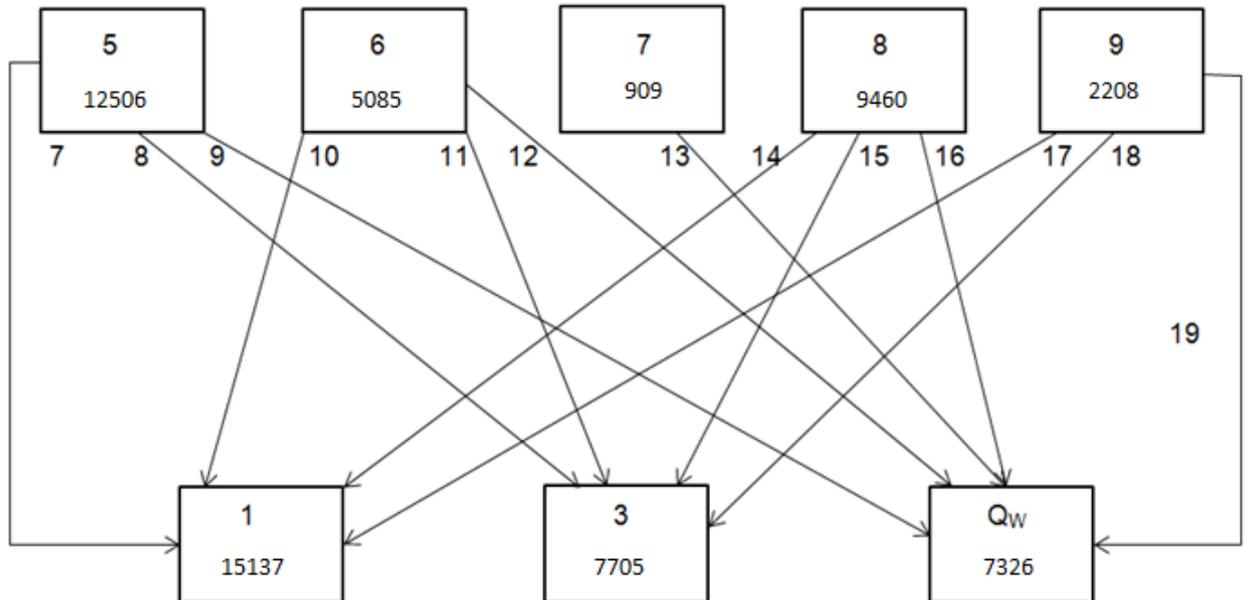


Figura A19.4: Distribución de la energía (kW) bajo el pinch para  $\Delta T_{\min} = 23\text{ K}$

**Anexo 20:** Principales parámetros de operación y diseño de la red de intercambio para  $\Delta T_{\min}$  18 K y 23 K

Tabla A20.1: Parámetros de diseño y operación para  $\Delta T_{\min} = 18$  K

Corr. Cal.	Corr. Fría	Te CC (K)	Ts CC (K)	Te CF (K)	Ts CF (K)	LMTD (K)	U <sub>D</sub> (W/m <sup>2</sup> ·K)	P	R	F <sub>T</sub>
5	1	603	566	548	589	568,25	142	0,75	0,90	0,90
5	2	698	646	598	646	621,69	142	0,48	1,08	0,85
5	4	646	603	548	601	574,09	142	0,54	0,81	0,85
QH	1	728	614	589	598	593,49	65	0,06	12,67	1,00
QH	2	1080	728	646	653	649,49	65	0,02	50,29	1,00
QH	4	1080	728	601	613	606,98	65	0,03	29,33	1,00
5	1	566	468	441	548	492,56	142	0,86	0,92	0,85
5	3	468	430	363	419	390,33	142	0,53	0,68	0,89
5E	QW	430	418	303	320	311,42	227	0,13	0,71	1,00
6	1	418	395	348	369	358,40	142	0,30	1,10	0,98
6	3	395	374	337	363	349,84	142	0,45	0,81	0,92
6A	QW	374	343	303	344	323,07	80			1,00
7E	QW	343	328	303	320	311,42	227	0,43	0,88	0,91
8	1	493	391	369	441	403,93	142	0,58	1,42	0,80
8	3	548	493	419	473	445,45	142	0,42	1,02	0,91
8E	QW	391	371	303	320	311,42	227	0,19	1,18	0,99
9	1	371	369	347	348	347,50	142	0,04	2,00	1,00
9	3	369	364	333	337	335,00	142	0,11	1,25	0,99
9A	QW	364	328	303	334	318,25	80			1,00

Tabla A20.2: Parámetros de diseño y operación para  $\Delta T_{\min} = 23$  K

Corr. Cal.	Corr. Fría	Te CC (K)	Ts CC (K)	Te CF (K)	Ts CF (K)	LMTD (K)	U <sub>D</sub> (W/m <sup>2</sup> ·K)	P	R	F <sub>T</sub>
5	1	608	571	548	588	21,47	142	0,67	0,93	0,89
5	2	698	649	598	643	52,97	142	0,45	1,09	0,85
5	4	649	608	548	600	54,31	142	0,51	0,79	0,88
QH	1	728	613	588	598	63,69	65	0,07	11,50	1,00
QH	2	1080	728	643	653	211,88	65	0,02	35,20	1,00
QH	4	1080	728	600	613	261,92	65	0,03	27,08	1,00
5	1	571	469	438	548	26,80	142	0,83	0,93	0,87
5	3	469	430	361	419	58,99	142	0,54	0,67	0,90
5E	QW	430	418	303	320	112,48	227	0,13	0,71	0,99
6	1	418	397	348	367	49,99	142	0,27	1,11	0,98
6	3	397	377	336	361	38,45	142	0,41	0,80	0,95
6A	QW	377	343	303	347	34,76	80			
7E	QW	343	328	303	320	23,99	227	0,43	0,88	0,92
8	1	492	392	367	438	37,66	142	0,57	1,41	0,77
8	3	548	492	419	473	74,00	142	0,42	1,04	0,92
8E	QW	392	371	303	320	69,98	227	0,19	1,24	0,99
9	1	371	370	347	348		142	0,04	1,00	1,00
9	3	371	367	333	336	34,50	142	0,08	1,33	1,00
9A	QW	367	328	303	337	27,42	80			