

**Universidad de Matanzas**  
**Facultad de Ciencias Técnicas**  
**Departamento de Química e Ingeniería Química**



**Integración energética mediante programación lineal en la  
sección de Hidrofinación de Diesel de una refinería de  
petróleo**

**Trabajo de diploma presentado en opción al título académico de  
Ingeniero Químico**

**Autor:** Laura Calzadilla León

**Tutor:** Ing. Yoney López Hervis, Dr. C.

**Matanzas, Cuba**

**2016**

**Notas de aceptación.**

---

---

---

---

---

---

---

---

---

Presidente del Tribunal:

---

Firma:

---

Miembro del Tribunal:

---

Firma:

---

Miembro de Tribunal:

---

Firma:

---

Miembro de Tribunal:

---

Firma:

Provincia: \_\_\_\_\_

Fecha: \_\_\_\_\_

Calificación: \_\_\_\_\_

## **Declaración de autoridad**

Declaro ser la única autora de este Trabajo de Diploma presentado en opción al título de Ingeniera Química; por lo tanto autorizo para su consulta a todo aquel que la necesite, ya sea instituciones, profesionales, técnicos y demás personas que deseen hacer uso del mismo con el objetivo y finalidad que se estime conveniente. Queda prohibida la reproducción total o parcial de este documento.

---

**Laura Calzadilla León.**

Facultad de Ciencias Técnicas.

Universidad de Matanzas

*“La inteligencia consiste no sólo en el conocimiento,  
sino también en la destreza de aplicar  
los conocimientos en la práctica”.*

*Aristóteles*

*A mis padres...*

## Agradecimientos

A **mis padres** por darme la vida, por ser mi sostén, por su amor incondicional, por todos los sacrificios que han hecho a lo largo de estos años, por hacer de mí la persona que soy.

A **Mami y Papi**, otros padres que la vida me dio, por quererme y apoyarme, por ser su todo.

A **mi familia** por darme todo su cariño.

A **Yoney López**, mi tutor, por todo lo que aprendí estando a su lado estos meses, por su atención, preocupación, dedicación y ayuda, por ser un amigo.

A **mis amigos** por compartir cinco años de estrés, sacrificios, hambre, dudas, risas y felicidad en especial:

A **Lisy** mi hermanita, por ayudarme en cada tropiezo, por los tirones de orejas y los regaños oportunos, por tantas pláticas motivadoras mientras mirábamos el mar, por ser mi grillito verde.

A **Yaisys** por ser una excelente amiga, por sus críticas constantes, por quererme a pesar de mí.

A **Lili** por ser una amiga excepcional, por estar siempre disponible con una sonrisa en los labios, por su paciencia durante estos ocho años, por ser la persona más noble que he conocido.

A **Anita** mi amiga loca, por su incansable entusiasmo, por su energía desbordante y contagiosa.

A **Ali** por su sencillez, por ser mi compañera de fiestas, por su valiosa amistad.

A **Eduardo** por las incontables llamadas de aliento, por tenerme siempre presente, por darme su amistad.

A **Marian** que a pesar de nuestras diferencias y la distancia que nos separa siempre tendrá un lugarcito en mi corazón, por el tiempo que vivimos juntas, por no dejarme cocinar.

A **Heidy** por estar siempre pendiente y dispuesta a ayudar, por su amabilidad.

A todos **mis compañeros** de aula (incluyo a los que por una u otra razón ya no están), por todos los momentos compartidos.

Al **colectivo de profesores** que con entrega nos han dado lo mejor de sí, por prepararnos para enfrentar el futuro con gran profesionalidad, por enseñarnos que las cosas no solo son en blanco y negro, que existen matices, en especial a Agustín, Santiago, Orozco, Yamile, Fifi y Leiby.

A todas aquellas personas que de una forma u otra han puesto su granito de arena para que este sueño se haga realidad.

*A todos muchas gracias...*

## Resumen

La investigación tiene como objetivo reducir el consumo de portadores energéticos en una refinería de petróleo mediante la aplicación del método de Programación Lineal. En el proceso se identificaron siete corrientes energéticas cuatro corrientes calientes y tres corrientes frías, las que se combinan para garantizar un intercambio térmico de 2 391,42 kW de los cuales las necesidades de enfriamiento son de 1 214,7 kW y las necesidades de calentamiento de 3 606,1 kW. La integración energética del proceso permitió reconstruir el diagrama de flujo del proceso integrado y diseñar los 12 intercambiadores de calor obtenidos para una diferencia óptima de temperatura de 18 K, que representa el valor para el cual se lograron los menores costos. Lo que demostró la eficacia de la inversión de una nueva red de intercambio de calor. La integración energética del proceso permitió reducir el consumo de *fuel oil* en 77,2% y el de electricidad en 58,3% aproximadamente, lo que equivale a un ahorro por consumo de utilidades de más de 3 millones de CUC anuales; valores estos inferiores a los reportados en la industria actualmente.

## **Abstract**

This investigation is focused on reduction of the consumption of utilities in an oil refinery by linear programming optimization. In this process seven energetic streams were identified, four hot streams and three cold streams. The net heat duty of the process is 2 391,42 kW, where 1 214,7 kW are the cooling needs and 3 606,1 kW are the heating needs. The heat exchanger network proposed by this work has 12 heat exchanger design for 18 K as optimal approach point. The heat integration of the process show as reduction of the utilities consumption 77,2 % of fuel oil and 58,3 % of electricity. That is means around 3 million CUC per year as saving money.



## **Glosario de nomenclaturas y simbología:**

**HDA:** Hidrodesaromatización.

**HDN:** Hidrodesnitrificación.

**HDS:** Hidrodesulfuración.

**HEN:** Red de intercambio de calor (*Heat Exchanger Networks*).

**ULSD:** Diesel de muy bajo contenido de azufre.

**ULSG:** Gasolina de muy bajo contenido de azufre.

**A:** Área, m<sup>2</sup>.

**B:** Ancho, ft.

**C:** Costo, CUC/año.

**costo:** Precio unitario, CUC/kg.

**cp:** Calor específico, kJ/kgK.

**F<sub>T</sub>:** Factor de corrección de temperatura.

**FCD:** Flujo de caja diferencial acumulado. (Incremento de ganancia sin amortización), \$/año.

**H:** Entalpía, kJ/kg.

**I:** Inversión, CUC.

**L:** Largo, ft.

**LMTD:** Diferencia logarítmica de temperaturas, K.

**m:** Flujo másico de la corriente, kg/s.

**N:** Número de hileras de tubos.

**η:** Eficiencia.

**P:** Eficiencia del intercambiador para el lado frío.

**PRI:** Plazo de recuperación de la inversión, año.

**Q:** Flujo de calor, kW.

**Q<sub>p</sub>:** Poder calórico, kJ/kg.

**R:** Razón de transferencia de calor.

**Retorno:** Retorno de la inversión, %/año.

**T:** Temperatura, K.

**t:** Tiempo de vida útil, año.

**U<sub>D</sub>:** Coeficiente global de transferencia de calor para las condiciones de operación, W/m<sup>2</sup>K.

**W:** Trabajo, kJ/kg.

**com:** combustible.

**e:** entrada.

**E:** Energía

**El:** electricidad

**H:** corriente caliente

**Ho:** Horno

**i:** Número de la corriente.

**mín:** mínimo

**n:** cantidades de corrientes.

**q:** quemadores

**s:** salida.

**tot:** total.

**W:** corriente fría

**Y:** utilidades.

**Δ:** Variación.

# Índice

Introducción.....	1
Capítulo 1: Análisis bibliográfico.....	4
1.1 Refinación. Proceso de Hidrofinación de diesel.....	4
1.1.1 Esquemas generales de refinación.....	4
1.1.2 Proceso de Hidrofinación de diesel.....	6
1.2 Integración Energética.....	7
1.2.1 Métodos de Integración Energética.....	8
1.2.2 Tecnología <i>Pinch</i> .....	10
1.2.3 Programación Matemática.....	13
1.2.4 Método Exergético.....	14
1.3 Optimización matemática por programación lineal.....	16
1.4 <i>Softwares</i> empleados en la programación lineal.....	17
1.5 Conclusiones parciales del capítulo.....	20
Capítulo 2: Materiales y Métodos.....	21
2.1 Caracterización tecnológica del proceso.....	21
2.1.1: Descripción del flujo tecnológico de producción.....	21
2.1.2: Caracterización del equipamiento de la sección.....	24
2.2. Metodología para la aplicación de la programación lineal.....	26
2.2.1 Identificación de las corrientes energéticas.....	26
2.2.2 Extracción de los datos térmicos de las corrientes y utilidades del proceso.....	27
2.2.3 Selección del valor inicial de la diferencia de temperatura mínima.....	28
2.2.4. Construcción del diagrama de intervalos de temperaturas.....	29
2.2.5 Construcción del diagrama de cascada.....	30
2.2.6 Construcción del diagrama o modelo de transporte ampliado.....	31
2.2.7 Propuesta de intercambio sobre y bajo el <i>pinch</i> .....	32
2.2.8 Diseño preliminar de la red de intercambiadores propuesta.....	32
2.2.9 Diseño final del diagrama de flujo integrado energéticamente.....	32
2.2.10: Análisis económico.....	34
2.2.11 Estimación del valor de $\Delta T_{\min}$ óptimo.....	38
Capítulo 3: Resultados y discusión.....	40
3.1 Identificación de las corrientes y utilidades, frías y calientes.....	40
3.2 Análisis de los datos térmicos de las corrientes energéticas.....	41

3.3 Selección del valor inicial de la variación de temperatura mínima .....	41
3.4 Análisis de los diagramas de intervalos de temperatura.....	42
3.5 Construcción y Análisis del Diagrama de Cascada .....	42
3.6 Construcción y Análisis del Diagrama o modelo de transporte ampliado .....	44
3.7 Distribución de las cantidades de calor a intercambiar .....	44
3.8 Diseño de la Red de Intercambiadores de Calor .....	46
3.9 Análisis de la factibilidad económica del proceso integrado .....	49
3.10 Optimización del $\Delta T_{\text{mínimo}}$ .....	51
3.11 Conclusiones parciales del capítulo .....	52
Conclusiones.....	53
Recomendaciones.....	54
Bibliografía.....	55
Anexos .....	60

## Introducción

El petróleo es el portador energético más importante en la historia de la humanidad, un recurso natural no renovable que aporta el mayor porcentaje de la energía que se consume en el mundo, por lo que la gestión eficiente en todas las etapas de refinación es una tarea de alta responsabilidad.

En casi todos los países se ha iniciado una política de ahorro energético en el sentido de un uso más racional y eficiente de la energía. El mejor uso de la misma se puede conseguir en el sector industrial por ser el mayor participante en el consumo final, tener más sensibilidad a la subida de los precios y estar capacitado técnicamente para mejorar las instalaciones con el fin de evitar pérdidas de energía.

La industria química dentro del sector industrial es uno de los mayores consumidores de energía primaria, porque una parte sustancial de esa energía primaria la consume como materia prima para conseguir sus productos transformados.

Los posibles ahorros de energía están en las medidas básicas de conservación (alrededor de 10 -15% de ahorro), en los proyectos de recuperación de energía (20 – 70%) y en las mejoras en los proyectos (5 - 8%) (Pérez, 2008).

La energía es necesaria para todas las actividades en la vida cotidiana, puede ser generada en forma de electricidad, movimiento, luz o calor. Tanto la generación como el uso de la energía deben efectuarse con el menor número de pérdidas, dado que la misma ha pasado a ser el primer factor estratégico para la vida de cualquier nación (Zamora, Y., 2009). En ese sentido, varios autores (Álvarez, 2004; González, 2005; Jiménez, 2006) coinciden en afirmar que la integración de procesos juega un papel importantísimo. 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.

Dentro de las técnicas de integración de procesos, la programación matemática se encuentra entre uno de los métodos de mayor aplicación y aceptación (González; 2014), esta proporciona una herramienta general de modelación para la optimización de problemas que surgen en el campo de la ingeniería química. Es una herramienta eficaz en el análisis y optimización de

sistemas de energía, debido a que generalmente se requieren a la misma vez, la optimización estructural y continua para la síntesis de un diagrama de flujo (Laukkanen, 2003).

La idea de pensar en reutilizar la energía proveniente del propio proceso en estudio, parece ser una forma exitosa para comenzar a hablar de una verdadera y completa eficiencia energética. Solo que 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 (Turton, 2008).

Por lo antes mencionado se hace imprescindible la selección de un proceso que sea alto consumidor de energía o sea posible la optimización del consumo de portadores energéticos.

Una de las unidades básicas que comprende una refinería de petróleo es la sección de Hidrotratamiento de diesel, la misma se emplea para la hidrodeshulfuración (HDS), hidrodeshnitrificación (HDN) y para la hidrodesharomatización (HDA).

La hidrodeshulfuración es un proceso químico catalítico que se utiliza para eliminar el azufre del gas natural y de los productos refinados del petróleo, como la nafta, la gasolina, el combustible de aviación (Jet A1), el queroseno, el diesel combustible y los aceites combustibles.

La industria cubana de refinación de combustibles se ve y estará en los últimos años presionada para desarrollar nuevos procesos que logren el procesamiento de crudos cada vez más pesados, con alto contenido de heteroátomos y poliaromáticos, a la vez que deben limitar el contenido de benceno, azufre y aromáticos en gasolinas y destilados medios. Por tanto la planta de hidrodeshulfuración de diesel (HDS) es la primera que se dispone hacia el camino de obtener 0,2 % de azufre y con ello mejorar el diesel de todo el país.

El azufre al ser muy agresivo es altamente corrosivo, ataca la metalurgia de los equipos del proceso, lo que provoca el agrietamiento o salida de operación de algún equipo del proceso o de un tramo de tubería. El azufre, el nitrógeno, el oxígeno y los metales son venenos para los catalizadores, y afectan la calidad del producto (color, acidez, combustión, oxidación).

Se conoce que en la refinería caso de estudio se produce un diesel de 0,8 % en masa de azufre (8000 mg/L de S), aun cuando los principales consumidores son los grupos

electrógenos, que exigen un diesel de no más de 0,5 % en masa de azufre. Esto es imposible de alcanzar sin el hidrofinador, que ha permitido disminuir los volúmenes de importaciones de diesel con 0,5 % de azufre para el país. Hay que señalar que el hidrofinador con que cuenta la refinería caso de estudio puede alcanzar valores de azufre inferiores a 0,5 % (hasta 0,2 % en masa de azufre). Esto permitiría comercializar este producto no solo a nivel nacional, sino que podría comercializarse, y se insertaría al país en el mercado internacional.

Por lo antes expuesto y dado que se cuenta con la información necesaria para la integración energética de la sección hidrofinaadora de diesel se opta por este proceso para el desempeño de este trabajo, lo que deriva el siguiente **problema científico**:

¿Cómo reducir el consumo de energía en la sección destinada a la Hidrofinación de diesel, de una refinería?

Para resolver este problema se plantea la siguiente **hipótesis**:

Si se integran las corrientes del proceso mediante programación lineal se podrá disminuir el consumo de energía en la sección de Hidrotratamiento de una refinería.

Para validar la hipótesis anterior, como **objetivo general** del presente trabajo se propone: Aplicar el método de programación lineal para reducir el consumo energético en la sección hidrofinaadora de diesel de una refinería.

Para darle cumplimiento al objetivo propuesto se desarrollarán los siguientes **objetivos específicos**:

1. Realizar una búsqueda bibliográfica que abarque los esquemas generales de refinación y los métodos de integración energética más conocidos.
2. Caracterizar el proceso objeto de estudio.
3. Proponer la red óptima de intercambio de calor que reduzca el consumo energético de la sección.
4. Evaluar técnica y económicamente la red de intercambiadores de calor propuesta.

# Capítulo 1: Análisis bibliográfico

En este capítulo se realiza un análisis de los principales aspectos vinculados a la temática investigada. En primer término se definen algunos conceptos claves sobre la refinación de petróleo y en particular sobre la hidrofinación de diesel. Como complemento indispensable se recogen algunas consideraciones sobre la Integración de procesos, se definen los métodos más conocidos y se profundiza en la Programación Lineal. Por último se hace mención a los *softwares* más conocidos empleados en la solución de este último método.

## 1.1 Refinación. Proceso de Hidrofinación de diesel

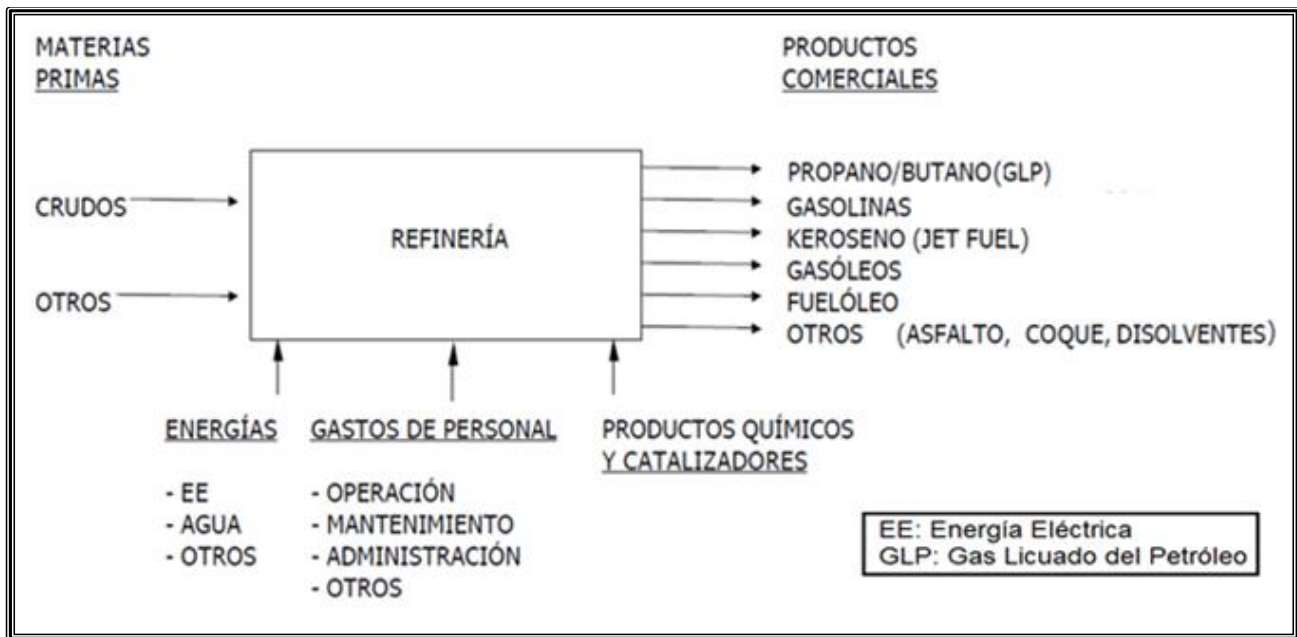
Según Hernández (2003) una refinería de petróleo tiene la función de transformar los crudos de petróleo en productos comercializables, como gasolinas, gasóleos, combustible de aviación, entre otros, de manera económica. Es, por tanto, un eslabón más en la cadena de un negocio integrado que se inicia con la exploración y sigue con la producción, venta-compra de crudo, transporte, refino, distribución y venta de productos terminados.

### 1.1.1 Esquemas generales de refinación

Lluch (2008) coincide con lo antes expuesto, al afirmar que una refinería de petróleo está constituida por una serie de procesos en los que, mediante separaciones físicas o transformaciones químicas, se modifican las características de las materias primas hasta obtener los productos deseados.

Existen refinerías con distintos esquemas para adaptarse a las necesidades del mercado, crudo-demanda-calidad del área geográfica. Esto no quiere decir que no exista un esquema general de refinación (Figura 1.1) que tome la refinería como un bloque que recoja todas las unidades y operaciones. Para una comprensión más detallada del esquema general de una refinería de petróleo ver figura A1.1 del Anexo 1.





**Figura 1.1-** Esquema general de refinación de petróleo.

Fuente: Hernández (2003)

Los esquemas de refino se suelen clasificar en función de su capacidad de conversión o reducción de residuos (fuelóleos), los que son transformados en destilados más ligeros (gasolinas, gasóleos):

1. *Hydroskimming*
2. *Topping*
3. Refinería con Conversión media
4. Refinería con Conversión Profunda

Autores como Wauquier (1995) y Decoopman (2001) concuerdan en que las refinerías que presentan el esquema *Hydroskimming* (Clasificación actual de la refinería caso estudio) son las más simples y se limitan a destilar el crudo y tratar los productos así obtenidos para que cumplan con las especificaciones exigidas. Este esquema es el más antiguo y se adapta a un mercado con alta demanda de fuelóleos y especificaciones poco rigurosas. Hoy en día tienden a desaparecer y su existencia se justifica en situaciones especiales.

Por otra parte Lluch (2008) describe el esquema a *Hydroskimming* como un conjunto formado por la Destilación atmosférica, la Unidad de Reformado y los Hidrotratamientos (figura A1.2 del Anexo 1).

## **Las unidades básicas que comprenden una refinería son:**

1. Destilación en dos etapas (Atmosférica y Vacío).
2. Unidad de Craqueo Catalítico.
3. Equipo de recuperación de fracciones ligeras.
4. Unidad de Polimerización.
5. Reformador Catalítico.
6. Tratamiento (Hidrofinación).

### **1.1.2 Proceso de Hidrofinación de diesel**

En un estudio realizado en la refinería de petróleo Bahía Blanca, ubicada en Argentina, Passini (2010) comenta que la legislación de distintos países revela una tendencia a nivel mundial a la reducción progresiva del contenido de azufre en los combustibles líquidos, ya sea en naftas como en diesel. Esto se efectúa con el objetivo de alcanzar las 10 mg/L en masa para dar lugar a los combustibles denominados gasolina de muy bajo contenido de azufre (ULSG por sus siglas en inglés) y diesel de muy bajo contenido de azufre (ULSD por sus siglas en inglés).

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 la 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.

GPSA (2004) y Lluch (2008) ratifican lo anteriormente dicho al añadir que los procesos de hidrorefino tienen como función separar los elementos o compuestos no deseables mediante hidrogenación selectiva.

De forma general Saavedra (2015) identifica el término hidrotratamiento como un amplio grupo de procesos en los cuales se utiliza el hidrógeno como reactante; puntualiza además que en la industria de la refinación del petróleo, se define como el contacto de una alimentación de hidrocarburos con hidrógeno, en presencia de un catalizador y condiciones de operación específicas.

Los procesos de hidrotratamiento pueden utilizarse para:

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

En una refinería *Hydroskimming* estas unidades se emplean para:

1. Pretratar la nafta de alimentación al reformador catalítico. Eliminación de azufre y nitrógeno; 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.

## **1.2 Integración Energética**

Gundersen (2000) se refiere a la integración de procesos como un término que surge en la década de 1980 y se utiliza extensivamente a partir de la década de 1990. Este emplea la definición usada por la *International Energy Agency* (IEA) desde 1993, donde se enuncia la integración de procesos como el conjunto de métodos sistemáticos para el diseño de sistemas de producción integrados que incluyen desde los procesos individuales hasta procesos completos de producción, con especial énfasis en el uso eficiente de la energía y la reducción de los efectos ambientales.

Por otra parte, Jiménez (2006), concibe la integración energética como la selección de las etapas de procesos y sus interconexiones capaz de garantizar la solución óptima del sistema productivo de forma integrada.

Zamora (2005) y Pérez (2008), concuerdan en que la integración energética de procesos agrupa un conjunto de herramientas que ofrecen al ingeniero un enfoque estructurado a través del cual se logran identificar ineficiencias. Pérez (2008) argumenta que estas técnicas pueden

ser convenientemente usadas para el diseño de nuevas unidades de producción y/o para la mejora de plantas existentes.

Pérez, A.D. (2013) concluye que la integración de energía caracteriza el flujo global dentro de cualquier proceso y que además identifica las políticas óptimas para su distribución (y redistribución). De esta forma se obtiene la configuración óptima para su consumo mínimo de utilidades, esto indica que la integración de energía cuantifica los ahorros disponibles al cambiar la configuración del proceso (diseño de la red óptima de intercambio de calor). Cuando esto se aplica, puede llevar a los siguientes beneficios: una reducción del costo del capital, y una disminución de la demanda energética específica, con resultados en instalaciones de producción más competitivas.

Montes de Oca *et al.* (2005) aseguran que a principios del siglo XXI, muchas industrias mantienen en práctica diseños de procesos que se realizaron en tiempos cuando la conservación de la energía y la prevención de la contaminación no eran todavía los problemas importantes. Tales industrias se construyeron con pocas consideraciones sobre el reaprovechamiento de utilidades tales como el vapor y el agua, debido a que éstas tenían un bajo costo y eran de fácil acceso. Sin embargo, recientemente, las políticas de protección del medio ambiente y el conocimiento de que recursos como el vapor y el agua están limitados han llevado a esfuerzos considerables en el campo del diseño de procesos y de la Integración Energética. De aquí la importancia de desarrollar sistemas térmicos que utilicen eficazmente recursos como el petróleo, el gas natural, el carbón, entre otros.

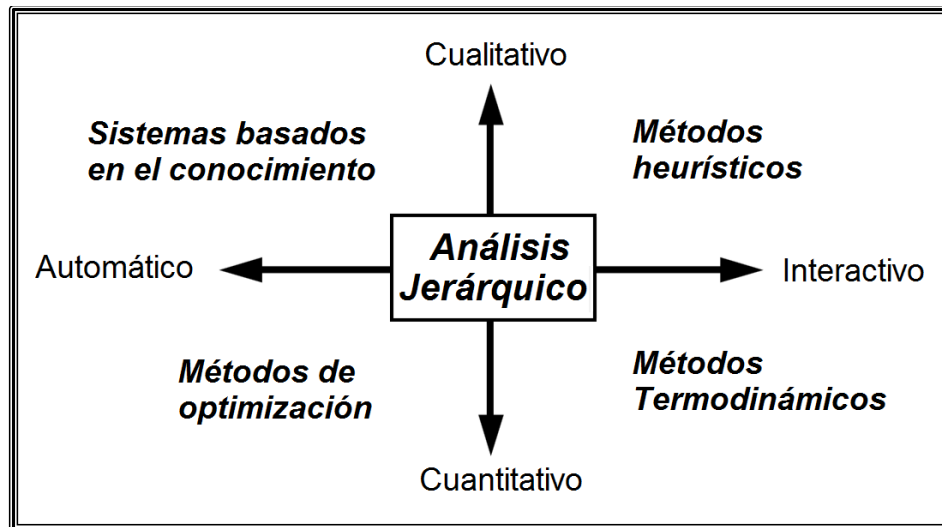
### **1.2.1 Métodos de Integración Energética**

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

1. Reglas heurísticas: Están enfocadas en la intuición y experiencia.
2. Sistemas basados en el conocimiento: Formaliza las reglas heurísticas en automáticas directrices o metodologías para resolver un problema determinado mediante un cálculo rápido y aproximado.
3. Métodos termodinámicos: Se basan en la visión física del proceso o sistema.

4. Métodos de optimización: Utilizan modelos y algoritmos matemáticos de optimización, que describen al proceso en cuestión.

Gundersen (2000) propone otra manera de clasificar las metodologías a través de una representación bidimensional (Figura 1.2), donde el análisis jerárquico es el centro, pues todos los métodos de diseño razonables deberían estar basados en esta área en vías de hacer que el problema de diseño pueda ser tratado por métodos sistemáticos.



**Figura 1.2-** Clasificación de los métodos de integración de procesos.  
Fuente: Gundersen (2000).

Montes de Oca *et al.* (2005) concuerdan con lo anteriormente enunciado, al afirmar que en la literatura científica se reportan varios métodos de integración energética, entre los que se destacan los métodos antes mencionados. Agregan además que los métodos termodinámicos han sido los más estudiados debido a que implican un poco más a la ingeniería, aunque no dejan de presentar limitaciones en cuanto a su aplicación. Estos pueden ser clasificados en:

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

### 1.2.2 Tecnología *Pinch*

Bruce (1993) puntualiza que la Tecnología *Pinch* proporciona herramientas para acometer el diseño y evaluación de la red de intercambio de calor que permite obtener los valores mínimos para varios parámetros del proceso. Estos valores mínimos se pueden obtener sin realizar un diseño detallado de la topología de la red de intercambio, o de los intercambiadores que la forman, al emplear únicamente los datos térmicos de las corrientes que constituyen el proceso. Por este motivo, la tecnología *Pinch* es muy útil para calcular una estimación rápida del rendimiento de una instalación o de una alternativa de diseño; así como para obtener información que permita proponer modificaciones y mejoras en estas.

Wall y Gong (1996) concuerdan con lo planteado por Bruce (1993) y agregan que el punto de partida para un análisis de integración energética es el cálculo de los requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento para una red de intercambio de calor. Estos cálculos se pueden realizar sin tener que especificar la red de intercambiadores. Este método fue concebido para mejorar el funcionamiento de redes de intercambio de calor también llamadas HEN debido a sus siglas en inglés (*Heat Exchanger Networks*), donde se utilizan curvas de composición y se representan las corrientes caliente y fría en diagramas temperatura-entalpía (T-H).

Gutiérrez (2004) y Linnhoff (2008) coinciden en que la Tecnología *Pinch* ha revolucionado la ingeniería de diseño y remodelación de plantas e instalaciones industriales. Al ser esta una técnica de aplicación práctica inmediata en ingeniería, gracias a la utilización de la Primera y Segunda Ley de la Termodinámica.

Gutiérrez (2004) plantea que dentro de los objetivos de la Tecnología *Pinch*, además del mejoramiento de la eficiencia energética del proceso, se incluyen:

1. La reducción del costo de capital.
2. La reducción del costo de la energía.
3. La reducción de emisiones contaminantes.
4. La optimización del uso del agua.
5. El mejoramiento de la operación y de la producción.

Según Geldermann (2005) la idea básica de la Tecnología *pinch* de energía es un acercamiento sistemático para la minimización de energía perdida, para llegar tan cerca posible a un sistema reversible. En su primer paso la Tecnología *pinch* produce la mejor recuperación posible de calor sin tener en cuenta cualquier restricción como por ejemplo pérdidas de calor. Además, la recuperación sólo puede ser lograda al cambiar estructuras o condiciones del sistema investigado.

Zamora, M. (2005) de forma general define que la Tecnología *pinch* se utiliza para identificar los costos energéticos, los objetivos de costo de capital de una red de intercambio de calor, y para reconocer el punto *pinch*. El procedimiento, primero predice antes que el diseño, los requerimientos mínimos de energía externa, área de la red y número de unidades para un proceso dado en el punto *pinch*. Posteriormente se diseña una red de intercambio de calor que satisfaga esos objetivos. Finalmente la red se optimiza mediante la comparación de costos energéticos y los costos fijos de las redes de tal manera que el costo total anual sea mínimo. Por lo tanto, el objetivo primordial de la Tecnología *pinch* es lograr ahorros financieros mediante integración de calor en el proceso (maximizar la recuperación de calor del proceso al proceso y reducir las cargas de los servicios auxiliares).

Por otra parte Kemp (2007) explica, en el diseño de la red de intercambio de calor, que una corriente caliente puede acoplarse con alguna corriente fría mediante la recuperación de calor. Cada acoplamiento lleva una corriente con su temperatura de salida. Como el *Pinch* divide el sistema de intercambio de calor en dos regiones térmicamente independiente, se debe de diseñar una red por encima del *pinch* y luego otra por debajo del *pinch*. Cuando la recuperación de energía se ha maximizado, las necesidades térmicas que quedan se deben suministrar con servicios auxiliares.

Benítez *et al.* (2007), manifiesta que la tecnología *pinch* para la integración energética consiste, en primer término, en proponer una red de transferencia de calor óptima entre las diferentes corrientes del proceso. El objetivo de esta red es aprovechar al máximo todas las posibilidades de calentamiento y enfriamiento entre las propias corrientes, para disminuir así la necesidad de utilizar fuentes externas.

Ocampo (2008) testifica que si no se toma en cuenta la eficiencia térmica, la disminución del consumo mínimo de los servicios auxiliares, la disminución de los costos anuales en las redes de intercambio de calor, se puede asegurar que si no se tienen la estructura ni las condiciones de operación necesaria para lograr estos parámetros, no se habrá llegado a la síntesis óptima del proceso en cuestión, por lo tanto hacer un análisis de ellos permitiría obtener resultados eficientes y de alta confiabilidad.

Pérez (2008) explica que la mayoría de las redes de intercambio de calor tienen como problema el uso ineficiente de la energía, esto solo se traduce a que en la red hay corrientes que tienen un exceso de energía en forma de calor y otras un déficit y no pueden ser compensadas unas con otras por restricciones termodinámicas. Por tal razón es necesario el empleo de servicios auxiliares, tanto de calentamiento como de enfriamiento.

Muñoz (2009) añade que los diseños de las HEN, normalmente presentan un alto grado de flexibilidad frente a los cambios operacionales que pueden ocurrir. Algunos de los cambios realizados por necesidades de la propia industria, son tan grandes que requieren el rediseño de la HEN original; en otros casos se plantea el rediseño de la red producto de las mejoras considerables que pueda traer consigo la modificación de la misma; mientras que en otros el objetivo es obtener una nueva HEN rentable y que cumpla con los requerimientos técnicos necesarios, así como con las exigencias medioambientales.

La tecnología *pinch* ha sido aplicada a un gran número de industrias y ha demostrado su efectividad; sin embargo, existen varias limitaciones inherentes a este método; según Gundersen (2000) la principal limitante de dicha tecnología está en asumir que todas las corrientes frías y calientes son recursos que pueden ser utilizados sin restricciones para la recuperación de calor. Sin embargo, si un par de corrientes fría y caliente no pueden intercambiar entre sí resulta extremadamente difícil evaluar su efecto en las curvas compuestas. Además este método dificulta el control automático del proceso y puede aumentar el riesgo en la operación.

Estas limitaciones han sido la principal motivación para la aplicación de la programación matemática a la integración de procesos.



### 1.2.3 Programación Matemática

Según Romero (2005) una de las metodologías que se ha vuelto imprescindible a la hora de diseñar una red de intercambio, son los métodos de optimización (Estocásticos y Programación Matemática), específicamente el Método de Programación Matemática, el cual ofrece la posibilidad de desarrollar herramientas automáticas que sirven de base en la exploración de alternativas y la optimización en el diseño, con lo cual puede desarrollarse la integración energética de una red.

Rossiter y Rutkowski (1993) aseguran que el método de modelación numérica se basa en técnicas de simulación donde se usan modelos matemáticos simplificados del proceso. Estos son combinados con ecuaciones de costo para cuantificar el impacto de las decisiones de diseño en la economía del proceso.

Laukkanen (2003) expone que la programación matemática es una herramienta eficaz en el análisis y optimización de sistemas de energía, debido a que generalmente se requieren a la misma vez, la optimización estructural y continua para la síntesis de un diagrama de flujo. Su principal desventaja se encuentra en la formulación y modelación de estos problemas, si no los mismos no podrán ser resueltos por las computadoras en un tiempo práctico o los resultados generados serán pobres.

Montes de Oca *et al.* (2005) alega que las metodologías basadas en la Programación Matemática para el diseño, integración, problemas de operación, o para problemas de síntesis de procesos, consisten en tres pasos principales. El primero de los pasos es el desarrollo de las alternativas, para la selección de la solución óptima. El segundo es la formulación de un programa matemático que involucra variables discretas y continuas, para la selección de la configuración y los niveles de operación respectivamente. El tercer paso es la solución del modelo de optimización que proyecta la solución óptima.

Boehm (1997) plantea que existen dos estrategias mayores para la síntesis de una red de intercambiadores: optimización secuencial y optimización simultánea. En la optimización simultánea se presenta un modelo de programación no lineal de enteros mixtos (MINLP) en el cual la recuperación de energía y el cálculo de las áreas se optimizan simultáneamente. Mientras que la optimización secuencial provee procedimientos sistemáticos que permiten la

automatización de los problemas de síntesis en una computadora. Los modelos, tales como programación lineal (LP), programación no lineal (NLP) y MINLP permiten ampliar tipos de problemas a tener en cuenta (utilidades múltiples, bifurcación de corrientes, entre otros).

Shivakumar y Narasimhan (2002), por su parte, explican que en el diseño primero se determina los requerimientos mínimos de utilidades, seguido del número mínimo de intercambiadores y finalmente el costo mínimo de inversión de la red de intercambiadores de calor. La limitación fundamental de esta optimización es que el intercambio entre la energía y el costo capital no es considerado simultáneamente y pueden obtenerse otras redes subalternas óptimas. Sin embargo, la optimización provee el intercambio apropiado, como la estructura de la red, los costos y áreas de los intercambiadores así como los requerimientos de utilidades son determinados simultáneamente.

A pesar de que el desarrollo de los métodos de Programación Matemática se hace más complejo debido a la formulación y solución matemática que requieren y por el uso de programas profesionales para su aplicación, son los indicados para evaluar la eficiencia energética de la sección debido a que permiten una optimización más profunda del proceso.

#### **1.2.4 Método Exergético**

López (2007) define la exergía como la capacidad máxima de trabajo útil que puede obtenerse de un sistema en un determinado estado. La exergía de un portador de energía es una propiedad termodinámica que depende del estado del portador considerado y el estado del medio. El concepto de la 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.

Iglesias (2009) comenta que el análisis exergético de un proceso está relacionado con el cálculo de la energía absoluta que puede ser obtenida de todas las corrientes. Ha sido largamente sugerido como un instrumento para el estudio de la calidad de los procesos de diseño y como un procedimiento eficiente para examinar críticamente el uso de la energía en los procesos y evaluar los posibles ahorros en el consumo de la energía primaria. Además la fuerza del análisis exergético está en que puede identificar las principales causas de imperfecciones termodinámicas de procesos químicos y térmicos, al proveer con el valor de

pérdidas de exergía o irreversibilidades de una medida cuantitativa aplicable generalmente a la eficiencia del proceso.

Laukkanen (2003) de manera general expone que el análisis exergético es una metodología para aplicar las consecuencias de las leyes de la termodinámica al análisis y diseño de sistemas relacionados de cualquier manera con la energía y sus flujos. Este permite además analizar los mecanismos básicos de la ineficiencia en la ingeniería de tales sistemas, cosa que no es posible realizar exclusivamente con un balance energético. Su generalidad también le permite tratar tanto procesos cíclicos como no cíclicos, procesos en máquinas térmicas y procesos de la ingeniería química, considerar en su totalidad una instalación, así como cada uno de los procesos que en ella tienen lugar por separado.

Iglesias (2009) muestra que el método exergético se utiliza también en el Análisis Exergético del ciclo de vida de un producto para disminuir impactos ambientales negativos en el proceso de obtención de un producto determinado. También agrega una guía de aspectos que se deben tener en cuenta para eliminar y detectar errores cuando se trabaja con este método, estos son:

1. No usar en los procesos fuerzas impulsoras termodinámicas excesivamente grandes o pequeñas.
2. Minimizar el mezclado de corrientes con diferencias de temperaturas, presión o composición química.
3. No descargar calor a altas temperaturas al ambiente o a una torre de enfriamiento.
4. No calentar corrientes refrigeradas con corrientes calientes o agua de enfriamiento.
5. Cuando se intercambia calor entre dos corrientes, el intercambio es más eficaz si las capacidades caloríficas son similares.
6. Minimizar el uso de fluidos intermedios de transferencia de calor cuando se intercambia calor entre dos corrientes.

Frangopoulos (1992), por otra parte, revela que el método del análisis termodinámico tiene dos etapas fundamentales la primera etapa denominada Análisis Exergético; consiste en seleccionar el sistema técnico a analizar, que es el modelo del objeto técnico de estudio real. Al conformar el sistema técnico se deben seleccionar sus partes componentes, que van a

funcionar como subsistemas interrelacionados entre sí para el análisis. A cada uno de los subsistemas y al sistema en general se les realiza los balances de materia y energía, condiciones indispensables para efectuar posteriormente el balance exergético y determinar el rendimiento exergético.

La segunda etapa denominada análisis entrópico, se determinan las pérdidas exergéticas para cada subsistema y el sistema en su conjunto. Por último se determinan los sobre consumo de combustible que se producen en cada subsistema debido a la irreversibilidad del proceso, seleccionando los elementos "críticos" que condicionan los gastos de combustible del sistema técnico y del objeto técnico real.

En Cuba el Análisis Exergético no ha sido un tema de verdadero impacto, muy pocas de las diferentes industrias lo han aplicado, ejemplo son la industria azucarera y la industria alimenticia (Iglesias, 2009), debido a que este método tiene mayor aplicación en equipos como bombas, turbinas, compresores, entre otros. Por lo general los análisis que se emplean para evaluar una industria son la Tecnología *Pinch* y la Programación lineal debido a que estos ofrecen datos de costo y ahorros que son muy importantes para el país.

### **1.3 Optimización matemática por programación lineal**

Gundersen (2005) se refiere a la programación lineal como un procedimiento o algoritmo matemático mediante el cual se resuelve un problema indeterminado, formulado a través de un sistema de inecuaciones lineales, al optimizar la función objetivo, también lineal. Este método consiste en optimizar (minimizar o maximizar) una función lineal, denominada función objetivo, de tal forma que las variables de dicha función estén sujetas a una serie de restricciones que expresamos mediante un sistema de inecuaciones lineales.

Según Hugo (2001) el modelo de programación lineal (LP) se utiliza en casi todas las áreas del conocimiento. La relación lineal entre variables le confiere la particularidad de ser un modelo fácil de generar y simple de resolver y analizar. Esto permite automatizar el proceso de generación del modelo, por lo que es posible generar grandes modelos de LP. Para casos de 2 variables, puede emplearse el método gráfico. Para modelos de más de 2 variables, se emplea un algoritmo llamado SIMPLEX diseñado por Dantzig en 1947. En el año 1984, se

pública el método de Karmarkar, lo que constituye un enorme avance en los principios teóricos y prácticos en el área; pero aún, el SIMPLEX es el más empleado.

En ese sentido El-Halwagi (2006) comenta que la programación lineal constituye un importante campo de la optimización por varias razones, muchos problemas prácticos de la investigación de operaciones pueden plantearse como problemas de programación lineal. Algunos casos especiales de programación lineal, tales como los problemas de flujo de redes y problemas de flujo de mercancías se consideraron en el desarrollo de las matemáticas lo suficientemente importantes como para generar por sí mismos mucha investigación sobre algoritmos especializados en su solución. Una serie de algoritmos diseñados para resolver otros tipos de problemas de optimización constituyen casos particulares de la más amplia técnica de la programación lineal. Históricamente, las ideas de programación lineal han inspirado muchos de los conceptos centrales de la teoría de optimización tales como la dualidad, la descomposición y la importancia de la convexidad y sus generalizaciones. Del mismo modo, la programación lineal se utiliza en la microeconomía y la administración de empresas, ya sea para aumentar al máximo los ingresos o reducir al mínimo los costos de un sistema de producción. Algunos ejemplos son la mezcla de alimentos, la gestión de inventarios, la cartera y la gestión de las finanzas, la asignación de recursos humanos y recursos de máquinas, la planificación de campañas de publicidad, entre otros.

#### **1.4 Softwares empleados en la programación lineal**

Higham (2000) manifiesta que las herramientas de simulación de sistemas y procesos han tenido una evolución impresionante en los últimos años. En la actualidad podemos simular prácticamente cualquier sistema antes de armar un prototipo real, de esa forma se puede mejorar las posibilidades de que el mismo funcione.

López (2007), concuerda con lo antes planteado e informa que durante las últimas dos décadas, los paquetes de *software* que realizan cálculos simbólicos y numéricos junto con representaciones gráficas se han convertido en una herramienta indispensable para todos los ingenieros. Este declara que el gran potencial de las computadoras radica en su capacidad para hacer cualquier cosa que pueda describirse matemáticamente como una serie de operaciones y decisiones lógicas.

Ramos (2012) indica que los llamados *softwares* interactivos han evolucionado desde códigos de computadora que sólo efectuaban manipulaciones de matrices hasta programas de gran alcance que combinan cálculos de matrices, análisis de datos, resolución de ecuaciones, gráficos y muchas otras funciones. La principal razón del éxito de estos códigos es que el lenguaje empleado para formular los programas es sencillo y se combina bien con las matemáticas que el usuario ya conoce.

A continuación se muestran los *softwares* más conocidos empleados en la solución de la programación lineal:

**LINDO (*Linear, Interactive, and Discreta Optimizar*):** (*LINDO Systems, Inc*) LINDO (2003) revela que este programa es una herramienta conveniente y poderosa que se diseña para resolver una amplia gama de problemas de optimización, que incluye los problemas lineales, los problemas cuadráticos, los problemas de enteros mixtos y los problemas no lineales generalmente los no-convexos. LINDO (2014) informa que estos problemas se levantan en las áreas de negocio, industria, investigación, y gobierno. Han sido utilizados por miles de empresas en todo el mundo para maximizar los beneficios y minimizar los costos de las decisiones relativas a la planificación de la producción, el transporte, las finanzas, el presupuesto de capital, fusión, la programación y mucho más.

**LINGO (*LINear Generalize Optimizer*):** (*LINDO Systems, Inc*) LINDO (2010) explica que este programa es una herramienta completa diseñada para hacer que la construcción y la solución de problemas lineales, no lineales (convexo y no convexo), cuadráticos, cuadráticos restringidos, estocástico y modelos de optimización enteros más rápido, más fácil y más eficiente. LINGO proporciona un paquete completamente integrado que incluye un potente lenguaje para expresar los modelos de optimización, un ambiente con todas las funciones para los problemas de construcción y edición, y un conjunto de solucionadores incorporados rápido. Canizo; Lucero (2002) comentan que el resultado que LINGO proporciona es la optimización que ayuda a encontrar el mejor resultado: la ganancia más alta, o el costo más bajo. A menudo estos problemas involucran el uso más eficiente de los recursos.

**WinQSB:** García-Ligero (2012), se refiere a este programa como un sistema interactivo de ayuda a la toma de decisiones que contiene herramientas muy útiles para resolver distintos

tipos de problemas en el campo de la investigación operativa. Entre los que se encuentran los problemas de programación lineal, los problemas de programación lineal entera, los modelos de programación multiobjetivo con restricciones lineales, los problemas con función objetivo cuadrática y restricciones lineales, los problemas no lineales, entre otros. El sistema está formado por distintos módulos, uno para cada tipo de modelo o problema. WinQSB utiliza los mecanismos típicos de la interface de *Windows*, es decir, ventanas, menús desplegables, barras de herramientas, etc. Por lo tanto el manejo del programa es similar a cualquier otro que utilice el entorno *Windows*.

**Gurobi (Gu; Rothberg; Bixby):** (*Gurobi Optimization, Inc.*) Gurobi (2015) expone que el optimizador Gurobi es un comercial de optimización solucionador de programación lineal (LP), programación cuadrática (QP), programación cuadrática restringido (QCP), programación lineal entera mixta (MILP), entera mixta de programación cuadrática (MIQP), y entera mixta de programación cuadrática restringida (MIQCP). Se utiliza en casi dos docenas de industrias y más de 1200 empresas. La razón para tal amplio uso es su capacidad de resolver rápidamente una amplia gama de tipos de problemas y su amplia gama de APIs compatibles y herramientas de desarrollo. Pedroso (2011) indica que los *solvers* de Gurobi apoyan la planificación estratégica compleja, la dirección de suministros y los funcionamientos diarios de químicos y fabricantes de petróleo. La optimización les permite a fabricantes mejorar la planificación, y la producción dentro de refinerías al influir en los funcionamientos comerciales diarios y las estrategias de inversión de recurso a largo plazo.

**MATLAB (MATrix LABoratory):** (*MathWorks, Inc.*) Quintela (2000) se refiere a este *softwre* como un programa para realizar cálculos numéricos con vectores y matrices. Como caso particular puede también trabajar con números escalares (tanto reales como complejos), con cadenas de caracteres y con otras estructuras de información más complejas. Una de las capacidades más atractivas es la de realizar una amplia variedad de gráficos en dos y tres dimensiones. MATLAB tiene también un lenguaje de programación propio. Ferris (2007) expresa que el objetivo de MATLAB es el de permitir a científicos e ingenieros el uso de técnicas basadas en el álgebra lineal (matrices) para la solución de problemas, usando lo más novedoso en programación, sin tener que escribir programas en los lenguajes tradicionales. Por otra parte Geletu (2007) comenta que conforme el tiempo ha pasado han sido añadidas

nuevas funciones, lo que permite en la actualidad tener funciones específicas para muy diversas áreas del conocimiento humano.

En el presente trabajo de diploma se utilizará MATLAB, por estar este disponible en el sitio web de la facultad de Ciencias Técnicas de la Universidad de Matanzas y por ser un ambiente matemático que cuenta con gran difusión en el ambiente científico y de ingeniería a nivel mundial por su poder y facilidad de uso.

## **1.5 Conclusiones parciales del capítulo**

1. La Integración Energética constituye un paso fundamental en la síntesis y diseño de una planta, debido a que puede ser considerada como una herramienta para mejorar la eficiencia económica de cualquier proceso químico.
2. En Cuba el Análisis Exergético no ha sido un método ampliamente usado, muy pocas de las diferentes industrias lo han aplicado, ejemplo son la industria azucarera y la industria alimenticia, debido a que este método tiene mayor aplicación en equipos como bombas, turbinas, compresores, entre otros.
3. El método termodinámico de Tecnología *Pinch* es una herramienta simple para la integración y optimización energética de cualquier proceso, su aplicación requiere sólo del conocimiento de algunas variables termodinámicas; sin embargo, existen varias limitaciones inherentes a este método, las cuales han sido la principal motivación para la aplicación de la programación matemática a la integración de procesos.
4. A pesar de que pueden ser empleados los métodos exergéticos, tecnología *pinch* y programación matemática, el más adecuado para el tema planteado es este último, debido a que permite una optimización más profunda.
5. Se escoge el *software* MATLAB por encontrarse disponible en la Universidad de Matanzas y por estar diseñado para realizar la manipulación matricial en forma sencilla.



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

En este capítulo se realiza una descripción de la sección de hidrofinación de diesel de la refinería caso estudio, seguida de una explicación detallada de la metodología a seguir para proponer la red óptima de intercambio de calor que reduzca 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. 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 posterior empleo. Este tratamiento consiste en un amplio grupo de procesos en los cuales se utiliza el hidrógeno como reactante, en presencia de un catalizador y bajo condiciones de operación apropiadas (las mismas se especificaran en el transcurso del capítulo).

#### **2.1.1: Descripción del flujo tecnológico de producción**

##### **Ciclo de reacción**

En la sección de hidrotratamiento de diesel se trata la fracción 180-360 °C que se obtiene de la sección 100, primeramente va a tanque intermedio para ser procesada en el HDS. El inyector a la planta se mezcla con gas recirculante rico en hidrógeno. La mezcla de materia prima con gas recirculante se calienta en los intercambiadores de calor E-01-301 hasta una temperatura de 300-350 °C, posteriormente la mezcla pasa a calentarse en el horno F-01-301 a una temperatura de 360-400 °C antes de entrar al reactor R-01-301.

La mezcla al salir del reactor R-01-301 cede su calor en los intercambiadores de calor E-01-301, luego se disminuye su temperatura en el enfriador por aire A-01-301 y en el enfriador por agua E-01-303 hasta 45 °C. Seguidamente pasa al 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 de la

sección 200. El hidrogenado inestable pasa del separador de alta presión B-01-301 al 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 B-01-302, se envía a los intercambiadores E-01-302, en los cuales se calienta hasta 220-250 °C a través del combustible estable y luego se suministra a la torre de estabilización T-01-301, donde de él 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 (P-01-302R), va al horno F-01-302, donde se calienta hasta una temperatura de 330-350 °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 de aire A-01-302 con la 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 T-01-301 y se envían al condensador – enfriador por aire A-01-303, donde condensan y se enfrían hasta 60 °C. Después siguen enfriándose en el enfriador de agua E-01-305 hasta 45 °C.

Los productos del enfriador por agua E-01-305 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 la bomba P-01-303, P- 01-303R, y se suministra como reflujo a la parte superior de la torre T-01-301. Para suprimir la corrosión por hidrógeno sulfurado en la torre T-01-301 se alimenta la solución de inhibidor de corrosión con las bombas P-308, P-309 desde el 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 van a la descarga de la bomba P-01-303 y se envían a tanques intermedios o a la Sección 200, en dependencia de sus características. El ácido sulfhídrico acuoso del separador B-01-305 con ayuda de la bomba P-01-307 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 dependen 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 bajo la presión de 294,2 kPa como máximo y una temperatura en el lecho del catalizador de hasta 500 °C; si se eleva la temperatura a valores superiores al antes mencionado se puede provocar la sublimación del catalizador (esto quiere decir que pasa parte del catalizador a la fase gaseosa).

El período inicial del quemado del coque exige un control de alimentación de aire más fino. La temperatura en las capas del catalizador es controlada con ayuda de termopares de zonas múltiples. La marcha de la regeneración es controlada por el contenido del oxígeno y gas carbónico en los gases de regeneración. El contenido de oxígeno en los gases de regeneración, después de condensado el vapor de agua no debe exceder el 1% en volumen.

Al terminar el quemado el catalizador es sometido a la calcinación durante un período de 4 a 6 horas, con un alto consumo de aire hasta el 19 % volumétrico y una temperatura de 520 °C. Terminada la calcinación el catalizador es vaporizado con vapor de agua y enfriado hasta 260 °C, luego se apagan los inyectores del horno y se barren con gas inerte al igual que al reactor.

Después de la purga con gas inerte y prueba de sellaje a 4687,6 kPa el sistema se encuentra listo para ser llenado con gas rico en hidrógeno. El tiempo de quemado del coque es 50 horas, como mínimo. El tiempo de regeneración no sobrepasará 11 días. Una vez regenerado el catalizador, se seca y sulfura. La sulfuración se hará con la propia materia prima y debe durar unas 30 horas.

Posteriormente se procede a la alimentación de la materia prima, después de alcanzar en el reactor 360 °C, mientras el bloque depurador está listo para la circulación en caliente.

En la figura A1.3 del Anexo 1 se muestra un esquema de la planta de hidrofinación de diesel de la refinería caso estudio.

## 2.1.2: Caracterización del equipamiento de la sección

El proceso tecnológico cuenta con una amplia gama de equipos y accesorios los cuales son referidos a continuación.

### Reactor

- R-01-301: En él tiene lugar una hidrogenación de los compuestos sulfurosos contenidos en la materia prima con formación del ácido sulfhídrico, así como un *hidrocracking* parcial con formación del gas hidrocarbónico y fracciones livianas de gasolina.

Reacciones primarias.

1.  $C_4H_4 + S \leftrightarrow C_4H_4S$
2.  $C_4H_8 + S \leftrightarrow C_4H_8S$
3.  $C_4H_{10} + S \leftrightarrow C_4H_{10}S$
4.  $C_6H_{14} + S \leftrightarrow C_6H_{14}S$

Reacciones secundaria: Reacciones de desulfurización.

1.  $C_4H_4S + 4H_2 \leftrightarrow C_4H_{10} + H_2S$
2.  $C_4H_8S + 2H_2 \leftrightarrow C_4H_{10} + H_2S$
3.  $C_4H_{10}S + H_2 \leftrightarrow C_4H_{10} + H_2S$
4.  $C_6H_{14}S + H_2 \leftrightarrow C_6H_{14} + H_2S$

### Tanques de almacenamiento

- D-01-301: Tambor de materia prima, recepciona la materia prima (fracción 180-360 °C) proveniente del parque o directamente de la sección 100.
- D-01-302: Tambor de metil-dietanolamina (MDEA) al 40%.
- D-01-303: Tambor de solución de amina saturada.
- D-01-304: Tambor de solución de inhibidor de corrosión.
- D-01-305: Tambor de solución antiespumante.

### Separadores

- **B-01-301 (alta presión):** Separa el hidrógeno inestable y el gas circulante rico en hidrógeno. También descarga el agua de lavado de los enfriadores por aire A-01-301.
- **B-01-302 (baja presión):** Separa el hidrógeno inestable proveniente del separador B-01-301 y el gas circulante rico en hidrógeno que no se extrajo en la etapa anterior.

### **Torre de estabilización**

- **T-01-301:** En ella se separan el gas rico en hidrocarburos y la gasolina. Cuenta con un condensador – enfriador por aire (1,2 A-01-303), con un enfriador de agua (E-01-305), con un separador (B-01-305) en el tope y con un horno (F-01-302) en el fondo.

### **Torre de absorción**

- **T-01-302, T-01-303, T-01-304:** Eliminan el sulfuro de hidrógeno (H<sub>2</sub>S) de los gases impuros extraídos en los separadores B-01-301, B-01-302 y B-01-305, respectivamente.

### **Equipos de intercambio calórico**

#### **Intercambiadores de calor**

- **E-01-301 (1, 2, 3):** El fluido frío es la mezcla entre la materia prima y un gas rico en hidrógeno (proveniente del ciclo de regeneración), y el fluido caliente es una mezcla de productos con gas, resultante del reactor R-01-301.
- **E-01-302 (1, 2, 3, 4):** El fluido frío es el hidrogenado inestable proveniente del separador de baja presión B-01-302, y el fluido caliente es el combustible estable resultante de la torre de estabilización T-01-301.

#### **Enfriador por agua**

- **E-01-303:** El fluido caliente es la mezcla proveniente del intercambiador A-01-301.

#### **Enfriadores por aire**

- **A-01-301 (1,2):** El fluido caliente es la mezcla proveniente del intercambiador E-01-301. Estos enfriadores se lavan con agua químicamente depurada, con lo que se previene la deposición de sales amónicas en los tubos.
- **A-01-302:** El fluido caliente es el exceso de diesel estable proveniente del intercambiador E-01-302.

#### **Horno tubular**

- **F-01-301:** Usa dos tipos de combustible, fuel oil y gas combustible de baja presión, mientras que el fluido frío es la mezcla procedente de los intercambiadores de calor E-01-301

## 2.2. Metodología para la aplicación de la programación lineal

Para proponer la red óptima de intercambio de calor que reduzca el consumo energético de la sección, se desarrolla la metodología ofrecida por Biegler (1997), para la programación lineal.

### 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, pero para esto es necesario realizar la identificación de corrientes.

En integración se define como corriente energética aquella que conserva su masa y composición y cambia su contenido energético (temperatura o estado de agregación) desde la salida de una operación hasta la entrada de otra. Si una corriente no pasa a través de un equipo de transferencia de calor (intercambiador, condensador, evaporador, enchaquetado, serpentín, turbina, caldera u otro similar) donde cambie su valor energético, no puede considerarse una corriente energética.

### 2.2.1 Identificación de las corrientes energéticas

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.

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

En integración energética, los datos más importantes de una corriente son su contenido energético (entalpía, calor específico, flujo de calor, entre otros), y su flujo másico.

Las corrientes calientes deben ser enfriadas, para ello es necesario extraerles una cierta cantidad de calor igual al calor cedido por estas, para garantizar el intercambio de calor sin considerar pérdidas de energía. De igual manera ocurre con las corrientes frías, estas deben ser calentadas, donde se incorpora una cierta cantidad de calor que debe ser garantizada por una fuente que ceda calor.

El flujo de calor necesario a suministrarle a las corrientes frías y/o a extraerles a las corrientes calientes, pueden determinarse según de la Primera Ley de la Termodinámica (ecuación 2.1).

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

Donde:

$\Delta H$ : Variación de entalpía, kJ/kg.

$W$ : Trabajo, kJ/kg.

Como en los equipos de transferencia de calor no se realiza trabajo la ecuación 2.1 se reduce a la ecuación 2.2:

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

Donde:

$m$ : Flujo másico de la corriente, kg/s.

$Q$ : Flujo de calor sensible, kW.

La variación de entalpía asociada a las corrientes del proceso se determina según la Primera Ley de la Termodinámica (ecuación 2.3).

$$\Delta H = c_p(T_s - T_e) \quad (2.3)$$

Donde:

cp: Calor específico de la corriente, kJ/kgK.

Te: Temperatura de entrada, K.

Ts: Temperatura de salida, K.

Sustituyendo la ecuación 2.3 en la ecuación 2.2:

$$Q = mcp(Ts - Te) \quad (2.4)$$

Una vez que se determine el calor necesario a suministrar o a extraer de cada corriente, es posible estimar el calor neto del sistema, mediante la suma de todos los calores individuales de cada corriente del proceso.

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

Donde:

n: corrientes o cantidades de corrientes

Qi: Flujo de calor de cada corriente, kW.

Qneto: Flujo de calor neto del sistema, kW.

i: Número de la corriente.

Si  $Q_{\text{neto}} < 0$  el sistema presenta un déficit de energía, por tanto, se le debe suministrar energía mediante utilidades calientes, esto no significa que no necesite utilidades frías el proceso.

Si  $Q_{\text{neto}} > 0$  el sistema presenta un exceso de energía, por tanto, se le debe eliminar calor mediante utilidades frías, de igual manera esto no significa que el proceso no requiera de utilidades calientes.

### **2.2.3 Selección del valor inicial de la diferencia de temperatura mínima**

La temperatura de aproximación mínima  $\Delta T_{\text{mín}}$  representa la menor diferencia de temperaturas que puede existir entre una corriente fría y una caliente a lo largo de un intercambiador de calor, para que la transferencia sea efectiva.

En la tabla 2.1 se muestran los diferentes valores de  $\Delta T_{\text{mín}}$  para cada proceso.



**Tabla 2.1:**  $\Delta T_{\min}$  recomendados para el diseño de un nuevo proceso

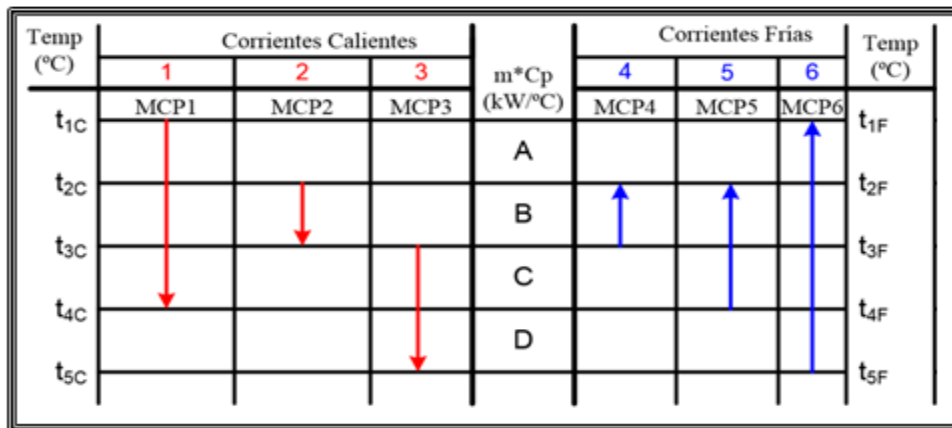
No	Sector Industrial	Valores de $\Delta T_{\min}$ basados en la experiencia práctica
1	Refinería de petróleo	20 – 40 K
2	Petroquímica	10 – 20 K
3	Química	10 – 20 K
4	Procesos a bajas temperaturas	3 – 5 K

Fuente: Cheresources, 2004

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

#### 2.2.4. 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. Cada línea de temperatura tiene una diferencia de  $\Delta T_{\min}$  entre el lado caliente y el frío. Los intervalos de temperatura se identifican con una letra consecutiva que se escribe en la franja central que separa el lado caliente del frío. El diagrama se completa con el balance energético para cada intervalo de temperaturas.



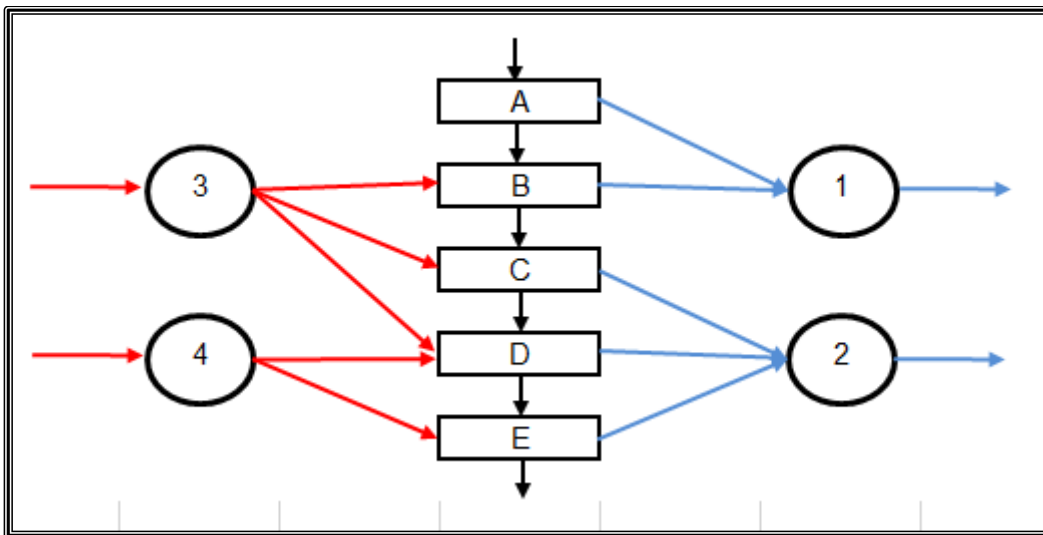
**Figura 2.1-** Diagrama de Intervalos de Temperaturas.

Fuente: Romero (2005)

Una vez que se determine el calor de cada intervalo por separado, se procede al cálculo del calor neto del sistema (ecuación 2.5), mediante la sumatoria de los calores de todos los intervalos y este resultado tiene que coincidir con el valor del calor previamente calculado en la segunda etapa, para demostrar que el diagrama está confeccionado correctamente.

### 2.2.5 Construcción del diagrama de cascada

El diagrama de cascada se considera como un problema de transporte que se formula como un modelo de programación lineal. En términos de modelos de transporte las corrientes calientes son tratadas como nodos-fuentes y las corrientes frías como nodos-destinos. Se considera, convenientemente, que el calor debe ser transferido desde los nodos-fuentes hacia los nodos-destinos a través de los intermediarios (depósito o almacén) que corresponden a los intervalos de temperaturas que garantizan un intercambio de calor factible. Cuando no todo el calor puede ser ubicado en los nodos-destinos (corrientes frías) debido al intervalo de temperatura, el exceso, calor residual simple (RK), se coloca en forma de cascada hacia el nivel de temperatura inferior (Figura 2.2).



**Figura 2.2-** Representación de un diagrama de cascada.

Fuente: Elaboración Propia

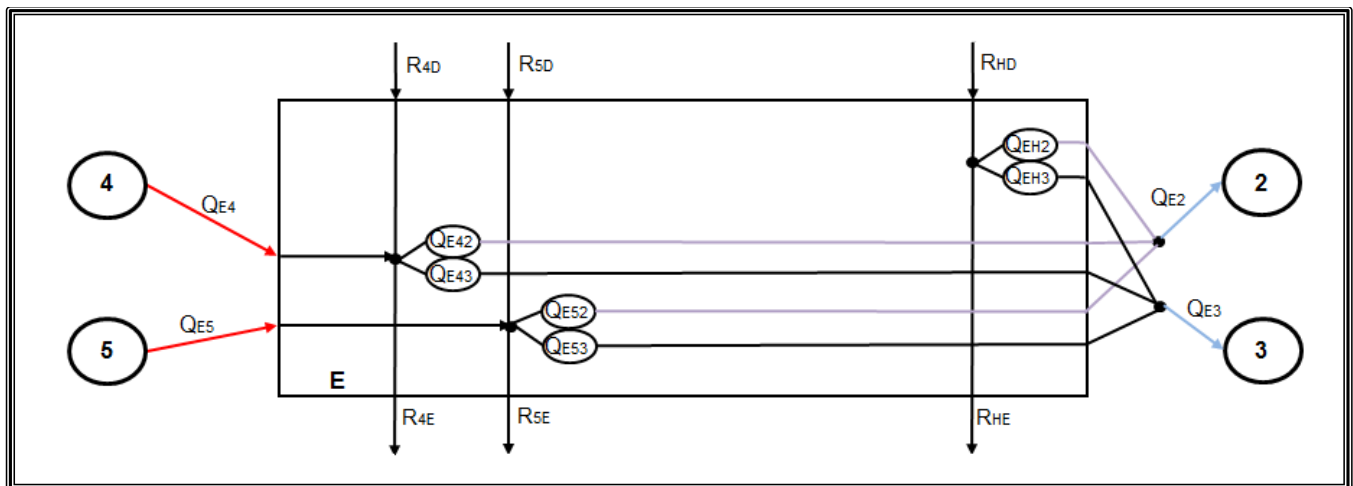
Se realiza un balance sencillo de calor (corrientes entrada = corrientes salida) en cada nivel de temperatura. El modelo formulado generalmente tiene un grado de libertad, implicando un problema propio de optimización cuya función objetiva es la minimización de los flujos de calor de las utilidades (utilidad caliente + utilidad fría) considerando como restricción la no

negatividad de las variables, pudiendo solucionarse mediante un problema de programación lineal. Del diagrama de cascada se obtienen los flujos de calor mínimos de las utilidades, frías ( $Q_W$ ) y calientes ( $Q_H$ ).

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

Se parte de que en cada intervalo de temperatura existe intercambio de calor entre las corrientes frías y calientes. A diferencia del diagrama de cascada, donde el residual que se obtenía en cada nivel de temperatura era simple, en el modelo de transporte ampliado se asigna un residual ( $R_{5D}$ ,  $R_{6D}$ ) para las corriente calientes.

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, y con la solución de dicho modelo matemático ampliado se obtienen las cantidades intercambiadas durante el proceso, tanto entre corrientes frías y calientes como las utilidades. Es necesario destacar que el contenido calórico de las utilidades tiene que coincidir con el obtenido en el modelo compactado o diagrama de cascada.



**Figura 2.3-** Diagrama o modelo de transporte ampliado.

Fuente: Elaboración Propia

Así el modelo de programación lineal ampliado ofrece la información de las corrientes de intercambio y a partir de ello se puede determinar el número de intercambiadores requeridos,

con lo cual se procede a la distribución de los mismos en el proceso, y a la determinación de los costos energéticos y de adquisición de la red.

### **2.2.7 Propuesta de intercambio sobre y bajo el *pinch***

Para proponer la red de intercambio de calor entre las corrientes, se debe 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 la confección de la red propuesta, las corrientes se colocan en rectángulos, las calientes encima y las frías debajo, además dentro de los rectángulos se debe escribir también la cantidad de energía que absorberá o liberará cada corriente. Los intercambiadores de calor se representan con flechas numeradas consecutivamente y se debe pasar toda la energía de las corrientes calientes a las frías, utilizando sólo la cantidad de intercambiadores calculados en la etapa anterior.

### **2.2.8 Diseño preliminar de la red de intercambiadores propuesta**

La red de intercambiadores propuesta se divide en dos etapas, primero el diseño sobre el *Pinch* y luego bajo el *Pinch* y se espera que la combinación de la red resulte dos ciclos que crucen el *Pinch*. Primeramente se calcula el flujo de calor de cada corriente entre las temperaturas de salida y entrada y la temperatura de *Pinch*. Seguidamente se ubican los intercambiadores de forma que se cumpla la distribución de cargas calóricas realizada con anterioridad y que no existan cruces de temperatura ni se viole la diferencia mínima de temperatura propuesta en ninguno de los intercambiadores. Además no puede existir intercambio de calor a través del *Pinch*.

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

Reconstruir el diagrama de flujo del proceso integrado y realizar el diseño de los intercambiadores constituye la etapa final de la integración energética propiamente dicha. Para determinar el área de un intercambiador de calor, se utiliza la ecuación 2.6.

$$A = \frac{Q}{U_D LMTDF_T} \quad (2.6)$$

Donde:

A: Área del intercambiador, m<sup>2</sup>.

Q: Calor total transferido, W.

U<sub>D</sub>: Coeficiente global de transferencia de calor para las condiciones de operación, W/m<sup>2</sup>K.

LMTD: Diferencia media logarítmica de temperatura, K.

F<sub>T</sub>: Factor de corrección de temperatura.

El coeficiente global de transferencia de calor se determinó a partir de los valores representados en la tabla A2.1 del Anexo 2.

$$P = \frac{T_{SW} - T_{EW}}{T_{EH} - T_{EW}} \quad (2.7)$$

$$R = \frac{T_{EH} - T_{SH}}{T_{SW} - T_{EW}} \quad (2.8)$$

Donde:

P: Eficiencia del intercambiador para el lado frío.

R: Razón de transferencia de calor.

T<sub>EH</sub>: Temperatura de entrada del fluido caliente, K.

T<sub>SH</sub>: Temperatura de salida del fluido caliente, K.

T<sub>EW</sub>: Temperatura de entrada del fluido frío, K.

T<sub>SW</sub>: Temperatura de salida del fluido frío, K.

Finalmente el factor de corrección de temperatura puede ser estimado a partir de los gráficos que se encuentran en el Anexo 2 (para distribuciones distintas a 1-2) o utilizando la ecuación 2.9 (para distribuciones de 1-2).

$$F_T = \frac{\sqrt{R^2 + 1} \ln \left( \frac{1 - P}{1 - RP} \right)}{(R - 1) \ln \frac{2 - P(R + 1 - \sqrt{R^2 + 1})}{2 - P(R + 1 + \sqrt{R^2 + 1})}} \quad (2.9)$$

La diferencia logarítmica de temperatura puede ser determinada por la ecuación 2.10 para intercambiadores de calor que operan a contracorriente:

$$LMTD = \frac{\Delta T_{mayor} - \Delta T_{menor}}{\ln \frac{\Delta T_{mayor}}{\Delta T_{menor}}} \quad (2.10)$$

Donde:

$\Delta T_{mayor}$ : Diferencia de temperatura mayor, K (2.11).

$\Delta T_{menor}$ : Diferencia de temperatura menor, K (2.12).

$$\Delta T_{mayor} = T_{SH} - T_{EW} \quad (2.11)$$

$$\Delta T_{menor} = T_{EH} - T_{SW} \quad (2.12)$$

### 2.2.10: 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. El resto de los costos productivos no son modificados, debido a que al realizarse la integración no se afectan las principales operaciones del proceso productivo.

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.

#### Horno:

Para el calentamiento se usa dos tipos de combustible, *fuel oil* o gas combustible de baja presión. La cantidad de combustible a emplear se determina mediante la ecuación 2.13.

$$m_{com} = \frac{Q}{Q_p \eta_{Ho} \eta_q} \quad (2.13)$$

Donde:

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

Q: Calor cedido por el combustible en el horno, kW.

$Q_p$ : Poder calórico, kJ/kg.

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

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

### Enfriador por agua:

Para el enfriamiento con agua se emplea la ecuación 2.14.

$$m_{agua} = \frac{Q}{C_p \Delta T} \quad (2.14)$$

Donde:

$m_{agua}$ : Flujo de agua de enfriamiento para el intercambiador, kg/s.

Q: Calor absorbido por el agua en el intercambiador, al considerar que no existan pérdidas al medio, kW.

$c_p$ : Calor específico del agua, kJ/kgK.

$\Delta T$ : Variación de la temperatura del agua, K.

### Enfriador por aire:

Para el enfriador por aire se determinó 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 gráfico que aparece en el Anexo 2. 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 A2.1 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 2.15 y 2.16 respectivamente.

$$A_p = T_S - t_E \quad (2.15)$$

$$R = T_E - T_S \quad (2.16)$$

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 2.17 y la restricción 2.18, esta última se iguala a un valor mayor que 1,7 para la resolución.

$$A = 1.33NLW \quad (2.17)$$

$$\frac{L}{W} < 1,8 \quad (2.18)$$

Donde:

N: Número de hileras de tubos (3 o 6)

Se tomó 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 2.19.

$$Po = BL \frac{7,5}{100} \quad (2.19)$$

Donde:

Po: Potencia, HP.

B: Ancho, ft.

L: Largo, ft.

Una vez que se determinan las cantidades o flujos de utilidades y la potencia, puede ser estimado el costo total de energía por calentamiento y enfriamiento si se conocen los costos unitarios de cada tipo de utilidad y los costos unitarios de electricidad, según la ecuación 2.20.

$$C_{\text{tot-E}} = \sum_{Y=1}^Y m_Y \text{costo}_Y + Po \text{costo}_{EI} \quad (2.20)$$

Donde:

$C_{\text{tot-E}}$ : Costo total de energía, CUC/año.

$m_Y$ : Flujo de utilidad, kg/s.

$\text{costo}_Y$ : Precio unitario de la utilidad, CUC/kg.

$\text{costo}_{EI}$ : Precio unitario de la electricidad, CUC/kW.

Y: Número total de utilidades.

Los costos unitarios de las utilidades y los de electricidad fueron facilitados por la refinería caso estudio.



Para determinar el capital invertido de la red de intercambio de calor se tienen en cuenta los siguientes factores:

1. Número de intercambiadores que conforman la red.
2. Área global de la red de intercambio.
3. Distribución de áreas entre los intercambiadores.
4. Materiales de construcción.

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 para el año 2008. El costo de inversión de la red se determina mediante la ecuación 2.21.

$$C_{red} = \sum_1^{N_{mín}} C_i \quad (2.21)$$

Donde:

$C_{red}$ : Costo de adquisición de la red de intercambiadores de calor, CUC.

$C_i$ : Costo de cada intercambiador  $i$ , CUC.

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 (ecuación 2.22).

$$CA_{red} = \frac{I}{t} \quad (2.22)$$

Donde:

$I$ : Inversión de la red de intercambio de calor para el año 2015, CUC.

$t$ : Tiempo de vida útil, año.

$CA_{red}$ : Costo de amortización de la red, CUC/año.

Turton (2009) asegura que para aceptar la alternativa de integración energética propuesta, es necesario que ofrezca beneficios desde el punto de vista productivo, es decir, que reduzca los costos de producción y que, además, 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 obtenido una vez realizada la integración

energética, sin incluir la amortización de la inversión. El mismo se determina haciendo uso de la ecuación 2.23.

$$FCD = CPA_{SA} - CPI_{SA} \quad (2.23)$$

Donde:

$CPA_{sa}$ : Costo del proceso actual, sin amortización, CUC/año.

$CPI_{sa}$ : Costo del proceso integrado, sin amortización, CUC/año.

FCD: Flujo de caja diferencial acumulado, 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 2.24.

$$PRI = \frac{I}{FCD} \quad (2.24)$$

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 2.25.

$$Retorno = \frac{1}{PRI} \quad (2.25)$$

### 2.2.11 Estimación del valor de $\Delta T_{\min}$ óptimo

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, mediante el ajuste de un modelo matemático. Finalmente se debe realizar una última integración que compruebe el costo mínimo estimado.

Tres observaciones fundamentales pueden concluirse:

1. Un incremento en el valor del  $\Delta T_{\min}$  trae consigo un aumento del costo energético y una disminución del costo de adquisición.
2. Una disminución en el valor del  $\Delta T_{\min}$  trae consigo una disminución del costo energético y un aumento del costo de adquisición.
3. El  $\Delta T_{\min}$  óptimo tiene lugar cuando el costo total de energía y el costo de adquisición de la red son mínimos.

## Capítulo 3: Resultados y discusión

En este capítulo se presentan los resultados obtenidos al aplicar la metodología desarrollada en el capítulo 2 para la integración de la sección de hidrofinación de diesel. Además se realiza un análisis económico que sustenta la factibilidad de llevar a cabo la integración energética.

### 3.1 Identificación de las corrientes y utilidades, frías y calientes

Al efectuar la integración de la sección de hidrofinación de diesel no se toma en cuenta el ciclo de regeneración de aminas, debido a que las corrientes que en el aparecen no sufren cambios en sus valores energéticos (temperatura o estado de agregación) desde la salida de una operación hasta la entrada de otra, debido a que no cuenta con equipos de intercambio de calor. Al ciclo de reacción se le realizó una desintegración energética (ver Anexo 4).

Para la identificación de las corrientes del proceso se analizaron los resultados de los balances de masa y energía desarrollados por Acosta (2015). De este análisis se puede decir que el proceso cuenta con tres corrientes que deben ser calentadas (corrientes frías) y cuatro corrientes que deben ser enfriadas (corrientes calientes).

Las corrientes seleccionadas para la integración son:

- Corrientes Frías:
  1. Entrada al horno F-01-301: S7
  2. Entrada al intercambiador de calor E-01-301: S6
  3. Entrada al intercambiador de calor E-01-302: S24
- Corrientes Calientes:
  1. Entrada al intercambiador de calor E-01-301: S14
  2. Entrada al intercambiador de calor E-01-302: S30
  3. Entrada al Aireador A-01-301: S17
  4. Entrada al enfriador por agua E-01-303: S18
- Utilidades Frías: Agua a 30°C y Aire a 25°C.
- Utilidades Calientes: *Fuel oil* de insumo en los hornos de baja presión a 807°C.

### 3.2 Análisis de los datos térmicos de las corrientes energéticas

Con los resultados obtenidos por Acosta (2015) y con las Ecuaciones 2.4 y 2.5 se confeccionó la tabla 3.1 en la que se reflejan los datos térmicos requeridos para la integración de las corrientes seleccionadas.

**Tabla 3.1:** Datos térmicos de las corrientes energéticas identificadas en el proceso.

Corrientes	m (kg/s)	Te(K)	Ts(K)	Cp(kJ/kgK)	Q(kW)	Condición
1	26,80	613,15	673,10	3,28	-5 284,79	fría
2	26,80	349,70	613,15	2,81	-19 863,55	fría
3	23,52	318,15	522,59	2,34	-11 265,19	fría
4	26,80	680,94	466,09	3,05	17 562,99	caliente
5	20,96	583,58	373,33	2,55	11 254,63	caliente
6	26,80	466,09	328,15	2,53	9 380,98	caliente
7	26,80	328,15	318,15	2,26	606,34	caliente
<b>Q<sub>Neto</sub></b>					<b>2391,42</b>	

*Fuente: Elaboración Propia*

En las corrientes frías el flujo de calor debe ser negativo ( $Q < 0$ ) lo que significa que se les debe suministrar esa energía para lograr la temperatura de salida (calor absorbido). Por el contrario en las corrientes calientes el flujo de calor debe ser positivo ( $Q > 0$ ), lo que significa que debe extraer ese calor para alcanzar la temperatura de salida (calor cedido). El 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 el balance energético.

En la tabla 3.1 se aprecia un intercambio de calor neto de 2391,42 kW. Esto significa que el sistema tiene un exceso de calor que debe ser eliminado mediante utilidades frías. En otras palabras, la cantidad de utilidades frías debe superar a las calientes en 2391,42 kW.

### 3.3 Selección del valor inicial de la variación de temperatura mínima

Como se muestra en el capítulo anterior, los valores recomendados de la máxima aproximación entre las temperaturas de un intercambiador de calor ( $\Delta T_{\min}$ ), por experiencias prácticas para las refinerías de petróleo, oscilan entre 20 – 40 K. Como esto no significa que valores inferiores o superiores permitan redes de intercambio eficientes, se seleccionaron valores  $\Delta T_{\min}$  de 15, 18, 20, 22 y 25 K, debido a que cifras mayores arrojan resultados que no

cumplen con las restricciones específicas. Esto quiere decir que requieren utilidades frías con temperaturas por debajo de la temperatura ambiente, lo cual no es factible.

### **3.4 Análisis de los diagramas de intervalos de temperatura**

En las figuras del Anexo 5 se reflejan los diagramas de intervalos de temperatura para  $\Delta T_{\text{mín}}$  iguales a 15, 18, 20, 22 y 25 K respectivamente. En ellos se observan 10 intervalos identificados con letras de forma consecutiva desde la A hasta la J, que representan los diferentes niveles de temperatura del sistema.

En las tablas del Anexo 5 se muestran los valores de los flujos de calor obtenidos, a partir de los diagramas antes mencionados, para cada corriente en los diferentes intervalos. En dichas tablas la última columna a la derecha representa el flujo de calor neto por intervalo de temperaturas. Este se obtuvo al restar la sumatoria de los flujos de calor de las corrientes frías a la sumatoria de los flujos de calor de las corrientes calientes; mientras que la última fila equivale a los flujos de calor de cada corriente.

Estos valores demuestran la validez de los diagramas de intervalos de temperatura, dado que en las cinco tablas coinciden los resultados de los flujos de calor de las corrientes con los obtenidos mediante los datos térmicos en la tabla 3.1. Esto permite comprobar una vez más que el sistema tiene un exceso de calor de 2391,42 kW que debe ser eliminado mediante utilidades frías.

### **3.5 Construcción y Análisis del Diagrama de Cascada**

Los diagramas o modelos de cascada se encuentran en el Anexo 6 y coincide (Figura A6.1) para los cuatro primeros valores de  $\Delta T_{\text{mín}}$  (15, 18, 20 y 22 K), mientras que para  $\Delta T_{\text{mín}} = 25$  K (Figura A6.2) sufren cambios en el intervalo G. Las ecuaciones o restricciones que se derivan de estos se encuentran reflejadas en este mismo anexo.

Del análisis de estos modelos se puede plantear que el sistema está compuesto por diez ecuaciones y once incógnitas, por lo que tienen un grado de libertad, lo que constituye entonces un problema de optimización.

Como el principal objetivo de la integración energética es la disminución de las utilidades en el proceso, la ecuación 3.1 se define como la función objetivo para la solución del problema:

$$\text{Función Objetivo} \rightarrow \text{mín}(Q_H + Q_W) \quad (3.1)$$

Los valores obtenidos para cada residual se muestran en la tabla 3.2.

**Tabla 3.2:** Resultados de las restricciones derivadas del diagrama de casada.

Variable	$\Delta T_{\text{mín}}= 15 \text{ K}$	$\Delta T_{\text{mín}}= 18 \text{ K}$	$\Delta T_{\text{mín}}= 20 \text{ K}$	$\Delta T_{\text{mín}}= 22 \text{ K}$	$\Delta T_{\text{mín}}= 25 \text{ K}$
$Q_H$	969,4	1 214,7	1 378,2	1 541,7	1 786,9
$R_1$	338,3	319,1	306,2	293,4	274,2
$R_2$	0	0	0	0	0
$R_3$	282,9	302	314,7	327,3	346,4
$R_4$	3 036,7	2 876,1	2 769	2 662	2 501,4
$R_5$	3 378,1	3 231,8	3 134,3	3 036,8	2 890,5
$R_6$	2 546,7	2 400,4	2 302,9	2 205,4	2 071,4
$R_7$	2 007,3	2 048,6	2 076	2 103,5	2 162,4
$R_8$	2 414,5	2 455,7	2 483,2	2 510,7	2 551,9
$R_9$	2 754,5	2 999,8	3 163,3	3 326,7	3 572
$Q_W$	3 360,9	3 606,1	3 769,6	3 933,1	4 178,3

Fuente: *Elaboración propia.*

En la tabla 3.2 se puede apreciar que existe un residual en el que la energía de salida es cero ( $R_2$ ); este, según el diagrama de cascada, se encuentra entre los intervalos B y C. El punto donde el flujo de calor transferido entre dos intervalos es cero se conoce como *pinch* o pliegue energético. Es importante destacar que en el diagrama de cascada sólo se suministra calor al sistema sobre el *pinch*, mientras que por debajo sólo se extrae calor del sistema. Esta limitante se impone para cumplir con las Leyes de la Termodinámica.

Además la tabla 3.2 muestra los requerimientos mínimos de utilidades calientes ( $Q_H$ ) y frías ( $Q_W$ ) demandados por el proceso ( $Q_H$  y  $Q_W$ ).

Al analizar los resultados se observa que las necesidades de enfriamiento en el proceso, duplican las necesidades de calentamiento. Esto demuestra que el sistema presenta un exceso de energía que debe ser extraída por medio de utilidades frías y que además, requiere de servicios de calentamiento. Estos valores revelan también un aumento, tanto en las utilidades frías como en las calientes, de las cantidades de calor a intercambiar a medida que aumenta el valor de  $\Delta T_{\text{mín}}$ . Lo que se interpreta como un aumento en los flujos de utilidades y por consiguiente un aumento en los costos totales de energía. Esto no significa que mientras menor sea el valor de  $\Delta T_{\text{mín}}$ , mejor va a ser la integración del proceso.

### 3.6 Construcción y Análisis del Diagrama o modelo de transporte ampliado

Al igual que en los diagramas de casada, en los diagramas de transporte ampliado solo varía el intervalo G para  $\Delta T_{\min} = 25$  K (Figura A7.2), el resto de los modelos coinciden (Figura A7.1); estos se encuentran en el Anexo 7. Las ecuaciones restrictivas que se derivan de los mismos se pueden observar en el Anexo 8.

En el caso de  $\Delta T_{\min} = 15, 18, 20$  y  $22$  K, el modelo formulado consta de 42 ecuaciones, 65 parámetros totales, y ninguno conocido por lo que el sistema tiene 23 grados de libertad. Mientras que para  $\Delta T_{\min} = 25$  K, el modelo presenta 41 ecuaciones, 61 parámetros totales, y ninguno conocido por lo que el sistema tiene 20 grados de libertad. Para la resolución de los mismos se considera como función objetivo:

$$\text{Función Objetivo} \rightarrow \min(Q_H + Q_W)$$

Los resultados obtenidos se encuentran en el Anexo 9. De ellos se puede decir que los valores de los requerimientos mínimos de utilidades coinciden con los obtenidos por el diagrama de cascada en el epígrafe anterior. Con lo que se comprueba que los resultados alcanzados hasta el momento son correctos.

### 3.7 Distribución de las cantidades de calor a intercambiar

Del Anexo 9 se extraen las cantidades de calor a intercambiar entre las corrientes de procesos y las utilidades, las mismas se distribuyen sobre y bajo el *pinch* para los diferentes valores de  $\Delta T_{\min}$  de la forma representada en el Anexo 10.

Los valores de la energía intercambiada sobre y bajo el *pinch* se muestran en las tablas 3.3 y 3.4 respectivamente.

**Tabla 3.3:** Flujos de calor a intercambiar (kW) entre las corrientes sobre el *pinch*

Nº IC	Corriente		$\Delta T_{\min}=15$ K	$\Delta T_{\min}=18$ K	$\Delta T_{\min}=20$ K	$\Delta T_{\min}=22$ K	$\Delta T_{\min}=25$ K
	Fría	Caliente					
1	1	$Q_H$	969,4	1 214,7	1 378,2	1 541,7	1 786,9
2	1	4	4 315,3	4 070,1	3 906,6	3 743,1	3 497,9

Fuente: Elaboración propia.



En la distribución sobre el *pinch* solo hay una corriente fría y una caliente, esta última no satisface la demanda total de energía que necesita la corriente fría para ser calentada. Por esta razón se hace necesario el suministro de la energía adicional, en forma de utilidad caliente. Entonces se necesitan dos intercambiadores de calor para este propósito.

Si se observan los resultados expuestos en la tabla 3.3 se puede percibir que a medida que aumenta el valor de  $\Delta T_{\min}$  disminuye la cantidad de calor intercambiada entre la corriente caliente y la fría; esto equivale a un incremento del suministro de calor en forma de utilidades calientes; lo que corrobora lo anteriormente planteado cuando se realizó el análisis de los resultados bridados por el diagrama de cascada.

**Tabla 3.4:** Flujo de calor a intercambiar entre las corrientes por debajo del *pinch*

Nº IC	$\Delta T_{\min} = 15 \text{ K}$			$\Delta T_{\min} = 18 \text{ K}$			$\Delta T_{\min} = 20 \text{ K}$		
	Corriente		Q (kW)	Corriente		Q (kW)	Corriente		Q (kW)
	Fría	Caliente		Fría	Caliente		Fría	Caliente	
3	2	4	4 500	2	4	5 500	2	4	6 000
4	2	5	2 904,9	2	5	1 742,1	2	5	1 778,7
5	3	4	1 856,9	3	4	1 336,2	3	4	1 530,3
6	2	4	6 890,8	2	4	6 656,7	2	4	6 126,1
7	3	5	7 885,2	3	5	8 308,7	3	5	8 245,8
8	Q <sub>w</sub>	5	464,6	Q <sub>w</sub>	5	1 203,8	Q <sub>w</sub>	5	1 230,1
9	2	6	5 567,9	2	6	5 964,8	2	6	5 958,8
10	3	6	1 523,1	3	6	1 620,2	3	6	1 489,1
11	Q <sub>w</sub>	6	2 289,7	Q <sub>w</sub>	6	1 795,9	Q <sub>w</sub>	6	1 933,1
12	Q <sub>w</sub>	7	606,3	Q <sub>w</sub>	7	606,3	Q <sub>w</sub>	7	606,3

Nº IC	$\Delta T_{\min} = 22 \text{ K}$			$\Delta T_{\min} = 25 \text{ K}$		
	Corriente		Q (kW)	Corriente		Q (kW)
	Fría	Caliente		Fría	Caliente	
3	2	4	6 000	2	4	5 900
4	2	5	1 815,3	2	5	1 888,3
5	3	4	1 724,4	3	4	2 250,5
6	2	4	6 095,5	2	4	5 914,6
7	3	5	8 182,9	3	5	8 960
8	Q <sub>w</sub>	5	1 256,4	Q <sub>w</sub>	5	406,2
9	2	6	5 952,7	2	6	6 160,6
10	3	6	1 357,9	3	6	54,6
11	Q <sub>w</sub>	6	2 070,3	Q <sub>w</sub>	6	3 165,8
12	Q <sub>w</sub>	7	606,3	Q <sub>w</sub>	7	606,3

Fuente: Elaboración propia.

En el caso de la distribución bajo el *pinch* sucede todo lo contrario, constan cuatro corrientes calientes y solo dos frías, las cuales no son capaces de cubrir la solicitud total de calor de las corrientes calientes. Esto provoca un exceso de calor que es necesario extraerlo con utilidades frías. Estas utilidades intercambian con tres de las cuatro corrientes calientes que se encuentran en la distribución.

Como se observa en la tabla 3.4 la distribución propuesta necesita 10 intercambiadores por debajo del *pinch*, de ellos dos comparten las corrientes a intercambiar (corriente fría: 2 y corriente caliente: 4). Esto se debe a que la cantidad de calor intercambiada entre estas corrientes presenta un valor elevado, el cual no permite que se garantice el cumplimiento del  $\Delta T_{\min}$ . Además, al calcular el área de transferencia de calor se obtiene un valor superior a lo reportado como admisible por la literatura; por lo que se colocaron dos intercambiadores en lugar de uno para tratar estas corrientes.

### **3.8 Diseño de la Red de Intercambiadores de Calor**

Las figuras A11.1 a la A11.5, que aparecen en el Anexo 11, representan los gráficos de la red de intercambiadores de calor para  $\Delta T_{\min} = 15, 18, 20, 22$  y  $25$  K respectivamente. En este anexo también aparece un esquema (figuras A11.6) de la sección de hidrofinación de diesel, que incluyen la red de intercambiadores de calor propuesta.

En el Anexo 12 se encuentran las tablas con los principales parámetros de operación y diseño de los intercambiadores que conforman la red de intercambio de calor integrada. Uno de estos parámetros es la temperatura a partir de la cual se recomienda que el intercambiador encargado de calentar la corriente 1 con utilidades sea un horno, dado que el valor de la temperatura que este debe elevar sobrepasa los  $600^{\circ}\text{C}$  y según la tabla A13.1 del Anexo 13 ningún tipo de intercambiador está diseñado para tan alta temperatura. En el caso del intercambiador 12 de la propuesta, el cual tiene la función de disminuir la temperatura de la corriente 7 con utilidades frías, si se empleara agua de enfriamiento esta demandaría una temperatura por debajo de la temperatura ambiente para poder cumplir con el  $\Delta T_{\min}$ , por lo que se sugiere un enfriador por aire en lugar de enfriador por agua.

Se puede apreciar también, en las tablas anteriormente mencionadas, que el resto de los intercambiadores de la red cumplen con la diferencia mínima de temperatura estudiada (15,

18, 20, 22 y 25 K). Con esta nueva red de intercambio se necesitan el doble de los intercambiadores que se emplean antes de la integración.

Otro de los parámetros que se determina es el área de transferencia de calor de cada intercambiador. El coeficiente global de transferencia de calor puede ser estimado según Kern, (1999).

En la tabla 3.5 se muestra los resultados obtenidos para los diferentes valores de  $\Delta T_{\min}$ .

**Tabla 3.5:** Datos para el diseño de los intercambiadores de calor

Nº IC	$\Delta T_{\min} = 15 \text{ K}$			$\Delta T_{\min} = 18 \text{ K}$			$\Delta T_{\min} = 20 \text{ K}$		
	A(m <sup>2</sup> )	Diseño		A(m <sup>2</sup> )	Diseño		A(m <sup>2</sup> )	Diseño	
		Tipo	Disposición		Tipo	Disposición		Tipo	Disposición
1	73,40	H	1 - 2	91,21	H	1 - 2	102,92	H	1 - 2
2	1 280	TC	4 - 8	1 018	TC	3 - 6	978,83	TC	2 - 4
3	1 386	TC	3 - 6	1 407	TC	3 - 6	1 403,3	TC	3 - 6
4	715,02	TC	2 - 4	216,80	TC	1 - 2	184,40	TC	1 - 2
5	151,04	TC	1 - 2	133,22	TC	1 - 2	169,13	TC	1 - 2
6	917,20	TC	2 - 4	963,96	TC	3 - 6	858,18	TC	3 - 6
7	1 066	TC	4 - 8	895,09	TC	3 - 6	800,68	TC	3 - 6
8	18,39	E	1 - 2	83,12	E	1 - 2	80,10	E	1 - 2
9	768,99	TC	2 - 4	909,01	TC	3 - 6	905,75	TC	3 - 6
10	172,73	TC	1 - 2	237,14	TC	1 - 2	197,11	TC	1 - 2
11	322,60	E	1 - 2	366,75	E	1 - 2	342,86	E	1 - 2
12	134,41	A		134,41	A		134,41	A	

Nº IC	$\Delta T_{\min} = 22 \text{ K}$			$\Delta T_{\min} = 25 \text{ K}$		
	A(m <sup>2</sup> )	Diseño		A(m <sup>2</sup> )	Diseño	
		Tipo	Disposición		Tipo	Disposición
1	114,51	H	1 - 2	131,67	H	1 - 2
2	810,41	TC	2 - 4	651,55	TC	2 - 4
3	1 244	TC	3 - 6	1 056	TC	3 - 6
4	189,32	TC	1 - 2	206,72	TC	1 - 2
5	180,94	TC	1 - 2	214,10	TC	1 - 2
6	851,45	TC	3 - 6	916,16	TC	3 - 6
7	745,28	TC	3 - 6	714,56	TC	3 - 6
8	74,88	E	1 - 2	41,34	E	1 - 2
9	902,46	TC	3 - 6	1 062	TC	3 - 6
10	164,94	TC	1 - 2	1,93	TC	1 - 2
11	331,12	E	1 - 2	1 426	E	1 - 2
12	134,41	A		134,41	A	

Horno (H), Intercambiador de Tubo y Coraza (TC), Enfriador por Agua (E) y Enfriador por aire (A)  
Fuente: Elaboración propia.

Como se aprecia en la tabla 3.5 existen algunos intercambiadores que presentan un área superior a los 1 000 m<sup>2</sup>, esto se debe a que presentan una diferencia logarítmica de temperatura (LMTD) pequeña y transfieren un flujo de calor elevado, tal como se muestra en las tablas del Anexo 12 y en la tabla 3.4 respectivamente.

Según los parámetros de diseño expuestos en el Anexo 13, brindados por Incropera (2011), el área de transferencia de calor de los intercambiadores de tubo y coraza se encuentran en un rango de 10 – 1 500 m<sup>2</sup>. Por lo que se recomienda este tipo de intercambiador, dado que ninguno de los equipos obtenidos incumple con esta restricción. La tabla anteriormente citada muestra el tipo y la disposición de los tubos sugeridos para los nuevos intercambiadores.

El intercambiador número 10 para  $\Delta T_{\min} = 25 \text{ K}$ , se elimina de la propuesta, dado que la variación de temperatura del mismo es insignificante y se puede lograr en el siguiente intercambiador.

En cuanto a la selección de los materiales de construcción para los diferentes tipos de intercambiadores:

1. Intercambiadores de coraza y tubos: Las corazas serán de acero al carbono y los tubos de acero inoxidable AISI 304.
2. Enfriadores por agua: Todos de acero inoxidable AISI 304.
3. Enfriadores por aire: Todos de acero inoxidable AISI 304.

Los resultados expuestos en la tabla 3.6 permiten establecer una comparación entre el área de transferencia de calor total existente en el proceso actual y el resultado de esta una vez integrado para los diferentes valores de  $\Delta T_{\min}$ . Los datos de la red de intercambio de calor del proceso actual se muestran en el Anexo 14.

**Tabla 3.6:** Área de transferencia de calor total del proceso actual y una vez integrado

	Proceso					
	Actual	Integrado				
		$\Delta T_{\min}=15\text{K}$	$\Delta T_{\min}=18\text{K}$	$\Delta T_{\min}=20\text{K}$	$\Delta T_{\min}=22\text{K}$	$\Delta T_{\min}=25\text{K}$
<b>Área Total (m<sup>2</sup>)</b>	2 507,2	7 006,25	6 457,31	6 157,66	5 743,79	6 556,21
<b>RPD (%)</b>		64,22	61,17	59,28	56,35	61,76

RPD: Diferencia porcentual relativa

Fuente: Elaboración propia.

En la tabla 3.6 se puede apreciar que la red de intercambio de calor obtenida a partir de la integración energética del proceso, incrementa el área total de transferencia de calor actual en más de un 50 %.

### 3.9 Análisis de la factibilidad económica del proceso integrado

En esta etapa se realiza un análisis económico que abarca tanto el costo por consumo de utilidades como por amortización de la inversión de intercambiadores.

La tabla 3.7 muestra el consumo de utilidades (agua de enfriamiento y *fuel oil*) y la potencia para el proceso actual y una vez integrado.

**Tabla 3.7:** Consumo de utilidades y potencia del proceso actual y una vez integrado.

	Proceso					
	Actual	Integrado				
		$\Delta T_{\text{mín}}=15\text{K}$	$\Delta T_{\text{mín}}=18\text{K}$	$\Delta T_{\text{mín}}=20\text{K}$	$\Delta T_{\text{mín}}=22\text{K}$	$\Delta T_{\text{mín}}=25\text{K}$
<b>Agua (m<sup>3</sup>/h)</b>	130,55	178,36	172,23	181,62	191,01	205,09
<b>Fuel oil (m<sup>3</sup>/h)</b>	0,79	0,14	0,18	0,21	0,23	0,27
<b>Potencia (kW)</b>	60	24,38	24,38	24,38	24,38	24,38

Fuente: Elaboración propia.

Al comparar los resultados se puede apreciar que el consumo de utilidades frías (agua de enfriamiento) aumenta después de realizada la integración. Esto no significa necesariamente que no sea factible la integración, dado que el consumo de combustible y la potencia si disminuyen y estos equivalen un costo superior, según los valores proporcionados por la refinería caso estudio:

Costo unitario para el agua: 1,55 (CUC/m<sup>3</sup>).

Costo unitario para el combustible (*fuel oil*) empleado en los hornos: 211,6 (CUC/m<sup>3</sup>).

Costo unitario para la electricidad: 6,1 (CUC/kWh).

El aumento del flujo de utilidades frías después de la integración puede deberse a que en el proceso actual el enfriador por agua se encuentra ubicado después del enfriador por aire lo que representa un menor flujo de agua, pero un mayor consumo de electricidad.

Para todos los cálculos económicos se considera que la refinería trabaja veinticuatro horas y trescientos treinta días al año. La tabla 3.8 muestra los costos por consumo de utilidades del proceso actual y después de integrado, también expone el ahorro total de utilidades para los distintos valores de  $\Delta T_{\min}$ .

**Tabla 3.8:** Costo por consumo de utilidades (CUC/año)

	Proceso					
	Actual	Integrado				
		$\Delta T_{\min}=15K$	$\Delta T_{\min}=18K$	$\Delta T_{\min}=20K$	$\Delta T_{\min}=22K$	$\Delta T_{\min}=25K$
<b>Agua</b>	1 602 643	2 240 015	2 114 314	2 229 556	2 344 798	2 517 696
<b>Fuel oil</b>	1 319 981	242 127	303 395,6	344 233	385 070,4	446 314
<b>Electricidad</b>	3 864 960	1 177 846	1 177 846	1 177 846	1 177 846	1 177 846
<b>Costo total de energía</b>	6 787 584	3 659 988	3 595 557	3 751 636	3 907 715	4 141 856
<b>Ahorro total de utilidades</b>		3 127 595	3 192 027	3 035 948	2 879 869	2 645 727

*Fuente: Elaboración propia.*

Los valores obtenidos para los costos de energía demuestran que a pesar de que tras la integración, aumentan los costos por utilidades frías, la reducción en los costos por electricidad y *fuel oil*, representan un ahorro total de entre dos y tres millones de CUC al año.

La red de intercambiadores de calor propuesta cuenta con equipos que presentan un área de transferencia de calor superior a los intercambiadores que se encuentran actualmente en la refinería. Por esta razón se hace necesario invertir en la compra de nuevos equipos, con excepción del horno que puede seguir siendo usado.

En el Anexo 15 se muestra una tabla con los costos de inversión para cada uno de los intercambiadores de calor propuestos. En ella se aprecia una disminución en los costos totales a medida que aumenta el  $\Delta T_{\min}$ , pero al llegar a  $\Delta T_{\min} = 25 K$  comienza a aumentar nuevamente, esto puede deberse a que se empieza a alejar del  $\Delta T$  óptimo.

En la tabla 3.9 se exponen los indicadores económicos de la red de intercambio de calor integrada.

**Tabla 3.9:** Indicadores económicos de la red de intercambio de calor integrada.

<b>Indicadores económicos</b>	<b><math>\Delta T_{\min}= 15 \text{ K}</math></b>	<b><math>\Delta T_{\min}= 18 \text{ K}</math></b>	<b><math>\Delta T_{\min}= 20 \text{ K}</math></b>	<b><math>\Delta T_{\min}= 22 \text{ K}</math></b>	<b><math>\Delta T_{\min}= 25 \text{ K}</math></b>
<b>Costo de amortización de la red (\$/año)</b>	750 917,1	699 191	667 324,7	632 847,7	705 360,7
<b>Costo total (\$/año)</b>	4 410 906	4 294 748	4 418 960	4 540 562	4 847 217
<b>FCD (\$/año)</b>	2 376 678	2 492 836	2 368 623	2 247 021	1 940 367
<b>PRI (año)</b>	3,16	2,81	2,82	2,82	3,63
<b>Retorno (%/año)</b>	0,32	0,35	0,35	0,35	0,27

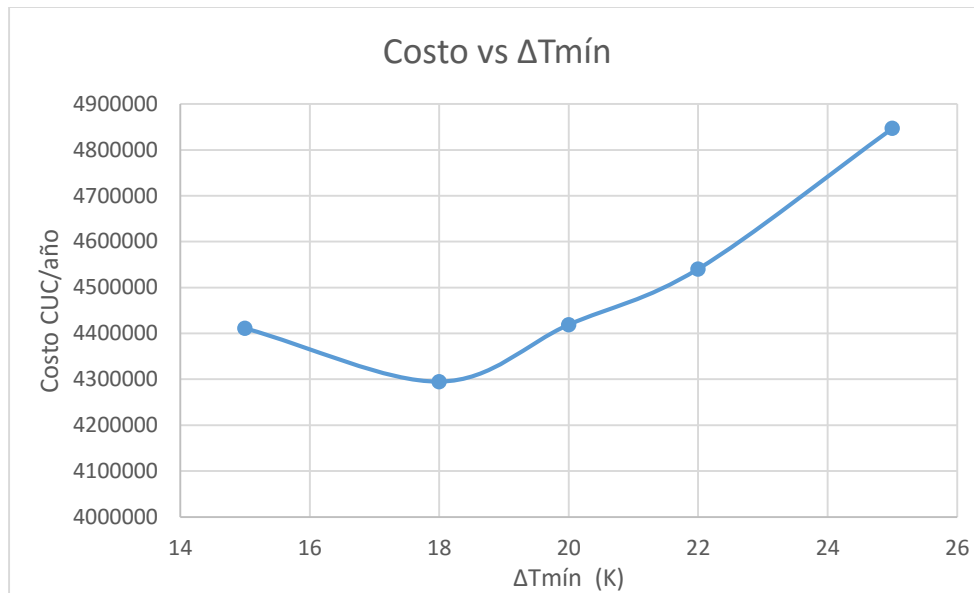
*Fuente: Elaboración propia.*

En la tabla 3.9 se observa que el menor valor obtenido de los costos totales corresponde a  $\Delta T_{\min} = 18 \text{ K}$ .

Los resultados mostrados en la tabla también permiten conocer el momento a partir del cual los cambios introducidos comienzan a generar beneficios. El flujo de caja diferencial (FCD) no es más que el ahorro neto imputable a la implantación de la alternativa propuesta en comparación con el actual proceso productivo y el plazo de recuperación de la inversión (PRI) se define como el tiempo necesario para que el flujo de caja diferencial acumulado compense la inversión realizada para el proyecto. Según los valores de estos indicadores es viable realizar esta inversión, dado que en un plazo de menos de cuatro años se habrá recuperado todo lo invertido.

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

Para localizar el  $\Delta T_{\min}$  que reduce el costo total se utilizó un método de optimización gráfica, consistente en graficar para los diferentes valores de  $\Delta T_{\min}$ , los costos de cada variante y seleccionar las condiciones que minimicen el costo total. Este gráfico se muestra en la figura 3.1.



**Figura. 3.1** – Gráfico de costo respecto a la variación de temperatura  
Fuente: Elaboración propia.

Como se aprecia en la figura la diferencia óptima de temperatura es 18 K, lo que corresponde con los valores de los costos totales obtenidos en la tabla 3.9. Dando como resultado un costo mínimo de 4 294 748 CUC/año aproximadamente.

### 3.11 Conclusiones parciales del capítulo

1. Al realizar la desintegración energética del proceso se lograron identificar siete corrientes de ellas tres son frías y cuatro son calientes.
2. Al analizar el diagrama de cascada y el de transporte ampliado se observa que coinciden los requerimientos mínimos de utilidades necesarios en el proceso, siendo la cantidad mínima de calentamiento 1 214,7 kW y la cantidad mínima de enfriamiento 3 606,1kW.
3. La red de intercambio de calor integrada cuenta con doce intercambiadores de calor con un área de transferencia de calor de 6 168,59 m<sup>2</sup> lo que supera en un 59,36 % al área de transferencia existente.
4. La red de intercambio de calor integrada reduce el costo total por consumo de utilidades en 3 192 027 CUC.
5. La inversión de la red de intercambio de calor integrada se recupera en tres años aproximadamente.
6. La variación óptima de temperatura es de 18 K.



## Conclusiones

1. La integración energética del proceso permitió reducir el consumo de *fuel oil* en 77,2 % y el de electricidad en 58,3 % aproximadamente, lo que equivale a un ahorro por consumo de utilidades de 3 192 027,478 CUC/año.
2. El diagrama de flujo del proceso integrado necesita de once nuevos intercambiadores de calor equivalentes a un costo de 6 991 910 CUC.
3. La diferencia de temperatura óptima es de 18 K para un costo mínimo de aproximadamente 4 294 748 CUC/año, siendo inferior a los 6 787 584 CUC/año que corresponde con el costo actual de las utilidades de la refinería.
4. Se demostró que es técnica y económicamente factible la inversión propuesta, con un flujo de caja diferencial de 2 492 836 CUC/año y un plazo de recuperación de la inversión de tres años aproximadamente.

## Recomendaciones

1. Se recomienda la aplicación del Análisis Exergoeconómico para obtener una valoración económica más detallada del proceso a partir de la Segunda Ley de la Termodinámica.
2. Analizar la posibilidad de realizar una integración energética más abarcadora que incluya otras secciones de la refinería.
3. Incluir el Análisis Exergético y Exergoeconómico en el plan docente de la asignatura Análisis de Procesos, dado que la Integración Energética debe ser realizada tanto por los métodos basados en la Primera como en la Segunda Ley.

## 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. Especialidad en Tecnologías de refinación de petróleo. Matanzas.
2. Álvarez. E. C. (2004), Síntesis óptima y minimización de servicios auxiliares para el proceso de Hidrodealquilación de Tolueno. Universidad de las Américas Puebla, Escuela de Ingeniería, Departamento de Ingeniería Química y Alimentos, Tesis para obtener el título de Ingeniería Química con área en ingeniería de procesos. México
3. Benítez, A. *et. al.* (2007). Tecnología *Pinch*: Una Introducción a la Integración Energética. Monografías de la UMCC, 2007. ISBN: 978 - 959 - 16 - 0632 - 7. [en línea]; [Consultado: 2 de octubre del 2015]. Disponible en: <http://monografias.umcc.cu/monos07.htm>
4. Biegler, L. T., Grossma, I. E. and Westerberg, A. W. (1997), *Systematic Methods of Chemical Design*.
5. Boehm, R. F. *Developments in the Design of Thermal Systems*. (1997). Cambridge University Press. [en línea]; [Consultado: 22 de septiembre del 2015]. Disponible en: <http:// Scholar.Google.com/>.
6. Bruce L. (1993), *Pinch Technology Services and Capabilities*. [en línea]; [Consultado: 2 de octubre del 2015]. Disponible en: <http://www.veritechenergy.com>
7. Canizo, E.; Lucero, P. (2002) *Software for Lineal Programming LINGO*. [en línea]; [Consultado: 2 de febrero del 2016]. Disponible en: <http:// Scholar.Google.com/>.
8. Cheresources (2004). *Pinch Technology: Basics for Beginners. The Chemical Engineers' Resource Page*. [on line] [citado el 29 de enero del 2005]. Disponible en Internet: <http://www.cheresources.com>
9. Decoopman.F. (2001). *Petroleum Conversion Processes*. Paris. France: Pierre Leprince. Editions TECHNIP.
10. El-Halwagi, M. M. (2006): *Process Integration*, Elsevier
11. Ferris, M. *et. al.* (2007) *Linear Programming with MATLAB*. [en línea]; [Consultado: 2 de febrero del 2016]. Disponible en: <http:// Scholar.Google.com/>.

12. Frangopoulos Ch. (1992) *An introduction of environomic Análisis and Optimisation of energy intensive system. Proceedings of ECOS'92*, Zaragoza.
13. García-Ligero, M. J. (2012) *Lineal and Whole programming with WinQSB*. [en línea]; [Consultado: 2 de febrero del 2016]. Disponible en: <http:// Scholar.Google.com/>.
14. Geldermann, J.; Treitz, M.; Schollenberger, H. y Rentz, O. (2005). *Evaluation of VOC recovery strategies. Multi Objective Pinch Analysis (MOPA) for the evaluation*. Springer-Verlag.
15. Geletu, A. (2007) *Solving Optimization Problems using the MATLAB Optimization Toolbox- a Tutorial*. [en línea]; [Consultado: 2 de febrero del 2016]. Disponible en: <http://Scholar.Google.com/>.
16. González, E. *et.al.* (2005). Estrategia para minimizar el impacto ambiental a través del análisis y la integración de procesos. Universidad Central. Villa Clara, Cuba.
17. 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.
18. González; A (2014). Integración energética mediante programación lineal en la Unidad de Desmineralización de Aceite de una refinería de petróleo. Trabajo de Diploma para optar por el título de Ingeniero Químico. Universidad de Matanzas. Matanzas. Cuba.
19. GPSA. (2004). *Engineering data Book*. USA: Gas Processors Suppliers Association (GPSA). USA: GPSA, *Twelfth Edition*.
20. Gundersen, T. (2000). *A process integration primer*. SINTEF Energy Research, Dept. of Thermal Energy and Hydro Power. Trondheim, Noruega
21. Gundersen T. (2005). *Process integration as applied to large energy users and producers*, 18th *International Conference on Efficiency, Cost, Optimization, Simulation and Environmental Impact of Energy Systems (ECOS 2005)*. Trondheim, Noruega.
22. Gurobi Optimization, Inc. (2015) *Gurobi Optimizer Example Tour*. [en línea]; [Consultado: 2 de febrero del 2016]. Disponible en: <http:// Scholar.Google.com/>.
23. Gutiérrez D. M. (2004) Tecnología *Pinch*, en Fac. de Ingeniería Química. Instituto Superior Politécnico José Antonio Echevarría.
24. Hernández. P.A. (2003). Procesos de refino.s.l. ISE. Instituto Superior de la Energía.

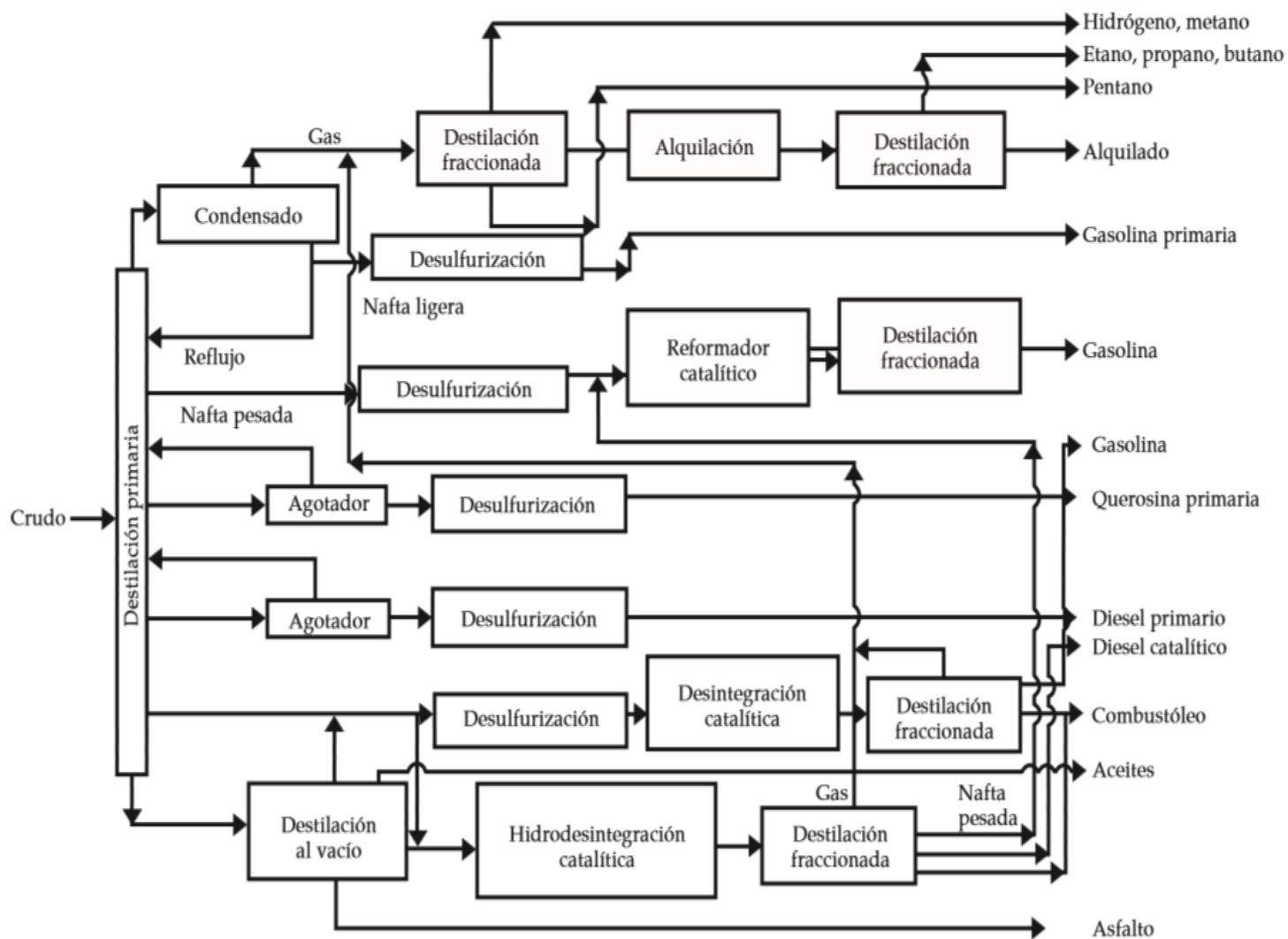
25. Higham, D.J.; Higham, N.J. (2000) *MATLAB guide. Society for Industrial and Applied Mathematics.*
26. Hugo N. (2001). *Modelado y Optimización. Informática Aplicada a la Ingeniería de Procesos I (Orientación I).* Universidad Tecnológica Nacional, Facultad Regional Rosario Departamento de Ingeniería Química Grupo de Investigación Aplicada a la Ingeniería Química (GIAIQ)
27. Iglesias A. (2009). *Aplicación del análisis exergético a la evaluación de la red de precalentamiento de crudo de la Refinería Níco López.* Trabajo de Diploma para optar por el título de Ingeniero Químico. Facultad de Ingeniería Química. Instituto Superior Politécnico “José Antonio Echeverría” (CUJAE). La Habana. Cuba.
28. Incropera, F. *et. al.* (2011). *Fundamentals of Heat and Mass Transfer.* 6ta Ed. New York. Mc Graw Hill.
29. Jiménez O.L. (2006). *Pinch technology tools for improving the energy efficiency of the sugar cane process industry*
30. Kern, D. (1999). *Procesos de transferencia de calor.* Compañía Editorial Continental: Tliluaca (México).
31. Kemp, I. C. (2007): *Pinch Analysis and Process Integration: A User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy*, 2.a edición. [en línea]; [Consultado: 22 de septiembre del 2015]. Disponible en: <http://www.sciencedirect.com/>.
32. 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.
33. LINDO Systems, Inc. (2003) *LINDO User's Manual.* Chicago [en línea]; [Consultado: 2 de febrero del 2016]. Disponible en: <http:// Scholar.Google.com/>.
34. LINDO Systems, Inc. (2010) *LINGO User's Guide.* Chicago [en línea]; [Consultado: 2 de febrero del 2016]. Disponible en: <http:// Scholar.Google.com/>.
35. LINDO Systems, Inc. (2014) *LINDO API 9.0 User Manual.* Chicago [en línea]; [Consultado: 2 de febrero del 2016]. Disponible en: <http:// Scholar.Google.com/>.
36. Linnhoff B. (2008) *Pinch Analysis of a single Processing Unit, Energy Services KBC.* [en línea]; [Consultado: 22 de septiembre del 2015]. Disponible en: <http://www.linffmarch.com/software/supertarget/process.html>.

37. López, Y. (2007). Desarrollo de un modelo riguroso para el control operacional de un ciclo de vapor. Tesis presentada en opción al Título de Master en “Termoenergética Industrial”. Matanzas.
38. Lluch Urpí, J. (2008). Tecnología y margen de refino. [en línea]; [Consultado: 22 de noviembre del 2015]. Disponible en: <http://www.diazdesantos.es/ediciones>.
39. Montes de Oca *et. al.* (2005). Métodos de integración y optimización energética de plantas químicas. Estudio bibliográfico. Monografías. Universidad de Matanzas “Camilo Cienfuegos”.
40. Ocampo J. E. E. (2008) Predicción de área mínima en síntesis de redes de intercambiadores de calor, Tesis presentada al Departamento de Ingeniería Química para obtener el grado de Maestro en Ciencias en Ingeniería Química, Instituto de Celaya.
41. Passini; L. (2010). Hidrotratamiento de nafta y diesel en Refinería Bahía Blanca: atendiendo a los futuros límites del azufre. Petrobras Argentina S.A.
42. Pedroso, J. (2011) *Optimization with Gurobi and Python*. Universidad de Porto [en línea]; [Consultado: 2 de febrero del 2016]. Disponible en: <http:// Scholar.Google.com/>.
43. Pérez, G. A. (2008) Implementación de algoritmos de Análisis *Pinch* para la integración energética en la industria de procesos. Tesis para obtener el grado de master en Análisis y Control de Procesos. Ciudad de La Habana, Cuba. Instituto Superior Politécnico José Antonio Echeverría (CUJAE).
44. Pérez, A. D. (2013) Propuesta de Integración Energética en la Destilería de la Corporación Cuba Ron de Cárdenas. Trabajo de Diploma. Universidad de Matanzas. Matanzas. Cuba.
45. 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.
46. Quintela E.P. (2000) *Mathematics in engineering with MATLAB*. Universidad de Santiago de Compostela.
47. Romero, P. (2005), Comparación de las metodologías de integración energética en el caso de estudio para la producción de anhídrido acético. Tesis presentada en opción al título de Ingeniero Químico. Universidad de Matanzas Camilo Cienfuegos.
48. Rossiter, A. P., Rutkowski, M. A. (1993). *Process Integration for waste water minimization*. Linhoff March Inc.

49. 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.
50. Shivakumar, K.; Narasimhan, (2002). S. "*A robust and efficient NLP formulation using graph theoretic principles for synthesis of heat exchanger networks*". *Computers and Chemical Engineering*. No. 26: 1517 – 1532.
51. Turton, R. *et. al.* (2008). *Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes*.
52. Turton, R. (2009). *Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes*. New York: Prentice Hall.
53. Wauquier, J. (1995). *Petroleum refining, crude oil, petroleum products, process flowsheets*. Éditions Technip. Institut Français du Pétrole. París, Francia
54. Wall, G.; Gong, M. (1996). *Exergy Analysis versus Pinch Technology, Efficiency, Costs, Optimization and Environmental Aspects of Energy Systems*, P. Alvfors, *et. al.* eds. Stockholm.
55. Walas, S. (2010). *Chemical Process Equipment. Selection and Designing*.
56. Zamora, M. (2005). Estrategia de integración material y energética en la producción de etanol e hidrógeno para electricidad a partir de la caña de azúcar. Cuba.
57. Zamora, Y. (2009). Evaluación energética del sistema de destilación de la Ronera Cárdenas. Trabajo de diploma para optar por el título de ingeniero químico. Instituto Superior Politécnico José Antonio Echeverría.

# Anexos

## Anexo 1: Esquemas generales de refinación de petróleo



**Figura. A1.1** - Esquema de refinación de una Refinería de Petróleo.  
Fuente: Torres y Castro (2002).



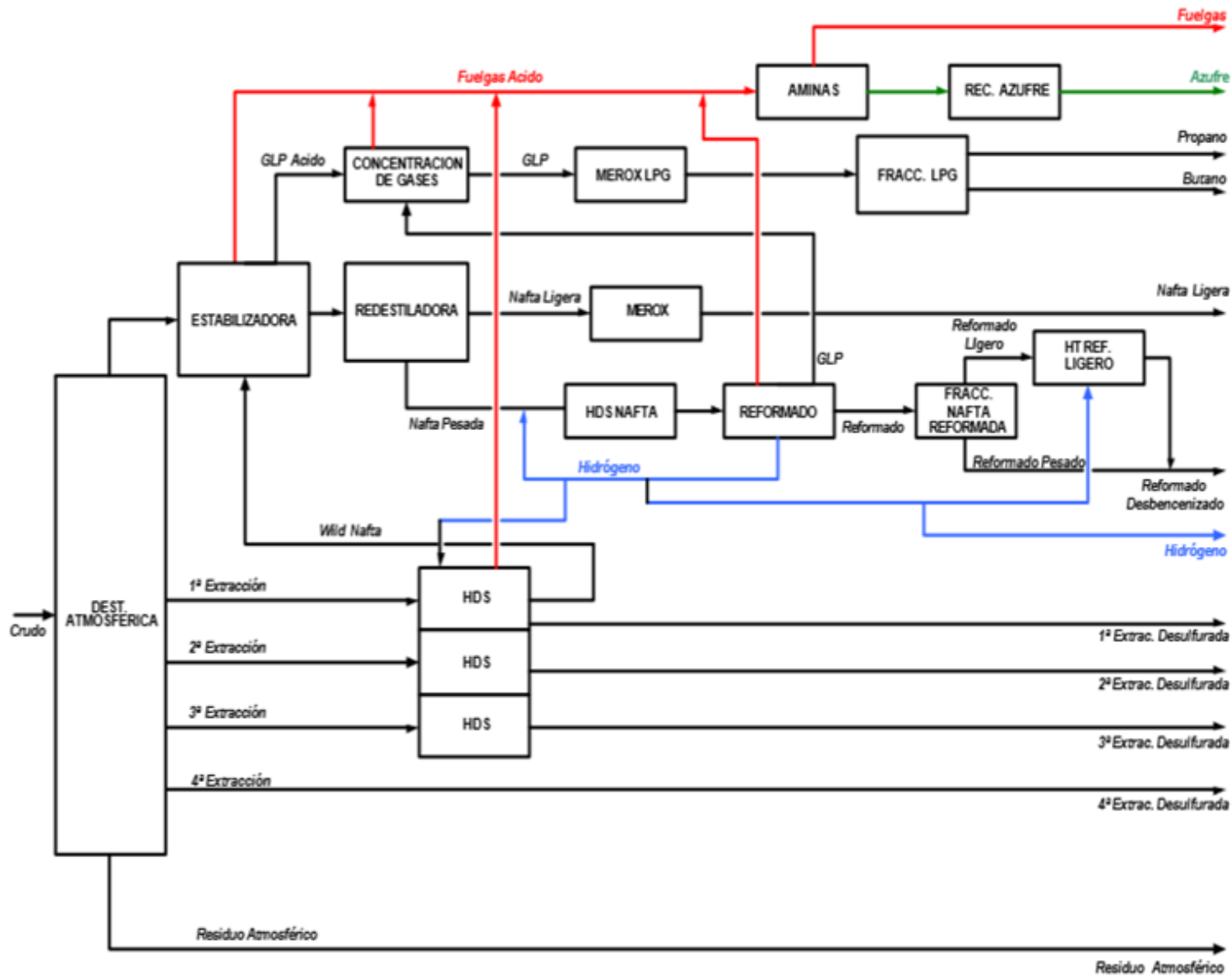


Figura A1.2 - Esquema de una refinería de petróleo tipo Hydroskimmig. Fuente: Lluch Urpí (2008).



## Anexo 2: Coeficientes globales de transferencia de calor

**Tabla A2.1** - Valores aproximados de los coeficientes totales para diseño.

Enfriadores		
Fluido caliente	Fluido frío	$U_D$ total
<b>Agua</b>	<b>Agua</b>	250500 <sup>4</sup>
Metanol	<b>Agua</b>	<b>250-500</b> <sup>4</sup>
Amoniaco	<b>Agua</b>	250500 <sup>4</sup>
Soluciones acuosas	<b>Agua</b>	<b>250-500</b> <sup>4</sup>
Sustancias orgánicas ligeras <sup>1</sup>	<b>Agua</b>	75-150
Sustancias orgánicas medias <sup>2</sup>	<b>Agua</b>	<b>50-125</b>
Sustancias orgánicas pesadas <sup>3</sup>	<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> <sup>4</sup>
Vapor de agua	Metanol	<b>200-700</b> <sup>4</sup>
<b>Vapor</b> de agua	Amoniaco	<b>200-700</b> <sup>4</sup>
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> <sup>4</sup>
Vapor de agua	Sustancias orgánicas ligeras	50-100
Vapor de agua	Sustancias orgánicas medias	<b>100-200</b>
Vapor de agua	Sustancias <b>orgánicas pesadas</b>	S-50
Vapor de agua	Gases	<b>5-50</b> <sup>6</sup>

Intercambiadores		
Fluido caliente	Fluido frío	$U_D$ total
<b>Agua</b>	Agua	<b>250-500</b> <sup>4</sup>
Soluciones acuosas	Soluciones acuosas	<b>250-500</b> <sup>4</sup>
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

<sup>1</sup> 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.

<sup>2</sup> Las **sustancias orgánicas medias** tienen viscosidades de 0.5 a 1.0 centipoises e incluyen **kerosén**, **strawoil**, **gasoil** caliente, aceite de **absorbedor** caliente y algunos crudos.

<sup>3</sup> **Sustancias orgánicas pesadas** tienen viscosidades mayores de 1.0 centipoises e incluyen **gasoil frío**, aceites lubricantes, **petróleo** combustible, **petróleo crudo** reducido, brea y asfaltos.

<sup>4</sup> Factor de **obstrucción** 0.001.

<sup>5</sup> **Caída** de presión de 20 a 30 lb/plg<sup>2</sup>.

<sup>6</sup> Estas tasas **están** influenciadas grandemente por la presión de **operación**.

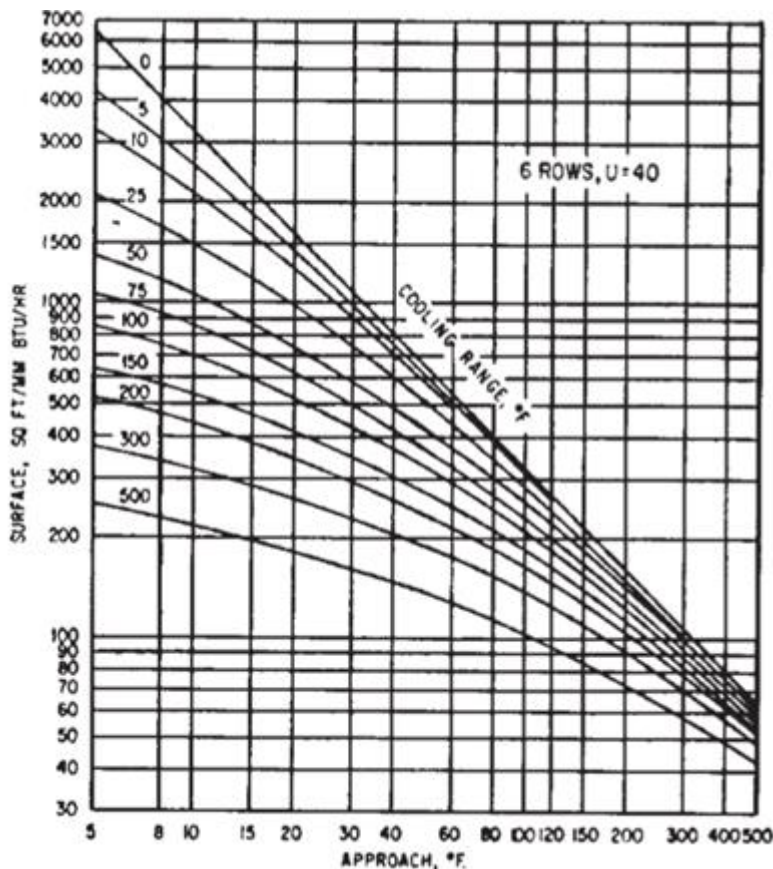
Fuente: Kern, D. (1999).

**Anexo 3:** Tabla y gráficos para la determinación del área de transferencia de calor

**Tabla A3.1** - Coeficientes Globales de Transferencia de Calor en los Enfriadores Aéreos (U Btu/(hr)(8F)

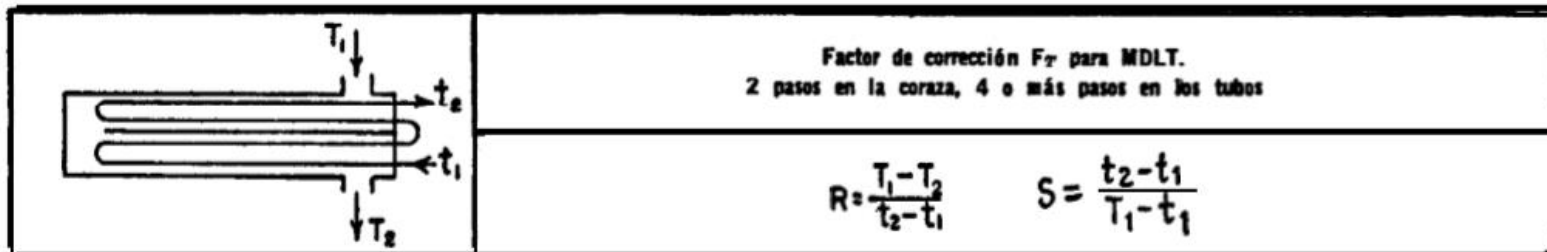
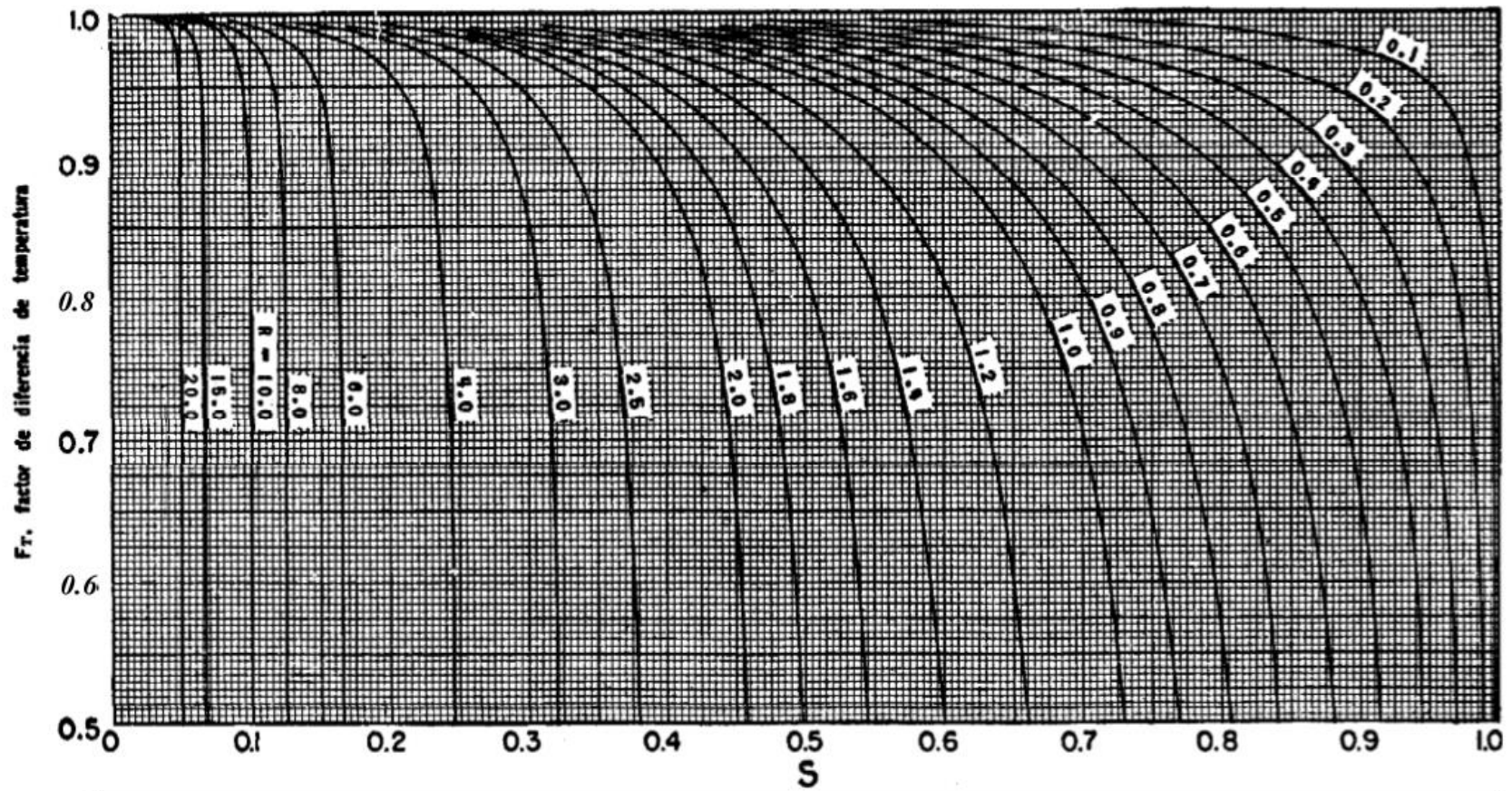
Liquid Coolers			Condensers		
Material	Heat-Transfer Coefficient, [Btu/(hr)(ft <sup>2</sup> )(°F)]	Material	Heat-Transfer Coefficient, [Btu/(hr)(ft <sup>2</sup> )(°F)]	Material	Heat-Transfer Coefficient, [Btu/(hr)(ft <sup>2</sup> )(°F)]
Oils, 20° API	10-16	Heavy oils, 8-14° API	6-10	Steam	140-150
200°F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

Fuente: Walas (2010)



**Figura A3.1** – Superficie requerida del enfriador por aire con seis filas de tubos. U = 40.

Fuente: Walas (2010)

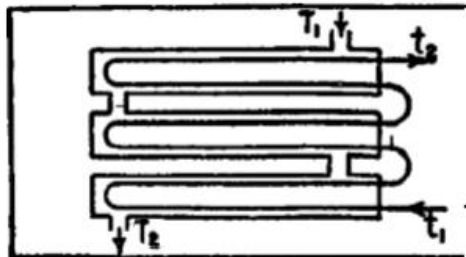
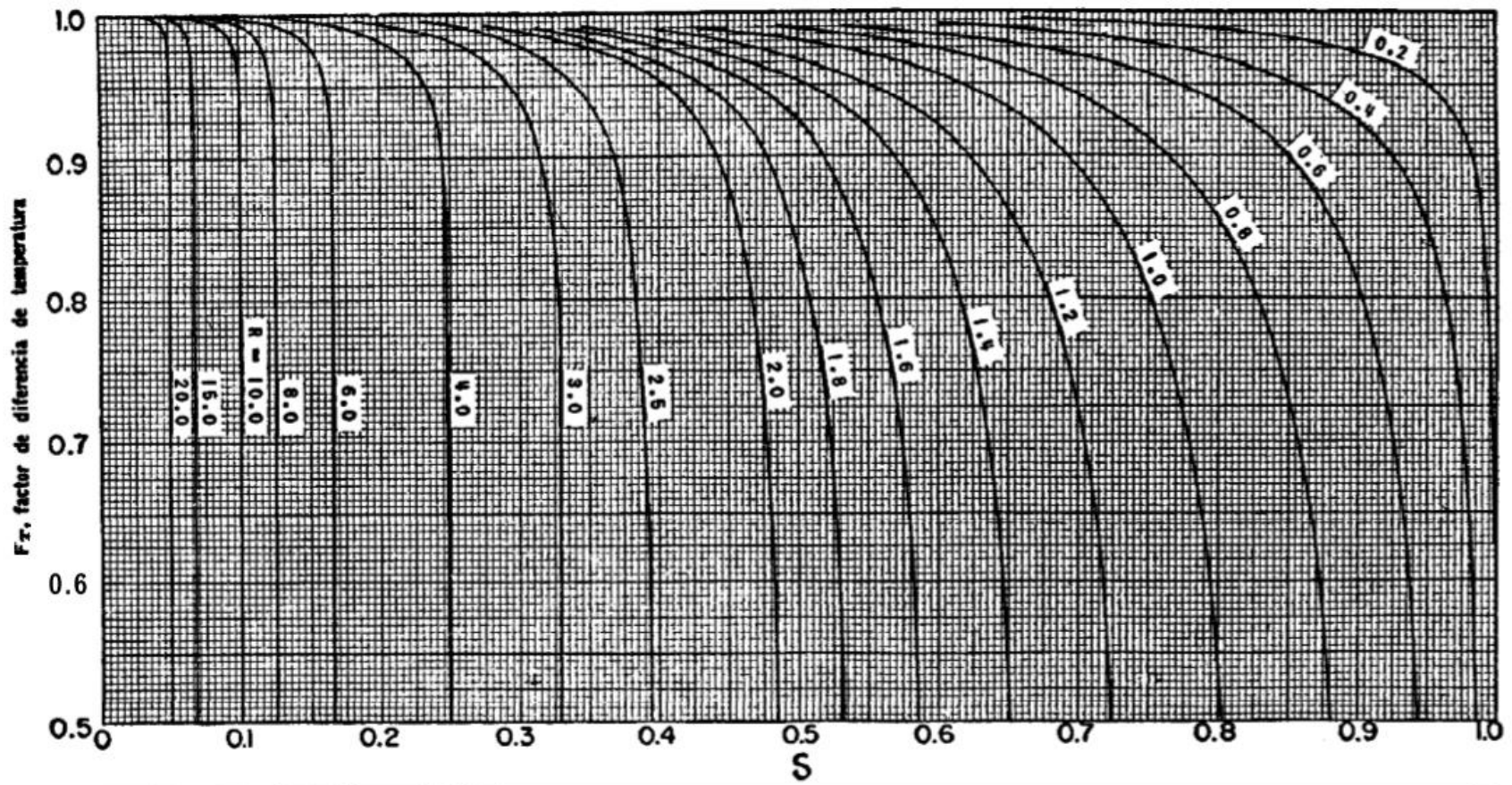


Factor de corrección  $F_r$  para MLDT.  
2 pasos en la coraza, 4 o más pasos en los tubos

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

Figura A3.2 – Factores de corrección MLDT para intercambiadores 2-4.  
Fuente: Kern, D. (1999).





Factor de corrección  $F_T$  para MLDT.  
 3 pasos en la coraza, 6 o más pasos en los tubos

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

Figura A3.3 – Factores de corrección MLDT para intercambiadores 3-6.  
 Fuente: Kern, D. (1999).

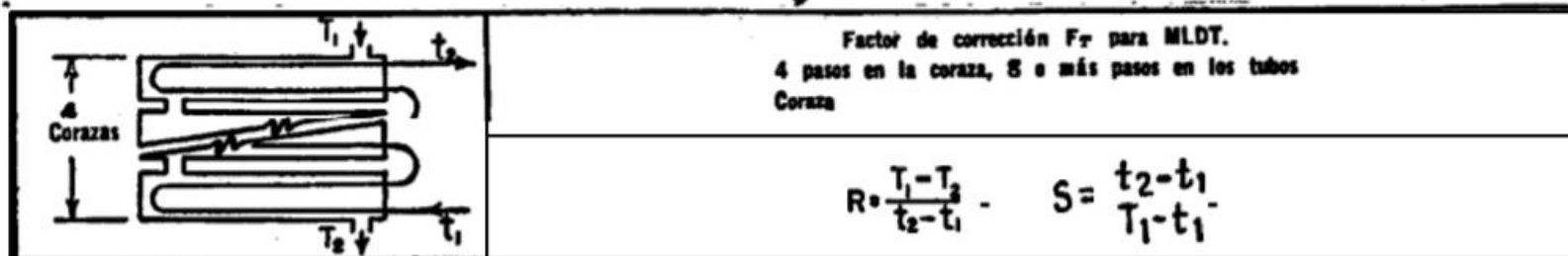
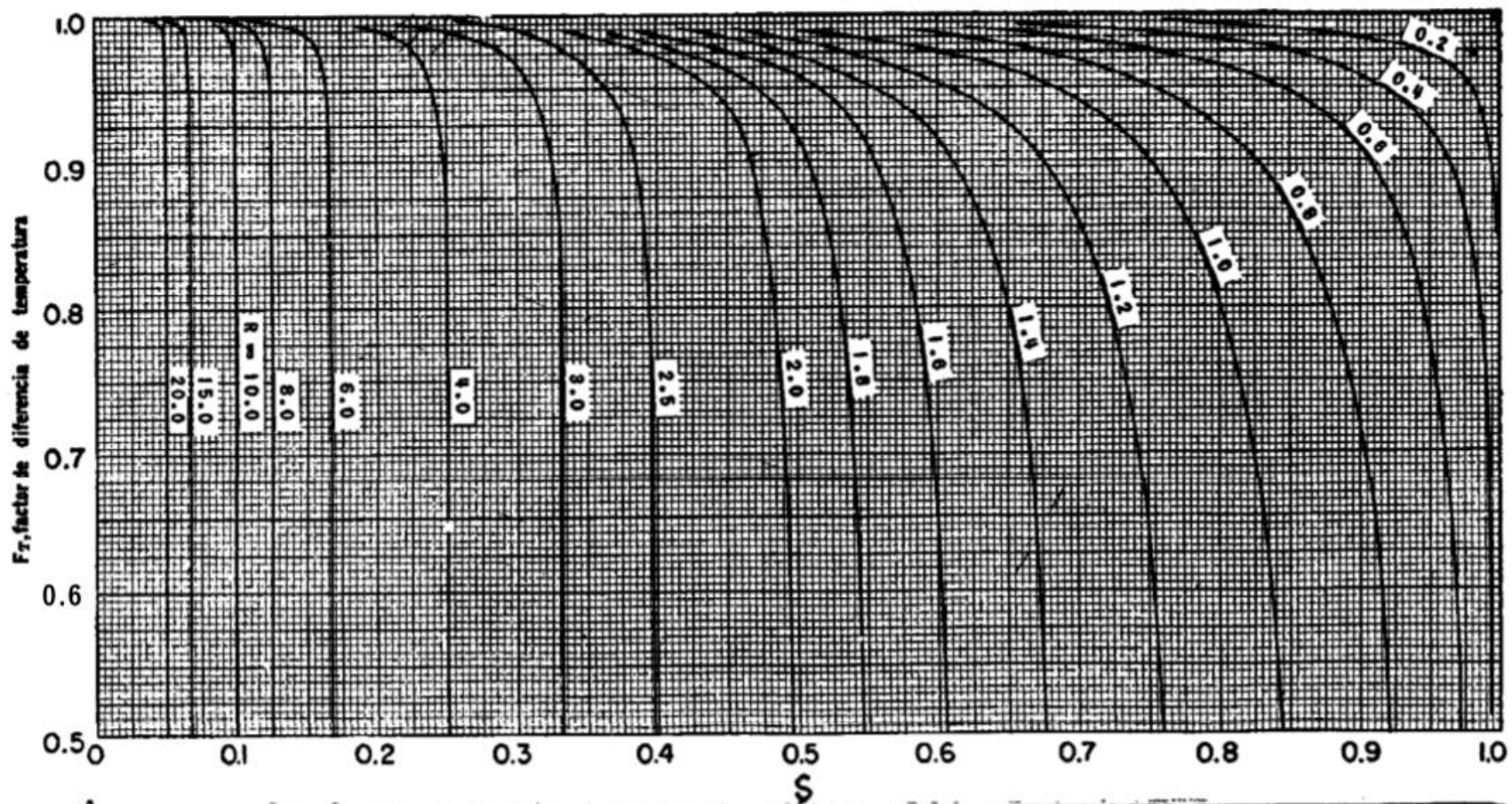
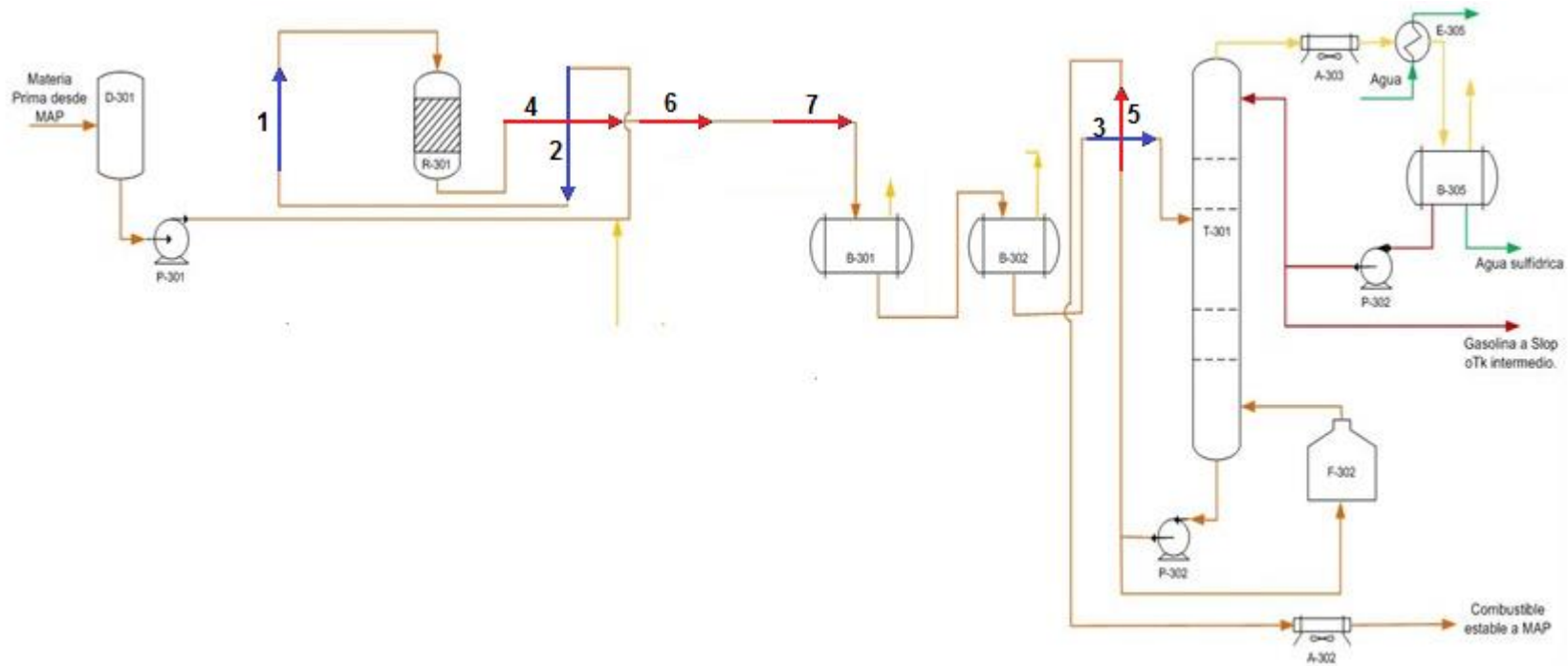


Figura A3.4 – Factores de corrección MLDT para intercambiadores 4-8.  
 Fuente: Kern, D. (1999).

**Anexo 4:** Desintegración energética de la sección hidrofinadora de diesel.



*Fuente: Elaboración propia.*



**Anexo 5:** Diagramas de intervalos de temperatura

T(K)	Corrientes Calientes				m*Cp(kW/K)	Corrientes Frías			T(K)
	4	5	6	7		1	2	3	
688,10									673,10
680,94					A	↑			665,94
628,15	↓				B				613,15
583,58					C		↑		568,58
537,59		↓			D				522,59
466,09	↓				E			↑	451,09
373,33		↓			F				358,33
364,70					G		↑		349,70
333,15					H			↑	318,15
328,15			↓		I				313,15
318,15				↓	J				303,15

**Figura A5.1** – Diagrama de intervalos de temperatura para  $\Delta T_{\min} = 15$  K.

Fuente: Elaboración propia.

T(K)	Corrientes Calientes				m*Cp(kW/K)	Corrientes Frías			T(K)
	4	5	6	7		1	2	3	
691,10									673,10
680,94					A	↑			662,94
631,15	↓				B				613,15
583,58					C		↑		565,58
540,59		↓			D				522,59
466,09	↓				E			↑	448,09
373,33		↓			F				355,33
367,70					G		↑		349,70
336,15					H			↑	318,15
328,15			↓		I				310,15
318,15				↓	J				300,15

**Figura A5.2** – Diagrama de intervalos de temperatura para  $\Delta T_{\min} = 18$  K.

Fuente: Elaboración propia.

T(K)	Corrientes Calientes				m*Cp(kW/K)	Corrientes Frías			T(K)
	4	5	6	7		1	2	3	
693,10									673,10
680,94					A	↑			660,94
633,15	↓				B				613,15
583,58					C		↑		563,58
542,59		↓			D				522,59
466,09	↓				E			↑	446,09
373,33		↓			F				353,33
369,70					G		↑		349,70
338,15					H			↑	318,15
328,15			↓		I				308,15
318,15				↓	J				298,15

**Figura A5.3** – Diagrama de intervalos de temperatura para  $\Delta T_{\min} = 20$  K.

Fuente: Elaboración propia.

T(K)	Corrientes Calientes				m*Cp(kW/K)	Corrientes Frías			T(K)
	4	5	6	7		1	2	3	
695,10									673,10
680,94					A	↑			658,94
635,15	↓				B				613,15
583,58					C		↑		561,58
544,59	↓	↓			D				522,59
466,09					E		↑		444,09
373,33		↓			F			↑	351,33
371,70					G				349,70
340,15					H				318,15
328,15			↓		I				306,15
318,15				↓	J				296,15

**Figura A5.4** – Diagrama de intervalos de temperatura para  $\Delta T_{\min} = 22$  K.

Fuente: Elaboración propia.

T(K)	Corrientes Calientes				m*Cp(kW/K)	Corrientes Frías			T(K)
	4	5	6	7		1	2	3	
698,10									673,10
680,94					A	↑			655,94
638,15	↓				B				613,15
583,58					C		↑		558,58
547,59	↓	↓			D				522,59
466,09					E		↑		441,09
374,70					F			↑	349,70
373,33		↓			G				348,33
343,15					H				318,15
328,15			↓		I				303,15
318,15				↓	J				293,15

**Figura A5.5** – Diagrama de intervalos de temperatura para  $\Delta T_{\min} = 25$  K.

Fuente: Elaboración propia.

**Tabla A5.1:** Flujo de calor calculado para cada corriente por intervalo.  $\Delta T_{\min} = 15$  K

Intervalo	1	2	3	4	5	6	7	Q <sub>intervalo</sub> (kW)
A	631,18	0	0	0	0	0	0	-631,18
B	4653,61	0	0	4315,34	0	0	0	-338,27
C	0	3360,48	0	3643,39	0	0	0	282,91
D	0	3467,54	0	3759,47	2461,83	0	0	2753,76
E	0	5390,94	3939,84	5844,79	3827,38	0	0	341,39
F	0	6993,90	5111,32	0	4965,42	6308,39	0	-831,41
G	0	650,68	475,54	0	0	586,91	0	-539,31
H	0	0	1738,49	0	0	2145,64	0	407,15
I	0	0	0	0	0	340,04	0	340,04
J	0	0	0	0	0	0	606,34	606,34
Q <sub>corriente</sub>	5284,79	19863,55	11265,19	17562,99	11254,63	9380,98	606,34	2391,42

Fuente: Elaboración propia.

**Tabla A5.2:** Flujo de calor calculado para cada corriente por intervalo.  $\Delta T_{\min} = 18$  K

Intervalo	1	2	3	4	5	6	7	$Q_{\text{intervalo}}(\text{kW})$
A	895,64	0	0	0	0	0	0	-895,64
B	4389,15	0	0	4070,10	0	0	0	-319,05
C	0	3586,67	0	3888,63	0	0	0	301,95
D	0	3241,35	0	3514,23	2301,24	0	0	2574,13
E	0	5617,13	4105,15	6090,03	3987,97	0	0	355,71
F	0	6993,90	5111,32	0	4965,42	6308,39	0	-831,41
G	0	424,49	310,23	0	0	382,88	0	-351,83
H	0	0	1738,49	0	0	2145,64	0	407,15
I	0	0	0	0	0	544,06	0	544,06
J	0	0	0	0	0	0	606,34	606,34
$Q_{\text{corriente}}$	5284,79	19863,55	11265,19	17562,99	11254,63	9380,98	606,34	2391,42

Fuente: Elaboración propia.

**Tabla A5.3:** Flujo de calor calculado para cada corriente por intervalo.  $\Delta T_{\min} = 20$  K

Intervalo	1	2	3	4	5	6	7	$Q_{\text{intervalo}}(\text{kW})$
A	1071,94	0	0	0	0	0	0	-1071,94
B	4212,84	0	0	3906,61	0	0	0	-306,23
C	0	3737,47	0	4052,12	0	0	0	314,65
D	0	3090,56	0	3350,74	2194,18	0	0	2454,37
E	0	5767,93	4215,35	6253,52	4095,03	0	0	365,26
F	0	6993,90	5111,32	0	4965,42	6308,39	0	-831,41
G	0	273,69	200,02	0	0	246,87	0	-226,85
H	0	0	1738,49	0	0	2145,64	0	407,15
I	0	0	0	0	0	680,08	0	680,08
J	0	0	0	0	0	0	606,34	606,34
$Q_{\text{corriente}}$	5284,79	19863,55	11265,19	17562,99	11254,63	9380,98	606,34	2391,42

Fuente: Elaboración propia.

**Tabla A5.4:** Flujo de calor calculado para cada corriente por intervalo.  $\Delta T_{\min} = 22$  K

Intervalo	1	2	3	4	5	6	7	$Q_{\text{intervalo}}(\text{kW})$
A	1248,25	0	0	0	0	0	0	-1248,25
B	4036,54	0	0	3743,12	0	0	0	-293,42
C	0	3888,26	0	4215,61	0	0	0	327,34
D	0	2939,76	0	3187,25	2087,12	0	0	2334,62
E	0	5918,73	4325,56	6417,01	4202,08	0	0	374,81
F	0	6993,90	5111,32	0	4965,42	6308,39	0	-831,41
G	0	122,90	89,82	0	0	110,85	0	-101,86
H	0	0	1738,49	0	0	2145,64	0	407,15
I	0	0	0	0	0	816,09	0	816,09
J	0	0	0	0	0	0	606,34	606,34
$Q_{\text{corriente}}$	5284,79	19863,55	11265,19	17562,99	11254,63	9380,98	606,34	2391,42

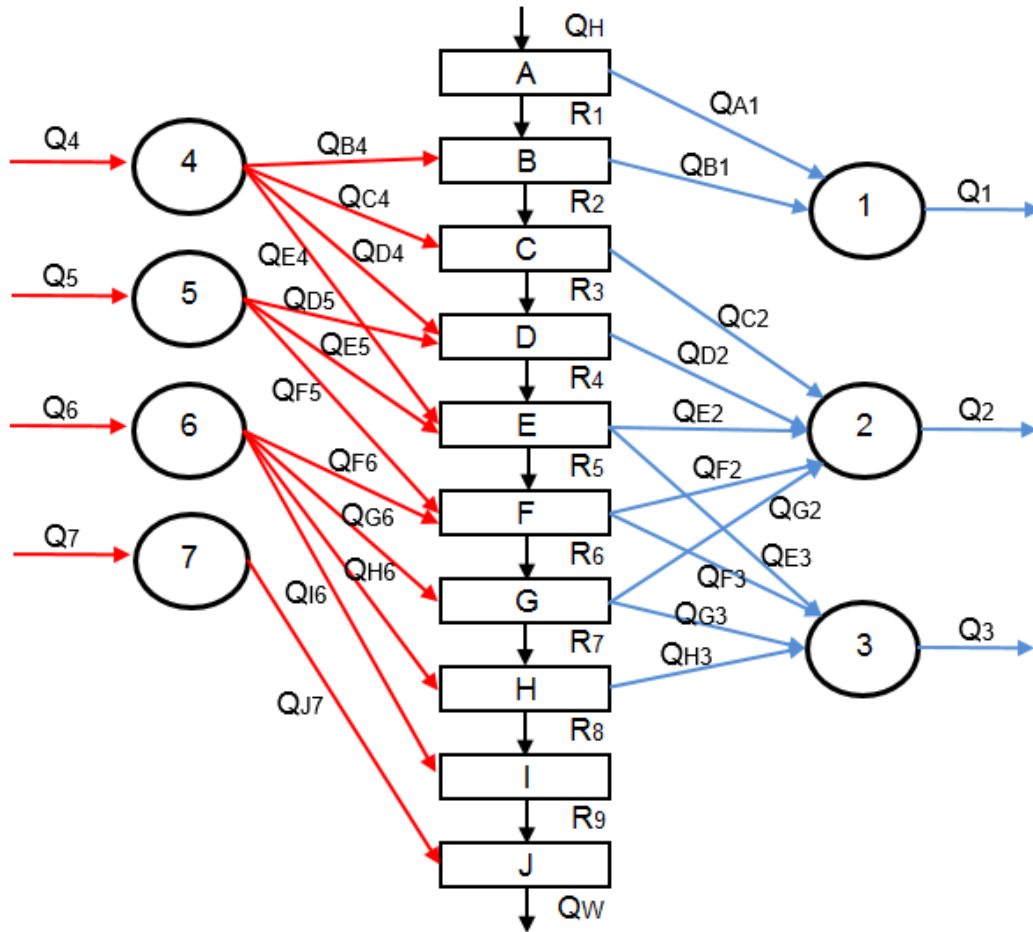
Fuente: Elaboración propia.

**Tabla A5.5:** Flujo de calor calculado para cada corriente por intervalo.  $\Delta T_{\min} = 25 \text{ K}$ 

Intervalo	1	2	3	4	5	6	7	$Q_{\text{intervalo}}(\text{kW})$
A	1512,71	0	0	0	0	0	0	-1512,71
B	3772,08	0	0	3497,88	0	0	0	-274,19
C	0	4114,46	0	4460,84	0	0	0	346,39
D	0	2713,57	0	2942,02	1926,54	0	0	2154,98
E	0	6144,92	4490,87	6662,25	4362,67	0	0	389,14
F	0	6890,60	5035,83	0	4892,08	6215,22	0	-819,13
G	0	0	75,49	0	73,34	93,17	0	91,02
H	0	0	1663,00	0	0	2052,47	0	389,47
I	0	0	0	0	0	1020,12	0	1020,12
J	0	0	0	0	0	0	606,34	606,34
$Q_{\text{corriente}}$	5284,79	19863,55	11265,19	17562,99	11254,63	9380,98	606,34	2391,42

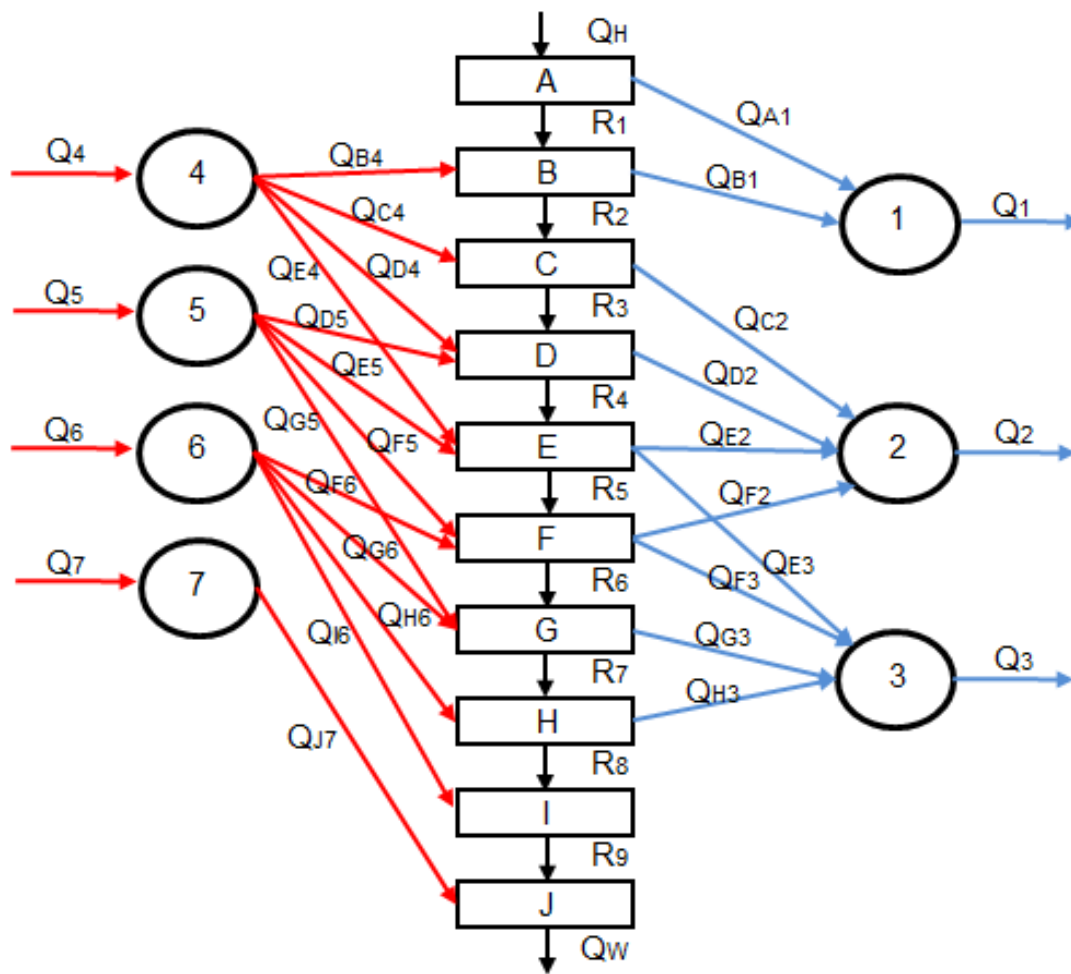
Fuente: *Elaboración propia.*

**Anexo 6:** Diagramas de Cascada.



**Figura A6.1** – Diagrama de cascada para  $\Delta T_{min} = 15, 18, 20$  y  $22$  K

Fuente: Elaboración propia.



**Figura A6.2** – Diagrama de cascada para  $\Delta T_{min} = 25 K$   
 Fuente: Elaboración propia.

Restricciones derivadas del Diagrama de Cascada.

**T<sub>Min</sub> = 15 K**

$$R_1 - Q_H = -Q_{A1} = -631,17 \quad (A6.1)$$

$$R_2 - R_1 = Q_{B4} - Q_{B1} = -338,27 \quad (A6.2)$$

$$R_3 - R_2 = Q_{C4} - Q_{C2} = 282,91 \quad (A6.3)$$

$$R_4 - R_3 = Q_{D4} + Q_{D5} - Q_{D2} = 2753,76 \quad (A6.4)$$

$$R_5 - R_4 = Q_{E4} + Q_{E5} - (Q_{E2} + Q_{E3}) = 341,39 \quad (A6.5)$$

$$R_6 - R_5 = Q_{F5} + Q_{F6} - (Q_{F2} + Q_{F3}) = -831,41 \quad (A6.6)$$

$$R_7 - R_6 = Q_{G6} - (Q_{G2} + Q_{G3}) = -539,31 \quad (A6.7)$$

$$R_8 - R_7 = Q_{H6} - Q_{H3} = 407,15 \quad (A6.8)$$

$$R_9 - R_8 = Q_{I6} = 340,04 \quad (A6.9)$$

$$Q_W - R_9 = Q_{J7} = 606,34 \quad (A6.10)$$

**T<sub>Min</sub> = 18 K**

$$R_1 - Q_H = -Q_{A1} = -895,64 \quad (A6.11)$$

$$R_2 - R_1 = Q_{B4} - Q_{B1} = -319,05 \quad (A6.12)$$

$$R_3 - R_2 = Q_{C4} - Q_{C2} = 301,95 \quad (A6.13)$$

$$R_4 - R_3 = Q_{D4} + Q_{D5} - Q_{D2} = 2574,13 \quad (A6.14)$$

$$R_5 - R_4 = Q_{E4} + Q_{E5} - (Q_{E2} + Q_{E3}) = 355,71 \quad (A6.15)$$

$$R_6 - R_5 = Q_{F5} + Q_{F6} - (Q_{F2} + Q_{F3}) = -831,41 \quad (A6.16)$$

$$R_7 - R_6 = Q_{G6} - (Q_{G2} + Q_{G3}) = -351,83 \quad (A6.17)$$

$$R_8 - R_7 = Q_{H6} - Q_{H3} = 407,15 \quad (A6.18)$$

$$R_9 - R_8 = Q_{I6} = 544,06 \quad (A6.19)$$

$$Q_W - R_9 = Q_{J7} = 606,34 \quad (A6.20)$$

**T<sub>Min</sub> = 20 K**

$$R_1 - Q_H = -Q_{A1} = -1071,94 \quad (A6.21)$$

$$R_2 - R_1 = Q_{B4} - Q_{B1} = -306,23 \quad (A6.22)$$

$$R_3 - R_2 = Q_{C4} - Q_{C2} = 314,65 \quad (A6.23)$$

$$R_4 - R_3 = Q_{D4} + Q_{D5} - Q_{D2} = 2454,37 \quad (A6.24)$$

$$R_5 - R_4 = Q_{E4} + Q_{E5} - (Q_{E2} + Q_{E3}) = 365,26 \quad (A6.25)$$

$$R_6 - R_5 = Q_{F5} + Q_{F6} - (Q_{F2} + Q_{F3}) = -831,41 \quad (A6.26)$$

$$R_7 - R_6 = Q_{G6} - (Q_{G2} + Q_{G3}) = -226,85 \quad (A6.27)$$

$$R_8 - R_7 = Q_{H6} - Q_{H3} = 407,15 \quad (A6.28)$$

$$R_9 - R_8 = Q_{I6} = 680,08 \quad (A6.29)$$

$$Q_W - R_9 = Q_{J7} = 606,34 \quad (A6.30)$$

**T<sub>Min</sub> = 22 K**

$$R_1 - Q_H = -Q_{A1} = -1248,25 \quad (A6.31)$$

$$R_2 - R_1 = Q_{B4} - Q_{B1} = -293,42 \quad (A6.32)$$

$$R_3 - R_2 = Q_{C4} - Q_{C2} = 327,34 \quad (A6.33)$$

$$R_4 - R_3 = Q_{D4} + Q_{D5} - Q_{D2} = 2334,62 \quad (A6.34)$$

$$R_5 - R_4 = Q_{E4} + Q_{E5} - (Q_{E2} + Q_{E3}) = 374,81 \quad (A6.35)$$

$$R_6 - R_5 = Q_{F5} + Q_{F6} - (Q_{F2} + Q_{F3}) = -831,41 \quad (A6.36)$$

$$R_7 - R_6 = Q_{G6} - (Q_{G2} + Q_{G3}) = -101,86 \quad (A6.37)$$

$$R_8 - R_7 = Q_{H6} - Q_{H3} = 407,15 \quad (A6.38)$$

$$R_9 - R_8 = Q_{I6} = 816,09 \quad (A6.39)$$

$$Q_W - R_9 = Q_{J7} = 606,34 \quad (A6.40)$$

**T<sub>Min</sub> = 25 K**

$$R_1 - Q_H = -Q_{A1} = -1512,71 \quad (A6.31)$$

$$R_2 - R_1 = Q_{B4} - Q_{B1} = -274,19 \quad (A6.32)$$

$$R_3 - R_2 = Q_{C4} - Q_{C2} = 346,4 \quad (A6.33)$$

$$R_4 - R_3 = Q_{D4} + Q_{D5} - Q_{D2} = 2154,98 \quad (A6.34)$$

$$R_5 - R_4 = Q_{E4} + Q_{E5} - (Q_{E2} + Q_{E3}) = 389,14 \quad (A6.35)$$

$$R_6 - R_5 = Q_{F5} + Q_{F6} - (Q_{F2} + Q_{F3}) = -819,13 \quad (A6.36)$$

$$R_7 - R_6 = Q_{G6} + Q_{G5} - Q_{G3} = -91,02 \quad (A6.37)$$

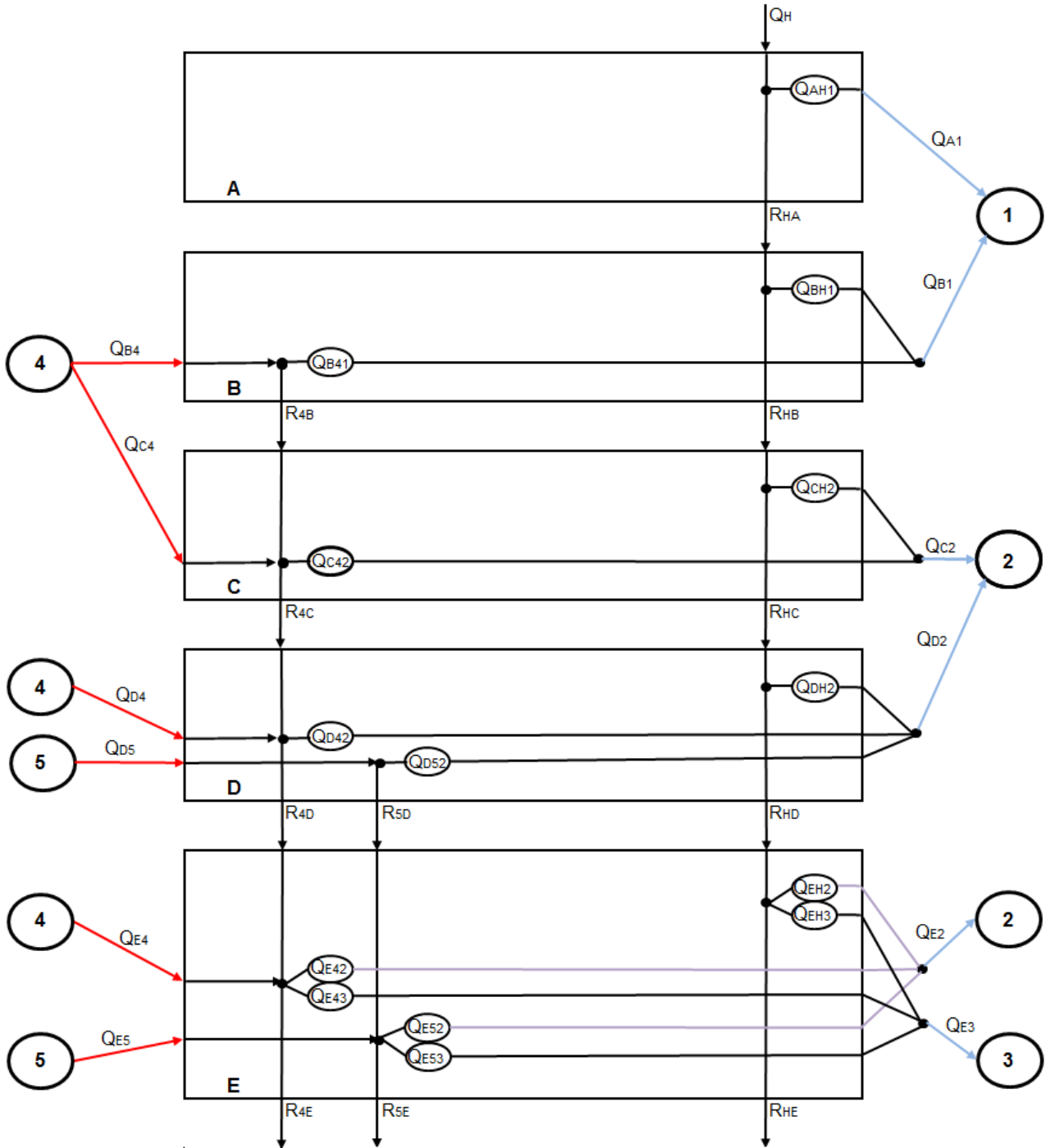
$$R_8 - R_7 = Q_{H6} - Q_{H3} = 389,47 \quad (A6.38)$$

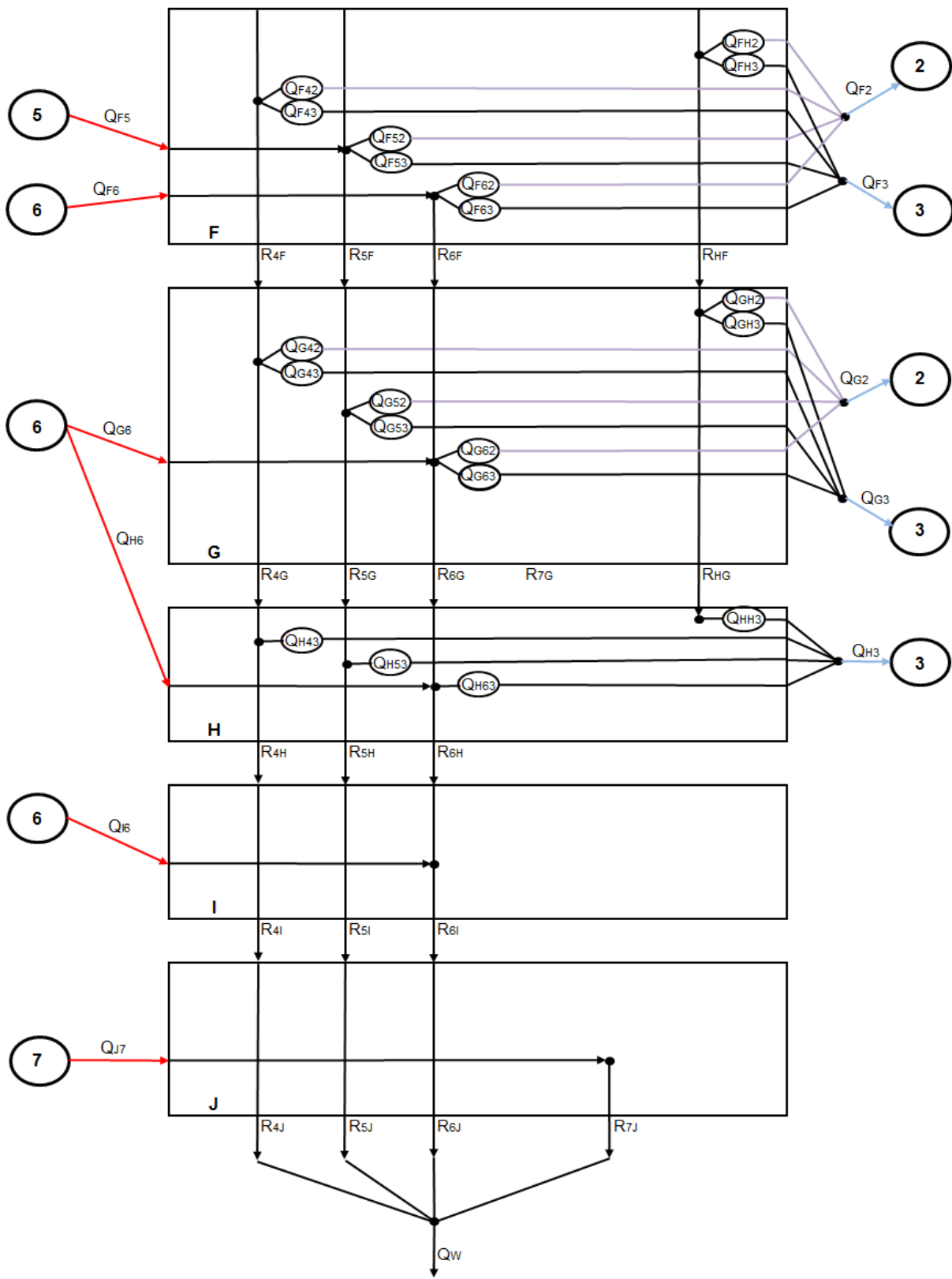
$$R_9 - R_8 = Q_{I6} = 1020,12 \quad (A6.39)$$

$$Q_W - R_9 = Q_{J7} = 606,34 \quad (A6.40)$$

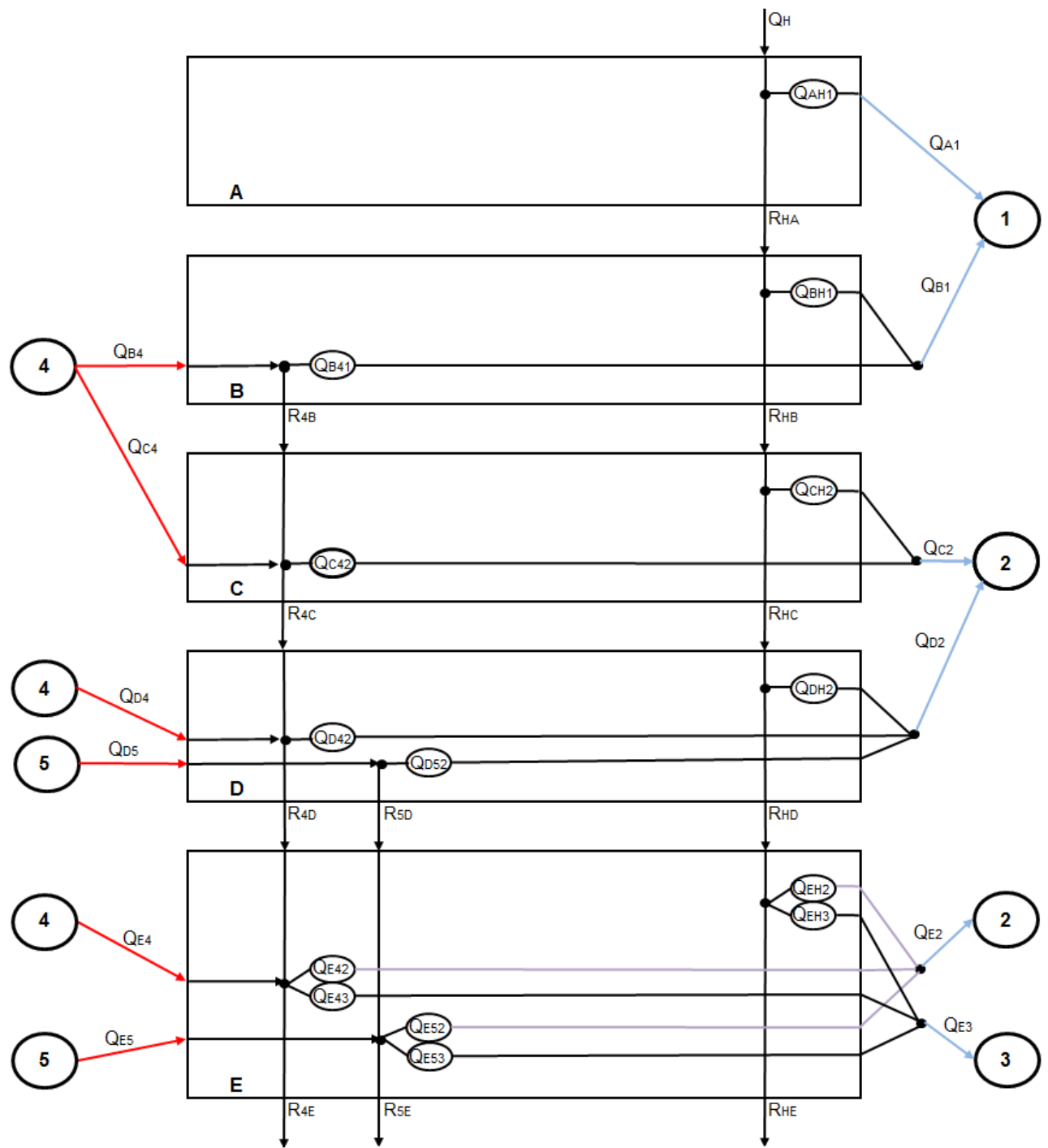


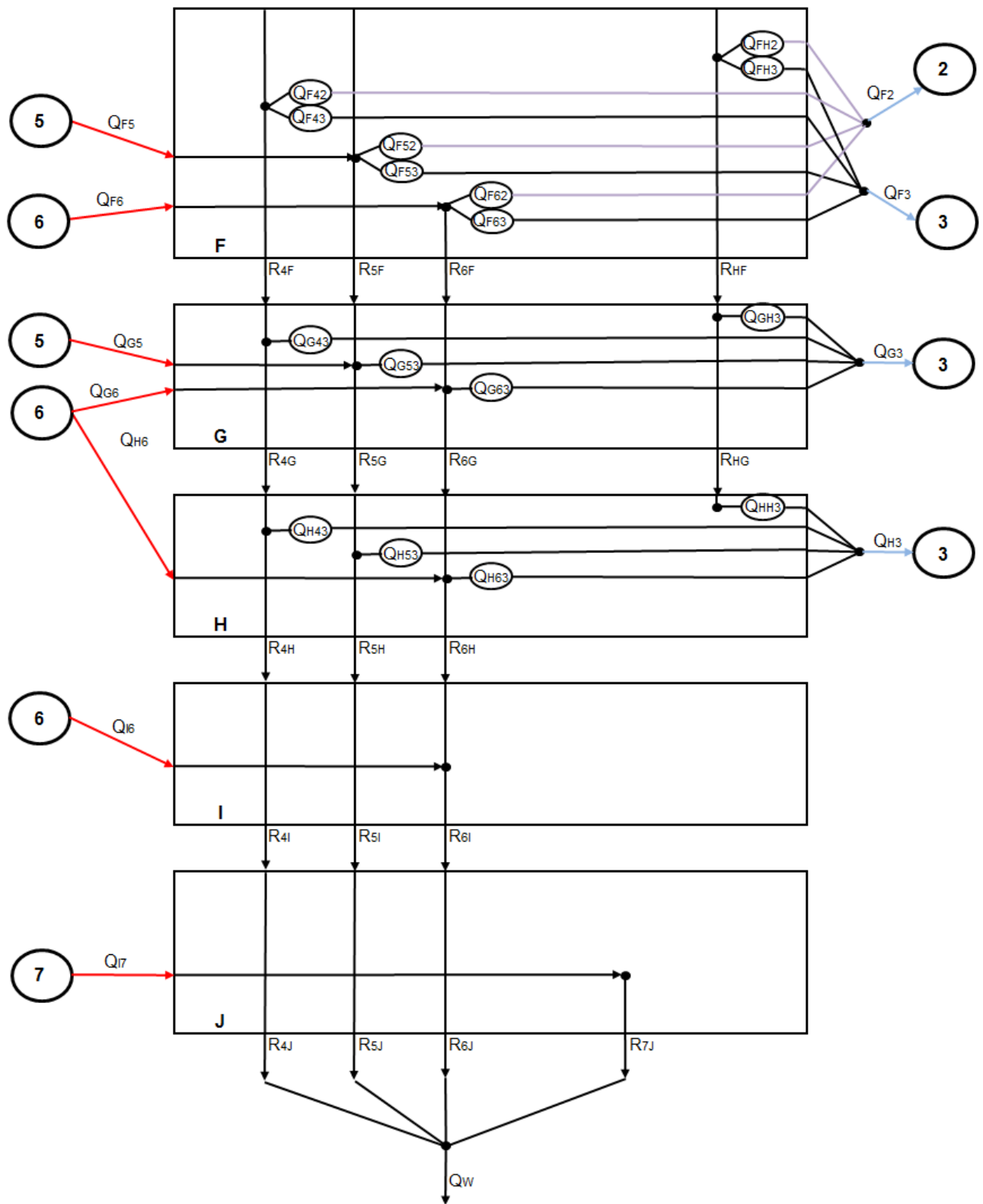
# Anexo 7: Diagramas de Transporte Ampliado





**Figura A7.1** – Diagrama de transporte ampliado para  $\Delta T_{min} = 15, 18, 20$  y  $22$  K  
Fuente: Elaboración propia.





**Figura A7.2** – Diagrama de transporte ampliado para  $\Delta T_{min} = 25\text{ K}$   
Fuente: Elaboración propia.

## Anexo 8: Restricciones por intervalo derivadas del Diagrama de Transporte Ampliado.

$T_{\text{Min}} = 15 \text{ K}$

Intervalo A:

$$R_{HA} + Q_{AH1} - Q_H = 0 \quad (\text{A8.1})$$

$$Q_{AH1} = Q_{A1} = 631,18 \quad (\text{A8.2})$$

Intervalo B:

$$R_{4B} + Q_{B41} = Q_{B4} = 4315,34 \quad (\text{A8.3})$$

$$R_{HA} - R_{HB} - Q_{BH1} = 0 \quad (\text{A8.4})$$

$$Q_{BH1} + Q_{B41} = Q_{B1} = 4653,61 \quad (\text{A8.5})$$

Intervalo C:

$$R_{4C} - R_{4B} + Q_{C42} = Q_{C4} = 3643,39 \quad (\text{A8.6})$$

$$R_{HB} - R_{HC} - Q_{CH2} = 0 \quad (\text{A8.7})$$

$$Q_{CH2} + Q_{C42} = Q_{C2} = 3360,48 \quad (\text{A8.8})$$

Intervalo D:

$$R_{4D} - R_{4C} + Q_{D42} = Q_{D4} = 3759,47 \quad (\text{A8.9})$$

$$R_{5D} + Q_{D52} = Q_{D5} = 2461,83 \quad (\text{A8.10})$$

$$R_{HC} - R_{HD} - Q_{DH2} = 0 \quad (\text{A8.11})$$

$$Q_{DH2} + Q_{D42} + Q_{D52} = Q_{D2} = 3467,54 \quad (\text{A8.12})$$

Intervalo E:

$$R_{4E} - R_{4D} + Q_{E42} + Q_{E43} = Q_{E4} = 5844,79 \quad (\text{A8.13})$$

$$R_{5E} - R_{5D} + Q_{E52} + Q_{E53} = Q_{E5} = 3827,38 \quad (\text{A8.14})$$

$$R_{HD} - R_{HE} - Q_{EH2} - Q_{EH3} = 0 \quad (\text{A8.15})$$

$$Q_{EH2} + Q_{E42} + Q_{E52} = Q_{E2} = 5390,94 \quad (\text{A8.16})$$

$$Q_{EH3} + Q_{E43} + Q_{E53} = Q_{E3} = 3939,84 \quad (\text{A8.17})$$

Intervalo F:

$$R_{4F} - R_{4E} + Q_{F42} + Q_{F43} = 0 \quad (\text{A8.18})$$

$$R_{5F} - R_{5E} + Q_{F52} + Q_{F53} = Q_{F5} = 4965,42 \quad (\text{A8.19})$$

$$R_{6F} + Q_{F62} + Q_{F63} = Q_{F6} = 6308,39 \quad (\text{A8.20})$$

$$R_{HE} - R_{HF} - Q_{FH2} - Q_{FH3} = 0 \quad (\text{A8.21})$$

$$Q_{FH2} + Q_{F42} + Q_{F52} + Q_{F62} = Q_{F2} = 6993,9 \quad (\text{A8.22})$$

$$Q_{FH3} + Q_{F43} + Q_{F53} + Q_{F63} = Q_{F3} = 5111,32 \quad (\text{A8.23})$$

Intervalo G:

$$R_{4G} - R_{4F} + Q_{G42} + Q_{G43} = 0 \quad (\text{A8.24})$$

$$R_{5G} - R_{5F} + Q_{G52} + Q_{G53} = 0 \quad (\text{A8.25})$$

$$R_{6G} - R_{6F} + Q_{G62} + Q_{G63} = Q_{G6} = 586,91 \quad (\text{A8.26})$$

$$R_{HF} - R_{HG} - Q_{GH2} - Q_{GH3} = 0 \quad (\text{A8.27})$$

$$Q_{GH2} + Q_{G42} + Q_{G52} + Q_{G62} = Q_{G2} = 650,68 \quad (\text{A8.28})$$

$$Q_{GH3} + Q_{G43} + Q_{G53} + Q_{G63} = Q_{G3} = 475,54 \quad (\text{A8.29})$$

Intervalo H:

$$R_{4H} - R_{4G} + Q_{H43} = 0 \quad (\text{A8.30})$$

$$R_{5H} - R_{5G} + Q_{H53} = 0 \quad (\text{A8.31})$$

$$R_{6H} - R_{6G} + Q_{H63} = Q_{H6} = 2145,64 \quad (\text{A8.32})$$

$$R_{HG} - Q_{HH3} = 0 \quad (\text{A8.33})$$

$$Q_{HH3} + Q_{H43} + Q_{H53} + Q_{H63} = Q_{H3} = 1738,49 \quad (\text{A8.34})$$

Intervalo I:

$$R_{4I} - R_{4H} = 0 \quad (A8.35)$$

$$R_{5I} - R_{5H} = 0 \quad (A8.36)$$

$$R_{6I} - R_{6H} = Q_{I6} = 340,04 \quad (A8.37)$$

Intervalo J:

$$R_{4J} - R_{4I} = 0 \quad (A8.38)$$

$$R_{5J} - R_{5I} = 0 \quad (A8.39)$$

$$R_{6J} - R_{6I} = 0 \quad (A8.40)$$

$$R_{7J} = Q_{J7} = 606,34 \quad (A8.41)$$

$$R_{4J} + R_{5J} + R_{6J} + R_{7J} - Q_W = 0 \quad (A8.42)$$

**T<sub>Min</sub> = 18 K**

Intervalo A:

$$R_{HA} + Q_{AH1} - Q_H = 0 \quad (A8.43)$$

$$Q_{AH1} = Q_{A1} = 895,64 \quad (A8.44)$$

Intervalo B:

$$R_{4B} + Q_{B41} = Q_{B4} = 4070,1 \quad (A8.45)$$

$$R_{HA} - R_{HB} - Q_{BH1} = 0 \quad (A8.46)$$

$$Q_{BH1} + Q_{B41} = Q_{B1} = 4389,15 \quad (A8.47)$$

Intervalo C:

$$R_{4C} - R_{4B} + Q_{C42} = Q_{C4} = 3888,63 \quad (A8.48)$$

$$R_{HB} - R_{HC} - Q_{CH2} = 0 \quad (A8.49)$$

$$Q_{CH2} + Q_{C42} = Q_{C2} = 3586,67 \quad (A8.50)$$

Intervalo D:

$$R_{4D} - R_{4C} + Q_{D42} = Q_{D4} = 3514,23 \quad (A8.51)$$

$$R_{5D} + Q_{D52} = Q_{D5} = 2301,24 \quad (A8.52)$$

$$R_{HC} - R_{HD} - Q_{DH2} = 0 \quad (A8.53)$$

$$Q_{DH2} + Q_{D42} + Q_{D52} = Q_{D2} = 3241,35 \quad (A8.54)$$

Intervalo E:

$$R_{4E} - R_{4D} + Q_{E42} + Q_{E43} = Q_{E4} = 6090,03 \quad (A8.55)$$

$$R_{5E} - R_{5D} + Q_{E52} + Q_{E53} = Q_{E5} = 3987,97 \quad (A8.56)$$

$$R_{HD} - R_{HE} - Q_{EH2} - Q_{EH3} = 0 \quad (A8.57)$$

$$Q_{EH2} + Q_{E42} + Q_{E52} = Q_{E2} = 5617,13 \quad (A8.58)$$

$$Q_{EH3} + Q_{E43} + Q_{E53} = Q_{E3} = 4105,15 \quad (A8.59)$$

Intervalo F:

$$R_{4F} - R_{4E} + Q_{F42} + Q_{F43} = 0 \quad (A8.60)$$

$$R_{5F} - R_{5E} + Q_{F52} + Q_{F53} = Q_{F5} = 4965,42 \quad (A8.61)$$

$$R_{6F} + Q_{F62} + Q_{F63} = Q_{F6} = 6308,39 \quad (A8.62)$$

$$R_{HE} - R_{HF} - Q_{FH2} - Q_{FH3} = 0 \quad (A8.63)$$

$$Q_{FH2} + Q_{F42} + Q_{F52} + Q_{F62} = Q_{F2} = 6993,9 \quad (A8.64)$$

$$Q_{FH3} + Q_{F43} + Q_{F53} + Q_{F63} = Q_{F3} = 5111,32 \quad (A8.65)$$

Intervalo G:

$$R_{4G} - R_{4F} + Q_{G42} + Q_{G43} = 0 \quad (A8.66)$$

$$R_{5G} - R_{5F} + Q_{G52} + Q_{G53} = 0 \quad (A8.67)$$

$$R_{6G} - R_{6F} + Q_{G62} + Q_{G63} = Q_{G6} = 382,88 \quad (A8.68)$$

$$R_{HF} - R_{HG} - Q_{GH2} - Q_{GH3} = 0 \quad (A8.69)$$

$$Q_{GH2} + Q_{G42} + Q_{G52} + Q_{G62} = Q_{G2} = 424,49 \quad (A8.70)$$

$$Q_{GH3} + Q_{G43} + Q_{G53} + Q_{G63} = Q_{G3} = 310,23 \quad (A8.71)$$

Intervalo H:

$$R_{4H} - R_{4G} + Q_{H43} = 0 \quad (A8.72)$$

$$R_{5H} - R_{5G} + Q_{H53} = 0 \quad (A8.73)$$

$$R_{6H} - R_{6G} + Q_{H63} = Q_{H6} = 2145,64 \quad (A8.74)$$

$$R_{HG} - Q_{HH3} = 0 \quad (A8.75)$$

$$Q_{HH3} + Q_{H43} + Q_{H53} + Q_{H63} = Q_{H3} = 1738,49 \quad (A8.76)$$

Intervalo I:

$$R_{4I} - R_{4H} = 0 \quad (A8.77)$$

$$R_{5I} - R_{5H} = 0 \quad (A8.78)$$

$$R_{6I} - R_{6H} = Q_{I6} = 544,06 \quad (A8.79)$$

Intervalo J:

$$R_{4J} - R_{4I} = 0 \quad (A8.80)$$

$$R_{5J} - R_{5I} = 0 \quad (A8.81)$$

$$R_{6J} - R_{6I} = 0 \quad (A8.82)$$

$$R_{7J} = Q_{J7} = 606,34 \quad (A8.83)$$

$$R_{4J} + R_{5J} + R_{6J} + R_{7J} - Q_W = 0 \quad (A8.84)$$

**T<sub>Min</sub> = 20 K**

Intervalo A:

$$R_{HA} + Q_{AH1} - Q_H = 0 \quad (A8.85)$$

$$Q_{AH1} = Q_{A1} = 1071,94 \quad (A8.86)$$

Intervalo B:

$$R_{4B} + Q_{B41} = Q_{B4} = 3906,61 \quad (A8.87)$$

$$R_{HA} - R_{HB} - Q_{BH1} = 0 \quad (A8.88)$$

$$Q_{BH1} + Q_{B41} = Q_{B1} = 4212,84 \quad (A8.89)$$

Intervalo C:

$$R_{4C} - R_{4B} + Q_{C42} = Q_{C4} = 4052,12 \quad (A8.90)$$

$$R_{HB} - R_{HC} - Q_{CH2} = 0 \quad (A8.91)$$

$$Q_{CH2} + Q_{C42} = Q_{C2} = 3737,47 \quad (A8.92)$$

Intervalo D:

$$R_{4D} - R_{4C} + Q_{D42} = Q_{D4} = 3350,74 \quad (A8.93)$$

$$R_{5D} + Q_{D52} = Q_{D5} = 2194,18 \quad (A8.94)$$

$$R_{HC} - R_{HD} - Q_{DH2} = 0 \quad (A8.95)$$

$$Q_{DH2} + Q_{D42} + Q_{D52} = Q_{D2} = 3090,56 \quad (A8.96)$$

Intervalo E:

$$R_{4E} - R_{4D} + Q_{E42} + Q_{E43} = Q_{E4} = 6253,52 \quad (A8.97)$$

$$R_{5E} - R_{5D} + Q_{E52} + Q_{E53} = Q_{E5} = 4095,03 \quad (A8.98)$$

$$R_{HD} - R_{HE} - Q_{EH2} - Q_{EH3} = 0 \quad (A8.99)$$

$$Q_{EH2} + Q_{E42} + Q_{E52} = Q_{E2} = 5767,93 \quad (A8.100)$$

$$Q_{EH3} + Q_{E43} + Q_{E53} = Q_{E3} = 4215,35 \quad (A8.101)$$

Intervalo F:

$$R_{4F} - R_{4E} + Q_{F42} + Q_{F43} = 0 \quad (A8.102)$$

$$R_{5F} - R_{5E} + Q_{F52} + Q_{F53} = Q_{F5} = 4965,42 \quad (A8.103)$$

$$R_{6F} + Q_{F62} + Q_{F63} = Q_{F6} = 6308,39 \quad (A8.104)$$

$$R_{HE} - R_{HF} - Q_{FH2} - Q_{FH3} = 0 \quad (A8.105)$$

$$Q_{FH2} + Q_{F42} + Q_{F52} + Q_{F62} = Q_{F2} = 6993,9 \quad (A8.106)$$

$$Q_{FH3} + Q_{F43} + Q_{F53} + Q_{F63} = Q_{F3} = 5111,32 \quad (A8.107)$$

Intervalo G:

$$R_{4G} - R_{4F} + Q_{G42} + Q_{G43} = 0 \quad (A8.108)$$

$$R_{5G} - R_{5F} + Q_{G52} + Q_{G53} = 0 \quad (A8.109)$$

$$R_{6G} - R_{6F} + Q_{G62} + Q_{G63} = Q_{G6} = 246,87 \quad (A8.110)$$

$$R_{HF} - R_{HG} - Q_{GH2} - Q_{GH3} = 0 \quad (A8.111)$$

$$Q_{GH2} + Q_{G42} + Q_{G52} + Q_{G62} = Q_{G2} = 273,69 \quad (A8.112)$$

$$Q_{GH3} + Q_{G43} + Q_{G53} + Q_{G63} = Q_{G3} = 200,02 \quad (A8.113)$$

Intervalo H:

$$R_{4H} - R_{4G} + Q_{H43} = 0 \quad (A8.114)$$

$$R_{5H} - R_{5G} + Q_{H53} = 0 \quad (A8.115)$$

$$R_{6H} - R_{6G} + Q_{H63} = Q_{H6} = 2145,64 \quad (A8.116)$$

$$R_{HG} - Q_{HH3} = 0 \quad (A8.117)$$

$$Q_{HH3} + Q_{H43} + Q_{H53} + Q_{H63} = Q_{H3} = 1738,49 \quad (A8.118)$$

Intervalo I:

$$R_{4I} - R_{4H} = 0 \quad (A8.119)$$

$$R_{5I} - R_{5H} = 0 \quad (A8.120)$$

$$R_{6I} - R_{6H} = Q_{I6} = 680,08 \quad (A8.121)$$

Intervalo J:

$$R_{4J} - R_{4I} = 0 \quad (A8.122)$$

$$R_{5J} - R_{5I} = 0 \quad (A8.123)$$

$$R_{6J} - R_{6I} = 0 \quad (A8.124)$$

$$R_{7J} = Q_{J7} = 606,34 \quad (A8.125)$$

$$R_{4J} + R_{5J} + R_{6J} + R_{7J} - Q_W = 0 \quad (A8.126)$$

**T<sub>Min</sub> = 22 K**

Intervalo A:

$$R_{HA} + Q_{AH1} - Q_H = 0 \quad (A8.127)$$

$$Q_{AH1} = Q_{A1} = 1248,25 \quad (A8.128)$$

Intervalo B:

$$R_{4B} + Q_{B41} = Q_{B4} = 3743,12 \quad (A8.129)$$

$$R_{HA} - R_{HB} - Q_{BH1} = 0 \quad (A8.130)$$

$$Q_{BH1} + Q_{B41} = Q_{B1} = 4036,54 \quad (A8.131)$$

Intervalo C:

$$R_{4C} - R_{4B} + Q_{C42} = Q_{C4} = 4215,61 \quad (A8.132)$$

$$R_{HB} - R_{HC} - Q_{CH2} = 0 \quad (A8.133)$$

$$Q_{CH2} + Q_{C42} = Q_{C2} = 3888,26 \quad (A8.134)$$

Intervalo D:

$$R_{4D} - R_{4C} + Q_{D42} = Q_{D4} = 3187,25 \quad (A8.135)$$

$$R_{5D} + Q_{D52} = Q_{D5} = 2087,12 \quad (A8.136)$$

$$R_{HC} - R_{HD} - Q_{DH2} = 0 \quad (A8.137)$$

$$Q_{DH2} + Q_{D42} + Q_{D52} = Q_{D2} = 2939,76 \quad (A8.138)$$



Intervalo E:

$$R_{4E} - R_{4D} + Q_{E42} + Q_{E43} = Q_{E4} = 6417,01 \quad (A8.139)$$

$$R_{5E} - R_{5D} + Q_{E52} + Q_{E53} = Q_{E5} = 4202,08 \quad (A8.140)$$

$$R_{HD} - R_{HE} - Q_{EH2} - Q_{EH3} = 0 \quad (A8.141)$$

$$Q_{EH2} + Q_{E42} + Q_{E52} = Q_{E2} = 5918,73 \quad (A8.142)$$

$$Q_{EH3} + Q_{E43} + Q_{E53} = Q_{E3} = 4325,56 \quad (A8.143)$$

Intervalo F:

$$R_{4F} - R_{4E} + Q_{F42} + Q_{F43} = 0 \quad (A8.144)$$

$$R_{5F} - R_{5E} + Q_{F52} + Q_{F53} = Q_{F5} = 4965,42 \quad (A8.145)$$

$$R_{6F} + Q_{F62} + Q_{F63} = Q_{F6} = 6308,39 \quad (A8.146)$$

$$R_{HE} - R_{HF} - Q_{FH2} - Q_{FH3} = 0 \quad (A8.147)$$

$$Q_{FH2} + Q_{F42} + Q_{F52} + Q_{F62} = Q_{F2} = 6993,9 \quad (A8.148)$$

$$Q_{FH3} + Q_{F43} + Q_{F53} + Q_{F63} = Q_{F3} = 5111,32 \quad (A8.149)$$

Intervalo G:

$$R_{4G} - R_{4F} + Q_{G42} + Q_{G43} = 0 \quad (A8.150)$$

$$R_{5G} - R_{5F} + Q_{G52} + Q_{G53} = 0 \quad (A8.151)$$

$$R_{6G} - R_{6F} + Q_{G62} + Q_{G63} = Q_{G6} = 110,85 \quad (A8.152)$$

$$R_{HF} - R_{HG} - Q_{GH2} - Q_{GH3} = 0 \quad (A8.153)$$

$$Q_{GH2} + Q_{G42} + Q_{G52} + Q_{G62} = Q_{G2} = 122,9 \quad (A8.154)$$

$$Q_{GH3} + Q_{G43} + Q_{G53} + Q_{G63} = Q_{G3} = 89,82 \quad (A8.155)$$

Intervalo H:

$$R_{4H} - R_{4G} + Q_{H43} = 0 \quad (A8.156)$$

$$R_{5H} - R_{5G} + Q_{H53} = 0 \quad (A8.157)$$

$$R_{6H} - R_{6G} + Q_{H63} = Q_{H6} = 2145,64 \quad (A8.158)$$

$$R_{HG} - Q_{HH3} = 0 \quad (A8.159)$$

$$Q_{HH3} + Q_{H43} + Q_{H53} + Q_{H63} = Q_{H3} = 1738,49 \quad (A8.160)$$

Intervalo I:

$$R_{4I} - R_{4H} = 0 \quad (A8.161)$$

$$R_{5I} - R_{5H} = 0 \quad (A8.162)$$

$$R_{6I} - R_{6H} = Q_{I6} = 816,09 \quad (A8.163)$$

Intervalo J:

$$R_{4J} - R_{4I} = 0 \quad (A8.164)$$

$$R_{5J} - R_{5I} = 0 \quad (A8.165)$$

$$R_{6J} - R_{6I} = 0 \quad (A8.166)$$

$$R_{7J} = Q_{J7} = 606,34 \quad (A8.167)$$

$$R_{4J} + R_{5J} + R_{6J} + R_{7J} - Q_W = 0 \quad (A8.168)$$

**T<sub>Min</sub> = 25 K**

Intervalo A:

$$R_{HA} + Q_{AH1} - Q_H = 0 \quad (A8.169)$$

$$Q_{AH1} = Q_{A1} = 1512,71 \quad (A8.170)$$

Intervalo B:

$$R_{4B} + Q_{B41} = Q_{B4} = 3497,88 \quad (A8.171)$$

$$R_{HA} - R_{HB} - Q_{BH1} = 0 \quad (A8.172)$$

$$Q_{BH1} + Q_{B41} = Q_{B1} = 3772,08 \quad (A8.173)$$

Intervalo C:

$$R_{4C} - R_{4B} + Q_{C42} = Q_{C4} = 4460,84 \quad (A8.174)$$

$$R_{HB} - R_{HC} - Q_{CH2} = 0 \quad (A8.175)$$

$$Q_{CH2} + Q_{C42} = Q_{C2} = 4114,46 \quad (A8.176)$$

Intervalo D:

$$R_{4D} - R_{4C} + Q_{D42} = Q_{D4} = 2942,02 \quad (A8.177)$$

$$R_{5D} + Q_{D52} = Q_{D5} = 1926,54 \quad (A8.178)$$

$$R_{HC} - R_{HD} - Q_{DH2} = 0 \quad (A8.179)$$

$$Q_{DH2} + Q_{D42} + Q_{D52} = Q_{D2} = 2713,57 \quad (A8.180)$$

Intervalo E:

$$R_{4E} - R_{4D} + Q_{E42} + Q_{E43} = Q_{E4} = 6662,25 \quad (A8.181)$$

$$R_{5E} - R_{5D} + Q_{E52} + Q_{E53} = Q_{E5} = 4362,67 \quad (A8.182)$$

$$R_{HD} - R_{HE} - Q_{EH2} - Q_{EH3} = 0 \quad (A8.183)$$

$$Q_{EH2} + Q_{E42} + Q_{E52} = Q_{E2} = 6144,92 \quad (A8.184)$$

$$Q_{EH3} + Q_{E43} + Q_{E53} = Q_{E3} = 4490,87 \quad (A8.185)$$

Intervalo F:

$$R_{4F} - R_{4E} + Q_{F42} + Q_{F43} = 0 \quad (A8.186)$$

$$R_{5F} - R_{5E} + Q_{F52} + Q_{F53} = Q_{F5} = 4892,08 \quad (A8.187)$$

$$R_{6F} + Q_{F62} + Q_{F63} = Q_{F6} = 6215,22 \quad (A8.188)$$

$$R_{HE} - R_{HF} - Q_{FH2} - Q_{FH3} = 0 \quad (A8.189)$$

$$Q_{FH2} + Q_{F42} + Q_{F52} + Q_{F62} = Q_{F2} = 6890,6 \quad (A8.190)$$

$$Q_{FH3} + Q_{F43} + Q_{F53} + Q_{F63} = Q_{F3} = 5035,83 \quad (A8.191)$$

Intervalo G:

$$R_{4G} - R_{4F} + Q_{G43} = 0 \quad (A8.192)$$

$$R_{5G} - R_{5F} + Q_{G53} = Q_{G5} = 73,34 \quad (A8.193)$$

$$R_{6G} - R_{6F} + Q_{G63} = Q_{G6} = 93,17 \quad (A8.194)$$

$$R_{HF} - R_{HG} - Q_{GH2} - Q_{GH3} = 0 \quad (A8.195)$$

$$Q_{GH3} + Q_{G43} + Q_{G53} + Q_{G63} = Q_{G3} = 75,49 \quad (A8.196)$$

Intervalo H:

$$R_{4H} - R_{4G} + Q_{H43} = 0 \quad (A8.197)$$

$$R_{5H} - R_{5G} + Q_{H53} = 0 \quad (A8.198)$$

$$R_{6H} - R_{6G} + Q_{H63} = Q_{H6} = 2052,47 \quad (A8.199)$$

$$R_{HG} - Q_{HH3} = 0 \quad (A8.200)$$

$$Q_{HH3} + Q_{H43} + Q_{H53} + Q_{H63} = Q_{H3} = 1663 \quad (A8.201)$$

Intervalo I:

$$R_{4I} - R_{4H} = 0 \quad (A8.202)$$

$$R_{5I} - R_{5H} = 0 \quad (A8.203)$$

$$R_{6I} - R_{6H} = Q_{I6} = 1020,12 \quad (A8.204)$$

Intervalo J:

$$R_{4J} - R_{4I} = 0 \quad (A8.205)$$

$$R_{5J} - R_{5I} = 0 \quad (A8.206)$$

$$R_{6J} - R_{6I} = 0 \quad (A8.207)$$

$$R_{7J} = Q_{J7} = 606,34 \quad (A8.208)$$

$$R_{4J} + R_{5J} + R_{6J} + R_{7J} - Q_W = 0 \quad (A8.209)$$

**Anexo 9:** Resultados de la solución del diagrama de transporte ampliado

**Tabla A9.1:** Resultados de la solución del diagrama de transporte ampliado

<b>Variable</b>	<b><math>\Delta T_{\text{mín}}= 15 \text{ K}</math></b>	<b><math>\Delta T_{\text{mín}}= 18 \text{ K}</math></b>	<b><math>\Delta T_{\text{mín}}= 20 \text{ K}</math></b>	<b><math>\Delta T_{\text{mín}}= 22 \text{ K}</math></b>	<b><math>\Delta T_{\text{mín}}= 25 \text{ K}</math></b>
QH	969,4	1 214,7	1 378,2	1 541,7	1 786,9
QAH1	631,2	895,6	1 071,9	1 248,2	1 512,7
RHA	338,3	319	306,2	293,4	274,2
QBH1	338,3	319	306,2	293,4	274,2
QB41	4 315,3	4 070,1	3 906,6	3 743,1	3 497,9
RHB	0	0	0	0	0
R4B	0	0	0	0	0
QCH2	0	0	0	0	0
QC42	3 360,5	3 586,7	3 737,5	3 888,3	4 114,5
RHC	0	0	0	0	0
R4C	282,9	302	314,6	327,3	346,4
QDH2	0	0	0	0	0
QD42	2 266,9	1 499,3	1 311,9	1 124,4	825,2
QD52	1 200,7	1 742,1	1 778,7	1 815,3	1 888,3
RHD	0	0	0	0	0
R4D	1 775,5	2 316,9	2 353,5	2 390,1	2 463,2
R5D	1 261,2	559,2	415,5	271,8	38,2
QEH2	0	0	0	0	0
QE42	5 351,7	5 617,1	5 767,9	5 918,7	6 144,9
QE52	39,2	0	0	0	0
QEH3	0	0	0	0	0
QE43	82,8	577,2	592,1	606,9	348,3
QE53	3 857	3 527,9	3 623,3	3 718,6	4 142,5
RHE	0	0	0	0	0
R4E	2 185,7	2 212,6	2 247	2 281,5	2 632,2
R5E	1 192,3	1 019,2	887,2	755,3	258,3
QFH2	0	0	0	0	0
QF42	411,7	1 141,5	1 101	1 060,5	730
QF52	1 125,7	0	0	0	0
QF62	5 456,5	5 852,4	5 892,9	5 933,4	6 160,6
QFH3	0	0	0	0	0
QF43	1 774,1	313,6	468,4	623,3	163,7
QF53	2 485,4	4 780,8	4 622,5	4 464,3	4 817,5
QF63	851,9	16,9	20,4	23,8	54,6
RHF	0	0	0	0	0
R4F	0	757,5	677,6	597,8	1 738,5
R5F	2 546,6	1 203,8	1 230,1	1 256,4	332,9
R6F	0	439	395,1	351,2	0
QGH2	0	0	0	0	-
QG42	0	312,1	207,8	103,6	-
QG52	539,3	0	0	0	-
QG62	111,4	112,4	65,9	19,3	-

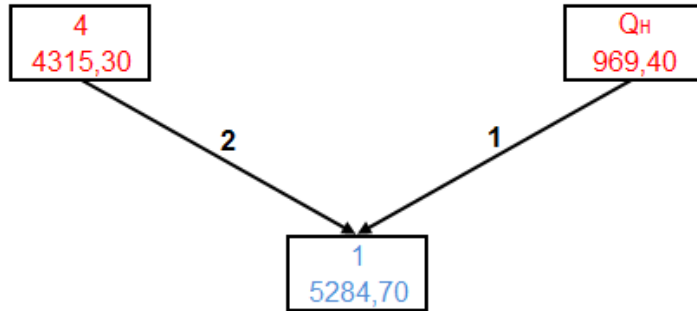
<b>QGH3</b>	0	0	0	0	0
<b>QG43</b>	0	22,3	26,8	31,4	75,5
<b>QG53</b>	0	0	0	0	0
<b>QG63</b>	475,5	287,9	173,2	58,5	0
<b>RHG</b>	0	0	0	0	0
<b>R4G</b>	0	423,1	443	462,8	1 663
<b>R5G</b>	2 007,3	1 203,8	1 230,1	1 256,4	406,2
<b>R6G</b>	0	421,6	402,9	384,2	93,2
<b>QHH3</b>	0	0	0	0	0
<b>QH43</b>	0	423,1	443	462,8	1 663
<b>QH53</b>	1 542,8	0	0	0	0
<b>QH63</b>	195,7	1 315,4	1 295,5	1 275,6	0
<b>R4H</b>	0	0	0	0	0
<b>R5H</b>	464,6	1 203,8	1 230,1	1 256,4	406,2
<b>R6H</b>	1 949,7	1 251,9	1 253,1	1 254,2	2 145,6
<b>R4I</b>	0	0	0	0	0
<b>R5I</b>	464,6	1 203,8	1 230,1	1 256,4	406,2
<b>R6I</b>	2 289,7	1 795,9	1 933,1	2 070,3	3 165,8
<b>R4J</b>	0	0	0	0	0
<b>R5J</b>	464,6	1 203,8	1 230,1	1 256,4	406,2
<b>R6J</b>	2 289,7	1 795,9	1 933,1	2 070,3	3 165,8
<b>R7J</b>	606,3	606,3	606,3	606,3	606,3
<b>QW</b>	3 360,6	3 606,1	3 769,6	3 933,1	4 178,3

---

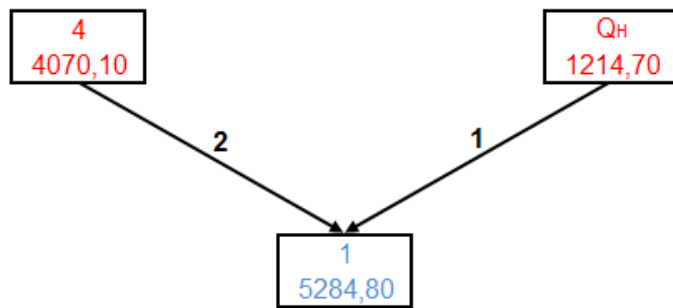
*Fuente: Elaboración propia.*

## Anexo 10: Distribución de la cantidad de energía a intercambiar

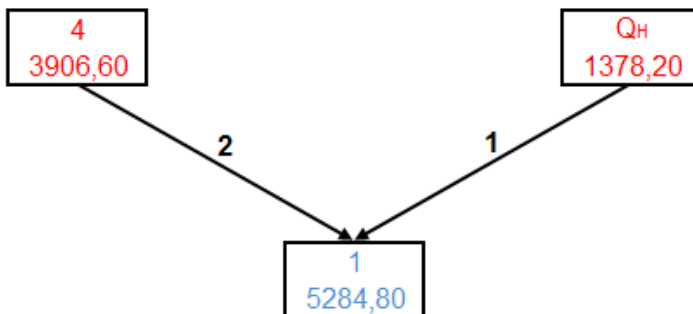
Sobre el *Pinch*:



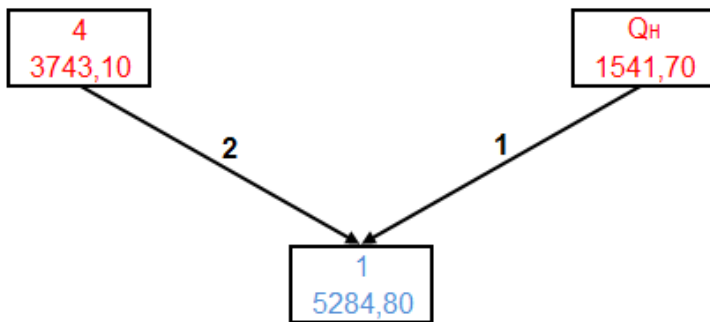
**Figura A10.1-** Distribución de la energía (kW) sobre el Pinch para  $\Delta T_{\min} = 15$  K.  
Fuente: Elaboración propia.



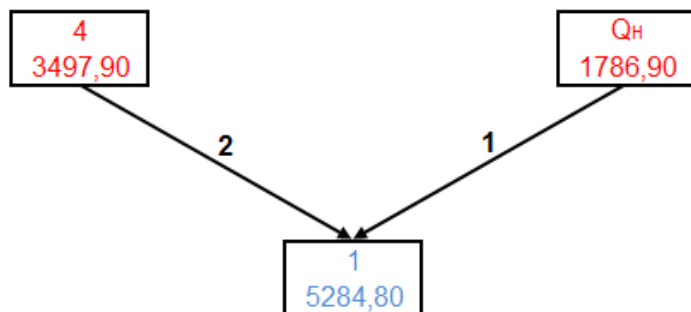
**Figura A10.2-** Distribución de la energía (kW) sobre el Pinch para  $\Delta T_{\min} = 18$  K.  
Fuente: Elaboración propia.



**Figura A10.3-** Distribución de la energía (kW) sobre el Pinch para  $\Delta T_{\min} = 20$  K.  
Fuente: Elaboración propia.

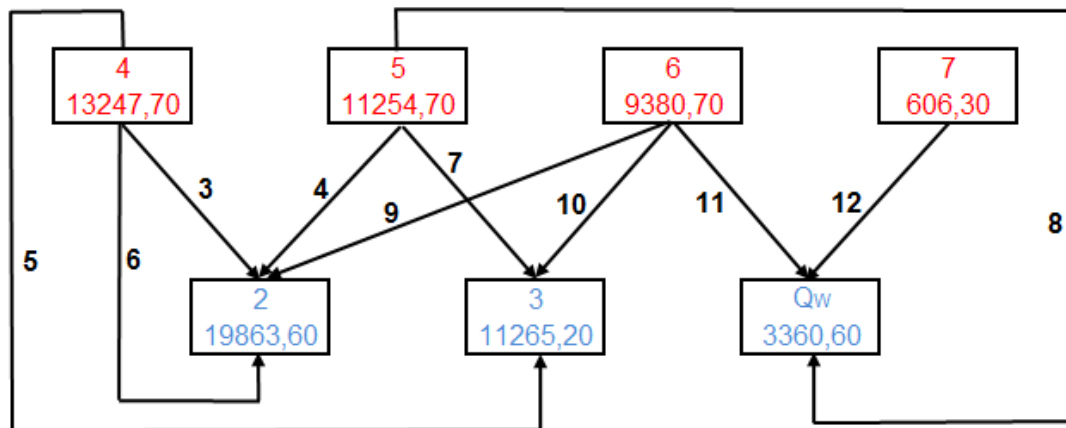


**Figura A10.4-** Distribución de la energía (kW) sobre el Pinch para  $\Delta T_{\min} = 22$  K.  
Fuente: Elaboración propia.

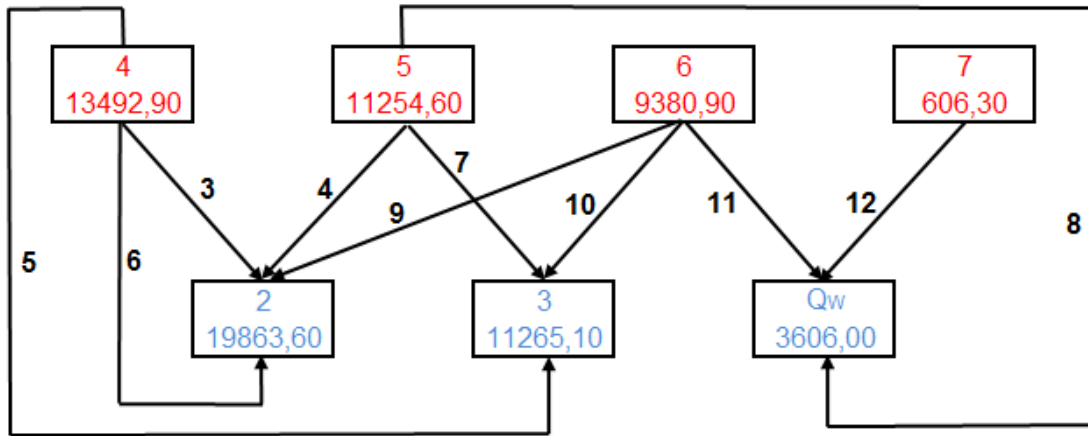


**Figura A10.5-** Distribución de la energía (kW) sobre el Pinch para  $\Delta T_{\min} = 25$  K.  
Fuente: Elaboración propia.

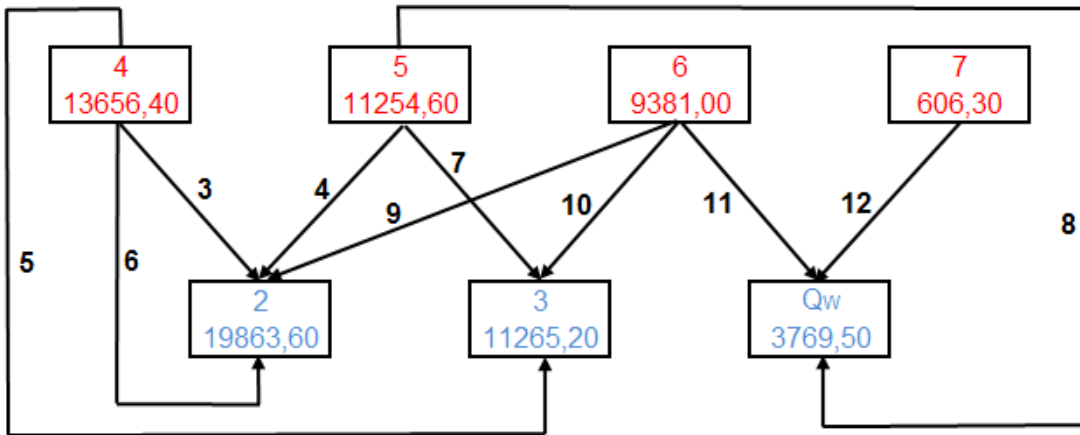
**Bajo el Pinch:**



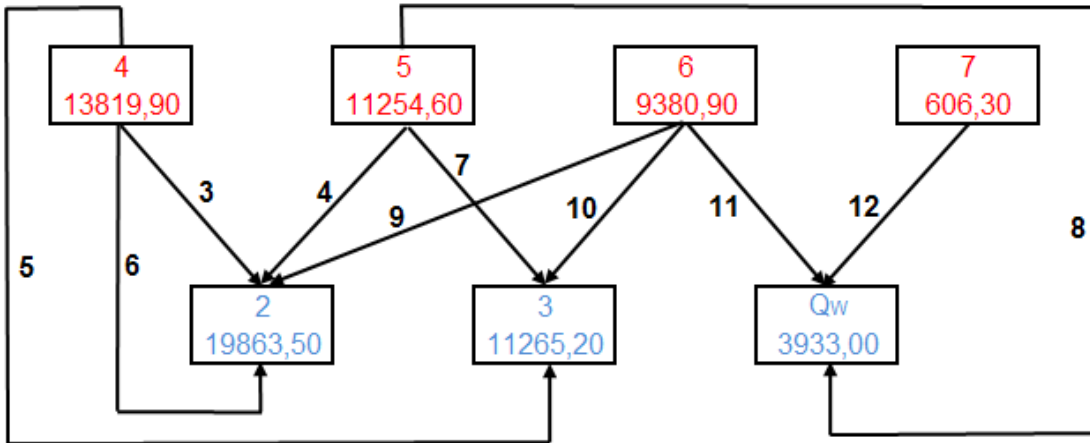
**Figura A10.6-** Distribución de la energía (kW) bajo el Pinch para  $\Delta T_{\min} = 15$  K.  
Fuente: Elaboración propia.



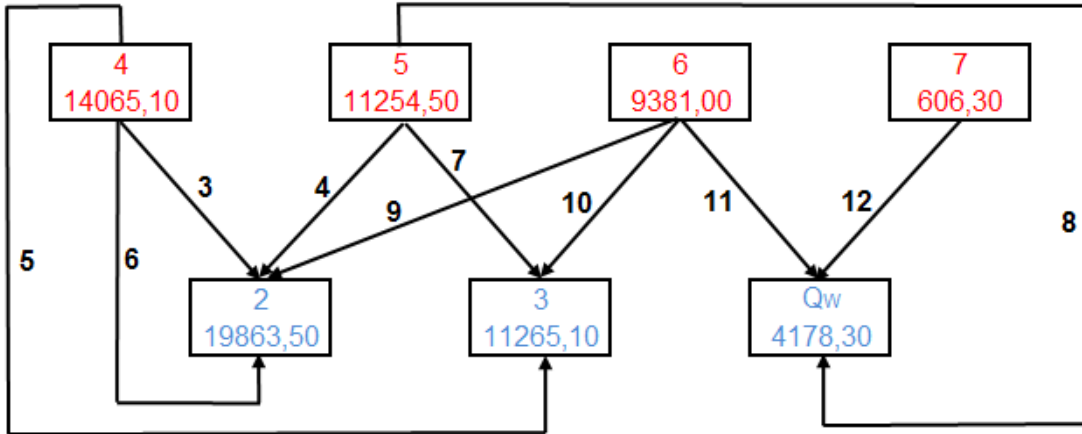
**Figura A10.7-** Distribución de la energía (kW) bajo el Pinch para  $\Delta T_{\min} = 18$  K.  
 Fuente: Elaboración propia.



**Figura A10.8-** Distribución de la energía (kW) bajo el Pinch para  $\Delta T_{\min} = 20$  K.  
 Fuente: Elaboración propia.



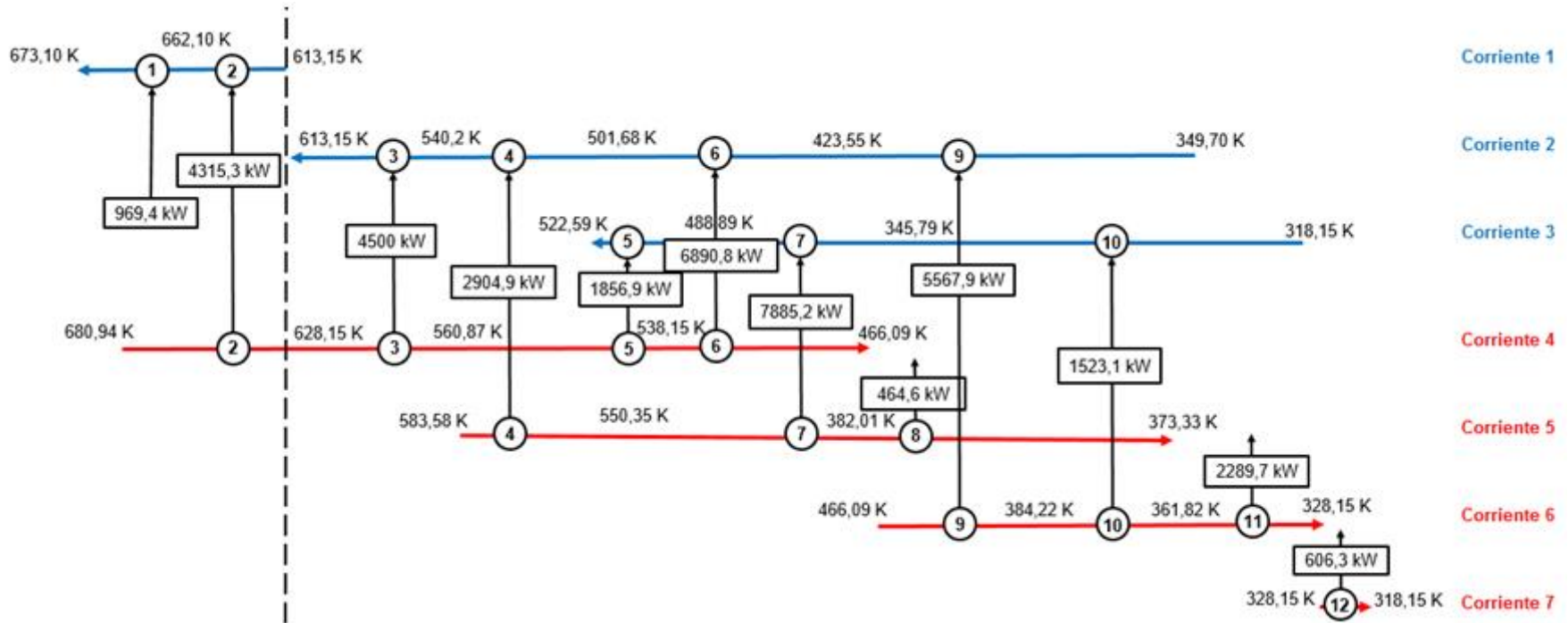
**Figura A10.9-** Distribución de la energía (kW) bajo el Pinch para  $\Delta T_{\min} = 22 \text{ K}$ .  
Fuente: Elaboración propia.



**Figura A10.10-** Distribución de la energía (kW) bajo el Pinch para  $\Delta T_{\min} = 25 \text{ K}$ .  
Fuente: Elaboración propia.

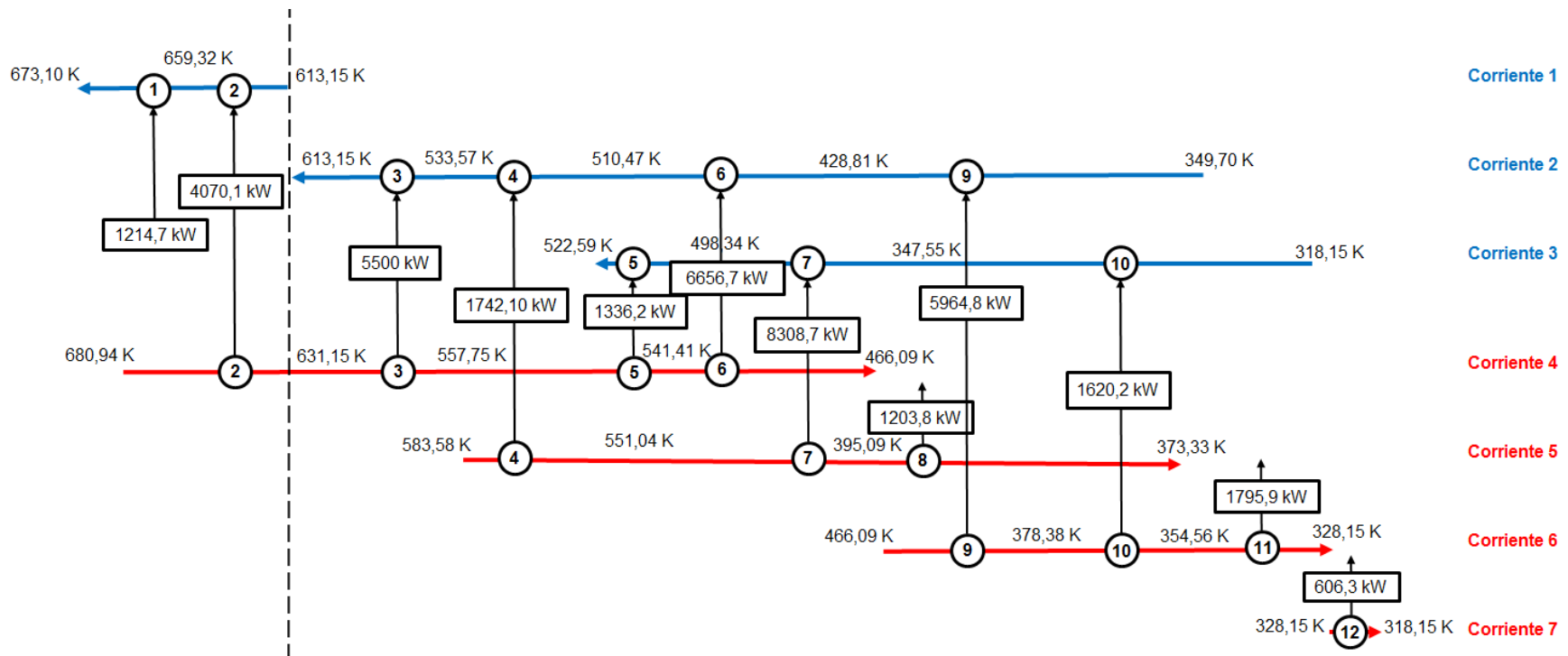


## Anexo 11: Red de intercambio de calor propuesta



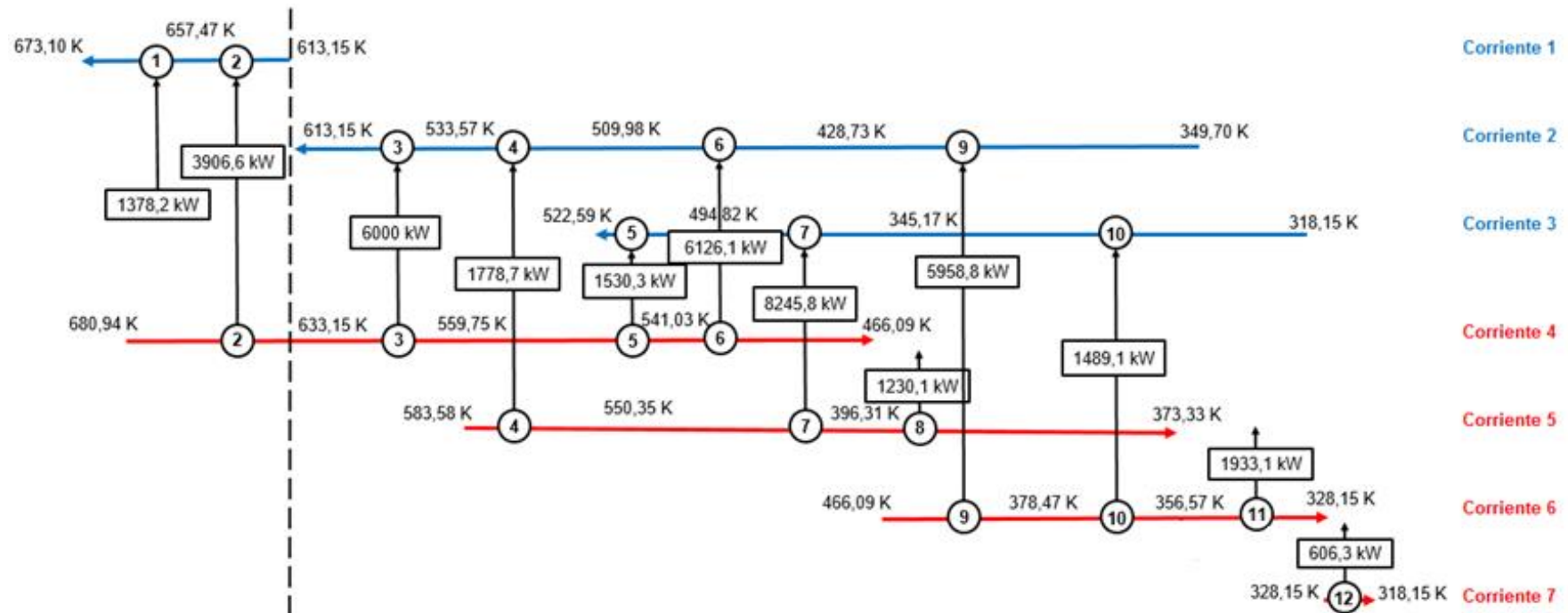
**Figura A11.1** – Red de intercambio de calor propuesta para  $\Delta T_{\min}=15\text{ K}$

Fuente: Elaboración propia.



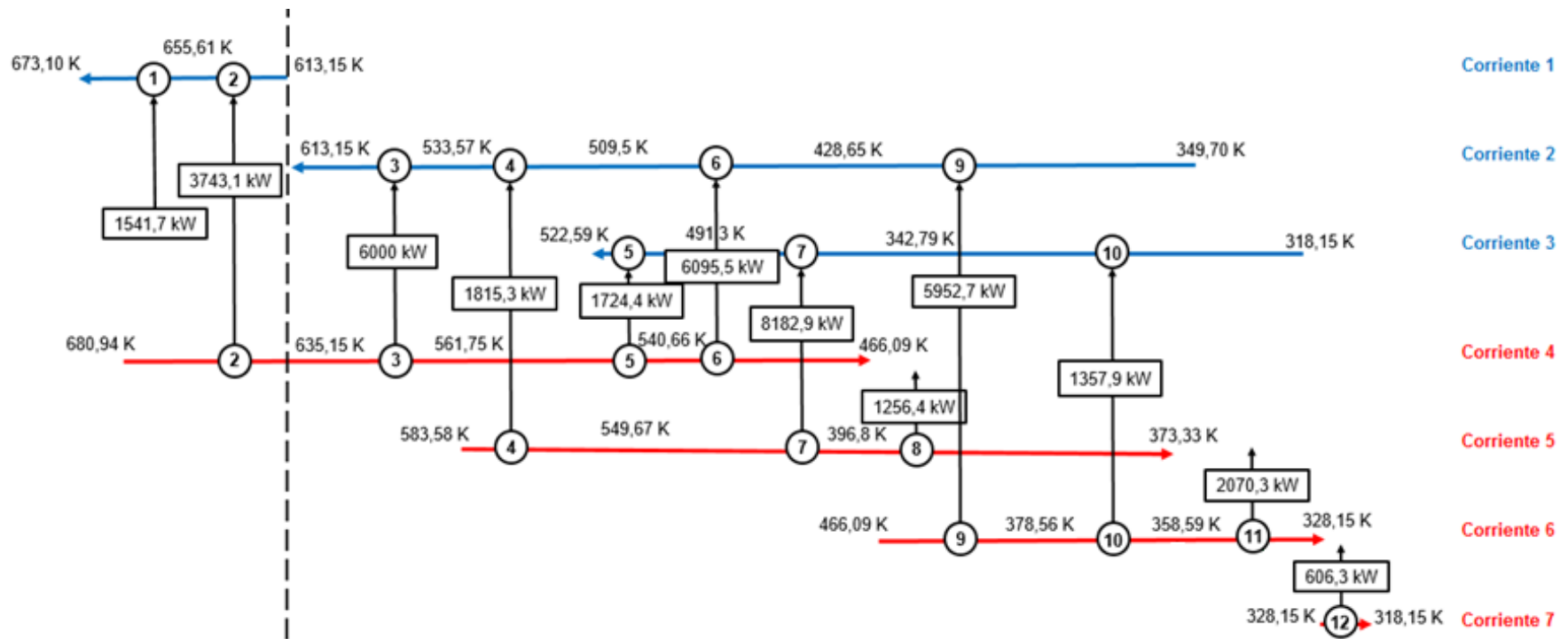
**Figura A11.2** – Red de intercambio de calor propuesta para  $\Delta T_{\min}=18\text{ K}$

Fuente: Elaboración propia.



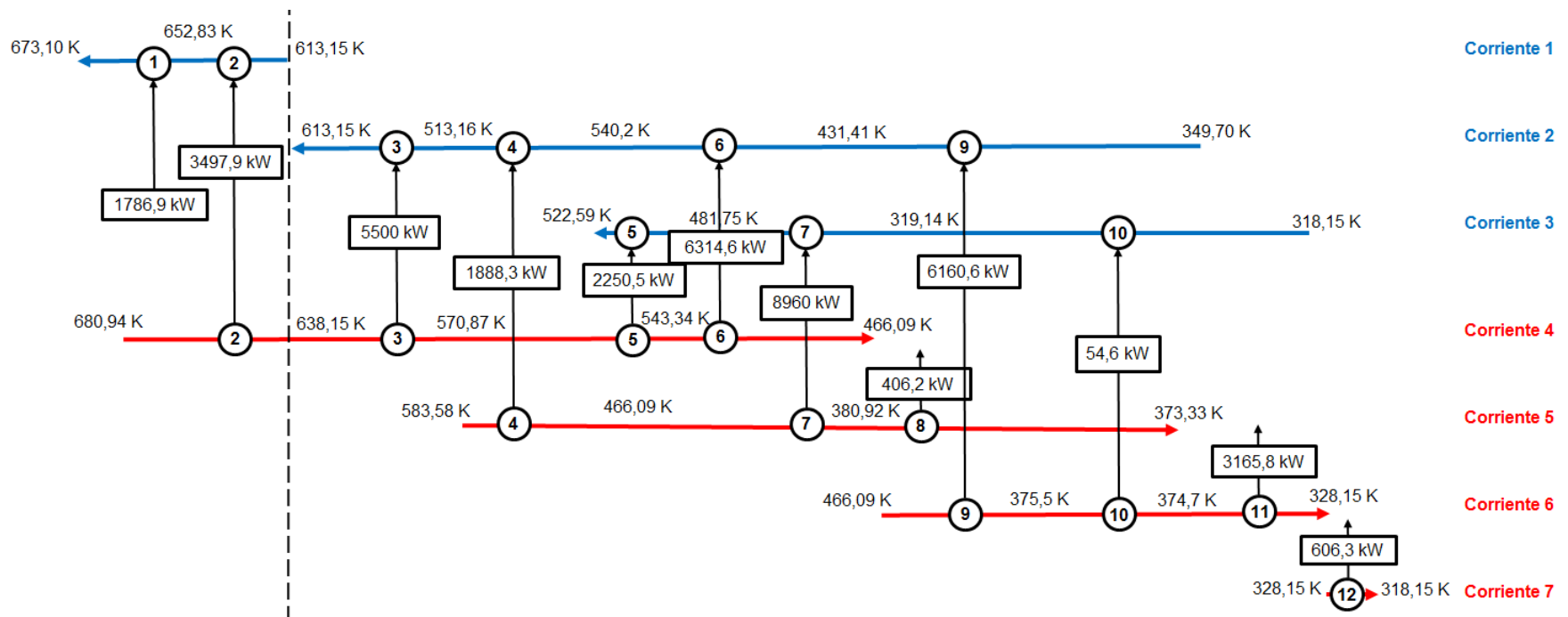
**Figura A11.3** – Red de intercambio de calor propuesta para  $\Delta T_{min}=20$  K

Fuente: Elaboración propia.



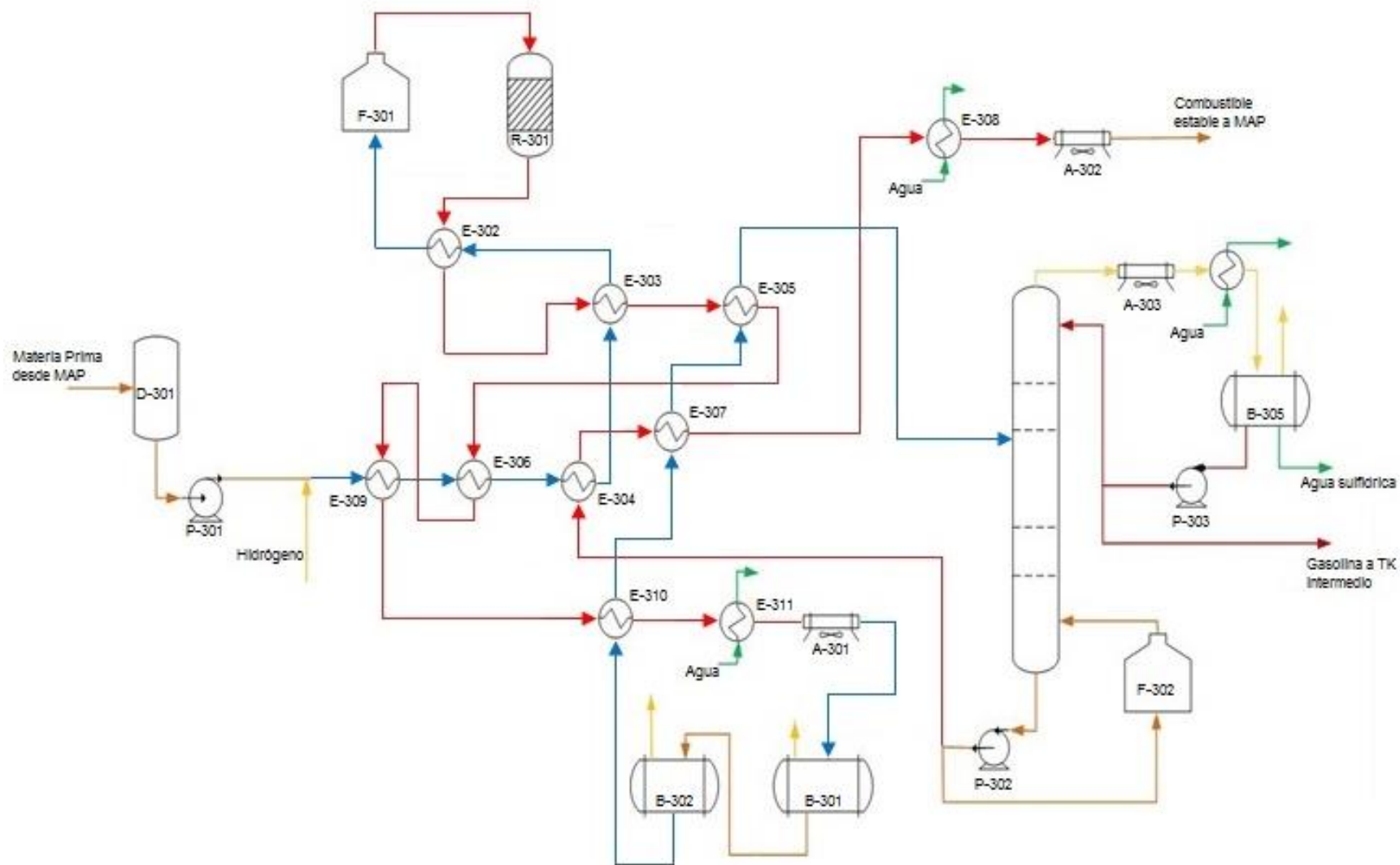
**Figura A11.4** – Red de intercambio de calor propuesta para  $\Delta T_{\min}=22$  K

Fuente: Elaboración propia.



**Figura A11.5** – Red de intercambio de calor propuesta para  $\Delta T_{\min}=25\text{ K}$

Fuente: Elaboración propia.



**Figura A11.6** – Esquema de la planta de hidrofinación de diesel con la red de intercambio propuesta.

Fuente: Elaboración propia.

**Anexo 12:** Principales parámetros de diseño de la HEN (*Heat Exchanger Networks*) integrada

**Tabla A12.1:** Principales parámetros de diseño de la HEN integrada para  $\Delta T_{\min} = 15$  K

Nº IC	Corriente fría			Corriente caliente			LMTD(K)	Ud(W/Km <sup>2</sup> )
	T <sub>e</sub> (K)	T <sub>s</sub> (K)	$\Delta T_{\text{Frío}}$	T <sub>e</sub> (K)	T <sub>s</sub> (K)	$\Delta T_{\text{Caliente}}$		
1	662,10	673,10	86,05	1080,15	748,15	407,05	206,56	65
2	613,15	662,10	15,00	680,94	628,15	18,84	16,85	230
3	553,47	613,15	19,63	628,15	573,10	15,00	17,21	230
4	514,94	553,47	14,37	583,58	529,31	30,11	21,28	230
5	488,89	522,59	61,49	573,10	550,39	50,51	55,82	230
6	423,55	514,94	42,54	550,39	466,09	35,45	38,89	230
7	345,79	488,89	36,22	529,31	382,01	40,42	38,28	230
8	303,15	318,15	70,18	382,01	373,33	63,86	66,97	500
9	349,70	423,55	34,52	466,09	384,22	42,54	38,39	230
10	318,15	345,79	43,67	384,22	361,82	38,43	40,99	230
11	303,15	318,15	25,00	361,82	328,15	43,67	33,48	500
12	298,15	308,15	20,00	328,15	318,15	20,00	20,00	270

Fuente: Elaboración propia.

**Tabla A12.2:** Principales parámetros de diseño de la HEN integrada para  $\Delta T_{\min} = 18$  K

Nº IC	Corriente fría			Corriente caliente			LMTD(K)	Ud(W/Km <sup>2</sup> )
	T <sub>e</sub> (K)	T <sub>s</sub> (K)	$\Delta T_{\text{Frío}}$	T <sub>e</sub> (K)	T <sub>s</sub> (K)	$\Delta T_{\text{Caliente}}$		
1	659,32	673,10	88,83	1 080,1	748,15	407,05	209,05	65
2	613,15	659,32	18	680,94	631,15	21,62	19,75	230
3	540,20	613,15	23,66	631,15	563,87	18	20,70	230
4	517,10	540,20	33,94	583,58	551,04	43,38	38,46	230
5	498,34	522,59	49,18	563,87	547,52	41,28	45,12	230
6	428,81	517,10	37,28	547,52	466,09	30,42	33,73	230
7	347,55	498,34	48,27	551,04	395,82	52,70	50,45	230
8	303,15	318,15	70,18	395,82	373,33	77,67	73,86	500
9	349,70	428,81	28,68	466,09	378,38	37,28	32,79	230
10	318,15	347,55	36,41	378,38	354,56	30,83	33,54	230
11	303,15	318,15	25	354,56	328,15	36,41	30,35	500
12	298,15	308,15	20	328,15	318,15	20	20	270

Fuente: Elaboración propia.

**Tabla A12.3:** Principales parámetros de diseño de la HEN integrada para  $\Delta T_{\min} = 20$  K

Nº IC	Corriente fría			Corriente caliente			LMTD(K)	Ud(W/Km <sup>2</sup> )
	T <sub>e</sub> (K)	T <sub>s</sub> (K)	$\Delta T_{\text{Frío}}$	T <sub>e</sub> (K)	T <sub>s</sub> (K)	$\Delta T_{\text{Caliente}}$		
1	657,47	673,10	90,68	1 080,1	748,15	407,05	210,69	65
2	613,15	657,47	20	680,94	633,15	23,47	21,69	230
3	533,57	613,15	26,18	633,15	559,75	20	22,95	230
4	509,98	533,57	40,37	583,58	550,35	50,01	45,02	230
5	494,82	522,59	46,21	559,75	541,03	37,16	41,52	230
6	428,73	509,98	37,36	541,03	466,09	31,05	34,11	230
7	345,17	494,82	51,14	550,35	396,31	55,53	53,30	230
8	303,15	318,15	70,18	396,31	373,33	78,16	74,10	500
9	349,70	428,73	28,77	466,09	378,47	37,36	32,88	230
10	318,15	345,17	38,42	378,47	356,57	33,30	35,80	230
11	303,15	318,15	25	356,57	328,15	38,42	31,23	500
12	298,15	308,15	20	328,15	318,15	20	20	

Fuente: Elaboración propia.

**Tabla A12.4:** Principales parámetros de diseño de la HEN integrada para  $\Delta T_{\min} = 22$  K

Nº IC	Corriente fría			Corriente caliente			LMTD(K)	Ud(W/Km <sup>2</sup> )
	T <sub>e</sub> (K)	T <sub>s</sub> (K)	$\Delta T_{\text{Frío}}$	T <sub>e</sub> (K)	T <sub>s</sub> (K)	$\Delta T_{\text{Caliente}}$		
1	655,61	673,10	92,54	1 080,1	748,15	407,05	212,32	65
2	613,15	655,61	22,00	680,94	635,15	25,33	23,63	230
3	533,57	613,15	28,18	635,15	561,75	22	24,96	230
4	509,50	533,57	40,17	583,58	549,67	50,01	44,91	230
5	491,30	522,59	49,36	561,75	540,66	39,16	44,06	230
6	428,65	509,50	37,44	540,66	466,09	31,16	34,20	230
7	342,79	491,30	54,01	549,67	396,80	58,37	56,16	230
8	303,15	318,15	70,18	396,80	373,33	78,65	74,34	500
9	349,70	428,65	28,86	466,09	378,56	37,44	32,96	230
10	318,15	342,79	40,44	378,56	358,59	35,77	38,06	230
11	303,15	318,15	25	358,59	328,15	40,44	32,11	500
12	298,15	308,15	20	328,15	318,15	20	20	

Fuente: Elaboración propia.



**Tabla A12.5:** Principales parámetros de diseño de la HEN integrada para  $\Delta T_{\min} = 25$  K

Nº IC	Corriente fría			Corriente caliente			LMTD(K)	Ud(W/Km <sup>2</sup> )
	T <sub>e</sub> (K)	T <sub>s</sub> (K)	$\Delta T_{\text{Frío}}$	T <sub>e</sub> (K)	T <sub>s</sub> (K)	$\Delta T_{\text{Caliente}}$		
1	652,83	673,10	95,32	1 080,1	748,15	407,05	214,74	65
2	613,15	652,83	25	680,94	638,15	28,11	26,52	230
3	534,90	613,15	31,08	638,15	565,97	25	27,93	230
4	509,85	534,90	38,45	583,58	548,30	48,68	43,37	230
5	481,75	522,59	56,70	565,97	538,44	43,39	49,75	230
6	431,41	509,85	34,68	538,44	466,09	28,59	31,54	230
7	319,14	481,75	61,78	548,30	380,92	66,56	64,14	230
8	303,15	318,15	70,18	380,92	373,33	62,77	66,41	500
9	349,70	431,41	25,80	466,09	375,50	34,68	30,02	230
10	318,15	319,14	56,55	375,50	374,70	56,36	56,46	230
11	303,15	318,15	25	374,70	328,15	56,55	38,65	500
12	298,15	308,15	20	328,15	318,15	20	20	270

Fuente: *Elaboración propia.*

### Anexo 13: Parámetros de operación y diseño

**Tabla A13.1:** Parámetros de operación y diseño según el tipo de intercambiador

Tipo de intercambiador	Presión máxima	Rango de temperatura	Área
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 14:** Parámetros de operación y diseño de los equipos de intercambio de calor de la sección de hidrofinación de diesel

Intercambiador	Corriente fría		Corriente caliente		LMTD(K)	$U_D(W/m^2K)$	A (m <sup>2</sup> )	Diseño	
	T <sub>e</sub> (K)	T <sub>s</sub> (K)	T <sub>e</sub> (K)	T <sub>s</sub> (K)				Tipo	Distribución
<b>F-301</b>	613,15	673,10	1 080,15	748,15	246,50	65	351,33	H	
<b>E-301</b>	349,70	613,15	680,94	466,09	89,91	230	999,16	TC	3 - 6
<b>A-301</b>	303,15	318,15	466,09	328,15	69,15		42,31	A	
<b>E-303</b>	303,15	318,15	328,15	318,15	12,33	500	122,42	E	
<b>E-302</b>	318,15	522,59	583,58	373,33	58,04	230	991,93	TC	4 -8

*Horno (H), Intercambiador de Tubo y Coraza (TC), Enfriador por Agua (E) y Aireador (A).*

*Fuente: Acosta (2015)*

**Anexo 15: Costos de inversión de la red (CUC/año)**

<b>Nº IC</b>	<b><math>\Delta T_{\min}= 15 \text{ K}</math></b>	<b><math>\Delta T_{\min}= 18 \text{ K}</math></b>	<b><math>\Delta T_{\min}= 20 \text{ K}</math></b>	<b><math>\Delta T_{\min}= 22 \text{ K}</math></b>	<b><math>\Delta T_{\min}= 25 \text{ K}</math></b>
<b>2</b>	1 345 350	1 054 575	946 191	808 070	681 740
<b>3</b>	1 351 978	1 370 192	1 366 048	1 235 617	1 083 926
<b>4</b>	731 887	257 053	232 235	235 975	249 277
<b>5</b>	207 681	194 565	221 038	229 246	254 787
<b>6</b>	859 871	1 011 362	929 539	924 130	974 615
<b>7</b>	1 179 191	958 264	885 547	842 612	819 393
<b>8</b>	123 577	158 160	156 038	152 520	130 306
<b>9</b>	774 219	969 164	966 662	963 700	1 089 488
<b>10</b>	223 870	272 227	241 977	217 988	0
<b>11</b>	337 909	372 710	354 334	344 981	1 396 437
<b>12</b>	373 638	373 638	373 638	373 638	373 638
<b>Total</b>	<b>7 509 171</b>	<b>6 991 910</b>	<b>6 673 247</b>	<b>6 328 477</b>	<b>7 053 607</b>

*Fuente: Elaboración propia.*