

**Universidad de Matanzas  
"Camilo Cienfuegos"  
Facultad de Ingenierías  
Departamento de Química e Ingeniería Química**



## *Trabajo de Diploma*

*Título: "Integración energética en la Unidad de Desmineralización de Aceite de una refinería de petróleo".*

**Autor:** Ledys Pazo Hernández

**Tutor:** M.Sc Yoney López Hervis

**Consultante:** Dr.C Jesús Luis Orozco

**Matanzas  
Julio, 2013**

## **Declaración de Autoridad.**

Yo, Ledys Pazo Hernández, declaro ser la única autora de este Trabajo de Diploma y lo pongo a disposición de la Universidad de Matanzas "Camilo Cienfuegos", para hacer uso del mismo con el objetivo y finalidad que se estime conveniente.

---

**Ledys Pazo Hernández**





*“El futuro de Cuba tiene que ser necesariamente un futuro de hombres de ciencia, de hombres de pensamiento”*

*Fidel Castro Ruz.*

## **Dedicatoria.**

Esta tesis es mi mayor logro y hace realidad mi mayor sueño, ser Ingeniera Química, por tanto, este valioso triunfo se lo dedico de todo corazón:

A Dios por cumplir todas mis peticiones, darme fortaleza, sabiduría y entendimiento en momentos decisivos para mi vida.

A mis padres por estar siempre dispuestos a levantarme en los momentos de debilidad.

A mi abuela Martha por creer en mí ciegamente, ser mi mayor sostén y saber que siempre esta ahí para mí.

A mis primas por subirme mi autoestima y regalarme un poco de sus energías positivas.

A mi hermano para que esta tesis sea un motivo de inspiración para él y me el gusto de llegar a ser el segundo profesional de la familia.

## **Agradecimientos.**

A Dios por iluminarme el camino cuando todas las luces estaban apagadas.

A mis padres Irene y Carlos Enrique por darme la vida y guiarme por el buen camino.

A mi abuela Martha por inculcar en mí valores como la perseverancia y la honestidad.

A mi hermano menor Carlos Enrique por invitarme a jugar Nintendo cuando me sobraba trabajo por hacer.

A mi prima Leydis por contagiarme su madurez y fortaleza al enfrentar la vida.

A mi prima Yailén por ser como el Sol que irradia alegría.

A mi tía Miriela por saber escuchar en los momentos difíciles y regalarme una sonrisa de consuelo.

A todo el resto de la familia por tenerme siempre presente y estar dispuestos a ayudarme en todo momento.

A mis amigos Ibette, Giselle, Evelio y Alejandro Bermúdez, por estar conmigo en las buenas y malas incondicionalmente.

A mi tutor Yoney por haber confiado en mí y estar dispuesto ayudarme cuando lo que menos le sobraba era tiempo.

A los profesores Orozco, Leiby y Agustín, por brindarme su apoyo incondicional en momentos de desesperación, a los cuales les tengo la más grata y enorme admiración.

A mi grupo Q-51 por compartir cinco años de experiencias, llenos de dulces victorias y gloriosas derrotas.

A todos los profesores de la carrera de Ingeniería Química de la Universidad de Matanzas, que de una forma u otra pusieron su granito de arena para forjarme profesionalmente.

## Resumen.

La presente investigación se realiza con el objetivo de reducir el consumo de portadores energéticos en la Unidad de Desmineralización de Aceite de una refinería de petróleo, mediante la aplicación del Análisis *Pinch*. En el proceso se identifican catorce corrientes energéticas, siete corrientes frías y siete corrientes calientes, que se combinan para garantizar un intercambio térmico de 69 521,03 kW. Las necesidades de enfriamiento y calentamiento de esta unidad son 53 542,50 kW y 25 804,90 kW respectivamente. La propuesta de integración realizada, a pesar de que incrementa el área de transferencia de calor en un 44,89% respecto al proceso actual, reduce el consumo de agua de enfriamiento en un 97,80% y en un 91,72% el consumo total de vapor. La reducción del consumo total de utilidades es de 97,69%, lo que equivale a más de catorce millones de pesos ahorrados por este concepto y reduce los costos de producción en más de diez millones de pesos anualmente. La propuesta de inversión de la red de intercambio de calor es atractiva debido a que el plazo de recuperación de la inversión es de cuatro meses aproximadamente, y el retorno acelerado de la inversión es de 26,48% mensual.

## **Abstract.**

This research was performed with the aim of reducing the consumption of utilities in Oil Demineralization Unit at an oil refinery by Pinch Analysis. The process has fourteen energetic streams, seven as cold streams and seven as hot streams, which are combined to ensure a heat exchange flow of 69 521,03 kW. Both heating and cooling requirements of this unit are 53 542,50 kW and 25 804,90 kW respectively. The obtained heat exchanger network, in spite of increasing the heat transfer area at 44,89% compared to the un-integrated process, reduces both the consumption of cooling water and steam at 97,80%, and 91,72% respectively. The reduction of total utilities consumption is 97,69%, equivalent to more than fourteen million dollars saved by this concept, and the reduction of production costs are more than ten million dollars yearly. The investment of heat exchange network is suitable because the payback period is four months approximately, and the rate of return on investment is 26,48% by month.

## Índice.

Introducción.....	1
Capítulo I: Revisión bibliográfica.....	5
1.1. Procesos para el refino de crudos pesados. Proceso de desasfaltado.....	5
1.1.1. Secciones que conforman la unidad de desasfaltado de una refinería de petróleo.....	6
1.1.2. Aplicaciones y desventajas del proceso de desasfaltado.....	7
1.2. Integración energética de procesos: una alternativa de solución para la reducción de los costos energéticos.....	8
1.2.1. Métodos de integración energética.....	10
1.3. Etapas del Análisis <i>Pinch</i> .....	14
1.4. El Análisis <i>Pinch</i> para el diseño de redes de intercambio de calor.....	19
1.5. Aplicaciones del Análisis <i>Pinch</i> para la eficiencia energética de procesos.....	20
1.6. Conclusiones parciales del capítulo.....	24
Capítulo 2: Materiales y métodos.....	25
2.1. Descripción detallada del proceso seleccionado para el análisis energético.....	25
2.1.1. Sección de extracción.....	25
2.1.2. Sección de recuperación de DMO.....	27
2.1.3. Sección de recuperación de asfalto.....	28
2.1.4. Sección de recuperación de solvente.....	29
2.2. Metodología para la aplicación del Análisis <i>Pinch</i> .....	30
2.2.1. Etapa preliminar. Desintegración energética del proceso.....	30
2.2.2. Etapa 1. Identificación de las corrientes energéticas.....	30
2.2.3. Etapa 2. Extracción de los datos térmicos de las corrientes del proceso.....	31
2.2.4. Etapa3. Selección del valor inicial de la diferencia de temperatura mínima.....	33
2.2.5. Etapa 4. Construcción del diagrama de intervalos de temperaturas.....	34
2.2.6. Etapa 5. Construcción del diagrama de cascada.....	35
2.2.7. Etapa 6. Construcción de las curvas compuestas.....	36
2.2.8. Etapa 7. Determinación del número óptimo de intercambiadores de calor.....	37
2.2.9. Etapa 8. Propuesta de intercambio sobre y bajo el <i>pinch</i> .....	37

2.2.10. Etapa 9. Diseño preliminar de la red de intercambiadores propuesta.....	38
2.2.11. Etapa 10. Diseño final del diagrama de flujo integrado energéticamente.....	39
2. 2.12: Etapa 11: Análisis económico.....	40
2.3. Materiales complementarios.....	45
Capítulo 3: Análisis de los resultados.....	46
3.1. Análisis de la desintegración energética realizada en el proceso.....	46
3.2. Análisis de los datos térmicos de las corrientes energéticas identificadas.....	48
3.3. Análisis del diagrama de intervalos de temperatura.....	49
3.4. Análisis del diagrama de cascada.....	50
3.5. Análisis de las curvas compuestas.....	51
3.6. Análisis del número mínimo de intercambiadores que se deben instalar.....	52
3.7. Análisis de la distribución de energía sobre y bajo el <i>pinch</i> .....	52
3.8. Análisis del diseño final de la red de intercambio de calor propuesta.....	54
3.9. Análisis de la factibilidad económica del proceso integrado.....	58
3.10. Conclusiones parciales del capítulo.....	61
3.11. Nomenclatura y simbología utilizada en el capítulo.....	62
Conclusiones.....	63
Recomendaciones.....	64
Bibliografía.....	65
Anexos.....	71

## Introducción.

El constante desarrollo tecnológico hace que la industria del refino global sea un sector desafiante con numerosas oportunidades para la innovación en la reducción de costos energéticos. La industria se enfrenta hoy a serios desafíos como los cambios en los precios del petróleo, los modelos de consumo, el declive de los yacimientos y los problemas con las emisiones de contaminantes.

Otro de los problemas a los que se enfrenta la industria del refino actualmente, es la escasez de la capacidad para procesar los crudos cada vez más pesados, debido a que la mayoría de las aproximadamente 700 refinerías que existen actualmente en el mundo fueron diseñadas para procesar crudos más ligeros y crudos con bajo contenido en azufre. (Carrillo, 2004).

El uso eficiente de crudos pesados en los procesos de refino es cada vez más frecuente, debido a factores como la escasez de crudos ligeros e intermedios en el mundo y al continuo incremento de la demanda de productos blancos libres de contaminantes. Por esta razón, se hace necesaria la implantación de nuevas tecnologías para el procesamiento de estos crudos o de sus fondos, sin embargo, se debe tener en cuenta que la producción de destilados ligeros de los crudos pesados es considerablemente más baja que la de los crudos convencionales, y por lo tanto, los procesos de mejoramiento y refino deben ser suficientemente rentables desde el punto de vista económico para compensar estos bajos rendimientos. (Carrillo, 2004).

El ahorro energético apareció en la escena industrial y en particular en la industria de procesos químicos con la crisis del petróleo, convirtiéndose en uno de los puntos centrales de los nuevos diseños de procesos. Es en esa época cuando, a partir de los pioneros trabajos de Umeda y Linnhoff (1878), se establecieron las bases teóricas de la Tecnología *Pinch*, que luego se convirtió en una tecnología de diseño de procesos que llega a abarcar diversos campos además del ahorro de energía, como la integración de bombas de calor y sistemas de cogeneración, la mejora de la calidad de los efluentes, el aumento del rendimiento de la planta, los incrementos de producción y la mejora en la flexibilidad de los procesos. (Carrillo, 2004).

El término Tecnología *Pinch* fue introducido por Linnhoff con el objetivo de representar un nuevo conjunto de métodos basados en los principios termodinámicos que garantizaran el nivel de energía mínima en el diseño de redes de intercambio de calor. El uso del término Análisis *Pinch* representa a menudo la aplicación de las herramientas y algoritmos de la Tecnología *Pinch* para estudiar los procesos industriales. Durante las últimas dos décadas esta metodología ha surgido como un desarrollo original en el diseño de procesos y en la conservación de la energía. (Douglas, 1998).

Durante varios años, se ha tenido en cuenta la Tecnología *Pinch* como un instrumento para evaluar sistemas de recuperación de calor eficazmente diseñados. En el trabajo original de Umeda, sin emplear la denominación de Tecnología del *Pinch*, se aplica este procedimiento exclusivamente a sistemas de transmisión de calor. También el trabajo de Linnhoff se circunscribe solamente a esta área de diseño. Efectivamente, esta herramienta analiza el proceso en términos de flujo de calor. A partir de ahí, el análisis no tiene porque restringirse al ahorro energético, sino que puede abarcar varios frentes de diseño, incluso es posible usar la Tecnología del *Pinch* evaluando el proceso o subprocesos en términos distintos del flujo de calor, como por ejemplo, empleándola para minimizar el uso del agua del mismo o la producción de efluentes. Si bien es cierto que la cuna de la Tecnología *Pinch* ha sido el diseño de redes de intercambio de calor, su radio de acción se ha ampliado a otros sistemas de generación de calor y energía eléctrica, sistemas de separación e integración de columnas de destilación. (Carrillo, 2004).

La Tecnología *Pinch* proporciona una excelente herramienta para evaluar las necesidades energéticas (tanto en forma de calor como de trabajo) de procesos de nuevo diseño, además de permitir este análisis en procesos ya existentes, a fin de realizar mejoras para un aprovechamiento energético más eficaz de los sistemas involucrados en él, con el consiguiente beneficio económico. (Cerveró, *et al*, 2006).

La potencia de esta tecnología de integración energética se basa en su capacidad de evaluar rápidamente el beneficio de la recuperación de energía del proceso y de lo útil que resulta al inspeccionar un proceso en busca de posibles modificaciones para la reducción de sus costos. Estos dos factores son en los que reside precisamente el éxito de la aproximación global de diseño de la Tecnología *Pinch*. (Cerveró, *et al*, 2006).

Los resultados satisfactorios en todos estos casos la han convertido en una herramienta general de la ingeniería de procesos, aplicable a procesos tanto continuos como discontinuos de todo tipo de sectores industriales, como el petroquímico, alimentario, farmacéutico y de plásticos. (Pérez, 2008).

La necesidad imperante en la actualidad de lograr un uso eficiente de la energía, en particular en las grandes industrias de procesos químicos como refinerías petroleras, ha dado lugar a la aplicación de tecnologías encaminadas a este fin, y es precisamente aquí donde el Análisis *Pinch* adquiere especial relevancia. Estas refinerías son consideradas grandes consumidoras energéticas si se tiene en cuenta los requerimientos operacionales de sus principales portadores energéticos, fundamentalmente en las unidades de desmineralización de aceites, en las cuales la demanda de vapor y agua de enfriamiento suele ser elevada, lo que representa un gasto energético por concepto de calentamiento y enfriamiento superior al 30 % de los costos totales de operación, situación que conlleva al siguiente **Problema Científico:**

¿Cómo reducir el consumo de portadores energéticos en la Unidad de Desmineralización de Aceite de una refinería de petróleo?

Para dar solución al problema propuesto se propone la siguiente **Hipótesis:**

Si se integran las corrientes del proceso mediante la aplicación del Análisis *Pinch*, se podrá disminuir el consumo de utilidades en la Unidad de Desmineralización de Aceite

Para dar cumplimiento a la hipótesis planteada se propone el siguiente **Objetivo General:**

**Objetivo General:** Aplicar el Análisis *Pinch* en la Unidad de Desmineralización de Aceite de una refinería de petróleo, para la reducción del consumo energético de la misma.

Para complementar el objetivo general se plantean los siguientes **Objetivos Específicos:**

**Objetivos específicos.**

1. Realizar una búsqueda bibliográfica para profundizar en los temas de integración energética.
2. Describir el proceso objeto de estudio.
3. Desintegrar energéticamente el diagrama de flujo del proceso tecnológico

4. Proponer una red de intercambio de calor que garantice la reducción del consumo energético de la unidad.
5. Evaluar técnica y económicamente la alternativa de integración energética propuesta.

Para darle cumplimiento a las tareas planteadas se ha estructurado esta investigación en tres capítulos:

Capítulo 1: Revisión bibliográfica.

Capítulo 2: Materiales y métodos.

Capítulo 3: Análisis de los resultados.

## Capítulo I: Revisión bibliográfica.

En este capítulo se presenta una breve caracterización de los procesos de desasfaltado para el refino de crudos pesados, sus aplicaciones y desventajas en cuanto a la producción de aceite desmetalizado (DMO). Además, debido al alto consumo energético de estos procesos, se incluye en este apartado los aspectos fundamentales para el análisis de la eficiencia energética. Para ello se realiza una búsqueda bibliográfica sobre las metodologías de integración energética existentes, entre las que se destaca el Análisis *Pinch*, por sus vastas aplicaciones en la industria de procesos químicos.

Para desarrollar estos temas se consultaron las Bibliotecas Científico – Técnicas, la Biblioteca Virtual de la Facultad de Ingenierías de la Universidad de Matanzas, así como diferentes sitios disponibles en *Internet*.

### **1.1. Procesos para el refino de crudos pesados. Proceso de desasfaltado.**

Según Carrillo *et al* (2004) los crudos pesados se caracterizan por ser pobres en fracciones ligeras y en carbono parafínico, muy ricos en asfaltenos y resinas, tener altos rendimientos de residuos, alto contenido de contaminantes, alta viscosidad y relación carbono e hidrógeno elevada. Dependiendo de la localización, edad y condiciones de la formación del crudo, sus componentes metálicos pueden estar presentes en diferentes cantidades y estructuras, los metales presentes en mayor proporción son el níquel y el vanadio, los cuales presentan efectos nocivos en las diferentes etapas de refinación del petróleo, debido a que desactivan los catalizadores de los procesos de conversión, son grandes precursores de coque y una fuente de contaminación durante la quema de combustibles.

Para el refino de crudos o de sus fracciones pesadas, se utilizan procesos catalíticos como: hidrotratamiento, craqueo de petróleo pesado (HOC), conversión de petróleo crudo (BOC Unibon), LC-Clarificación y craqueo catalítico en lecho fluido y no catalíticos como: desasfaltado (DEMEX), coquización retardada, coquización en lecho fluido y viscorreducción. (Carrillo, *et al*, 2004).

Carrillo y Corredor (2005) afirman que el proceso de desasfaltado se realiza en contracorriente en columnas de extracción líquido-líquido o en mezcladores

decantadores, dependiendo del solvente empleado y de la calidad de los productos. En este proceso se obtienen dos subproductos: el extracto denominado aceite desmetalizado (DMO) y el refinado (fondos DEMEX). Se opera a temperaturas que van desde 298 K hasta 403 K y a presiones desde 0,1 MPa hasta 5 MPa y las relaciones solvente carga se mueven en el intervalo de tres a doce. El conjunto de temperaturas y presiones se escoge de tal manera, que el solvente se encuentre por debajo de las condiciones críticas.



Figura 1.1.Extracción líquido-líquido en torres desasfaltadotas.

Fuente: Carrillo, *et al*, (2004).

### 1.1.1. Secciones que conforman la unidad de desasfaltado de una refinería de petróleo.

La unidad de desasfaltado según Carrillo *et al* (2004) se divide principalmente en tres secciones:

- ❖ Sección de carga: Antes de entrar a la sección de extracción, la carga se lleva a la temperatura de operación mediante intercambiadores de calor. En algunas plantas, a la carga se le adiciona una porción de solvente antes de entrar al intercambiador de calor, esta cantidad de solvente inicial sólo debe disolver la carga, sin que se presente precipitación.

❖ Sección de extracción: Esta sección consta de sedimentadores o columnas de extracción líquido-líquido. La altura de las columnas varía entre 18 y 22 m, y el diámetro entre 2,4 y 3,6 m, los elementos de separación son platos de rejillas con ángulos determinados y empaquetamientos en la parte superior, además de un sistema de calentamiento para afinar la temperatura de tope y de esta manera controlar la calidad del aceite desmetalizado (DMO).

❖ Sección de recuperación de solvente: Para separar el solvente de los productos, se emplean intercambiadores de calor, evaporadores, hornos y torres despojadoras.

### **1.1.2. Aplicaciones y desventajas del proceso de desasfaltado.**

Carrillo y Corredor (2005) señalan las principales aplicaciones del proceso de desasfaltado para la obtención de:

❖ Cargas sintéticas para la producción de gasolinas a través de los procesos de ruptura catalítica, para lo cual se utiliza como carga fondos de vacío intermedios, el extracto obtenido se denomina aceite desmetalizado (DMO). Debido al efecto nocivo de los contaminantes sobre el catalizador de las unidades de craqueo catalítico (FCC), en el aceite desmetalizado se controla el contenido de níquel (Ni), vanadio (V), azufre (S) y carbón Conradson (CCR).

❖ Cargas para la elaboración de ceras parafínicas y bases lubricantes, las cuales se utilizan como cargas para fondos de vacío parafínicos, el extracto obtenido es denominado aceite desasfaltado (DAO). A este producto se le controla la viscosidad y el contenido de carbón Conradson ( $CCR < 1,7$ ).

La principal desventaja del proceso de desasfaltado es la separación solvente-DMO, debido a que los gastos energéticos representan cerca del 60% de los costos totales de operación de la planta. La introducción en 1970 de la extracción supercrítica hizo posible el diseño de plantas con mayor capacidad, con una reducción en los costos energéticos. Actualmente, esta tecnología se usa en todo el mundo para la producción de cargas para las unidades de craqueo, hidrotratamiento o hidrocraqueo, y para la obtención de bases lubricantes. (Carrillo y Corredor, 2005).

Para Darr y Poliakoff (1999): "Un fluido supercrítico (FSC) es cualquier sustancia cuya temperatura y presión están por encima de sus valores críticos y su densidad es aproximada a la densidad crítica".

Cardoso (2006) plantea que a pesar de las diversas ventajas de la tecnología supercrítica en la industria, por su gran poder de dilución y la obtención de productos con ausencia de residuos de solventes. Existen otros factores fundamentalmente económicos que se oponen a la rápida difusión de esta tecnología, pues operar a altas presiones requiere de costos elevados de inversión en los equipos.

Según Carrillo *et al* (2006) el procesado de fondos de vacío mediante desasfaltado con disolventes parafínicos ligeros como el propano, n-butano, i-butano y pentanos, diversifica las aplicaciones de esta corriente debido a que favorece la remoción de metales (níquel y vanadio), carbón Conradson (CCR), azufre e insolubles en n-heptano, obteniéndose cargas sintéticas para procesos catalíticos o para la producción de bases lubricantes.

A criterio de la autora de este trabajo el uso de solventes supercríticos para la reducción de los gastos energéticos que implica la separación y obtención del aceite desmetalizado (DMO), a pesar de que reduce los costos adicionales de separación, incurrir en un mayor gasto para lograr las condiciones de operación requeridas, por lo que será necesario buscar otra variante de solución para garantizar el uso eficiente de la energía en estos procesos.

## **1.2. Integración energética de procesos: una alternativa de solución para la reducción de los costos energéticos.**

Los procesos químicos pueden considerarse como tres subsistemas que interactúan, el proceso en sí mismo, incluyendo reactores (en el caso más general) y unidades de separación, la red de intercambiadores de calor, que incluye todas las corrientes de proceso a intercambiadores internos (entre corrientes de proceso) y, finalmente, la red de servicios que ha de satisfacer las necesidades externas de calor, potencia y vapor. La integración energética trata estos tres subsistemas y sus interacciones, con el fin de conseguir una utilización eficiente de la energía disponible, y obtener la red de intercambiadores de calor que permita que cada corriente alcance la temperatura deseada a partir su temperatura de entrada. (Melchor, 2010).

Al incrementarse los costos energéticos en un proceso productivo, resulta necesario aumentar el uso racional de la energía con el objetivo de elevar la rentabilidad y competitividad de la industria. La integración energética apunta en ese sentido, permite

maximizar el uso eficiente de la energía producto de la recuperación y minimiza la utilización de portadores energéticos. Además caracteriza el flujo global dentro de cualquier proceso, e identifica las políticas óptimas para su distribución y redistribución, con tal de obtener la configuración óptima para su consumo mínimo. (González, *et al*, 2005; González, *et al*, 2006; Pérez, 2008).

En 1993, según especialistas del Instituto para la energía y las técnicas de automatización radicado en Berlín, se definió la integración energética 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. (Gundersen, 2005).

Para Zamora (2005) la integración de procesos es una tecnología sistemática basada en un enfoque hacia el desarrollo de procesos, que permite identificar los objetivos globales de eficiencia antes de cualquier actividad de desarrollo, y encontrar la estrategia óptima para llevarlo a cabo. Estos objetivos pueden ser: la minimización tanto de los requerimientos energéticos como de la generación de residuales, y por otra parte la maximización de la eficiencia del proceso.

La idea de pensar en reutilizar la energía proveniente del propio proceso, parece ser una forma exitosa para comenzar a hablar de una verdadera y completa eficiencia energética. Para aplicar satisfactoriamente un proyecto de economía energética, debe valorarse en que parte de la planta esto resulta factible y una vez identificado, se requiere de una búsqueda constante del esquema energético que mejores resultados ofrezca. En ese sentido, la integración de procesos juega un papel importantísimo, la misma se concibe como la selección de las etapas de procesos y sus interconexiones capaces de garantizar la solución óptima del sistema productivo de forma integrada. (Linnhoff y Turner, 1981; Jiménez, 2006 a; Jiménez, 2006 b).

Actualmente, el término de integración energética de procesos agrupa un conjunto de herramientas que ofrecen al ingeniero un enfoque estructurado a través del cual se logran identificar ineficiencias en un proceso y se seleccionan las mejores oportunidades para el mejoramiento de los procesos. Estas técnicas pueden ser

convenientemente usadas para el diseño de nuevas unidades de producción y/o para la mejora de plantas existentes. (Pérez, 2008).

Debido a la importancia que ha alcanzado la expansión de la integración energética y dado el fuerte impacto que tiene en la ingeniería de procesos; en la actualidad está considerada por numerosas empresas como una “tecnología estratégica mayor en el diseño y la planificación de procesos”. (Gundersen, 2000).

Las técnicas de integración energética de procesos resultan extraordinariamente útiles para el buen funcionamiento del mundo industrial. No solo son útiles desde el punto de vista tecnológico, pues también garantizan procesos más económicos incluso antes de la etapa de diseño. Por otra parte, otro de los beneficios que aportan estas técnicas es el impacto favorable sobre el medio ambiente, es decir, pueden considerarse estas metodologías como ambientalmente amistosas. (Pérez, 2008).

En ocasiones, existe el mal criterio de que estas técnicas compiten entre sí. Esto no es exactamente así; la integración de procesos es una actividad sistémica, sistemática y creativa, que depende mucho de la experiencia para su aplicación entre otros aspectos para lograr buenos resultados. (Pérez, 2008).

### **1.2.1. Métodos de integración energética.**

Según Gundersen (2000) los métodos de integración de procesos se dividen en: reglas heurísticas, sistemas basados en el conocimiento, métodos termodinámicos y métodos de optimización.

El enfoque de las reglas heurísticas está dado por la experiencia del ingeniero y su intuición, mientras que los sistemas basados en el conocimiento intentan formalizar las reglas heurísticas dentro de las pautas de la automatización. Los métodos termodinámicos usan visiones físicas del proceso o sistema y los métodos de optimización usan modelos de optimización y algoritmos implementados a las computadoras.

#### **➤ Métodos de optimización matemática.**

La metodología basada en la programación matemática para el diseño, integración, problemas de operación de redes de intercambiadores o para problemas de síntesis de procesos, consiste en tres pasos principales. El primer paso es el desarrollo de las alternativas para la selección de la solución óptima. El segundo, es la formulación de un

modelo matemático que involucra variables discretas y continuas para la selección de la configuración y los niveles de operación. El tercer paso es la solución del modelo de optimización que arroja la solución óptima. (Montes de Oca y Domínguez, 2008).

Los métodos de optimización matemática para la síntesis de redes de intercambiadores de calor han sido clasificados por Floudas (1995) como optimizaciones secuenciales y simultáneas.

En la optimización simultánea, el problema de optimización se formula haciendo uso de la superestructura de la red de intercambiadores de calor, tratando de encajar todas las configuraciones posibles de la red y hacerlas coincidir con las corrientes del proceso. Yee, Grossmann, y Kravanja (1990) propusieron una superestructura basada en la programación no lineal de enteros mixtos [*Mixed Integer non-linear Program*, (MINLP)] para el diseño de las redes de intercambio de calor. Si los costos fijos para el intercambiador de calor no se conocen, entonces puede ser formulado un modelo de programación no lineal mixtos [*Non-Linear Program*, (NLP)]. (Smith, *et al*, 2010).

Por otra parte, en la optimización secuencial el diseño procede secuencialmente, determinando primero los requerimientos mínimos de utilidades, seguido del número mínimo de intercambiadores y finalmente del costo mínimo de inversión de la red de intercambiadores de calor. La limitación fundamental de este tipo de 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 simultánea provee el intercambio apropiado, porque la estructura de la red, los costos y áreas de los intercambiadores así como, los requerimientos de utilidades son determinados simultáneamente. (Shivakumar y Narasimhan, 2002).

Laukkanen (2003) señala 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.

➤ **Método exergético.**

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

La mayor desventaja del análisis exergético es que se necesitan los valores de la entropía para los diferentes flujos y obtenerlos puede hacerse muy difícil. Además, aunque el análisis exergético minimiza las ineficacias de un sistema o proceso, no considera la economía de las alternativas evaluadas, por lo que existe la posibilidad de obtener soluciones que son termodinámicamente factibles pero económicamente impracticables. (Laukkanen, 2003).

➤ **Análisis *Pinch*.**

El Análisis *Pinch* es una metodología simple para analizar sistemáticamente procesos químicos y sistemas de utilidades circundantes, con la ayuda de la Primera y Segunda Ley de la Termodinámica. La primera Ley proporciona la ecuación de energía para el cálculo de la variación de entalpía de las corrientes que atraviesan el intercambiador de calor, mientras que la Segunda Ley determina la dirección del flujo de calor, esto implica que la energía calorífica solo puede fluir en la dirección de la corriente caliente a la fría, lo que prohíbe el cruce de temperaturas entre las corrientes calientes y frías a través de la unidad de intercambio. Haciendo uso de esta metodología es posible identificar los cambios necesarios en las condiciones del proceso que puedan tener un impacto en el ahorro energético considerando que estos cambios pueden lograrse con el diseño óptimo de la red de intercambiadores de calor. Por tanto, los objetivos fundamentales de esta metodología son: obtener los consumos mínimos de utilidades, el número mínimo de unidades de intercambio, el área mínima de los intercambiadores y el costo total mínimo. (Douglas, 1998).

Según Geldermann (2006): La idea básica del Análisis *Pinch* de energía es un acercamiento sistemático para la minimización de energía perdida, para llegar lo más cerca posible a un sistema reversible. En su primer paso el Análisis *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 cambiando estructuras o condiciones del sistema.

Para Benítez *et al* (2007) y Gonzáles *et al* (2007) la Tecnología *Pinch* consiste en proponer una red de transferencia de calor óptima entre las diferentes corrientes del proceso con el objetivo de aprovechar al máximo todas las posibilidades de calentamiento y enfriamiento entre las propias corrientes, reduciendo la necesidad de utilizar fuentes externas.

Zamora (2005) señala que el objetivo primordial de un Análisis *Pinch* es lograr ahorros financieros mediante integración de calor en el proceso, maximizar la recuperación de calor del proceso y reducir las cargas de los servicios auxiliares. 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 y 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.

De todos los criterios para la descripción y comprensión del Análisis *Pinch*, reportados en la literatura, la autora de este trabajo considera que el planteado por Douglas (1998), aborda de manera más completa los fundamentos para la aplicación de esta técnica de integración energética de procesos.

Las reglas básicas del Análisis *Pinch* para lograr la máxima transferencia de calor entre las líneas calientes y frías según Renedo y Fernández (2003); Erazo *et al* (2005); Kemp (2007) son:

- ❖ No se debe transferir energía de la parte superior a la inferior del *pinch*, pues esto atenta directamente contra la transferencia de calor en modo vertical, y todo intercambio térmico en este sentido aumentará en la misma medida los servicios auxiliares de calentamiento y refrigeración.
- ❖ No se deben instalar servicios de refrigeración por encima del *pinch*, así se disminuye la posibilidad de recuperar calor en las líneas calientes y se requeriría incrementar el calor comunicado a los servicios de calentamiento igual a la cantidad de calor que extrajo esta refrigeración.

❖ No deben colocar servicios de calentamiento por debajo del *pinch*, esto implica un aumento de los servicios de refrigeración en la cuantía del calentamiento.

Los datos necesarios en el Análisis *Pinch* son los de las corrientes en el proceso que van a ser analizadas, es decir las corrientes que necesitan ser calentadas o enfriadas. Los datos de estas corrientes que se necesitan son las temperaturas de entrada y salida y la capacidad calórica. Cuando estos datos se han obtenido se puede empezar el cálculo para el consumo mínimo de utilidades. (Laukkanen, 2003).

Entre las técnicas de integración de procesos, desde el punto de vista energético, el Análisis *Pinch*, es el más usado debido a que su metodología de trabajo es bastante sencilla, a pesar de que constituye en sí misma, una técnica de optimización. (González, *et al*, 2007).

Para la autora de este trabajo el Análisis *Pinch* representa un escalón superior en el análisis de la eficiencia energética, en comparación con los otros métodos analizados, por la sencillez de su metodología, su carácter estructurado, y por la velocidad con que realiza las evaluaciones económicas.

### **1.3. Etapas del Análisis *Pinch*.**

Según Gira y Watt (1987) y Benítez *et al* (2007) para proponer la red de intercambiadores integrada, la tecnología *pinch* se divide en cuatro etapas generales, las cuales se muestran a continuación:

- ❖ Etapa 1: Simulación. Definición del problema.
- ❖ Etapa 2: Determinación del punto de *pinch*.
- ❖ Etapa 3: Diseño de la red de intercambiadores.
- ❖ Etapa 4: Análisis económico y optimización de la diferencia de temperatura para minimizar los costos de la red diseñada.

El Análisis *Pinch* básico se inicia identificando los potenciales térmicos de las corrientes del proceso, esto es, identificar las temperaturas iniciales y finales de cada corriente, sus flujos y capacidad calorífica; así mismo se debe tener una caracterización de los servicios auxiliares. Después de esta etapa inicial se deben construir las curvas compuestas caliente y fría lo que representa la tasa de flujo térmico a lo largo del proceso; a continuación, con una diferencia de temperatura mínima inicial ( $\Delta T$  mínimo), se comienzan las posibilidades de recuperación energética y las necesidades de

suministrar y extraer calor del sistema de intercambio atendiendo a las reglas básicas de la Tecnología *Pinch*.

Llegado a este punto, comienza la etapa (conocida como *supertargeting*) que involucra los costos energéticos y los costos asociados al área de intercambio de calor y al número de intercambiadores. En esta etapa es donde se pondera el ahorro energético y la inversión y se alcanza una diferencia de temperatura óptima. A partir de esta etapa se construye la gran curva compuesta, cuya utilidad práctica permite la identificación de cambios en el proceso potencialmente rentables y que permitan a su vez reducir el consumo de energía y el impacto negativo al medio ambiente. Esto a su vez constituye el punto de partida para el diseño de la red de intercambio de energía. (Serna y Jiménez, 2004; Teopa, *et al*, 2005; Jiménez, 2006 b; Pérez, 2008).

Cerveró *et al* (2006) señalan que si en un proceso se tiene una corriente caliente (que cede calor) y otra fría (que absorbe calor), suponiendo que la capacidad calorífica es independiente de la temperatura, se obtiene una representación del proceso en el diagrama temperatura contra calor (T-Q) como muestra la figura 1.2. Cuando el proceso tiene más de una corriente fría y/o más de una corriente caliente, que suele ser lo normal, la representación gráfica consiste en sumar todas las líneas calientes en una sola línea compuesta, y lo mismo hacer con las frías.

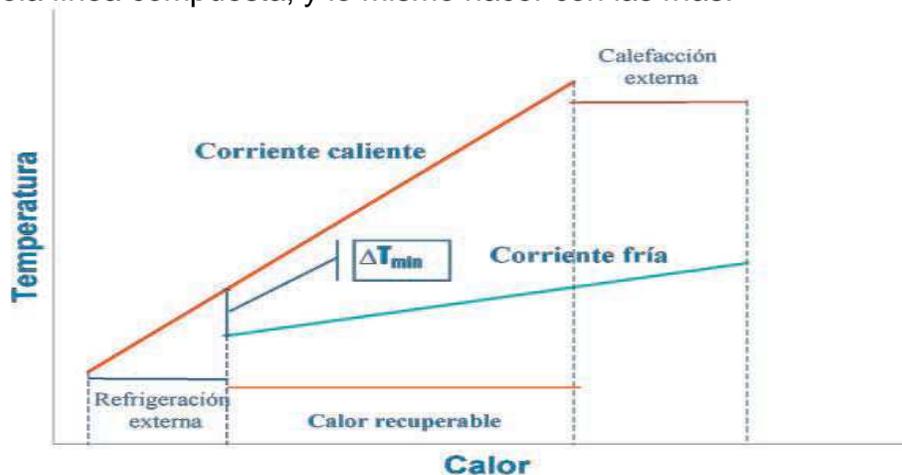


Figura 1.2: Recuperación de calor entre una corriente fría y otra caliente del proceso  
Fuente: Cerveró, *et al*, (2006).

Tres aspectos se consideran según Cerveró *et al* (2006) a la luz de esta representación:

- ❖ En la zona central donde las líneas de ambas corrientes se solapan, es posible transferir calor de la corriente caliente a la fría, con una diferencia de temperaturas igual o superior a la mínima. La extensión del solapamiento da idea del grado de recuperación de calor.
- ❖ Si en el proceso la línea de la corriente caliente cortase a la de la corriente fría, no existiría suficiente gradiente de temperaturas para permitir la recuperación de energía, de ahí la necesidad de establecer una diferencia mínima de temperatura.
- ❖ Cuando la carga calorífica total de la corriente caliente ya ha sido totalmente integrada, lo cual es función del gradiente térmico mínimo elegido ( $\Delta T$  mínimo), cualquier necesidad de calentamiento adicional que requiera la corriente fría, representada por la zona derecha no solapada de la línea fría, ha de ser suministrada por un equipo externo. Lo mismo sucede con la refrigeración adicional que precisa la corriente caliente en la zona izquierda.

El *pinch* o pliegue energético es el punto donde la diferencia de temperaturas entre la zona caliente y la zona fría del sistema se aproximan hasta un valor igual a la diferencia de temperatura mínima seleccionada, definida como la distancia mínima vertical como se muestra en la figura 1.2. (Benítez, *et al*, 2007).

Pérez (2008) plantea que mientras mayor sea el solapamiento entre las curvas, mayor será la recuperación de calor por parte de las corrientes de proceso y menor, por ende, será el consumo de utilidades auxiliares.

El efecto de la diferencia de temperatura mínima seleccionada ( $\Delta T$  mínimo), es decir, de la posición relativa de las curvas compuestas sobre los costos del sistema, es evidente. Si las curvas se tocan ( $\Delta T_{\text{mínimo}} = 0$ ), no hay fuerza impulsora para la transmisión de calor en algún punto del proceso, lo cual requeriría un área infinita de transmisión de calor y, por lo tanto, los costos inmovilizados serían infinitos.

A medida que aumenta la diferencia mínima de temperatura, se reduce la recuperación energética entre las curvas y los costos de capital fijo e inmovilizado disminuyen, puesto que se necesita menor área de intercambio. (Linnhoff y Flower 1978; Linnhoff y Vredeveld, 1984; Cerveró, *et al*, 2006).

Según Pérez, (2008) para una red de intercambio de calor, la diferencia mínima de temperatura se selecciona atendiendo al tipo de intercambiador presente en la red tabla 1.1 y al tipo de proceso industrial como muestra la tabla 1.2.

Tabla 1.1. Diferencia mínima de temperatura según el tipo de intercambiador.

Tipo de intercambiadores	$\Delta T$ mín , °C
Tubos y coraza	3-5
Placas	2- 3

Fuente: Pérez, (2008).

Tabla 1.2. Diferencia mínima de temperatura para distintos sectores industriales.

Sector industrial	$\Delta T$ mín, °C
Refinación de petróleo	20-40
Petroquímica	10-20
Química	10-20
Procesos a bajas temperaturas	3-5

Fuente: Pérez, (2008).

Otra herramienta del Análisis *Pinch* es la curva compuesta global o gran curva compuesta, que ayuda al ingeniero a observar globalmente las necesidades del proceso en cuanto a sistemas auxiliares, una representación básica de la misma se muestra en la figura1.3.

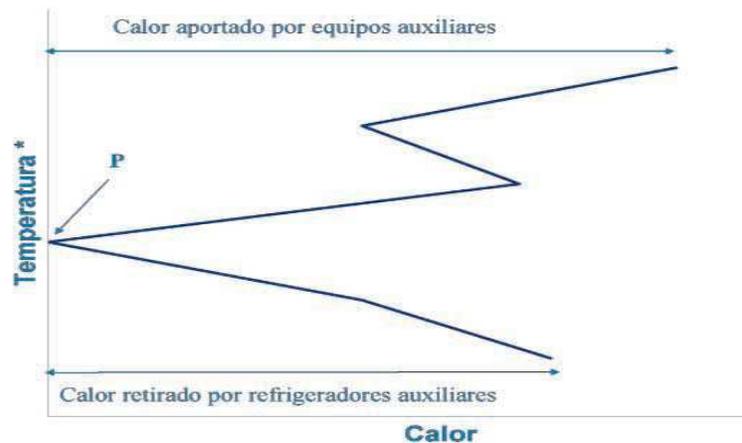


Figura1. 3. Curva compuesta global y demanda de calor.

Fuente: Cerveró, *et al*, (2006).

La escala vertical representa el intervalo de temperaturas desplazadas del proceso, mientras que la escala horizontal muestra el consumo energético.

Para obtener la curva compuesta global, se desplazan horizontalmente las líneas compuestas hasta que la mínima diferencia de temperatura entre la línea caliente y fría sea igual a la diferencia de temperatura predeterminada ( $\Delta T$  mínimo). Una vez situadas así las líneas, se desplaza la línea fría una cantidad igual a  $(\Delta T_{\text{mín}})/2$  en el eje de temperaturas (verticalmente), y la corriente caliente se desplaza  $-(\Delta T_{\text{mín}})/2$ . De este modo, existirá al menos un punto (el *pinch*) donde las dos líneas se toquen, el cual se muestra en la figura 1.3 como punto P. Por encima de él, el proceso está en déficit de energía y necesita aporte externo en forma de calefacción. Por debajo, el proceso tiene excedente de energía y necesita refrigerarse externamente. Por lo tanto, la energía necesaria de calefacción para que el proceso esté equilibrado energéticamente es el valor en abscisas de la apertura superior de la curva compuesta global. Análogamente, la apertura inferior de la curva compuesta global indica la energía excedente del proceso, que ha de ser evacuada por medio de un sistema de refrigeración auxiliar. Estas dos cantidades de energía, obtenidas de un análisis de la curva compuesta, se denominan necesidades energéticas mínimas. (Cerveró, *et al*, 2006).

La diferencia fundamental entre las curvas compuestas y la gran curva compuesta es que con la representación de esta última no solo es posible obtener las cantidades mínimas de servicios auxiliares necesarias para el proceso, sino además la calidad de estos servicios. Sobre la base de criterios económicos y tecnológicos se pueden seleccionar cuáles son los niveles de temperatura adecuados para las distintas utilidades. (Linnhoff y Flower, 1978; Pérez, 2008).

Es decir, la gran curva compuesta no es una herramienta que excluye a las curvas compuestas, más bien complementa lo relacionado con el Análisis *Pinch*. Si por un lado las curvas compuestas permiten, partiendo de la selección inicial de una diferencia mínima de temperatura, obtener la mínima cantidad de servicios generales, el área total de intercambio y el número de unidades de intercambio a través de cálculos rápidos; por otro lado la gran curva compuesta permite no solo obtener las mismas cantidades mínimas de utilidades sino además permite valorar cuáles son los niveles adecuados de temperatura para estas utilidades con el fin de que pueda maximizarse aquella utilidad

que resulte menos costosa e integrar otros equipos consumidores de energía a la red de intercambio. (Jiménez, 2006 b).

#### **1.4. El Análisis *Pinch* para el diseño de redes de intercambio de calor.**

Las redes de intercambio de calor son los principales escenarios de concentración de la Tecnología *Pinch*. Una vez que se tiene una red de máxima recuperación de energía, ésta se evoluciona con el objetivo de maximizar las cargas de calor para la menor área de intercambio al menor costo posible. (Pérez, 2008).

El ahorro energético en un proceso térmico se puede conseguir mediante una red de intercambiadores de calor que recupere el calor de las líneas calientes y lo envíe a las líneas frías, de tal manera que minimice las necesidades energéticas en los servicios auxiliares donde estas líneas se deben calentar o enfriar, reduciendo así los costos de funcionamiento de la instalación. (Renedo y Fernández, 2003).

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, sino únicamente a partir de los datos térmicos de las corrientes que constituyen el proceso. Por este motivo la Tecnología *Pinch* es muy útil para realizar una estimación rápida del rendimiento de una alternativa de diseño; para obtener información que permita proponer modificaciones y mejoras en una alternativa de diseño; o para comparar varias alternativas sin tener que complementar el diseño de cada una de ellas. (Ravagnani, *et al*, 2003 ; Ravagnani, *et al*, 2005; Ginuss, 2005; Melchor, 2010 ; Gorji, *et al*, 2011).

Los diseños de redes de intercambio de calor 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 red 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 más rentable y que cumpla con los requerimientos técnicos necesarios, así como con las exigencias medioambientales. (Pérez, 2008).

Cerveró *et al* (2006) afirman que la estrategia en el reajuste de un proceso no busca encontrar la solución óptima del problema, pues la mayor parte de las veces significaría, en términos de transferencia de calor, deshacerse de un área de intercambio de calor

que ya está instalada y lo que es más importante, ya está pagada. El objetivo principal es usar esa área (siempre hablando en términos de transmisión de calor) más eficazmente, en resumen, se trata de aumentar la eficacia en el uso de esa área debido al cruzamiento en la transferencia de calor. La ventaja de este procedimiento es que emplea el área de transmisión de calor objetivo como la base para establecer la cantidad de energía que puede recuperarse usando el área instalada, y no la aplicación inversa, que sería reducir el número de intercambiadores, y que realmente implica un nuevo diseño y no una mejora, así una vez analizados los intercambiadores que transfieren calor a través del *pinch*, la mayor parte de las veces habrá que añadir uno o dos intercambiadores más para compensar la inevitable ineficiencia del proceso actual (ineficiencia entendida como menos eficaz que el objetivo). La estructura final no llega a los objetivos óptimos que proporcionaría un diseño nuevo del proceso, pero sí que proporciona un uso óptimo de los equipos ya instalados, incurriendo en menores costos de inversión, menores períodos de recuperación de la inversión y de parada de la planta.

Desde el punto de vista económico, cuanto mayor sea el intercambiador instalado, mayor será la recuperación de calor conseguida, y con ello el ahorro en costos de energía en los equipos auxiliares de calentamiento y refrigeración, pero también es mayor su precio, al tiempo que se incrementa la energía de bombeo de los fluidos, con lo que la solución óptima económica se logra con un compromiso entre el ahorro económico producido en energía y los costos en los que se incurren para lograrlo, lo que tiene que ser objeto de un amplio y minucioso estudio económico. Además desde los puntos de vista energético y medioambiental, la mejor solución es colocar un intercambiador de calor lo más grande posible que realice el mayor intercambio térmico permitido por las temperaturas de ambos fluidos, consiguiendo así el máximo ahorro energético y por tanto una mínima emisión de contaminantes. (Renedo y Fernández, 2003).

### **1.5. Aplicaciones del Análisis *Pinch* para la eficiencia energética de procesos.**

Existen algunos autores que consideran a la Tecnología *Pinch* como una técnica sólo para el mejoramiento de las redes de intercambio de calor bajo condiciones específicas, pero lo cierto es que esta tecnología se utiliza para el rediseño de procesos de

intercambios de energía, pasando por el diseño de columnas de destilación, llegando incluso hasta la integración del equipamiento alto consumidor de energía de una planta completa. (Wall y Gong, 1996).

Según Pérez (2008) el Análisis *Pinch* ha sido empleado extensamente alrededor de todo el mundo para mejorar la eficiencia de algunos procesos químicos como los petroquímicos, petróleo, pulpa y papel, azúcar, procesamiento de alimentos, entre otros. Para Geldermann *et al* (2006) la aplicación original del método *pinch* se dirige a la optimización de energía y redes de intercambiadores y afirma que en las últimas dos décadas también se ha aplicado a la minimización de aguas residuales y la recuperación de compuestos orgánicos volátiles de corrientes de gases de desecho.

Zhelev y Ridolfi (2006) afirman que se han desarrollado métodos de *pinch* para la gestión y optimización de recursos combinados (energía y agua, energía y trabajo de eje, calor y transferencia de masa, oxígeno y electricidad).

Se reportan muchos trabajos recientes en redes de agua, los cuales se basan en métodos gráficos y matemáticos. Sin embargo la principal ventaja del Análisis *Pinch* es la identificación del objetivo dentro de la red por encima del diseño detallado de ésta. (Seingheng, *et al*, 2007).

El método *pinch* puede ser aplicado para operaciones con restricción de flujo, en el cual las operaciones son controladas cuantitativamente, y pueden incluir equipos como generadores de vapor, torres de enfriamiento, y reactores, que no involucran transferencia de masa, estas unidades tienen flujos de entrada y salida fijos que no son específicamente los mismos y que por lo tanto pueden incluir pérdidas o ganancias de agua. Las restricciones de flujo pueden ser satisfechas con reciclos y separadores de flujo en las operaciones que utilizan agua. Para este método se propone que las corrientes de entrada sean consideradas como demandas y las de salida como fuentes lo que permite que las unidades que tienen múltiples entradas y salidas sean modeladas. (Prakash y Shenoy, 2005).

La necesidad de utilizar métodos sistemáticos para lograr una mejor estrategia de operación debido al aumento en los costos de agua y del tratamiento de residuales, así como de las nuevas legislaciones medioambientales, ha traído consigo que en los últimos años el concepto de *pinch* ha sido aplicado a diferentes áreas de desarrollo para

la reducción del consumo de agua y de generación de aguas residuales en la industria, lográndose ahorros de agua de 15 – 40% y reducciones del efluente final de 20 – 50%. (Koufos y Retsina, 2001; Martín, 2008).

En la industria papelera mediante la aplicación del Análisis *Pinch* se obtienen resultados de hasta un 30% de reducción del agua, además de lograrse una recuperación y reuso de un 60% de la fibra que se pierde. Además el plazo de recuperación de la inversión puede ser de menos de un año. (Dunn, 2003; Martín 2008).

Ponce y Salazar (2001) reportan un ejemplo de la aplicación de la Tecnología *Pinch* en las columnas de destilación atmosférica de la refinería de Tula en México, donde se reporta un ahorro de energía de 4 885,49 kW después de la aplicación del Análisis *Pinch*, sin influir en el detrimento de la calidad y cantidad de los productos terminados.

Ríos y Grisales (2003) realizan un análisis y evaluación de integración térmica en la unidad de ruptura catalítica en ECOPETROL-Gerencia Refinería de Cartagena (Colombia), utilizando para ello el Análisis *Pinch*, donde se obtuvieron los siguientes resultados: las redes de calor propuestas representan altos beneficios para la refinería, se estiman en 770 000 USD/año, con una inversión de 400 000 USD y un tiempo de retorno de la inversión de seis meses.

Pérez (2008) reporta resultados obtenidos en la unidad de destilación atmosférica de la Refinería “Camilo Cienfuegos” una vez realizada la integración energética mediante la aplicación del Análisis *Pinch*, donde se reduce el consumo de utilidades en un 55,3 % con respecto al consumo actual.

Durante la aplicación del Análisis *Pinch* en una destilería de alcohol se identificaron las principales deficiencias energéticas del proceso, como son: el desaprovechamiento del calor del mosto, alto consumo de vapor de las columnas de destilación por baja temperatura del alimento, entre otras. Así como también se consigue ahorros en cuanto al consumo de vapor de más del 10%. (Montes de Oca, 2005).

Mediante la integración energética de las lías de jugos simples y néctares de la empresa citrícola Héroes de plaza Girón de Jagüey Grande (Matanzas, Cuba), se obtuvo una red de intercambio de calor que reduce el consumo de utilidades en un: 87% de fuel oil, 93% para el agua de enfriamiento y un 78% en cuanto al consumo de electricidad. Recuperándose la inversión de la red en cinco meses. (Sardiñas, 2012).

Montes de Oca (2005) reporta ahorros obtenidos por concepto de reducción del consumo de utilidades de más de ocho millones de pesos anualmente mediante la aplicación del Análisis *Pinch* en el proceso de Hidrodealquilación de Tolueno, reduciéndose los costos totales de producción una vez realizada la integración energética en más de nueve millones de pesos anualmente.

En las industrias de procesos existentes en Cuba, y de manera particular en la industria azucarera y del petróleo, existen reservas energéticas significativas para un incremento de la eficiencia en el uso de la energía realizando cambios en la configuración del sistema, y es precisamente aquí donde la Tecnología *Pinch* adquiere especial relevancia. (Pérez, 2008).

El Análisis de *Pinch* puede traer grandes beneficios en un enorme rango de plantas y procesos, ambos dentro y fuera del proceso industrial tradicional. Las mejoras no solo vienen proyectada por la recuperación de calor, sino también de cambiar las condiciones del proceso, con una mejor operación y una unión más eficaz con los sistemas de utilidad. Es ahora una parte integral de la estrategia completa para el desarrollo del proceso y el diseño, conocido a menudo la síntesis del proceso, y la optimización de plantas existentes. (Kemp, 2007).

Luego de haber analizado las vastas aplicaciones del Análisis *Pinch* para la mejora de la eficiencia energética de procesos reportadas por la bibliografía consultada, la autora de este trabajo considera, que esta tecnología debe ser empleada con mayor periodicidad como alternativa de solución para la reducción de los costos energéticos de las industrias químicas.

## **1.6. Conclusiones parciales del capítulo.**

1. La integración energética constituye un paso fundamental en la síntesis y diseño de una planta, ya que puede ser considerada como una herramienta para mejorar la eficiencia económica de cualquier proceso químico.
2. La integración energética de procesos puede ser utilizada como alternativa de solución para la reducción de los costos operacionales de los procesos de desasfaltado, por su capacidad para maximizar el uso eficiente de la energía y reducir el consumo de portadores energéticos.
3. De los métodos de integración energética analizados, el Análisis *Pinch* es el más indicado para la evaluación de la eficiencia energética del proceso seleccionado, por ser una herramienta simple, valorar rápidamente los beneficios económicos y sus vastas aplicaciones en la industria de procesos químicos.

## **Capítulo 2: Materiales y métodos.**

Este capítulo tiene como objetivo mostrar una explicación detallada de la metodología a seguir para la realización de esta investigación, teniendo en cuenta elementos tales como: la descripción del proceso productivo, la caracterización de cada una de las etapas que conforma el Análisis *Pinch*, para garantizar la eficiencia energética del proceso seleccionado, a partir del análisis de cada una de las corrientes involucradas en el proceso. Finalmente, se realiza un análisis técnico-económico de la alternativa de integración energética propuesta, para la reducción del consumo energético del proceso en cuestión.

### **2.1. Descripción detallada del proceso seleccionado para el análisis energético.**

El objetivo de la Unidad de Desmineralización de Aceite es la obtención de aceite desmineralizado (DMO), para ser utilizado en la obtención de productos de mayor valor como la gasolina, para ello esta unidad se compone de cuatro secciones:

2.1.1. Sección de extracción.

2.1.2. Sección de recuperación de DMO.

2.1.3. Sección de recuperación de asfalto.

2.1.4. Sección de recuperación de solvente.

El diagrama de flujo de la unidad se muestra en el Anexo 1.

#### **2.1.1. Sección de extracción.**

La carga proveniente de los fondos de las torres de destilación al vacío de los procesos de refinación de crudo, formada fundamentalmente por hidrocarburos pesados como asfalto, DMO (aceite desmetalizado) y diversos contaminantes como níquel, vanadio y sodio, es almacenada en los tanques (K-2501/02/2806) de la casa de bombas B del área de materias primas, para ser enviada a la sección de extracción con el propósito de extraer el DMO presente en dicha carga por medio de una extracción líquido-líquido, utilizándose como solvente una mezcla de hidrocarburos ( n-butano e iso-butano).

En la sección de extracción esta corriente de fondos vacío es impulsada por las bombas (P-2512A/B) hasta un divisor de corrientes, dividiéndose en dos nuevas corrientes, para alimentar mediante las bombas (P-2501A/B) la etapa de extracción horizontal y con las (P-2522A/B) la etapa de extracción vertical.

La corriente que alimenta la etapa de extracción horizontal se divide en dos circuitos idénticos que componen a esta sección de extracción, denominados tren A y tren B de la etapa horizontal.

A la corriente principal encargada de alimentar cada tren se le adiciona, una corriente de solvente y otra de recirculación de asfalteno, procedente del fondo de los sedimentadores secundarios (D-2502A) en el caso del tren A y (D-2502B) en el caso del tren B, para disminuir la viscosidad de la carga por predilución. Luego esta corriente total entra a un mezclador estático (X-2520A) para el tren A y (X-2520B) para el tren B, para ser mezclada homogéneamente con el propósito de proveer un contacto íntimo de las corrientes y obtener una adecuada extracción. A la salida del mezclador, la carga se divide en dos corrientes, una corriente continúa su trayectoria hacia los intercambiadores de calor (E-2501A/C) en el caso del tren A y (E-2501 B/D) en el caso del tren B, cada pareja trabaja en paralelo y la corriente se enfría con agua que fluye por el lado tubos desde 371,33 K hasta 349,67 K, la otra corriente se desvía, (*bypasea*) a los intercambiadores y continúa hasta encontrarse con la corriente enfriada en el punto de unión. Luego la carga mezclada y enfriada entra a los sedimentadores primarios (D-2501A) en el caso del tren A y (D-2501B) en el caso del tren B, los cuales terminan de homogenizar la mezcla y la distribuyen. En cada sedimentador existen dos fases: fase pesada de asfalto precipitando en el fondo y el DMO con la mayor cantidad de solvente salen por el tope. La corriente de tope de los sedimentadores primarios continúa hacia los calentadores de DMO (tren A) E-2515A/B y (tren B) E-2515C/D, donde en operación normal trabaja un calentador por cada tren de carga, el (E-2515B) para el tren A y el (E-2515D) para el tren B, manteniendo el otro alineado por seguridad, incrementándose en estos la temperatura del DMO desde 363,56 hasta 380,22 K al utilizar el calor que cede el vapor de 0,24 MPa y luego se envía esta corriente a los sedimentadores secundarios tren A (D-2502A) y tren B (D-2502B), mientras que la corriente de fondo formada fundamentalmente por asfalto y menor cantidad de solvente es trasladada a los hornos de la sección de recuperación de asfalto.

En el caso de los sedimentadores secundarios, la corriente de fondo se recircula a la corriente principal y la corriente de tope se envía a la sección de recuperación de DMO.

La sección de extracción vertical es dividida también en dos circuitos idénticos, denominados torre A y torre B de la etapa vertical.

La corriente principal encargada de alimentar cada tren es mezclada con una corriente de solvente de predilución para mejorar el contacto entre las fases, luego la carga mezclada se divide en dos corrientes, una corriente continúa su trayectoria hacia el lado de los intercambiadores de calor (torre A) E-2521A y (torre B) E-2521B para ser enfriada desde 429,11 hasta 358 K y la otra corriente se desvía hasta encontrarse en un punto de control. Seguidamente la mezcla enfriada entra por el plato doce de las torres desasfaltoras T-2520 A (tren A) y T-2520 B (tren B). Además, ambas torres son alimentadas por una corriente de solvente de extracción proveniente del (D-2505) por el plato treinta, pero antes esta corriente se precalienta en el calentador de solvente (E-2520) desde 338,56 hasta 405,22 K.

Estas torres cuentan con un serpentín en la cima de las mismas encargado de garantizar que exista una mayor temperatura en el tope que en el fondo, esta diferencia de temperatura hace que ocurra la rectificación de DMO, retornando a la parte inferior de la torre el asfalto. De esta manera, la torre tiene la doble función de extracción y rectificación en un mismo equipo, sin necesitarse otra torre o equipo donde se realice la rectificación como ocurre en la etapa de extracción horizontal.

El diagrama de flujo de la sección de extracción se muestra en el Anexo 2.

### **2.1.2. Sección de recuperación de DMO.**

La corriente de tope del sedimentador secundario y de la torre desasfaltadora de los trenes A de la sección de extracción vertical y horizontal se unen, al igual que los trenes B, para entrar a la sección de recuperación de DMO, el grupo A va hacia los calentadores de DMO (E-2503A/C) y el grupo B continúa su trayectoria hacia los calentadores de DMO (E-2503B/D), en todos los casos el solvente presente se vaporiza parcialmente al utilizar el calor cedido por el vapor de 0,34 MPa que fluye por las corazas de estos intercambiadores, calentándose desde 355,22 hasta 389,67 K, en estas dos parejas de intercambiadores que operan en paralelo. Finalmente, la corriente total DMO-solvente, vaporizada parcialmente en todos estos intercambiadores, entra a cuatro intercambiadores que operan en paralelo, los (E-2522A/D) para ser calentada hasta 389,67 K y luego ser alimentada a la torre separadora de DMO (T-2501).

La torre está provista de un sistema de calentamiento en el fondo, donde se encuentran incrustados los calentadores (E-2504A/B), para garantizar la rectificación y separación del solvente del DMO, por tanto a medida que la mezcla desciende a través de la torre, se vaporiza instantáneamente (*flashing*) debido a la caída de presión, ascendiendo de esta manera la mayor cantidad de solvente.

Los dos rehervidores de rectificación están sumergidos en dos bandejas y el calor a este sistema lo suministra vapor de 1,021/1,157 MPa, el cual circula por los tubos de los rehervidores. Además para proveer la saturación del vapor una inyección de agua de calderas se une con la corriente de vapor que circula por el serpentín.

La corriente de tope de esta torre formada fundamentalmente por solvente es enviada hacia los condensadores (E-2505A/F) y al tambor separador de solvente de alta presión (D-2505) de la sección de recuperación de solvente, mientras que la corriente de fondo constituida principalmente por DMO se alimenta a una segunda torre (T-2502) para lograr una mejor recuperación de aceite desmineralizado. En el fondo de la (T-2502) continúa el despojo de trazas de solvente por medio de calentamiento a través de un serpentín, donde fluye gasóleo (GAO) procedente de la Unidad de Viscosreducción, obteniéndose por el tope una corriente de solvente con trazas de DMO que se envía a la sección de recuperación de solvente y el DMO de fondo es almacenado en los tanques (K-2652/53) de la casa de bombas A.

El diagrama de flujo de la sección de recuperación de DMO se muestra en el Anexo 3.

### **2.1.3. Sección de recuperación de asfalto.**

Las corrientes de fondos de las torres desasfaltadas y sedimentadores primarios, se envían a los hornos (H-2501A/B/C) de la sección de recuperación de asfalto. En los hornos, se vaporiza parcialmente el solvente presente en la corriente de asfalto.

Este sistema opera de modo que todo el calor requerido por el proceso es suministrado en los hornos sin requerir calor adicional, debido a que el contenido de solvente es más bajo que en el circuito de DMO.

Al horno (H-2501A) llegan las corrientes de fondo de los trenes A de la etapa de extracción, mientras que al (H-2501B) llegan las corrientes de fondo de los trenes B. Además, se alimenta a cada uno de ellos una corriente de gas combustible, la cual es quemada para obtener la fuente de calor, que absorberá el hidrocarburo circulante.

En ambos hornos una corriente continúa su trayectoria y a su vez se divide en dos corrientes, para luego pasar por dos serpentines que permiten que al fluir la mezcla asfalto-solvente, atraviese primero la sección de convección, en donde absorben calor proveniente de los gases de combustión y, posteriormente, pasan por la sección de radiación, en donde absorbe aún calor proveniente del hogar del horno, garantizándose en las secciones de estos hornos que se vaporice la mayor cantidad de solvente y se separe del asfalto, mediante la absorción de calor. Inmediatamente la corriente desviada de cada horno es enviada al (H-2501C), para luego ser alimentada al tambor separador de asfalto (D-2506), separándose el solvente del asfalto por expansión volumétrica y caída de presión. La corriente de tope de dicho tambor formada por solvente y trazas de asfalto se envía a la sección de recuperación de solvente, mientras que la de fondo con mayor contenido de asfalto va hacia un filtro atrapacoque, para luego ser alimentada a la torre despojadora de asfalto (T-2522), obteniéndose por el tope solvente y trazas de asfalto, enviadas a la sección de recuperación de solvente, y por el fondo el asfalto o fondos DEMEX, el cual es almacenado en los tanques (K-2801/02) de la casa de bombas B.

El diagrama de flujo de la sección de recuperación de asfalto se muestra en el Anexo 4.

#### **2.1.4. Sección de recuperación de solvente.**

Las corrientes procedentes del tope de la torre (T-2502) de la sección de recuperación de DMO y de la (T-2522) de la sección de recuperación de asfalto, son enviadas a la sección de recuperación de solvente de baja presión, donde se lavan en la torre (T-2504), con el objetivo de recuperar la mayor cantidad de solvente. El DMO sucio acumulado en el fondo de la torre se envía a la torre (T-2522) de la sección de recuperación de asfalto, mientras que el solvente libre de DMO sale por el tope para ser enviado al condensador (E-2506) y entrar al tambor separador (D-2503).

En el tambor (D-2503) existen tres fases: fase de agua (bota), fase solvente líquido y fase solvente vapor. La corriente de solvente en fase vapor del tope se envía al compresor (C-2501), para incrementar la presión de esta corriente mediante una compresión centrífuga y el agua separada por el fondo es enviada a la torre desgacificadora. Posteriormente, la corriente de descarga del compresor continúa su trayectoria y se divide en dos corrientes, una pasa por el tope del tambor de solvente a

baja presión (D-2504) y la otra va a los condensadores de solvente (E-2507A/B). Luego el solvente condensado se reúne con una corriente de solvente restituído desde el tambor de solvente de alta presión (D-2505), entrando por el fondo del (D-2504). El vapor de solvente obtenido por el tope del (D-2504) es enviado hacia la red de gas combustible, mientras que el solvente líquido sale por el fondo del tambor para ser transportado al (D-2505) y el agua aceitosa que se acumula en la bota de los tambores (D-2503) y (D-2504) va hacia la torre desgasificadora (T-2506), obteniéndose por el tope de esta un venteo de solvente y por el fondo aguas aceitosas.

Por otra parte, la mezcla de solvente y trazas de asfalto del tambor separador de asfalto (D-2506) y la corriente de tope de la torre separadora de DMO (T-2501) entran a la sección de recuperación de solvente de alta presión, pasando primero para despojar el solvente por la torre de lavado (T-2521), luego la corriente de tope de dicha torre se remite hacia los condensadores (E-2505A-F) los cuales trabajan como tres parejas de intercambiadores en paralelo y además las tres parejas operan en serie. Finalmente, las corrientes efluentes de estos condensadores se combinan y se mezclan con una corriente de solvente proveniente del tambor de solvente de baja presión (D-2504), para juntas entrar por la parte inferior de tambor de solvente de alta presión (D-2505). La corriente total de solvente de fondo del (D-2505) se divide en dos corrientes, una corriente se transfiere hacia los sedimentadores primarios (D-2501A/B) y la otra corriente a su vez se divide en dos corrientes, una parte se envía como solvente de predilución a las torres (T-2520A/B) y la otra continúa su trayectoria hacia el calentador de solvente (E-2520A), donde el solvente es calentado desde 338,56 K hasta 405,22 K. Los diagramas de flujo de esta sección se muestran en los Anexos 5 y 6.

## **2.2. Metodología para la aplicación del Análisis *Pinch*.**

### **2.2.1. Etapa preliminar. 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.

### **2.2.2. Etapa 1. Identificación de las corrientes energéticas.**

Se considera como corriente energética a toda corriente del proceso que conserva su masa y composición, pero cambia su contenido energético (temperatura o estado de

agregación) entre la entrada y salida de una operación, fundamentalmente son aquellas que pasan por equipos de transferencia de calor y pueden clasificarse como:

Corrientes calientes: Son aquellas que pueden o deben ser enfriadas y su temperatura de entrada es mayor que la de salida, por tanto, ceden calor.

Corrientes frías: Son aquellas que deben ser calentadas y su temperatura de entrada es menor que la de salida, por tanto, absorben calor.

Utilidades: Son fluidos adicionales que se utilizan como medio de enfriamiento (utilidades frías) o calentamiento (utilidades calientes), cuando no es económico o práctico el uso de intercambio de calor entre las corrientes del proceso.

### **2.2.3. Etapa 2. Extracción de los datos térmicos de las corrientes del proceso.**

En integración energética, el dato más importante de una corriente es su contenido energético (entalpía, calor específico, flujo de calor, entre otros). Además otros datos importantes son el caudal y las temperaturas de entrada y de salida de cada corriente.

Temperatura de entrada ( $T_e$ ): Temperatura a la cual la corriente se encuentra disponible.

Temperatura de salida ( $T_s$ ): Temperatura a la que debe ser conducida la corriente.

Las corrientes calientes deben ser enfriadas, para ello es necesario extraerles una cierta cantidad de calor ( $Q$  absorbido) 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, incorporándoles una cierta cantidad de calor que debe ser garantizada por una fuente que ceda calor ( $Q$  cedido).

El flujo de calor necesario a suministrarle a las corrientes frías y/o a extraerles a las corrientes calientes, puede ser de dos formas: calor sensible asociado a un cambio de temperatura (Ecuación 2.1) o calor latente debido a un cambio de fase (Ecuación 2.2).

Para determinar dichos calores se puede hacer uso de las siguientes expresiones:

$$Q = mcp(T_e - T_s) \quad (2.1)$$

Donde:

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

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

$T_e$ : Temperatura de entrada, K.

$T_s$ : Temperatura de salida, K.

Q: Flujo de calor sensible, kW.

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

Donde:

$\lambda$ : Calor de vaporización o condensación, kJ/kg.

Q: Flujo de calor latente, kW.

Además estos calores pueden determinarse haciendo uso de la Primera Ley de la Termodinámica (Ecuación 2.3).

$$\Delta H = Q - W \quad (2.3)$$

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 2.3 se reduce a la ecuación 2.4:

$$Q = m \Delta H \quad (2.4)$$

El cambio entálpico asociado a las corrientes del proceso, se determina haciendo uso de la Primera Ley de la Termodinámica (Ecuación 2.5)

$$\Delta H = cp(T_s - T_e) \quad (2.5)$$

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

$$Q_{neto} = \sum_{i=1}^{corr} Q_i \quad (2.6)$$

Donde:

$Q_i$ : Flujo de calor de cada corriente, kW.

$Q_{neto}$ : Calor neto del sistema, kW.

i: Número de corrientes.

Si  $Q_{neto} < 0$  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.

#### **2.2.4. Etapa3. Selección del valor inicial de la diferencia de temperatura mínima.**

El  $\Delta T$  mínimo o temperatura de aproximación mínima 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 términos matemáticos, en cualquier punto del intercambiador se obtiene como:

$$\Delta T_{\text{mínimo}} = TC - TF \quad (2.7)$$

Donde:

TC: Temperatura de la corriente caliente, K.

T F: Temperatura de la corriente fría, K.

En un intercambiador de calor con flujos en paralelo la diferencia de temperaturas entre las salidas de los fluidos caliente y frío debe ser igual o superior a la diferencia de temperatura mínima seleccionada y en un intercambiador de flujos a contracorriente tanto la diferencia de temperaturas entre la entrada del fluido caliente y la salida del fluido frío, como entre la salida del fluido caliente y la entrada del fluido frío, deben ser iguales o superiores a la diferencia de temperatura mínima seleccionada ( $\Delta T$  mínimo).

Mientras menor es la diferencia de temperatura seleccionada, mayor será el área de transferencia de calor necesaria en los intercambiadores (aumentando los costos de adquisición, instalación y mantenimiento) pero menores serán los requerimientos de utilidades (disminuyendo los costos de operación); por tanto, la selección de la diferencia de temperatura mínima más adecuada constituye un problema de optimización.

La diferencia mínima de temperatura inicial se fija, por lo común, en 10 K. Esto no significa que valores inferiores o superiores permitan redes de intercambiadores eficientes, de ahí la necesidad de optimizar este parámetro.

Para el proceso analizado la diferencia mínima de temperatura inicial seleccionada será 10 K por ser recomendada para el sector petroquímico según la bibliografía consultada.

### 2.2.5. Etapa 4. Construcción del diagrama de intervalos de temperaturas.

El diagrama de intervalos de temperaturas es un gráfico–tabla donde se plotea la data de corrientes definida en la etapa 2. Cada corriente se representa con una flecha vertical que parte desde la temperatura de entrada hasta la temperatura de salida. Las saetas de las corrientes calientes se dibujan de arriba hacia abajo y las de las frías se dibujan de abajo hacia arriba. El diagrama se separa con una franja central, colocándose las corrientes calientes a la izquierda y las frías a la derecha. Cada línea de temperatura tiene una diferencia entre el lado caliente y el frío igual a la diferencia de temperatura seleccionada. Por otra parte, los intervalos de temperatura se identifican con una letra consecutiva que se escribe en la franja central que separa el lado caliente del frío. Finalmente, se completa con el balance energético para cada intervalo de temperaturas, el cual se determina a partir de la diferencia de calor entre las corrientes calientes y frías en el intervalo como muestra la ecuación 2.8.

$$Q_{\text{intervalo}} = \left[ (TC_{\text{máx}} - TC_{\text{mín}}) \sum_{i=1}^{\text{CorrCal}} m_i \cdot Cp_i \right] - \left[ (TF_{\text{máx}} - TF_{\text{mín}}) \sum_{i=1}^{\text{CorrFría}} m_i \cdot Cp_i \right] \quad (2.8)$$

Donde:

$TC_{\text{máx}}$ : Temperatura máxima del intervalo para el lado caliente, K.

$TC_{\text{mín}}$ : Temperatura mínima del intervalo para el lado caliente, K.

$TF_{\text{máx}}$ : Temperatura máxima del intervalo para el lado frío, K.

$TF_{\text{mín}}$ : Temperatura mínima del intervalo para el lado frío, K.

Una vez que se determine el calor de cada intervalo por separado, se procede al cálculo del calor neto del sistema (Ecuación 2.9), 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 esta confeccionado correctamente.

$$Q_{\text{neto}} = \sum_{i=1}^{\text{Intervalos}} Q_i \quad (2.9)$$

Donde:

$Q_i$ : Calor de cada intervalo, kW.

$i$ : Cantidad de intervalos.

### 2.2.6. Etapa 5. Construcción del diagrama de cascada.

A partir del diagrama de cascada es posible determinar la cantidad óptima de energía que se debe suministrar y/o extraer del proceso mediante utilidades. Además permite conocer la temperatura a la que se produce el *pinch* o pliegue energético.

Existen dos formas de construir el diagrama, en cualesquiera de ellas se colocan todos los intervalos de temperatura en rectángulos individuales, dentro de cada rectángulo se escribe la letra que identifica al intervalo y el valor energético del mismo (Q intervalo).

Una forma de diseñar el diagrama de cascada es colocar a la izquierda de los intervalos una fuente de energía (utilidades calientes) y a la derecha un sumidero de energía (utilidades frías) y en cada rectángulo se balancea la energía que entra con la que existe para determinar la energía de salida del intervalo, la cual debe ser mayor o igual que cero. En casos en que se requiera energía adicional para completar el balance de la etapa, se extrae de la utilidad caliente y al final toda la energía remanente del proceso se pasa a la utilidad fría.

La otra forma de diseñar el diagrama es pasar toda la utilidad caliente al intervalo inicial y luego proceder de manera similar a la anterior.

Por otra parte el *pinch* energético es posible determinarlo en estos diagramas, como el punto donde el flujo de calor transferido entre dos intervalos de temperatura es cero, en los casos que exista más de un flujo de calor igual a cero, se toma el último como punto *pinch*.

Finalmente, se determina el calor neto del sistema a partir de estos diagramas (Ecuación 2.10), cuyo valor tiene que coincidir con los calculados en las etapas dos y cuatro.

$$Q_{neto} = \sum Q_{utilidades\_frías} - \sum Q_{utilidades\_calientes} \quad (2.10)$$

Donde:

$Q_{neto}$ : Calor neto del sistema, kW.

$Q_{utilidades\ frías}$ : Calor necesario a extraerle al sistema mediante utilidades frías, kW.

$Q_{utilidades\ caliente}$ : Calor necesario a suministrarle al sistema mediante utilidades calientes, kW.

### 2.2.7. Etapa 6. Construcción de las curvas compuestas.

Para construir las curvas compuestas se separan las corrientes frías de las calientes y se calculan los valores energéticos de cada intervalo de temperatura, generalmente se resumen en una tabla que contiene la letra que identifica al intervalo (en orden decreciente y comenzando por un intervalo adicional al último), la temperatura superior de cada intervalo, el calor o entalpía de las corrientes (separando las calientes de las frías) en cada intervalo y la entalpía acumulada de las corrientes hasta el intervalo. Como el intervalo adicional al último no tiene corrientes ni temperatura inferior, la primera entalpía es siempre cero. Además se determina el calor o entalpía acumulada como la suma de todas las entalpías desde el primer intervalo (el adicional) hasta el intervalo actual.

El calor o entalpía de cada intervalo se calcula, para las corrientes calientes (Ecuación 2.11) y para las corrientes frías (Ecuación 2.12).

$$HC_{\text{intervalo}} = (TC_{\text{máx}} - TC_{\text{mín}}) \cdot \sum_{i=1}^{\text{CorrCal}} m_i \cdot cp_i \quad (2.11)$$

$$HF_{\text{intervalo}} = (TF_{\text{máx}} - TF_{\text{mín}}) \cdot \sum_{i=1}^{\text{CorrFrías}} m_i \cdot cp_i \quad (2.12)$$

Donde:

$HC_{\text{intervalo}}$ : Entalpía del intervalo para la corriente caliente, kW.

$HF_{\text{intervalo}}$ : Entalpía del intervalo para la corriente fría, kW.

Además se calcula el calor neto del sistema como la diferencia de las entalpías totales entre las corrientes calientes y las frías. (Ecuación 2.13).

$$Q_{\text{neto}} = \sum_{i=1}^{\text{CorrCal}} (HC_i) - \sum_{i=1}^{\text{CorrFrías}} (HF_i) \quad (2.13)$$

Luego a partir de estas tablas se construyen las curvas compuestas, para ello se grafican los puntos de temperatura superior de cada intervalo en función de la entalpía acumulada hasta el intervalo, obteniéndose dos líneas, una para las corrientes calientes y otra para las frías, una vez representadas ambas líneas, se deben ajustar para la diferencia de temperatura mínima seleccionada ( $\Delta T$  mínimo), moviendo la línea fría hacia la derecha hasta que ambas líneas queden separadas, en el punto donde más se

aproximan por el eje vertical, con una diferencia de temperatura mínima, este será el punto de *pinch*, es decir, el pliegue donde más se acercan las partes fría y caliente del sistema.

Una vez ajustadas las curvas compuestas a la diferencia de temperatura seleccionada, la diferencia de entalpía entre ambas líneas, en el extremo izquierdo del gráfico, es igual al calor que se debe extraer mediante utilidades frías y la diferencia de entalpía, en el lado derecho, es el calor que se debe suministrar mediante utilidades calientes.

### 2.2.8. Etapa 7. Determinación del número óptimo de intercambiadores de calor.

En esta etapa existe un principio que nunca debe ser violado: una corriente nunca debe transferir calor a través de la temperatura de *pinch*. Por ello, el proceso se divide en dos: por encima y por debajo del *pinch*, para calcular la cantidad de intercambiadores y diseñar la red de intercambio.

La cantidad de intercambiadores encima del *pinch* se determina mediante la ecuación 2.14 y la cantidad necesaria por debajo de este a través de la expresión 2.15.

$$NIC_{sobre\_Pinch} = NCC_{sobre\_Pinch} + NCF_{sobre\_Pinch} + N_{Utilidades\_Calientes} - 1 \quad (2.14)$$

$$NIC_{bajo\_Pinch} = NCC_{bajo\_Pinch} + NCF_{bajo\_Pinch} + N_{Utilidades\_frías} - 1 \quad (2.15)$$

Donde:

$NIC_{sobre\ pinch}$ : Número de intercambiadores sobre el *pinch*.

$NIC_{bajo\ pinch}$ : Número de intercambiadores bajo el *pinch*.

$NCC_{sobre\ pinch}$ : Número de corrientes calientes sobre el *pinch*.

$NCC_{bajo\ pinch}$ : Número de corrientes calientes bajo el *pinch*.

$NCF_{sobre\ pinch}$ : Número de corrientes frías sobre el *pinch*.

$NCF_{bajo\ pinch}$ : Número de corrientes frías bajo el *pinch*.

El número total de intercambiadores que conformará la red a instalar, es la suma de los intercambiadores sobre y bajo el *pinch*, para lo cual se emplea la ecuación 2.16.

$$NIC_{instalar} = NIC_{sobre\_Pinch} + NIC_{bajo\_Pinch} \quad (2.16)$$

### 2.2.9. Etapa 8. 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 (incluidas las utilidades calientes) y las frías debajo (incluidas las utilidades frías), 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 círculos numerados 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.

### 2.2.10. Etapa 9. Diseño preliminar de la red de intercambiadores propuesta.

A partir de la propuesta de intercambio de energía de la etapa anterior quedan definidas las corrientes y la cantidad de calor que intercambian estas entre sí, sólo falta ubicar el orden de los intercambiadores de calor en el diagrama de flujo. Para ello se colocan todas las corrientes como líneas horizontales, con flechas que van de derecha a izquierda para las corrientes frías y de izquierda a derecha para las calientes y sobre cada línea se representan las temperaturas de entrada, de salida y de *pinch* de cada corriente.

Luego de estar representadas todas las corrientes se van colocando los intercambiadores de calor entre estas, según la propuesta de la etapa ocho. Sobre cada intercambiador se indica el calor que debe intercambiar y se calculan las temperaturas de entrada y de salida de cada corriente en cada uno de ellos mediante las siguientes expresiones:

$$T_{salida}_{corr\_caliente} = T_{entrada}_{corr\_caliente} - \frac{Q}{mcp} \quad (2.17)$$

$$T_{entrada}_{corr\_caliente} = T_{salida}_{corr\_caliente} + \frac{Q}{mcp} \quad (2.18)$$

$$T_{salida}_{corr\_fría} = T_{entrada}_{corr\_fría} + \frac{Q}{mcp} \quad (2.19)$$

$$T_{entrada}_{corr\_fría} = T_{salida}_{corr\_fría} - \frac{Q}{mcp} \quad (2.20)$$

Una vez que se confeccione la posible red de intercambio de calor es necesario analizar en cada uno de los intercambiadores propuestos, que la diferencia de temperatura existente entre el fluido frío y caliente sea mayor o igual que la diferencia mínima de temperatura seleccionada (10 K) y que no existan cruces de temperaturas.

Para esta verificación se emplean las siguientes expresiones:

$$\Delta T_{frío} = T_{salida_{corr\_caliente}} - T_{entrada_{corr\_fría}} \quad (2.21)$$

$$\Delta T_{caliente} = T_{entrada_{corr\_caliente}} - T_{salida_{corr\_fría}} \quad (2.22)$$

En casos en que esta diferencia no se cumpla se debe realizar otra distribución, cambiando el orden de los equipos en esta etapa e incluso en algunas ocasiones es necesario cambiar la distribución preliminar propuesta en la etapa anterior.

### **2.2.11. Etapa 10. 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 de diseño (Ecuación 2.23).

$$A = \frac{Q}{U_d \cdot LMTD \cdot F_T} \quad (2.23)$$

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 puede ser estimado según Kern, (1999).

F<sub>T</sub>=f (P, R)

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad (2.24)$$

$$R = \frac{T1 - T2}{t2 - t1} \quad (2.25)$$

Donde:

T1: Temperatura de entrada del fluido caliente, K.

T2: Temperatura de salida del fluido caliente, K.

t1: Temperatura de entrada del fluido frío, K.

t2: Temperatura de salida del fluido frío, K.

P: Eficiencia del intercambiador para el lado frío.

R: Razón de transferencia de calor.

Finalmente el factor de corrección de temperatura puede ser estimado a partir de gráficos en Incropera (1999) o utilizando la ecuación 2.26.

$$FT = \frac{\sqrt{R^2 + 1} \ln(1 - P) / (1 - RP)}{(R - 1) \ln \frac{2 - P(R + 1 - \sqrt{R^2 + 1})}{2 - P(R + 1 + \sqrt{R^2 + 1})}} \quad (2.26)$$

La diferencia logarítmica de temperatura puede ser determinada por la ecuación 2.27 para intercambiadores de calor que operan a contracorriente:

$$LMTD = \frac{(\Delta T_{mayor} - \Delta T_{menor})}{\ln \frac{\Delta T_{mayor}}{\Delta T_{menor}}} \quad (2.27)$$

Donde:

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

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

$$\Delta T_{mayor} = T_{salida_{corr\_caliente}} - T_{entrada_{corr\_fría}} \quad (2.28)$$

$$\Delta T_{menor} = T_{entrada_{corr\_caliente}} - T_{salida_{corr\_fría}} \quad (2.29)$$

## 2. 2.12: Etapa 11: Análisis económico.

El análisis económico incluye el costo por consumo de utilidades y el costo por amortización de la inversión de los intercambiadores, pues el resto de los costos productivos no serán modificados, manteniéndose además el mismo volumen de

producción, debido a que al realizarse la integración no serán afectadas las principales operaciones del proceso productivo.

El total de energía necesaria a suministrarle a la red de intercambio de calor propuesta mediante utilidades frías o calientes puede ser determinada a partir del diagrama de cascada, mientras que una vez que se realiza la distribución energética y se conforma la red de intercambio de calor, es posible estimar la cantidad de energía que será entregada a cada intercambiador en particular que requiera de servicios auxiliares, y de esta manera es posible conocer la cantidad o flujo de utilidad que se maneja en cada unidad de intercambio, mediante un balance de energía en dependencia del tipo de utilidad.

Para el calentamiento con vapor saturado se utiliza la ecuación 2.30.

$$m_{vs} = \frac{Q}{\lambda_{cond}} \quad (2.30)$$

Donde:

$m_{vs}$ : Flujo de vapor saturado para el intercambiador, kg/s.

Q: Calor cedido por el vapor saturado en el intercambiador, considerando que no existan pérdidas al medio, kW.

$\lambda_{cond}$ : Calor latente de condensación, kJ/kg. (Tabla 2, Keenan, *et al*, 1969).

Para el enfriamiento con agua se emplea la ecuación 2.31.

$$m_{agua} = \frac{Q}{H_f - H_o} \quad (2.31)$$

Donde:

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

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

$H_o$ : Entalpía del agua a la temperatura de entrada como líquido subenfriado, kJ/kg. (Tabla 1, Keenan, *et al*, 1969).

$H_f$ : Entalpía del agua a las condiciones de salida, kJ/kg.

Para el calentamiento con vapor sobrecalentado se utiliza la ecuación 2.32.

$$m_{V_{Sob}} = \frac{Q}{H_f - H_o} \quad (2.32)$$

$m_{V_{Sob}}$ : Flujo de vapor sobrecalentado para el intercambiador, kg/s.

Q: Calor cedido por el vapor sobrecalentado en el intercambiador, considerando que no existan pérdidas al medio, kW.

$H_o$ : Entalpía del vapor sobrecalentado a la presión de trabajo y temperatura de entrada, kJ/kg. (Tabla 3, Keenan, *et al*, 1969).

$H_f$ : Entalpía a las condiciones de salida, kW.

Una vez que se determinan las cantidades o flujos de utilidades, puede ser estimado el costo total de energía por calentamiento y enfriamiento si se conocen los costos unitarios de cada tipo de utilidad, haciendo uso de la ecuación 2.33.

$$C_{total-energía} = \sum_{U=1}^U m_u \cdot p_{up} \quad (2.33)$$

Donde:

$C_{total-energía}$ : Costo total de energía, \$/año.

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

$p_{up}$ : Precio unitario de la utilidad, \$/kg.

U: Número total de utilidades.

Los costos unitarios de las utilidades pueden ser estimados según Peter, (1968).

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

- ❖ Número de intercambiadores que conforman la red.
- ❖ Área global de la red de intercambio.
- ❖ Distribución de áreas entre los intercambiadores.
- ❖ 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 2004.

El costo de inversión de la red se determina mediante (Ecuación 2.34).

$$C_{red} = \sum_1^{N_{min}} C_{Ai} \quad (2.34)$$

Donde:

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

$C_{Ai}$ : Costo de cada intercambiador  $i$ , \$.

Luego el costo de la red es necesario actualizarlo para el año en que se realiza la integración energética, mediante la siguiente relación (Ecuación 2.35):

$$Costo_{2012} = Costo_{2004} \cdot \frac{IC_{2012}}{IC_{2004}} \quad (2.35)$$

Donde:

$IC_{2004}$ : Índice de costo para el año 2004.

$IC_{2012}$ : Índice de costo para el año 2012.

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 2.36).

$$CA_{red} = \frac{I}{t} \quad (2.36)$$

$I$ : Inversión de la red de intercambio de calor para el año 2012, \$.

$t$ : Tiempo de amortización, año.

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

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. (CAR/PL, 2007; Turton, 2009). El mismo se determina haciendo uso de la ecuación 2.37.

$$FCD = CPA_{sa} - CPI_{sa} \quad (2.37)$$

Donde:

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

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

FCD: Flujo de caja diferencial acumulado, \$/año.

El plazo de recuperación de la inversión se define como el tiempo necesario para que el incremento de ganancia compense la inversión realizada. (CAR/PL, 2007; Turton, 2009). El cual se determina mediante la ecuación 2.38.

$$PRI = \frac{I}{FCD} \quad (2.38)$$

Donde:

I: Inversión de la red de intercambio de calor, \$.

FCD: Flujo de caja diferencial, \$/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. (CAR/PL, 2007; Turton, 2009). El cual se determina mediante la ecuación 2.39.

$$Retorno = \frac{FCD}{I} \quad (2.39)$$

### **2.3. Materiales complementarios.**

Para el desarrollo de esta metodología se utilizaron los diferentes programas:

➤ Softwares complementarios de Microsoft Windows:

Microsoft Word 2003

Microsoft Excel 2003

➤ Software Hint de integración energética

➤ Software Económico CAPCOST

## Capítulo 3: Análisis de los resultados.

### 3.1. Análisis de la desintegración energética realizada en el proceso.

Para llevar a cabo la desintegración energética se analizaron todas las unidades de intercambio de calor presentes en el proceso, para identificar cuáles son las corrientes que intervienen directamente en el mismo, y cuáles son los servicios auxiliares (utilidades), eliminando de esta manera todos los intercambiadores de calor del diagrama de flujo y en sus lugares indicar solo el calentamiento y enfriamiento de las propias corrientes del proceso, para garantizar el máximo aprovechamiento de calor entre estas, sin necesidad de utilizar fuentes externas.

La tabla 3.1 muestra las unidades de intercambio de calor presentes en el proceso y sus correspondientes corrientes energéticas.

Tabla 3.1. Identificación de las corrientes energéticas presentes en el proceso.

<b>Intercambiadores</b>	<b>Corriente del proceso</b>	<b>Utilidad</b>	<b>Tipo de corriente</b>	<b>Tipo de utilidad</b>
E-2501A/D	Carga+Solvente	Agua	caliente	fría
E-2515B/D	DMO+Solvente	Vapor	fría	caliente
E-2521A/B	Carga+Solvente	Agua	caliente	fría
E-2503A/D	DMO+Solvente	Vapor	fría	caliente
E-2504A/B	Asfalto+Solvente	Vapor	fría	caliente
E-2522A/D	DMO+Solvente	Vapor	fría	caliente
E-2506	Solvente	Agua	caliente	fría
E-2507A/B	Solvente	Agua	caliente	fría
E-2505A/F	Solvente	Agua	caliente	fría
E-2520A	Solvente	Vapor	fría	caliente

Fuente: Elaboración propia.

❖ Resultados de la desintegración energética en la sección de extracción.

Los E-2501A/D son cuatro intercambiadores que trabajan dos en paralelo por cada sedimentador primario de la sección de extracción (E-2501A/C y E-2501B/D), por tanto se considera cada pareja como una sola corriente energética, para un total de dos corrientes energéticas.

Los E-2515B/D son dos intercambiadores que trabajan uno por cada sedimentador secundario de la sección de extracción, por tanto serán dos corrientes energéticas.

Los E-2521A/B son dos intercambiadores que trabajan uno por cada torre desasfaltadota de la sección de extracción, por tanto serán dos corrientes energéticas.

En la sección de extracción se identifican seis corrientes energéticas una vez realizada la desintegración energética como se muestra en el Anexo 7.

❖ Resultados de la desintegración energética en la sección de recuperación de DMO.

Los E-2503A/D son cuatro intercambiadores que trabajan como dos parejas en paralelo una para cada tren en la sección de recuperación de DMO, se considera cada pareja como una sola corriente energética, para un total de dos corrientes energéticas.

Los E-2504A/B son dos rehervidores que operan en paralelo y están incrustados en el fondo de la (T-2501) de la sección de recuperación de DMO, se consideran como solo una corriente energética.

Los E-2522A/D son cuatro intercambiadores que operan los cuatro en paralelo en la sección de recuperación de DMO, se consideran como solo una corriente energética.

En la sección de recuperación de DMO se identifican cuatro corrientes energéticas una vez realizada la desintegración como muestra el Anexo 8.

❖ Resultados de la desintegración energética en la sección de recuperación de solvente.

El E-2506 es un intercambiador que se encuentra en la sección de recuperación de solvente de baja presión, representa solo una corriente energética.

Los E-2507A/B son dos intercambiadores que operan en serie en la sección de recuperación de solvente de baja presión, se consideran como solo una corriente energética.

Los E-2505A/F son seis intercambiadores que operan como tres parejas en paralelo y las tres parejas operan en serie en la sección de solvente de alta presión, se consideran como solo una corriente energética.

El E-2520A es un calentador de solvente que se encuentra en la sección de recuperación de solvente de alta presión, representa solo una corriente energética.

En la sección de recuperación de solvente se identifican cuatro corrientes energéticas una vez realizada la desintegración, dos en la sección de solvente de baja presión (Anexo 9) y dos en la sección de alta presión (Anexo 10).

Luego de haber analizado todas las unidades de intercambio de calor presentes en el proceso y realizar la desintegración energética del proceso en cuestión, se identifican catorce corrientes energéticas en la Unidad de Desmineralización de Aceite, siete corrientes frías y siete calientes. (Anexo 11).

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

La tabla 3.2 ofrece los principales datos térmicos de las corrientes energéticas identificadas en el proceso analizado.

Tabla: 3.2. Datos térmicos de las corrientes energéticas identificadas en el proceso.

Corriente	tipo	m (kg/s)	Te (K)	Ts (K)	Cp (kJ/kgK)	Q (kW)
1	caliente	291,41	371,3	349,7	3,54	22344,27
2	caliente	291,41	371,3	349,7	3,54	22344,27
3	fría	253,92	363,6	380,2	2,77	-11717,95
4	fría	253,92	363,6	380,2	2,77	-11717,95
5	caliente	29,57	429,1	358	3,68	7738,02
6	caliente	29,57	429,1	358	3,68	7738,02
7	fría	253,40	355,2	389,7	1,93	-16848,19
8	fría	253,40	355,2	389,7	1,93	-16848,19
9	fría	506,80	389,7	399,7	2,52	-12771,36
10	fría	123,90	374,7	421,9	2,93	-17142,13
11	caliente	7,18	425,8	321,9	2,51	1872,29
12	caliente	5,47	374,7	320,8	2,51	739,89
13	caliente	469,94	411,9	360,8	2,51	60286,77
14	fría	64,36	338,6	405,2	1,93	-8280,16
<b>Q neto</b>						<b>27737,60</b>

Fuente: Elaboración propia.

Al realizarse el balance de calor en el sistema se aprecia un intercambio de calor neto de 27 737,60 kW. Como el calor neto representa un valor positivo, el sistema presenta

un exceso de calor que debe ser extraído mediante utilidades frías, esto no indica que no se requiera en algún momento de utilidades calientes.

### 3.3. Análisis del diagrama de intervalos de temperatura.

El diagrama de intervalos de temperatura se muestra en la figura 3.1, donde se representan las catorce corrientes energéticas identificadas en la etapa de desintegración energética. Las corrientes calientes están representadas con flechas rojas que van desde su temperatura de entrada hasta la de salida, al igual que las corrientes frías representadas por flechas azules.

T (K)	Corrientes calientes		Corrientes frías	T (K)	Q intervalo (kW)
431,9				421,9	
429,1	5 6	A		419,1	-1009,22
425,8	11	B		415,8	-484,15
415,2		C		405,2	-1345,03
411,9		D		401,9	-837,78
409,7		E		399,7	2060,08
399,7		F		389,7	-3491,71
390,2		G		380,2	-474,01
384,7	12	H		374,7	-8085,66
374,7		I		364,7	-10938,49
373,6		J		363,6	-1198,93
371,3	1 2	K	3 4	361,3	728,31
365,2		L		355,2	14601,56
360,8		M	7 8	350,8	14953,49
358		N		348	6083,63
349,7		O		339,7	16416,09
348,6		P		338,6	-102,63
321,9		Q		311,9	846,81
320,8		R		310,8	15,24
				<b>Qneto</b>	<b>27737,60</b>

Figura 3.1. Diagrama de intervalos de temperatura para  $\Delta T$  mínimo seleccionado 10K.

Fuente: Elaboración propia.

En este diagrama se determina el calor necesario a suministrarle o extraerle a cada uno de los dieciocho intervalos que conforman el diagrama, los cuales se simbolizan desde la letra A hasta la letra R. Si se analizan estos valores se pueden identificar, diez intervalos con déficit de calor, mientras que los ocho restantes poseen un exceso de calor tan significativo, que hacen que el sistema de forma general presente un exceso de calor como muestra la etapa anterior.

Por tanto, como el resultado del calor neto del sistema, definido como la suma del calor de todos estos intervalos independientes, corresponde con el calor neto del sistema previamente calculado en la etapa anterior, se demuestra que el diagrama de intervalos de temperaturas ha sido construido correctamente.

#### **3.4. Análisis del diagrama de cascada.**

El diagrama de cascada (Anexo 12) muestra los requerimientos mínimos de utilidades necesarios en el proceso, los cuales se presentan a continuación:

Cantidad mínima de calentamiento: 25 804,91 kW.

Cantidad mínima de enfriamiento: 53 542,50 kW.

Si se analizan estos resultados se observa que los requerimientos de servicios auxiliares de enfriamiento en el proceso, duplica las necesidades de calentamiento, demostrándose que como indican los análisis de los datos térmicos, el sistema presenta un exceso de energía que debe ser extraído por medio de utilidades frías y a pesar de esto requiere en algunas ocasiones de servicios de calentamiento.

Además en este diagrama se puede apreciar que existe un intervalo en el que la energía de salida es cero (intervalo J), por tanto como el *pinch* o pliegue energético será el punto donde el flujo de calor transferido entre dos intervalos es cero, el mismo se encuentra entre los intervalos J y K, representado en el diagrama por líneas discontinuas.

Si se analiza en el diagrama de intervalos de temperatura (figura 3.1), las temperaturas que corresponden a este punto intermedio entre los intervalos J y K, se observa que corresponde a 273,6 K para el lado caliente y a 363,6 K para el lado frío, siendo la temperatura de *pinch* la temperatura media del intervalo 368,6 K.

Finalmente, es importante destacar que en este diagrama sólo se suministra calor al sistema sobre el *pinch*, mientras que por debajo sólo se extrae calor del sistema, cumpliéndose con las reglas de oro de este método.

### 3.5. Análisis de las curvas compuestas.

La figura 3.2 muestra las curvas compuestas donde la curva compuesta caliente está representada por la línea roja y la curva compuesta fría por la línea azul.

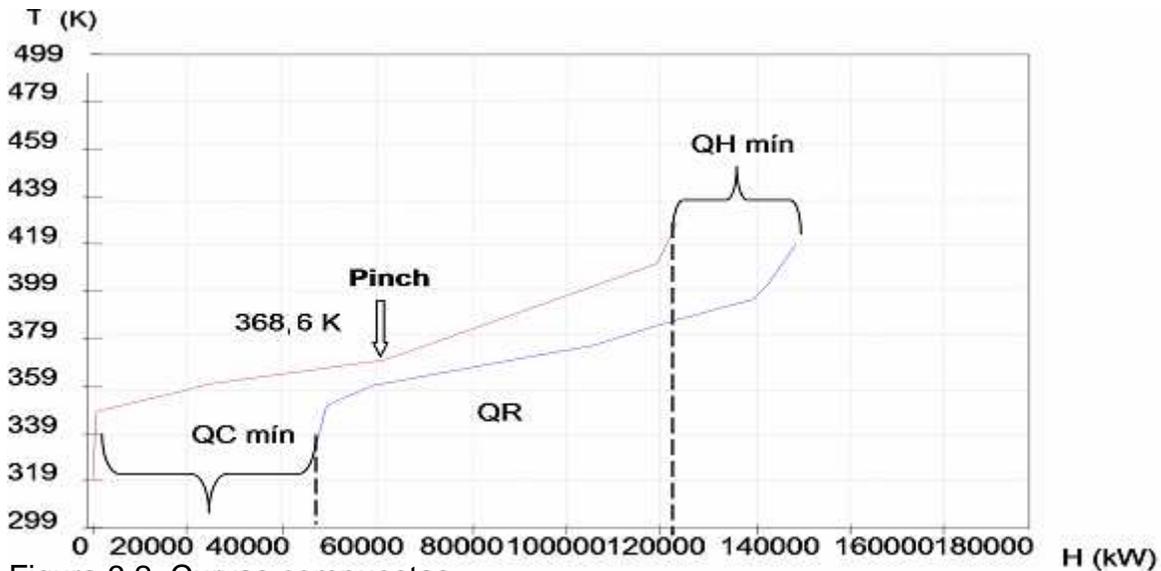


Figura 3.2. Curvas compuestas.

Fuente: Software Hint.

En estas curvas se puede identificar:

- ❖ El máximo intercambio térmico que existe entre ambas curvas; solapamiento vertical de las curvas ( $Q_R$ : 69 521,03 kW), el cual representa el calor que puede ser intercambiado por las propias corrientes del proceso sin necesidad de fuentes externas (utilidades).
- ❖ El mínimo requerimiento de enfriamiento que debe ser suministrado al sistema por utilidades frías ( $Q_C\ mín$ : 53 542,50 kW), que no es más que el exceso al solapamiento vertical de la línea caliente a la derecha.
- ❖ El mínimo requerimiento de calentamiento que debe ser suministrado al sistema por utilidades calientes ( $Q_H\ mín$ : 25 804,91 kW), que no es más que el exceso al solapamiento vertical de la línea fría a la derecha.

### 3.6. Análisis del número mínimo de intercambiadores que se deben instalar.

Una vez que se determina el punto *pinch* es posible determinar la cantidad de corrientes frías o calientes que se encuentran por encima o por debajo de este, auxiliándose del diagrama de intervalos de temperatura y para predecir la cantidad de utilidades se utiliza el diagrama de cascada.

La tabla 3.3 presenta la cantidad de intercambiadores requeridos sobre y bajo el *pinch*.

Tabla: 3.3. Determinación del número mínimo de intercambiadores.

Zona	Corrientes calientes	Corrientes frías	Utilidades calientes	Utilidades frías	IC
SP	5	7	1	---	12
BP	7	3	---	1	10

Fuente: Elaboración propia.

Como muestra la tabla 3.3, en la zona sobre el *pinch* existen siete corrientes frías y cinco calientes y una fuente de utilidad caliente según el diagrama de cascada, para un total de doce intercambiadores sobre el *pinch*, mientras que en la zona por debajo existen siete corrientes calientes, tres corrientes frías y una fuente de utilidad fría, para un total de diez intercambiadores bajo el *pinch*, por tanto, la red de intercambiadores propuesta estará integrada como mínimo por veintidós intercambiadores de calor.

### 3.7. Análisis de la distribución de energía sobre y bajo el *pinch*.

En las figuras 3.3 y 3.4 se muestran las distribuciones de energías sobre y bajo el *pinch*, respectivamente.

En la figura 3.3 (distribución sobre el *pinch*) la energía de las corrientes calientes no es suficiente para satisfacer la demanda total de energía necesaria por las corrientes frías, por tanto, este déficit de energía es aportado por una fuente auxiliar caliente definida como UC (utilidades calientes).

Además en la figura 3.3 se observa que de los doce intercambiadores que conforman la red de intercambio sobre el *pinch*, tres de estos necesitarán de utilidades calientes (IC 3, IC5 e IC 7) y el resto estarán conformados por las propias corrientes que intervienen en el proceso productivo.

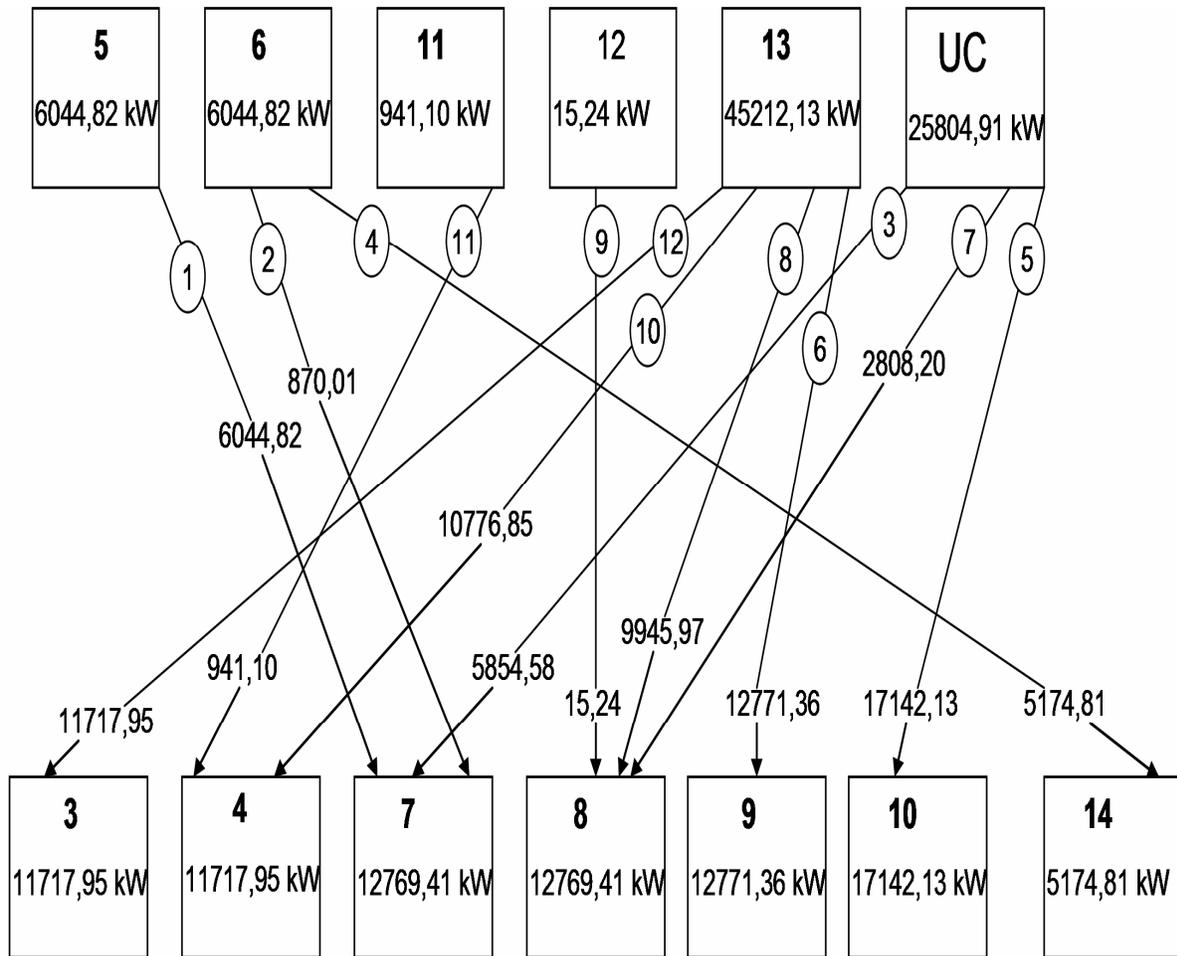


Figura 3.3. Distribución de energía sobre el *pinch*.

Fuente: Elaboración propia.

En el caso de la figura 3.4 (distribución bajo el *pinch*) sucede todo lo contrario, la energía total de las corrientes calientes es capaz de cubrir la solicitud total de calor de las corrientes frías, quedando un exceso de calor que es necesario extraerlo con una fuente fría, definida como UF (utilidades frías).

Por otra parte, en la figura 3.4 se observa que sólo tres de los diez intercambiadores que conforman la red bajo el *pinch*, serán intercambiadores emparejados por corrientes propias del proceso (IC 13, IC 15 e IC 22) y los siete restantes necesitarán de servicios auxiliares de enfriamiento.

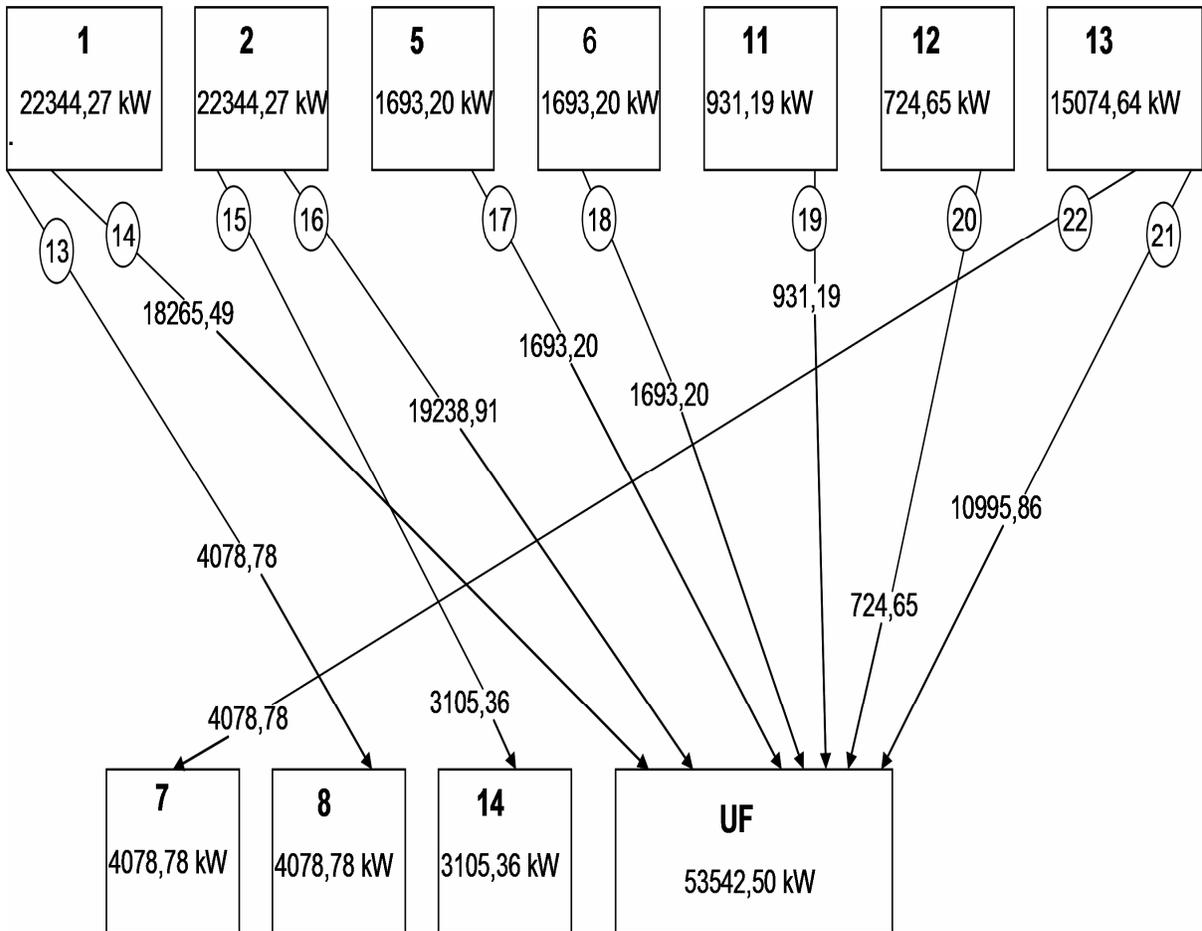


Figura 3.4. Distribución de energía bajo el *pinch*.

Fuente: Elaboración propia.

Finalmente, de los veintidós intercambiadores que conforman la red, diez requieren de servicios auxiliares y doce estarán conformados por las propias corrientes del proceso. Además, es importante destacar que de los diez intercambiadores de la red que requieren de servicios auxiliares, siete de estos utilizan utilidades frías y el resto requieren de utilidades calientes, esto se debe a que el sistema presenta un exceso de energía como se demostró anteriormente.

### 3.8. Análisis del diseño final de la red de intercambio de calor propuesta.

La red de intercambio de calor estará conformada como mínimo por veintidós intercambiadores de calor como se analizó en la etapa anterior, doce sobre el *pinch* y diez por debajo, la misma se muestra en el Anexo 13.

Las utilidades a emplear en la red de intercambio de calor integrada son:

- ❖ Para el calentamiento se utiliza vapor saturado a 0,34 MPa y 1,02 MPa.
- ❖ Para el enfriamiento se emplea agua a 305 K y 0,1 MPa.

La tabla 3.4 presenta los principales parámetros de operación y diseño de los intercambiadores que conforman la red de intercambio de calor integrada.

Tabla 3.4. Parámetros de operación y diseño de los intercambiadores que conforman la red de intercambio de calor integrada.

IC	Te CC (K)	Ts CC (K)	Te CF (K)	Ts CF (K)	$\Delta T_f$ (K)	$\Delta T_c$ (K)	LMTD (K)	$U_D$ (W/m <sup>2</sup> K)	A (m <sup>2</sup> )
1	429,1	373,6	363,6	375,9	10	53,2	25,8	530	464,57
2	429,1	421,1	377,7	375,9	43,4	53,2	48,1	500	36,08
3	410,9	410,9	377,7	389,7	33,2	21,2	26,7	1136	192,79
4	421,1	373,6	363,6	405,2	10	15,9	12,7	520	782,45
5	453,8	453,8	374,7	421,9	79,1	31,9	52	1129	292,10
6	411,9	401,1	389,7	399,7	11,4	12,2	11,8	540	2004,27
7	410,9	410,9	383,9	389,7	26,9	21,2	23,9	1131	115,21
8	401,1	392,6	363,6	383,9	29	17,1	22,6	535	840,74
9	374,7	373,6	363,6	363,6	10	11,1	10,5	500	2,89
10	392,6	383,5	364,9	380,2	18,6	12,4	15,3	540	1345,39
11	425,8	373,6	363,6	364,9	10	60,9	28,2	505	66,16
12	383,5	373,6	363,6	380,2	10	3,3	6	540	3604,17
13	371,3	367,80	355,2	363,6	12,6	7,8	10	540	772,09
14	367,4	349,7	305	357,4	44,7	10	23,2	995	880,55
15	371,3	368,3	338,6	363,6	29,8	7,8	16,4	550	355,46
16	368,3	349,7	305	358,3	44,7	10	23,2	990	856,06
17	373,6	358	305	363,6	53	10	25,8	990	82,92
18	373,6	358	305	363,6	53	10	25,8	989	88,53
19	373,6	321,9	305	363,6	16,9	10	13,2	992	71,41
20	373,6	320,8	305	363,6	15,8	10	12,7	993	57,59
21	370,1	360,8	305	360,1	55,8	10	26,6	990	434,39
22	373,6	370,1	355,2	363,6	14,9	10	12,3	540	621,36

Fuente: Elaboración propia.

En la tabla 3.4 se puede apreciar que tres intercambiadores de la red no cumplen con la diferencia de temperatura seleccionada 10 K, los cuales son: (IC 12, IC13 e IC 15). Al analizar estos resultados es necesario aclarar, que la red propuesta es la mejor combinación obtenida de las veinte distribuciones de energía realizadas y redes conformadas. Además, se intentó obtener en esta investigación la red óptima utilizando programación matemática, pero debido a la complejidad del modelo matemático y el tiempo que requiere para su solución, se decidió tomar esta red como la más aceptada, porque a pesar de que tres de los intercambiadores que la conforman no cumplen por con la diferencia de temperatura seleccionada ( $\Delta T$  mínimo), garantizan que no existan cruces de temperaturas y además aseguran el balance energético de las corrientes del proceso.

Además, en la tabla 3.4 se observa que tres intercambiadores de la red presentan un área de transferencia de calor superior a los 1 000 m<sup>2</sup>, (IC 6, IC10 e IC 12), mientras que el resto no supera los 860 m<sup>2</sup>. Esta área en estos tres casos se debe a que presentan una diferencia logarítmica de temperatura pequeña (LMTD) y transfieren un gran flujo de calor superior a los 10 000 kW, como muestran sus distribuciones energéticas en la figura 3.3.

Para seleccionar el tipo de intercambiador, se decide que todos los intercambiadores que presenten un área de transferencia de calor superior a los 1 000 m<sup>2</sup>, área máxima que pueden presentar los intercambiadores de tubo y coraza según Incropera (1999), serán intercambiadores de placa, además este tipo de intercambiadores pueden ser utilizados para diferencias de temperaturas muy pequeñas como es el caso del intercambiador IC 12. En los casos en que el área de transferencia de calor sea inferior a 10 m<sup>2</sup>, área mínima que pueden presentar los intercambiadores de tubo y coraza, según Incropera (1999), serán intercambiadores de tubo en tubo.

Por tanto, los intercambiadores de calor IC6, IC10 e IC 12 serán intercambiadores de placa, mientras que el intercambiador IC 9 será un intercambiador de tubo en tubo y el resto serán intercambiadores de tubo y coraza.

Por otra parte, como los intercambiadores de calor IC 6 y IC 12 superan los 1 500 m<sup>2</sup>, área máxima que pueden presentar los intercambiadores de placa según Incropera, (1999), será necesario realizar divisiones en los flujos manipulados para garantizar que

el área de transferencia de calor no supere el valor máximo permisible. El intercambiador de calor IC 6 será considerado como dos intercambiadores en paralelo (IC 6a y IC 6b) cada uno con 1 002,135 m<sup>2</sup> y en el caso del IC 12 operará como tres intercambiadores en paralelo (IC 12a, IC 12b y IC 12c) cada uno con 1 201,39 m<sup>2</sup>. Entonces, a la red de intercambio de calor integrada se le adicionarán tres unidades de intercambio una vez realizado el diseño, para un total de veinticinco intercambiadores de calor.

Los parámetros límites de diseño según el tipo de intercambiador reportados por Inclopera (1999) se muestran en el Anexo 14.

En cuanto a los materiales de construcción:

Intercambiadores de placa: Todas las placas serán de acero al carbono.

Intercambiadores de tubo y coraza: Las corazas serán de acero al carbono y los tubos de bronce.

Intercambiador de tubo en tubo: Los tubos interiores serán de bronce y los exteriores de acero al carbono.

La tabla 3.5 permite establecer una comparación entre el área de transferencia de calor total existente en el proceso actual y el resultado de esta una vez integrado.

Los datos de la red de intercambio de calor del proceso actual se muestran en el Anexo 15.

Tabla 3.5: Área de transferencia de calor total del proceso actual y una vez integrado:

<b>Proceso</b>	<b>Área Total (m<sup>2</sup>)</b>	<b>% Incrementado</b>
Actual	9 639,55	44,89
Integrado	13 967,17	

Fuente: Elaboración propia.

Como se muestra en la tabla 3.5 la red de intercambio de calor obtenida a partir de la integración energética del proceso, incrementa el área total de transferencia de calor en un 44,89%, es decir, supera al área total existente en el proceso actual en 4 327,62 m<sup>2</sup>.

Finalmente, el diagrama de flujo integrado de la planta aparece en el Anexo 16.

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

Para todos los cálculos económicos se considera que la refinería trabaja veinticuatro horas y trescientos días al año.

La tabla 3.6 presenta los consumos de utilidades (agua de enfriamiento y vapor) para el proceso actual y una vez integrado.

Tabla 3.6: Consumo de utilidades del proceso actual y una vez integrado.

	<b>Agua de enfriamiento (kg/h)</b>	<b>Vapor de baja (kg/h)</b>	<b>Vapor de media (kg/h)</b>	<b>Total de vapor (kg/h)</b>	<b>Total de utilidades (kg/h)</b>
Proceso actual	31 144 659	149 083	412 173	561 255	31 705 914
Proceso integrado	684 422	15 498	30 976	46 475	730 897
Reducción	30 460 237	133 584	381 196	514 781	30 975 018
% de reducción	97,80	89,60	92,48	91,72	97,69

Fuente: Elaboración propia.

Como muestra la tabla 3.6, mediante la propuesta de integración energética se reduce el consumo total de utilidades en un 97,69% respecto al proceso actual, la mayor influencia en esta reducción la ejerce la disminución del agua de enfriamiento en más de treinta millones de kg/h, lo que representa un 97,80%, mientras que el consumo total de vapor se reduce en un 91,72%, lo que equivale a 514 781 kg/h de vapor ahorrado.

Además, la reducción del consumo de vapor más importante corresponde al vapor de media (92,48%), situación favorable esta para la reducción del costo de utilidades, porque el vapor a mayor valor calórico presenta mayor costo unitario.

La tabla 3.7 muestra el costo por consumo de utilidades para el proceso actual y una vez integrado.

Tabla 3.7: Costo por consumo de utilidades.

	<b>Agua de enfriamiento</b>	<b>Vapor de baja</b>	<b>Vapor de media</b>	<b>Total de vapor</b>
Proceso actual (\$/año)	6 761 052	966 056	7 222 752	8 188 808
Proceso integrado (\$/año)	185 848	100 430	490 665	591 095
Ahorro (\$/año)	6 575 203	865 626	6 732 086	7 597 713
Ahorro total de utilidades (\$/año)	14 172 917			

Elaboración propia.

Como indica la tabla 3.7, mediante la integración energética, el ahorro por consumo de agua de enfriamiento asciende a más de seis millones de pesos anualmente, mientras que el ahorro por consumo de vapor representa más de siete millones de pesos ahorrados al año, para un total de más de catorce millones de pesos ahorrados por concepto de reducción del consumo total de utilidades.

Para la obtención de la red de intercambio de calor se analizan dos posibilidades, la primera alternativa (Anexo 17) consiste en comprar los veinticinco intercambiadores de calor que conforman la red de intercambio y la segunda alternativa (Anexo 18) analiza la posibilidad de reutilizar intercambiadores ya existentes en el proceso actual, en todos los casos en que el área actual sea mayor o igual que el área requerida una vez realizada la integración, con vista a reducir el costo de inversión de la red de intercambio.

Una vez analizados los resultados económicos que ofrecen ambas alternativas, se decide seleccionar la segunda alternativa porque representa una menor inversión y por tanto, resude los costos de amortización de la red, permitiendo ahorros de 1 027 033 pesos por concepto de compra de estos intercambiadores.

Además, se les daría utilidad a trece intercambiadores que ya están instalados, los cuales ya están amortizados y se encuentran todavía en su tiempo de vida útil.

Tabla 3.8: Indicadores económicos de la alternativa seleccionada para la obtención de la red de intercambio de calor integrada.

<b>Indicadores económicos</b>	
Costo total de utilidades proceso actual (\$/año)	14 255 923
Costo total de utilidades del proceso integrado (\$/año)	776 943
Inversión de la red (\$)	5 529 072
Costo de amortización de la red (\$/año)	2 764 536
Costo de la integración energética (\$/año)	3 568 296
Reducción de los costos de producción (\$/año)	10 687 628
FCD (\$/año)	13 478 980
PRI (año)	0,31
Retorno (%/año)	317,76

Fuente: Elaboración propia.

Como muestra la tabla 3.8 la propuesta de integración energética seleccionada, reduce los costos productivos en más de diez millones de pesos anualmente. Además resulta ser una atractiva inversión, debido a que ofrece un plazo de recuperación de cuatro meses aproximadamente. Así como también presenta un ritmo de retorno de la inversión acelerado 26,48% mensual, es decir, el incremento de ganancia una vez realizada la integración es capaz de recuperar la inversión en sólo meses.

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

1. Se identifican catorce corrientes energéticas en el proceso al realizar la desintegración energética, de ellas siete corrientes frías y siete calientes.
2. El análisis de los datos térmicos del proceso demuestra que el sistema presenta un exceso de energía ( $Q$  neto: 27 737,60 kW), el cual es necesario extraer por medio de servicios auxiliares de enfriamiento.
3. Los requerimientos de servicios auxiliares del proceso integrado son: 25 804,91 kW de calentamiento y 53 542,50 kW de enfriamiento, mientras que el calor recuperado por las propias corrientes del proceso sin necesidad de fuentes auxiliares asciende a 69 521,03 kW.
4. La red de intercambio de calor integrada resume el consumo de agua de enfriamiento en un 97,80% y el consumo total de vapor en 91,72%, reduciendo el consumo total de utilidades en un 97,69%.
5. La inversión de la red de intercambio de calor integrada se recupera en cuatro meses aproximadamente con un retorno de 26,48% mensual.

### 3.11. Nomenclatura y simbología utilizada en el capítulo.

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

Te: Temperatura de entrada de la corriente, K.

Ts: Temperatura de salida de la corriente, K.

cp: Capacidad calorífica, kJ/kgK.

Q: Flujo de calor, kW.

Q<sub>c</sub> mínimo: Requerimiento mínimo de enfriamiento, kW.

Q<sub>H</sub> mínimo: Requerimiento mínimo de calentamiento, kW.

Q<sub>R</sub>: Calor recuperado por las corrientes del proceso, kW.

ΔT mínimo: Diferencia mínima de temperatura, K.

SP: Zona sobre el *pinch*.

BP: Zona bajo el *pinch*.

IC: Intercambiador de calor.

UC: Fuente de utilidad caliente.

UF: Fuente de utilidad fría.

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

A: Área de transferencia de calor, m<sup>2</sup>.

ΔT<sub>f</sub>: Diferencia de temperatura mayor, K.

ΔT<sub>c</sub>: Diferencia de temperatura menor, K.

Te CC: Temperatura de entrada de la corriente caliente, K.

Ts CC: Temperatura de salida de la corriente caliente, K.

Te CF: Temperatura de entrada de la corriente fría, K.

Ts CF: Temperatura de salida de la corriente fría, K.

LMTD: Diferencia logarítmica de temperaturas, K.

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

PRI: Plazo de recuperación de la inversión, año.

Retorno: Retorno de la inversión, %/año.

## Conclusiones.

1. Mediante la aplicación del Análisis *Pinch* como método de integración energética se logra reducir el consumo total de utilidades en un 97,69% respecto al proceso actual, lográndose ahorros por concepto del consumo de utilidades de más de catorce millones de pesos anualmente, cumpliéndose de esta manera con la hipótesis planteada.
2. La integración de las corrientes energéticas del proceso permite recuperar 69 521,03 kW que serán intercambiados entre las propias corrientes del proceso, reduciendo los requerimientos de utilidades a 53 542,50 kW de enfriamiento y 25 804,90 kW de calentamiento.
3. La nueva red de intercambio de calor integrada a pesar de que incrementa el área de transferencia de calor en un 44,89%, aumentando el costo de amortización, presenta un plazo de recuperación de la inversión de cuatro aproximadamente, y un ritmo de retorno acelerado de 26,48% mensual, debido al incremento de la ganancia.
4. La integración energética reduce los costos de producción en 10 687 628 \$/año.
5. El Análisis *Pinch* como muestra la bibliografía consultada resulta ser una metodología simple y valora rápidamente los beneficios económicos.

## **Recomendaciones.**

1. Evaluar los trece intercambiadores del proceso que se proponen reutilizar.
2. Obtener la diferencia óptima de temperatura para la red de intercambio de calor propuesta.
3. Utilizar la programación matemática para la obtención de la red óptima de intercambio de calor.
4. Realizar un análisis de riesgos debido a la manipulación, almacenamiento y transporte de sustancias altamente inflamables en el proceso debido a que el Análisis *Pinch* no garantiza la seguridad del proceso una vez integrado.

## Bibliografía.

1. Benítez, A. *et al.* (2007). Tecnología *Pinch*: una introducción a la integración energética. Monografías. Universidad de Matanzas. 27 p.
2. Cardoso, C. L. (2006). Estudio de un proceso de extracción de sustancias bioactivas, a partir de *Helianthus Annus L*, utilizando disolventes supercríticos. Tesis doctoral. Universidad de Cádiz. Facultad de Ciencias. [en línea]; [Consultado: 12 de enero del 2013]. Disponible en: <http:// Scholar.Google.com/>.
3. Carrillo, J. A. *et al.* (2004). Procesamiento térmico de crudos pesados. *Refino*. Instituto colombiano del petróleo. Universidad Industrial de Santander. [en línea]; [Consultado: 10 de enero del 2013]. Disponible en: <http:// Scholar.Google.com/>.
4. Carrillo, J. A y Corredor, L. M. (2005). Análisis operacional del proceso de desasfaltado de fondos de vacío. *Refino*. Instituto colombiano del petróleo ECOPETROL. [en línea]; [consultado el 11 de enero del 2013]. Disponible en: <http:// Scholar.Google.com/>.
5. Carrillo, J. A. *et al.* (2006). Desasfaltado de fondos de vacío con disolventes parafínicos ligeros. *Refino*. Instituto colombiano del petróleo ECOPETROL, S. A. [en línea]; [Consultado: 11 de enero del 2013]. Disponible en: <http:// Scholar.Google.com/>.
6. CAR/PL. (2007). Análisis de las viabilidades técnica y económica. DAOM: Diagnóstico Ambiental de Oportunidades de Minimización. Departament de Medi Ambient: Generalitat de Catalunya, Barcelona. p 69-74.
7. Cerveró, J. R. *et al.* (2006). La Tecnología *Pinch* en la industria de procesos químicos. *Ahorro y eficiencia energética*. Dpto. de Ingeniería Química y Tecnología del Medio Ambiente. Universidad de Oviedo. [en línea]; [Consultado: 11 de enero del 2013]. Disponible en: <http:// Scholar.Google.com/>.
8. Darr, J. A y Poliakoff, M. (1999). New directions in inorganic and metal-organic coordination chemistry in supercritical fluids. *Chem. Rev.* [en línea]; [Consultado: 11 de enero del 2013]. Disponible en: <http:// Scholar.Google.com/>.
9. Douglas, J. M. (1998). *Conceptual Design of Chemical*. New York. Mc Graw Hill.

10. Dunn, R. F y El-Halwagi, M. (2003). Process integration technology review: background and applications in the chemical process industry. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*. Vol. 78. p 1011-1021.
11. Erazo, R. *et al.* (2005). Reducción de desechos en la producción de ácido carmínico aplicando Tecnología *Pinch*. Facultad de Química e Ingeniería Química, Universidad Nacional Mayor de San Marcos. [en línea]; [Consultado: 12 de enero del 2013]. Disponible en: <http:// Scholar.Google.com/>.
12. Floudas, C. A. (1995). *Nonlinear and mixed integer optimization*. New York. Oxford University Press.
13. Geldermann, J. *et al.* (2006). Multi Objective Pinch Analysis (MOPA) for the evaluation of VOC recovery strategies. *OR Spectrum*. Vol. 28. p 3-20.
14. Ginuss, E. (2005). Diseño integrado de procesos. Introducción. [en línea]; [Consultado: 8 de enero del 2013]. Disponible en: <http:// Scholar.Google.com/>.
15. Girau, E y Watt J. (1987). Aplicaciones de la Tecnología *Pinch* al diseño y mejora de plantas industriales. *Ingeniería Química*. Madrid, España. No. 220. p 93-97.
16. González, S. E. *et al.* (2005). Estrategia para minimizar el impacto ambiental a través del análisis y la integración de procesos. Jornadas Iberoamericanas de asimilación de tecnologías para la producción de bioetanol y el uso de sus residuales. Programa CYTED RED. Colombia: Centro Iberoamericano de Formación de Cartagena de Indias.
17. González, S. E. *et al.* (2006). La integración de procesos en la producción de biocombustibles en condiciones energéticamente sustentables y ambientalmente compatibles. Buenos Aires, Argentina: Ediciones Cooperativas.
18. González C. M. *et al.* (2007). La integración de procesos en la reducción del consumo energético en la Industria Química. Villa Clara Cuba: Facultad de Química-Farmacia, Universidad Central Marta Abreu de Las Villas. [Consultado: 15 enero del 2013]. Disponible en: <http:// qmweb.ummcc.cu/dpts/quimica/ap/ap7>.
19. Gorji, M. *et al.* (2011). Optimization of heat exchanger network. *Applied Thermal Engineering*. Noshirvani University of Technology. Elsevier. [en línea]; [Consultado: 8 de enero del 2013]. Disponible en: <http:// www. sciencedirect.com/>.

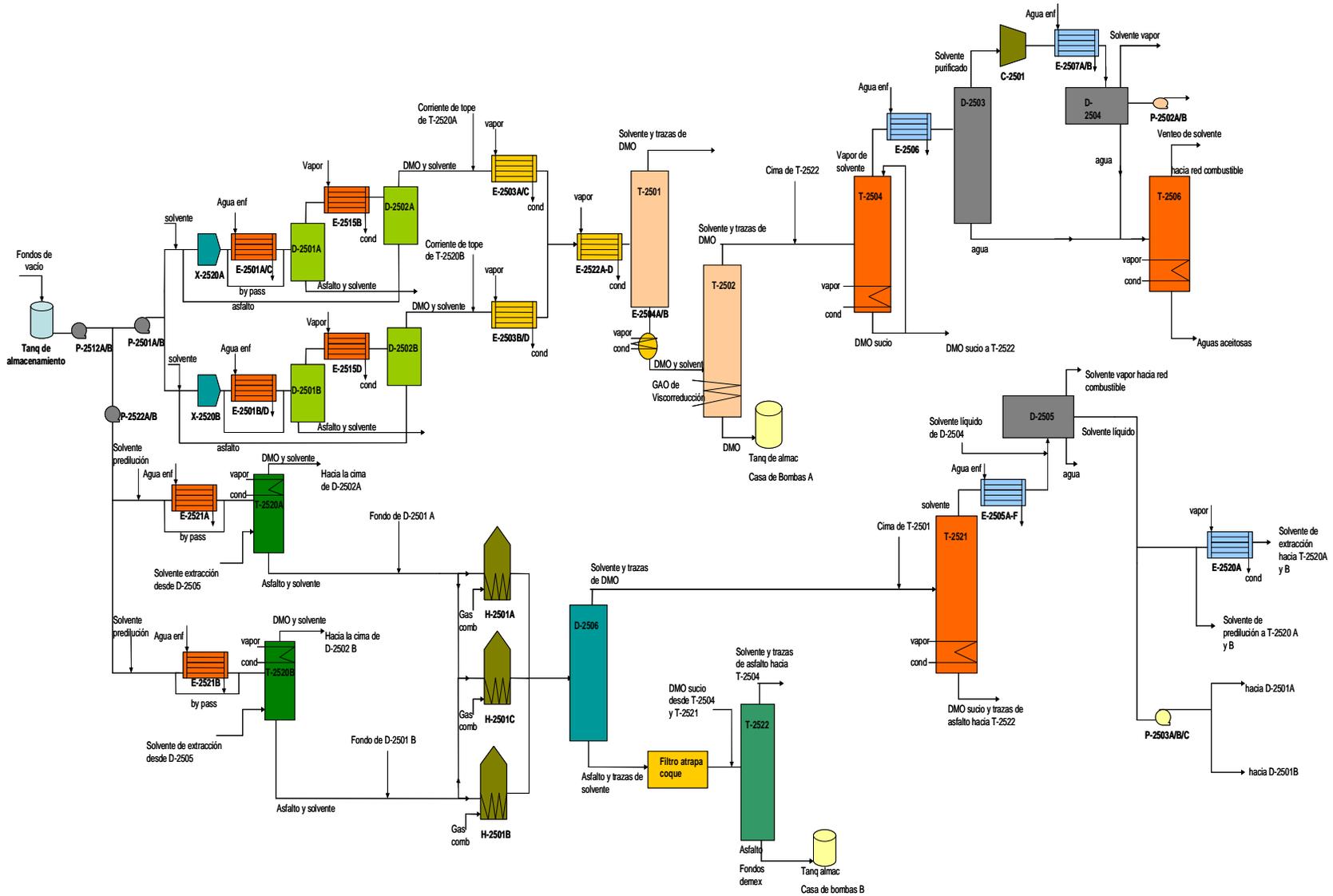
20. Gundersen, T. (2000). A process integration primer. SINTEF Energy Research, Dept. of Thermal Energy and Hydro Power. Trondheim, Noruega.
21. Gundersen T. (2005). Process integration as applied to large energy users and producers, 18<sup>th</sup> International Conference on Efficiency, Cost, Optimization, Simulation and Environmental Impact of Energy Systems (ECOS 2005). Trondheim, Noruega.
22. Incropera, F. *et al.* (1999). Fundamentals of Heat and Mass Transfer. 6<sup>ta</sup> Ed. New York. Mc Graw Hill.
23. Jiménez O. L. (2006 a). Pinch technology tools for improving the energy efficiency of the sugar cane process industry. Jornada Iberoamericana de aprovechamiento económico de co-productos de la industria azucarera. Programa CYTED RED IV-H. Santiago de Cali, Colombia: Universidad Autónoma de Occidente.
24. Jiménez O. L. (2006 b). La integración de procesos y la tecnología *pinch*. Jornada Iberoamericana de aprovechamiento económico de co-productos de la industria azucarera. Programa CYTED RED. Santiago de Cali, Colombia: Universidad Autónoma de Occidente.
25. Keenan, J. H. *et al.* (1969). Steam Tables. New York. John Wiley & Sons, Inc.
26. Kemp, I. C. (2007). Pinch analysis and process integration: a user guide on process integration for the efficient use of energy. 2<sup>da</sup> Ed. Elsevier. Oxford, UK. 391 p.
27. Kern, D. (1999). Procesos de transferencia de calor. Compañía Editorial Continental: Tlhuaca (México). 980 p.
28. Koufos, D y Retsina, T. (2001). Practical energy and water management through pinch analysis for the pulp and paper industry. Water Science and Technology.
29. 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.
30. Linnhoff, B. y Flower J. R. (1978). Sythesis of heat exchanger networks: Part I: Systematic generation of energy optimal networks. Part II: Evolutionary generation of networks with various criteria of optimality. ALCHE Journal.
31. Linnhoff, B. y Turner J. A. (1981). Heat-recovery networks: new insights yield big savings. *Chemical Engineering*. Journal. No 2, November.

32. Linnhoff, B y Vredeveld R. (1984). Pinch technology has come of age. *Chemical Engineering Progress*. Journal. Vol. 80, No. 7, July.
33. Martín, L. B. (2008). Reducción del consumo de agua limpia en la empresa de producción de productos sanitarios PROSA S.A mediante la aplicación del método de integración de procesos water *pinch*. Tesis presentada en opción al título de Ingeniero Químico. Universidad de Matanzas Camilo Cienfuegos.
34. Melchor, D. (2010). Métodos para obtener metas de energía y áreas. Seminario de proyectos I y II para la obtención de licenciatura de Ingeniería en Energía. Universidad Autónoma Metropolitana, México. [en línea]; [Consultado: 20 de enero del 2013]. Disponible en: <http:// Scholar.Google.com/>.
35. Montes de Oca, L. (2005). Comparación de las metodologías de integración energética en el caso de estudio de Hidroalquilación de Tolueno. Tesis presentada en opción al título de Ingeniero Químico. Universidad de Matanzas Camilo Cienfuegos.
36. Montes de Oca, L y Domínguez, F. J. (2008). Ahorro y Eficiencia Energética. Integración energética de procesos mediante programación matemática. Ahorro y eficiencia energética. No. 459. [en línea]; [Consultado: 11 de enero del 2013]. Disponible en: <http:// Scholar.Google.com/>.
37. Pérez, A. (2008). Implementación de algoritmos de Análisis *Pinch* para la integración energética en industrias de procesos. Tesis en opción al título de Máster en Análisis de Control de Procesos. [Consultado: 13 de diciembre del 2013]. Disponible en: <http:// gmweb.ummcc.cu/dpts/quimica/ap/ap7>.
38. Peters, M. S y Timmerhaus, K. D. (1968). Plant Design and Economics for Chemical Engineers. 2<sup>da</sup> Ed. New York. Mc Graw-Hill.
39. Ponce, M. A y Salazar, D. (2001). Método integral para mejorar el diseño de columnas de destilación, a partir de conceptos de ahorro de energía. *Revista del Centro de Investigación*. Universidad La Salle. México. Vol. 4, No 16, enero-junio. p 69-76. [en línea]; [Consultado: 12 de enero del 2013]. Disponible en: <http:// Scholar. Google.com/>.
40. Prakash, R y Shenoy, V. (2005). Targeting and design of eater networks for fixed flowrate and fixed contaminant load operation. *Chemical Engineering Science*. Vol 60. p 255-268.

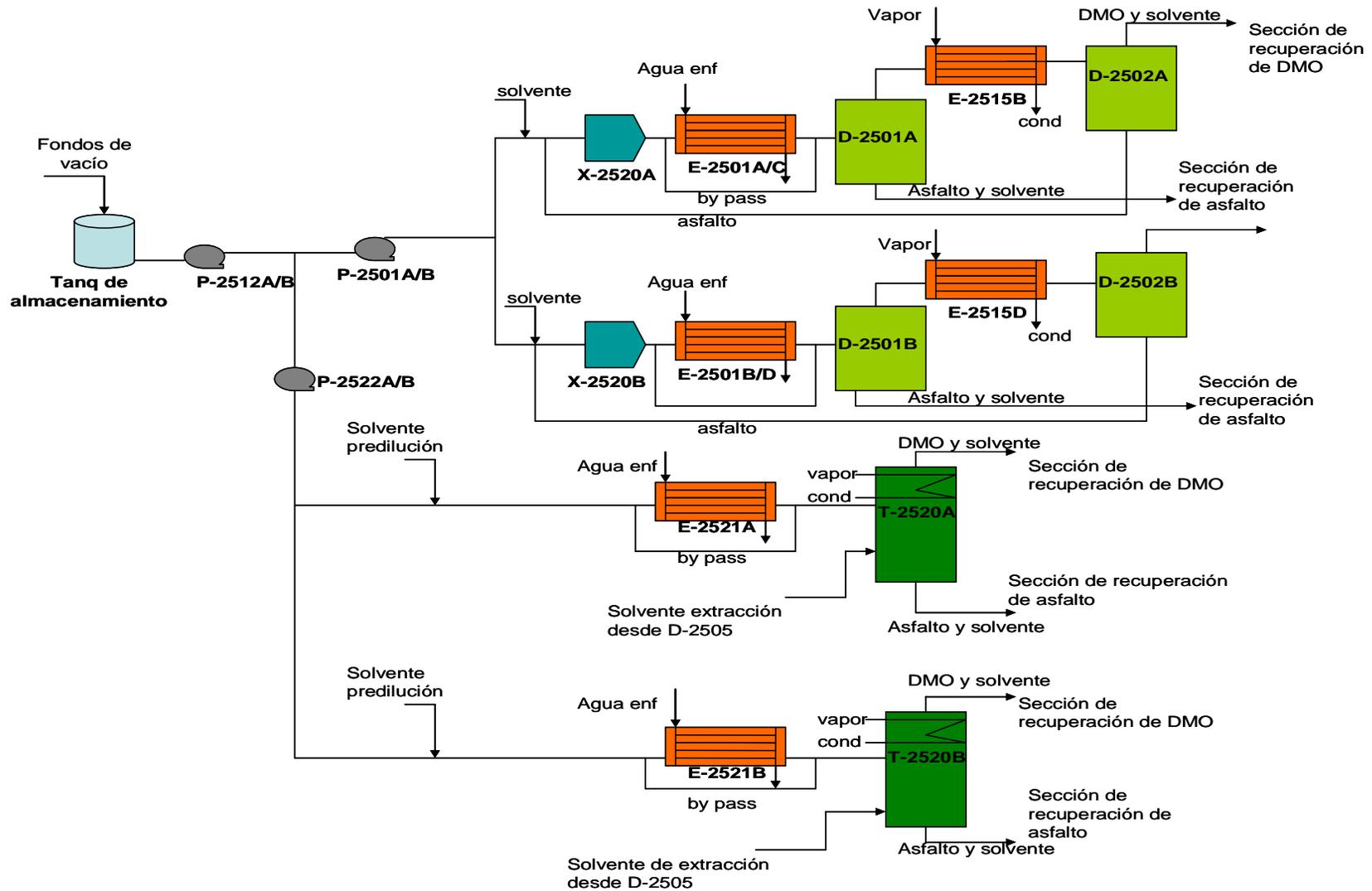
41. Ravagnani, M. A. *et al.* (2003). Detailed equipment design in heat exchanger networks synthesis and optimisation. *Applied Thermal Engineerin*. Maringá, Brazil. Pergamon. p 141–151. [en línea]; [Consultado: 20 de enero del 2013]. Disponible en: [http:// www.sciencedirect.com/](http://www.sciencedirect.com/).
42. Ravagnani, M. A. *et al.* (2005). Heat exchanger network synthesis and optimisation using genetic algorithm. *Applied Thermal Engineering*. Maringá, Brazil. Pergamon. [en línea]; [Consultado: 20 de enero del 2013]. Disponible en: <http://www.sciencedirect.com/>.
43. Renedo, C. J y Fernández, P. (2003). Tecnología Pinch. *Ingeniería Química*. No. 402, mayo.
44. Ríos, C y Grisales, R. (2003). Análisis y Evaluación de Integración Térmica e las corrientes de proceso de la unidad de ruptura catalítica de ECOPETROL-Gerencia Refinería de Cartagena utilizando la Metodología *Pinch*. Facultad de Ingeniería y Arquitectura. Colombia. [en línea]; [Consultado: 11 de enero del 2013]. Disponible en: <http://www.sciseek.com/>.
45. Sardiñas, L. (2012). Integración energética en la línea de jugos simples y néctares de la empresa citrícola Héroes de Playa Girón de Jagüey Grande. Tesis presentada en opción al título de Ingeniero Químico. Universidad de Matanzas Camilo Cienfuegos. [Consultado: 11 de enero del 2013. Disponible en: <http://cict.umcc.cu/>.
46. Seingheng, H. *et al.* (2007). Synthesis of near-optimal Topologically constrained property-based water network using swarn intelligence. *Clean Thech Environ Policy*. Vol 9. p 27-36.
47. Serna, M y Jiménez, A. (2004). An area targeting algorithm for the synthesis of heat exchanger networks. *Chemical Engineering Science*. Elsevier. No. 59. p 2517-2520. [en línea]; [Consultado: 20 de enero del 2013]. Disponible en: <http://www.sciencedirect.com/>.
48. Shivakumar, K y Narasimhan, S. (2002). A robust and efficient NLP formulation using graph theoretic principles for synthesis of heat exchanger networks. *Cumputers and Chemical Engineering*. No. 26. p 1517-1532.

49. Smith, R. *et al.* (2010). Recet developmet in the retrofit of heat exchanger networks *Applied Thermal Engineering*. Centre of process integration Shool of Chemical Engineering and Analytical Science. University of Manchester. Elsevier.
50. Teopa, E. *et al.* (2005). Thermal integration of trigeneration systems. *Applied Thermal Engineerin*. México. Elsevier. No. 25. p 973-984. [en línea]; [Consultado: 20 de enero del 2013]. Disponible en Internet: [http:// www. sciencedirect.com/](http://www.sciencedirect.com/).
51. Torres, R y Castro, J. (2002). Análisis y simulación de procesos de refinación de petróleo. México. Alfaomega. 115 p.
52. Turton, R. (2009). Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes. New York. Prentice Hall.
53. 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. Colombia.
54. Zhelev, T. K y Ridolfi, R. (2006). Energy recovery and environmental concerns addressed through emergy–pinch analysis. *Energy*. Vol. 31. p 2486–2498.
55. Wall G. y Gong M. (1996). Exergy analysis versus pinch technology. 7<sup>th</sup> International Conference on Efficiency, Cost, Optimization, Simulation and Environmental Impact of Energy Systems (ECOS 96). Stockholm Sweden.

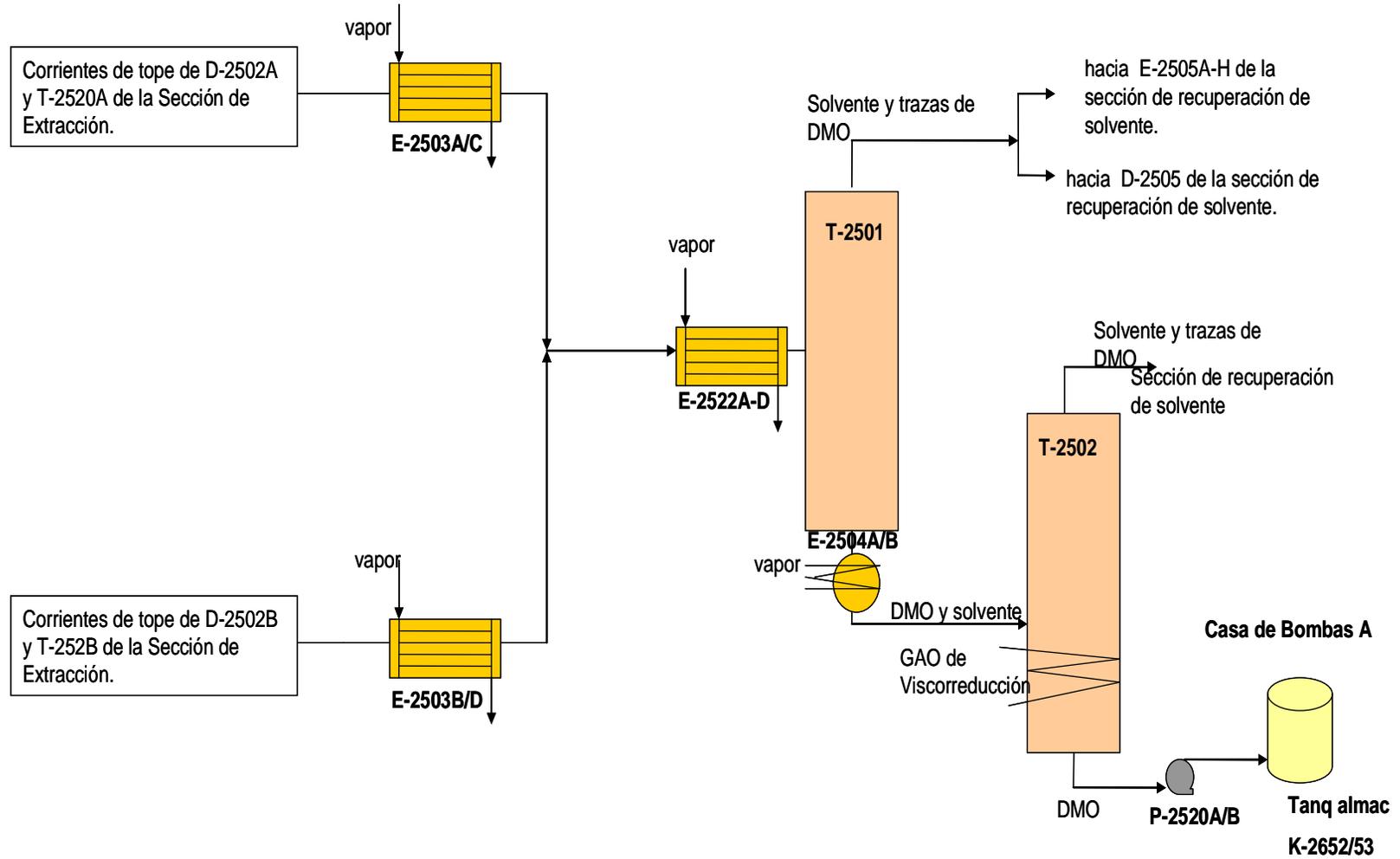
# Anexo #1: Diagrama de flujo de la Unidad de Desmineralización de Aceite.



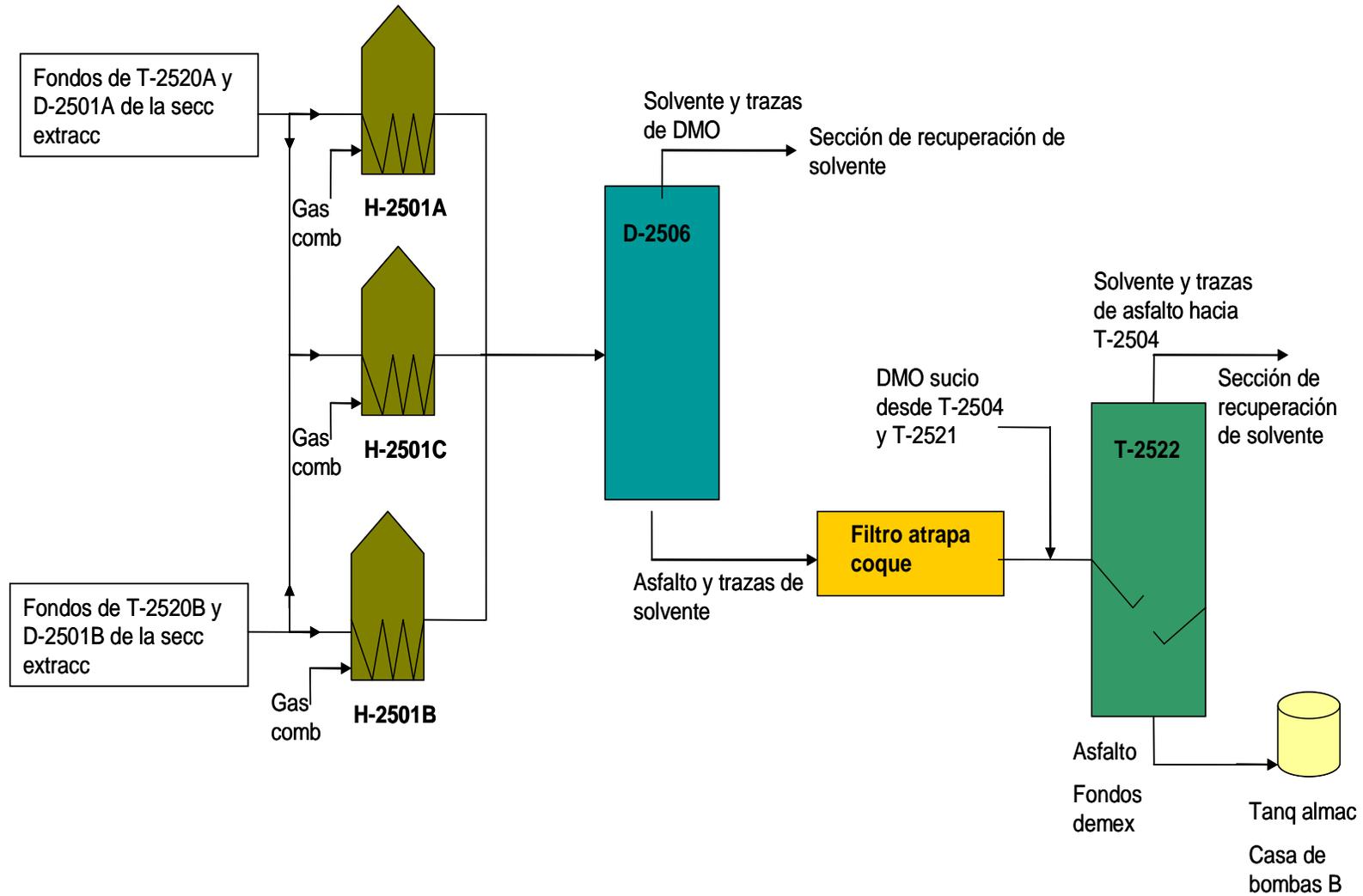
## Anexo #2: Diagrama de flujo de la sección de extracción.



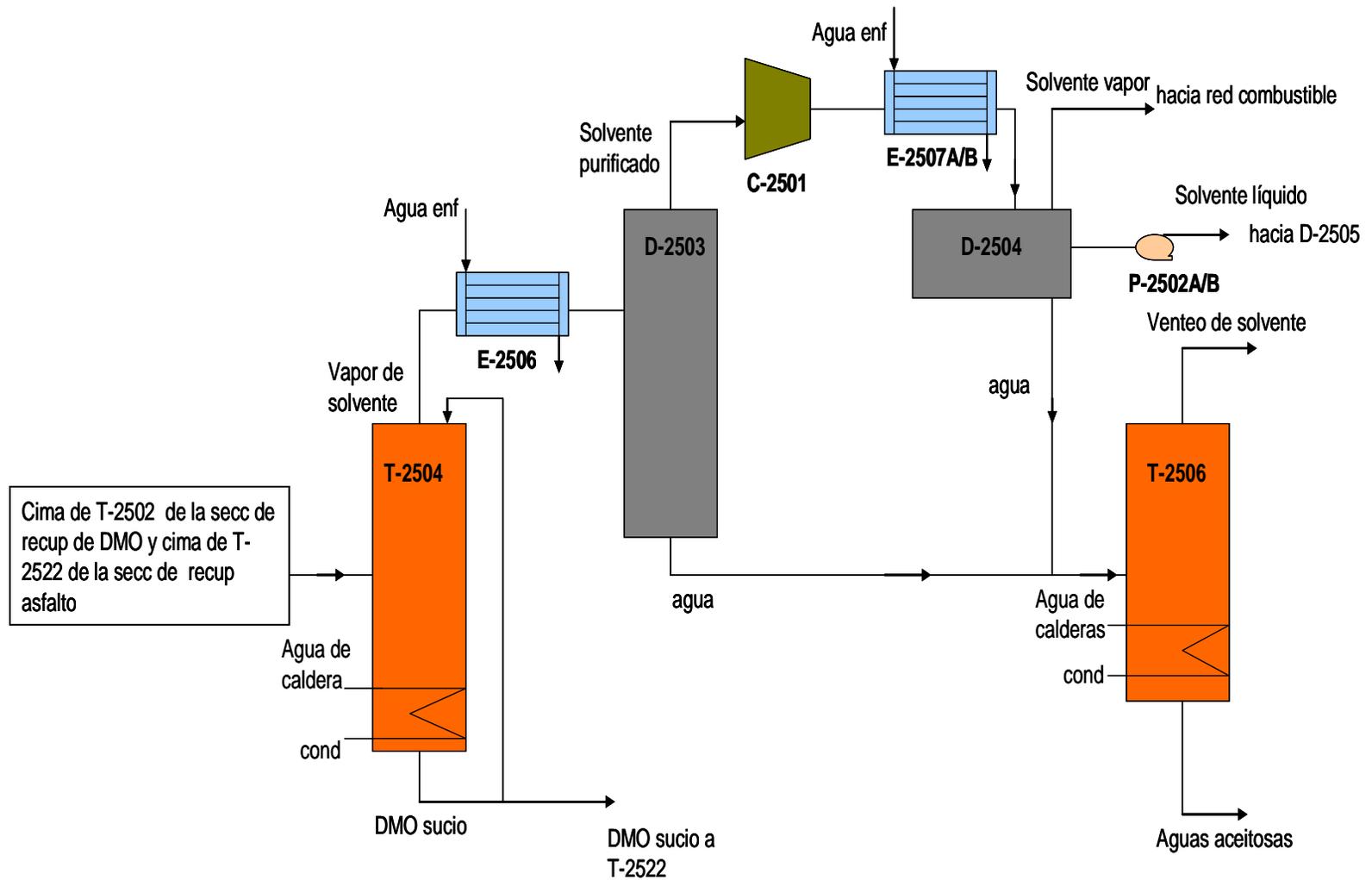
### Anexo #3: Diagrama de flujo de la sección de recuperación de DMO.



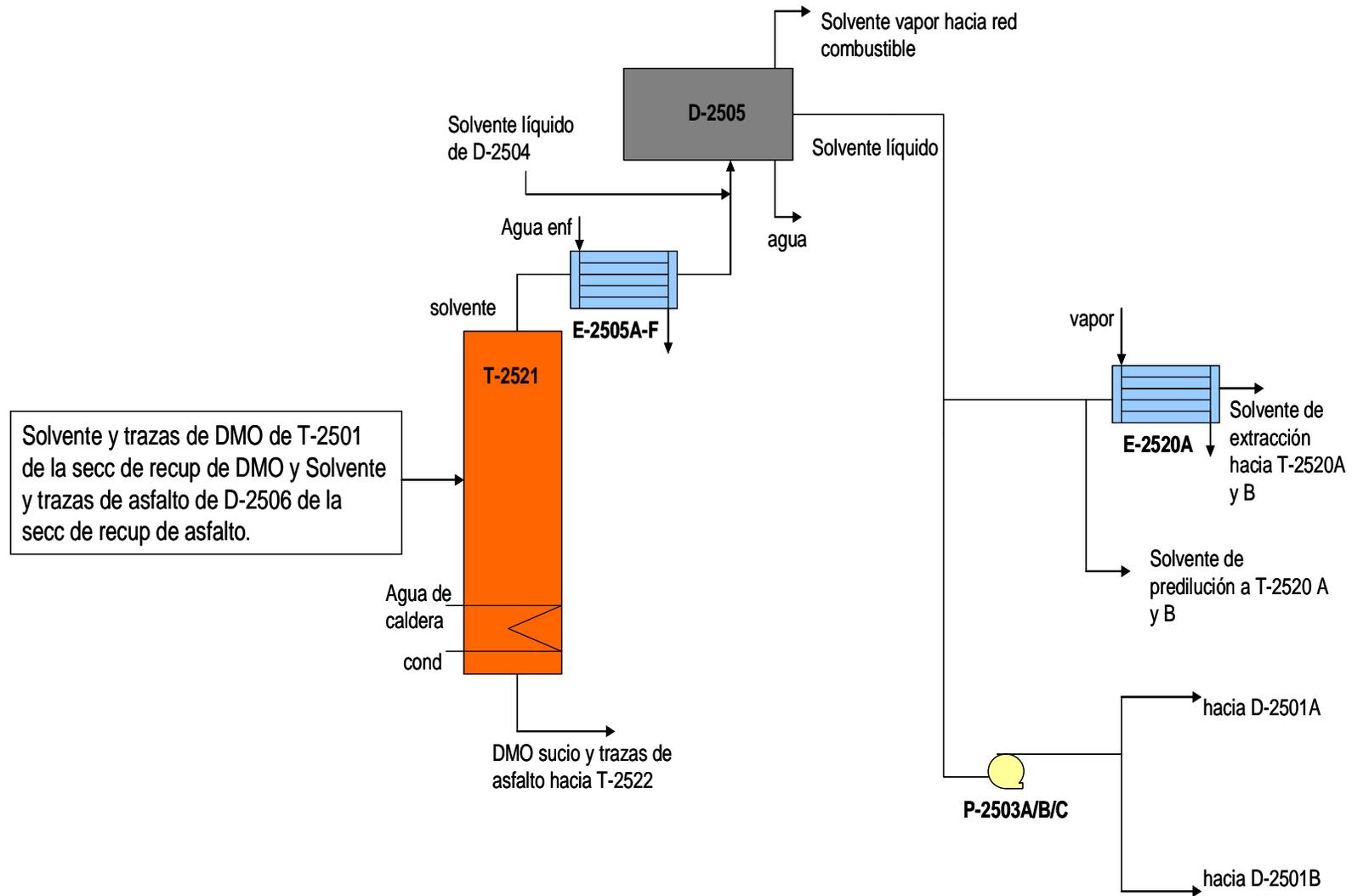
#### Anexo #4: Diagrama de flujo de la sección de recuperación de asfalto.



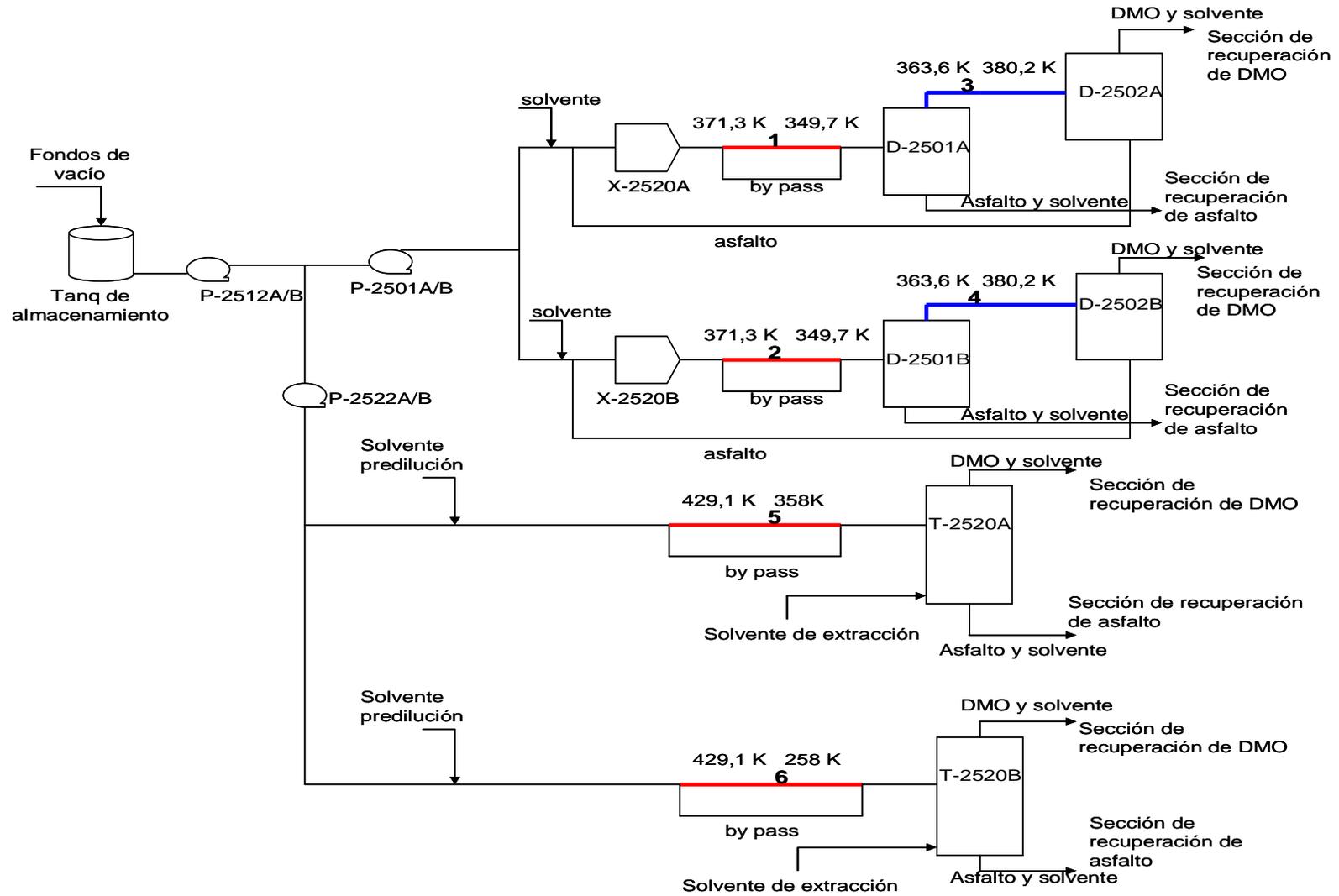
### Anexo #5: Diagrama de flujo de la sección de recuperación de solvente de baja presión.



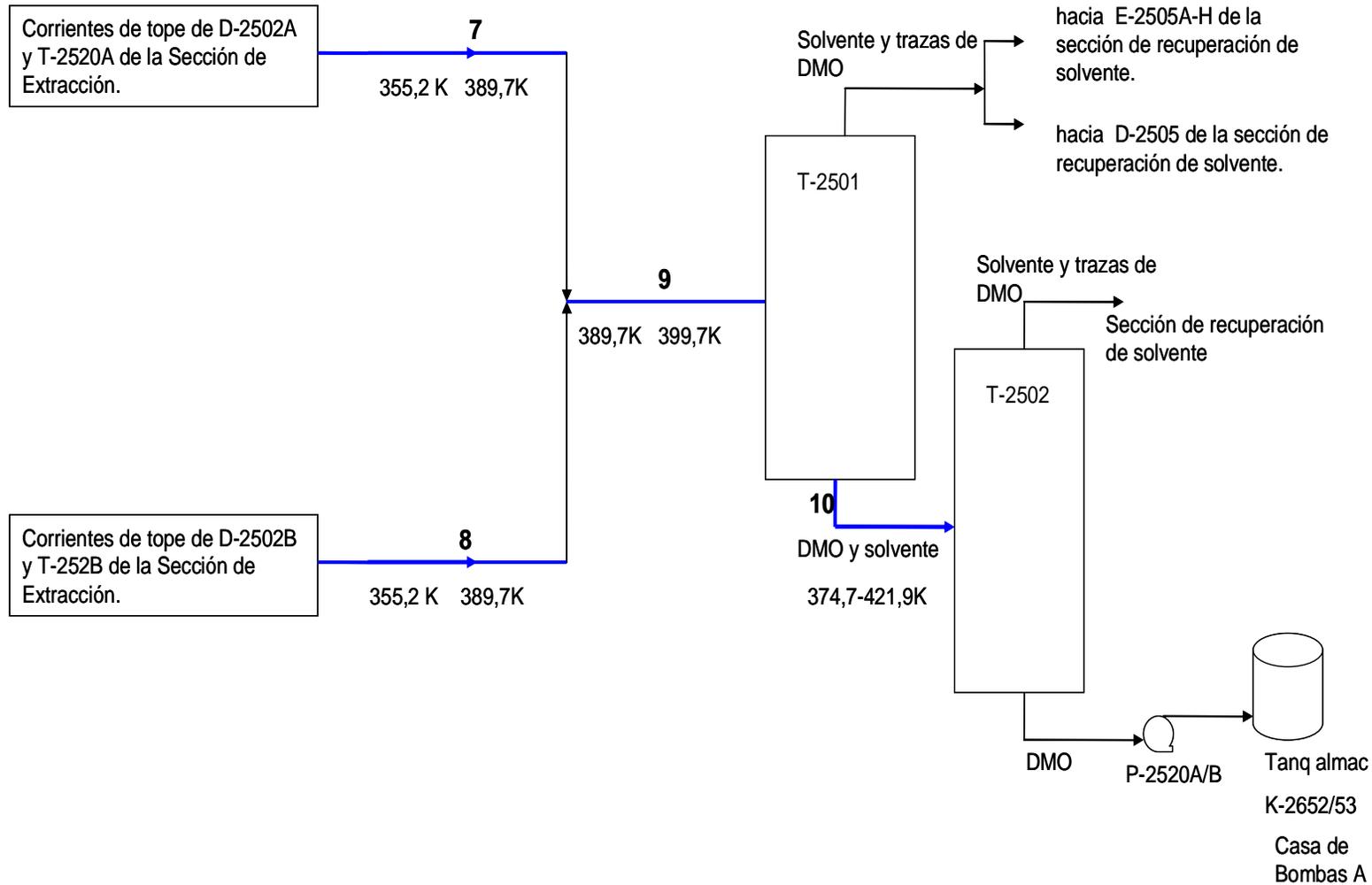
## Anexo #6: Diagrama de flujo de la sección de recuperación de solvente de alta presión.



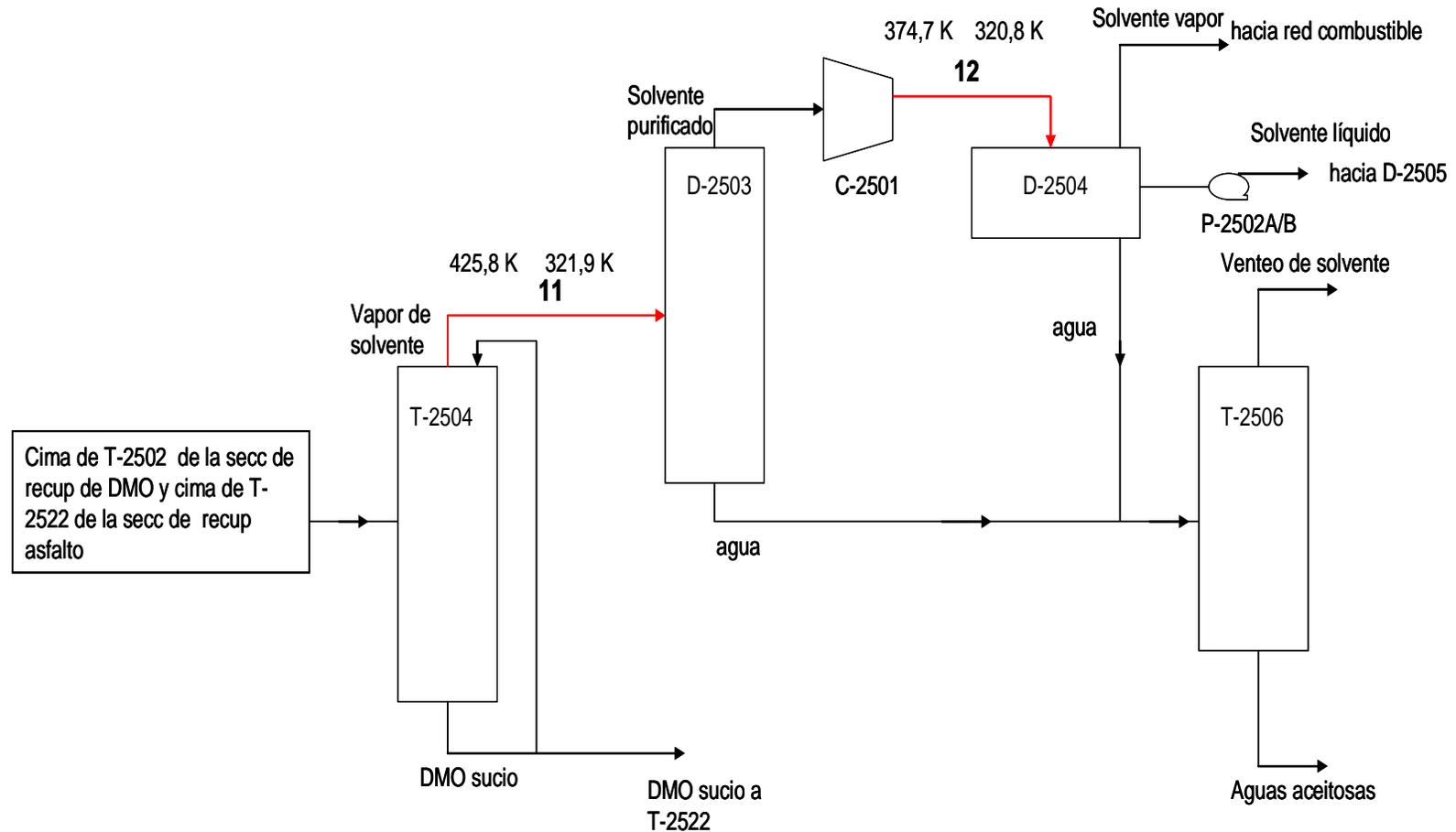
## Anexo #7: Desintegración energética de la sección de extracción.



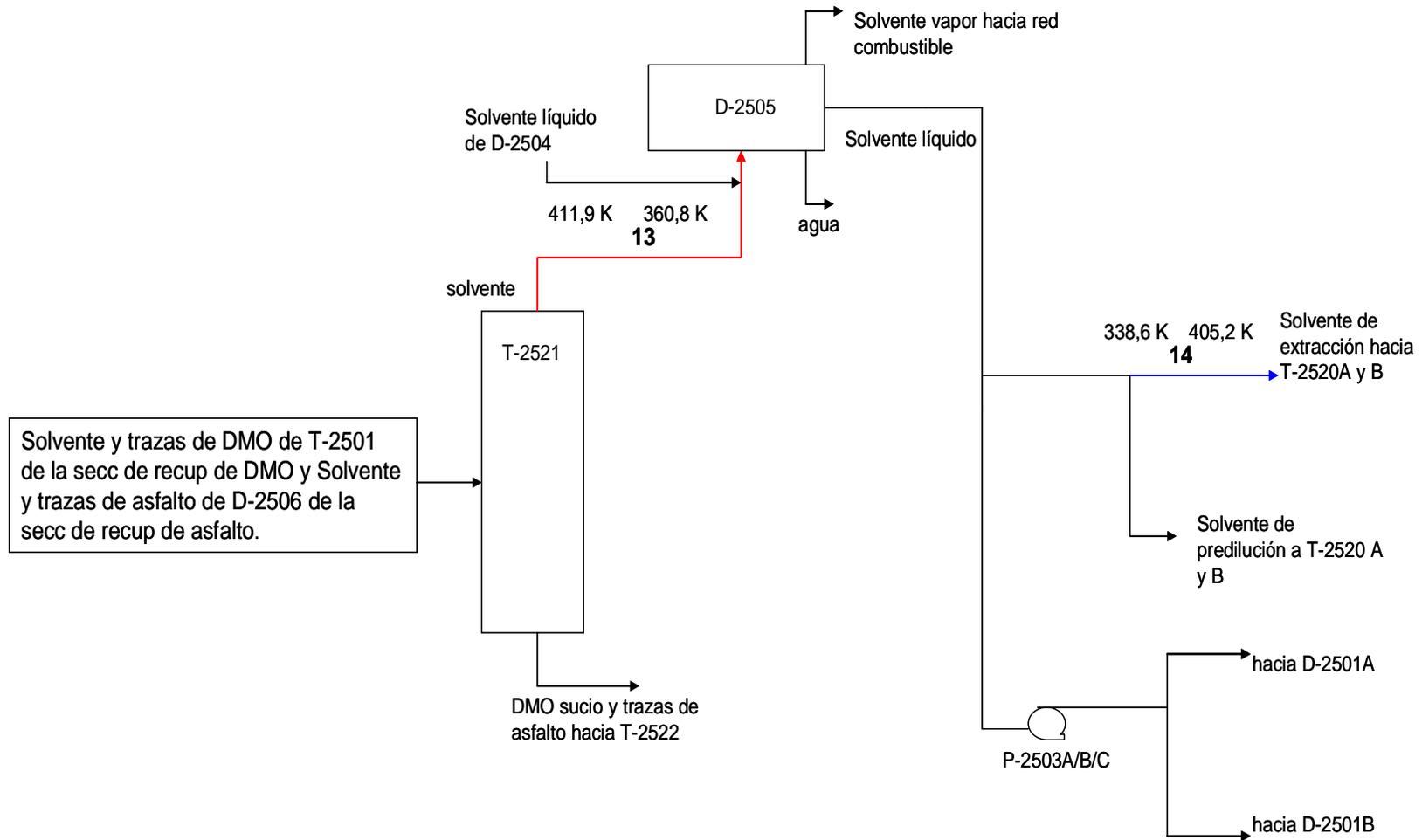
## Anexo #8: Desintegración energética de la sección de recuperación de DMO.



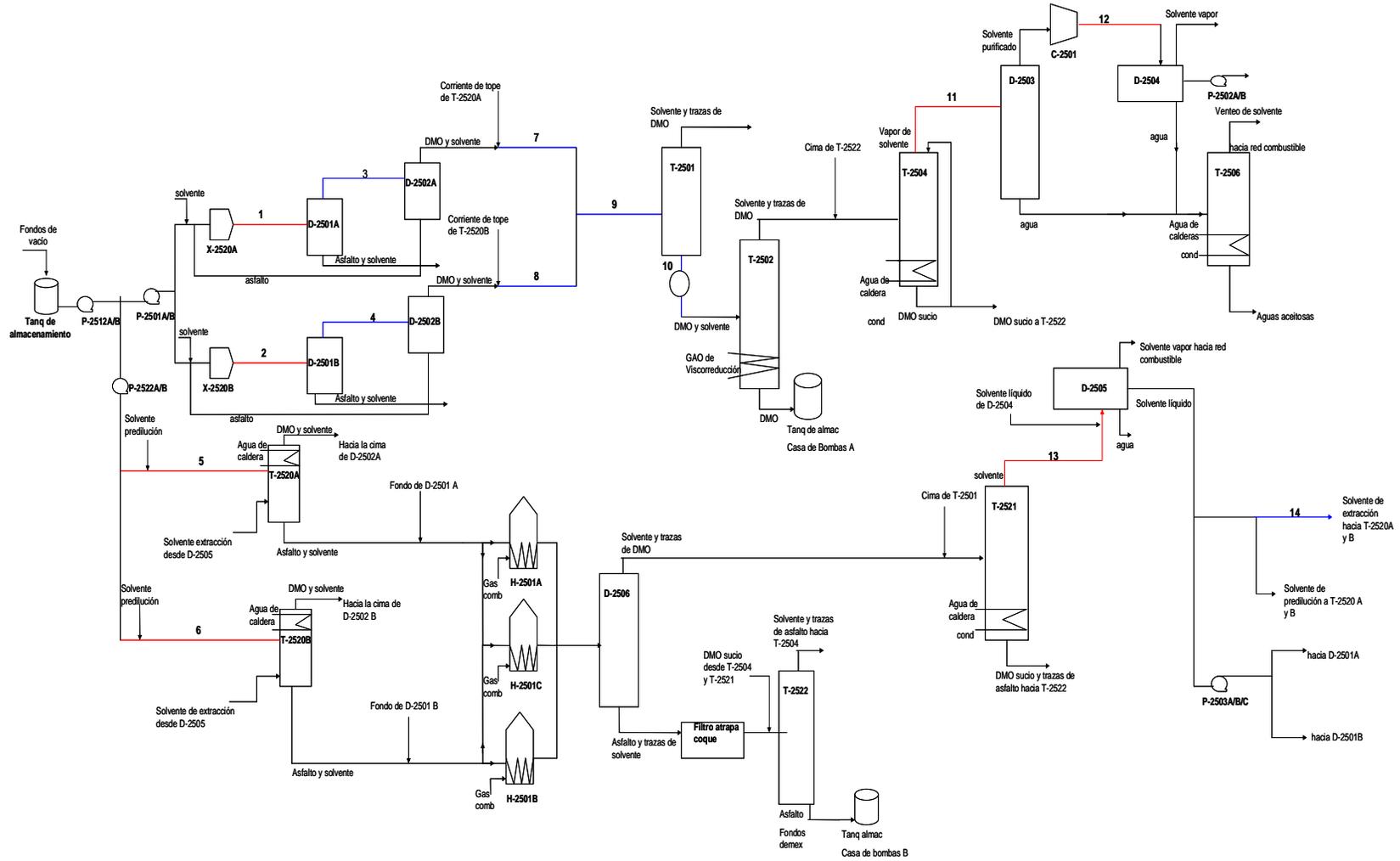
## Anexo #9: Desintegración energética de la sección de recuperación de solvente de baja presión.



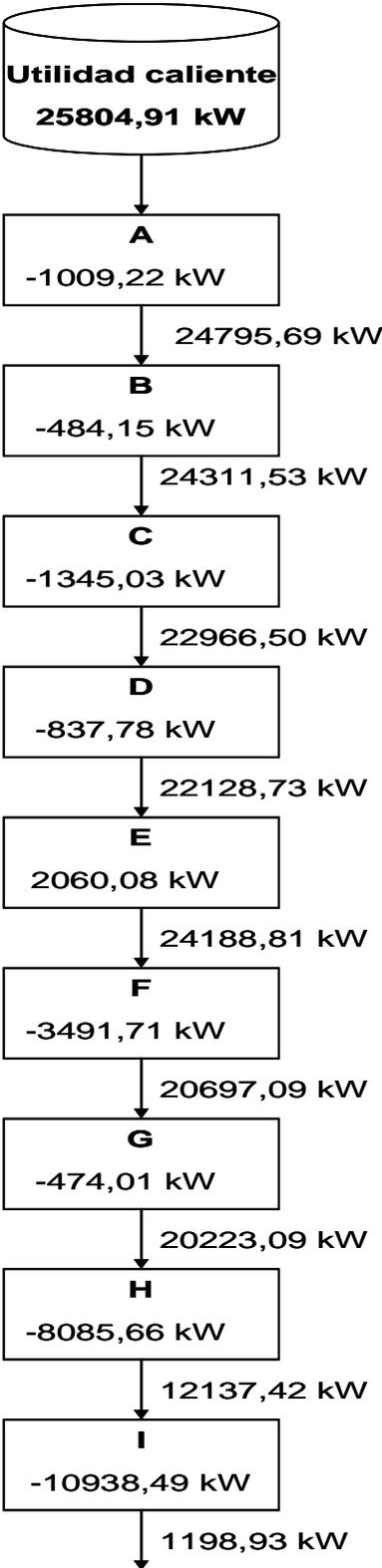
## Anexo #10: Desintegración energética de la sección de recuperación de solvente de alta presión.



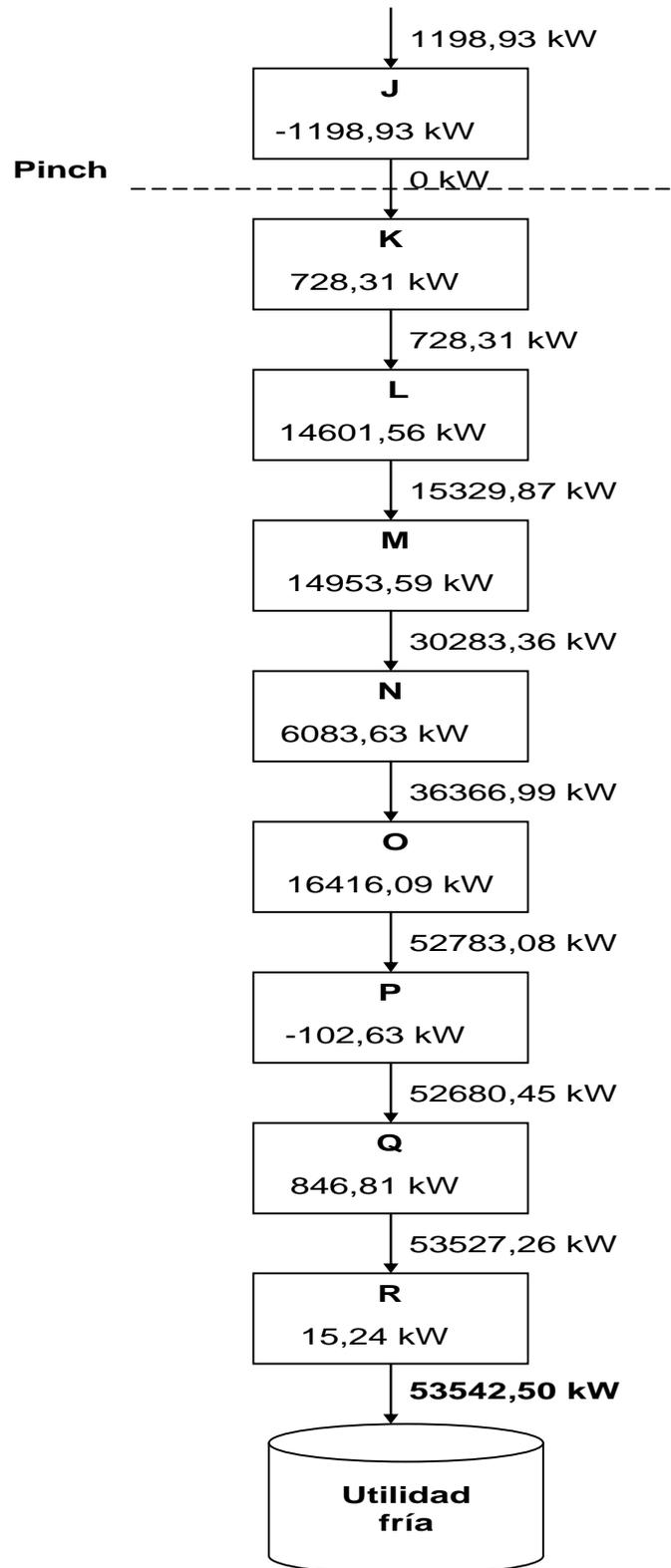
# Anexo # 11: Desintegración energética de la unidad.



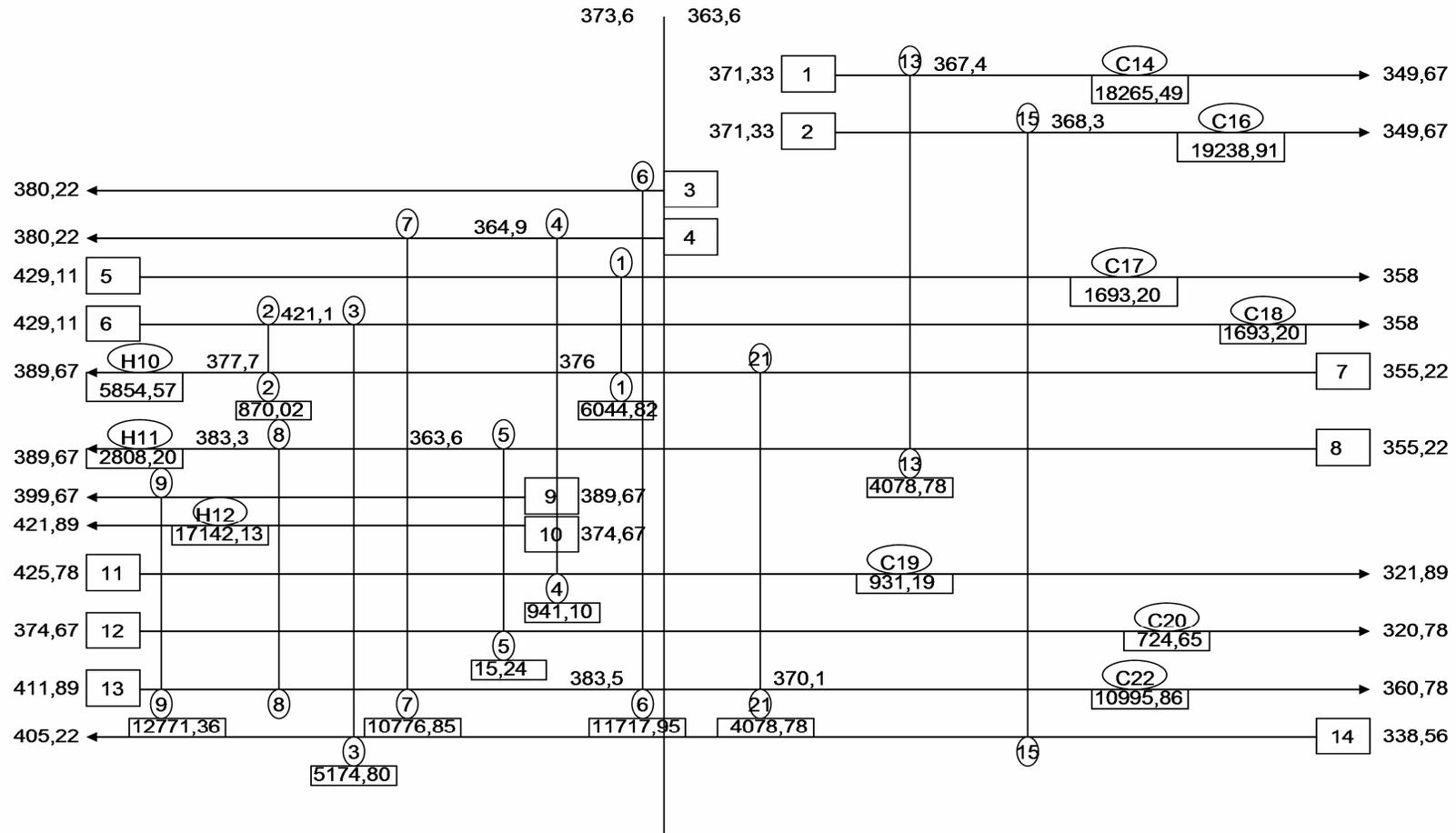
**Anexo #12: Diagrama de cascada.**



## Anexo #12: Continuación.



### Anexo #13: Red de intercambiadores de calor para $\Delta T$ mínimo de 10 K.



**Anexo #14: Parámetros de operación y diseño según el tipo de intercambiador.**

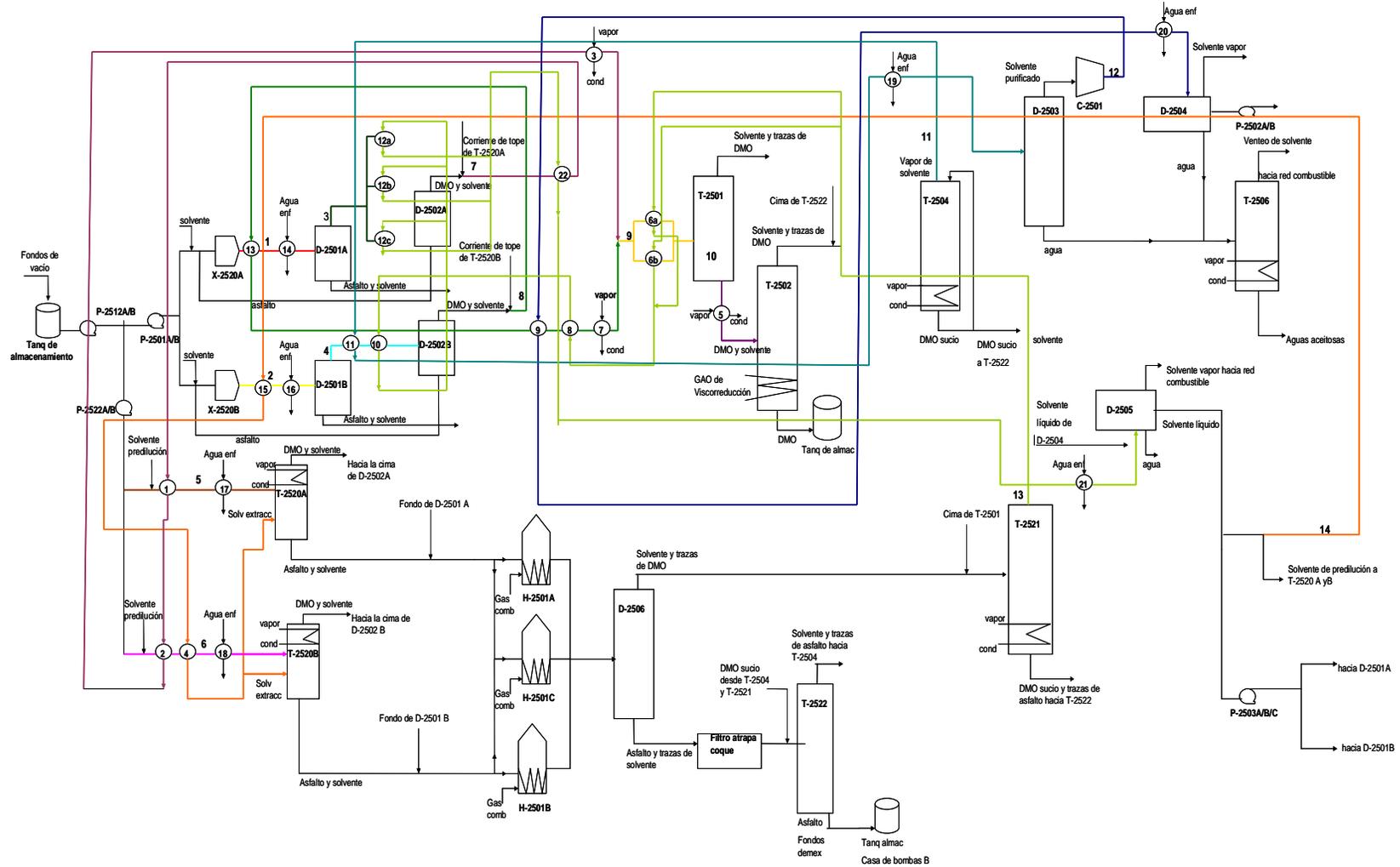
Tipo de intercambiador	Presión máxima	Rango de temperatura	Área
Coraza y tubos	30,7 MPa	-200 a 600 °C	10 a 1000 m <sup>2</sup>
Doble tubos (lisos y con aletas)	< 30,7 MPa (corazas) < 140 MPa (tubos)	-100 a 600 °C	0,25 a 200 m <sup>2</sup>
Placas y juntas	1,6 MPa (posible llegar a 2,5 MPa según la configuración y el material)	-25 a 175 °C (posibles -40 a 200 °C para 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, (1999).

## Anexo #15: Datos de la planta sin integrar.

Intercambiadores	corriente del proceso	utilidad	Te CC (K)	TsCC (K)	TeCF (K)	TsCF (K)	LMTD (K)	UD (W/m2K)	A (m2)
E-2501A	carga+solvente	agua de enf	371,33	349,67	305	321,89	393,00	479,25	263,19
E-2501B	carga+solvente	agua de enf	371,33	349,67	305	321,89	393,00	479,25	263,19
E-2501C	carga+solvente	agua de enf	371,33	349,67	305	321,89	393,00	479,25	263,19
E-2501D	carga+solvente	agua de enf	371,33	349,67	305	321,89	393,00	479,25	263,19
E-2515B	DMO+solvente	vapor sobrec 50psi	449,67	420,78	363,56	380,22	303,37	141,96	490,38
E-2515D	DMO+solvente	vapor sobrec 50psi	449,67	420,78	363,56	380,22	303,37	141,96	490,38
E-2521A	aceite de carga+solvente	agua de enf	429,11	358	305	321,89	76,95	289,59	57,69
E-2521B	aceite de carga+solvente	agua de enf	429,11	358	305	321,89	76,95	289,59	57,69
E-2503A	DMO+solvente	vapor saturado 50 psi	411,80	411,80	355,22	389,67	306,48	789,28	233,33
E-2503B	DMO+solvente	vapor saturado 50 psi	411,80	411,80	355,22	389,67	306,48	789,28	233,33
E-2503C	DMO+solvente	vapor saturado 50 psi	411,80	411,80	355,22	389,67	306,48	789,28	233,33
E-2503D	DMO+solvente	vapor saturado 50 psi	411,80	411,80	355,22	389,67	306,48	789,28	233,33
E-2504A	Asfalto+DMO	vapor sobrec 150psi	477,59	458,56	374,67	421,89	292,04	783,60	210,43
E-2504B	Asfalto+DMO	vapor sobrec 150psi	477,59	458,56	374,67	421,89	292,04	783,60	210,43
E-2522A	DMO+solvente	vapor saturado 150psi	453,97	453,97	389,67	399,67	318,82	486,06	414,12
E-2522B	DMO+solvente	vapor saturado 150psi	453,97	453,97	389,67	399,67	318,82	486,06	414,12
E-2522C	DMO+solvente	vapor saturado 150psi	453,97	453,97	389,67	399,67	318,82	486,06	414,12
E-2522D	DMO+solvente	vapor saturado 150psi	453,97	453,97	389,67	399,67	318,82	486,06	414,12
E-2506	Solvente	agua de enf	425,78	321,89	305	321,89	282,98	541,14	372,73
E-2507A	Solvente	agua de enf	374,67	320,78	305	321,89	272,59	471,30	174,01
E-2507B	Solvente	agua de enf	374,67	320,78	305	321,89	272,59	471,30	174,01
E-2505A	Solvente	agua de enf	411,89	360,78	305	321,89	71,53	511,04	561,88
E-2505B	Solvente	agua de enf	411,89	360,78	305	321,89	71,53	511,04	561,88
E-2505C	Solvente	agua de enf	411,89	360,78	305	321,89	71,53	511,04	561,88
E-2505D	Solvente	agua de enf	411,89	360,78	305	321,89	71,53	511,04	561,88
E-2505E	Solvente	agua de enf	411,89	360,78	305	321,89	71,53	511,04	561,88
E-2505F	Solvente	agua de enf	411,89	360,78	305	321,89	71,53	511,04	561,88
E-2520A	Solvente	vapor saturado 50psi	411,80	411,80	338,56	405,22	290,48	800,64	387,96
								<b>AT transf de calor</b>	<b>9639,55</b>

# Anexo #16: Diagrama de flujo integrado.



**Anexo #17: Datos de inversión de la red para la alternativa 1.**

<b>Intercambiadores</b>	<b>A (m<sup>2</sup>)</b>	<b>Costo (\$)</b>
IC 1	464,57	164 771
IC 2	36,08	35 530
IC 3	192,79	90 537
IC 4	782,45	243 016
IC 5	292,10	119 246
IC 6a	1 002,135	434 755
IC 6b	1 002,135	434 755
IC7	115,21	66 118
IC 8	840,74	256 821
IC 9	2,89	2 882
IC 10	1 345,79	492 583
IC 11	66,16	48 361
IC 12a	1 201,39	469 480
IC 12b	1 201,39	469 480
IC 12c	1 201,39	469 480
IC 13	772,09	240 624
IC 14	880,55	266 283
IC 15	355,46	136 340
IC 16	856,06	260 610
IC 17	82,92	54 465

**Anexo #17: Continuación.**

<b>Intercambiador</b>	<b>A (m<sup>2</sup>)</b>	<b>Costo (\$)</b>
IC 18	88,53	56 665
IC 19	71,41	50 309
IC 20	57,59	44 743
IC 21	439,39	157 066
IC 22	621,36	204 052
	Inversión de la red (\$) 2004	5 268 972
	Inversión de la red (\$) 2012	6 934 356
	Costo de amortización de la red (\$/año) 2012	3 467 178

Elaboración propia.

## Anexo # 18: Datos de inversión de la red para la alternativa 2.

<b>Intercambiadores</b>	<b>A (m<sup>2</sup>)</b>	<b>Costo (\$)</b>
IC 4	782,45	243 016
IC 6a	1002,135	434 755
IC 6b	1002,135	434 755
IC8	840,74	256 821
IC 10	1345,39	486 315
IC 12a	1201,39	469 480
IC 12b	1201,39	469 480
IC 12c	1201,39	469 480
IC 13	772,09	240 624
IC14	880,55	266 283
IC 16	856,06	260 610
IC 22	621,36	204 052
	Inversión de la red (\$) 2003	4 241 939
	Inversión de la red (\$) 20012	5 582 705
	Costo de amortización de la red (\$/año) 2012	2 791 352

Fuente: Elaboración propia.