

PROPUESTA PARA LA DISMINUCIÓN DEL CONSUMO ENERGÉTICO
DE LA PLANTA DEMEX DE LA REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA

NILSON PÉREZ LÓPEZ

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE CIENCIAS FÍSICO QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA
2016

PROPUESTA PARA LA DISMINUCIÓN DEL CONSUMO ENERGÉTICO
DE LA PLANTA DEMEX DE LA REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA

NILSON PÉREZ LÓPEZ

Trabajo de grado para obtener el título de
MAGÍSTER EN INGENIERÍA QUÍMICA

DIRECTOR
RAMIRO MARTÍNEZ REY Ph. D

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE CIENCIAS FÍSICO QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERIA QUIMICA
MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA
2016

DEDICATORIA

Dedico este triunfo a mi esposa e hija, quienes fueron el impulso y motivación para el inicio de este proceso, y quienes ayudaron y apoyaron para llevarlo a feliz término. Mi esposa Eliana que siempre se preocupa por que mis metas se hagan realidad y por facilitar esta etapa a la cual dediqué mucho tiempo del que ella me regaló. Mi hija Karen que me ve como su ejemplo a seguir, por eso mi esfuerzo por iniciar y culminar cada objetivo propuesto con empeño y dedicación. Por ellas, para seguir desarrollando nuestros conocimientos y habilidades que tanto nos ayudan a triunfar en la vida y a sortear los obstáculos que se nos presentan.

AGRADECIMIENTOS

Agradezco a Dios por las oportunidades que siempre me ofrece, a mi familia por apoyarme e impulsarme a seguir adelante en mis metas, a Ecopetrol S.A. por su apoyo económico en esta etapa de estudio, a la UIS por facilitar el horario, aprendizaje y excelentes instalaciones, a los profesores y tutores por su esfuerzo y dedicación para transmitir sus conocimientos, a mi director de tesis Ramiro Martínez por su disponibilidad para orientarme en el desarrollo de este trabajo, a los ingenieros Juan Carlos Gutiérrez Julio y Juan Sebastián Duarte Rodríguez por brindarme su asesoría y conocimientos en simulación.

CONTENIDO

| | Pág. |
|---|------|
| INTRODUCCIÓN | 15 |
| 1. GENERALIDADES | 18 |
| 1.1 INTEGRACIÓN ENERGÉTICA..... | 18 |
| 1.2 ESTADO DEL ARTE | 19 |
| 1.3 FUNDAMENTOS DE TERMODINÁMICA..... | 22 |
| 1.3.1 Calorimetría..... | 22 |
| 1.3.2 Primera ley de la termodinámica. | 22 |
| 1.3.3 Segunda ley de la termodinámica. | 23 |
| 1.3.4 Calor..... | 23 |
| 1.3.5 Variación de temperatura sin cambio de fase: Calor Específico. | 24 |
| 1.3.6 Entalpía. | 25 |
| 1.3.7 Variación de temperatura con cambio de fase: Calor latente. | 25 |
| 1.4 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE LA PLANTA DEMEX..... | 26 |
| 1.5 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE LA PLANTA VISCORREDUCTORA | 28 |
| 2. METODOLOGÍA | 31 |
| 2.1 ANÁLISIS “PINCH” | 31 |
| 2.1.1 Recolección de datos del proceso..... | 35 |
| 2.1.2 Selección de las corrientes de proceso a integrar..... | 35 |
| 2.1.3 Selección del $\Delta T_{\text{mínimo}}$ inicial. | 36 |
| 2.1.4 Construcción de las Curvas Compósita y Gran Compósita..... | 37 |
| 2.1.5 Determinación del mínimo número de intercambiadores de calor..... | 41 |
| 2.1.6 Optimización del parámetro de selección del $\Delta T_{\text{mínimo}}$ | 44 |
| 3. DESARROLLO DE LA PROPUESTA DE INTEGRACIÓN ENERGÉTICA | 46 |
| 3.1 EXTRACCIÓN DE DATOS Y SELECCIÓN DE LAS CORRIENTES..... | 46 |
| 3.1.1 Datos de variables del proceso. | 47 |
| 3.1.2 Datos de análisis de laboratorio. | 51 |
| 3.1.3 Datos de la hoja de especificaciones de los Intercambiadores de calor. | 52 |
| 3.1.4 Datos de la simulación de las corrientes. | 53 |

| | |
|--|----|
| 3.2 CONSTRUCCIÓN DE CURVAS Y SELECCIÓN DE $\Delta T_{\text{mínimo}}$ INICIAL | 61 |
| 3.2.1 Construcción de la Curva Compósita Caliente (CCC) y Curva Compósita Fría (CCF). | 62 |
| 3.2.2 Selección del $\Delta T_{\text{mínimo}}$ inicial. | 65 |
| 3.2.3 Construcción de las Curvas Compósitas Desplazadas (CCD) y Curva de la Gran Compósita (CGC). | 67 |
| 3.3 RED DE INTERCAMBIADORES DE CALOR..... | 72 |
| 3.3.1 Determinación del número mínimo de intercambiadores de calor..... | 72 |
| 3.3.2 Propuesta de red de intercambiadores de calor..... | 77 |
| 3.3.3 Mínimo número conseguido de intercambiadores de calor. | 82 |
| 3.4 ESTIMACION DE COSTOS | 86 |
| 3.4.1 Costo de las utilidades. | 86 |
| 3.4.2 Estimación de costos para los intercambiadores de calor..... | 86 |
| 3.4.3 Costos totales anuales (CTA)..... | 87 |
| 3.5 SELECCIÓN DEL $\Delta T_{\text{MÍNIMO}}$ ÓPTIMO Y EVALUACIÓN ECONÓMICA | 88 |
| 3.6 ANÁLISIS ECONÓMICO DE LA RED DE INTERCAMBIO PROPUESTA .. | 89 |
| 3.6.1 Costos sin integración energética. | 90 |
| 3.6.2 Costos con integración energética. | 90 |
| 3.6.3 Costo de adquisición de los intercambiadores de calor..... | 92 |
| 3.6.4 Ahorros logrados con la integración energética. | 93 |
| 4. CONCLUSIONES | 96 |
| 5. RECOMENDACIONES..... | 97 |
| BIBLIOGRAFIA | 98 |

LISTA DE TABLAS

| | Pág. |
|--|------|
| Tabla 1. Valores típicos de $\Delta T_{\text{mínimo}}$ para varios tipos de procesos..... | 37 |
| Tabla 2. Datos necesarios para aplicar la metodología "pinch". | 46 |
| Tabla 3. Corrientes seleccionadas a integrar..... | 47 |
| Tabla 4. Datos de flujo, temperatura y presión de las corrientes de proceso a integrar..... | 48 |
| Tabla 5. Datos de laboratorio para el DMO y los Fondos DEMEX..... | 51 |
| Tabla 6. Datos de laboratorio para el Solvente de DEMEX y la Nafta de Viscosreductora..... | 52 |
| Tabla 7. Datos de laboratorio para los gases de salida de los tambores separadores de Viscosreductora y el Gasóleo o GAO. | 52 |
| Tabla 8. Datos corrientes H1 y H3. | 53 |
| Tabla 9. Condiciones y propiedades de entrada obtenidas en el simulador Aspen HYSYS V8.4 para la corriente C2 (E2522). | 55 |
| Tabla 10. Condiciones y propiedades de salida obtenidas en el simulador Aspen HYSYS V8.4 para la corriente C2 (T2501). | 55 |
| Tabla 11. Condiciones y propiedades de entrada obtenidas en el simulador Aspen HYSYS V8.4 para la corriente H6 (E2505A-F)..... | 56 |
| Tabla 12. Condiciones y propiedades de salida obtenidas en el simulador Aspen HYSYS V8.4 para la corriente H6 (D2505-1)..... | 56 |
| Tabla 13. Condiciones y propiedades de entrada obtenidas en el simulador Aspen HYSYS V8.4 para la corriente C1 (H2501). | 57 |
| Tabla 14. Condiciones y propiedades de salida obtenidas en el simulador Aspen HYSYS V8.4 para la corriente C1 (D2506). | 57 |
| Tabla 15. Condiciones y propiedades de entrada obtenidas en el simulador Aspen HYSYS V8.4 para la corriente H4 (E2505GH). | 58 |
| Tabla 16. Condiciones y propiedades de salida obtenidas en el simulador Aspen HYSYS V8.4 para la corriente H4 (D2505-7). | 58 |
| Tabla 17. Condiciones y propiedades de entrada obtenidas en el simulador Aspen HYSYS V8.4 para la corriente H5 (E2801). | 59 |
| Tabla 18. Condiciones y propiedades de salida obtenidas en el simulador Aspen HYSYS V8.4 para la corriente H5 (D2802). | 59 |
| Tabla 19. Condiciones y propiedades de entrada obtenidas en el simulador Aspen HYSYS V8.4 para la corriente H2 (A E2812). | 60 |
| Tabla 20. Condiciones y propiedades de salida obtenidas en el simulador Aspen HYSYS V8.4 para la corriente H2 (D2803). | 60 |

| | |
|--|----|
| Tabla 21. Datos recolectados de las corrientes del proceso a integrar, que luego se usan para ingresarlos al software de simulación AEA. | 61 |
| Tabla 22. Delta de Entalpia calculados para los diferentes intervalos de temperatura de las corrientes frías y calientes. | 64 |
| Tabla 23. Entalpía acumulada para las corrientes frías y calientes. | 65 |
| Tabla 24. Intervalos de temperatura desplazada y sus diferencias de entalpía para graficar la CGC | 69 |
| Tabla 25. Determinación del mínimo número de intercambiadores de calor para la red propuesta..... | 72 |
| Tabla 26. Mínimo número de intercambiadores de calor para la red propuesta teniendo en cuenta el criterio de número de corrientes. | 73 |
| Tabla 27. Diseño de los intercambiadores de calor para la red “A_Design3” generada automáticamente por AEA. | 76 |
| Tabla 28. Diseño de los intercambiadores de calor para la red “A_Design5” generada automáticamente por AEA. | 76 |
| Tabla 29. Comparación entre los diferentes diseños (10) de red generados automáticamente por AEA y el diseño de red “Design1” realizado por el autor. | 77 |
| Tabla 30. Lista de los intercambiadores de calor proceso a proceso encima del “pinch” con sus temperaturas de entrada y salida, área, flujo de calor y ΔT mostrados por AEA. | 80 |
| Tabla 31. Lista de los intercambiadores de calor proceso a proceso encima y debajo del “pinch” con sus temperaturas de entrada y salida, área, flujo de calor y ΔT mostrados por AEA. | 82 |
| Tabla 32. Características de los intercambiadores de calor proceso a proceso y de utilidades de la red propuesta. | 85 |
| Tabla 33. Costos de operación sin integración energética. | 90 |
| Tabla 34. Costos de operación con integración energética. | 91 |
| Tabla 35. Costos por degradación o pérdida de producción de vapor al utilizar las corrientes de Viscosreductora en la integración..... | 91 |
| Tabla 36. Costos de operación con la planta Viscosreductora fuera de servicio durante 20 días por año. | 92 |
| Tabla 37. Lista de precios de los intercambiadores de calor de la red propuesta, generados con la herramienta informática gratuita en línea MATCHE. | 93 |

LISTA DE FIGURAS

| | Pág. |
|---|------|
| Figura 1. Representación gráfica del calor latente..... | 26 |
| Figura 2. Diagrama simplificado del proceso de la planta DEMEX..... | 27 |
| Figura 3. Diagrama simplificado del proceso de la planta Viscorreductora..... | 29 |
| Figura 4. “Diagrama de cebolla” para jerarquizar el diseño de un proceso..... | 32 |
| Figura 5. Proceso simple sin integración de calor..... | 33 |
| Figura 6. Proceso mejorado con integración de calor..... | 34 |
| Figura 7. Comportamiento del uso de utilidad, área de intercambiadores y variación de costos totales con el $\Delta T_{\text{mínimo}}$ seleccionado. | 38 |
| Figura 8. Ejemplo de gráfica de una Curva Compósita Caliente para dos corrientes. | 39 |
| Figura 9. Desplazamiento de $\Delta T_{\text{mínimo}}$ de las Curvas Compósitas Fría y Caliente. | 40 |
| Figura 10. Construcción de la Curva Compósita Desplazada y Curva de la Gran Compósita..... | 41 |
| Figura 11. Posición correcta de las Curvas Compósitas para hallar el rango de selección del $\Delta T_{\text{mínimo}}$ óptimo. | 45 |
| Figura 12. Diagrama de corrientes frías (color azul) y calientes (color rojo) de la planta DEMEX. | 49 |
| Figura 13. Diagrama de las corrientes calientes (color rojo) de la planta Viscorreductora..... | 50 |
| Figura 14. Diagrama realizado en el simulador Aspen HYSYS V8.4 para las corrientes e intercambiadores de calor de la planta DEMEX..... | 54 |
| Figura 15. Diagrama realizado en el simulador Aspen HYSYS V8.4 para las corrientes e intercambiadores de calor de la planta Viscorreductora..... | 54 |
| Figura 16. Interfaz de AEA con los datos ingresados de las corrientes a integrar para la realización de un caso de Integración de Calor. | 62 |
| Figura 17. Curvas Compósita Caliente y Fría sin desplazamiento de $\Delta T_{\text{mínimo}}$ | 63 |
| Figura 18. Curvas Compósita Caliente y Fría con desplazamiento de $\Delta T_{\text{mínimo}}$ de 20°C mostradas por AEA..... | 63 |
| Figura 19. Información de las temperaturas “pinch” para las corrientes fría y caliente y necesidad mínima de utilidades mostradas por AEA..... | 66 |
| Figura 20. Curvas Compósita Caliente y Fría con desplazamiento menor a 20°C de $\Delta T_{\text{mínimo}}$ mostrada por AEA. | 66 |
| Figura 21. Curvas Compósitas Desplazadas..... | 67 |
| Figura 22. Curva de la Gran Compósita. | 70 |
| Figura 23. Identificación de uso de utilidades en la Curva de la Gran Compósita. | 71 |

| | |
|---|----|
| Figura 24. Diseño “A_Design3” de la red de intercambiadores de calor generada automáticamente por AEA. | 74 |
| Figura 25. Diseño “A_Design5” de la red de intercambiadores de calor generada automáticamente por AEA. | 75 |
| Figura 26. Interfaz de AEA para la disposición de los intercambiadores de calor.. | 78 |
| Figura 27. Disposición de los intercambiadores de calor proceso a proceso encima del “pinch” diseñado por el autor en AEA. | 79 |
| Figura 28. Disposición de los intercambiadores de calor proceso a proceso ubicados encima y debajo del “pinch” diseñado por el autor en AEA. | 81 |
| Figura 29. Datos de las utilidades ingresados en AEA. | 83 |
| Figura 30. Red propuesta de intercambiadores de calor proceso a proceso y de utilidades..... | 84 |
| Figura 31. Interfaz de AEA para los datos económicos. | 88 |
| Figura 32. Gráfica en AEA de requerimiento de área de intercambio con variación del $\Delta T_{\text{mínimo}}$ Vs. costos totales. | 89 |
| Figura 33. Representación gráfica de consumo y costos anuales de las utilidades sin la integración energética. | 95 |
| Figura 34. Representación gráfica de consumo y costos anuales de las utilidades al implementar la integración energética. | 95 |

RESUMEN

TÍTULO: PROPUESTA PARA LA DISMINUCIÓN DEL CONSUMO ENERGÉTICO DE LA PLANTA DEMEX DE LA REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA *

AUTOR: NILSON PÉREZ LÓPEZ **

PALABRAS CLAVES: INTEGRACIÓN, CALOR, ENERGÍA, OPTIMIZACIÓN, PROCESOS, AHORRO ENERGÉTICO, METODOLOGIA, ANÁLISIS, PINCH, CURVAS COMPUESTAS, INTERCAMBIADOR DE CALOR, DEMEX, VISCORREDUCTORA, ASPEN HYSYS, ASPEN ENERGY ANALYZER.

DESCRIPCIÓN:

El presente trabajo de aplicación propone una red de intercambiadores de calor para integrar corrientes del proceso de las plantas DEMEX y Viscorreductora de la refinería de Barrancabermeja de Ecopetrol S.A., utilizando para ello la metodología del análisis “pinch”, la cual ha sido la herramienta más empleada en la optimización del intercambio de calor entre corrientes del proceso que transportan energía térmica. Se encontró que el enfoque de temperatura óptimo de transferencia de calor, que permite un bajo costo de adquisición de los intercambiadores y una disminución del consumo de energía fue de 20°C, logrando con ello los menores costos de operación de la red y de inversión de capital. Con esta propuesta se disminuye el gasto energético en la planta DEMEX, la cual es un proceso de extracción líquido-líquido que tiene un alto consumo de vapor de 150 psig, gas combustible y agua de enfriamiento para separar y recuperar el solvente que nuevamente es utilizado en el proceso. Su costo de operación actual representa el 25% del total necesario para el funcionamiento de la refinería, logrando reducir esos costos al dejar de consumir el 100% del vapor de 150 psig y del gas combustible y, el 18% del agua de enfriamiento. En vapor de 150 psig se dejan de consumir 133,415 klb/h, lo que representan 4.678.064 USD/año, en gas combustible 80 MBTU/h, que representan 3.857.040 USD/año y, en agua de enfriamiento 254 kgal/h, que representan 508.285 USD/año. Al final, luego de un análisis económico, se concluye que la propuesta es viable, logrando pagar la inversión de capital en los tres primeros años, para luego de estos tres años obtener ganancias anuales de 5.307.892 USD.

* Tesis de Maestría

** Facultad de Ciencias Físico Químicas. Escuela de Ingeniería Química. Director: Ramiro Martínez Rey, Ph. D

ABSTRACT

TITLE: PROPOSAL FOR REDUCING THE ENERGY CONSUMPTION OF THE BARRANCABERMEJA REFINERY DEMEX PLANT *

AUTHOR: NILSON PÉREZ LÓPEZ **

KEYWORDS: INTEGRATION, HEAT, ENERGY, OPTIMIZATION, PROCESSES, ENERGY SAVING, METHODOLOGY, ANALYSIS, PINCH, COMPOSITE CURVES, HEAT EXCHANGER, DEMEX, VISCORREDUCTORA, ASPEN HYSYS, ASPEN ENERGY ANALYZER

DESCRIPTION:

This application work proposes a heat exchangers network for integrating process streams of the Ecopetrol SA Barrancabermeja refinery DEMEX and Viscorreductora plants, using the methodology of pinch analysis, which has been the most used tool in optimizing the heat exchange between process streams transporting thermal energy. It was found that the heat transfer optimum temperature approach, which allows a low cost in acquisition of exchangers and a decrease in energy consumption was 20 °C, thereby achieving lower costs of network operation and investment capital. This proposal achieved to reduce energy expenditure in DEMEX plant, which is a process of liquid-liquid extraction having a high consumption of 150 psig steam, fuel gas and cooling water to separate and recover the solvent that is again used in the process. Current operating cost represents 25% of the total needed for the operation of the refinery, achieving to reduce these costs to stop consuming 100% of 150 psig steam and fuel gas, and 18% of cooling water. Stop consuming 133,415 klb/h of 150 psig steam, representing 4.678.064 USD/year, 80 MBTU/h of fuel gas, representing 3.857.040 USD/year and, 254 kgal/h of cooling water, representing 508.285 USD/year. In the end, after an economic analysis, it is concluded that the proposal is feasible, achieving pay the capital investment in the first three years, for after this obtaining annual earnings of 5.307.892 USD.

* Master Thesis

** Chemical Physical Sciences Faculty. School of Chemical Engineering. Director: Ramiro Martínez Rey, Ph. D

INTRODUCCIÓN

Uno de los mayores costos que involucran la operación de una planta de refinería de petróleo es el consumo energético, representados en vapor, agua industrial y gas combustible, llamados comúnmente servicios industriales o utilidades, los cuales son fundamentales para su operación de forma continua y confiable, logrando así los niveles de producción y rentabilidad exigidos por la empresa. El vapor normalmente es utilizado como medio de calentamiento de corrientes frías y como fuerza motriz de turbinas acopladas a bombas o compresores. Igualmente el gas combustible, al ser quemado en hornos calentará las corrientes frías. El agua industrial es usada como medio de enfriamiento de corrientes calientes que necesitan ser enfriadas.

Estos servicios industriales se consumen a gran escala, debido al gran tamaño de las plantas de proceso y a que éstas operan continuamente, por varios años, hasta que son sacadas de servicios para realizarles su mantenimiento respectivo, generando altos costos de operación. Es por eso que su uso debe ser optimizado buscando ahorros en su consumo. Esto se logra con la modernización de equipos, la optimización de los procesos o por medio de una integración energética, la cual consiste en el aprovechamiento de la energía sobrante de las corrientes del proceso para calentar o enfriar otras corrientes. Estas alternativas son aplicables a cualquier refinería del mundo, presentando las de Colombia una gran oportunidad para realizar un estudio de ahorro energético y, por lo tanto, proponer una alternativa que ayudará a minimizar los costos de operación de sus refinерías.

En la refinería de Barrancabermeja, de Ecopetrol S.A., se encuentra ubicada una de las plantas que le representa el mayor consumo de su energía. Esta es la planta DEMEX, donde se necesita un gran gasto de vapor y de gas combustible para calentar las corrientes de un proceso de extracción líquido-líquido y poder separar el solvente, que luego es condensado con el uso de agua de enfriamiento para reutilizarlo nuevamente. La pregunta que surge a esta situación de alto costo es: ¿Cómo disminuir el consumo energético de la planta DEMEX? Ante esta problemática se analizan los procesos de la planta DEMEX y de la planta Viscorreductora, ubicadas en la misma área, y se encuentra que: algunas corrientes de estos procesos poseen altos valores energéticos que pueden ser aprovechados para el intercambio de energía con otras corrientes de la planta, buscando, de esta manera, minimizar los consumos de vapor de 150 psig, gas combustible y agua de enfriamiento. Esta alternativa de solución se conoce con el nombre de integración energética, integración de procesos o integración de calor, la cual se desarrolla en

este trabajo con el propósito de lograr disminuir los costos de operación de la planta DEMEX por consumo de energía.

La planta DEMEX también tiene un consumo de vapor de 50 psig para realizar calentamiento de sus corrientes, pero este no se tendrá en cuenta en esta propuesta para ser minimizado como gasto energético, ya que actualmente existe un exceso de producción de vapor de 50 psig que mantiene su cabezal presionado y obliga, en algunas ocasiones, a ventearlo a la atmósfera para mantener su presión. Por el contrario, con esta propuesta, se minimiza su producción y se evita la pérdida de este vapor.

Se tiene entonces, para la elaboración de este trabajo, como **objetivo general:**

Proponer una disminución en el consumo energético de la planta DEMEX de la Refinería de Barrancabermeja mediante la integración energética de corrientes del proceso.

Para lograr este objetivo general se tienen como **objetivos específicos:**

- ✓ Analizar datos de las variables de operación de las plantas de proceso y de las características de las corrientes de proceso.
- ✓ Estimar las propiedades termodinámicas de las corrientes a integrar por medio del paquete de simulación de procesos Aspen HYSYS V8.4.
- ✓ Determinar las Curvas Compósitas, el punto “pinch”, el requerimiento mínimo energético y la Curva de la Gran Compósita con ayuda del software de gestión de energía Aspen Energy Analyzer.
- ✓ Proponer un nuevo diseño de red de intercambiadores de calor utilizando el software de gestión de energía Aspen Energy Analyzer.
- ✓ Determinar, a través de un análisis económico, los costos y ganancias que conllevaría la implementación de esta propuesta en la refinería de Barrancabermeja.

Para el desarrollo de esta propuesta se utilizó la metodología del análisis “pinch”, siendo ésta una de las herramientas más utilizadas y que ha logrado los mejores resultados a nivel mundial. Esta metodología analiza sistemáticamente las corrientes frías y calientes de los procesos químicos y sus sistemas de utilidades (servicios de calentamiento y enfriamiento) con la ayuda de la primera y segunda ley de la termodinámica, calculando los cambios de entalpía de las corrientes

cuando realizan un intercambio de calor y, determinando la dirección del flujo de calor. Con este análisis se busca aprovechar la energía calórica de las corrientes del proceso para minimizar los consumos necesarios de utilidades para enfriar o calentar esas corrientes, empleando una red de intercambiadores de calor que operen con un enfoque de temperatura óptimo (diferencia de temperatura mínima entre corrientes a lo largo de un intercambiador) que permitan una mayor transferencia de calor, a un bajo costo de adquisición del intercambiador y una disminución del consumo de utilidades.

En la sección 2 se hace una descripción detallada de la metodología “pinch” y sus diferentes herramientas utilizadas para lograr identificar esos consumos mínimos necesarios de utilidades que permitan obtener ahorros de energía y económicos a la empresa.

Gracias a la ayuda del software de simulación de procesos Aspen Hysys V8.4 se logró simular algunas de las corrientes del proceso para estimar sus propiedades termodinámicas e identificar así el valor energético que pueda aportar a la integración. Con el software de simulación Aspen Energy Analyzer se propuso el diseño de la red de intercambiadores de calor y se realizó el análisis económico inicial que permitió seleccionar el $\Delta T_{\text{mínimo}}$ óptimo.

Este trabajo se realizó con el análisis de los procesos en estado estable y a máxima carga de las plantas, conservando el mismo esquema operacional actual para suplir las necesidades de temperaturas de las corrientes cuando alguna de las dos plantas se encuentre fuera de servicio por alguna emergencia operacional o por mantenimiento. Al final del documento, en la sección correspondiente, se dan las recomendaciones necesarias para mejorar esta integración energética.

1. GENERALIDADES

1.1 INTEGRACIÓN ENERGÉTICA

La integración energética o integración de procesos consiste en el aprovechamiento de la energía calórica que poseen algunas corrientes de un proceso para calentar o enfriar otras corrientes pertenecientes al mismo u otro proceso, a través del intercambio de corrientes, con el fin de buscar un ahorro en el consumo de energía térmica, lo que representa una reducción en los costos de operación. Principalmente se ha aplicado en las grandes y complejas instalaciones industriales, donde existen numerosas plantas de procesos que manejan diversas corrientes y, donde a veces se hace difícil identificar, con un simple análisis, las mejores oportunidades de ahorro (CETC-Varenes, 2.003); para ello se usan diferentes metodologías que incluyen herramientas computacionales, de las cuales, la más utilizada, es la tecnología “pinch” o punto de pliegue, siendo aplicada a los procesos que ya se encuentran en servicio y así optimizarlos para reducir el consumo de energía o, a los procesos que están en la etapa de diseño, buscando un intercambio de calor más eficiente mejorando el consumo de energía (ÁLVAREZ, X. B. *et al.*, 2.007). Esta metodología es la más utilizada debido a la simplicidad de los conceptos fundamentales y, especialmente, a los espectaculares resultados obtenidos en numerosos proyectos a nivel mundial; es una de las herramientas más prácticas y es muy utilizada para estos casos donde se intercambia calor entre corrientes del proceso, con la finalidad de mejorar el uso eficiente de la energía (CETC-Varenes, 2.003).

Una integración energética puede ser desarrollada integrando sólo las corrientes de una misma planta de proceso, o, integrando las corrientes entre dos o más plantas, lo cual se conoce como una integración total del sitio. El hecho de una integración entre plantas podría ser considerado no práctico, ya que la variación en la operación de una afectaría la operación de la otra, pero estos problemas pueden ser resueltos con un adecuado estudio, ya sea usando otros fluidos térmicos o equipos auxiliares de servicios (BAGAJEWICZ, Miguel & RODERA, Hernán, 2.004). La idea siempre es poder integrar la totalidad de los procesos, pues esto conlleva a un gran ahorro de energía, que combinado con una operación estable y confiable, lo cual involucra planes de mantenimiento predictivo y de capacitación continua al personal de operación de planta, le garantizan altos rendimientos económicos a la empresa.

1.2 ESTADO DEL ARTE

Los análisis de integración energética se han realizado en muchas industrias, principalmente buscando el ahorro de energía térmica, lo que representa una reducción en los costos de operación a través del intercambio de corrientes de aquellos sistemas que poseen un gran potencial de recuperación de calor. (GRIP, Carl-Erik, *et al.*, 2.012) describen la aplicación y experiencia con diferentes herramientas de integración que se han probado y aplicado en la planta de acero de SSAB EMEA en Luleå, la planta de calor y energía combinada de Lulekraft y el sistema de calentamiento del distrito de Luleå. Estas herramientas incluyen modelos de simulación, programación matemática, análisis de exergía y análisis “pinch”. Las experiencias y resultados obtenidos con los diferentes métodos han permitido evaluar cada uno y poder así escoger el óptimo, dependiendo de la situación y de la solución a las necesidades requeridas:

- Cuando el sistema está dominado por corrientes que transportan energía térmica el problema es optimizar el intercambio de calor entre las corrientes. Para este caso, el uso de la herramienta del análisis “pinch” es el adecuado.
- El análisis de exergía tiene aplicación cuando se tienen problemas que involucran diferentes tipos de energía, reacciones químicas, otras formas de energía diferentes a la térmica, tales como la energía química, diferencial de presiones y/o generación de electricidad. Un ejemplo sería el estudio del potencial de los flujos de energía en reposo para la conversión en electricidad.
- La programación matemática ha sido utilizada para estudiar problemas que involucran el sistema total con corrientes de diferentes tipos de energía y materiales que reaccionan entre ellas. Un ejemplo es una planta de acero, donde corrientes de líquido pesado, sólido y gaseoso reaccionan de una forma que afectan los balances de material y energía.

Para la industria del petróleo han sido muchos los estudios de integración que se han realizado para reducir los costos de operación, y en los cuales se ha utilizado la tecnología “pinch” como herramienta para tratar sus sistemas dominados por corrientes que transportan energía térmica. A continuación se presentan algunos casos:

(KAZUO MATSUDA, *et al.*, 2.009), en un estudio realizado a través de la tecnología “pinch”, aplicado al área industrial Kashima, uno de los más grandes complejos

químicos en Japón, demostraron que a pesar de la alta eficiencia de las locaciones individuales en el complejo, hay un enorme potencial de ahorro de energía a través del intercambio de corrientes entre esas distintas locaciones. Además se encontró que el uso adecuado de las herramientas y técnicas disponibles de la tecnología “pinch” permite a una zona industrial de enorme magnitud y complejidad ser analizada convenientemente. Esto se ha traducido en proyectos de ahorro de energía que han sido propuestos y aplicados en todas las áreas.

(EL-TEMTAMY, *et al.*, 2.010) investigaron las oportunidades para la conservación de energía en el complejo de gas del Desierto de Occidente (WDGC), Egipto, a través de la modificación del tren de intercambio de calor. La simulación del proceso de la planta fue realizada utilizando el programa de simulación HYSYS en estado estacionario. Esta etapa fue necesaria para suministrar los datos requeridos de las propiedades de la corriente para el análisis de calor, así como los requerimientos de calor en el condensador y en el rehervidor. Adoptando la tecnología de diseño “pinch” ellos calcularon los requerimientos mínimos de energía de calentamiento y de enfriamiento para diferentes valores de $\Delta T_{\text{mínimo}}$ utilizando dos métodos, el algoritmo de la tabla problema de la metodología “pinch” y el método de programación lineal. Entonces, el diseño de la red de intercambio de calor se llevó a cabo de acuerdo con la metodología de diseño “pinch” para lograr los requerimientos de servicio objetivo para cada $\Delta T_{\text{mínimo}}$. El diseño óptimo de la red de intercambio de calor correspondió a un $\Delta T_{\text{mínimo}}$ de 10°C y el ahorro de servicios fríos y calientes logrado fue de 42 y 21% respectivamente.

(ZHAO DONGFENG, *et al.*, 2.012) tomaron como ejemplo una refinería típica situada en el noroeste de China para realizar una investigación enfocada en la recuperación de calor de baja temperatura para adoptar la destilación multiefecto (multi-effect distillation, MED) en una desalinización a través de la tecnología “pinch”. El $\Delta T_{\text{mínimo}}$ óptimo fue establecido en 26°C, logrando una cantidad mínima de servicio de calor de 440.457,64 kW y una cantidad mínima de servicio de enfriamiento de 1.965.993,85 kW. Finalmente la red de intercambiadores de calor fue establecida mediante la integración de dos redes de intercambiadores de calor.

(AKPA, J. G. & OKOROMA, J. U., 2.012) realizaron el análisis “pinch” a una red de intercambiadores de calor de la unidad de destilación de crudo de la refinería New Port Harcourt. Este análisis estuvo dirigido a comprobar la eficiencia de energía y la operación de los intercambiadores de calor usados en el precalentamiento del crudo. Los datos de proceso de las redes de intercambiadores de calor fueron tomados para usarlos en el software Aspen-Pinch para el análisis “pinch”, obteniendo los requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento de toda la

red. El análisis indicó que un total de calor útil de 98.916,1 kW y 8.298,7 kW de enfriamiento útil no fue utilizado dentro de la red (corriente de proceso pobre) y que 10 intercambiadores de calor no fueron colocados apropiadamente. Por lo tanto, los autores concluyeron que los intercambiadores de calor en la unidad de destilación de crudos necesitaban ser modernizados para asegurar una adecuada recuperación de calor, la integración de los procesos y la utilización eficiente de la energía dentro de la red.

(KAZUO MATSUDA, *et al.*, 2.014) aplicaron la tecnología “pinch” a uno de los más grandes complejos químicos en Tailandia, en el área industrial de Map Ta Phut, mediante el análisis de las curvas compuestas y el perfil total del proceso. Este estudio demuestra que a pesar del desarrollo reciente del complejo químico para conseguir una alta eficiencia en el consumo de energía, una cantidad suficiente de energía, potencialmente, puede ser ahorrada mediante el intercambio de energía entre los diversos procesos. Sobre esta base, el complejo químico ha desarrollado un plan a mediano y largo plazo para el ahorro de energía en toda el área del proceso.

En las Refinerías de Colombia también se han llevado a cabo este tipo de estudios. (RIOS, Carlos M. H. y GRISALES, Rogelio R., 2.003) realizaron el análisis y evaluación para las secciones de reacción, regeneración y fraccionamiento de la planta de cracking Modelo IV de la refinería de Cartagena, las cuales no fueron modernizadas con la tecnología UOP, por lo que vieron en ésta, una oportunidad apropiada para la aplicación de la tecnología “pinch” con la intención de obtener una mejor recuperación del calor en toda la planta y un mínimo requerimiento de servicios externos de calentamiento y enfriamiento. Plantearon entonces la integración de energía mediante el análisis de diversas alternativas y la evaluación de ellas, con el fin de obtener el diseño de la red de intercambio de calor con mínimos consumos energéticos que genere a su vez los mínimos costos totales para la refinería.

Muchos de estos estudios se han realizado integrando las corrientes de hidrocarburo que necesitaban ser enfriadas o calentadas. Sin embargo, (COETZEE & MAJOZI, 2.008) usaron un caso estudio de una compañía petrolera de Sudáfrica basado en el hecho de aprovechar la corriente de líquido saturado, producto del calentamiento realizado por el vapor saturado, integrándola nuevamente a la red de intercambio de calor, con lo cual obtuvo un ahorro de vapor de 29.6%. Generalmente, la distribución de las redes de vapor son diseños paralelos, aún para sistemas que han sido diseñados siguiendo el análisis “pinch”. La razón de esto es que implícito en el análisis “pinch” se supone que todos los intercambiadores de

calor están conectados directamente al suministro de energía, utilizando sólo el calor latente del vapor. Esto se traduce en pérdidas de energía, ya que algunos de los condensados todavía tienen la energía suficiente para abastecer algunos procesos en la mayoría de los casos. Por lo tanto, al permitir la reutilización de estos condensados se puede reducir la demanda global de vapor. Ellos encontraron, para este caso, que si sólo vapor saturado fuera usado para calentar, asumiendo un diseño paralelo, se necesitarían 39,2 t/h, pero, al realizar la integración de la corriente de condensado, aprovechando su energía para calentar, sólo se necesitarían 27,6 t/h de vapor.

Las anteriores referencias muestran que la herramienta más usada para el análisis de integración energética ha sido la metodología “pinch”, logrando, para las diferentes industrias, excelentes resultados en reducción de costos energéticos. Es por esto, que para el desarrollo de este trabajo, se utilizó como metodología para el análisis de integración de las corrientes de proceso y así aprovechar el potencial energético de ellas.

1.3 FUNDAMENTOS DE TERMODINÁMICA

1.3.1 Calorimetría. Es la medida de la cantidad de calor involucrada en una transformación. En las transformaciones sin cambio de fase ni composición se usa la capacidad calorífica o calor específico C_p ; en las transformaciones con cambio de fase pero no de composición se usa el calor latente $\Delta H_{\text{Calor latente}}$; en las transformaciones con reacción química se usa el calor de reacción $\Delta H_{\text{Calor reacción}}$ (RODRÍGUEZ, J.A, 2.004). En esta propuesta se evalúan las dos primeras.

1.3.2 Primera ley de la termodinámica. El primer principio de la termodinámica o primera ley de la termodinámica postula la conservación de la energía. Este principio establece que la energía siempre se conserva, de modo que al intercambiar energía la energía disminuye, apareciendo necesariamente una cantidad de energía equivalente en el entorno. La cantidad de energía que pierde un sistema es igual a la cantidad de energía que gana el entorno (DIMIAN, A.C, 2.003). Considerando un sistema cerrado, donde no hay intercambio de masa, la primera ley de la termodinámica sería:

$$\Delta (\text{energía del entorno}) + \Delta (\text{energía del sistema}) = 0$$

El primer término está dado por la cantidad de calor y trabajo intercambiado $Q + W$. El segundo término tiene en cuenta el cambio de energía (energía interna U) del propio sistema. La energía interna es una función de estado. Su valor absoluto no es conocido, pero su variación, ΔU entre dos estados, es siempre la misma independiente de la trayectoria seguida.

Matemáticamente, la primera ley postula que en un sistema cerrado la energía interna U puede ser variada sólo por el intercambio de calor y/o trabajo:

$$\Delta U = Q + W \quad (1.1)$$

ΔU sólo depende del estado inicial y final (presión, volumen, temperatura, composición), mientras que Q y W dependen de la transformación o el camino usado para ir desde el estado inicial hasta el estado final (DIMIAN, A.C, 2.003).

1.3.3 Segunda ley de la termodinámica. Esta segunda ley establece que los procesos van en cierta dirección y no en la dirección contraria. Por experiencia se sabe que el flujo de calor entre dos cuerpos siempre se da del cuerpo más caliente al más frío y nunca en la dirección opuesta de manera espontánea. Este hecho es de tal importancia que su replanteamiento sirve como una expresión aceptable de la segunda ley (SMITH, J.M.; VAN NESS, H.C. & ABBOTT, M.M., 1.997).

1.3.4 Calor. El calor es una forma de energía que se transfiere a través de los límites de un sistema a otro (o a su entorno) gracias a que, entre ellos, existe un diferencial de temperatura. En este caso el calor fluye del sistema con temperatura más alta al sistema con temperatura más baja. Un cuerpo nunca contiene calor (pero sí contiene energía), y sólo se puede identificar el calor cuando cruza los límites del sistema. Si no hay diferencia de temperatura entre los dos sistemas entonces no existe la transferencia de calor, lográndose entonces el equilibrio de temperatura (VAN WYLEN, Gordon J.; SONTAGG, Richard E. & BORGNAKKE, Claus, 2.003).

Simbolizando la cantidad de calor con la letra Q , la masa con la letra m , la variación de temperatura con ΔT y el calor específico con C_p se tiene que:

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T \quad (1.2)$$

Esta ecuación permite calcular la cantidad de calor requerida para modificar la temperatura de una masa m de sustancia de calor específico C_p en una cantidad ΔT , siempre y cuando no haya cambio de fase (RODRÍGUEZ, J.A, 2.004). La unidad de medida de calor en el Sistema Internacional es el Joule.

1.3.5 Variación de temperatura sin cambio de fase: Calor Específico. Esta propiedad depende de cómo se ejecute el proceso para el intercambio de calor, existiendo así dos clases de intercambio de calor más frecuentes: el calor específico a volumen constante C_v y el calor específico a presión constante C_p . El calor específico a volumen constante se puede considerar como la energía requerida para elevar en un grado la temperatura de una unidad de masa de una sustancia cuando el volumen se mantiene constante y, el calor específico a presión constante cuando la presión se mantiene constante. La energía requerida para elevar en un grado la temperatura de una sustancia difiere a temperaturas y presiones distintas, pero normalmente esta diferencia no es muy grande (CENGEL, Yunus A. & BOLES, Michael A., 2.009). Esta propuesta de trabajo utiliza en su metodología el C_p para aquellas corrientes que no sufren cambio de estado.

Una ecuación, con la cual se define C_p es la siguiente:

$$C_p dT = dh \quad \rightarrow \quad C_p = \left(\frac{\partial h}{\partial T} \right)_p \quad (1.3)$$

Y se define como el cambio en la entalpía específica de una sustancia por cambio unitario en la temperatura a presión constante.

De la ecuación 1.3 se observa que C_p está relacionado con los cambios de entalpía específica ∂h (CENGEL, Yunus A. & BOLES, Michael A., 2.009), lo que significa que, si se conoce el cambio de entalpía específica que sufre una corriente al variar su temperatura, se puede predecir la cantidad de energía necesaria por la masa de esa corriente al variar su temperatura. En esta propuesta se tiene en cuenta esta característica cuando se simula la corriente para hallar su valor energético.

Los valores de calor específico en el Sistema Internacional son: $\frac{\text{Joules}}{\text{kg.K}}$ o $\frac{\text{Joules}}{\text{kg.}^\circ\text{C}}$

1.3.6 Entalpía. La entalpía es una función de estado y se define como la suma de la energía intensiva U y el término $P.V$ (presión absoluta P por el volumen total V):

$$H = U + P.V \quad (1.4)$$

Si de la primera ley se tiene que:

$$\Delta U = Q + W$$

Y teniendo en cuenta que el trabajo de expansión o compresión W es el producto de $P.\Delta V$ entonces:

$$Q = \Delta U + W = \Delta U + P.\Delta V$$

Reordenando y agrupando términos se obtiene:

$$Q = \Delta(U + P.V) \quad (1.5)$$

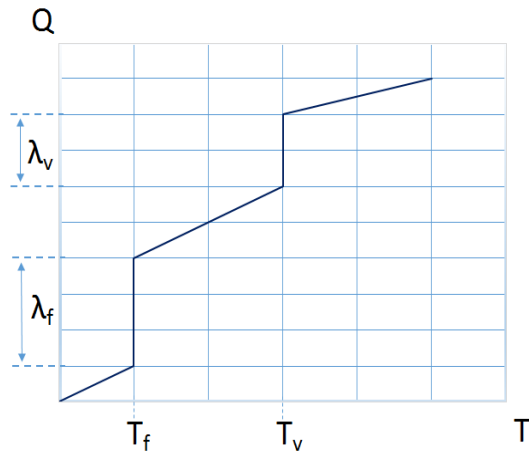
Al introducir la definición de la entalpía (ecuación 1.4) en la ecuación 1.5 se tiene entonces que:

$$Q = \Delta H \quad (1.6)$$

Por lo que se deduce, que el cambio de entalpía para un sistema cerrado a presión constante es igual al calor intercambiado. Como la entalpía es una función de estado, esto permite calcular de una manera muy directa la transferencia de calor en el sistema. Sus unidades de medida por lo tanto son las mismas que las de calor (MÜLLER, E. A, 2.002). Para esta propuesta el calor intercambiado Q , por cada corriente, será denominado como el delta de entalpía ΔH .

1.3.7 Variación de temperatura con cambio de fase: Calor latente. La Figura 1 muestra la cantidad de calor entregada a la unidad de masa de una cierta sustancia en función de la temperatura. Los tramos donde la temperatura permanece constante son aquellos en los que tiene lugar el cambio de fase. La fusión (de sólido a líquido) ocurre a temperatura T_f y requiere un calor latente de fusión λ_f . La ebullición (de líquido a vapor) ocurre a temperatura T_v y requiere un calor latente de ebullición λ_v . Las unidades de medida del calor latente en el sistema internacional son: $\frac{\text{Joules}}{\text{kg}}$

Figura 1. Representación gráfica del calor latente



Fuente: RODRIGUEZ, Jorge A., 2.004.

La ecuación que permite calcular el calor intercambiado durante un cambio de fase es la siguiente.

$$Q_f = m \cdot \lambda_f \quad (1.7)$$

En este trabajo se utilizan corrientes que sufren cambio de estado, de líquido a vapor o vapor a líquido, para lo cual se tiene en cuenta los cambios de entalpía específica ∂h , mencionados en la sección 1.3.5, para hallar el calor intercambiado o energía empleada por la corriente.

1.4 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE LA PLANTA DEMEX

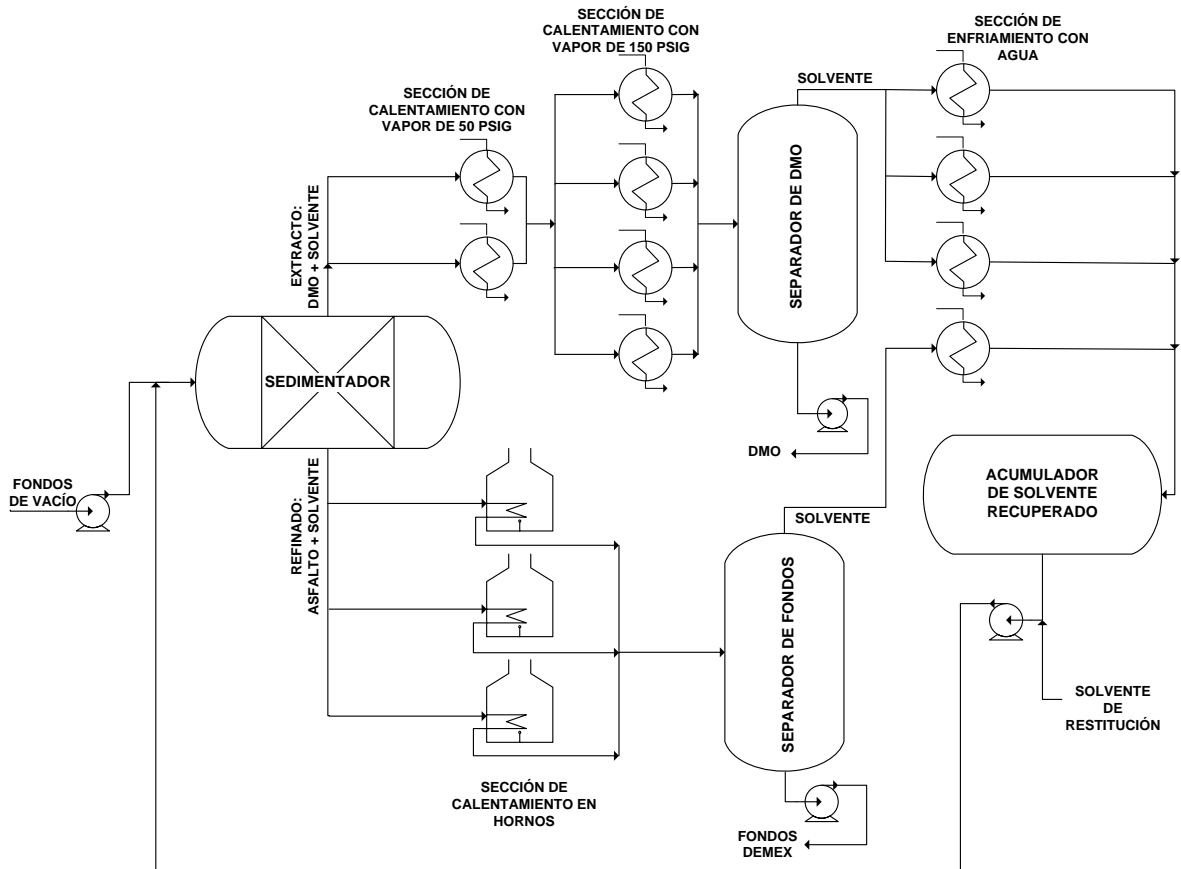
La planta DEMEX de la refinería de Barrancabermeja tiene como finalidad extraer a los fondos de vacío, provenientes de las torres de destilación de crudo al vacío, un aceite desmetalizado llamado DMO, con bajo contenido de metales y carbón, a través de un proceso de extracción líquido-líquido, el cual consiste en la separación de los componentes de una mezcla líquida (fondos de vacío) por contacto con otro líquido (solvente líquido compuesto principalmente por n-butano e iso-butano), inmiscible con ella o parcialmente inmiscible y que disuelve preferiblemente a uno de los componentes (DMO). Los componentes de la mezcla se separarán luego

utilizando la diferencia de solubilidad de sus componentes (Vicepresidencia Refinación y Petroquímica, Gerencia Complejo Barrancabermeja, 2.007).

El DMO extraído en la planta DEMEX como producto, se somete luego a un proceso de hidrot ratamiento, donde son removidos una serie de contaminantes como: azufre, nitrógeno, oxígeno, carbón y, metales de hierro, níquel y vanadio, mejorando así sus características para poderlo cargar a las unidades de ruptura catalítica, donde será transformado en productos valiosos como la gasolina, el ALC (aceite liviano de ciclo) y el GLP (gas licuado del petróleo).

En la Figura 2 se muestra un diagrama del proceso de la planta DEMEX, el cual se describe de acuerdo al manual de procesos de la planta (Vicepresidencia Refinación y Petroquímica, Gerencia Complejo Barrancabermeja, 2.007) y, a la experiencia operacional del autor en la misma.

Figura 2. Diagrama simplificado del proceso de la planta DEMEX.



Esta planta de proceso recibe la corriente de carga (fondos de vacío) y es mezclada con la corriente de solvente en una proporción de 5 a 6 barriles de solvente por 1 de carga, dependiendo de la capacidad de carga total de la unidad, del rendimiento y de la calidad con que se desee el DMO. La planta está diseñada para una carga total de 45.000 b/d de fondos de vacío y un rendimiento de 50%. La corriente mezclada entra a un sedimentador, donde sucede la separación de los componentes. El producto liviano o fase menos densa, denominado extracto, que está compuesto por la mezcla del DMO con la mayoría del solvente, sale por la cima del sedimentador y, el producto pesado o fase más densa, denominada refinado, que está compuesto por la mezcla del asfalto con otra parte del solvente, sale por el fondo del sedimentador. Cada corriente se envía a un proceso de calentamiento para hacer la separación del solvente. La corriente mezclada de refinado, que está alrededor de 43.400 bpd, se calienta en 3 hornos distribuidos en paralelo y, la corriente mezclada de extracto, cuyo flujo es de 244.600 bpd, se calienta en una serie de intercambiadores, primero con vapor de 50 psig y luego con vapor de 150 psig. Este solvente separado se condensará luego en una serie de intercambiadores con agua, y se recuperará para utilizarlo nuevamente y mezclarlo con la carga y formar así un circuito cerrado, donde diariamente se reposiciona, por pérdidas, alrededor de 300 b/d.

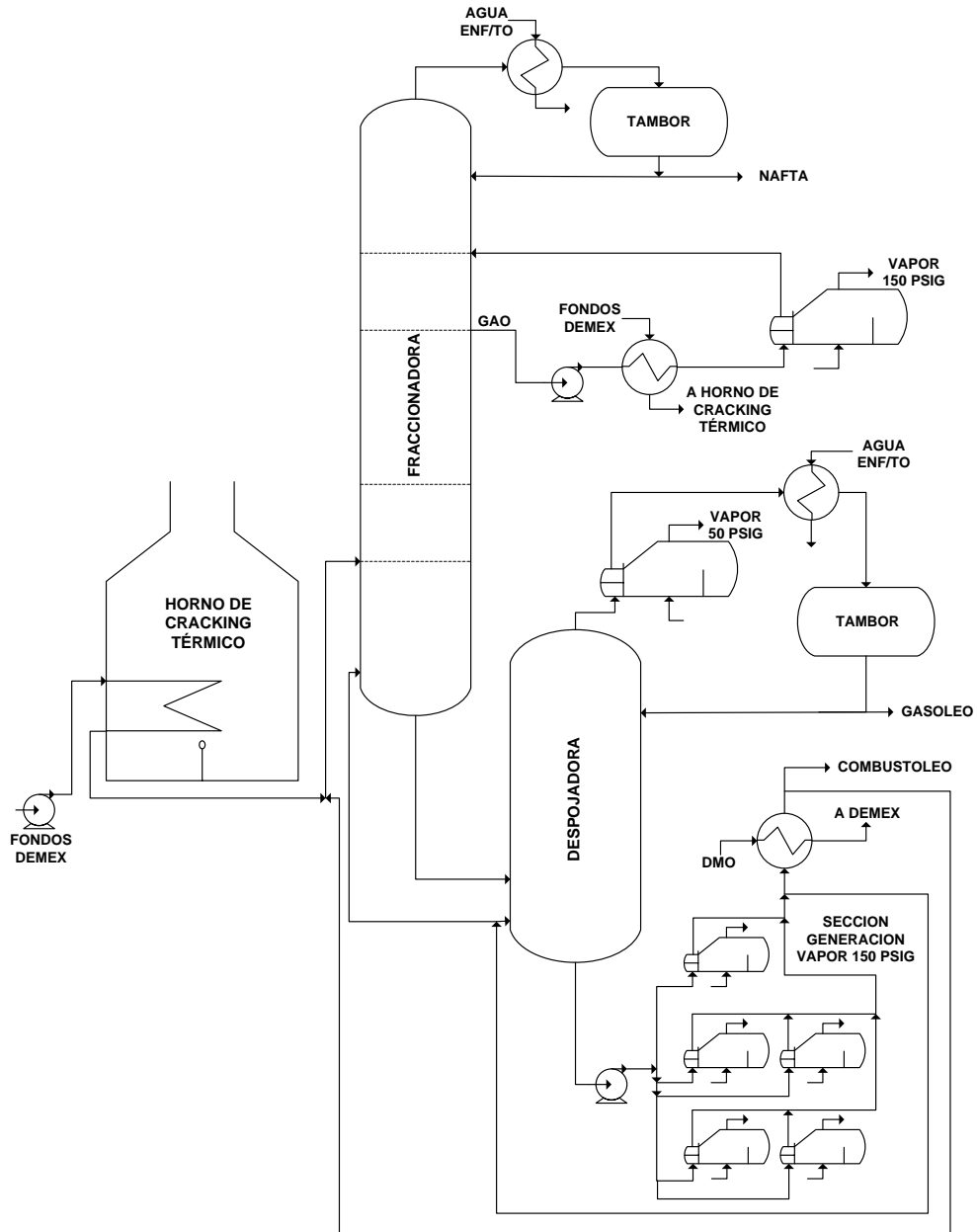
La etapa de calentamiento en hornos y con vapor representa el mayor consumo de energía de la planta, siendo éste el motivo del estudio y análisis de esta sección para la implementación de la integración energética propuesta, con el fin de reducir el consumo de vapor y de gas combustible.

1.5 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE LA PLANTA VISCORREDUCTORA

Esta planta se encuentra ubicada en la misma área de la planta DEMEX. Tiene como objetivo disminuir la viscosidad a los residuos asfálticos que se generan en la planta DEMEX (fondos DEMEX), al cual se le ha extraído el DMO, a través de una reacción térmica en hornos. Esta baja viscosidad permite minimizar la cantidad de diluyente necesario para convertirlo en combustóleo para venta.

En la Figura 3 se muestra un diagrama del proceso de la planta Viscorreductora, el cual se describe de acuerdo al manual de procesos de la planta (RWD Technologies-Ecopetrol, 2.010) y, a la experiencia operacional del autor en la misma.

Figura 3. Diagrama simplificado del proceso de la planta Viscorreductora.



Esta planta de proceso tiene como carga el asfalto residuo generado en la planta DEMEX, al cual se le ha extraído el DMO, y es sometido a un craqueo térmico a través de hornos de craqueo térmico con el fin de bajar su viscosidad. El efluente de los hornos pasa luego a una torre fraccionadora, donde se separan los diferentes productos. Por la cima sale una corriente de nafta que es enfriada para condensarla

y enviarla como reflujo a la misma torre. Por la zona media existirá la corriente de recirculación de Gasóleo (GAO), la cual, se aprovecha su temperatura para precalentar la carga de Fondos DEMEX que entra al horno de craqueo térmico y, para generar vapor de 150 psig. El producto pesado del fondo de esta fraccionadora se envía a una torre despojadora, donde se le separa el contenido que lleva de gasóleo. Por la cima de la despojadora sale este gasóleo que es enfriado al generar vapor de 50 psig y luego con agua de enfriamiento, para condensarlo y enviar una parte como reflujo a la misma torre. Por el fondo se obtiene el producto final denominado combustóleo, cuya corriente caliente genera vapor de 150 psig, mezclándose luego con diluyente para obtener la viscosidad requerida y enviarlo como producto de venta.

2. METODOLOGÍA

2.1 ANÁLISIS “PINCH”

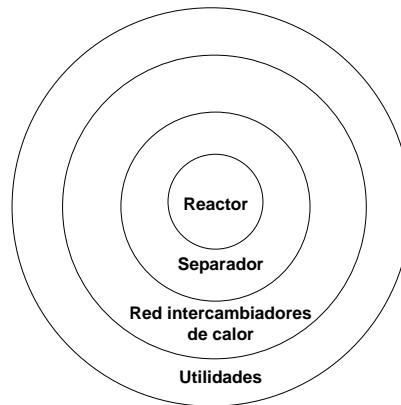
La metodología del análisis “pinch” es una técnica que fue desarrollada desde 1.970 en la Escuela Politécnica Federal de Zúrich y la Universidad de Leeds. El término “tecnología pinch” fue introducido por Linnhoff & Vredeveld (1.984) para representar un nuevo conjunto de métodos basados en conceptos termodinámicos. Su tecnología es utilizada con el fin de optimizar redes de intercambiadores de calor y aprovechar al máximo todas las posibilidades de calentamiento y enfriamiento entre las propias corrientes del proceso, disminuyendo así la necesidad de utilizar otras fuentes externas para calentar o enfriar, representando un ahorro energético y económico significativo para las industrias (IAN C., Kemp, 2.007). El término “análisis pinch” es utilizado a menudo para representar la aplicación de herramientas y algoritmos de la tecnología “pinch” en el estudio de procesos industriales (SAHDEV, M., 2.010).

La necesidad de realizar procesos integrados surgió en la década de 1.980 a 1.990 con la búsqueda del uso eficiente de la energía, debido a la crisis energética que se venía presentando desde 1.970. Estos estudios revelaron que se puede lograr un ahorro de energía significativo analizando el problema en el contexto de todo el proceso o sistema, y no como unidades independientes (DIMIAN, A.C., 2.003). Cuando se va a diseñar un proceso como nuevo, se inicia realizando el estudio a través de una jerarquía de fases que se representan por un diagrama de capas parecido al de una cebolla, según se muestra en la Figura 4. El diseño de un proceso inicia con los reactores (en el centro de la cebolla); luego se pasa a la segunda capa que involucra los separadores, donde ya se conocen los alimentos, las concentraciones de reciclo y tasas de flujo; en la tercera capa tiene lugar el diseño de la red de intercambiadores de calor, donde se realiza el proceso básico de balance de energía; y en la cuarta capa se manejan los requerimientos de calentamiento y de enfriamiento, llamados utilidades o servicios industriales (LINNHOF, M., 1.998).

Las dos primeras capas del diseño (reactores y separadores) que definen el balance de materiales y la estructura básica del diagrama de flujo, forman parte de la actividad de diseño de un proceso llamada *Síntesis de Procesos*. Las siguientes capas externas, que definen la recuperación de calor a través de la red de intercambiadores de calor y necesidad de utilidades, forman parte de la actividad de

diseño llamada *Integración de Procesos*, en la cual se basa la metodología “pinch”. Estas actividades están interrelacionadas, y pueden ser desarrolladas secuencialmente o de forma simultánea (DIMIAN A.C., 2.003).

Figura 4. “Diagrama de cebolla” para jerarquizar el diseño de un proceso.



Fuente: LINNHOFF, March, 1.998.

El presente trabajo se centró en las capas de recuperación de calor y de la necesidad de utilidades, ya que el estudio fue realizado en plantas de procesos existentes, donde se busca optimizar el uso de la energía. A pesar de que son plantas diseñadas siguiendo el esquema de las fases de *Síntesis e Integración*, se observa una oportunidad de mejora en el intercambio de calor con otras corrientes, tanto del mismo proceso como de otros.

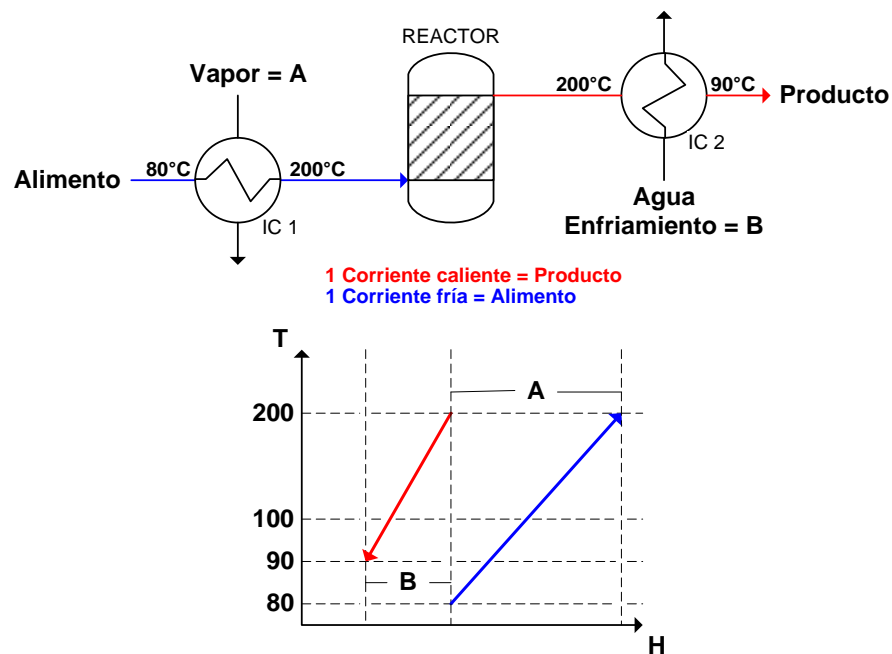
La tecnología “pinch” presenta una simple metodología para el análisis sistemático de procesos químicos y las utilidades involucradas con la ayuda de la primera y segunda ley de la termodinámica. La primera ley suministra la ecuación de energía para el cálculo de los cambios de entalpía H en las corrientes que pasan a través de un intercambiador de calor (IC). La segunda ley determina la dirección de flujo de calor, la cual sólo fluye de caliente a frío. Esto prohíbe los cruces de los perfiles de temperatura de la corriente fría y caliente a través de un IC. En un IC ninguna corriente caliente puede ser enfriada por debajo de la temperatura de suministro de la corriente fría ni una corriente fría puede ser calentada a una temperatura mayor que la temperatura de suministro de la corriente caliente. En la práctica la corriente caliente sólo puede ser enfriada a una temperatura definida por el “*enfoque de temperatura*” del IC. El enfoque de temperatura es la diferencia de temperatura mínima ($\Delta T_{\text{mínimo}}$) que puede existir entre la corriente caliente y la corriente fría a lo

largo de un IC. El nivel de temperatura a la cual el $\Delta T_{\text{mínimo}}$ ofrece una transferencia de calor efectiva en el proceso se conoce como “punto pinch”. El “pinch” define la fuerza conductiva mínima permitida en un IC.

El objetivo principal del análisis “pinch” es lograr ahorros financieros mejorando la integración de calor de proceso, maximizando la recuperación de calor al integrar corrientes de un proceso con otro y reduciendo el uso de utilidad externa. El concepto de integración de calor de proceso se discute a continuación a través de un ejemplo.

En la Figura 5 se representa un proceso simple sin integración de calor, donde la corriente de alimento se calienta antes de entrar a un reactor y la corriente que sale del reactor como producto es enfriada. El calentamiento es realizado con vapor (A) en el IC 1 y, el enfriamiento con agua (B) en el IC 2. El gráfico de temperatura T vs entalpía H para las corrientes de alimento y producto representa la carga de utilidad caliente (vapor = A) y fría (agua de enfriamiento = B) cuando no hay superposición vertical de los perfiles de la corriente caliente (Curva Compósita Caliente) y la corriente fría (Curva Compósita Fría).

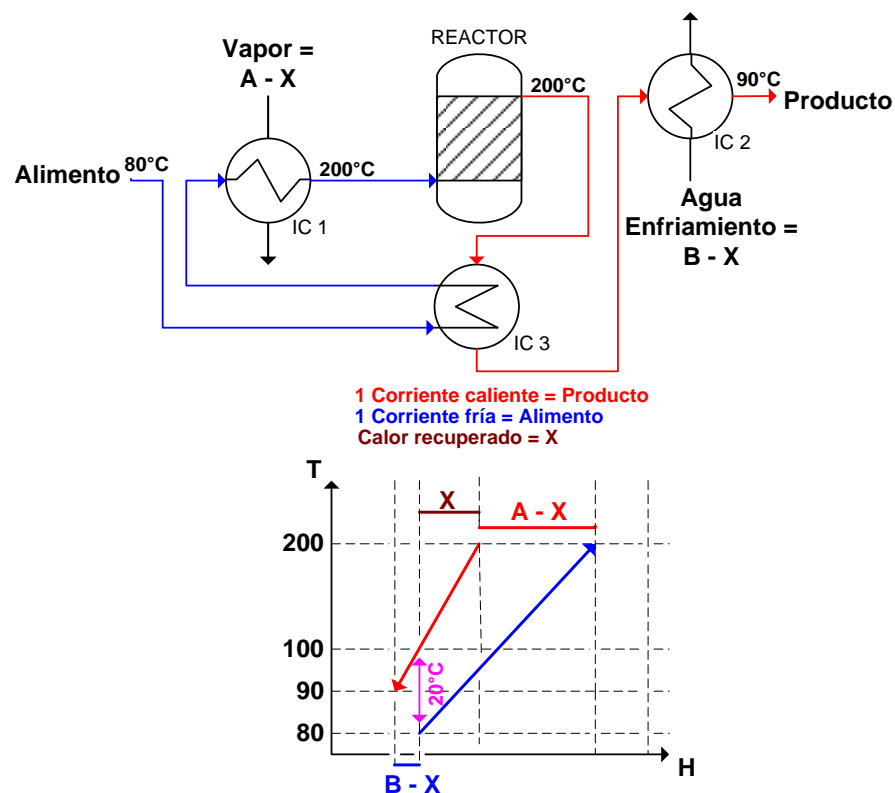
Figura 5. Proceso simple sin integración de calor.



Fuente: SAHDEV, Mukesh, 2.010.

Un esquema mejorado se muestra en la Figura 6 donde se adiciona un nuevo intercambiador de calor (IC 3) que recupera una cantidad de calor (X) de la corriente producto para precalentar la corriente de alimento. Con este esquema se disminuye tanto la cantidad de vapor requerido ($A - X$) como la cantidad de agua de enfriamiento requerida ($B - X$). La cantidad de calor recuperado X depende del *enfoque de temperatura* mínima permitida en el IC 3. El *enfoque de temperatura* mínimo entre las dos curvas en el eje vertical es el $\Delta T_{\text{mínimo}}$ y el punto donde esto ocurre es definido como el “pinch”. No puede haber un cruce de temperatura porque violaría la segunda ley de la termodinámica. Del gráfico T Vs H la cantidad X es el resultado obtenido para un $\Delta T_{\text{mínimo}}$ de 20°C . A mayor $\Delta T_{\text{mínimo}}$ X disminuye y los requerimientos de utilidad aumentan, pero bajan los requerimientos de área del IC 3.

Figura 6. Proceso mejorado con integración de calor.



Fuente: SAHDEV, Mukesh, 2010.

En el gráfico T vs H de la Figura 6 se debe desplazar horizontalmente la curva fría hasta quedar separada de la curva caliente, en el punto donde más se aproximen por el eje vertical, con una diferencia de 20°C (SAHDEV, M., 2.010).

La metodología “pinch” ha sido descrita en varias publicaciones. Una de ellas es la segunda edición de Ian C. Kemp (2.007), la cual es utilizada como guía para describirla en este trabajo. La primera edición fue la de Linnhoff et al. (1.982), quienes tienen el mérito de las contribuciones más importantes. Ellos publicaron la primera “Guía Para el Uso Óptimo de la Energía en Industrias de Procesos” (DIMIAN, A.C., 2.003). Para su desarrollo se establece una secuencia de pasos, los cuales se describen a continuación:

2.1.1 Recolección de datos del proceso. Para el desarrollo de la metodología “pinch” es muy importante contar con una serie de datos primordiales para llevar a cabo la integración energética, para ello se debe tener la ayuda de los diagramas de flujo del proceso, las bases de datos de las variables del proceso, las especificaciones técnicas de los equipos de las plantas de procesos y la base de datos de los análisis de laboratorio realizado a las corrientes del proceso. Todo esto para lograr obtener datos como: temperaturas de las corrientes, flujos, presiones, entalpías, calor latente y calor específico. A partir de estos datos se realizan los balances de masa y de calor correspondientes. Debido a que si algunas corrientes del proceso no cuentan con información de algunos datos termodinámicos será necesario el uso de un software de simulación que estime estas propiedades (BENITEZ, Agustín; MARTINEZ, Yamile y DOMÍNGUEZ, Félix J., 2.007). Para el caso de esta propuesta se utiliza la herramienta Aspen HYSYS, un software de simulación de procesos licenciado en Ecopetrol S.A y de propiedad de Aspen Tech, el cual se introdujo por primera vez al mercado en la década de 1.980. Este software además, optimiza el diseño de los procesos con mejoras en la calidad de la ingeniería y productividad.

2.1.2 Selección de las corrientes de proceso a integrar. Una vez sean recolectados los datos de las corrientes del proceso se procederá a seleccionar e identificar cuáles corrientes del proceso son las que necesitan ser enfriadas o calentadas, pero que no sufran cambios en su composición. Un ejemplo de ello puede ser una corriente que entra y sale de un intercambiador de calor, o una corriente que entra y sale de un horno para su calentamiento. Estas características identifican una corriente que puede ser seleccionada para ser integrada. Aquellas

corrientes que inicialmente son frías y necesitan ser calentadas se conocen como corrientes frías y, las que inicialmente son calientes y necesitan ser enfriadas se llaman corrientes calientes. En un proceso que involucre reacción no se puede considerar como una corriente fría o caliente el alimento que entra y el producto que sale de la reacción, ya que sucederán cambios en su composición química. En este caso el reactor no puede ser considerado como un intercambiador de calor que puede ser reemplazado por una integración de calor.

Los datos de las corrientes seleccionadas deben ser tabulados para una mayor comprensión y posterior graficado de las Curvas Compósitas. Cada corriente se debe identificar con el tipo de corriente, su temperatura de entrada T_1 ($^{\circ}C$) y su temperatura de salida requerida T_2 ($^{\circ}C$), así como su capacidad calorífica de flujo CP ($kJ/^{\circ}C.h$), la cual es el producto del flujo másico \dot{m} (kg/h) de la corriente por su calor específico C_p ($kJ/kg.^{\circ}C$) y, su valor energético Q ó ΔH (kJ/h) que es llamado frecuentemente entalpía, donde:

$$Q = \Delta H = CP (T_1 - T_2) = C_p \cdot \dot{m} (T_1 - T_2) = \dot{m} (h_1 - h_2) \quad (2.1)$$

Donde h es la entalpía específica (kJ/kg) (IAN C., Kemp, 2.007).

En las corrientes frías un $Q < 0$ significa que se le debe suministrar esa energía mediante utilidades calientes para lograr la temperatura de salida (calor absorbido). Para las corrientes calientes un $Q > 0$ significa que se debe extraer ese calor mediante utilidades frías para alcanzar la temperatura de salida (calor cedido), logrando así un balance energético (BENITEZ, Agustín; MARTINEZ, Yamile y DOMÍNGUEZ, Félix J., 2.007).

2.1.3 Selección del $\Delta T_{\text{mínimo}}$ inicial. Se debe seleccionar un $\Delta T_{\text{mínimo}}$ inicial para lograr que la transferencia sea efectiva. Este $\Delta T_{\text{mínimo}}$ representa la menor diferencia de temperatura que puede existir entre una corriente fría y una caliente a lo largo de un intercambiador. Mientras menor es el valor que se seleccione mayor será el área de transferencia necesaria en el intercambiador, pero menor sería el requerimiento de servicios, lo cual disminuiría los costos de operación. Inicialmente, por lo común, este valor se fija dependiendo del proceso en estudio, según la Tabla 1, y se evalúan los costos totales, surgiendo de aquí la necesidad de optimizar este parámetro (BENITEZ, Agustín; MARTINEZ, Yamile y DOMÍNGUEZ, Félix J., 2.007).

La Tabla 1 muestra los valores típicos de $\Delta T_{\text{mínimo}}$ para varios tipos de procesos basado en la experiencia que ha tenido Linnhoff March (1.998) en sus trabajos de aplicación.

Tabla 1. Valores típicos de $\Delta T_{\text{mínimo}}$ para varios tipos de procesos

| No. | SECTOR INDUSTRIAL | VALORES POR EXPERIENCIA DE $\Delta T_{\text{mínimo}}$ |
|-----|------------------------------|---|
| 1 | Refinería de petróleo | 20 - 40 °C |
| 2 | Petroquímica | 10 - 20 °C |
| 3 | Química | 10 - 20 °C |
| 4 | Procesos de baja temperatura | 3 - 5 °C |

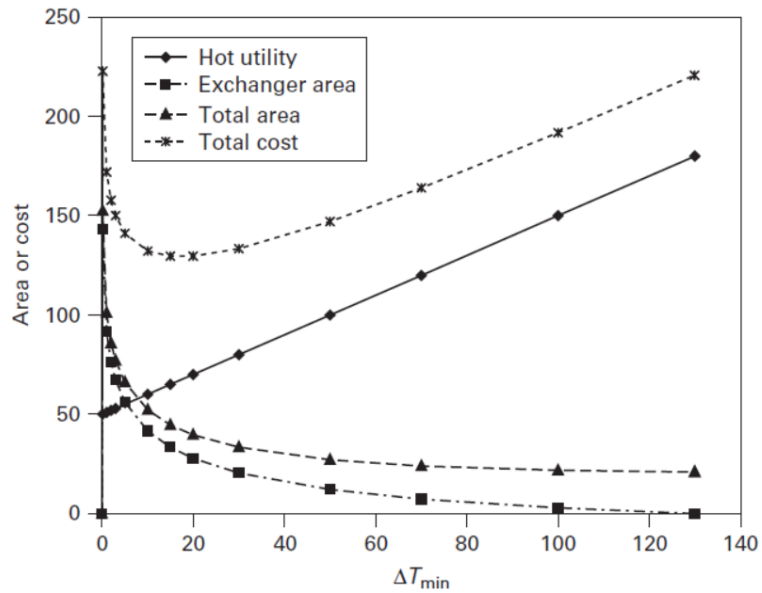
Fuente: LINNHOF, March, 1.998

Para esta propuesta, donde se estudia una refinería de petróleo, se seleccionaría un $\Delta T_{\text{mínimo}}$ inicial de 20°C.

En la Figura 7 se puede observar el comportamiento que tiene el consumo de utilidad caliente, los costos totales de implementación y operación y, el área de los intercambiadores de calor, dependiendo del $\Delta T_{\text{mínimo}}$ seleccionado; encontrando que el valor más bajo de $\Delta T_{\text{mínimo}}$ es de 20°C, el cual sería el ideal para lograr unos bajos costos totales al tener una disminución en el área de transferencia de los intercambiadores de calor y una disminución en el consumo de utilidades al compararlo con el consumo real.

2.1.4 Construcción de las Curvas Compósita y Gran Compósita. Debido a que el intercambio de calor entre las corrientes no va a permitir un ahorro del 100% de servicios, es necesario identificar ese servicio adicional requerido para enfriar o calentar las corrientes a las temperaturas exigidas por el proceso, para ello, se analizarán gráficamente la Curva Compósita de las corrientes frías y la Curva Compósita de las corrientes calientes, las cuales se representan, en una misma gráfica, por los datos de intervalos de temperatura T en función del cambio de entalpía ΔH . Primero, cada curva se grafica por separado en un diagrama de temperatura versus entalpía y luego se traslapan ambas curvas.

Figura 7. Comportamiento del uso de utilidad, área de intercambiadores y variación de costos totales con el $\Delta T_{\text{mínimo}}$ seleccionado.



Fuente: IAN C., Kemp, 2.007.

En la Figura 8 se muestra un ejemplo de gráfica de una Curva Compósita Caliente (CCC) para dos corrientes calientes del proceso (aplica también para un número mayor de corrientes), donde inicialmente cada corriente del proceso se representa, una a continuación de la otra, por una línea recta que va desde la temperatura de entrada hasta la temperatura de salida requerida versus su entalpía, identificándola con el valor de su capacidad calórica de flujo CP . Luego, todas estas corrientes quedarán representadas en una sola curva, donde, en cada intervalo de temperatura se suman los CP de las corrientes que existan en ese intervalo y se multiplica por la diferencia de temperatura del intervalo, hallando así la diferencia de entalpía ΔH correspondiente. Para una gráfica de Curva Compósita Fría (CCF), para dos corrientes frías del proceso (o mayor número de corrientes), se procederá de la misma forma. Sin embargo, esta simple representación no muestra la realidad, así que deben ajustarse las Curvas Compósitas para el $\Delta T_{\text{mínimo}}$ seleccionado. Para ello se superponen las dos curvas, desplazando horizontalmente sólo la CCF hasta que quede debajo de la CCC y, hasta que ambas curvas queden separadas en el punto donde más se aproximan en el eje vertical, con una diferencia del $\Delta T_{\text{mínimo}}$. Este punto, donde más se aproximan la dos curvas, es el punto “pinch” (IAN C., Kemp, 2.007), ver Figura 9.

En la Figura 9 se observa que las curvas quedan divididas por el punto “pinch” en dos sectores. En el sector por encima del “pinch” el proceso necesita calentamiento. En el otro sector, por debajo del “pinch”, el proceso tiene exceso de calor, por lo que necesita enfriamiento. De esta manera se encontrarán las cantidades mínimas de calentamiento $Q_{h_{min}}$ y/o enfriamiento $Q_{c_{min}}$ (servicios industriales o utilidades) necesarios para ser suministrada a cualquier temperatura dada. La diferencia de entalpía entre ambas curvas, en el extremo izquierdo del gráfico (zona fuera del traslape), es igual al calor que se debe extraer mediante una corriente de servicio fría (necesidad mínima de servicio frío $Q_{c_{min}}$) y, la diferencia de entalpía en el lado derecho (zona fuera del traslape), es el calor que se debe suministrar mediante una corriente de servicio caliente (necesidad mínima de servicio caliente $Q_{h_{min}}$). La zona de traslape de las dos curvas define la cantidad de calor que puede transferirse entre las corrientes del proceso, de la corriente caliente a la fría (IAN C., Kemp. 2.007).

Figura 8. Ejemplo de gráfica de una Curva Compósita Caliente para dos corrientes.

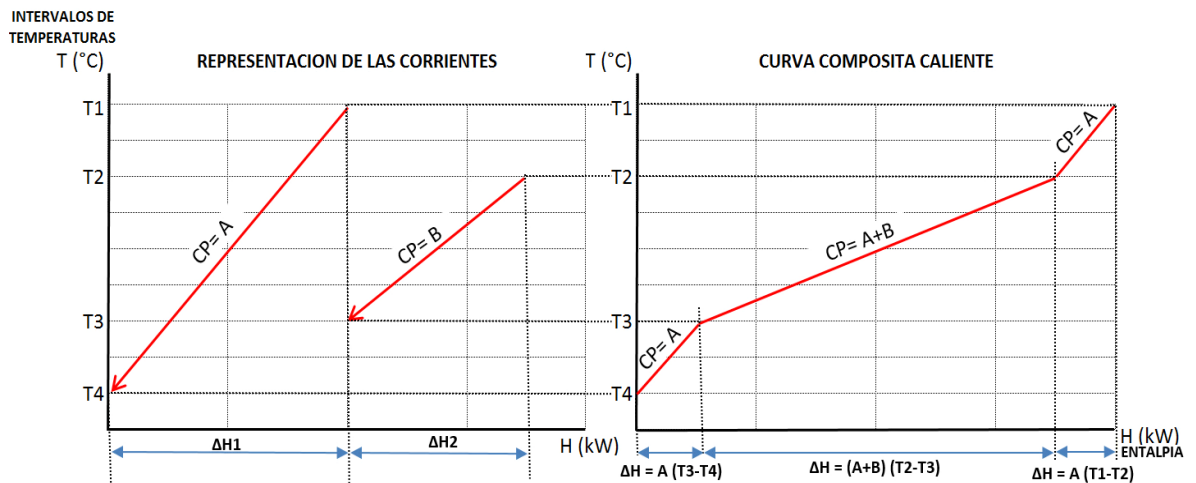
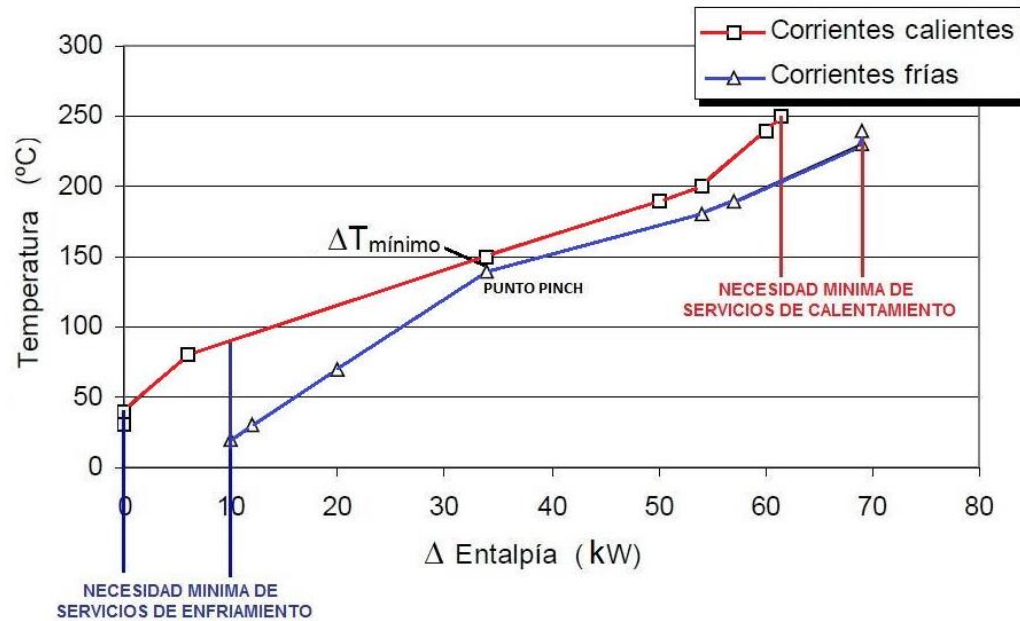


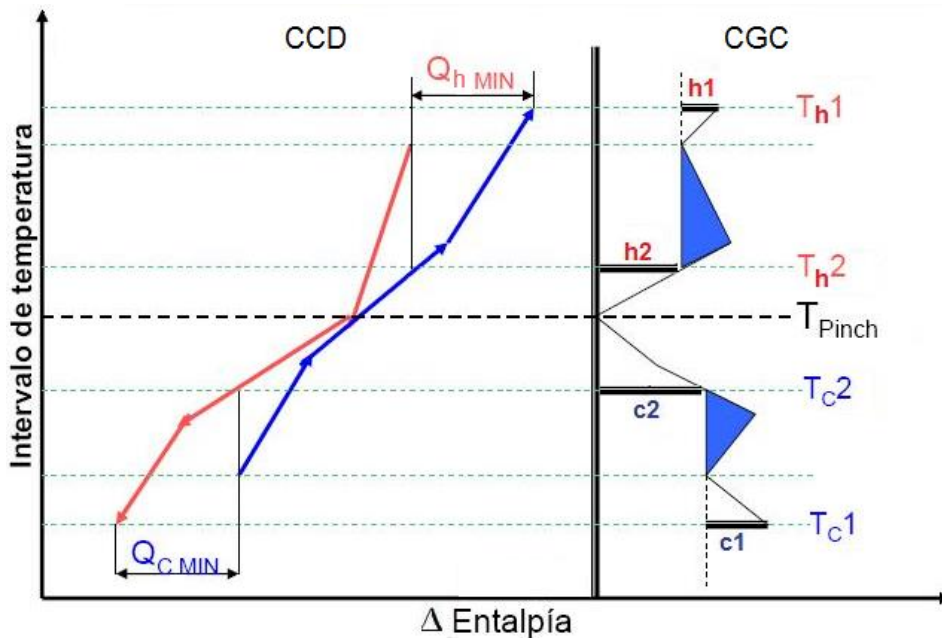
Figura 9. Desplazamiento de $\Delta T_{\text{mínimo}}$ de las Curvas Compósitas Fría y Caliente.



Fuente: BENITEZ, Agustín; MARTINEZ, Yamile y DOMÍNGUEZ, Félix J., 2.007.

Una gráfica de requerimiento de calor contra temperatura, de la CCC desplazada $\frac{1}{2} \Delta T_{\text{mínimo}}$ hacia abajo y, de la CCF desplazada $\frac{1}{2} \Delta T_{\text{mínimo}}$ hacia arriba, puede luego fácilmente ser dibujada, formando la Curva Compósita Desplazada (CCD), como se observa en el sector izquierdo de la Figura 10. Las dos curvas se tocarán en el punto “pinch”. Del análisis de esta gráfica se obtiene otra gráfica que se conoce como la Curva de la Gran Compósita (CGC), tal como se puede ver en el sector derecho de la Figura 10, la cual es construida de las diferencias de entalpía (eje horizontal) entre las CCD a los diferentes intervalos de temperaturas. Esta representación gráfica es más adecuada para comprender la relación entre el proceso y los servicios industriales que se tengan disponibles. La CGC muestra que se puede suministrar el servicio caliente (h) sobre dos niveles de temperatura: en T_{h1} (se lograría usando vapor de alta presión) y en T_{h2} (se lograría usando vapor de baja presión). El requerimiento mínimo total de estos servicios calientes permanece igual: $Q_{h_{\text{min}}} = h_1 + h_2$. Lo mismo sucede con los servicios fríos (c). El requerimiento mínimo total de estos servicios también permanece igual: $Q_{c_{\text{min}}} = c_1 + c_2$. Los puntos de temperatura T_{h2} y T_{c2} , donde los niveles h_2 y c_2 tocan la curva son llamados servicios “pinch”. Las regiones sombreadas azules muestran la posible recuperación de calor por el intercambio de proceso a proceso (LINNHOFF, March, 1.998).

Figura 10. Construcción de la Curva Compósita Desplazada y Curva de la Gran Compósita.



Fuente: SAHDEV, Mukesh, 2.010.

2.1.5 Determinación del mínimo número de intercambiadores de calor. En esta etapa, el principio que nunca debe ser violado es: una corriente nunca debe transferir calor a través de la temperatura en el punto "pinch". Es por esto, que el análisis se divide en los sectores encima de la temperatura "pinch" y debajo de la temperatura "pinch" para calcular la cantidad mínima de intercambiadores y diseñar la red de intercambiadores. Este mínimo número de intercambiadores de calor (U_{min}) depende fundamentalmente del número de corrientes de servicios y de proceso involucradas en cada sector (LINNHOFF, March, 1.998).

$$U_{min} = N - S \quad (2.2)$$

Donde:

N = Número de corrientes frías + Número de corrientes calientes + Número de corrientes de utilidades.

S = Número de sistemas independientes o conjunto de intercambiadores. Siempre se asume el valor de 1 para predecir fácilmente los balances de requerimiento de calor (SMITH, Robin, 2.005).

El conjunto de las corrientes que cruzan la temperatura “pinch” se consideran como un sistema independiente en el lado correspondiente del “pinch”, por lo que S tomaría el valor de 1. Aquellas corrientes que no cruzan la temperatura “pinch” se consideran, cada una, en el lado correspondiente del “pinch”, como otro sistema independiente, aumentando en otra unidad el valor de S .

El número total de intercambiadores de calor entonces sería:

$$U_{min} = (N - S)_{Encima\ del\ "pinch"} + (N - S)_{Debajo\ del\ "pinch"} \quad (2.3)$$

2.1.5.1 Integración de las corrientes. Para lograr el diseño de una red de intercambiadores de calor con el mínimo requerimiento de calor y con la máxima recuperación de calor, se deben seguir estos criterios al integrar las corrientes:

- Dividir el problema a partir del “pinch”, diseñando separadamente la sección encima del “pinch” y la sección debajo del “pinch”. Esto para cumplir la regla de que no debe haber transferencia de calor a través del “pinch”.
- Empezar el diseño desde el “pinch” hacia los extremos.
- Inmediatamente se inicie el diseño desde el “pinch” se deben obedecer las siguientes restricciones de CP al intercambiar las corrientes calientes con las frías:

$$CP_{hot} \leq CP_{cold} \quad \text{Encima del "pinch"}$$

$$CP_{hot} \geq CP_{cold} \quad \text{Debajo del "pinch"}$$

- Maximizar la carga del intercambiador satisfaciendo totalmente la energía requerida por la corriente intercambiada.
- Sólo se debe suministrar utilidad caliente encima del “pinch” y sólo utilidad fría debajo del “pinch”. Esto significa que encima del “pinch” todas las corrientes calientes deben ser llevadas a la temperatura “pinch” por intercambio con las corrientes frías y, que debajo del “pinch” todas las corrientes frías deben ser llevadas a la temperatura “pinch” por intercambio con las corrientes calientes.

Estos son los elementos básicos del método de diseño “pinch” de Linnhoff y Hindmarsh (1.983).

Además a lo anterior se debe tener en cuenta el criterio del número de corrientes frías y calientes necesarias en cada lado del “pinch”, ya que en algunas ocasiones se debe dividir una corriente en varias ramas para lograr los requerimientos del CP_{hot} o CP_{cold} , teniendo para ello que cumplir con lo siguiente:

$$N_{hot} \leq N_{cold} \quad \text{Encima del “pinch”}$$

$$N_{hot} \geq N_{cold} \quad \text{Debajo del “pinch”}$$

Donde:

N_{hot} = Número de divisiones y ramas de las corrientes calientes.

N_{cold} = Número de divisiones y ramas de las corrientes frías (IAN C., Kemp, 2.007).

2.1.5.2 Área del Intercambiador. Esta etapa involucra el cálculo del área de transferencia de calor que deben tener los equipos para lograr los requerimientos de temperatura del proceso, teniendo en cuenta la optimización del costo total en función del $\Delta T_{\text{mínimo}}$, garantizando una transferencia eficiente para las condiciones mínimas de servicios.

En un dispositivo de transferencia de calor, el área de la superficie A requerida para el intercambio de calor está dada por:

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{LM}} \quad (2.4)$$

Donde:

A está dada en m^2 , Q es el calor transferido en el intercambiador (kW), U es el coeficiente global de transferencia de calor ($kW/m^2 \cdot ^\circ C$) y ΔT_{LM} es la diferencia de temperatura media logarítmica ($^\circ C$). Si se tiene un intercambiador de calor a contracorriente, donde la corriente caliente entra a T_{h1} y sale a T_{h2} , y la corriente fría entra a T_{c1} y sale a T_{c2} , donde T_{h1} y T_{c2} son los extremos calientes H , y T_{h2} y T_{c1} son los extremos fríos C del intercambiador, entonces ΔT_{LM} será:

$$\Delta T_{LM} = \frac{\Delta T_H - \Delta T_C}{\ln \frac{\Delta T_H}{\Delta T_C}} = \frac{(T_{h1} - T_{c2}) - (T_{h2} - T_{c1})}{\ln \frac{T_{h1} - T_{c2}}{T_{h2} - T_{c1}}} \quad (2.5)$$

Para valores de ΔT_{LM} muy pequeños resultaría en un intercambiador de área y costos demasiado grandes, lo que estaría relacionado con el $\Delta T_{\text{mínimo}}$ (IAN C., Kemp, 2.007).

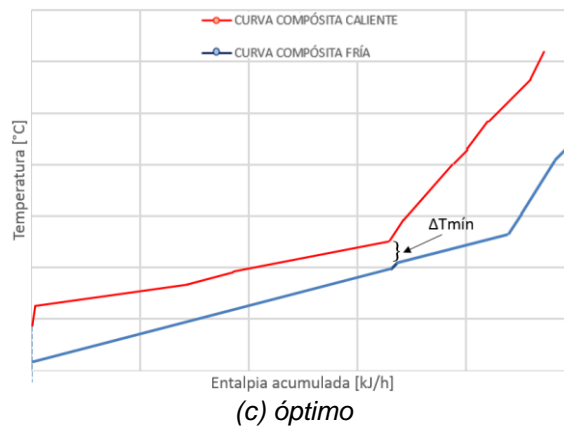
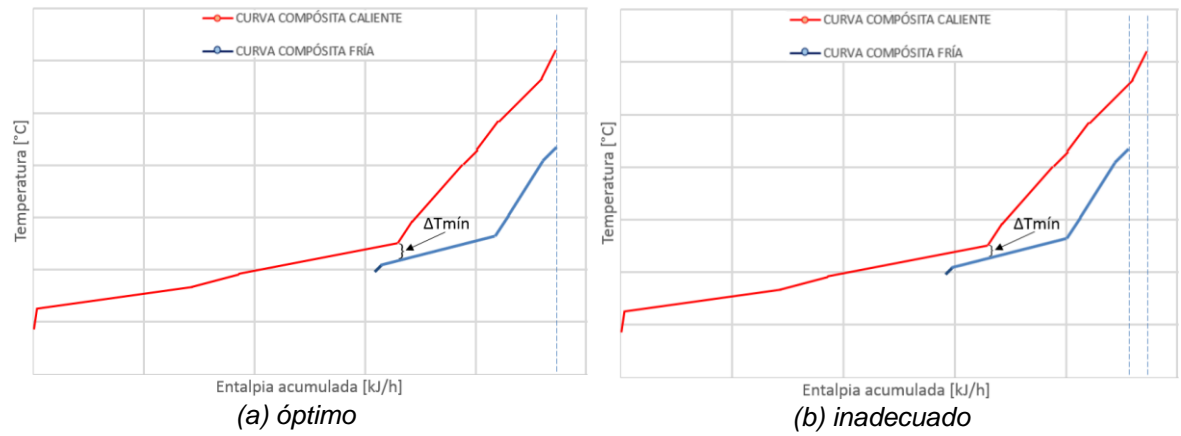
2.1.6 Optimización del parámetro de selección del $\Delta T_{\text{mínimo}}$. Una vez se haya realizado la evaluación económica con el $\Delta T_{\text{mínimo}}$ inicial seleccionado se debe optimizar este valor aumentándolo o disminuyéndolo, hasta obtener aquel que logre los menores costos totales (costo de adquisición e instalación de la red de intercambiadores de calor más los costos de operación). Mientras menor es el valor que se seleccione mayor será el área de transferencia necesaria en el intercambiador, lo que aumentaría sus costos de adquisición e instalación, pero menor sería el requerimiento de servicios, lo cual disminuiría los costos de operación.

El rango dentro del cual se puede mover este parámetro de optimización está limitado por los siguientes puntos:

a) En la sección encima del “pinch” la Curva Compósita Fría (CCF) debe cubrir completamente o sobrepasar la Curva Compósita Caliente (CCC), ver Figura 11 (a). Esto permite aprovechar totalmente la máxima temperatura de las corrientes calientes para transferirla a las corrientes frías. Si la CCF no cubre la CCC, como se observa en la Figura 11 (b), y debido a que la integración de las corrientes se empieza del punto “pinch” hacia los extremos, quedará el tramo más alejado de la CCC sin integración para su enfriamiento, lo que obligaría al uso de utilidad fría en esta sección para lograr los requerimientos de temperatura, violando uno de los criterios de integración enunciados en la sección 2.1.5.1. Lo anterior también aplica para la sección debajo del “pinch”, y en este caso, para aprovechar totalmente la mínima temperatura de las corrientes frías, la CCF podría cubrir completamente el extremo inferior de la CCC, ver Figura 11 (c).

b) La diferencia entre la temperatura de salida más baja de las corrientes calientes y la temperatura de entrada de la utilidad fría indicará el $\Delta T_{\text{mínimo}}$ máximo que se puede lograr. Lo mismo ocurre con la diferencia entre la temperatura de entrada de la utilidad caliente y la temperatura de salida más alta de las corrientes frías.

Figura 11. Posición correcta de las Curvas Compósitas para hallar el rango de selección del $\Delta T_{\text{mínimo}}$ óptimo.



3. DESARROLLO DE LA PROPUESTA DE INTEGRACIÓN ENERGÉTICA

Para el desarrollo de esta propuesta fue necesaria la recopilación de información de las corrientes del proceso, con la cual permite la aplicación de la metodología "pinch". Dicha información se detalla en la sección de extracción de datos, cuyo fin es obtener al final los datos que se exigen en la Tabla 2.

Tabla 2. Datos necesarios para aplicar la metodología "pinch".

| CORRIENTE A INTEGRAR | TIPO DE CORRIENTE | TEMPERATURA DE ENTRADA | TEMPERATURA DE SALIDA | FLUJO MÁSICO | CALOR ESPECÍFICO | CAPACIDAD CALORÍFICA | FLUJO DE CALOR O ENTALPÍA |
|----------------------|-------------------|------------------------|-----------------------|--------------|------------------|--------------------------|-----------------------------|
| | | T_1 | T_2 | \dot{m} | C_p | $CP = \dot{m} \cdot C_p$ | $\Delta H = CP (T_1 - T_2)$ |

3.1 EXTRACCIÓN DE DATOS Y SELECCIÓN DE LAS CORRIENTES

Los datos de información y control de calidad que involucran la operación de las plantas de Ecopetrol S.A. están dados en el sistema Inglés, por lo tanto serán consignados en el mismo sistema y posteriormente se harán las conversiones necesarias al Sistema Internacional para dar los resultados finales. Esto con el fin de que los resultados obtenidos durante las diferentes etapas de este trabajo se vayan comparando con los datos reales de la operación de las plantas, lo cual permite detectar desviaciones o fallas en los análisis y simulaciones, pues son dimensiones con las cuales está familiarizado el autor y le facilitan el proporcionamiento del margen de error.

En esta etapa ya se tiene un criterio para la selección de las corrientes a integrar, ya que para cumplir el objetivo de la propuesta "minimizar el consumo de energía ahorrando consumo de vapor de 150 psig, agua de enfriamiento y gas combustible" sólo se deben tener en cuenta aquellas corrientes que consumen servicios de vapor de 150 psig o gas combustible para calentarse, o agua de enfriamiento para enfriarse, o aquellas que no están integradas con otra corriente del proceso y que podrían aportar energía a otras corrientes para calentarlas o enfriarlas. En base a este criterio las corrientes seleccionadas se describen en la Tabla 3, donde son identificadas con un código que será el utilizado en el transcurso de esta propuesta.

Tabla 3. Corrientes seleccionadas a integrar.

| PLANTA | DESCRIPCION DE LA CORRIENTE | CÓDIGO DE IDENTIFICACION |
|-----------------|--|--------------------------|
| VISCORREDUCTORA | Corriente de combustóleo del fondo de la torre despojadora, la cual es enfriada con agua para generación de vapor de 150 psig y una integración de proceso existente. Sólo se usa la sección de la corriente que genera este vapor y se deja de producir el mismo. | H1 |
| | Corriente de gasóleo de cima de la torre despojadora que se enfría con generación de vapor de 50 psig y con agua de enfriamiento. Se deja de producir este vapor al integrar la corriente. | H2 |
| | Corriente lateral de GAO de la torre fraccionadora, la cual es enfriada con integración de proceso existente y con agua para generación de vapor de 150 psig. Sólo se usa en la integración la sección de la corriente que genera este vapor y se deja de producir el mismo. | H3 |
| | Corriente de nafta de cima de la torre fraccionadora que necesita ser enfriada con agua de enfriamiento. | H5 |
| DEMEX | Corriente de solvente que sale por la cima del separador de fondos DEMEX y que necesita ser enfriada con agua de enfriamiento en 1 pareja de intercambiadores. | H4 |
| | Corriente de solvente que sale por la cima del separador de DMO y que necesita ser enfriada con agua de enfriamiento en 3 parejas de intercambiadores. | H6 |
| | Corriente de refinado que entra a calentamiento en 3 hornos que operan con gas combustible. | C1 |
| | Corriente de extracto que entra a la sección de calentamiento con vapor de 150 psig en 4 intercambiadores. | C2 |

Las diferentes fuentes, de las cuales se extrajeron los datos del proceso y de las corrientes seleccionadas se describen a continuación:

3.1.1 Datos de variables del proceso. Los primeros datos obtenidos fueron los de las diferentes variables que controlan el proceso en un estado estable y a máxima carga. Para ello, se tomaron datos históricos de temperaturas en grados Fahrenheit (°F), flujos volumétricos en barriles por día (b/d) y presiones en libras por pulgada cuadrada manométrica (psig) que registra el sistema de control distribuido del proceso (DCS) y datos de indicadores locales de temperatura y presión de los

diferentes equipos de la planta, realizando balances volumétricos para algunos flujos que no poseen registro. Estos datos son necesarios para llevar a cabo la simulación de las corrientes y la posterior realización de la integración.

La Figura 12 y la Figura 13 representan el diagrama simplificado del proceso de la planta DEMEX y la planta Viscosreductora respectivamente, en los cuales se plasman las diferentes corrientes a utilizar con su código de identificación, consumo de utilidades por hora y, sus temperaturas de entrada y salida de los intercambiadores de calor, generadores de vapor y hornos de calentamiento. Los datos y corrientes de color azul representan una corriente fría y los de color rojo representan una corriente caliente.

En la Tabla 4 se muestran los datos recopilados de temperatura, flujo y presión para las corrientes de cada planta, donde, a criterio del autor, se ordenan nombrando primero las corrientes calientes y luego las corrientes frías, desde su temperatura de entrada mayor a la menor para las calientes y, desde su temperatura de salida mayor a la menor para las frías.

Tabla 4. Datos de flujo, temperatura y presión de las corrientes de proceso a integrar.

| TIPO DE CORRIENTE | IDENTIFICACIÓN DE LA CORRIENTE | TEMPERATURA ENTRADA (°F) | TEMPERATURA SALIDA (°F) | FLUJO VOLUMÉTRICO (b/d) | FLUJO VOLUMÉTRICO TOTAL DE LA CORRIENTE (b/d) | PRESIÓN DE LA CORRIENTE (psig) |
|-------------------|--------------------------------|--------------------------|-------------------------|-------------------------|---|--------------------------------|
| Caliente | H1 | 600 | 400 | 33.500 | 33.500 | 180 |
| | H2 | 550 | 122 | 7.200 | 7.200 | 16 |
| | H3 | 473 | 300 | 24.500 | 24.500 | 280 |
| | H4 | 400 | 156 | 20.901 | 20.901 | 280 |
| | H5 | 300 | 122 | 1.850 | 1.850 | 75 |
| | H6 | 270 | 156 | 222.100 | 222.100 | 255 |
| Fría | C1 | 205 | 420 | 14.467 | 43.401 | 400 |
| | | 205 | 420 | 14.467 | | |
| | | 205 | 420 | 14.467 | | |
| | C2 | 219 | 270 | 61.150 | 244.600 | 270 |
| | | 219 | 270 | 61.150 | | |
| | | 219 | 270 | 61.150 | | |
| | | 219 | 270 | 61.150 | | |

Fuente: Base de datos de Ecopetrol S.A. registrados en las Rondas Operativas.

Figura 12. Diagrama de corrientes frías (color azul) y calientes (color rojo) de la planta DEMEX.

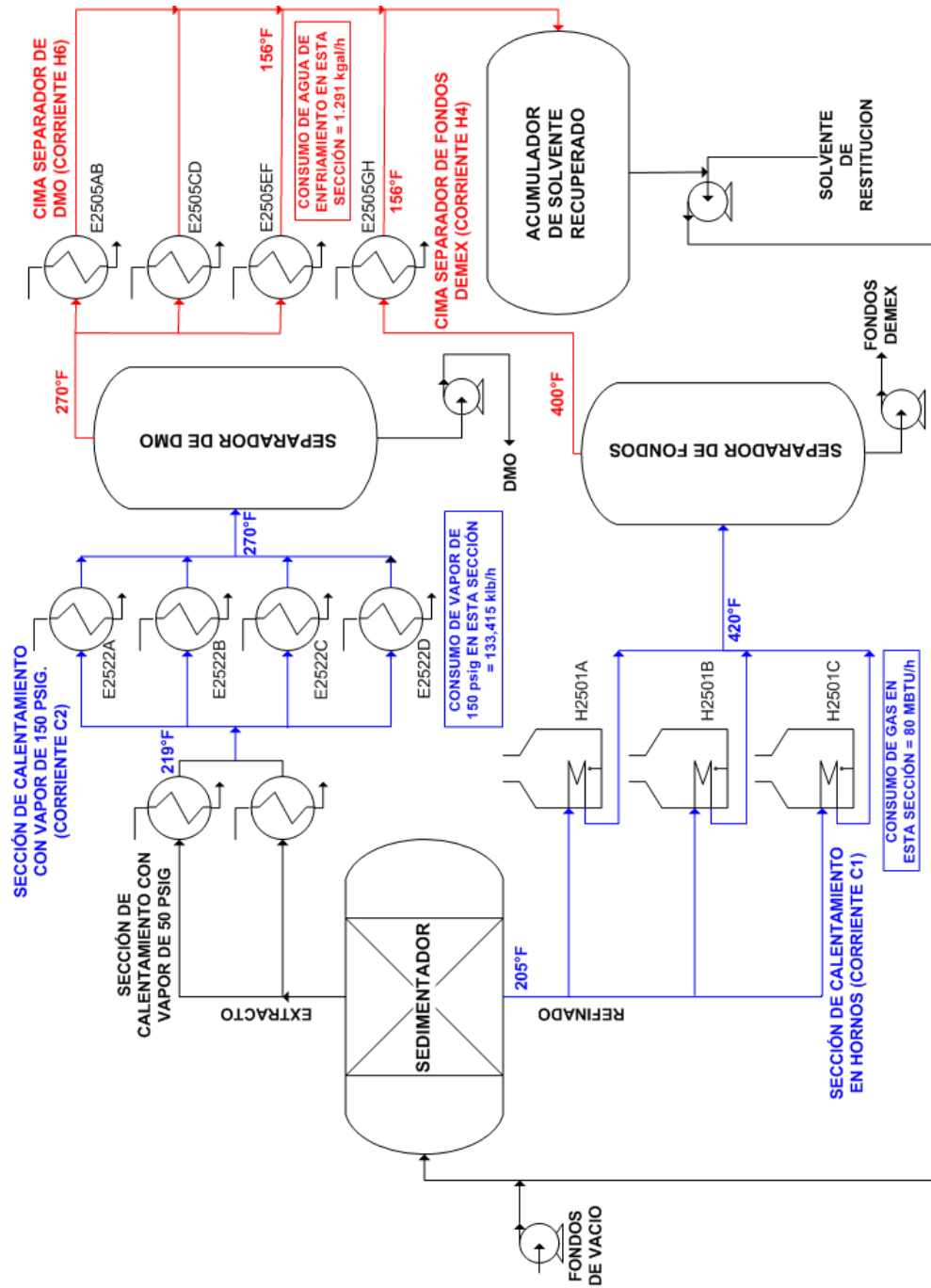
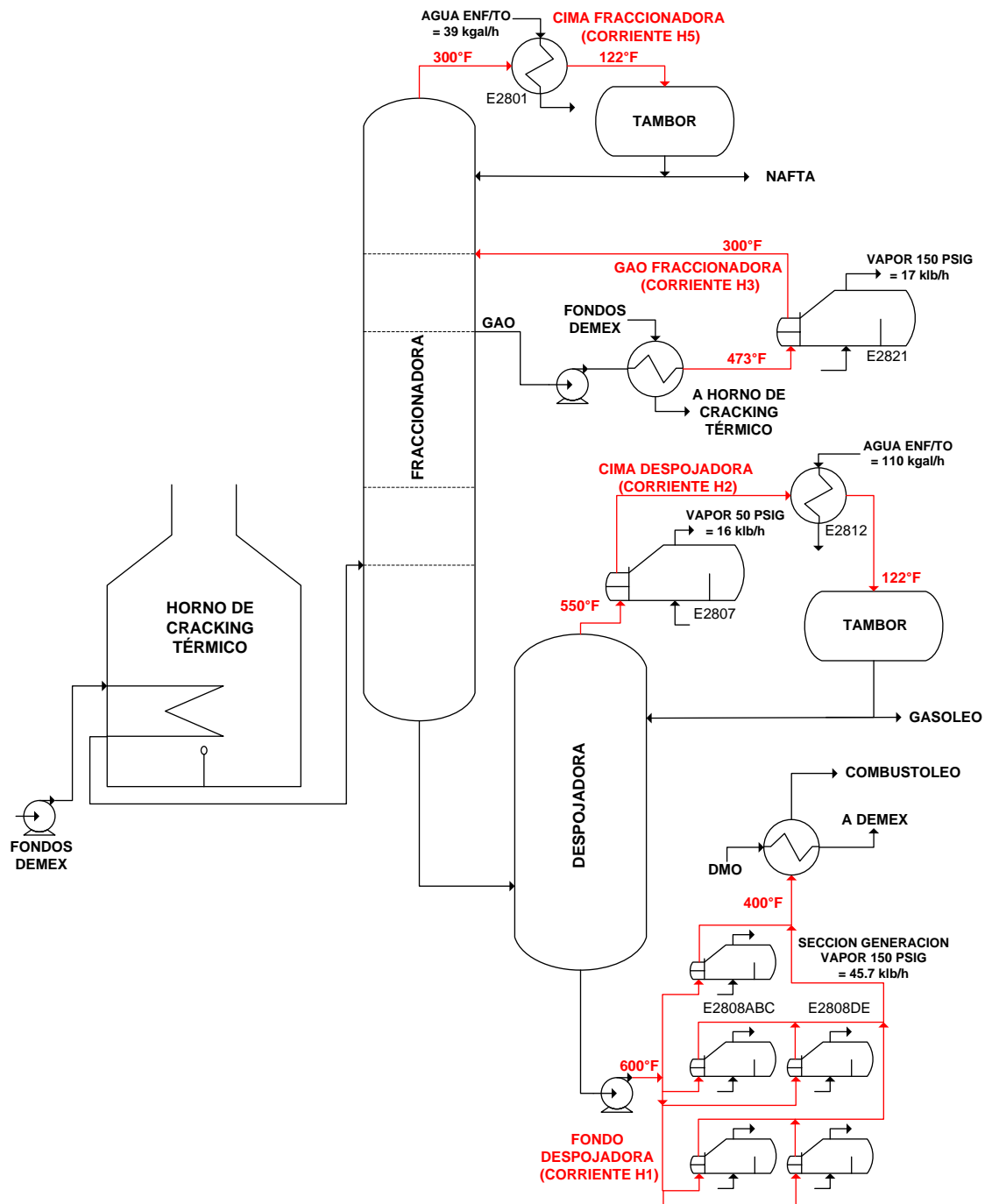


Figura 13. Diagrama de las corrientes calientes (color rojo) de la planta Viscorreductora.



3.1.2 Datos de análisis de laboratorio. Para realizar la simulación de las corrientes, además de los datos de las variables del proceso, es necesaria una caracterización de la corriente o de sus componentes, con el fin de alimentar el simulador con esos datos y obtener unos resultados que se aproximen a la realidad, determinando con mayor exactitud sus propiedades termodinámicas. Estos análisis de laboratorio también pueden ser utilizados como patrón para compararlos con los resultados obtenidos en la simulación y poder así realizar ajustes que lo aproximen a la realidad de la operación de la planta, o para compararlos con los resultados obtenidos cuando se simula la corriente usando crudos hipotéticos.

Las Tablas 5, 6 y 7 muestran los datos más comunes extraídos de la base de datos de los análisis rutinarios realizados por el laboratorio de Ecopetrol S.A a algunas de esas corrientes o sus componentes, los cuales se usaron como guía para alimentar el simulador y para comparar los resultados obtenidos con las variables de operación de la planta en estado estable.

Tabla 5. Datos de laboratorio para el DMO y los Fondos DEMEX.

| ANÁLISIS MUESTRA DE DMO | | | ANÁLISIS MUESTRA DE FONDOS DEMEX | | |
|--------------------------------|-------|-------------------|----------------------------------|-------|-------------------|
| GRAVEDAD API | 15,30 | °API | GRAVEDAD API | -2,5 | °API |
| DENSIDAD A 60° F | 963 | kg/m ³ | DENSIDAD A 60°F | 1.112 | kg/m ³ |
| INSOLUBLES EN n-C ₇ | 0,022 | g/100g | VISCOSIDAD A 350°F | 5.519 | cP |
| MICROCARBON RESIDUAL | 5,77 | g/100g | | 2.858 | SSF |
| NÍQUEL | 11,73 | mg/kg | VISCOSIDAD A 375°F | 2.331 | cP |
| VANADIO | 12,57 | mg/kg | | 1.212 | SSF |
| HIERRO | 0,251 | mg/kg | | | |
| SODIO | 0,209 | mg/kg | | | |

Fuente: Base de datos del Laboratorio de Ecopetrol S.A.

Los datos de la Tabla 5 fueron usados para comparar los resultados obtenidos en el simulador al utilizar un crudo hipotético, donde la parte más pesada correspondía a los Fondos DEMEX y la parte liviana al DMO.

Tabla 6. Datos de laboratorio para el Solvente de DEMEX y la Nafta de Viscosreductora.

| ANÁLISIS MUESTRA DE SOLVENTE | | |
|------------------------------|--------------------------------|----------------|
| ETANO | C ₂ H ₆ | 0,78 mL/100mL |
| ETILENO | C ₂ H ₄ | 0,03 mL/100mL |
| PROPANO | C ₃ H ₈ | 11,26 mL/100mL |
| PROPILENO | C ₃ H ₆ | 0,19 mL/100mL |
| ISO-BUTANO | C ₄ H ₁₀ | 32,96 mL/100mL |
| N-BUTANO | C ₄ H ₁₀ | 49,38 mL/100mL |
| 1-BUTENO | C ₄ H ₈ | 0,07 mL/100mL |
| ISO-BUTILENO | C ₄ H ₈ | 0,1 mL/100mL |
| TRANS-2-BUTENO | C ₄ H ₈ | 0,05 mL/100mL |
| CIS-2-BUTENO | C ₄ H ₈ | 0,23 mL/100mL |
| NORMALPENTANO | C ₅ H ₁₂ | 4,95 mL/100mL |
| 1,3 BUTADIENO | C ₄ H ₆ | 0 mL/100mL |

| ANÁLISIS MUESTRA DE NAFTA | | |
|----------------------------|--------|------|
| PTO INICIAL DE EBULLICIÓN | 306,13 | °F |
| 5% vol. EVAPORADO | 356,04 | °F |
| 10% vol. EVAPORADO | 377 | °F |
| 50% vol. EVAPORADO | 441,64 | °F |
| 90% vol. EVAPORADO | 482,82 | °F |
| 95% vol. EVAPORADO | 487,53 | °F |
| PTO FINAL DE EBULLICIÓN | 512,6 | °F |
| PRESIÓN DE VAPOR MINI REID | 4,34 | psi |
| H2S | 696 | mg/L |

Fuente: Base de datos del Laboratorio de Ecopetrol S.A.

Tabla 7. Datos de laboratorio para los gases de salida de los tambores separadores de Viscosreductora y el Gasóleo o GAO.

| ANÁLISIS MUESTRA DE GASES D2802/03 | | |
|------------------------------------|--------|-------|
| HIDRÓGENO | 2,199 | % mol |
| OXÍGENO | 0 | % mol |
| NITRÓGENO | 0,497 | % mol |
| MONÓXIDO DE CARBONO | 0,166 | % mol |
| DIÓXIDO DE CARBONO | 1,037 | % mol |
| METANO | 12,094 | % mol |
| ETANO | 12,371 | % mol |
| ETILENO | 7,063 | % mol |
| PROPANO | 22,954 | % mol |
| PROPILENO | 32,097 | % mol |
| ISO-BUTANO | 3,162 | % mol |
| N-BUTANO | 0,186 | % mol |
| ISO-PENTANO | 0 | % mol |
| TOTAL OLEFINAS | 0,692 | % mol |
| H2S | 5,481 | % mol |

| ANÁLISIS MUESTRA DE GASOLEO | | |
|-----------------------------|-------|-------------------|
| GRAVEDAD API | 39,8 | °API |
| DENSIDAD A 60° F | 852,8 | kg/m ³ |
| PUNTO DE INFLAMACIÓN | 161 | °F |
| PTO INICIAL DE EBULLICIÓN | 196 | °F |
| 5% vol. RECOBRADO | 274 | °F |
| 10% vol. RECOBRADO | 303,2 | °F |
| 50% vol. RECOBRADO | 405,2 | °F |
| 90% vol. RECOBRADO | 558,3 | °F |
| 95% vol. RECOBRADO | 610,8 | °F |
| PTO. FINAL DE EBULLICION | 814,7 | °F |

Fuente: Base de datos del Laboratorio de Ecopetrol S.A.

3.1.3 Datos de la hoja de especificaciones de los Intercambiadores de calor.

Hasta el punto anterior se ha logrado conseguir alguna información requerida para llenar la Tabla 2, datos necesarios para aplicar la metodología “pinch”. Pero aún

falta obtener el calor específico C_p de cada corriente para por último calcular el flujo de calor Q o entalpía H . Este dato podría ser obtenido de las hojas de datos de cada intercambiador de calor involucrados en la corriente, pero no todos poseen este dato, y los que lo poseen, no todos podrían ser utilizados como un dato que permanece constante en la corriente durante la transferencia de calor, ya que algunas cambian de fase y el C_p varía. Es por esto que se hace necesaria la simulación de estas corrientes y así poder hallar los delta de entalpía específica calculados ($h_1 - h_2$).

Las corrientes H1 y H3 tienen un C_p que casi permanece constante, ya que no hay un cambio de estado significativo durante la transferencia de calor, por esto, se utilizan los datos de C_p de los data sheets de los intercambiadores de calor que trabajan con estas corrientes. Se tiene así la Tabla 8 para estas corrientes.

Tabla 8. Datos corrientes H1 y H3.

| CORRIENTE | C_p (Btu / lb°F) | ρ (lb/ft ³) |
|-----------|-----------------------|---------------------------------|
| H1 | 0,618 | 55,83 |
| H3 | 0,505 | 56,07 |

Fuente: Hoja de datos de intercambiadores, Ecopetrol S.A.

Con el dato de densidad ρ de cada corriente de la Tabla 8 multiplicado por el flujo volumétrico total F registrado en la Tabla 4 se halla el flujo másico \dot{m} (kg/h), de cada una de estas corrientes.

Los flujos másicos de las demás corrientes se obtienen de la simulación.

3.1.4 Datos de la simulación de las corrientes. Las Figuras 14 y 15 muestran los diagramas de flujo para la planta DEMEX y Viscosreductora respectivamente, con sus intercambiadores de calor involucrados en cada corriente a simular, realizados en el software de simulación Aspen HYSYS V8.4.

Figura 14. Diagrama realizado en el simulador Aspen HYSYS V8.4 para las corrientes e intercambiadores de calor de la planta DEMEX.

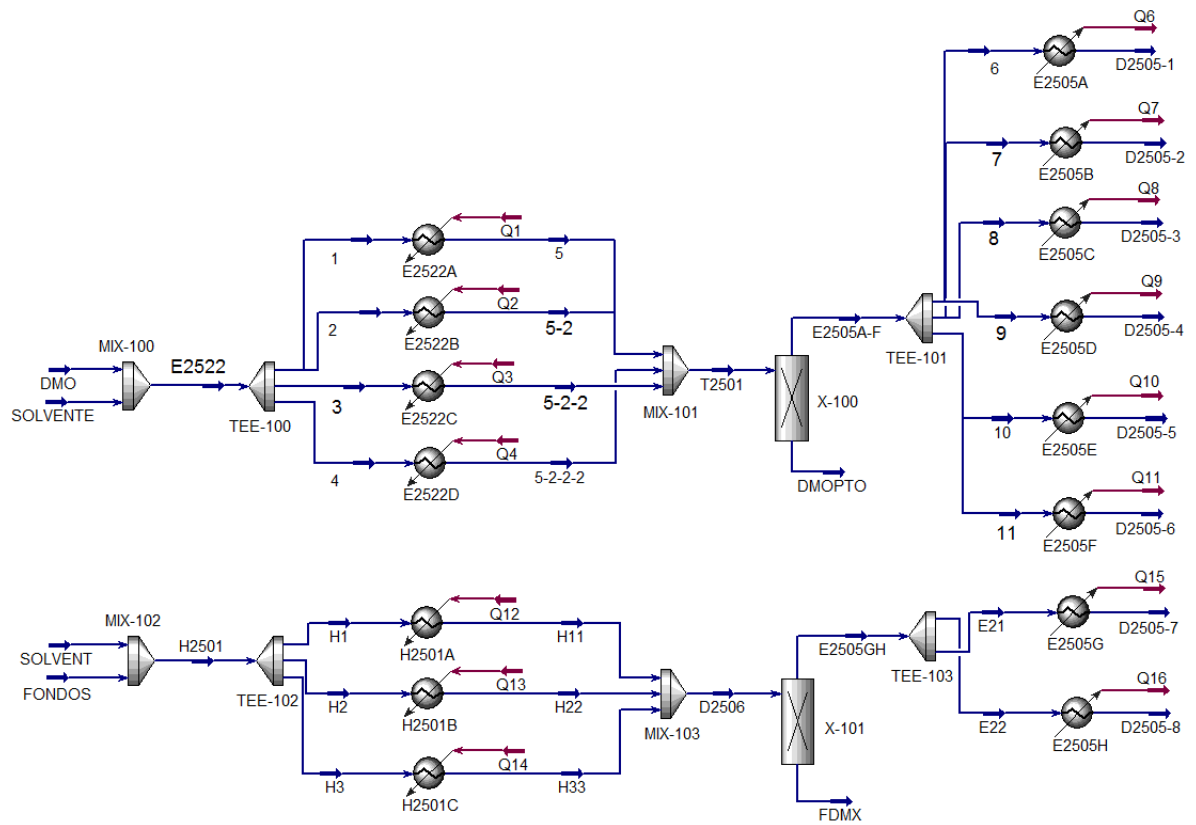
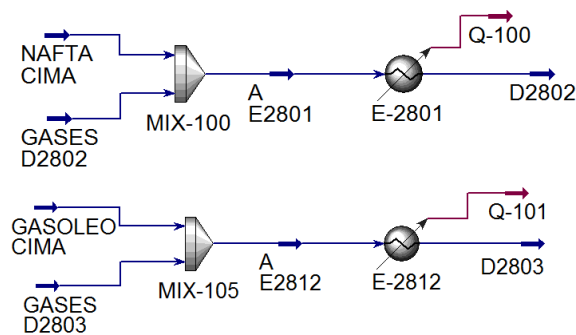


Figura 15. Diagrama realizado en el simulador Aspen HYSYS V8.4 para las corrientes e intercambiadores de calor de la planta Viscorreductora.



De la simulación realizada se consultan las condiciones y propiedades obtenidas para cada corriente, las cuales se registran, para la planta DEMEX de la Tabla 9 a la Tabla 16 y, para la planta Viscorreductora de la Tabla 17 a la Tabla 20.

Tabla 9. Condiciones y propiedades de entrada obtenidas en el simulador Aspen HYSYS V8.4 para la corriente C2 (E2522).

| Stream Name | E2522 | Vapour Phase | Liquid Phase | Liquid Phase |
|-------------------------------------|-------------|--------------|--------------|--------------|
| Vapour / Phase Fraction | 0.7905 | 0.7905 | 0.1758 | 0.0337 |
| Temperature [F] | 219.3 | 219.3 | 219.3 | 219.3 |
| Pressure [psig] | 270.0 | 270.0 | 270.0 | 270.0 |
| Molar Flow [kgmole/s] | 4.173 | 3.298 | 0.7334 | 0.1408 |
| Mass Flow [kg/h] | 9.800e+005 | 6.681e+005 | 2.517e+005 | 6.012e+004 |
| Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day] | 2.446e+005 | 1.781e+005 | 5.437e+004 | 1.214e+004 |
| Molar Enthalpy [kJ/kgmole] | -1.398e+005 | -1.198e+005 | -2.086e+005 | -2.500e+005 |
| Molar Entropy [kJ/kgmole-K] | 164.0 | 149.3 | 211.4 | 261.9 |
| Heat Flow [kJ/h] | -2.100e+009 | -1.423e+009 | -5.506e+008 | -1.268e+008 |
| Liq Vol Flow @Std Cond [m3/d] | 3.868e+004 | 2.814e+004 | 8612 | 1923 |

| Stream Name | E2522 | Vapour Phase | Liquid Phase | Liquid Phase |
|------------------------------|------------|--------------|--------------|--------------|
| Molecular Weight | 65.24 | 56.27 | 95.33 | 118.6 |
| Molar Density [kgmole/m3] | 1.124 | 0.9242 | 6.232 | 5.504 |
| Mass Density [kg/m3] | 73.33 | 52.00 | 594.0 | 652.8 |
| Act. Volume Flow [m3/h] | 1.336e+004 | 1.285e+004 | 423.7 | 92.11 |
| Mass Enthalpy [kJ/kg] | -2143 | -2129 | -2188 | -2108 |
| Mass Entropy [kJ/kg-K] | 2.514 | 2.652 | 2.218 | 2.208 |
| Heat Capacity [kJ/kgmole-K] | 170.6 | 143.6 | 238.4 | 449.2 |
| Mass Heat Capacity [kJ/kg-K] | 2.615 | 2.553 | 2.501 | 3.788 |

Tabla 10. Condiciones y propiedades de salida obtenidas en el simulador Aspen HYSYS V8.4 para la corriente C2 (T2501).

| Stream Name | T2501 | Vapour Phase | Liquid Phase |
|-------------------------------------|-------------|--------------|--------------|
| Vapour / Phase Fraction | 0.9654 | 0.9654 | 0.0346 |
| Temperature [F] | 270.0 | 270.0 | 270.0 |
| Pressure [psig] | 267.0 | 267.0 | 267.0 |
| Molar Flow [kgmole/s] | 4.173 | 4.028 | 0.1445 |
| Mass Flow [kg/h] | 9.800e+005 | 8.204e+005 | 1.596e+005 |
| Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day] | 2.446e+005 | 2.181e+005 | 2.655e+004 |
| Molar Enthalpy [kJ/kgmole] | -1.330e+005 | -1.163e+005 | -5.985e+005 |
| Molar Entropy [kJ/kgmole-K] | 182.4 | 159.1 | 830.9 |
| Heat Flow [kJ/h] | -1.997e+009 | -1.686e+009 | -3.113e+008 |
| Liq Vol Flow @Std Cond [m3/d] | 3.868e+004 | 3.447e+004 | 4271 |
| Fluid Package | Basis-1 | | |

| Stream Name | T2501 | Vapour Phase | Liquid Phase |
|------------------------------|------------|--------------|--------------|
| Molecular Weight | 65.24 | 56.57 | 306.8 |
| Molar Density [kgmole/m3] | 0.7750 | 0.7559 | 2.636 |
| Mass Density [kg/m3] | 50.56 | 42.76 | 808.9 |
| Act. Volume Flow [m3/h] | 1.938e+004 | 1.918e+004 | 197.3 |
| Mass Enthalpy [kJ/kg] | -2038 | -2055 | -1951 |
| Mass Entropy [kJ/kg-K] | 2.796 | 2.813 | 2.708 |
| Heat Capacity [kJ/kgmole-K] | 157.7 | 138.6 | 690.7 |
| Mass Heat Capacity [kJ/kg-K] | 2.417 | 2.450 | 2.251 |

Tabla 11. Condiciones y propiedades de entrada obtenidas en el simulador Aspen HYSYS V8.4 para la corriente H6 (E2505A-F).

| Stream Name | E2505A-F | Vapour Phase |
|-------------------------------------|-------------|--------------|
| Vapour / Phase Fraction | 1.0000 | 1.0000 |
| Temperature [F] | 270.0 | 270.0 |
| Pressure [psig] | 255.0 | 255.0 |
| Molar Flow [kgmole/s] | 4.102 | 4.102 |
| Mass Flow [kg/h] | 8.358e+005 | 8.358e+005 |
| Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day] | 2.221e+005 | 2.221e+005 |
| Molar Enthalpy [kJ/kgmole] | -1.162e+005 | -1.162e+005 |
| Molar Entropy [kJ/kgmole-K] | 159.7 | 159.7 |
| Heat Flow [kJ/h] | -1.716e+009 | -1.716e+009 |
| Liq Vol Flow @Std Cond [m3/d] | 3.511e+004 | 3.511e+004 |

| Stream Name | E2505A-F | Vapour Phase |
|------------------------------|------------|--------------|
| Molecular Weight | 56.60 | 56.60 |
| Molar Density [kgmole/m3] | 0.7128 | 0.7128 |
| Mass Density [kg/m3] | 40.34 | 40.34 |
| Act. Volume Flow [m3/h] | 2.072e+004 | 2.072e+004 |
| Mass Enthalpy [kJ/kg] | -2053 | -2053 |
| Mass Entropy [kJ/kg-K] | 2.822 | 2.822 |
| Heat Capacity [kJ/kgmole-K] | 137.3 | 137.3 |
| Mass Heat Capacity [kJ/kg-K] | 2.425 | 2.425 |

Tabla 12. Condiciones y propiedades de salida obtenidas en el simulador Aspen HYSYS V8.4 para la corriente H6 (D2505-1).

| Stream Name | D2505-1 | Vapour Phase | Liquid Phase |
|-------------------------------------|-------------|--------------|--------------|
| Vapour / Phase Fraction | 0.1000 | 0.1000 | 0.9000 |
| Temperature [F] | 156.1 | 156.1 | 156.1 |
| Pressure [psig] | 140.0 | 140.0 | 140.0 |
| Molar Flow [kgmole/s] | 0.6834 | 6.834e-002 | 0.6150 |
| Mass Flow [kg/h] | 1.392e+005 | 1.333e+004 | 1.259e+005 |
| Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day] | 3.700e+004 | 3625 | 3.338e+004 |
| Molar Enthalpy [kJ/kgmole] | -1.378e+005 | -1.188e+005 | -1.399e+005 |
| Molar Entropy [kJ/kgmole-K] | 102.3 | 150.0 | 96.98 |
| Heat Flow [kJ/h] | -3.390e+008 | -2.922e+007 | -3.098e+008 |
| Liq Vol Flow @Std Cond [m3/d] | 5849 | 570.9 | 5278 |
| Fluid Package | Basis-1 | | |

| Stream Name | D2505-1 | Vapour Phase | Liquid Phase |
|------------------------------|---------|--------------|--------------|
| Molecular Weight | 56.60 | 54.18 | 56.87 |
| Molar Density [kgmole/m3] | 3.160 | 0.4668 | 8.802 |
| Mass Density [kg/m3] | 178.9 | 25.29 | 500.6 |
| Act. Volume Flow [m3/h] | 778.5 | 527.0 | 251.5 |
| Mass Enthalpy [kJ/kg] | -2435 | -2192 | -2460 |
| Mass Entropy [kJ/kg-K] | 1.807 | 2.768 | 1.705 |
| Heat Capacity [kJ/kgmole-K] | 159.6 | 112.7 | 164.8 |
| Mass Heat Capacity [kJ/kg-K] | 2.820 | 2.081 | 2.898 |

Tabla 13. Condiciones y propiedades de entrada obtenidas en el simulador Aspen HYSYS V8.4 para la corriente C1 (H2501).

| Stream Name | H2501 | Liquid Phase |
|-------------------------------------|-------------|--------------|
| Vapour / Phase Fraction | 0.0000 | 1.0000 |
| Temperature [F] | 204.6 | 204.6 |
| Pressure [psig] | 400.0 | 400.0 |
| Molar Flow [kgmole/s] | 0.4245 | 0.4245 |
| Mass Flow [kg/h] | 2.373e+005 | 2.373e+005 |
| Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day] | 4.340e+004 | 4.340e+004 |
| Molar Enthalpy [kJ/kgmole] | -3.255e+005 | -3.255e+005 |
| Molar Entropy [kJ/kgmole-K] | 370.9 | 370.9 |
| Heat Flow [kJ/h] | -4.974e+008 | -4.974e+008 |
| Liq Vol Flow @Std Cond [m3/d] | 6588 | 6588 |

| Stream Name | H2501 | Liquid Phase |
|------------------------------|-------|--------------|
| Molecular Weight | 155.3 | 155.3 |
| Molar Density [kgmole/m3] | 4.946 | 4.946 |
| Mass Density [kg/m3] | 768.2 | 768.2 |
| Act. Volume Flow [m3/h] | 309.0 | 309.0 |
| Mass Enthalpy [kJ/kg] | -2096 | -2096 |
| Mass Entropy [kJ/kg-K] | 2.388 | 2.388 |
| Heat Capacity [kJ/kgmole-K] | 341.5 | 341.5 |
| Mass Heat Capacity [kJ/kg-K] | 2.199 | 2.199 |

Tabla 14. Condiciones y propiedades de salida obtenidas en el simulador Aspen HYSYS V8.4 para la corriente C1 (D2506).

| Stream Name | D2506 | Vapour Phase | Liquid Phase |
|-------------------------------------|-------------|--------------|--------------|
| Vapour / Phase Fraction | 0.8760 | 0.8760 | 0.1240 |
| Temperature [F] | 420.0 | 420.0 | 420.0 |
| Pressure [psig] | 320.0 | 320.0 | 320.0 |
| Molar Flow [kgmole/s] | 0.4245 | 0.3718 | 5.263e-002 |
| Mass Flow [kg/h] | 2.373e+005 | 7.571e+004 | 1.616e+005 |
| Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day] | 4.340e+004 | 2.013e+004 | 2.327e+004 |
| Molar Enthalpy [kJ/kgmole] | -2.713e+005 | -1.047e+005 | -1.448e+006 |
| Molar Entropy [kJ/kgmole-K] | 501.5 | 183.8 | 2746 |
| Heat Flow [kJ/h] | -4.146e+008 | -1.402e+008 | -2.744e+008 |
| Liq Vol Flow @Std Cond [m3/d] | 6588 | 3181 | 3616 |

| Stream Name | D2506 | Vapour Phase | Liquid Phase |
|------------------------------|--------|--------------|--------------|
| Molecular Weight | 155.3 | 56.56 | 853.1 |
| Molar Density [kgmole/m3] | 0.6953 | 0.6604 | 1.108 |
| Mass Density [kg/m3] | 108.0 | 37.35 | 945.6 |
| Act. Volume Flow [m3/h] | 2198 | 2027 | 170.9 |
| Mass Enthalpy [kJ/kg] | -1747 | -1852 | -1698 |
| Mass Entropy [kJ/kg-K] | 3.229 | 3.250 | 3.219 |
| Heat Capacity [kJ/kgmole-K] | 387.1 | 150.0 | 2062 |
| Mass Heat Capacity [kJ/kg-K] | 2.492 | 2.652 | 2.417 |

Tabla 15. Condiciones y propiedades de entrada obtenidas en el simulador Aspen HYSYS V8.4 para la corriente H4 (E2505GH).

| Stream Name | E2505GH | Vapour Phase |
|-------------------------------------|-------------|--------------|
| Vapour / Phase Fraction | 1.0000 | 1.0000 |
| Temperature [F] | 400.0 | 400.0 |
| Pressure [psig] | 280.0 | 280.0 |
| Molar Flow [kgmole/s] | 0.3860 | 0.3860 |
| Mass Flow [kg/h] | 7.865e+004 | 7.865e+004 |
| Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day] | 2.090e+004 | 2.090e+004 |
| Molar Enthalpy [kJ/kgmole] | -1.062e+005 | -1.062e+005 |
| Molar Entropy [kJ/kgmole-K] | 181.8 | 181.8 |
| Heat Flow [kJ/h] | -1.475e+008 | -1.475e+008 |
| Liq Vol Flow @Std Cond [m3/d] | 3304 | 3304 |
| Fluid Package | Basis-1 | |

| Stream Name | E2505GH | Vapour Phase |
|------------------------------|---------|--------------|
| Molecular Weight | 56.60 | 56.60 |
| Molar Density [kgmole/m3] | 0.5911 | 0.5911 |
| Mass Density [kg/m3] | 33.45 | 33.45 |
| Act. Volume Flow [m3/h] | 2351 | 2351 |
| Mass Enthalpy [kJ/kg] | -1876 | -1876 |
| Mass Entropy [kJ/kg-K] | 3.212 | 3.212 |
| Heat Capacity [kJ/kgmole-K] | 147.0 | 147.0 |
| Mass Heat Capacity [kJ/kg-K] | 2.597 | 2.597 |

Tabla 16. Condiciones y propiedades de salida obtenidas en el simulador Aspen HYSYS V8.4 para la corriente H4 (D2505-7).

| Stream Name | D2505-7 | Vapour Phase | Liquid Phase |
|-------------------------------------|-------------|--------------|--------------|
| Vapour / Phase Fraction | 0.1000 | 0.1000 | 0.9000 |
| Temperature [F] | 156.1 | 156.1 | 156.1 |
| Pressure [psig] | 140.0 | 140.0 | 140.0 |
| Molar Flow [kgmole/s] | 0.1930 | 1.930e-002 | 0.1737 |
| Mass Flow [kg/h] | 3.933e+004 | 3764 | 3.556e+004 |
| Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day] | 1.045e+004 | 1024 | 9426 |
| Molar Enthalpy [kJ/kgmole] | -1.378e+005 | -1.188e+005 | -1.399e+005 |
| Molar Entropy [kJ/kgmole-K] | 102.3 | 150.0 | 96.98 |
| Heat Flow [kJ/h] | -9.574e+007 | -8.252e+006 | -8.749e+007 |
| Liq Vol Flow @Std Cond [m3/d] | 1652 | 161.2 | 1491 |
| Fluid Package | Basis-1 | | |

| Stream Name | D2505-7 | Vapour Phase | Liquid Phase |
|------------------------------|---------|--------------|--------------|
| Molecular Weight | 56.60 | 54.18 | 56.87 |
| Molar Density [kgmole/m3] | 3.160 | 0.4668 | 8.802 |
| Mass Density [kg/m3] | 178.9 | 25.29 | 500.6 |
| Act. Volume Flow [m3/h] | 219.9 | 148.8 | 71.04 |
| Mass Enthalpy [kJ/kg] | -2435 | -2192 | -2460 |
| Mass Entropy [kJ/kg-K] | 1.807 | 2.768 | 1.705 |
| Heat Capacity [kJ/kgmole-K] | 159.6 | 112.7 | 164.8 |
| Mass Heat Capacity [kJ/kg-K] | 2.820 | 2.081 | 2.898 |

Tabla 17. Condiciones y propiedades de entrada obtenidas en el simulador Aspen HYSYS V8.4 para la corriente H5 (E2801).

| Stream Name | A E2801 | Vapour Phase | Liquid Phase |
|-------------------------------------|-------------|--------------|--------------|
| Vapour / Phase Fraction | 0.7650 | 0.7650 | 0.2350 |
| Temperature [F] | 300.6 | 300.6 | 300.6 |
| Pressure [psig] | 75.00 | 75.00 | 75.00 |
| Molar Flow [kgmole/s] | 5.680e-002 | 4.345e-002 | 1.335e-002 |
| Mass Flow [kg/h] | 1.367e+004 | 5142 | 8530 |
| Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day] | 3512 | 1793 | 1718 |
| Molar Enthalpy [kJ/kgmole] | -1.193e+005 | -5.439e+004 | -3.306e+005 |
| Molar Entropy [kJ/kgmole-K] | 293.1 | 209.2 | 566.1 |
| Heat Flow [kJ/h] | -2.439e+007 | -8.508e+006 | -1.588e+007 |
| Liq Vol Flow @Std Cond [m3/d] | 527.3 | 3.237e+004 | 271.5 |
| Fluid Package | Basis-1 | | |

| Stream Name | A E2801 | Vapour Phase | Liquid Phase |
|------------------------------|---------|--------------|--------------|
| Molecular Weight | 66.87 | 32.87 | 177.5 |
| Molar Density [kgmole/m3] | 0.2309 | 0.1793 | 3.659 |
| Mass Density [kg/m3] | 15.44 | 5.895 | 649.7 |
| Act. Volume Flow [m3/h] | 885.4 | 872.2 | 13.13 |
| Mass Enthalpy [kJ/kg] | -1784 | -1655 | -1862 |
| Mass Entropy [kJ/kg-K] | 4.383 | 6.364 | 3.188 |
| Heat Capacity [kJ/kgmole-K] | 161.8 | 71.53 | 455.7 |
| Mass Heat Capacity [kJ/kg-K] | 2.420 | 2.176 | 2.567 |

Tabla 18. Condiciones y propiedades de salida obtenidas en el simulador Aspen HYSYS V8.4 para la corriente H5 (D2802).

| Stream Name | D2802 | Vapour Phase | Liquid Phase |
|-------------------------------------|-------------|--------------|--------------|
| Vapour / Phase Fraction | 0.7202 | 0.7202 | 0.2798 |
| Temperature [F] | 122.0 | 122.0 | 122.0 |
| Pressure [psig] | 70.00 | 70.00 | 70.00 |
| Molar Flow [kgmole/s] | 5.680e-002 | 4.091e-002 | 1.589e-002 |
| Mass Flow [kg/h] | 1.367e+004 | 4176 | 9496 |
| Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day] | 3512 | 1578 | 1934 |
| Molar Enthalpy [kJ/kgmole] | -1.355e+005 | -5.301e+004 | -3.478e+005 |
| Molar Entropy [kJ/kgmole-K] | 250.0 | 181.1 | 427.4 |
| Heat Flow [kJ/h] | -2.770e+007 | -7.806e+006 | -1.990e+007 |
| Liq Vol Flow @Std Cond [m3/d] | 527.3 | 8.295e+004 | 303.4 |
| Fluid Package | Basis-1 | | |

| Stream Name | D2802 | Vapour Phase | Liquid Phase |
|------------------------------|--------|--------------|--------------|
| Molecular Weight | 66.87 | 28.36 | 166.0 |
| Molar Density [kgmole/m3] | 0.3052 | 0.2242 | 4.364 |
| Mass Density [kg/m3] | 20.41 | 6.359 | 724.4 |
| Act. Volume Flow [m3/h] | 669.9 | 656.8 | 13.11 |
| Mass Enthalpy [kJ/kg] | -2026 | -1869 | -2095 |
| Mass Entropy [kJ/kg-K] | 3.739 | 6.387 | 2.574 |
| Heat Capacity [kJ/kgmole-K] | 137.5 | 52.40 | 356.4 |
| Mass Heat Capacity [kJ/kg-K] | 2.056 | 1.848 | 2.147 |

Tabla 19. Condiciones y propiedades de entrada obtenidas en el simulador Aspen HYSYS V8.4 para la corriente H2 (A E2812).

| Stream Name | A E2812 | Vapour Phase |
|-------------------------------------|-------------|--------------|
| Vapour / Phase Fraction | 1.0000 | 1.0000 |
| Temperature [F] | 549.8 | 549.8 |
| Pressure [psig] | 16.00 | 16.00 |
| Molar Flow [kgmole/s] | 0.3501 | 0.3501 |
| Mass Flow [kg/h] | 7.357e+004 | 7.357e+004 |
| Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day] | 1.925e+004 | 1.925e+004 |
| Molar Enthalpy [kJ/kgmole] | -5.467e+004 | -5.467e+004 |
| Molar Entropy [kJ/kgmole-K] | 298.1 | 298.1 |
| Heat Flow [kJ/h] | -6.890e+007 | -6.890e+007 |
| Liq Vol Flow @Std Cond [m3/d] | 2963 | 2963 |
| Fluid Package | Basis-4 | |

| Stream Name | A E2812 | Vapour Phase |
|------------------------------|------------|--------------|
| Molecular Weight | 58.38 | 58.38 |
| Molar Density [kgmole/m3] | 4.572e-002 | 4.572e-002 |
| Mass Density [kg/m3] | 2.669 | 2.669 |
| Act. Volume Flow [m3/h] | 2.756e+004 | 2.756e+004 |
| Mass Enthalpy [kJ/kg] | -936.5 | -936.5 |
| Mass Entropy [kJ/kg-K] | 5.107 | 5.107 |
| Heat Capacity [kJ/kgmole-K] | 152.7 | 152.7 |
| Mass Heat Capacity [kJ/kg-K] | 2.616 | 2.616 |

Tabla 20. Condiciones y propiedades de salida obtenidas en el simulador Aspen HYSYS V8.4 para la corriente H2 (D2803).

| Stream Name | D2803 | Vapour Phase | Liquid Phase |
|-------------------------------------|-------------|--------------|--------------|
| Vapour / Phase Fraction | 0.8285 | 0.8285 | 0.1715 |
| Temperature [F] | 122.0 | 122.0 | 122.0 |
| Pressure [psig] | 12.00 | 12.00 | 12.00 |
| Molar Flow [kgmole/s] | 0.3501 | 0.2901 | 6.003e-002 |
| Mass Flow [kg/h] | 7.357e+004 | 3.811e+004 | 3.547e+004 |
| Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day] | 1.925e+004 | 1.203e+004 | 7212 |
| Molar Enthalpy [kJ/kgmole] | -9.384e+004 | -4.246e+004 | -3.421e+005 |
| Molar Entropy [kJ/kgmole-K] | 208.3 | 164.4 | 420.5 |
| Heat Flow [kJ/h] | -1.183e+008 | -4.433e+007 | -7.394e+007 |
| Liq Vol Flow @Std Cond [m3/d] | 2963 | 2026 | 1139 |
| Fluid Package | Basis-4 | | |

| Stream Name | D2803 | Vapour Phase | Liquid Phase |
|------------------------------|------------|--------------|--------------|
| Molecular Weight | 58.38 | 36.49 | 164.1 |
| Molar Density [kgmole/m3] | 8.373e-002 | 6.960e-002 | 4.392 |
| Mass Density [kg/m3] | 4.888 | 2.540 | 720.7 |
| Act. Volume Flow [m3/h] | 1.505e+004 | 1.500e+004 | 49.21 |
| Mass Enthalpy [kJ/kg] | -1608 | -1163 | -2085 |
| Mass Entropy [kJ/kg-K] | 3.568 | 4.504 | 2.563 |
| Heat Capacity [kJ/kgmole-K] | 112.8 | 63.17 | 352.8 |
| Mass Heat Capacity [kJ/kg-K] | 1.933 | 1.731 | 2.150 |

3.2 CONSTRUCCIÓN DE CURVAS Y SELECCIÓN DE $\Delta T_{\text{mínimo}}$ INICIAL

Para la elaboración de las curvas y selección del $\Delta T_{\text{mínimo}}$ se usó el software de simulación Aspen Energy Analyzer (AEA) (Aspen Technology, Inc. 2.011), el cual viene incluido en el programa de simulación Aspen HYSYS V8.4.

En este paso de la metodología ya se ha recolectado toda la información necesaria como son: temperatura de entrada (T_1) y salida (T_2) de cada corriente, el C_p consultado en la hoja de datos de los intercambiadores de calor y el flujo másico (\dot{m}) calculado para la corriente H1 y H3, la entalpía específica de entrada (h_1) y salida (h_2) y su flujo másico para las demás corrientes que fueron simuladas. Los datos de entalpía H son hallados aplicando la ecuación 2.1. Estos datos se ordenan en la Tabla 21 con las conversiones de las unidades al Sistema Internacional, para luego ser ingresados al software de simulación AEA, como se puede ver en la interfaz de la Figura 16, y poder así realizar un caso de Integración de Calor (Hi Case).

Tabla 21. Datos recolectados de las corrientes del proceso a integrar, que luego se usan para ingresarlos al software de simulación AEA.

| IDENTIFICACIÓN DE LA CORRIENTE | T_1 (°C) | T_2 (°C) | C_p (kJ/kg°C) | ENTALPIA ESPECÍFICA: h (kJ/kg) | | $\Delta h = h_1 - h_2$ (kJ/kg) | MASA: \dot{m} (kg/h) | CP = $\dot{m} \cdot C_p$ (kJ/°C.h) | ENTALPIA (kJ/h) |
|--------------------------------|------------|------------|-----------------|--------------------------------|----------|--------------------------------|------------------------|------------------------------------|-----------------|
| | | | | h_1 | h_2 | | | | |
| H1 | 316 | 204 | 2,5874 | | | | 198.307 | 513.107 | 57.467.991 |
| H2 | 288 | 50 | | -936,49 | -1607,56 | 671,07 | 73.571 | | 49.371.144 |
| H3 | 245 | 149 | 2,1143 | | | | 145.654 | 307.960 | 29.564.200 |
| H4 | 204 | 69 | | -1875,81 | -2434,62 | 558,80 | 78.651 | | 43.950.472 |
| H5 | 149 | 50 | | -1784,14 | -2026,20 | 242,06 | 13.672 | | 3.309.399 |
| H6 | 132 | 69 | | -2052,64 | -2434,62 | 381,98 | 835.807 | | 319.261.084 |
| C1 | 96 | 216 | | -2095,81 | -1746,78 | -349,03 | 237.348 | | -82.841.791 |
| C2 | 104 | 132 | | -2142,97 | -2038,29 | -104,68 | 979.978 | | -102.585.507 |

Figura 16. Interfaz de AEA con los datos ingresados de las corrientes a integrar para la realización de un caso de Integración de Calor.

| Name | Inlet T [C] | Outlet T [C] | MCp [kJ/C-h] | Enthalpy [kJ/h] | Segm. | HTC [kJ/h-m2-C] | Flowrate [kg/h] | Effective Cp [kJ/kg-C] | DT Cont. [C] |
|------|-------------|--------------|--------------|-----------------|-------|-----------------|-----------------|------------------------|--------------|
| H1 | 316.0 | 204.0 | 5.131e+005 | 5.747e+007 | | 427.8 | 1.983e+005 | 2.587 | Global |
| H2 | 288.0 | 50.0 | 2.074e+005 | 4.937e+007 | | 2628.1 | 7.357e+004 | 2.820 | Global |
| H3 | 245.0 | 149.0 | 3.080e+005 | 2.956e+007 | | 1085.5 | 1.457e+005 | 2.114 | Global |
| H4 | 204.0 | 69.0 | 3.256e+005 | 4.395e+007 | | 2628.1 | 7.865e+004 | 4.139 | Global |
| H5 | 149.0 | 50.0 | 3.343e+004 | 3.309e+006 | | 2628.1 | 1.367e+004 | 2.445 | Global |
| H6 | 132.0 | 69.0 | 5.068e+006 | 3.193e+008 | | 2628.1 | 8.358e+005 | 6.063 | Global |
| C1 | 96.0 | 216.0 | 6.903e+005 | 8.284e+007 | | 2628.1 | 2.373e+005 | 2.909 | Global |
| C2 | 104.0 | 132.0 | 3.664e+006 | 1.026e+008 | | 2628.1 | 9.800e+005 | 3.739 | Global |

Fuente: Autor.

Existe un dato adicional del programa que tiene que ver con el coeficiente de transferencia de calor (HTC), el cual se seleccionó dependiendo de las características de la corriente. Los datos de color azul son los ingresados manualmente, mientras que los de color negro se generan automáticamente.

3.2.1 Construcción de la Curva Compósita Caliente (CCC) y Curva Compósita Fría (CCF). El conjunto de corrientes calientes y frías del proceso se representan ahora en un mismo gráfico de Temperatura Vs Entalpía acumulada, formando una curva para cada conjunto de corrientes: la Curva Compósita Caliente (CCC) y la Curva Compósita Fría (CCF), como se muestra en la Figura 17. Para obtener esta gráfica se utilizaron los datos de entalpía acumulada de la Tabla 23, las cuales son la suma de las entalpías de las corrientes en los intervalos de temperatura mostrados en la Tabla 22. Pero esta simple representación no muestra la realidad de una integración de corrientes, por lo que se debe mover la CCF hacia la derecha, como se muestra en la Figura 18, hasta quedar separadas por un $\Delta T_{\text{mínimo}}$ inicial, que en este caso se inicia con 20°C teniendo en cuenta el criterio mostrado en la Figura 7.

Figura 17. Curvas Compósita Caliente y Fría sin desplazamiento de $\Delta T_{\text{mínimo}}$.

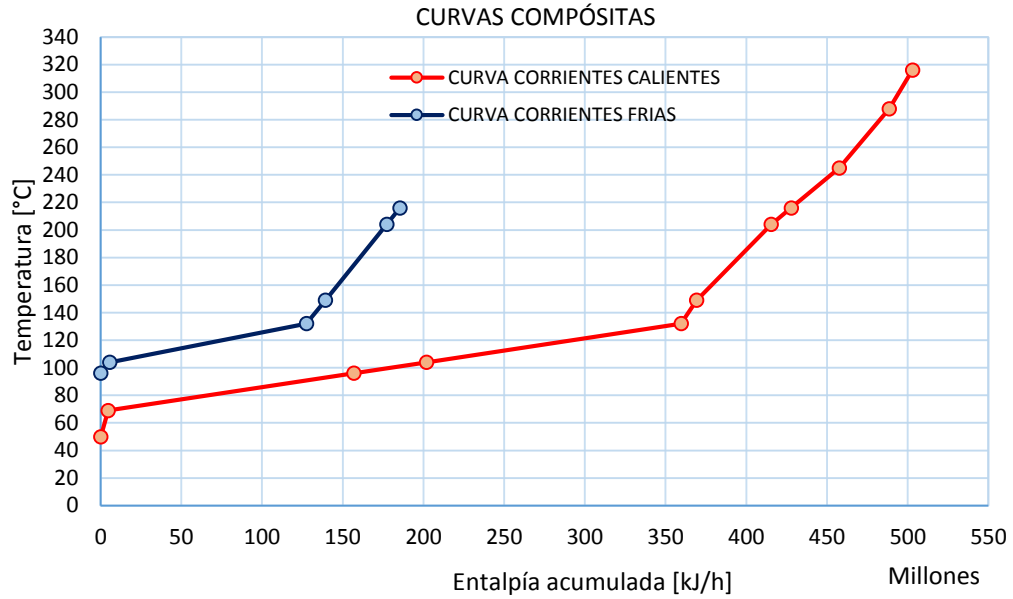


Figura 18. Curvas Compósita Caliente y Fría con desplazamiento de $\Delta T_{\text{mínimo}}$ de 20°C mostradas por AEA.

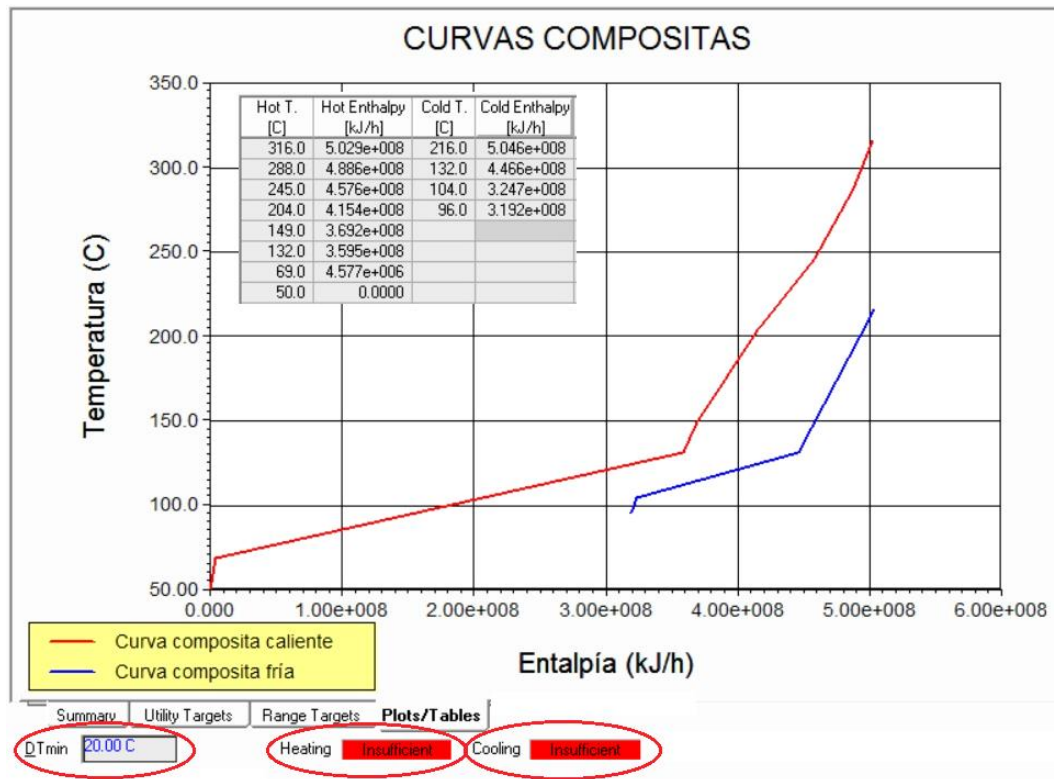


Tabla 22. Delta de Entalpia calculados para los diferentes intervalos de temperatura de las corrientes frías y calientes.

| INTERVALO | T ₁ (°C) | T ₂ (°C) | CORRIENTES EN EL INTERVALO | CP DE LA CORRIENTE = m.Cp [kJ/°C.h] | ΔH DE LAS CORRIENTES CALIENTES = (T ₁ - T ₂) ΣCP _{Calientes} [kJ/h] | ΔH DE LAS CORRIENTES FRÍAS = (T ₁ - T ₂) ΣCP _{Frias} [kJ/h] |
|-----------|------------------------|------------------------|----------------------------------|--|---|---|
| 1 | 316 | 288 | H1 | 513.107 | 14.366.996 | |
| 2 | 288 | 245 | H1 | 513.107 | 30.981.801 | |
| | | | H2 | 207.400 | | |
| 3 | 245 | 216 | H1 | 513.107 | 29.825.555 | |
| | | | H3 | 307.960 | | |
| | | | H2 | 207.400 | | |
| 4 | 216 | 204 | H1 | 513.107 | 12.341.609 | 8.283.600 |
| | | | H3 | 307.960 | | |
| | | | H2 | 207.400 | | |
| | | | C1 | 690.300 | | |
| 5 | 204 | 149 | H3 | 307.960 | 46.252.823 | 37.966.500 |
| | | | H2 | 207.400 | | |
| | | | H4 | 325.600 | | |
| 6 | 149 | 132 | C1 | 690.300 | 9.629.310 | 11.735.100 |
| | | | H5 | 33.430 | | |
| | | | H2 | 207.400 | | |
| | | | H4 | 325.600 | | |
| 7 | 132 | 104 | C1 | 690.300 | 157.764.040 | 121.920.400 |
| | | | H2 | 207.400 | | |
| | | | H5 | 33.430 | | |
| | | | H4 | 325.600 | | |
| | | | H6 | 5.068.000 | | |
| 8 | 104 | 96 | C2 | 3.664.000 | 45.075.440 | 5.522.400 |
| | | | C1 | 690.300 | | |
| | | | H2 | 207.400 | | |
| | | | H5 | 33.430 | | |
| 9 | 96 | 69 | H4 | 325.600 | 152.129.610 | |
| | | | H6 | 5.068.000 | | |
| | | | H2 | 207.400 | | |
| | | | H5 | 33.430 | | |
| 10 | 69 | 50 | H2 | 207.400 | 4.575.770 | |
| | | | H5 | 33.430 | | |

Tabla 23. Entalpía acumulada para las corrientes frías y calientes.

| CORRIENTES CALIENTES | | CORRIENTES FRÍAS | |
|----------------------|--------------------|------------------|--------------------|
| T EMPERATURA (°C) | H ACUMULADA (kJ/h) | TEMPERATURA (°C) | H ACUMULADA (kJ/h) |
| 316 | 502.942.954 | 316 | |
| 288 | 488.575.958 | 288 | |
| 245 | 457.594.157 | 245 | |
| 216 | 427.768.602 | 216 | 185.428.000 |
| 204 | 415.426.993 | 204 | 177.144.400 |
| 149 | 369.174.170 | 149 | 139.177.900 |
| 132 | 359.544.860 | 132 | 127.442.800 |
| 104 | 201.780.820 | 104 | 5.522.400 |
| 96 | 156.705.380 | 96 | 0 |
| 69 | 4.575.770 | 69 | |
| 50 | 0 | 50 | |

En la interfaz de la Figura 18 se observan las Curvas Compósitas separadas por el $\Delta T_{\text{mínimo}}$ inicial de 20°C. En ella la CCF cubre totalmente la CCC, cumpliendo así el punto “a” de la sección 2.1.6. Esta condición se muestra en la interfaz como “calentamiento insuficiente” y “enfriamiento insuficiente”, indicando que necesariamente se debe usar utilidad caliente y utilidad fría en sus respectivos sectores.

Al seleccionar la pestaña “Summary” mostrada en la Figura 18, se puede observar que la temperatura “pinch” para las corrientes calientes es de 132°C y para las corrientes frías de 112°C, y que la necesidad de utilidad caliente es de $1,670 \times 10^6$ kJ/h y de utilidad fría es de $319,2 \times 10^6$ kJ/h. Ver Figura 19.

3.2.2 Selección del $\Delta T_{\text{mínimo}}$ inicial. La Figura 20 muestra que al utilizar un $\Delta T_{\text{mínimo}}$ menor de 20°C (19°C en este caso) se está desaprovechando parte de la energía de las corrientes calientes para calentar las corrientes frías, mostrándose en la interfaz como un “calentamiento suficiente” para completar la temperatura de las corrientes frías sin necesidad de usar utilidad caliente. De esta manera no se estaría cumpliendo el punto “a” de la sección 2.1.6. para optimizar la integración.

Figura 19. Información de las temperaturas “pinch” para las corrientes fría y caliente y necesidad mínima de utilidades mostradas por AEA.

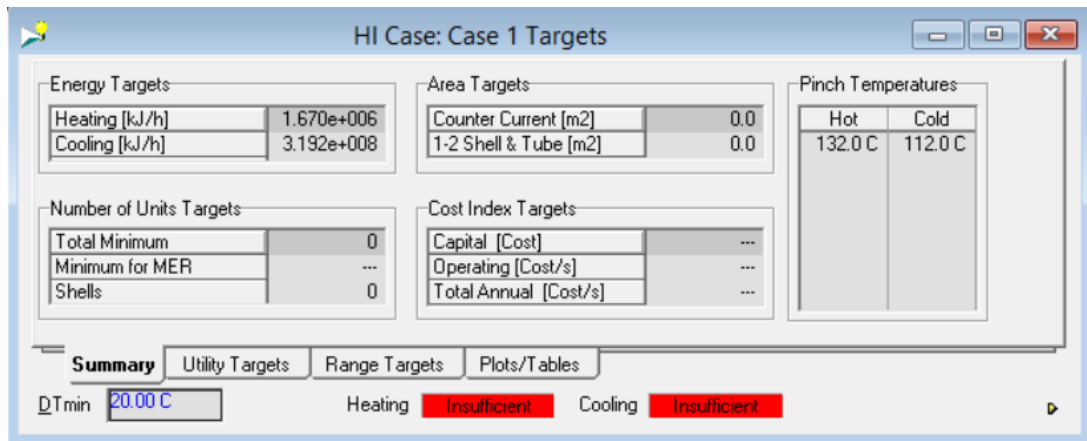
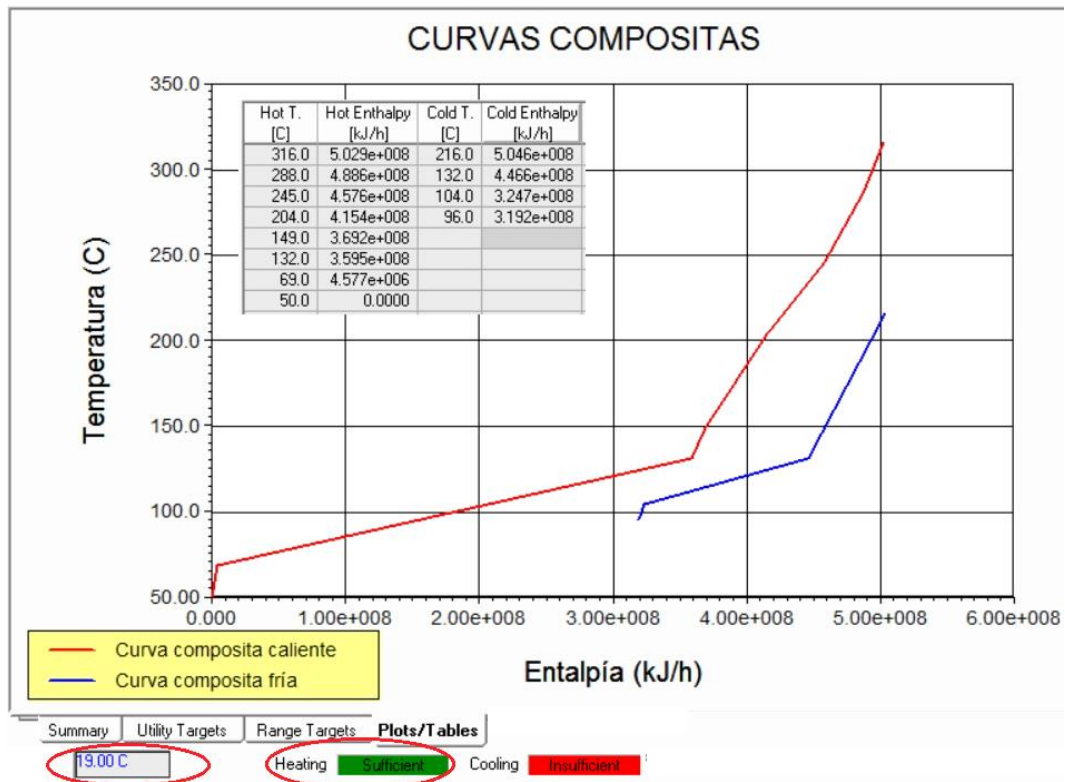


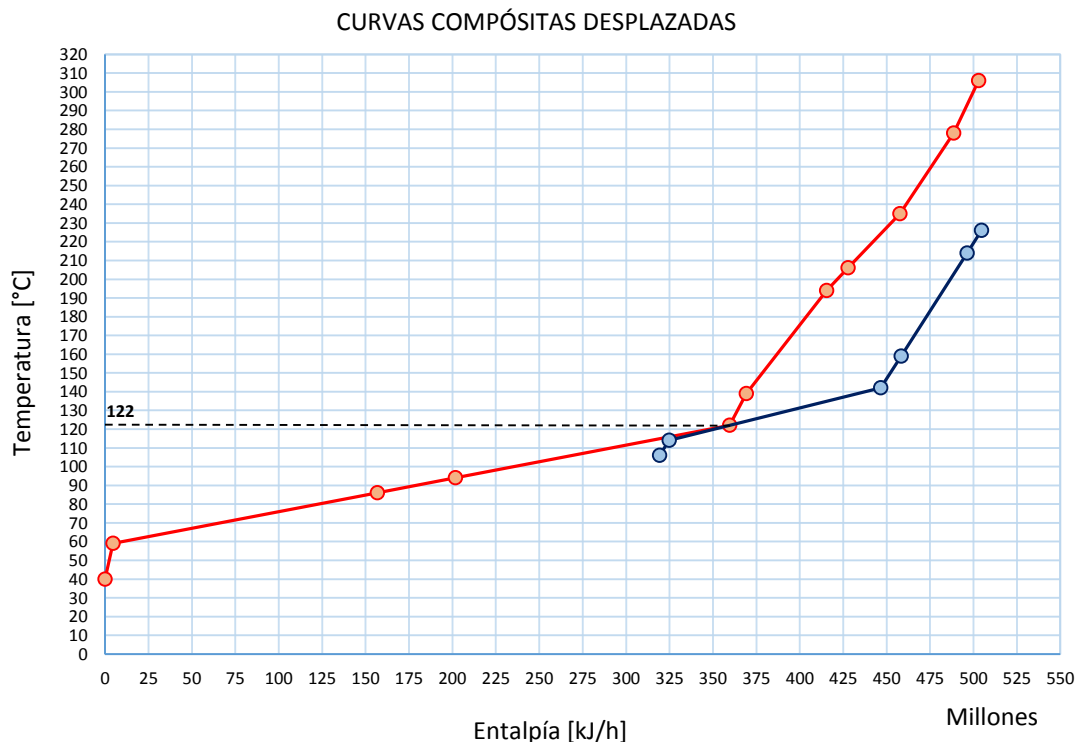
Figura 20. Curvas Compósita Caliente y Fría con desplazamiento menor a 20°C de $\Delta T_{\text{mínimo}}$ mostrada por AEA.



Se concluye entonces que el parámetro de optimización de $\Delta T_{\text{mínimo}}$ sólo se podrá mover hacia abajo hasta 20°C , siendo este entonces el valor inicial para evaluar la integración de esta propuesta. Además, es conveniente para un proceso, permitir el uso de utilidad caliente para compensar alguna pérdida de temperatura en la integración y cumplir así la temperatura final de salida.

3.2.3 Construcción de las Curvas Compósitas Desplazadas (CCD) y Curva de la Gran Compósita (CGC). Partiendo ahora de que el $\Delta T_{\text{mínimo}}$ inicial seleccionado es de 20°C , se desplaza entonces sobre el mismo gráfico la CCC $\frac{1}{2} \Delta T_{\text{mínimo}}$ hacia abajo y la CCF $\frac{1}{2} \Delta T_{\text{mínimo}}$ hacia arriba, tocándose las dos curvas en la temperatura “pinch” y formando así la gráfica de las Curvas Compósitas Desplazadas (CCD) según se muestra en la Figura 21. Se encuentra de esta manera que la temperatura “pinch”, donde se tocan las dos curvas, es de un valor de 122°C .

Figura 21. Curvas Compósitas Desplazadas.



La nueva gráfica desplaza cada una de las temperaturas de las corrientes calientes 10°C hacia abajo y las corrientes frías 10°C hacia arriba, formando nuevos intervalos de temperaturas y nuevos ΔH en cada intervalo, para las corrientes calientes y para las corrientes frías, según se muestran en la Tabla 24. De la diferencia entre estos ΔH de las corrientes calientes y frías de cada intervalo se obtienen las entalpías a partir de las cuales se puede elaborar la gráfica de la Curva de la Gran Compósita (CGC) como sigue:

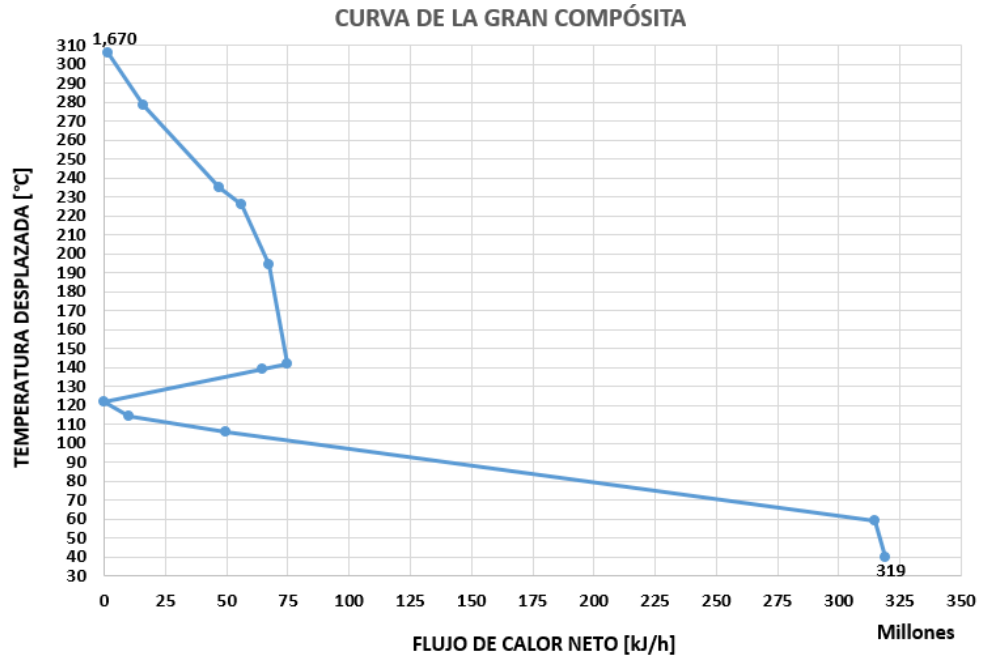
Primero se debe realizar la suma acumulada de estas diferencias de entalpía (columna de la Tabla 24 llamada *cascada de calor no factible*), iniciando con $\Delta H = 0$, ya que el intervalo anterior al primero no tiene corrientes ni temperatura inicial. De los valores hallados se encuentra que uno es negativo, lo que indica la falta de energía en ese intervalo, la cual se compensa con utilidad caliente. Al final de la columna se obtiene la energía en exceso (valor positivo), la cual se extrae con utilidad fría. Este paso realizado se conoce como la *cascada de calor no factible*, ya que los valores obtenidos no son los mínimos requeridos de utilidades. Para realizar la *cascada de calor factible* y hallar los valores mínimos de consumo de utilidades, se toma ese valor negativo de $\Delta H = 1.670.090$ y se pasa al intervalo anterior al primero, y se vuelve a realizar la suma acumulada de las diferencias de entalpía, obteniendo la columna de la Tabla 24 llamada *cascada de calor factible*. El valor inicial de la columna indica la cantidad de utilidad caliente a usar y el valor final la cantidad de utilidad fría a usar. Estos valores coinciden con los hallados en la gráfica de las Curvas Compósitas con $\Delta T_{\text{mínimo}}$ de 20°C, por lo que este método es otra forma de calcular los consumos mínimos de utilidades.

A partir de los valores de la columna de la *cascada factible* se elaboró la gráfica de la CGC mostrada en la Figura 22. Esta gráfica ayuda a ubicar los servicios industriales que se tengan disponibles en la refinería de Ecopetrol S.A, para ello se comparan las CCD y la CGC, como se muestra en la Figura 23.

Tabla 24. Intervalos de temperatura desplazada y sus diferencias de entalpía para graficar la CGC

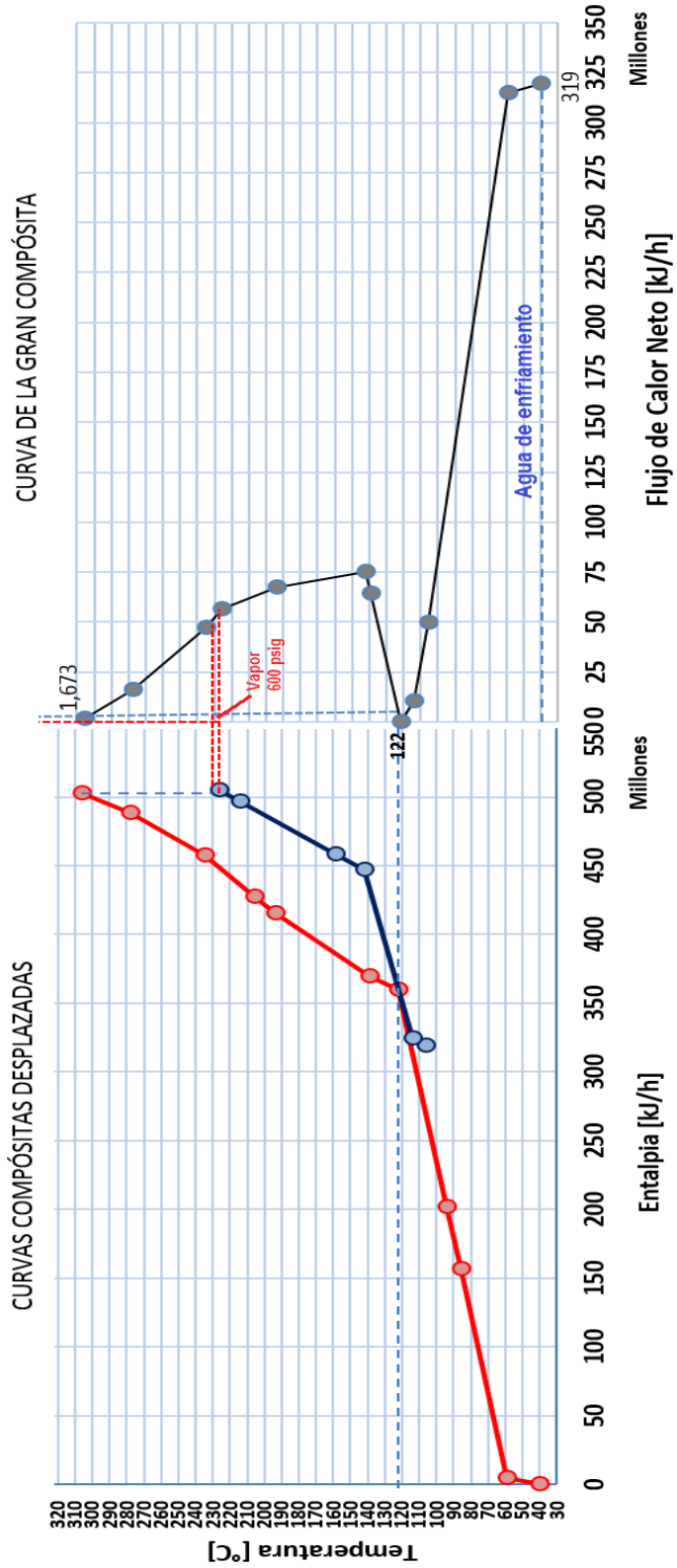
| INTERVALOS | T ₁ (°C) | T ₂ (°C) | CORRIENTES EN EL INTERVALO | CP = ñ.Cp (kJ/°C.h) | ΔH CORRIENTES CALIENTES = (T ₁ - T ₂) ΣCP _{Hot} (kJ/h) | ΔH CORRIENTES FRIAS = (T ₁ - T ₂) ΣCP _{Cold} (kJ/h) | DIFERENCIA DE ENTALPIAS = ΔH _{Hot} - ΔH _{Cold} (kJ/h) | CASCADA DE CALOR NO FACTIBLE | CASCADA DE CALOR FACTIBLE |
|------------|------------------------|------------------------|----------------------------------|-------------------------------|--|---|--|---------------------------------------|---------------------------------|
| | | | | | | | | (kJ/h) | (kJ/h) |
| | | | | | | | | 0 | 1.670.090 |
| 1 | 306 | 278 | H1 | 513.100 | 14.366.800 | | 14.366.800 | 14.366.800 | 16.036.890 |
| 2 | 278 | 235 | H1 | 513.100 | 30.981.500 | | 30.981.500 | 45.348.300 | 47.018.390 |
| | | | H2 | 207.400 | | | | | |
| 3 | 235 | 226 | H1 | 513.100 | 9.256.500 | | 9.256.500 | 54.604.800 | 56.274.890 |
| | | | H2 | 207.400 | | | | | |
| | | | H3 | 308.000 | | | | | |
| 4 | 226 | 194 | H1 | 513.100 | 32.912.000 | 22.089.600 | 10.822.400 | 65.427.200 | 67.097.290 |
| | | | H2 | 207.400 | | | | | |
| | | | H3 | 308.000 | | | | | |
| | | | C1 | 690.300 | | | | | |
| 5 | 194 | 142 | H2 | 207.400 | 43.732.000 | 35.895.600 | 7.836.400 | 73.263.600 | 74.933.690 |
| | | | H3 | 308.000 | | | | | |
| | | | H4 | 325.600 | | | | | |
| | | | C1 | 690.300 | | | | | |
| 6 | 142 | 139 | H2 | 207.400 | 2.523.000 | 13.062.900 | -10.539.900 | 62.723.700 | 64.393.790 |
| | | | H3 | 308.000 | | | | | |
| | | | H4 | 325.600 | | | | | |
| | | | C1 | 690.300 | | | | | |
| 7 | 139 | 122 | C2 | 3.664.000 | 9.629.310 | 74.023.100 | -64.393.790 | -1.670.090 | 0 |
| | | | H2 | 207.400 | | | | | |
| | | | H4 | 325.600 | | | | | |
| | | | H5 | 33.430 | | | | | |
| 8 | 122 | 114 | C1 | 690.300 | 45.075.440 | 34.834.400 | 10.241.040 | 8.570.950 | 10.241.040 |
| | | | C2 | 3.664.000 | | | | | |
| | | | H2 | 207.400 | | | | | |
| | | | H4 | 325.600 | | | | | |
| | | | H5 | 33.430 | | | | | |
| | | | H6 | 5.068.000 | | | | | |
| 9 | 114 | 106 | C1 | 690.300 | 45.075.440 | 5.522.400 | 39.553.040 | 48.123.990 | 49.794.080 |
| | | | H2 | 207.400 | | | | | |
| | | | H4 | 325.600 | | | | | |
| | | | H5 | 33.430 | | | | | |
| | | | H6 | 5.068.000 | | | | | |
| 10 | 106 | 59 | H2 | 207.400 | 264.818.210 | | 264.818.210 | 312.942.200 | 314.612.290 |
| | | | H4 | 325.600 | | | | | |
| | | | H5 | 33.430 | | | | | |
| | | | H6 | 5.068.000 | | | | | |
| 11 | 59 | 40 | H2 | 207.400 | 4.575.770 | | 4.575.770 | 317.517.970 | 319.188.060 |
| | | | H5 | 33.430 | | | | | |

Figura 22. Curva de la Gran Compósita.



La Figura 23 identifica una temperatura “pinch” de 122°C, donde la entalpía es igual a cero debido a que en este punto no hay transferencia de calor. Por debajo del “pinch” la CGC muestra que no hay regiones de integración que permitan hacer un enfriamiento proceso a proceso, por lo que se debe usar utilidad fría a partir de varios niveles, inicialmente con temperatura de entrada de 122 °C y finalizando en el nivel de 40 °C (temperaturas de utilidad fría con desplazamiento de $\frac{1}{2} \Delta T_{\text{mínimo}}$ hacia arriba). Para este caso sólo se puede usar el servicio de agua de enfriamiento (línea discontinua azul horizontal con un valor total de 319×10^6 kJ/h), que es el más económico disponible para la refinería y posee una temperatura de entrada de 29°C. Por encima del “pinch” la CGC muestra que hay una gran región de integración (zona entre la curva y la línea discontinua azul vertical) que permite elevar la temperatura de las corrientes frías hasta 223°C. Esta es la temperatura de entrada de la utilidad caliente en el primer nivel. El segundo nivel es de 226°C, que es el extremo a donde se quiere llevar la temperatura (niveles representados por dos líneas rojas discontinuas horizontales). Estos niveles de temperatura de utilidad caliente están con desplazamiento de $\frac{1}{2} \Delta T_{\text{mínimo}}$ hacia abajo, y para ambas se puede usar sólo vapor de alta presión (600 psig), que posee una temperatura de entrada de 250°C. El rango de entalpía a suministrar por este vapor se representa por las líneas discontinuas verticales azul y rojo, equivalente a $1,670 \times 10^6$ kJ/h.

Figura 23. Identificación de uso de utilidades en la Curva de la Gran Compósita.



3.3 RED DE INTERCAMBIADORES DE CALOR

3.3.1 Determinación del número mínimo de intercambiadores de calor. Para la propuesta de la red de intercambiadores de calor se usará como utilidad caliente sólo vapor de agua de 600 psig y, como utilidad fría sólo agua de enfriamiento, según se determinó con el análisis de la Curva de la Gran Compósita en la sección 3.2.3. Se tiene en cuenta que la utilidad caliente debe tener una temperatura de entrada mayor a la temperatura de salida más alta de las corrientes frías; como mínimo, para este caso sería un ΔT de 20°C, lo cual se cumple sólo con vapor de alta presión (600 psig), el cual es el servicio disponible en la refinería. Para la utilidad fría se debe tener en cuenta que su temperatura de entrada debe ser menor que la temperatura de salida más baja de las corrientes calientes; como mínimo, para este caso sería un ΔT de 20°C, lo cual se cumple con agua de enfriamiento. Se tiene entonces que se emplea sólo una utilidad para cada lado del “pinch”. Aplicando la ecuación 2.2 en las secciones encima del “pinch” y debajo del “pinch” de la CGC se obtiene la Tabla 25.

Tabla 25. Determinación del mínimo número de intercambiadores de calor para la red propuesta.

| SECCION DE LA CURVA | CORRIENTES CALIENTES | CORRIENTES FRIAS | CORRIENTES DE UTILIDADES | INTERCAMBIADORES DE CALOR |
|---------------------|----------------------|------------------|--------------------------|---------------------------|
| ENCIMA DEL "PINCH" | 5 | 2 | 1 | 7 |
| DEBAJO DEL "PINCH" | 4 | 2 | 1 | 6 |
| TOTAL = | | | | 13 |

Según la Tabla 25 se deben utilizar 7 intercambiadores cuando se esté evaluando la sección encima del “pinch”, incluyendo los de la utilidad caliente, y 6 intercambiadores cuando se esté evaluando la sección debajo del “pinch”, incluyendo los de la utilidad fría. Pero, aplicando el criterio de integración de corrientes, donde arriba del “pinch” se deben tener menor o igual número de corrientes calientes que frías y, debajo del “pinch” se deben tener mayor o igual número de corrientes calientes que frías, se obtiene entonces que como mínimo se tendrían el número de intercambiadores mostrados en la Tabla 26.

Tabla 26. *Mínimo número de intercambiadores de calor para la red propuesta teniendo en cuenta el criterio de número de corrientes.*

| SECCION DE LA CURVA | CORRIENTES CALIENTES | CORRIENTES FRIAS | CORRIENTES DE UTILIDADES | INTERCAMBIADORES DE CALOR |
|---------------------|----------------------|------------------|--------------------------|---------------------------|
| ENCIMA DEL "PINCH" | 5 | 5 | 1 | 10 |
| DEBAJO DEL "PINCH" | 4 | 2 | 1 | 6 |
| TOTAL = | | | | 16 |

Con base en este número de intercambiadores de calor se procede a realizar la integración de las corrientes encima y debajo del “pinch” disponiéndolos de tal manera que se cumplan los criterios de integración de la sección 2.1.5.1 y que se logren las necesidades mínimas de utilidades.

Durante la realización de la integración se probaron los diferentes diseños que automáticamente genera AEA, en los cuales se identificaron mejoras que debieron ser manejadas manualmente para dar total cumplimiento a los criterios de integración. En los gráficos de la Figura 24 y Figura 25 se muestran los dos mejores diseños automáticos de redes, de diez generados por AEA, que menores costos totales presentaron. Pero estos no están cumpliendo con el $\Delta T_{\text{mínimo}}$ para algunas corrientes, como se pueden ver en la Tabla 27 y 28, correspondientes a la red de intercambiadores de la Figura 24 y 25 respectivamente; situación que igualmente sucede en los restantes diseños. Así mismo, la configuración propuesta del uso del agua de enfriamiento no está acorde con la de la refinería, donde a cada enfriador debe entrar un flujo independiente de agua a una misma temperatura. En la Tabla 29 se realiza la comparación de las diferentes variables de los diseños automáticos generados por AEA (“A_Design1” al “A_Design10”) y el diseño realizado por el autor (“Design1”), donde se observa que “Design1” presenta el menor requerimiento de área de intercambiadores de calor, situación que conviene a la hora de la instalación de los mismos debido al poco espacio disponible en las plantas a integrar.

Figura 24. Diseño "A_Design3" de la red de intercambiadores de calor generada automáticamente por AEA.

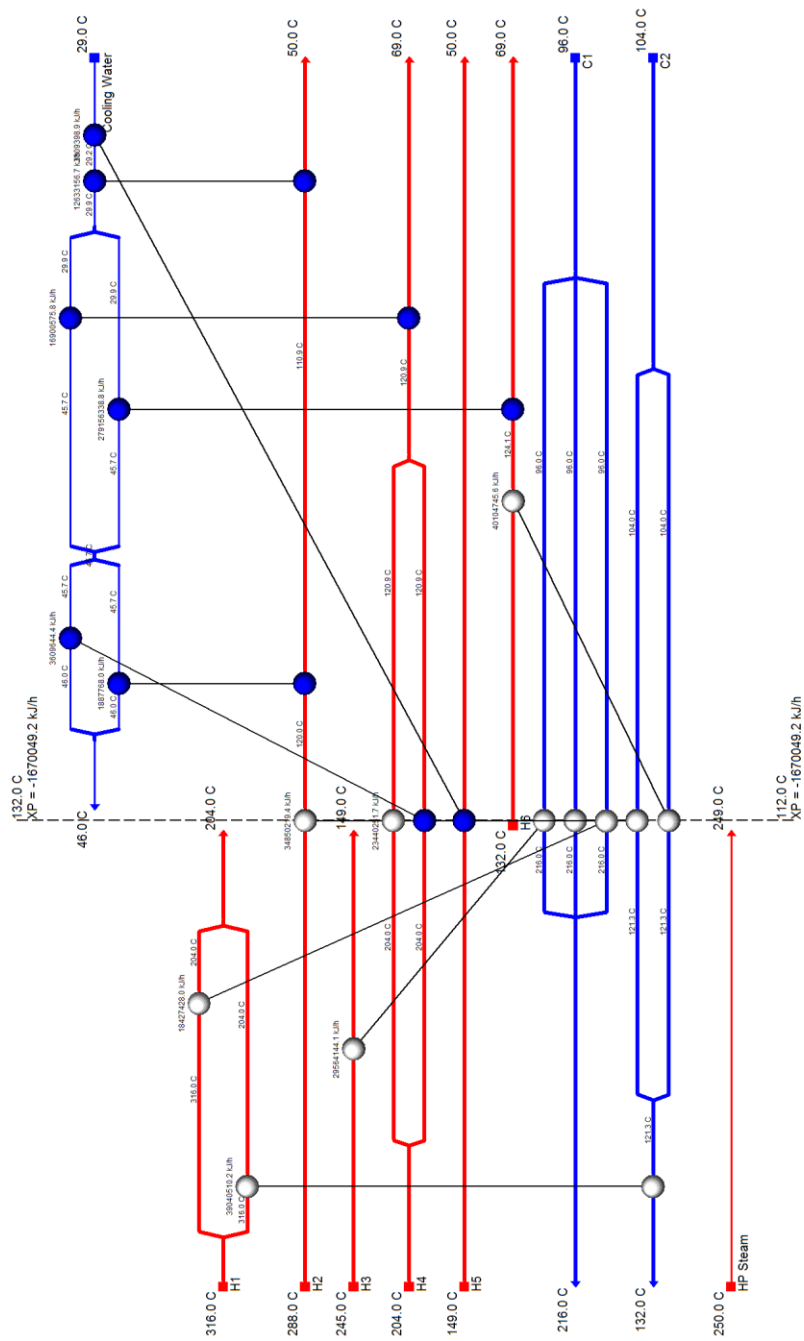


Tabla 27. Diseño de los intercambiadores de calor para la red "A_Design3" generada automáticamente por AEA.

| Heat Exchanger | Load [kJ/h] | Cost Index [Cost] | Area [m2] | Shells | LMTD [C] | Overall U [kJ/h-m2-C] | FFactor | Fouling [C-hm2/kJ] | Hot Stream | Hot T in [C] | Hot T out [C] | Cold Stream | Cold T in [C] | Cold T out [C] | dT Min Hot [C] | dT Min Cold [C] |
|----------------|-------------|-------------------|-----------|--------|----------|-----------------------|---------|--------------------|------------|--------------|---------------|---------------|---------------|----------------|----------------|-----------------|
| E-108 | 2.956e+007 | 3.021e+005 | 1213 | 3 | 39.80 | 768.2 | 0.7973 | 0.0000 | H3 | 245.0 | 149.0 | C1 | 96.0 | 216.0 | 29.00 | 53.00 |
| E-109 | 3.485e+007 | 2.224e+005 | 757.9 | 4 | 43.69 | 1314.1 | 0.8009 | 0.0000 | H2 | 288.0 | 120.0 | C1 | 96.0 | 216.0 | 72.00 | 24.00 |
| E-110 | 1.843e+007 | 1.647e+005 | 606.2 | 2 | 103.9 | 367.9 | 0.7948 | 0.0000 | H1 | 316.0 | 204.0 | C1 | 96.0 | 216.0 | 100.0 | 108.0 |
| E-111 | 3.904e+007 | 2.125e+005 | 848.8 | 2 | 126.6 | 367.9 | 0.9871 | 0.0000 | H1 | 316.0 | 204.0 | C2 | 121.3 | 132.0 | 184.0 | 82.66 |
| E-112 | 2.344e+007 | 1.395e+005 | 485.4 | 2 | 41.44 | 1314.1 | 0.8869 | 0.0000 | H4 | 204.0 | 120.9 | C2 | 104.0 | 121.3 | 82.66 | 16.91 |
| E-113 | 4.010e+007 | 5.540e+005 | 2322 | 5 | 14.88 | 1314.1 | 0.8835 | 0.0000 | H6 | 132.0 | 124.1 | C2 | 104.0 | 121.3 | 10.66 | 20.09 |
| E-114 | 3.610e+006 | 1.688e+004 | 14.72 | 1 | 111.5 | 2199.8 | 0.9997 | 0.0000 | H4 | 204.0 | 120.9 | Cooling Water | 45.7 | 46.0 | 158.0 | 75.21 |
| E-115 | 1.889e+006 | 1.598e+004 | 12.35 | 1 | 69.50 | 2199.8 | 0.9999 | 0.0000 | H2 | 120.0 | 110.9 | Cooling Water | 45.7 | 46.0 | 74.00 | 65.19 |
| E-116 | 1.690e+007 | 5.313e+004 | 146.1 | 1 | 95.23 | 2199.8 | 0.9522 | 0.0000 | H4 | 120.9 | 69.0 | Cooling Water | 29.9 | 45.7 | 75.21 | 39.15 |
| E-117 | 2.792e+008 | 5.611e+005 | 2360 | 5 | 56.51 | 2199.8 | 0.9514 | 0.0000 | H6 | 124.1 | 69.0 | Cooling Water | 29.9 | 45.7 | 78.38 | 39.15 |
| E-118 | 1.263e+007 | 4.931e+004 | 130.1 | 1 | 44.32 | 2199.8 | 0.9962 | 0.0000 | H2 | 110.9 | 50.0 | Cooling Water | 29.2 | 29.9 | 81.05 | 20.82 |
| E-119 | 3.309e+006 | 2.102e+004 | 26.54 | 1 | 56.75 | 2199.8 | 0.9989 | 0.0000 | H5 | 149.0 | 50.0 | Cooling Water | 29.0 | 29.2 | 119.8 | 21.00 |

Tabla 28. Diseño de los intercambiadores de calor para la red "A_Design5" generada automáticamente por AEA.

| Heat Exchanger | Load [kJ/h] | Cost Index [Cost] | Area [m2] | Shells | LMTD [C] | Overall U [kJ/h-m2-C] | FFactor | Fouling [C-hm2/kJ] | Hot Stream | Hot T in [C] | Hot T out [C] | Cold Stream | Cold T in [C] | Cold T out [C] | dT Min Hot [C] | dT Min Cold [C] |
|----------------|-------------|-------------------|-----------|--------|----------|-----------------------|---------|--------------------|------------|--------------|---------------|---------------|---------------|----------------|----------------|-----------------|
| E-110 | 1.985e+007 | 2.384e+005 | 891.6 | 3 | 36.42 | 768.2 | 0.7959 | 0.0000 | H3 | 245.0 | 149.0 | C1 | 104.0 | 216.0 | 29.00 | 45.00 |
| E-111 | 5.747e+007 | 4.654e+005 | 1966 | 4 | 100.0 | 367.9 | 0.7945 | 0.0000 | H1 | 316.0 | 204.0 | C1 | 104.0 | 216.0 | 100.0 | 100.0 |
| E-112 | 2.344e+007 | 1.484e+005 | 527.7 | 2 | 38.66 | 1314.1 | 0.8743 | 0.0000 | H4 | 204.0 | 132.0 | C2 | 114.3 | 132.0 | 72.00 | 17.66 |
| E-113 | 9.713e+006 | 6.675e+004 | 205.9 | 1 | 66.28 | 768.2 | 0.9285 | 0.0000 | H3 | 245.0 | 149.0 | C2 | 114.3 | 132.0 | 113.0 | 34.66 |
| E-114 | 3.153e+007 | 1.166e+005 | 380.6 | 2 | 68.04 | 1314.1 | 0.9268 | 0.0000 | H2 | 288.0 | 136.0 | C2 | 114.3 | 132.0 | 156.0 | 21.66 |
| E-115 | 3.790e+007 | 4.638e+005 | 1958 | 4 | 16.24 | 1314.1 | 0.9074 | 0.0000 | H6 | 132.0 | 118.9 | C2 | 104.0 | 114.3 | 17.66 | 14.90 |
| E-116 | 2.051e+007 | 6.260e+004 | 187.2 | 1 | 50.60 | 2199.8 | 0.9841 | 0.0000 | H4 | 132.0 | 69.0 | Cooling Water | 42.4 | 46.0 | 86.00 | 26.58 |
| E-117 | 2.849e+007 | 5.633e+004 | 159.8 | 1 | 81.15 | 2199.8 | 0.9988 | 0.0000 | H6 | 132.0 | 118.9 | Cooling Water | 42.4 | 46.0 | 86.00 | 76.48 |
| E-118 | 1.784e+007 | 8.638e+004 | 251.0 | 2 | 33.31 | 2199.8 | 0.9700 | 0.0000 | H2 | 136.0 | 50.0 | Cooling Water | 42.4 | 46.0 | 90.00 | 7.579 |
| E-119 | 5.523e+006 | 8.607e+004 | 296.9 | 1 | 14.90 | 1314.1 | 0.9500 | 0.0000 | H6 | 118.9 | 110.9 | C1 | 96.0 | 104.0 | 14.90 | 14.90 |
| E-120 | 3.502e+007 | 6.920e+004 | 217.1 | 1 | 73.37 | 2199.8 | 0.9995 | 0.0000 | H6 | 118.9 | 110.9 | Cooling Water | 40.5 | 42.4 | 76.48 | 70.35 |
| E-121 | 3.308e+006 | 2.648e+004 | 36.91 | 2 | 40.81 | 2199.8 | 0.9986 | 0.0000 | H5 | 149.0 | 50.0 | Cooling Water | 40.4 | 40.5 | 108.5 | 9.631 |
| E-122 | 2.123e+008 | 4.423e+005 | 1846 | 4 | 53.83 | 2199.8 | 0.9715 | 0.0000 | H6 | 110.9 | 69.0 | Cooling Water | 29.0 | 40.4 | 70.53 | 40.00 |

Tabla 29. Comparación entre los diferentes diseños (10) de red generados automáticamente por AEA y el diseño de red “Design1” realizado por el autor.

| Design | Total Cost Index [Cost/year] | Area [m ²] | Units | Shells | Cap. Cost Index [Cost] | Heating [kJ/h] | Cooling [kJ/h] | Op. Cost Index [Cost/year] |
|------------|------------------------------|------------------------|-------|--------|------------------------|----------------|----------------|----------------------------|
| A_Design4 | 7.253e+006 | 1.020e+004 | 13 | 34 | 2.672e+006 | 0.0000 | 3.175e+008 | 6.392e+006 |
| Design1 | 7.234e+006 | 8158 | 16 | 30 | 2.193e+006 | 1.670e+006 | 3.192e+008 | 6.527e+006 |
| A_Design9 | 7.221e+006 | 9946 | 13 | 32 | 2.574e+006 | 0.0000 | 3.175e+008 | 6.392e+006 |
| A_Design10 | 7.202e+006 | 9760 | 12 | 31 | 2.513e+006 | 0.0000 | 3.175e+008 | 6.392e+006 |
| A_Design8 | 7.201e+006 | 9776 | 11 | 29 | 2.512e+006 | 0.0000 | 3.175e+008 | 6.392e+006 |
| A_Design7 | 7.193e+006 | 9607 | 13 | 29 | 2.485e+006 | 0.0000 | 3.175e+008 | 6.392e+006 |
| A_Design1 | 7.187e+006 | 9446 | 12 | 30 | 2.468e+006 | 0.0000 | 3.175e+008 | 6.392e+006 |
| A_Design2 | 7.176e+006 | 9443 | 11 | 28 | 2.431e+006 | 0.0000 | 3.175e+008 | 6.392e+006 |
| A_Design6 | 7.150e+006 | 9028 | 13 | 28 | 2.352e+006 | 0.0000 | 3.175e+008 | 6.392e+006 |
| A_Design5 | 7.143e+006 | 8924 | 13 | 28 | 2.329e+006 | 0.0000 | 3.175e+008 | 6.392e+006 |
| A_Design3 | 7.137e+006 | 8923 | 12 | 28 | 2.313e+006 | 0.0000 | 3.175e+008 | 6.392e+006 |

3.3.2 Propuesta de red de intercambiadores de calor. La Figura 26 muestra la interfaz de Aspen Energy Analyzer (AEA) para iniciar la disposición de los intercambiadores de calor en las secciones encima y debajo del “pinch”, las cuales se encuentran separadas por una línea vertical que representa la temperatura “pinch”. El lado izquierdo es la sección encima del “pinch” y el derecho la sección debajo del “pinch”. Según las necesidades de diseño de la red, en ambas secciones las corrientes pueden ser divididas para cumplir con la cantidad de corrientes necesarias y el *CP* que debe tener cada una.

A continuación se procede a la disposición de los intercambiadores de calor iniciando en el sector encima del “pinch” y finalizando en el sector debajo del “pinch” siguiendo los criterios de integración:

3.3.2.1 Disposición de los intercambiadores de calor encima del “pinch”. La Figura 27 muestra la disposición que realiza el autor de los intercambiadores de calor encima del “pinch” siguiendo los criterios de integración. La línea discontinua azul, correspondiente a la corriente C1, indica la falta de utilidad caliente para alcanzar la temperatura de salida, la cual se consigue con la disposición de 1 intercambiador. Esa utilidad será igual a:

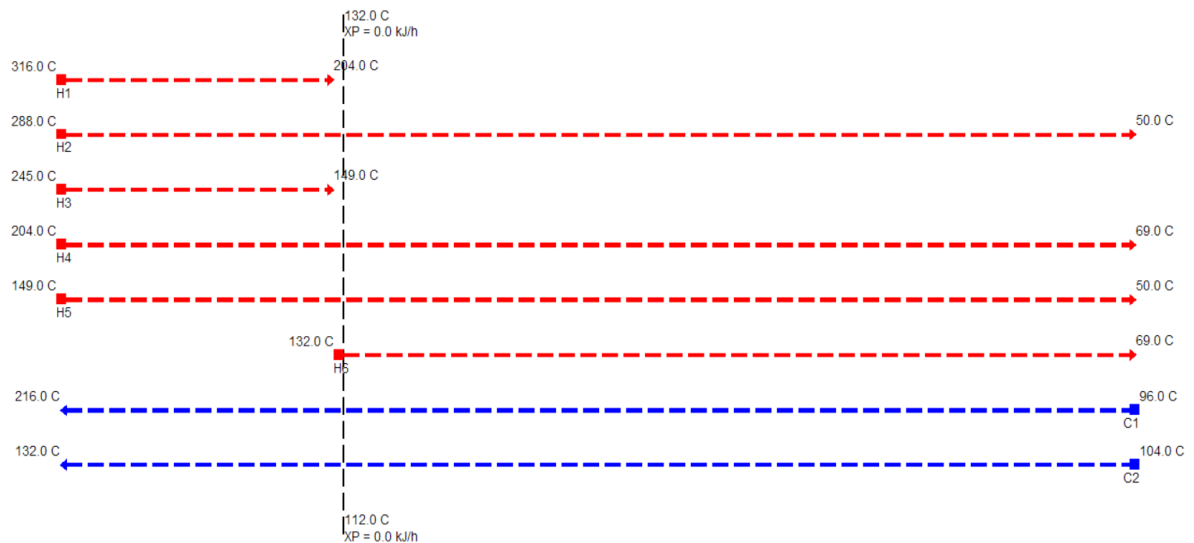
$$\Delta H = CP_{C1}(T_1 - T_2)$$

$$\Delta H = 6,903 \times 10^5 \frac{kJ}{^{\circ}C \cdot h} (213,6^{\circ}C - 216^{\circ}C) = -1.656.720 \frac{kJ}{h}$$

El signo negativo indica la falta de energía del sistema, la cual se le debe suministrar con utilidad caliente para lograr la temperatura de salida. Este dato es un valor

cercano a los $1,670 \times 10^6$ kJ/h que se halló en el análisis de las Curvas Compósitas con desplazamiento de $\Delta T_{\text{mínimo}}$ y, en el análisis de la CGC. Este se comprueba de manera exacta en AEA una vez sea agregado el calentador a la red.

Figura 26. Interfaz de AEA para la disposición de los intercambiadores de calor.



La cantidad de intercambiadores de calor correspondiente a la sección encima del “pinch” es:

$$U_{min} = N - S$$

Donde,

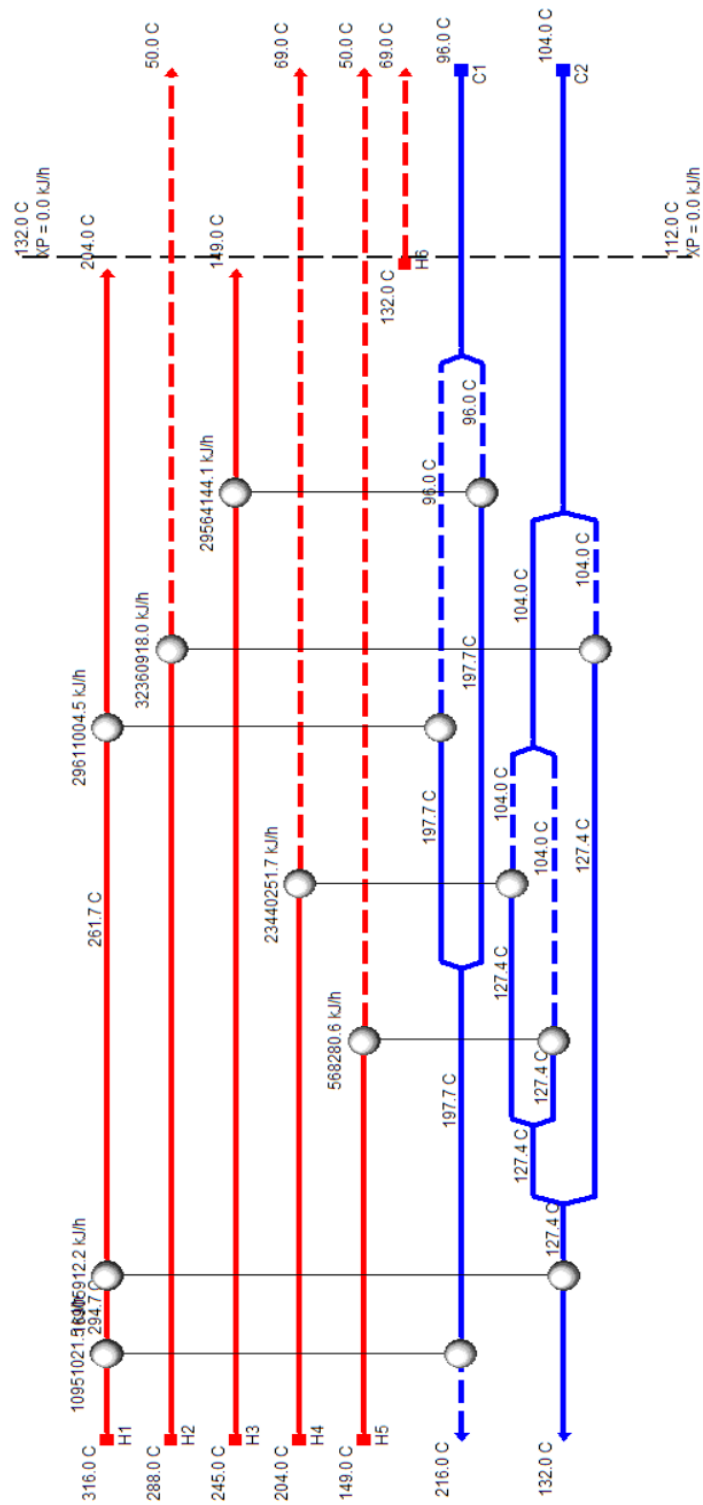
$N = 5$ corrientes caliente + 5 corrientes frías + 1 utilidad = 11 corrientes

$S = 1$ sistema de las corrientes que cruzan el “pinch” + 2 sistemas de corrientes que no cruzan el “pinch”, y cuyas corrientes calientes aceptan exactamente el calor que aportan las corrientes frías = 3 sistemas o conjunto de intercambiadores.

Resultando que:

$$U_{min} = 11 - 3 = \mathbf{8 \text{ Intercambiadores de calor}} \text{ encima del “pinch”}.$$

Figura 27. Disposición de los intercambiadores de calor proceso a proceso encima del “pinch” diseñado por el autor en AEA.



En la Tabla 30 se pueden observar los intercambiadores de calor propuestos encima del “pinch” con su temperatura de entrada y salida para la corriente caliente y fría, cumpliendo con el $\Delta T_{\text{mínimo}}$ en cada extremo del intercambiador. AEA calcula automáticamente el área requerida para lograr la transferencia de calor.

Tabla 30. Lista de los intercambiadores de calor proceso a proceso encima del “pinch” con sus temperaturas de entrada y salida, área, flujo de calor y ΔT mostrados por AEA.

| Heat Exchanger | Cold Stream | Cold T in [C] | Tied | Cold T out [C] | Tied | Hot Stream | Hot T in [C] | Tied | Hot T out [C] | Tied | Load [kJ/h] | Area [m2] | Fouling [C-h-m2/kJ] | dT Min Hot [C] | dT Min Cold [C] |
|----------------|-------------|---------------|-------------------------------------|----------------|-------------------------------------|------------|--------------|-------------------------------------|---------------|-------------------------------------|-------------|-----------|---------------------|----------------|-----------------|
| E-104 | C2 | 112.0 | <input type="checkbox"/> | 127.4 | <input type="checkbox"/> | H5 | 149.0 | <input checked="" type="checkbox"/> | 132.0 | <input type="checkbox"/> | 5.683e+005 | 23.4 | 0.0000 | 21.64 | 20.00 |
| E-102 | C2 | 112.0 | <input type="checkbox"/> | 127.4 | <input type="checkbox"/> | H2 | 288.0 | <input checked="" type="checkbox"/> | 132.0 | <input type="checkbox"/> | 3.236e+007 | 389.8 | 0.0000 | 160.6 | 20.00 |
| E-106 | C1 | 197.7 | <input checked="" type="checkbox"/> | 213.6 | <input type="checkbox"/> | H1 | 316.0 | <input checked="" type="checkbox"/> | 294.7 | <input checked="" type="checkbox"/> | 1.095e+007 | 300.4 | 0.0000 | 102.4 | 96.94 |
| E-101 | C1 | 112.0 | <input type="checkbox"/> | 197.7 | <input type="checkbox"/> | H3 | 245.0 | <input checked="" type="checkbox"/> | 149.0 | <input checked="" type="checkbox"/> | 2.956e+007 | 1154.3 | 0.0000 | 47.26 | 37.00 |
| E-103 | C2 | 112.0 | <input type="checkbox"/> | 127.4 | <input type="checkbox"/> | H4 | 204.0 | <input checked="" type="checkbox"/> | 132.0 | <input type="checkbox"/> | 2.344e+007 | 478.4 | 0.0000 | 76.58 | 20.00 |
| E-100 | C1 | 112.0 | <input type="checkbox"/> | 197.7 | <input type="checkbox"/> | H1 | 261.7 | <input checked="" type="checkbox"/> | 204.0 | <input checked="" type="checkbox"/> | 2.961e+007 | 1241.4 | 0.0000 | 64.01 | 92.00 |
| E-105 | C2 | 127.4 | <input checked="" type="checkbox"/> | 132.0 | <input checked="" type="checkbox"/> | H1 | 294.7 | <input checked="" type="checkbox"/> | 261.7 | <input checked="" type="checkbox"/> | 1.691e+007 | 310.7 | 0.0000 | 162.7 | 134.3 |

3.3.2.2 Disposición de los intercambiadores de calor debajo del “pinch”. La Figura 28 muestra, además de la sección encima del “pinch”, la disposición que realiza el autor de los intercambiadores de calor debajo del “pinch” siguiendo los criterios de integración. Las líneas discontinuas rojas, correspondientes a las corrientes H2, H4, H5 Y H6 indican la falta de utilidad fría para alcanzar la temperatura de salida, la cual se consigue con la disposición de 4 intercambiadores, uno para cada corriente. Esa utilidad será igual a:

$$\Delta H = CP_{H2} (T_1 - T_2) + CP_{H4} (T_1 - T_2) + CP_{H5} (T_1 - T_2) + CP_{H6} (T_1 - T_2)$$

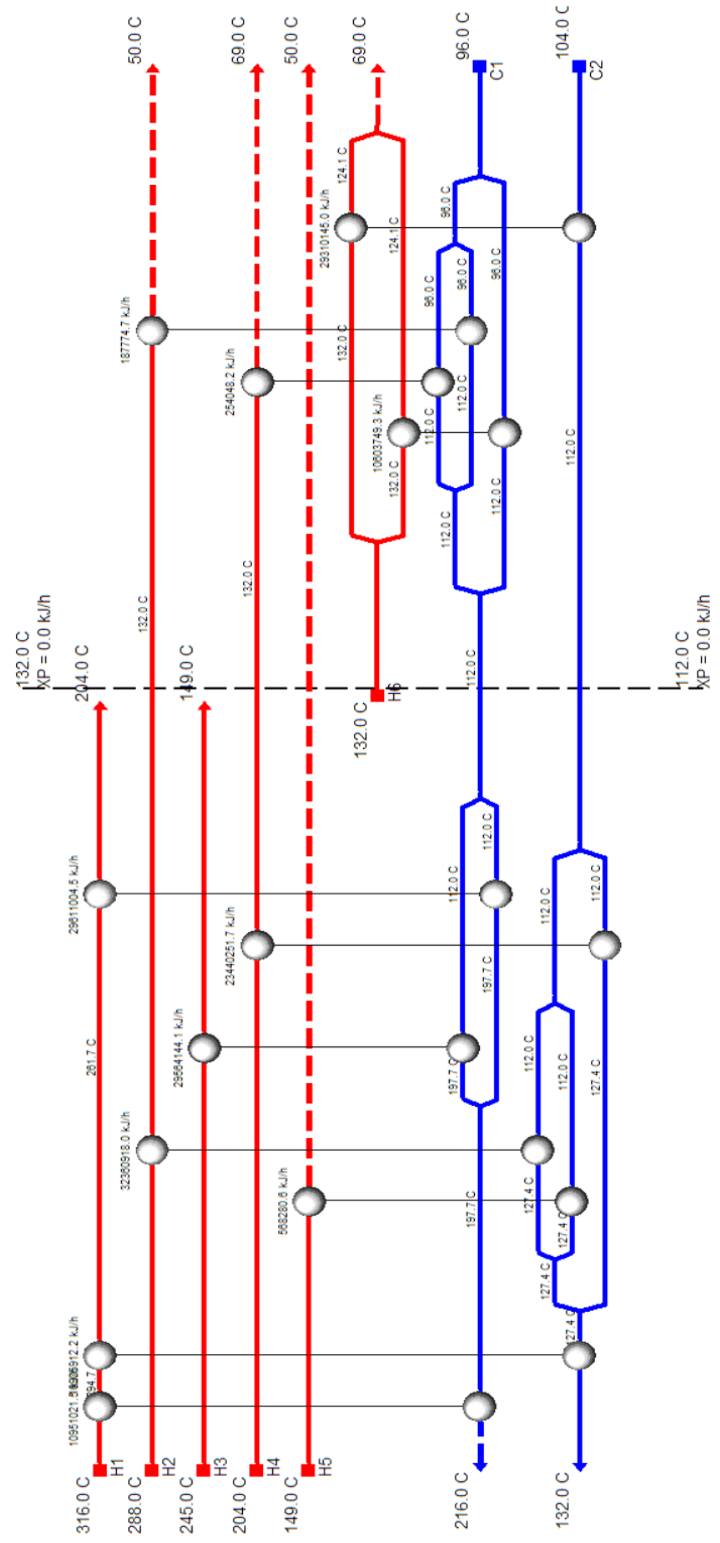
$$\Delta H = 2,074 \times 10^5 \frac{\text{kJ}}{\text{°C.h}} (131,1^\circ\text{C} - 50^\circ\text{C}) + 3,256 \times 10^5 \frac{\text{kJ}}{\text{°C.h}} (131,2^\circ\text{C} - 69^\circ\text{C}) +$$

$$3,343 \times 10^4 \frac{\text{kJ}}{\text{°C.h}} (132^\circ\text{C} - 50^\circ\text{C}) + 5,068 \times 10^6 \frac{\text{kJ}}{\text{°C.h}} (124,1^\circ\text{C} - 69^\circ\text{C}) =$$

$$319.060.520 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

En este caso el signo de la respuesta es positivo, lo que indica un exceso de energía del sistema, la cual se sustrae con utilidad fría para lograr la temperatura de salida. Este dato es un valor cercano a los $319,2 \times 10^6$ kJ/h que se halló en el análisis de las Curvas Compósitas con desplazamiento de $\Delta T_{\text{mínimo}}$ y, en el análisis de la CGC. Este se comprueba de manera exacta en AEA una vez sean agregados a la red los enfriadores.

Figura 28. Disposición de los intercambiadores de calor proceso a proceso ubicados encima y debajo del “pinch” diseñado por el autor en AEA.



La cantidad de intercambiadores de calor correspondiente a la sección debajo del “pinch” es:

$$U_{min} = N - S$$

Donde,

$N = 5$ corrientes caliente + 4 corrientes frías + 1 utilidad = 10 corrientes

$S = 1$ sistema de las corrientes que cruzan el “pinch” + 1 sistema de la corriente que no cruza el “pinch”, y cuya corriente caliente acepta exactamente el calor que aportan las corrientes frías = 2 sistemas o conjunto de intercambiadores.

Resultando que:

$$U_{min} = 10 - 2 = \mathbf{8 \text{ intercambiadores de calor}} \text{ debajo del “pinch”}.$$

En la Tabla 31 se pueden observar todos los intercambiadores de calor propuestos arriba y debajo del “pinch”, con su temperatura de entrada y salida para la corriente caliente y fría, cumpliendo con el $\Delta T_{\text{mínimo}}$ en cada extremo del intercambiador. AEA calcula automáticamente el área requerida para lograr la transferencia de calor.

Tabla 31. Lista de los intercambiadores de calor proceso a proceso encima y debajo del “pinch” con sus temperaturas de entrada y salida, área, flujo de calor y ΔT mostrados por AEA.

| Heat Exchanger | Cold Stream | Cold T in [C] | Tied | Cold T out [C] | Tied | Hot Stream | Hot T in [C] | Tied | Hot T out [C] | Tied | Load [kJ/h] | Area [m2] | Fouling [C-h-m2/kJ] | dT Min Hot [C] | dT Min Cold [C] |
|----------------|-------------|---------------|------|----------------|------|------------|--------------|------|---------------|------|-------------|-----------|---------------------|----------------|-----------------|
| E-113 | C1 | 96.0 | ☑ | 112.0 | ☐ | H2 | 132.0 | ☐ | 131.1 | ☐ | 1.878e+005 | 5.3 | 0.0000 | 20.00 | 35.09 |
| E-105 | C2 | 127.4 | ☑ | 132.0 | ☑ | H1 | 294.7 | ☑ | 261.7 | ☑ | 1.691e+007 | 310.7 | 0.0000 | 162.7 | 134.3 |
| E-102 | C2 | 112.0 | ☐ | 127.4 | ☐ | H4 | 204.0 | ☑ | 132.0 | ☐ | 2.344e+007 | 478.3 | 0.0000 | 76.58 | 20.00 |
| E-104 | C2 | 112.0 | ☐ | 127.4 | ☐ | H5 | 149.0 | ☑ | 132.0 | ☐ | 5.683e+005 | 23.4 | 0.0000 | 21.64 | 20.00 |
| E-106 | C1 | 197.7 | ☑ | 213.6 | ☐ | H1 | 316.0 | ☑ | 294.7 | ☑ | 1.095e+007 | 300.4 | 0.0000 | 102.4 | 96.94 |
| E-108 | C2 | 104.0 | ☑ | 112.0 | ☐ | H6 | 132.0 | ☑ | 124.1 | ☐ | 2.931e+007 | 1142.0 | 0.0000 | 20.00 | 20.13 |
| E-101 | C1 | 112.0 | ☐ | 197.7 | ☐ | H1 | 261.7 | ☑ | 204.0 | ☑ | 2.961e+007 | 1241.4 | 0.0000 | 64.01 | 92.00 |
| E-103 | C2 | 112.0 | ☐ | 127.4 | ☐ | H2 | 288.0 | ☑ | 132.0 | ☐ | 3.236e+007 | 389.8 | 0.0000 | 160.6 | 20.00 |
| E-111 | C1 | 96.0 | ☑ | 112.0 | ☐ | H6 | 132.0 | ☑ | 124.1 | ☐ | 1.060e+007 | 352.3 | 0.0000 | 20.00 | 28.10 |
| E-100 | C1 | 112.0 | ☐ | 197.7 | ☐ | H3 | 245.0 | ☑ | 149.0 | ☑ | 2.956e+007 | 1154.3 | 0.0000 | 47.26 | 37.00 |
| E-112 | C1 | 96.0 | ☑ | 112.0 | ☐ | H4 | 132.0 | ☐ | 131.2 | ☐ | 2.540e+005 | 7.2 | 0.0000 | 20.00 | 35.22 |

3.3.3 Mínimo número conseguido de intercambiadores de calor. Se tiene entonces que el mínimo número de intercambiadores de calor para la red propuesta sería la suma de los hallados encima y debajo del “pinch” así:

$$U_{min} = (N - S)_{Encima \text{ del "pinch"}} + (N - S)_{Debajo \text{ del "pinch"}}$$

$$U_{min} = (11 - 3) + (10 - 2) = \mathbf{16 \text{ intercambiadores de calor}}$$

Los cuales están representados en 11 intercambiadores que realizan la integración proceso a proceso y 5 intercambiadores que usan utilidad.

Para proceder a la disposición de los intercambiadores de calor que trabajan con utilidad se deben adicionar ahora las corrientes de utilidades correspondientes. Para ello se ubica la pestaña “Utility Streams” que se muestra en la Figura 16 y en ella se seleccionan las utilidades a usar, digitando las temperaturas de operación de cada una. El costo por kJ se genera automáticamente, pero éste se debe modificar por el costo real de la refinería. El flujo másico requerido, en kg/h, es también calculado automáticamente. La Figura 29 muestra la interfaz de AEA con los datos de utilidades que han sido ingresados y sus costos, en dólares americanos (USD), para la refinería al año 2.014. Una vez sean ingresadas las utilidades se mostrará en esta interfaz que el calentamiento y el enfriamiento son suficientes para la red propuesta.

La Figura 30 muestra la red completa con la adición de los intercambiadores que usan utilidades. En esta se observa que el intercambiador que trabaja con vapor de alta presión y los intercambiadores que trabajan con agua de enfriamiento están suministrando el requerimiento de energía necesario para lograr la temperatura de salida de las corrientes C1, H2, H4, H5 y H6, la cual es igual a $1,670 \times 10^6$ kJ/h para la corriente fría y $319,2 \times 10^6$ kJ/h para las corrientes calientes, como fue indicado por las Curvas Compósitas con desplazamiento de $\Delta T_{\text{mínimo}}$ y la CGC. En la Tabla 32 se dan las características finales de los intercambiadores de calor proceso a proceso y los que usan utilidad.

Figura 29. Datos de las utilidades ingresados en AEA.

| Name | Inlet T [C] | Outlet T [C] | Cost Index [Cost/kJ] | Segm. | HTC [kJ/h-m ² -C] | Target Load [kJ/h] | Effective Cp [kJ/kg-C] | Target Flowrate [kg/h] | DT Cont. [C] |
|---------------|-------------|--------------|----------------------|-------|------------------------------|--------------------|------------------------|------------------------|--------------|
| HP Steam | 250.0 | 249.0 | 6.946e-006 | | 2.160e+004 | 1.670e+006 | 1703 | 980.6 | Global |
| Cooling Water | 29.0 | 46.0 | 2.297e-006 | | 1.350e+004 | 3.192e+008 | 4.183 | 4.488e+006 | Global |
| <empty> | | | | | | | | | |

Process Streams **Utility Streams** Economics Options Notes

Set Up Operations Convert to HI Project Hot **Sufficient** Cold **Sufficient**

Tabla 32. Características de los intercambiadores de calor proceso a proceso y de utilidades de la red propuesta.

| Heat Exchanger | Cold Stream | Cold T in [C] | Tied | Cold T out [C] | Tied | Hot Stream | Hot T in [C] | Tied | Hot T out [C] | Tied | Load [kJ/h] | Area [m2] | Fouling [C-h-m2/kJ] | dT Min Hot [C] | dT Min Cold [C] |
|----------------|---------------|---------------|-------------------------------------|----------------|-------------------------------------|------------|--------------|-------------------------------------|---------------|-------------------------------------|-------------|-----------|---------------------|----------------|-----------------|
| E-113 | C1 | 96.0 | <input checked="" type="checkbox"/> | 112.0 | <input type="checkbox"/> | H2 | 132.0 | <input type="checkbox"/> | 131.1 | <input checked="" type="checkbox"/> | 1.878e+005 | 5.3 | 0.0000 | 20.00 | 35.09 |
| E-105 | C2 | 127.4 | <input checked="" type="checkbox"/> | 132.0 | <input checked="" type="checkbox"/> | H1 | 294.7 | <input checked="" type="checkbox"/> | 261.7 | <input checked="" type="checkbox"/> | 1.691e+007 | 310.7 | 0.0000 | 162.7 | 134.3 |
| E-107 | C1 | 213.6 | <input checked="" type="checkbox"/> | 216.0 | <input checked="" type="checkbox"/> | HP Steam | 250.0 | <input type="checkbox"/> | 249.0 | <input type="checkbox"/> | 1.670e+006 | 20.5 | 0.0000 | 34.00 | 35.42 |
| E-102 | C2 | 112.0 | <input type="checkbox"/> | 127.4 | <input type="checkbox"/> | H4 | 204.0 | <input checked="" type="checkbox"/> | 132.0 | <input type="checkbox"/> | 2.344e+007 | 478.3 | 0.0000 | 76.58 | 20.00 |
| E-115 | Cooling Water | 29.0 | <input type="checkbox"/> | 46.0 | <input type="checkbox"/> | H4 | 131.2 | <input checked="" type="checkbox"/> | 69.0 | <input checked="" type="checkbox"/> | 2.026e+007 | 162.6 | 0.0000 | 85.23 | 40.00 |
| E-117 | Cooling Water | 29.0 | <input type="checkbox"/> | 46.0 | <input type="checkbox"/> | H2 | 131.1 | <input checked="" type="checkbox"/> | 50.0 | <input checked="" type="checkbox"/> | 1.682e+007 | 188.4 | 0.0000 | 85.07 | 21.00 |
| E-104 | C2 | 112.0 | <input type="checkbox"/> | 127.4 | <input type="checkbox"/> | H5 | 149.0 | <input checked="" type="checkbox"/> | 132.0 | <input checked="" type="checkbox"/> | 5.683e+005 | 23.4 | 0.0000 | 21.64 | 20.00 |
| E-106 | C1 | 197.7 | <input checked="" type="checkbox"/> | 213.6 | <input checked="" type="checkbox"/> | H1 | 316.0 | <input checked="" type="checkbox"/> | 294.7 | <input checked="" type="checkbox"/> | 1.095e+007 | 300.4 | 0.0000 | 102.4 | 96.94 |
| E-108 | C2 | 104.0 | <input checked="" type="checkbox"/> | 112.0 | <input checked="" type="checkbox"/> | H6 | 132.0 | <input checked="" type="checkbox"/> | 124.1 | <input checked="" type="checkbox"/> | 2.931e+007 | 1142.0 | 0.0000 | 20.00 | 20.13 |
| E-101 | C1 | 112.0 | <input type="checkbox"/> | 197.7 | <input type="checkbox"/> | H1 | 261.7 | <input checked="" type="checkbox"/> | 204.0 | <input checked="" type="checkbox"/> | 2.961e+007 | 1241.4 | 0.0000 | 64.01 | 92.00 |
| E-103 | C2 | 112.0 | <input type="checkbox"/> | 127.4 | <input type="checkbox"/> | H2 | 288.0 | <input checked="" type="checkbox"/> | 132.0 | <input type="checkbox"/> | 3.236e+007 | 389.8 | 0.0000 | 160.6 | 20.00 |
| E-114 | Cooling Water | 29.0 | <input type="checkbox"/> | 46.0 | <input type="checkbox"/> | H6 | 124.1 | <input checked="" type="checkbox"/> | 69.0 | <input checked="" type="checkbox"/> | 2.793e+008 | 2350.5 | 0.0000 | 78.12 | 40.00 |
| E-116 | Cooling Water | 29.0 | <input type="checkbox"/> | 46.0 | <input type="checkbox"/> | H5 | 132.0 | <input checked="" type="checkbox"/> | 50.0 | <input checked="" type="checkbox"/> | 2.741e+006 | 30.5 | 0.0000 | 85.96 | 21.00 |
| E-111 | C1 | 96.0 | <input checked="" type="checkbox"/> | 112.0 | <input type="checkbox"/> | H6 | 132.0 | <input type="checkbox"/> | 124.1 | <input type="checkbox"/> | 1.060e+007 | 352.3 | 0.0000 | 20.00 | 28.10 |
| E-100 | C1 | 112.0 | <input type="checkbox"/> | 197.7 | <input type="checkbox"/> | H3 | 245.0 | <input checked="" type="checkbox"/> | 149.0 | <input checked="" type="checkbox"/> | 2.956e+007 | 1154.3 | 0.0000 | 47.26 | 37.00 |
| E-112 | C1 | 96.0 | <input checked="" type="checkbox"/> | 112.0 | <input type="checkbox"/> | H4 | 132.0 | <input type="checkbox"/> | 131.2 | <input checked="" type="checkbox"/> | 2.540e+005 | 7.2 | 0.0000 | 20.00 | 35.22 |

3.4 ESTIMACION DE COSTOS

3.4.1 Costo de las utilidades. Las utilidades a usar en esta propuesta son: vapor de alta presión (600 psig) y agua de enfriamiento, los cuales tienen un costo aproximado por kJ de $6,9461 \times 10^{-6}$ USD y $2,2966 \times 10^{-6}$ USD respectivamente, según datos suministrados por el área de economía de Ecopetrol S.A. en el año 2.014. Estos datos se ingresan en la interfaz de la Figura 29, con el fin de analizar los costos de operación junto con los de construcción de los intercambiadores y poder elegir así el $\Delta T_{\text{mínimo}}$ adecuado.

La planta DEMEX tendría por lo menos un tiempo de operación anual, con integración energética, de 8.285,76 horas, debido a que la planta Viscorreductora anualmente debe ser intervenida durante 480 horas para el mantenimiento de los tubos del horno de craqueo térmico, pues estos sufren un alto grado de coquizamiento. Estas horas de operación anual de la planta DEMEX, con integración energética, se tienen en cuenta para ingresar este dato en AEA para la estimación del costo de operación.

3.4.2 Estimación de costos para los intercambiadores de calor. AEA realiza el cálculo del costo capital CC para intercambiadores tipo carcasa y tubo de acero carbón, el cual involucra el costo fijo por adquisición e instalación de estos intercambiadores. Para esta propuesta se usa este tipo de intercambiadores y se estima el costo con los valores por defecto de AEA. Estos costos inicialmente sólo se tienen en cuenta para seleccionar $\Delta T_{\text{mínimo}}$ óptimo; luego, en la sección 3.6 se realiza una estimación más precisa.

Para la estimación del costo capital se tiene la siguiente ecuación (Aspen Technology, Inc. 2.011):

$$CC = \left\{ N_{min} \left[a + b \left(\frac{A_{min}}{N_{min}} \right)^c \right] \right\}_{Encima} + \left\{ N_{min} \left[a + b \left(\frac{A_{min}}{N_{min}} \right)^c \right] \right\}_{Debajo} \quad (3.1)$$

Donde:

A_{min} = Área mínima de transferencia de calor.

N_{min} = Mínimo número de unidades de intercambiadores de calor o de carcasas.

a = Constante de la ecuación que representa el costo de instalación del intercambiador. Incluye costo de fundición, estructural,

instrumentación, insulación, eléctrico y promedio de tubería. Este factor no es lineal y es función del costo de compra del intercambiador, decreciendo a medida que aumenta el costo. Su valor por defecto es de 10.000 USD.

b, c = Constantes de la ecuación que representan la relación del costo requerimiento/área del intercambiador. Tiene un valor por defecto de 800 USD/área para la constante b , y 0,8 para la constante c .

3.4.3 Costos totales anuales (CTA). Para calcular los costos por año se tiene en cuenta el costo capital CC y el costo de las utilidades (costos de operación). Para la estimación del costo anual se tiene la siguiente ecuación (Aspen Technology, Inc. 2.011):

$$CTA = \Lambda (\sum CC + CU) \quad (3.2)$$

Donde:

CC = Costo capital.

CU = Costo de utilidades por año.

Λ = Factor de anualización, que representa la depreciación del costo capital.

La siguiente ecuación es usada para calcular el factor de anualización:

$$\Lambda = \frac{\left(1 + \frac{ROR}{100}\right)^{PL}}{PL} \quad (3.3)$$

Donde:

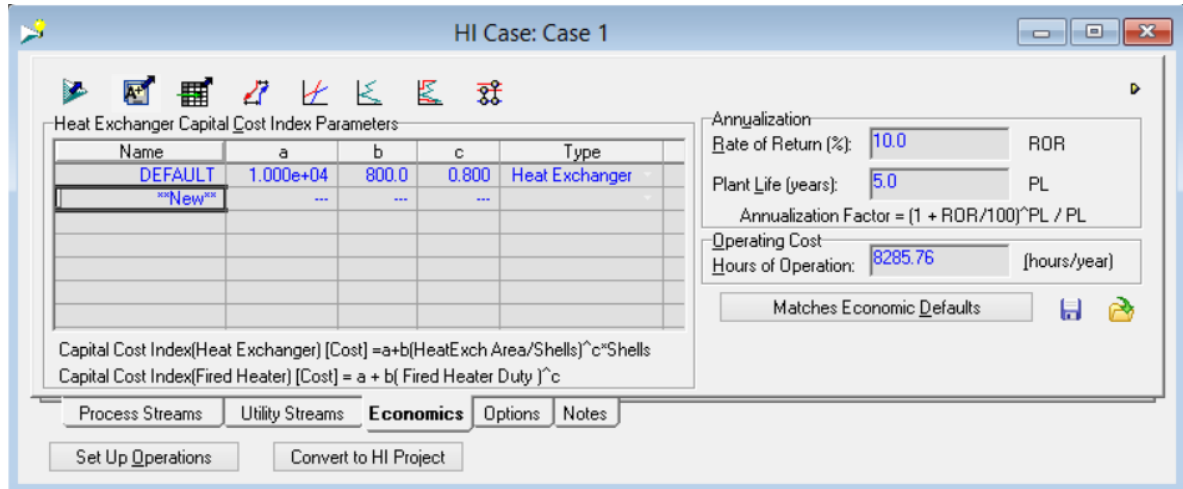
ROR = Tasa de retorno (porcentaje de rentabilidad anual del capital invertido). Su valor se estipula por defecto en 10%.

PL = Tiempo en años que la planta DEMEX opera para la recuperación de la inversión. Para esta propuesta se usa un tiempo de 5 años, tiempo durante el cual la planta opera continuamente hasta ser intervenida para su mantenimiento.

La Figura 31 muestra la interfaz de AEA donde se indican los valores de las constantes a, b y c , los datos de anualización y horas de operación de la planta

DEMEX. Para acceder a esta interfaz se selecciona la pestaña “Economics” que se muestra en la Figura 16.

Figura 31. Interfaz de AEA para los datos económicos.



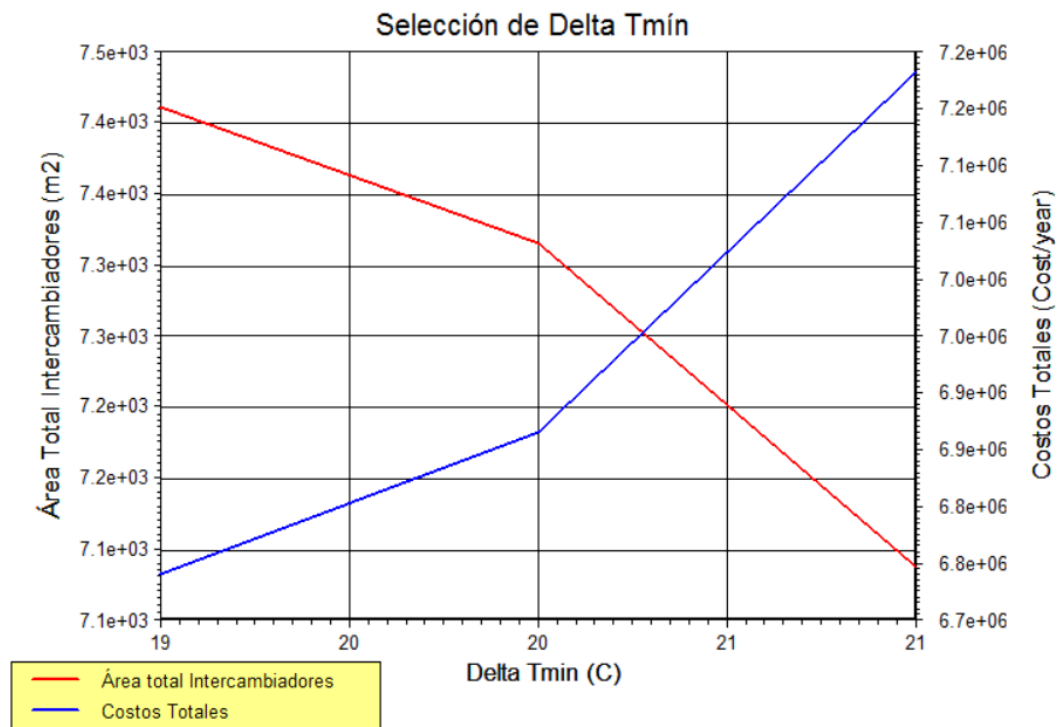
3.5 SELECCIÓN DEL $\Delta T_{\text{mínimo}}$ ÓPTIMO Y EVALUACIÓN ECONÓMICA

Teniendo ya los costos de las utilidades y de los intercambiadores de calor, se puede elegir un $\Delta T_{\text{mínimo}}$ que permita una disminución de los costos totales comparado con los costos totales logrado con el $\Delta T_{\text{mínimo}}$ inicial. Para ello, se grafican los parámetros de *costo total Vs área de intercambio* a medida que se varía el $\Delta T_{\text{mínimo}}$. Según el comportamiento observado en los costos totales se puede elegir el $\Delta T_{\text{mínimo}}$ adecuado.

El límite menor, de $\Delta T_{\text{mínimo}}$, con el que se concluyó iniciar este análisis fue de 20°C, según la sección 3.2.2, pero también se tiene un límite máximo de $\Delta T_{\text{mínimo}}$, ya que aplicando el punto b, de la sección 2.1.6, donde debido a la temperatura de entrada del agua de enfriamiento, que son 29°C, no hace posible mantener un $\Delta T_{\text{mínimo}}$ mayor a 21°C con respecto a la temperatura de salida más baja de las corrientes calientes, la cual tiene 50°C. Por lo tanto, el $\Delta T_{\text{mínimo}}$ óptimo está entre 20°C y 21°C. Realizando una gráfica entre estos dos valores, como la mostrada en la Figura 32, se observa cómo el requerimiento de área de los intercambiadores de carcasa y tubo (línea roja) disminuye a medida que aumenta el $\Delta T_{\text{mínimo}}$, lo que hace disminuir el costo capital y aumentar el costo de operación, los cuales están representados

por la línea azul como costos totales. Estos costos totales van aumentando a medida que aumenta el $\Delta T_{\text{mínimo}}$, comportamiento éste que no es conveniente, pues lo que se quiere es que los costos totales disminuyan. Este incremento se debe al alto consumo de utilidades que se genera al aumentar el $\Delta T_{\text{mínimo}}$. Por lo tanto, la temperatura más conveniente es la de 20°C, que fue la inicialmente hallada para el análisis de esta propuesta y, la temperatura que logra tener los menores costos totales según la gráfica. Se realiza entonces el análisis económico con este $\Delta T_{\text{mínimo}}$ como el óptimo.

Figura 32. Gráfica en AEA de requerimiento de área de intercambio con variación del $\Delta T_{\text{mínimo}}$ Vs. costos totales.



3.6 ANÁLISIS ECONÓMICO DE LA RED DE INTERCAMBIO PROPUESTA

El análisis económico de la integración energética propuesta incluye el costo de operación de la red (consumo de servicios industriales o utilidades) y el costo de adquisición y montaje de la red de intercambiadores de calor al año 2.014. Estos costos se comparan con los de operación de la planta, al mismo año, sin integración

energética, dando como resultado una diferencia que indicará la viabilidad de implementar esta propuesta en la refinería.

Los precios acá manejados se dan en dólares americanos (USD) con una tasa de cambio promedio de \$2.200 para la época. Los datos de los valores de las utilidades fueron suministrados por personal del área de economía de Ecopetrol S.A., quienes manejan un mismo valor por año. Para estimar el costo de los intercambiadores de calor se utilizó la herramienta informática gratuita en línea MATCHE (www.matche.com, 2.015), ya que posee una amplia base de diferentes equipos de la industria, entre los que se encuentran los intercambiadores de calor, los cuales ofrecen gran variedad de características para ser tomados en cuenta dependiendo de su configuración, área, presión y material de construcción.

3.6.1 Costos sin integración energética. Estos sólo involucran el costo anual por consumo de utilidades, los cuales se describen en la Tabla 33. Estos se calculan para los 365,25 días continuos del año (8.766 hrs), pues la planta DEMEX no tiene paradas programadas durante ese periodo.

Tabla 33. Costos de operación sin integración energética.

| UTILIDADES | UNIDAD DE MEDIDA | COSTO POR UNIDAD (USD) | CANTIDAD DE CONSUMO | COSTO TOTAL (USD/AÑO) |
|----------------------|------------------|------------------------|---------------------|-----------------------|
| Vapor de 150 psig | klb/h | 4 | 133,415 | 4.678.064 |
| Agua de enfriamiento | kgal/h | 0,1818 | 1.440 | 2.294.869 |
| Gas combustible | MBTU/h | 5,5 | 80 | 3.857.040 |
| TOTAL = | | | | 10.829.972 |

$$\text{Costo de operación sin integración} = 10.829.972 \frac{\text{USD}}{\text{Año}}$$

3.6.2 Costos con integración energética. Estos involucran el costo anual por consumo de utilidades al tener operando la integración energética, ver Tabla 34, y los costos por dejar de producir o degradar vapor al utilizar las corrientes de la planta Visorredutora en la integración energética, ver Tabla 35. Estos dos se calculan

sólo para 345,25 días por año (8.286 hrs), ya que la planta Viscorreductora anualmente es programada por 20 días para el mantenimiento de los hornos de craqueo térmico, donde se les realiza el decoquizado de los tubos. Pero, durante los días de parada de la planta Viscorreductora, la planta DEMEX operaría sin integración energética, por lo que se debe también tener en cuenta estos costos por consumo normal de utilidades, los cuales se calculan sólo para 20 días (480 hrs), ver Tabla 36.

Tabla 34. Costos de operación con integración energética.

| UTILIDADES | UNIDAD DE MEDIDA | COSTO POR UNIDAD (USD) | CANTIDAD DE CONSUMO SEGÚN AEA | COSTO TOTAL (USD/AÑO) |
|----------------------|------------------|------------------------|-------------------------------|-----------------------|
| Vapor de 150 psig | klb/h | 4 | 0 | 0 |
| Vapor de 600 psig | klb/h | 5,38 | 2,16 | 96.290 |
| Agua de enfriamiento | kgal/h | 0,1818 | 1.186 | 1.786.584 |
| Gas combustible | MBTU/h | 5,5 | 0 | 0 |
| TOTAL = | | | | 1.882.874 |

Tabla 35. Costos por degradación o pérdida de producción de vapor al utilizar las corrientes de Viscorreductora en la integración.

| UTILIDAD DEGRADADA O DEJADA DE PRODUCIR | CANTIDAD DEGRADADA O DEJADA DE PRODUCIR (klb/h) | COSTO POR UNIDAD (USD/klb) | COSTO TOTAL (USD/AÑO) |
|---|---|----------------------------|-----------------------|
| Vapor de 150 psig. Se degrada vapor de 150 psig al cabezal de vapor de 50 psig para compensar el vapor de 50 psig que deja de producir la corriente H2 al usarla en la integración. | 16 | 4 | 530.304 |
| Vapor de 150 psig. Se deja de producir vapor de 150 psig al utilizar la corriente H1 y H3 en la integración. | 62,7 | 4 | 2.078.129 |
| Vapor de 50 psig. Se deja de producir vapor de 50 psig al utilizar la corriente H2 en la integración. | 16 | 3,4 | 450.758 |
| TOTAL = | | | 3.059.191 |

Tabla 36. Costos de operación con la planta Viscosreductora fuera de servicio durante 20 días por año.

| UTILIDADES | UNIDAD DE MEDIDA | COSTO POR UNIDAD (USD) | CANTIDAD DE CONSUMO | COSTO TOTAL (USD/AÑO) |
|----------------------|------------------|------------------------|---------------------|-----------------------|
| Vapor de 150 psig | klb/h | 4 | 133,415 | 256.157 |
| Agua de enfriamiento | kgal/h | 0,1818 | 1.291 | 112.658 |
| Gas combustible | MBTU/h | 5,5 | 80 | 211.200 |
| TOTAL = | | | | 580.015 |

Se tiene entonces, que el costo total con integración energética es la suma de los totales de las Tablas 34, 35 y 36:

$$\begin{aligned}
 \text{Costo de operación con integración} &= 1.882.874 \frac{\text{USD}}{\text{Año}} + 3.059.191 \frac{\text{USD}}{\text{Año}} \\
 &+ 580.015 \frac{\text{USD}}{\text{Año}} = \mathbf{5.522.080 \frac{\text{USD}}{\text{Año}}}
 \end{aligned}$$

3.6.3 Costo de adquisición de los intercambiadores de calor. Esta estimación de costos de adquisición se realizó con la ayuda de la herramienta informática gratuita en línea MATCHE (www.matche.com, 2.015). En la Tabla 37 se muestra la lista ordenada de intercambiadores de calor de la Tabla 32 con sus características de diseño y precios de adquisición, los cuales se configuran como intercambiadores de carcasa y tubos con cabezal flotante, similares a los que comúnmente se tienen en las plantas de la refinería de Barrancabermeja. Las unidades de carcasas de los intercambiadores de gran tamaño se configuran de unas dimensiones aproximadas a los instalados actualmente en las plantas que se integran; por ejemplo, en la planta DEMEX se tiene que cada carcasa de los intercambiadores de calor que enfrían las corrientes H4 y H6 es de 6.048 ft² y, en la planta Viscosreductora, se tiene que cada carcasa de los generadores de vapor de 150 psig que enfrían la corriente H1 es de 6.362 ft².

Se obtiene entonces, según la Tabla 37, que el valor de adquisición de los intercambiadores de calor es de 3.580.200 USD.

Si del 100% del capital necesario para la adquisición e instalación de equipos en plantas nuevas o para grandes ampliaciones, se tiene que el 32,5% es el valor

medio correspondiente a la adquisición de los equipos (Elementos para el Análisis Económico, 2.015), entonces el valor total de inversión de capital para la compra e instalación de los intercambiadores de calor de la red propuesta es:

$$\text{Costo Capital} = \frac{(3.580.200 \text{ USD}) (100\%)}{32,5\%} = 11.016.000 \text{ USD}$$

Por lo general, para Ecopetrol S.A., los costos de inversión deben ser recuperables en 3 años, obteniendo así, que por cada uno de esos años se debe recuperar:

$$\text{Costo capital anual a recuperar} = \frac{11.016.000 \text{ USD}}{3 \text{ Años}} = 3.672.000 \frac{\text{USD}}{\text{Año}}$$

Tabla 37. Lista de precios de los intercambiadores de calor de la red propuesta, generados con la herramienta informática gratuita en línea MATCHE.

| ORDEN DE CARCASAS | NOMBRE DEL INTERCAMBIADOR DADO POR AEA | AREA (m ²) | AREA (ft ²) | CORRIENTES INTEGRADAS | PRESION OPERACIÓN (psig) | MATERIAL CARCASA - TUBOS | PRECIO (USD) |
|-------------------|--|-------------------------|--------------------------|-----------------------|--------------------------|--------------------------|------------------|
| 1 | E100 | 577 | 6213 | C1 - H3 | 400 | ACERO CARBON | 190.500 |
| 2 | E100 | 577 | 6213 | C1 - H3 | 400 | ACERO CARBON | 190.500 |
| 3 | E101 | 620 | 6681 | C1 - H1 | 400 | ACERO CARBON | 200.200 |
| 4 | E101 | 620 | 6681 | C1 - H1 | 400 | ACERO CARBON | 200.200 |
| 5 | E102 | 478,3 | 5.148 | C2 - H4 | 280 | ACERO CARBON | 154.200 |
| 6 | E103 | 389,8 | 4.196 | C2 - H2 | 270 | ACERO CARBON | 134.200 |
| 7 | E104 | 23,4 | 252 | C2 - H5 | 270 | ACERO CARBON | 24.600 |
| 8 | E105 | 310,7 | 3.344 | C2 - H1 | 270 | ACERO CARBON | 115.000 |
| 9 | E106 | 300,4 | 3.233 | C1 - H1 | 400 | ACERO CARBON | 122.200 |
| 10 | E107 | 20,5 | 221 | C1 - VAPOR | 600 | ACERO CARBON | 28.800 |
| 11 | E108 | 571 | 6146 | C2 - H6 | 270 | ACERO CARBON | 174.000 |
| 12 | E108 | 571 | 6146 | C2 - H6 | 270 | ACERO CARBON | 174.000 |
| 13 | E111 | 352,3 | 3.792 | C1 - H6 | 400 | ACERO CARBON | 136.200 |
| 14 | E112 | 7,2 | 78 | C1 - H4 | 400 | ACERO CARBON | 14.700 |
| 15 | E113 | 5,3 | 57 | C1 - H2 | 400 | ACERO CARBON | 13.200 |
| 16 | E114 | 588 | 6325 | AGUA ENF. - H6 | 255 | AC-ADMIRALTY | 356.200 |
| 17 | E114 | 588 | 6325 | AGUA ENF. - H6 | 255 | AC-ADMIRALTY | 356.200 |
| 18 | E114 | 588 | 6325 | AGUA ENF. - H6 | 255 | AC-ADMIRALTY | 356.200 |
| 19 | E114 | 588 | 6325 | AGUA ENF. - H6 | 255 | AC-ADMIRALTY | 356.200 |
| 20 | E115 | 162,6 | 1.750 | AGUA ENF. - H4 | 280 | AC-ADMIRALTY | 125.800 |
| 21 | E116 | 30,5 | 328 | AGUA ENF. - H5 | 75 | AC-ADMIRALTY | 33.800 |
| 22 | E117 | 188,4 | 2.028 | AGUA ENF. - H2 | 50 | AC-ADMIRALTY | 123.300 |
| TOTALES = | | 8.157 | 87.808 | | | | 3.580.200 |

3.6.4 Ahorros logrados con la integración energética. Al sumar el costo anual de operación de la red con integración energética más el costo capital de inversión

anual de la red de intercambiadores de calor, se obtiene el costo total por año necesario para la implementación y operación de la red propuesta:

$$\begin{aligned} \text{Costo de implementación y operación anual} &= 5.522.080 \frac{\text{USD}}{\text{Año}} + 3.672.000 \frac{\text{USD}}{\text{Año}} \\ &= 9.194.080 \frac{\text{USD}}{\text{Año}} \end{aligned}$$

Restando este valor a los costos de operación sin integración energética mostrará el valor ahorrado por año:

$$\begin{aligned} \text{Valor ahorrado por año} &= 10.829.972 \frac{\text{USD}}{\text{Año}} - 9.194.080 \frac{\text{USD}}{\text{Año}} \\ &= \mathbf{1.635.892} \frac{\text{USD}}{\text{Año}} \end{aligned}$$

Indicando esto que la integración energética propuesta es viable, generando una ganancia anual de **1.635.892 USD** durante los primeros tres años de haber sido implementada, tiempo durante el cual se pagará la inversión de la compra e instalación de la red de intercambiadores de calor y, durante los siguientes años se tendrá una ganancia anual de **5.307.892 USD**, los cuales son el resultado de restarle los costos de operación con integración energética a los costos de operación sin la integración energética.

Para un mayor dimensionamiento de los ahorros logrados se pueden comparar la Figura 33 y la Figura 34. La primera muestra una representación gráfica de los consumos y costos anuales de utilidades al operar las plantas DEMEX y Viscorreductora sin integración energética. La segunda muestra una representación gráfica de los consumos y costos anuales de utilidades al implementar la integración energética.

Figura 33. Representación gráfica de consumo y costos anuales de las utilidades sin la integración energética.

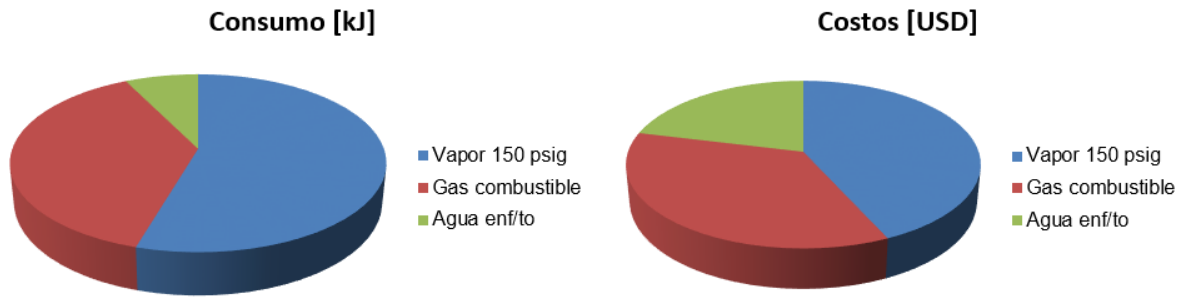
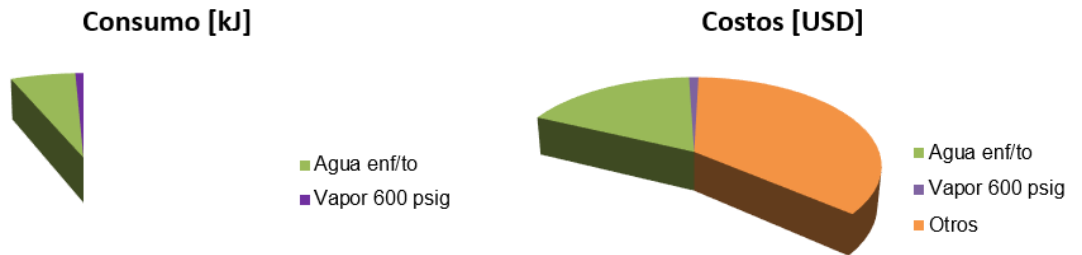


Figura 34. Representación gráfica de consumo y costos anuales de las utilidades al implementar la integración energética.



4. CONCLUSIONES

La implementación de una integración energética entre las plantas DEMEX y Viscorreductora de la refinería de Barrancabermeja, es posible y viable, ofreciendo ganancias que pueden recuperar, en un lapso de tres años, la inversión realizada para la compra e instalación de la nueva red de intercambiadores de calor, y permitir aún mayores ganancias luego de los tres primeros años de haberse puesto en servicio la red de integración. Durante los tres primeros años se generaría una ganancia anual de 1.635.892 USD (15% de ahorro del costo operacional) y, durante cada año siguiente, 5.307.892 USD (49% de ahorro del costo operacional).

El presente trabajo fue realizado para una operación de las plantas de proceso en estado estable, que se encuentran ubicadas en la misma área y que trabajan a máxima carga, manteniendo el mismo esquema operacional actual durante los 365,25 días del año para la planta DEMEX y 345,25 días para la planta Viscorreductora, demostrando así la viabilidad de la implementación de una integración energética entre las dos unidades, donde fue posible eliminar el consumo de vapor de 150 psig y de gas combustible en la planta DEMEX, y se logró minimizar el consumo de agua de enfriamiento en un 17% entre las dos unidades.

El uso de software de simulación para las corrientes del proceso y de integración energética son fundamentales para obtener datos orientativos que agilizan los resultados.

5. RECOMENDACIONES

Esta propuesta está orientada a establecer si una integración energética es posible económicamente entre las plantas DEMEX y Viscorreductora de la refinería de Barrancabermeja, operando a máxima carga y en estado estable, por lo que otros estudios adicionales serían convenientes para mejorar el concepto de viabilidad de la propuesta, minimizar los costos de implementación y así tomar la mejor decisión de diseño. Para ello se tienen las siguientes recomendaciones:

- Integrar energéticamente las dos plantas de procesos a diferentes niveles de carga de cada una, con el fin de detectar cual sería la carga optima a mantener en las dos unidades para lograr una integración energética con resultados económicos para la refinería. Se podrían diseñar curvas de nivel de carga en DEMEX y Viscorreductora Vs. Costos totales.
- Realizar un estudio orientado a la búsqueda de alternativas que permitan a la planta Viscorreductora operar continuamente, por un tiempo mayor al actual o igual al de operación de la planta DEMEX, buscando con esto mantener la integración energética en servicio por el mayor tiempo posible, evitando mantener el diseño actual de operación de la planta DEMEX para los tiempos que se encuentre fuera de servicio la planta Viscorreductora.
- Realizar un estudio orientado a la búsqueda de alternativas que permitan a la planta DEMEX y Viscorreductora suplir las necesidades de calor de las corrientes en los momentos de salida de servicio por emergencia operacional o por mantenimiento de alguna de las dos plantas. Se podría mantener el esquema actual de operación de ambas plantas, pero sería necesario un mayor espacio para la ubicación de la nueva red de intercambiadores de calor.
- Con el fin de reducir costos de implementación de la nueva red de intercambiadores de calor se pueden utilizar los mismos enfriadores actuales para las corrientes H2, H4, H5 y H6, ya que estas aún deben ser enfriadas, aunque en poca cantidad, con la misma agua de enfriamiento.

BIBLIOGRAFIA

AKPA, J. G. & OKOROMA, J. U. *Pinch Analysis of Heat Exchanger Networks in the Crude Distillation Unit of Port-Harcourt Refinery*. Journal of Emerging Trends in Engineering & Applied Sciences. 2.012. Vol. 3.

ÁLVAREZ, Xavier Bacha; FORTES-RIVAS, María Concepción y RODOLFO A. Aguilar Escalante. *Diseño de Una Red de Intercambio de Calor Utilizando la Metodología Supertargeting del Punto de Pliegue*. México. Revista del Centro de Investigación, Universidad La Salle. 2.007. p. 23 - 40.

Aspen Technology, Inc. *Aspen Energy Analyzer, User Guide* (Version Number: V7.3). USA. March 2.011.

Aspen Technology, Inc. *Aspen Energy Analyzer, Reference Guide* (Version Number: V7.3). USA. March 2.011.

BAGAJEWICZ, Miguel & RODERA, Hernán. *Multiple Plant Heat Integration in a Total Site*. AIChE Journal. 2.004. Vol. 48.

BENITEZ HERNANDEZ, Agustín, MARTINEZ OCHOA, Yamile y DOMÍNGUEZ ALONSO, Félix Juan. *Tecnología Pinch, Una Introducción a la Integración Energética*. Cuba. Universidad de Matanzas "Camilo Cienfuegos". 2.007.

CETC-Varenes (CANMET Energy Technology Centre-Varenes). *Pinch Analysis: For the Efficient Use of Energy, Water & Hydrogen*. Natural Resources Canada. 2.003.

CENGEL, Yunus A. & BOLES, Michael A. *Termodinámica* (6 ed.). México D.F. Mc Graw Hill. 2.009.

COETZEE, S.W.A. & MAJOZI, T. *Steam System Network Synthesis Using Process Integration*. En: Industrial & Engineering Chemistry Research (ACS Publications). March 31, 2.008. p. 4.405 – 4.413.

DIMIAN, Alexandre C. *Integrated Design and Simulation of Chemical Processes*. The Netherlands. Elsevier. 2.003.

Elementos Para el Análisis Económico. [Citado en diciembre 15 de 2.015]. Disponible en < <http://www.fio.unicen.edu.ar/usuario/cgely/q13-0/Apuntes/Elementos%20para%20el%20Analisis%20Economico.pdf> > p. 13.

EL-TEMAMY, S. A.; HAMID, I.; GABR, E. M. & EL-RAHMAN SAYED, A. *The Use of Pinch Technology to Reduce Utility Consumption in a Natural Gas Processing Plant*. En: Petroleum Science And Technology. July 12, 2.010. p.1.316 – 1.330.

GRIP, Carl-Erik; LARSSON, Mikael; HARVEY, Simon & NILSSON, Leif. *Process Integration. Tests and Application of Different Tools on an Integrated Steelmaking Site*. Sweden. Elsevier. 2.012.

IAN C., Kemp. *Pinch Analysis and Process Integration: A User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy* (2 ed.). USA. Butterworth-Heinemann, Elsevier. 2.007.

KAZUO MATSUDA, YOSHIICHI HIROCHI, DAISUKE KUROSAKI & YOSUKE KADO. *Application of Area-wide Pinch Technology to a Large Industrial Area in Thailand*. En: AIDIC, Guest editors. 2.014. Vol. 39.

KAZUO MATSUDA; YOSHIICHI HIROCHIA; HIROYUKI TATSUMIB & TIM SHIREC. *Applying Heat Integration Total Site Based Pinch Technology to a Large Industrial Area in Japan to Further Improve Performance of Highly Efficient Process Plants*. Elsevier. 2.009. Vol. 34.

LINNHOFF, March. *Introduction to Pinch Tecnology. Fundaments of Pinch Tecnology Paper*. England. Linnhoff March Targeting House. 1.998.

LINNHOFF, B. & VREDEVELD, D. R. *Pinch Technology Has Come of Age*. En: Chemical Engineering Progress. July 1.984. p. 33 – 40.

LINNHOFF, B. and HINDMARSH, E. *The Pinch Design Method for Heat Exchanger Networks*. En: Chemical Engineering Science, Elsevier. 1.983. Vol. 38.

LINNHOFF, B.; TOWNSEND, D. W.; BOLAND, D.; HEWITT, G. F.; THOMAS, B. E. A.; GUY, A. R. & MARSLAND, R. H. *User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy*. Rugby, UK. IChemE. 1.982.

MATCHES, *Costo de Equipos*. [Citado en diciembre 15 de 2015]. Disponible en <<http://www.matche.com/equipcost/Exchanger.html>>

MÜLLER, Erich A. *Termodinámica Básica* (2 ed.). Caracas, Venezuela. Consultora Kemiteknik C.A. 2.002.

RIOS, Carlos M. H. y GRISALES, Rogelio R. *Análisis y Evaluación de Integración Térmica de las Corrientes de Proceso de la Unidad de Ruptura Catalítica de Ecopetrol Gerencia de Cartagena Utilizando la Metodología “pinch”*. Tesis de maestría. Manizales, Colombia. Universidad Nacional de Colombia. 2.003.

RODRÍGUEZ, Jorge Ariel. *Introducción a la Termodinámica, con Algunas Aplicaciones de Ingeniería*. Argentina. Universidad Tecnológica Nacional. 2.004.

RWD Technologies-Ecopetrol. *Manual de Descripción del Proceso de la Unidad GRB – Unidad Viscosreductora II*. 2.010.

SAHDEV, Mukesh. *Pinch Technology: Basics for the Beginners*. Artículo de la comunidad de Ingeniería Química. [Citado en julio 11 de 2.015]. Disponible en < <http://www.cheresources.com/content/articles/heat-transfer/pinch-technology-basics-for-beginners?pg=1> >

SMITH, J.M.; VAN NESS, H.C. & ABBOTT, M.M. *Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química* (5 ed.). México. McGraw-Hill. 1.997.

SMITH, Robin. *Chemical Process Design and Integration*. England. John Wiley & Sons, Ltd. 2.005.

VAN WYLEN, Gordon J.; SONTAGG, Richard E. & BORGNAKKE, Claus. *Fundamentals of Thermodynamics*, (6 ed.). USA. Wiley. 2.003.

Vicepresidencia Refinación y Petroquímica, Gerencia Complejo Barrancabermeja. *Manual de Descripción de Procesos de la Planta DEMEX*. 2.007.

ZHAO DONGFENG, XUE JIANLIANG, LI SHI & SHEN CHANCHAN. *Optimizing Low-Temperature Heat Recovery in a Refinery Fluid Catalytic Cracking Unit Based on Pinch Analysis*. En: China Petroleum Processing and Petrochemical Technology. June, 2.012. Vol. 14.