

Universidad Nacional Autónoma de México



Facultad de Estudios Superiores Zaragoza

Análisis de una red de intercambio de calor, caso de estudio: Unidad
de coquización retardada de la refinería Gral. Lázaro Cárdenas del
Río

TESIS

PARA OBTENER EL TÍTULO DE:

INGENIERA QUÍMICA

P R E S E N T A:

MÓNICA PATRICIA REYES NIEVES

DIRECTORA DE TESIS:

M. en I. OLGA BERENICE BENÍTEZ LÓPEZ



CIUDAD DE MÉXICO

2019



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

Dedicatoria

A mis padres **Jorge Reyes Peña** y **Patricia Nieves Díaz**, por ser mi inspiración día a día.

A mi abuelita **Dionicia Díaz Torres**, por su amor incondicional.

A mis hermanos **Víctor Alexis**, **Jorge Arturo** y **Uriel Fabián**, por ser siempre su hermana pequeña y su apoyo incondicional.

A mis tíos **Reyna Nieves Díaz** y **Julio Reyes Peña**, por ser parte de mi educación y su apoyo constante.

A mis sobrinitos **Carla Romina Nieves Carmona** y **Miguel Ángel Nieves Carmona**, por hacerme todos los días feliz y por el gran amor que les tengo.

A mis sobrinos mayores **Brenda Olivia Reyes Guerrero**, **Karla Paulina Reyes Guerrero** y **Jorge Arturo Daniel Reyes Guerrero**, porque siempre estaré para ustedes cuando más lo necesiten.

A mis primos **Nancy Reyes Nieves**, **Edgar Reyes Nieves**, **Miguel Ángel Nieves** y a **Carla Carmona Chávez**, porque siempre seamos tan unidos y divertidos como hasta ahora.

Al ser humano increíble que se volvió mi mejor amiga **Zaira Estefani Espinoza Hernández**.

Al gran ser humano y mi amigo incondicional **Alberto Tejeda Luna**.

A mis grandes amigos que nunca me han abandonado a pesar de todo y que los amo con locura **Erika Alva**, **Zaira Mitzy Llera**, **Diego Quiñones**, **Jesús Segura**, **Ivonne Espinoza**, **Paola Rincón**, **Rubén Ortega**, **Magalli López**, **Óscar Bonilla**, **Itzel Rodríguez**, **Ervey Navarrete**, **Diego Arellano**, **Michael Sierra**, **Jorge Arturo Colmenares**, **Joel Abiut Estrada** y **Antonio Vázquez**.

A mi segunda familia **Camarillo Nava** (**Paulina**, **Andrea**, **Lulú**, **Ricardo**, **Diego** y **Nico**) que me apoyaron durante mi educación y que me han apoyado durante todo mi vida.

A mis sinodales **Olga Benítez**, **Víctor Villar**, **Rodolfo Herrera**, **Alejandro Juvenal**, **Cresenciano Echavarrieta**.

Agradecimientos

*Quiero agradecer a mis padres **Jorge Reyes Peña y Patricia Nieves Díaz**, por su paciencia, esfuerzos y sacrificios, ya que gracias a ellos soy quien soy hoy y que sin duda alguna son mi vida.*

*A mi directora de tesis la **M. en I. Olga Berenice Benítez López** quien jamás se dio por vencida conmigo, que pasó por tiempos muy difíciles y jamás me abandono, a quien aprecio inmensamente por su paciencia y pasión por enseñar.*

Al hermoso ser **Erika Liliana Alva López** gracias por ser mi amiga y por jamás abandonarme, por apoyarme en mis peores momentos y por apoyarme en este proyecto especialmente y por ser mi persona.

A Dios

Por jamás abandonarme.



Índice

Índice de Figuras.....	7
Índice de Tablas	9
Abreviaturas.....	10
Resumen.....	11
Introducción	12
Objetivos	13
Hipótesis.....	13
Capítulo 1 Marco Teórico.....	14
1.1 Historia del proceso de coquización retardada	14
1.2 Intercambio de calor en corrientes de proceso	19
Capítulo 2 Unidad de coquización retardada.....	31
2.1 Análisis Pinch	31
2.2 Áreas de transferencia de calor	39
2.3 Problema de umbral.....	41
2.4 Costo de la red	41
2.5 Métodos heurísticos.....	42
2.6 Análisis de red de intercambio de calor	43
Capítulo 3 Análisis Pinch de la red de intercambio de calor.....	54
3.1 Aspen Energy Analyzer V8.8.....	54
3.2 Análisis Pinch	58
3.3 Curvas compuestas.....	70
3.4 Gran curva compuesta	71
3.5 Punto de pliegue a partir de la cascada de calor	72
3.6 Propuesta de mejora con base a costo, capital y operación	73
Capítulo 4 Red Propuesta.....	76
4.1 Red propuesta a partir de la simulación en Aspen Energy Analyzer V8.8	76
4.2 Algoritmo de Ponton y Donaldson	82
4.3 Calculo del costo de la red	87
Capítulo 5 Análisis de resultados	88
CONCLUSIONES.....	88
ANEXO A <i>Curvas Compuestas</i>	94
ANEXO B <i>Gran Curva Compuesta</i>	99



ANEXO C <i>Punto de Pliege</i>	104
ANEXO D <i>Algoritmo de Ponton y Donaldson</i>	109
ANEXO E <i>Glosario</i>	110
BIBLIOGRAFÍA	111



Índice de Figuras

Figura 1. Proceso general de coquización retardada.....	16
Figura 2. Diagrama de Temperatura vs Entalpía.....	19
Figura 3. Diagrama de Temperatura vs Entalpía con una diferencia de temperatura.....	21
Figura 4. Corrientes Calientes en forma ascendente.....	22
Figura 5. Cambio entálpico de corrientes calientes.....	22
Figura 6. Corrientes frías en forma ascendente.....	23
Figura 7. Cambio entálpico de corrientes frías.....	23
Figura 8. Interpretación de curvas compuestas.....	25
Figura 9. Interpretación de Gran Curva Compuesta.....	26
Figura 10. Diagrama de Cebolla.....	31
Figura 11. Diagrama de intervalo de temperaturas.....	33
Figura 12. Identificación de ΔT en diagrama de intervalo de temperaturas.....	33
Figura 13. Cascada de calor.....	34
Figura 14. Identificación de Pinch.....	35
Figura 15. Corrientes ubicadas con respecto a punto Pinch.....	36
Figura 16. Intercambio de corrientes y uso de servicios de calentamiento y enfriamiento.....	37
Figura 17. División de las curvas compuestas para la estimación de áreas requeridas.....	40
Figura 18. Refinería Gral. Lázaro Cárdenas del Río.....	43
Figura 19. Diagrama, unidad de coquización retardada, red de intercambio de calor.....	46
Figura 20. Temperatura de entrada y de salida de equipos involucrados en la red actual de calor.....	50
Figura 21. Red de Intercambio de Calor en la unidad de coquización retardada.....	51
Figura 22. Ícono de herramienta HI Case en el simulador Aspen Energy Analyzer.....	54
Figura 23. Interfaz de HI Case.....	54
Figura 24. Ícono de herramienta HI Project en el simulador Aspen Energy Analyzer.....	54
Figura 25. Interfaz de HI Project.....	54
Figura 26. Procedimiento de resolución.....	55
Figura 27. Panel Viewer.....	56
Figura 28. Panel Main.....	56
Figura 29. Panel Worksheet.....	56
Figura 30. Ícono clone.....	57
Figura 31. Ventana de clone.....	57
Figura 32. Ícono recommend designs.....	57
Figura 33. Ventana recommend design.....	58
Figura 34. Diagrama de intervalo de temperaturas para un ΔT_{\min} de 5.56 °C.....	63
Figura 35. Curvas compuestas obtenidas en Aspen Energy.....	71
Figura 36. Gran Curva Compuesta obtenida en Aspen Energy.....	72
Figura 37. Red de intercambio de calor para cuando el ΔT_{\min} es igual a 5.56 °C.....	80
Figura 38. Datos en la red cuando el ΔT_{\min} es igual a 5.56 °C.....	81
Figura 39. Temperaturas de entrada y salida para el Intercambiador C1.....	83
Figura 40. Temperaturas de entrada y salida para el Intercambiador C2.....	83
Figura 41. Temperaturas de entrada y salida para el Intercambiador C3.....	83
Figura 42. Temperaturas de entrada y salida para el Intercambiador C4.....	84
Figura 43. Temperaturas de entrada y salida para el Intercambiador C5.....	84
Figura 44. Temperaturas de entrada y salida para el Intercambiador C6.....	84
Figura 45. Red de intercambio de calor a partir del algoritmo de Ponton & Donaldson.....	86



Figura 46. Datos de costo total y área total para la red de intercambio, utilizando el algoritmo de Ponton & Donaldson.....	87
Figura 47. Datos Obtenidos para un $\Delta T_{\text{mín}}= 5.56 \text{ }^\circ\text{C}$	104
Figura 48. Datos Obtenidos para un $\Delta T_{\text{mín}}= 8.33 \text{ }^\circ\text{C}$	104
Figura 49. Datos Obtenidos para un $\Delta T_{\text{mín}}= 11.11 \text{ }^\circ\text{C}$	105
Figura 50. Datos Obtenidos para un $\Delta T_{\text{mín}}= 13.89 \text{ }^\circ\text{C}$	105
Figura 51. Datos Obtenidos para un $\Delta T_{\text{mín}}= 16.67 \text{ }^\circ\text{C}$	106
Figura 52. Datos Obtenidos para un $\Delta T_{\text{mín}}= 19.44 \text{ }^\circ\text{C}$	106
Figura 53. Datos Obtenidos para un $\Delta T_{\text{mín}}= 22.22 \text{ }^\circ\text{C}$	107
Figura 54. Datos Obtenidos para un $\Delta T_{\text{mín}}= 25 \text{ }^\circ\text{C}$	107
Figura 55. Datos Obtenidos para un $\Delta T_{\text{mín}}= 27.78 \text{ }^\circ\text{C}$	108
Figura 56. Datos Obtenidos para un $\Delta T_{\text{mín}}= 30.56 \text{ }^\circ\text{C}$	108



Índice de Tablas

Tabla 1	Características de coque esponjoso de petróleo	17
Tabla 2	Corrientes de proceso, para la elaboración de curvas compuestas	22
Tabla 3	Datos de la supercurva caliente y suma de entalpías en los intervalos	23
Tabla 4	Datos de la supercurva fría y suma de entalpías en los intervalos	24
Tabla 5	Datos de las corrientes	27
Tabla 6	Temperaturas Modificadas	27
Tabla 7	Orden de Temperaturas Modificadas	28
Tabla 8	Tabla Problema	28
Tabla 9	Valores 4ta y 5ta columna	29
Tabla 10	Cascada de calor	29
Tabla 11	Datos utilizados en el ejemplo	32
Tabla 12	Información de corrientes de red actual	47
Tabla 13	Datos de las corrientes de proceso	48
Tabla 14	Costo capital red actual.	52
Tabla 15	Datos de corriente Aspen Energy Analyzer V8.8	58
Tabla 16	Requerimientos mínimos de servicios	60
Tabla 17	Datos Obtenidos con diferentes métodos utilizados en el software de simulación	72
Tabla 18	Resultados obtenidos para cada red de intercambio de calor	76
Tabla 19	Costo capital red propuesta.....	81
Tabla 20	Comparativa de red actual y red propuesta a partir de sus costos	82
Tabla 21	Datos de red final de intercambio de calor.....	85
Tabla 22	Especificaciones para costo capital.....	87
Tabla 23	Propuestas de redes de intercambio de calor	88
Tabla 24	Arreglos para red de intercambio de calor	91



Abreviaturas

TPR	Relación de Alimentación
AGO	Gasóleo Atmosférico
ARC	Crudo Atmosférico Reducido
VRC	Crudo Reducido al Vacío
HVGO	Gasóleo de Vacío Pesado
FCCU	Unidad de Craqueo catalítico de Fluido
VM	Material Volátil
CC	Corriente Caliente
CF	Corriente Fría
GCC	Gran Curva Compuesta
PTA	Tabla de Algoritmo Problema
OWS	Sistema de Recolección de Aguas Aceitosas
CHD	Drenaje cerrado de hidrocarburos
DEA	Sistema de Drenaje de Amina
LCGO	Gasóleo Ligero de Coquización
HCGO	Gasóleo Pesado de Coquización
OC	Costo de Operación
Cc	Costo capital
TAC	Costo Total Anual
MER	Máxima Recuperación Energética
Ts	Temperatura de suministro
TT	Temperatura Objetivo



Resumen

La presente tesis realiza el análisis de la red de intercambio de calor de la unidad de coquización retardada de la refinería de Minatitlán. Para esto se realizó el análisis Pinch con apoyo del software de simulación Aspen Energy Analyzer V8.8, se estableció una propuesta de red que permita mejorar los costos de la misma. Para el análisis Pinch se determinó el punto de pliegue a partir de la cascada de calor, las curvas compuestas y la gran curva compuesta, se determinó que el valor de ΔT_{\min} es de 5.56 °C siendo el mejor con base en aprovechamiento energético y en cuanto a costos.

El algoritmo de Ponton y Donaldson es un método heurístico que se utilizó para la propuesta de una red de intercambio de calor, debido a que en el análisis Pinch se determinó los requerimientos mínimos de servicios a partir de las temperaturas iniciales y finales con la propuesta de un ΔT_{\min} , tratándose de un problema umbral, por lo que, las reglas de la metodología Pinch no son del todo válidas para determinar entre que corrientes es conveniente que se lleve a cabo la integración energética.

El objetivo principal es la reducción de los costos, a partir de una nueva red, la mejor red encontrada que cumple esto tiene un costo total anualizado de 11, 093, 141.89 \$/año, con 13 unidades, 24 corazas y un área total de 8869 m² y el ΔT_{\min} = 5.56 °C.

Palabras Clave: Integración energética, Software de Simulación, Análisis Pinch, Red de Intercambio de calor, ΔT_{\min} .



Introducción

La unidad de coquización retardada de la refinería "General Lázaro Cárdenas" tiene como objetivo convertir residuos de petróleo (fondos de la destilación atmosférica y al vacío de petróleo crudo) en corrientes de productos líquidos y gaseosos dejando un material sólido de carbón concentrado, el coque de petróleo. Para llevar a cabo el proceso, se requieren grandes temperaturas de craqueo térmico, así como la utilización de un horno que suministra el calor necesario para llevar a cabo una reacción endotérmica, esto lo hace un proceso con grandes requerimientos de energía. Pensando que los servicios auxiliares incluyen un gran costo para la planta por sus requerimientos energéticos, se aborda en esta tesis el análisis energético en la unidad de coquización retardada para proporcionar una alternativa que permita un mayor aprovechamiento energético y la reducción de costos.

Hoy en día el aprovechamiento energético en las industrias es una de las principales causas de estudio ya que esto representa un gran ahorro en costos y servicios. La integración energética hace referencia al aprovechamiento energético a partir de la distribución de los equipos de intercambio de calor para su mejor aprovechamiento energético a partir de una red de intercambio, este análisis se puede llevar a cabo por el punto de pliegue, curvas compuestas, la gran curva compuesta y la Tabla Problema, con ellos se encuentran los servicios de enfriamiento y calentamiento mínimos a utilizar.

En la optimización de un proceso uno de los principales objetivos es buscar la reducción de los costos con una mayor producción, sin embargo la optimización no sólo puede realizarse cuando se va a construir una planta por primera vez, se puede llevar incluso cuando ya existe la planta, de esta manera el objetivo principal es el ahorro de servicios auxiliares con base en un análisis Pinch y la propuesta de una red de intercambio de calor.

El análisis Pinch a partir de la metodología de punto de pliegue es muy eficiente permitiendo la utilización del valor mínimo en los servicios auxiliares, manteniendo un área mínima de intercambio de calor y una gran disposición del acomodo de las redes para encontrar la más óptima, esto hace que sea una metodología para el diseño de sistemas de intercambio de calor eficiente llevando a un mejor diseño del proceso a través de consideraciones sistemáticas para el mejor uso y consumo de energía, concluyendo que es posible el establecimiento de diseños de intercambio de calor con un número mínimo tanto de unidades de intercambio de calor como de área de transferencia de calor, maximizando la recuperación energética y distribuyendo de forma óptima los servicios auxiliares. La recuperación de energía es de suma importancia actualmente por el elevado crecimiento de consumo de energía y los costos que implican su consumo, los costos representan una parte elevada en los presupuestos globales de producción en distintas áreas de desarrollo.

Hablar de ahorro de energía no sólo engloba una disminución de costos también se piensa en una regulación ambiental.

En el primer capítulo de este trabajo se habla acerca de la historia del proceso de coquización retardada y su origen, así como los intercambios de calor en las corrientes de proceso. Posteriormente, en el capítulo segundo se describe los conceptos básicos del análisis Pinch, así como, la situación actual del caso de estudio y se presentan los datos y las condiciones principales para analizar la red actual de la unidad de coquización retardada. En el capítulo tercero se analiza la red actual mediante el uso de distintos ΔT_{\min} para obtener los requerimientos mínimos de servicios y los índices de costos, para en el capítulo cuarto proponer una red de intercambio de calor óptima mediante el análisis y condiciones obtenidas y finalmente en el capítulo quinto se lleva a cabo el análisis de resultados.



Objetivos

Objetivo General

Proponer una nueva red de intercambio de calor para la unidad de coquización retardada de la refinería Gral. Lázaro Cárdenas del Río, para demostrar la eficacia del análisis Pinch, así como la disminución de costos con base en el análisis Pinch, a partir del estudio de la red actual de intercambio de calor de la unidad de coquización retardada.

Objetivos particulares:

- Analizar la red de intercambio de calor en el proceso de coquización retardada de la refinería Gral. Lázaro Cárdenas del Río, para la obtención de datos de la red actual.
- Identificar corrientes de proceso que involucren un intercambio energético en la unidad de coquización retardada para el análisis e implementación del método Pinch.
- Diseñar una red de intercambio de calor para la unidad de coquización retardada, empleando el software de simulación Aspen Energy Analyzer V8.8 y el método de Ponton & Donaldson.
- Determinar la reducción en los costos totales de anualización con la implementación de la red propuesta.

Hipótesis

Si se analiza mediante la metodología Pinch, la red de intercambio de calor para la unidad de coquización retardada de la refinería Gral. Lázaro Cárdenas del Río, será posible proponer un mejor diseño de red cuyo costo total de anualización sea menor.



Capítulo 1 Marco Teórico

1.1 Historia del proceso de coquización retardada

El coque de petróleo fue fabricado por primera vez por las refinerías pioneras de petróleo en el noroeste de Pennsylvania en la década de 1860. Estas refinerías primitivas hervían aceite en pequeños alambiques de hierro (equipo formado por un recipiente para llevar a cabo la destilación), para recuperar queroseno, compuesto de hidrocarburos luminiscente. Los alambiques se calentaban con leña o fuego a partir de carbón, los cuales se sobrecalentaban, y cocían el aceite cerca de la parte inferior para llevar a cabo la destilación, una vez completada y cuando se enfriaba, se obtenía el coque y se desenterraba antes de la próxima destilación (Conners, 1981).

El primer coque retardado fue elaborado por Standard Oil of Indiana en Whiting, Indiana en 1929 (Gamson, 1983) (Peters, 1983).

El coque que se producía a partir de la coquización retardada era un coque diferido que combinaba varias características y mejoras del desarrollo del proceso de craqueo térmico a una temperatura de 850-810 °C. El uso de presión y calor para agrietar y separar el calentador del coque y el uso de dos tambores permitieron que el coque retardado operara de forma continua. El número de coquizadores construidos antes de 1955 era pequeño, con un aumento en la construcción de coquización retardada entre 1955 y 1975 a un 6% anual y una tasa de crecimiento del 11% durante el período de 1965 a 1970 (Conners, 1981). El crecimiento de los coquizadores retardados estaba en sintonía con el crecimiento del craqueo catalítico fluido y el rápido declive en el craqueo térmico.

1.1.1 Coquización retardada

La coquización retardada es un proceso de craqueo térmico utilizado en las refinerías para convertir residuos de petróleo (fondos de destilación de vacío de petróleo crudo) en corrientes de productos líquidos y gaseosos dejando un material sólido de carbón concentrado, el coque de petróleo. En el proceso se utiliza un intercambiador con tubos horizontales para alcanzar temperaturas de craqueo de 485 a 505 °C. Con un tiempo de residencia corto en los tubos del horno, la coquización del material de alimentación se "retarda" hasta que alcanza los tambores de coquización, corriente abajo del calentador. El coque puede producir tres estructuras físicas de coque de petróleo: coque, esponja y de aguja. Estas estructuras físicas y propiedades químicas del coque de petróleo determinan el uso final del material que puede quemarse como combustible, calcinarse para su uso en las industrias del aluminio, química o de acero, o gasificarse para producir vapor, electricidad o materias primas gaseosas para la industria petroquímica.

En términos generales, la coquización retardada es un proceso térmico en el que en un material de residuo de destilación de vacío, se calienta rápidamente en un horno y luego se mantienen en una zona de reacción (tambores de coquización) bajo condiciones apropiadas de temperatura y presión. La porción no vaporizada del efluente del horno se convierte en vapor y coque. Los productos generales de la sección de coquización son: vapores de domo, nafta no estabilizada, gasóleo pesado de coquización y gasóleo ligero de coquización y coque. (Descripción del proceso, Unidad de Coquización Retardada, Planta de Gas Asociada y manejo de coque, 2007)

La coquización retardada es una reacción endotérmica en la que el horno suministra el calor necesario para la reacción. El mecanismo exacto de la coquización es tan complejo que no es posible determinar todas las reacciones químicas que ocurren. Sin embargo, hay tres pasos característicos que tienen lugar:



- Vaporización parcial y ruptura suave (visbreaking) de la alimentación en su paso por el horno.
- Ruptura o craqueo del vapor de hidrocarburo a su paso por el tambor.
- Ruptura o craqueo sucesivo y polimerización del líquido atrapado en el tambor hasta que se convierte en vapor y coque.

Los rendimientos y calidad de los productos están directamente relacionados con tres variables de proceso: temperatura, presión y relación de alimentación (TPR).

Para comprender el proceso de coquización retardada, se debe entender cómo se integra el coque retardado con el resto de la refinería. La alimentación retardada de coque se origina del petróleo crudo suministrado a la refinería.

La alimentación de residuos se introduce en el fraccionador después de calentarse en los intercambiadores de calor con los productos de gasóleo de coque. Los fondos del fraccionador, incluidos los extremos pesados de la alimentación de residuos de vacío con reciclado de gasóleo de coque pesado, se mezclan con vapor y se envían al calentador tubular en el horno para que se calienten a aproximadamente 475 ° C. Se agrega vapor para evitar la coquización en el calentador y la alimentación calentada se introduce desde la parte inferior de uno de los tambores de coque. La coquización se realiza en el tambor de coque aislado a medida que el tambor se llena durante un período de 16 a 18 h. Mientras se llena el tambor A, el tambor B se decoca mediante el uso de cortadores hidráulicos y el vástago de perforación, y el coque se extrae de la parte inferior del tambor. A medida que se completa la coquización en el tambor A, el tambor B debe decocarse, sellarse, calentarse y prepararse para cambiar la alimentación. El ciclo de coquización se controla de tal manera que el residuo de vacío se alimenta continuamente a la unidad (debido a que la columna de vacío funciona las 24 horas) y los productos fluidos se recuperan continuamente, mientras que el coque se extrae de forma intermitente en un esquema de proceso semicontinuo. Por lo tanto, hay al menos dos tambores de coque en cada unidad de coquización retardada, y algunas unidades tienen más de dos tambores. Todo el calor necesario para la coquización se proporciona en el calentador, mientras que la coquización tiene lugar en el tambor de coque.

Los vapores calientes del producto y el vapor de la parte superior del tambor son apagados por la alimentación entrante en el fraccionador para evitar la coquización en el fraccionador y para despojar los componentes más ligeros de la alimentación de residuos de vacío. El fraccionador separa los productos de coque en gases, nafta de coquización, gasóleo ligero de coque y gasóleo pesado de coque. Con el fraccionador se usa un extractor de vapor lateral para garantizar una buena separación entre la nafta de coquización y las corrientes de gasóleo ligero (Gary, Handwerk, & Kaiser, 2007)

Las variables de funcionamiento de la coquización retardada incluyen la temperatura de salida del calentador, la presión, la relación de reciclaje y el tiempo de ciclo. Estas variables se seleccionan en función de las propiedades de alimentación, como el factor de caracterización, el contenido de asfaltenos y el residuo de carbono para garantizar que se minimice la coquización en los calentadores tubulares y se maximice el rendimiento del producto líquido. La relación de reciclaje, que suele ser del 3 al 5%, se utiliza para controlar el punto final del gasóleo pesado de coquería. El rendimiento del coque puede variar entre el 20% y el 30% según las propiedades del alimento y las condiciones de coquización. (Eser, 2019)

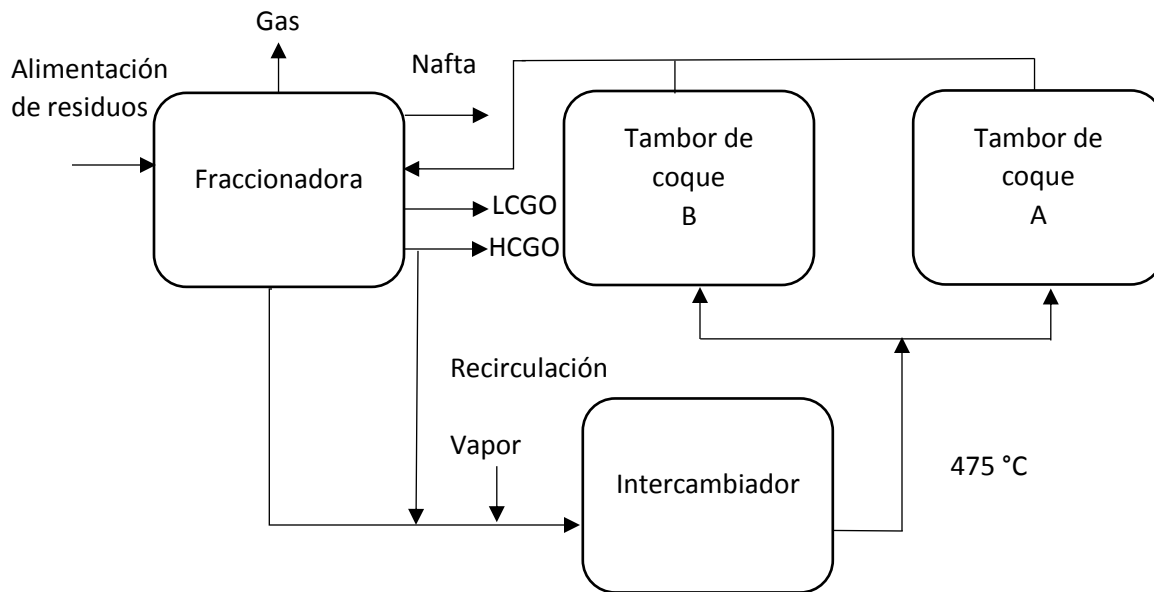


Figura 1. Proceso general de coquización retardada.

Desalinización del petróleo crudo

El petróleo crudo contiene alrededor de 0.2 % de agua en la que se mezclan sales solubles como cloruro de sodio y otros metales. En la desalinización, el petróleo crudo se lava con alrededor de 5 % de agua para eliminar las sales y la suciedad del petróleo crudo. El agua, que es más pesada que el aceite, sale del fondo del desalador y el aceite limpio fluye por encima con alrededor de 0.1 % de agua (Ellis & Paul, 1998).

Destilación atmosférica

El aceite crudo desalinizado se calienta en un horno tubular a más de 385 °C, justo por debajo de la temperatura en la que puede producirse el craqueo del aceite, después se evapora en una columna de destilación. Los productos principales son la gasolina de destilación directa, el queroseno, el combustible para aviones, el diésel, el gasóleo atmosférico (AGO) y el crudo atmosférico reducido (Ellis & Paul, 1998).

Destilación al vacío

El crudo atmosférico reducido (ARC) es calentado aproximadamente a 395 °C y se evapora en una columna de destilación al vacío que se opera a bajas presiones, 1333.224 Pa es la presión deseada, pero las presiones manejadas más comunes van de 3333.06 a 13332.24 Pa. El objetivo a alcanzar es elevar la cantidad máxima de aceite a una temperatura menor de 565 °C, reduciendo la producción de crudo reducido al vacío (VRC), la principal materia prima para el coquizador retardado. El HVGO y el AGO son las principales materias primas para una unidad de craqueo catalítico de fluidos (FCCU) para la producción de gasolina y diésel. La mejora de la destilación al vacío es uno de los mejores métodos para aumentar la producción de gasóleo en una refinería, al tiempo que se reduce la cantidad de crudo reducido al vacío (alimentación de coque). Esto permite lograr mayores tasas de rendimiento en una refinería (Ellis & Paul, 1998).



1.1.2 Coque de petróleo

Es indispensable diferenciar los diversos tipos de coque que existen, para entender su utilidad. Existen dos tipos de coque, que por su forma de origen se clasifican en coque de carbón y coque de petróleo.

El coque se define como un combustible sólido carbonoso producido a partir del carbón, petróleo u otro material por descomposición térmica en ausencia de aire u obtenido de la destilación del carbón siderúrgico y del petróleo. (Aguilar, 2004)

El coque de petróleo es un combustible sólido y poroso de color gris oscuro, producido al someter la fracción líquida proveniente de la destilación de crudos medianos (con grado API entre 29.9 y 22) y pesados (grado API entre 21.9 y 10), a un proceso de descomposición térmica del carbón en una atmósfera exenta de oxígeno, que permite liberar o generar hidrocarburos de bajo peso molecular con un contenido calorífico considerable.

Es uno de los combustibles industriales altamente demandados y generalmente es vendido en la forma de sólidos secos o cenizas o como suspensiones en agua o petróleo.

La mayor parte del coque de petróleo se produce como pedazos sólidos, porosos, irregulares, cuyo tamaño abarca desde los 0.508 m hasta polvo fino. Dando lugar al coque esponjoso, denominado así por su apariencia.

Los usos principales del coque esponjoso del petróleo son los siguientes:

1. Electrodo, para uso en hornos eléctricos para la elaboración de fósforo elemental, dióxido de titanio, acero, carburo de calcio y carburo de silicio.
2. Grafito.
3. Ánodos para la reducción electrolítica de la alúmina.

El coque de petróleo no tiene la suficiente consistencia para ser utilizado en los altos hornos para la producción de hierro crudo, ni tampoco para su utilización como coque de fundición. Para estos fines se utiliza coque derivado del carbón (Gary & Handwerk, Refino de Petróleo, 1980)

Tabla 1

Características de coque esponjoso de petróleo.

	% Peso (Como producto)	% Peso (Después de calcinar)
Agua	2-4	Nulo
Materia volátil	7-10	2-3
Carbón fijo	91-85	95+
Cenizas	0,5-1,0	1-2

Nota. Recuperado de [14].

El contenido en azufre del coque del petróleo varía con el contenido en azufre de la materia prima del coquizador. Normalmente se sitúa en el intervalo del 0.3 y al 1.5 % en peso. Sin embargo, en algunas ocasiones puede llegar al 6 % (Gary & Handwerk, Refino de Petróleo, 1980).

Una segunda forma de coque de petróleo que se está produciendo en cantidades crecientes es el coque de aguja. El coque de aguja se produce a partir de materias primas altamente aromáticas cuando la unidad de coquización opera a presiones elevadas y razones de reciclado altas (1:1). Ocasionalmente se produce un tercer tipo de coque involuntariamente, este coque se denomina coque perdigón debido



a las agrupaciones de bolitas del tamaño de un perdigón que lo caracterizan. Se produce normalmente durante desajustes operacionales, probablemente como resultado de temperaturas bajas en el tambor de coque o de bajas presiones (Gary & Handwerk, Refino de Petróleo, 1980)

Existen diferentes coques de petróleo, que en general se diferencian por el proceso que lo origina lo cual provoca que tengan diferentes características, estos son:

Coque fluido

Es obtenido a partir del proceso de coquización fluida, de residuos pesados o del procesamiento de carbón. Granos esféricos con estructura de capas esféricas cuyo tamaño de granos es menor a 6 mm, conteniendo menos material volátil que el coque verde.

Flexicoque

Es obtenido a partir del proceso continuo de coquización de camas fluidizadas, contiene mucha menor cantidad volátil que el coque de fluido y tiene granos mucho más finos, la mayor parte de este coque es gasificado a poderes caloríficos bajos de gas para usos de refinería.

Coque verde o sin calcinar

Se obtiene a partir del proceso de coquización retardada, contiene residuos de elementos volátiles, más de 15% siendo en su mayoría hidrocarburos incluyendo aromáticos.

Coque calcinado

Es un producto derivado del coque verde en donde los hidrocarburos han sido removidos por medio de calentamiento, posee alta resistencia, alta densidad y baja porosidad y como consecuencia del proceso de calcinación, no tiene prácticamente volátiles.

Coque retardado

Producto de la carbonización primaria de fracciones de hidrocarburos generados a partir del proceso de coquización retardada, contiene una fracción masa de materia volátil de entre 4 y 15 % en peso.

La coquización retardada es un proceso en el cual se puede llevar a cabo un análisis en su red de intercambio calor, por su número de corrientes que intercambian calor, para la recuperación de este, para ello se debe analizar cada corriente del proceso. El siguiente subtema aborda los conceptos básicos para poder llevar a cabo el análisis.



1.2 Intercambio de calor en corrientes de proceso

El intercambio de calor se da por la transferencia de este, entre dos corrientes, ya sea para el calentamiento o enfriamiento de estas, el intercambio puede tener tal arreglo que exista la recuperación de calor en la red de intercambio de calor, de tal manera que sea la mayor posible, así como el ahorro de energía y costos. Para llevar a cabo la recuperación de calor, se hace el análisis de la red, con el uso del análisis Pinch, así como el uso de métodos heurísticos.

Los conceptos básicos para entender el análisis Pinch se describen brevemente en los siguientes subcapítulos.

1.2.1 Corrientes (calientes, frías y de servicio)

Cualquier flujo que requiera ser calentado o enfriado, pero que no cambia en composición, se define como una corriente. Aquella, que comienza fría y necesita ser calentada, es conocida como una corriente fría. Por el contrario, el producto caliente que debe enfriarse se llama una corriente caliente. (Kemp, Pinch Analysis and Process Integration, 2007)

Se conocen como corrientes de servicio a las corrientes utilizadas para satisfacer los requerimientos de calentamiento y enfriamiento en un proceso.

1.2.2 ΔT mínima

El criterio para el diseño de una red de intercambiadores de calor se basa en el intercambio de calor (entre las corrientes de proceso) y el ahorro de servicios que se genera. Una variable importante en el diseño es la cantidad de calor que se intercambia en cada unidad en el proceso.

El intercambio de calor se lleva a cabo entre las corrientes calientes y las corrientes frías. Mientras una corriente caliente debe enfriarse, una corriente fría debe calentarse, dando pie a que estos requerimientos de energía puedan satisfacerse mediante un enfriamiento o un calentamiento. Sin embargo el análisis Pinch y la optimización tienen como objetivo la reducción, en el consumo de servicios, a partir de una diferencia mínima de temperaturas entre corrientes que intercambiarán calor (ΔT_{\min}) en el extremo crítico de un intercambiador proporcionando el mejor costo de servicio y costo de equipo.

1.2.3 Diagrama de entalpía

El diagrama de entalpía, se ilustra en la Figura 2.

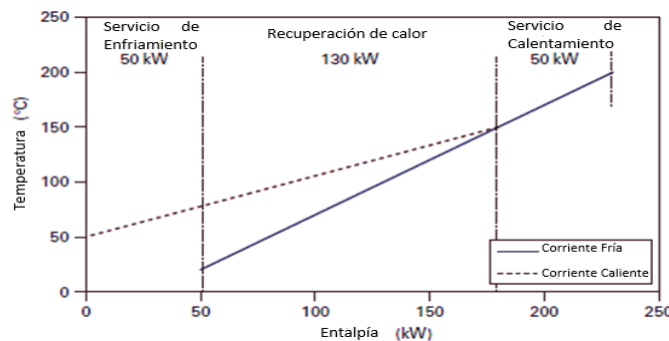


Figura 2. Diagrama de Temperatura vs Entalpía. Recuperado de [17].



El diagrama de la Figura 2 muestra las corrientes calientes y frías con un $\Delta T_{\min} = 0$.

El flujo de calor es la medida de la transferencia de energía a partir de una diferencia de temperaturas. El flujo de calor diferencial dQ , cuando se agrega a un flujo de proceso, aumenta su entalpía (H) por $C_p \Delta T$, donde:

$WC_p =$ "Caudal de capacidad de calor" = flujo de masa W x calor específico C_p

$\Delta T =$ Cambio de temperatura diferencial

Por lo tanto, con C_p supuesto constante, para un flujo que requiere calentamiento (corriente fría) desde una "temperatura de suministro" (T_S) a una "temperatura objetivo" (T_T), el calor total agregado será igual al cambio de entalpía de flujo, es decir:

$$Q = \int_{T_S}^{T_T} C_p dT = C_p (T_T - T_S) = \Delta H \quad \text{Ec. 1}$$

Y la pendiente de la línea que representa la secuencia es:

$$\frac{dT}{dH} = \frac{1}{C_p} \quad \text{Ec. 2}$$

El diagrama de entalpía se puede utilizar para representar el intercambio de calor, debido a una muy útil característica, ya que solo se interesa en cambios de entalpía de flujos, una corriente dada se puede trazar en cualquier parte del eje de entalpía. Siempre que tenga la misma pendiente y corra entre las mismas temperaturas de suministro y objetivo, luego donde sea se dibuja en el eje H, que representará la misma secuencia. (Kemp, Pinch Analysis and Process Integration, 2007)

La Figura 2 muestra la corriente caliente y fría trazada en el diagrama de entalpía. La corriente caliente está representada por la línea punteada, y la corriente fría por una línea continua.

Para un intercambio de calor factible entre las corrientes de enfriamiento y calentamiento, la corriente caliente debe en todo momento tener una mayor temperatura que la corriente fría, por lo que debe trazarse por encima de la corriente fría. En la Figura 2 se representa un caso límite; en donde la corriente caliente no se puede mover más hacia la derecha, para proporcionar una mayor recuperación de calor, porque la diferencia de temperatura entre las corrientes calientes y frías en el extremo frío del intercambiador ya es cero. Esto significa que el saldo del calor requerido por la corriente fría por encima de 150°C (es decir, 50 kW) debe compensarse con calentamiento de vapor. Por el contrario, aunque 130 kW se pueden utilizar para el intercambio de calor, 50 kW de calor disponible en la corriente caliente tiene que ser enfriados por agua de refrigeración. Sin embargo, esta no es una situación prácticamente alcanzable, ya que una diferencia de temperatura cero, requiere un área de transferencia de calor mayor, para llevar el intercambio de calor.

En la Figura 3 la corriente fría se muestra desplazada en el eje H en relación con la temperatura, haciendo que la diferencia de temperatura mínima, ΔT_{\min} ya no sea cero, sino positiva y finito (en este caso 20°C). El efecto de este cambio es aumentar la utilidad de calentamiento y enfriar en cantidades iguales, reducir la carga en el intercambiador por la misma cantidad 20 kW, por lo que se requieren 70 kW de calentamiento y refrigeración externa. Esto se debe a que la disposición ahora es práctica porque ΔT_{\min} no es cero. La propuesta de un cambio en ΔT_{\min} , podría hacer que los requerimientos de calentamiento y enfriamiento sean mayores. (Kemp, Pinch Analysis and Process Integration, 2007)



A partir de este análisis, surgen dos hechos básicos. En primer lugar, hay una correlación entre el valor de ΔT_{\min} en el intercambiador y la carga de utilidad total en el sistema. Esto significa que si se elige un valor de ΔT_{\min} , tenemos un objetivo de energía para la cantidad de calentamiento y enfriamiento que se debe utilizar si se diseña un intercambiador de calor correctamente.

En segundo lugar, si la carga de requerimiento en la corriente caliente aumenta, el requerimiento de la corriente fría es aumentado también ya que las cargas de calor de la corriente son constantes, esto también significa que el intercambio de calor disminuye.

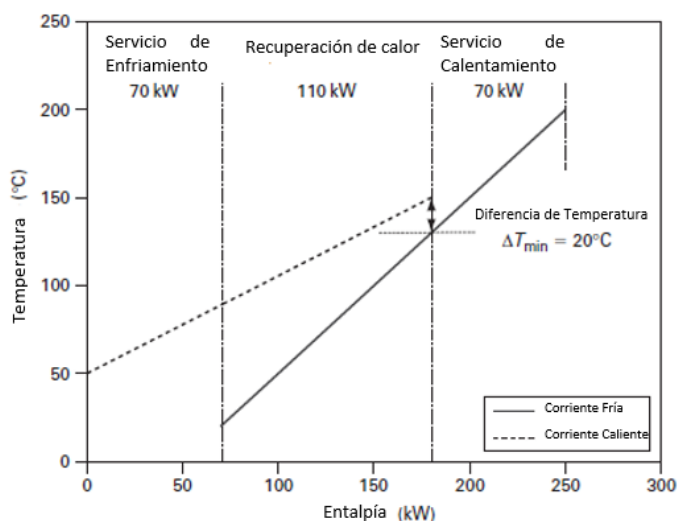


Figura 3. Diagrama de Temperatura vs Entalpía con una diferencia de temperatura. Recuperado de [17].

El diagrama de entalpía es limitado a una sola corriente fría y una de calentamiento, para el intercambio de calor, sin embargo para el intercambio de calor con más de una corriente fría y de calentamiento, se utilizan las curvas compuestas.

1.3 Curvas compuestas

La obtención del Punto de Pliegue y los requerimientos mínimos de energía se puede obtener mediante la construcción de dos curvas compuestas, una que engloba todas las corrientes calientes (supercurva caliente) y otra todas las corrientes frías (supercurva fría).

Las curvas compuestas se construyen con la suma acumulada de entalpías de las corrientes, por un lado las calientes y por otro las frías incluidas en los intervalos de temperaturas.

Representan gráficamente la relación Temperatura-Entalpía de una corriente ficticia combinada, por separado, de las corrientes calientes o frías. Al considerar WC_p constante, las curvas serán tramos rectos, permitiendo visualizar la transferencia de calor entre las corrientes.

Para la elaboración de las curvas compuestas se debe conocer o proponer un ΔT_{\min} y para cada corriente se debe conocer una T_{inicial} , T_{final} , WC_p y ΔH , para explicar la elaboración de las curvas compuestas se desarrolla un ejemplo propuesto por Arturo Jiménez en su libro "Diseño de Procesos en Ingeniería Química".

La Tabla 2 muestra los datos de las corrientes propuestas en el ejemplo y se propone un $\Delta T_{\min} = 10^{\circ}\text{C}$.



Tabla 2.

Corrientes de proceso, para la elaboración de curvas compuestas.

Corriente	T _{ent} (°C)	T _{sal} (°C)	WCp (kJ/h °C)
1	90	50	25.104
2	50	20	37.656
3	20	200	50.208
4	20	90	41.84

Nota. Recuperado de [16].

Se grafica la suma acumulada de las entalpías en los segmentos de temperaturas que forman el conjunto de las temperaturas de las corrientes calientes, para ello, primero se hace una lista con las temperaturas inicial y final de las corrientes calientes, en forma ascendente.

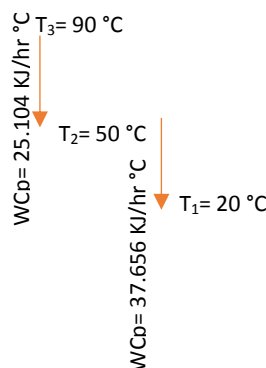


Figura 4. Corrientes Calientes en forma ascendente.

Posteriormente en cada segmento entre las temperaturas se determina el cambio entálpico ΔH , considerando los valores de la suma de los WCp de las corrientes entre estas temperaturas por la diferencia de temperaturas ΔT que involucran este cambio, Ec. 3. Empezando con el valor $\Delta H_0 = 0$, para la temperatura menor.

$$\Delta H_i = \sum WCp_{CC\text{ involucradas en } i} * (\Delta T) \quad \text{Ec. 3}$$

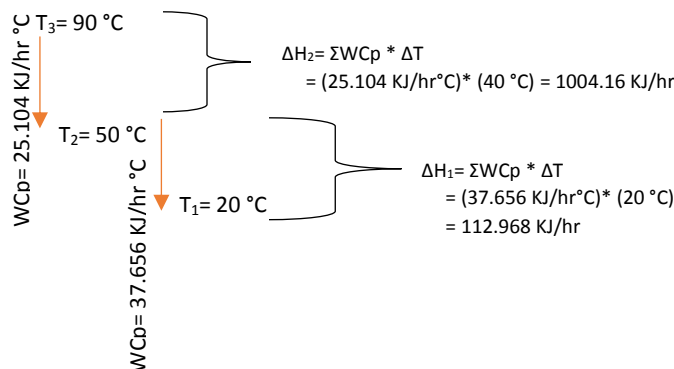


Figura 5. Cambio entálpico de corrientes calientes.



Tabla 3

Datos de la supercurva caliente y suma de entalpías en los intervalos.

T (°C)	ΔT (°C)	ΔH (kJ/h)	ΣΔH (kJ/h)
20	0	0	0
50	30	112.968	112.968
90	40	1004.16	1117.128

Nota. Elaboración propia, datos obtenidos a partir de la Ec. 3.

Para elaborar la supercurva fría se deben obtener los mismos datos que se obtuvieron en la supercurva caliente por lo que el primer paso es ordenar las temperaturas de las corrientes frías en forma ascendente.

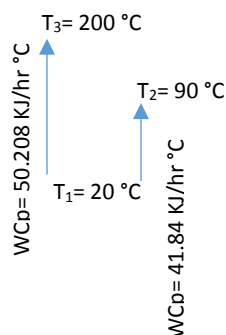


Figura 6. Corrientes frías en forma ascendente.

Obtener el cambio entálpico de las corrientes frías.

$$\Delta H_i = \sum W C p_{CF involucradas en i} * (\Delta T) \quad \text{Ec. 4}$$

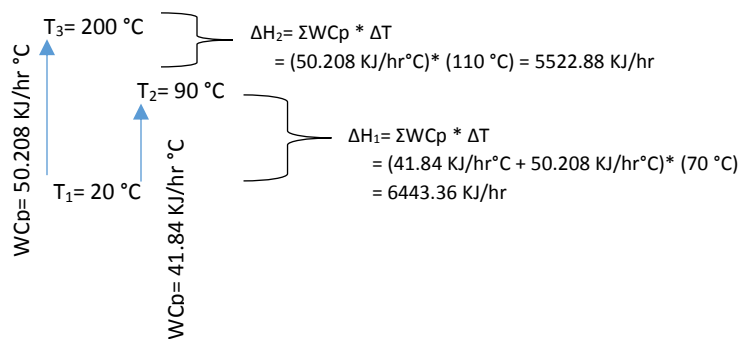


Figura 7. Cambio entálpico de corrientes frías.



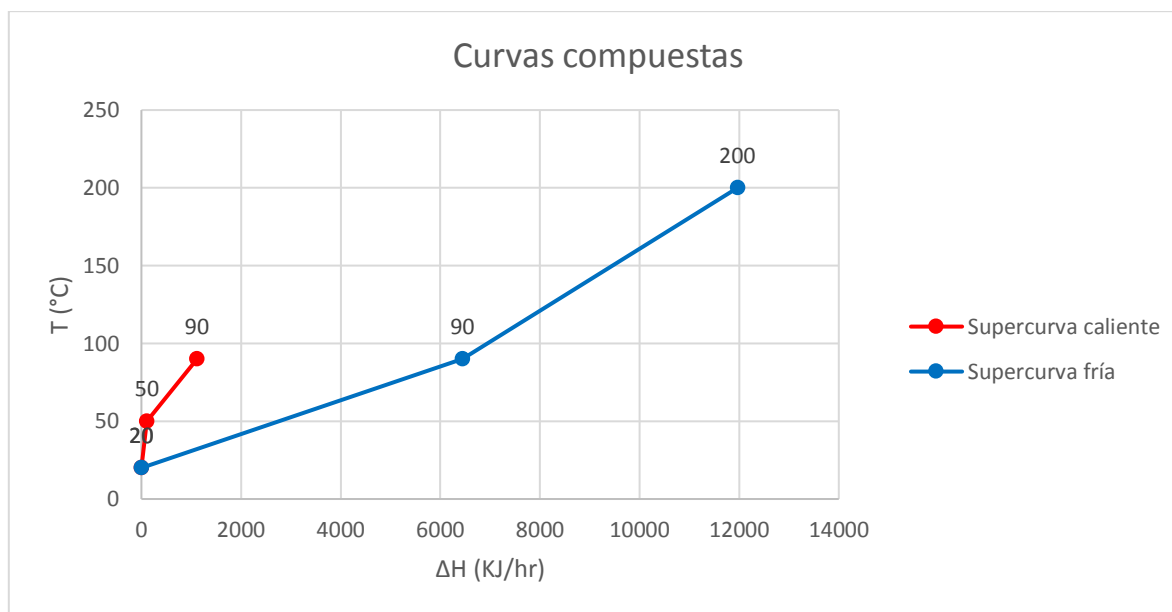
Tabla 4

Datos de las supercurva fría y suma de entalpías en los intervalos.

T (°C)	ΔT (°C)	ΔH (kJ/h)	$\Sigma \Delta H$ (kJ/h)
20	0	0	0
90	70	6443.36	6443.36
200	110	5522.88	11966.24

Nota. Elaboración propia, datos obtenidos a partir de la Ec. 4.

Al obtener los ΔH 's para cada tipo de corriente se acumulan para realizar la supercurva caliente ($\Sigma \Delta H_{CC}$) de las corrientes incluidas en el intervalo y la supercurva fría ($\Sigma \Delta H_{CF}$) de las corrientes incluidas en el intervalo, es decir se gráfica la temperatura vs $\Sigma \Delta H$ para cada supercurva.



Gráfica 1. Curvas compuestas como ejemplo, elaboración propia.

Para este ejemplo la supercurva fría no superpone a la supercurva caliente, por lo que no hay una violación de la segunda ley de la termodinámica, generalmente la supercurva fría superpone a la supercurva caliente por lo que hay que encontrar el punto de quiebre con mayor doblez hacia la derecha en la supercurva caliente, que este más alejado de la supercurva fría, desplazándola hacia la derecha hasta que el acercamiento máximo vertical sea igual al ΔT_{\min} propuesto.

Una vez desplazada la supercurva fría el siguiente paso es encontrar el punto de pliegue y los requerimientos mínimos de energía. El punto de pliegue será el punto donde las supercurvas se encuentren más cerca una de otra, separadas por el ΔT_{\min} y los requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento serán las entalpías no solapadas por las supercurvas a la derecha e izquierda del diagrama, para entenderlo de una manera más clara se muestra la Figura 8.

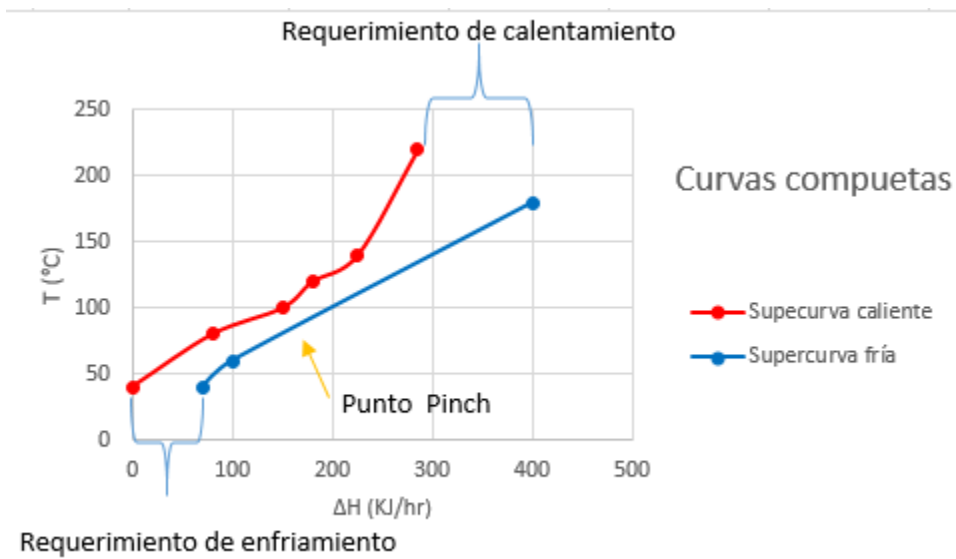


Figura 8. Interpretación de curvas compuestas.

Para el ejemplo propuesto como se observa en la Gráfica 1, no se requiere de servicio de enfriamiento y se requiere un servicio de calentamiento de 10, 849.112 kJ/h.

1.4 La Gran curva compuesta

Se puede encontrar la cantidad mínima de calentamiento o enfriamiento que debe suministrarse a cualquier temperatura dada a partir de un gráfico de flujo de calor neto (requerimiento de utilidad) contra la temperatura desplazada, esto compone a la gran curva compuesta (GCC). Eso representa la diferencia entre el calor disponible de las corrientes calientes y el calor requerido por las corrientes frías, en relación con el Punto de Pliegue, a una temperatura desplazada dada.

Por lo tanto, la GCC es un gráfico del flujo de calor neto contra la temperatura desplazada (intervalo), que es simplemente un gráfico (cascada de calor), es decir cuando en cada intervalo de temperatura se engloban ambos tipos de corrientes y se acumula el déficit o superávit resultante.

Los puntos para generar este diagrama son básicamente los que se obtienen en la cascada de calor del proceso (en el siguiente capítulo se muestra un ejemplo a detalle), dados los $\Delta H'_s$ de cada intervalo, se forma la cascada sumando cada uno al del intervalo siguiente, y corrigiendo luego mediante la adición del número negativo más significativo, lo cual considerado desde el punto de vista de un diagrama temperatura-entalpía equivale a trasladar horizontalmente la gráfica en una cantidad por ese número negativo, de tal manera que todos los valores de entalpía son no-negativos (Jiménez, Diseño de Procesos en Ingeniería Química, 2003)

Del diagrama, se identifica la cantidad mínima de calentamiento como la coordenada correspondiente al primer punto, la cantidad mínima de enfriamiento como la coordenada correspondiente al último punto, y el Punto de Pliegue como el punto extremo de la izquierda.

La GCC no sólo indica cuánto se requiere de calentamiento y enfriamiento de la red, también indica la temperatura por arriba y por abajo del Punto de Pliegue. Por el lado de las corrientes frías se debe seguir la Ec.5.

$$T_{PCF} = T_{Pinch} - \frac{1}{2} \Delta T_{mín} \quad Ec.5$$



Temperatura por el lado de las corrientes calientes Ec.6.

$$T_{PCC} = T_{Pinch} + \frac{1}{2} \Delta T_{min} \quad \text{Ec. 6}$$

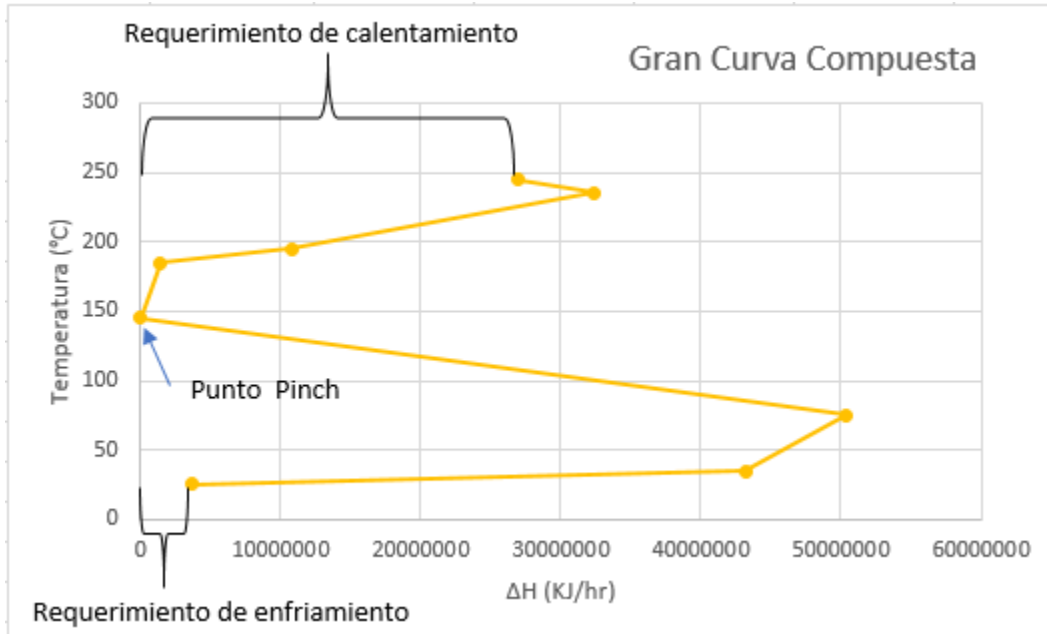


Figura 9. Interpretación de Gran Curva Compuesta.

1.5 Tabla de algoritmo problema

A diferencia de las curvas compuestas que son útiles para visualizar el problema de integración energética, pero no son demasiado útiles como método de cálculo, ya que se basan en construcciones gráficas, existe un método no gráfico para fijar los objetivos de energía, el denominado algoritmo de la tabla problema.

Este enfoque numérico fue desarrollado por Linhoff & Flower como medio para determinar las necesidades de servicios de un proceso y la ubicación del Pinch en el Proceso. (Linnhoff & Flower, Synthesis of heat exchanger networks, 1978)

El primer paso para el diseño de un arreglo de intercambiadores que mejoren el intercambio de calor a partir del algoritmo de la tabla problema, es:

1. Extraer los datos de proceso.
2. Determinar las entalpías y los calores específicos de las corrientes de proceso.
3. Identificar las corrientes calientes y corrientes frías de proceso.
4. Extraer los datos de las corrientes en una tabla.



Para ejemplificar el algoritmo se muestran los datos en la Tabla 5.

Tabla 5

Datos de las corrientes.

Corriente	T _{inicial} (°C)	T _{Final} (°C)	WC _p (kJ/°C h)	H (kJ/h)
1	232.22	93.33	4.748	659.41
2	93.33	204.44	5.697	633.03

Nota: Datos basados en [5].

5. Calculó de temperaturas modificadas para las corrientes calientes a partir de la Ec.7

$$T_{cc}^* = T - \frac{1}{2} \Delta T_{mín} \quad \text{Ec. 7}$$

6. Cálculo de temperaturas modificadas para las corrientes frías a partir de la Ec.8

$$T_{cf}^* = T + \frac{1}{2} \Delta T_{mín} \quad \text{Ec. 8}$$

7. Las temperaturas modificadas para ambas corrientes, se ordenan de mayor a menor como en la Tabla 7. En dado caso que se repita el valor de una temperatura modificada, se debe utilizar únicamente un valor, para realizar el orden.

Tabla 6

Temperaturas Modificadas.

Corriente	T _{inicial} (°C)	T _{Final} (°C)	T _{inicial} (°C)	T _{Final} (°C)
1	232.22	93.33	229.44	90.55
2	93.33	204.44	96.11	207.22

Temperaturas modificadas de las corrientes 1 y 2 a partir de un $\Delta T_{mín} = 2.78$ °C.



Tabla 7

Orden de Temperaturas Modificadas.

Temperaturas Modificadas de mayor a menor.	$\Delta T'$
229.44 °C	0 °C
207.22 °C	22.22 °C
96.11 °C	111.11 °C
90.55 °C	5.56 °C

Temperaturas modificadas en orden decreciente de las corrientes 1 y 2 a partir de un $\Delta T_{\min} = 2.78$ °C.

8. A partir del orden de las temperaturas modificadas de mayor a menor se debe formar una tabla compuesta por diferentes valores en las columnas, la primer columna debe estar compuesta por el orden de las temperaturas modificadas de mayor a menor, la segunda columna estará formada por el ΔT que será la diferencia entre estas temperaturas como se muestra en la Tabla 7.

Tabla 8

Tabla Problema.

Temperaturas Modificadas de mayor a menor.	$\Delta T'$	Q	ΣQ	ΔH	Cascada de calor Q_i	Cascada de calor Q'_i corregida
229.44 °C	0 °C	-	-	-	-	-
207.22 °C	22.22 °C	-	-	-	-	-
96.11 °C	111.11 °C	-	-	-	-	-
90.55 °C	5.56 °C	-	-	-	-	-

9. En la Tabla 8 muestra las columnas por la cual deberá estar compuesta la tabla problema. Para obtener los valores de Q, en la tercera columna, dependiendo del valor correspondiente a la temperatura modificada, en la primera columna, ya sea una temperatura inicial o final. Si la temperatura modificada en la primera columna es una temperatura inicial se debe hacer la suma de los WC_p de las corrientes cuya temperatura inicie con la temperatura de la hilera de la tabla, tomando estos valores como positivos, sí la temperatura es final se debe hacer la suma de los WC_p de las corrientes cuyas temperaturas terminen en el valor de la hilera, tomando estos como negativos.

Sí la temperatura modificada corresponde a un valor inicial y final de diferentes corrientes, se debe hacer la suma de los WC_p , considerando los signos correspondientes.



10. En la cuarta columna se debe realizar la sumatoria de los valores de Q de arriba hacia abajo como se muestra en la Tabla 9 y para la 8 columna se calculan las entalpías de los intervalos a partir de la Ec. 9. Considerando que cuando un intervalo es cero, su entalpía será cero.

$$\Delta H_i = \Delta T' * \Sigma Q_{i-1} \text{ Ec. 9}$$

Donde $\Delta T'$ = Diferencia de temperatura modificada.

Tabla 9

Valores 4ta y 5ta columna.

Temperaturas Modificadas de mayor a menor.	$\Delta T'$	Q	ΣQ	ΔH	Cascada de calor Q_i	Cascada de calor Q'_i corregida
229.44 °C	0 °C	4.74	4.74	0	-	-
207.22 °C	22.22 °C	-5.69	-0.95	105	-	-
96.11 °C	111.11 °C	5.69	4.74	-105	-	-
90.55 °C	5.56 °C	- 4.74	0	26.35	-	-

11. Obtener la cascada de calor para cada intervalo, siempre considerando con un $Q_0= 0$ en la temperatura mayor de la tabla. En el intervalo cero.
 Para el cálculo de los valores restantes de Q, en la cascada de calor, se obtienen a partir de la Ec. 10.

$$Q_i = Q_{i-1} + \Delta H_i \text{ Ec. 10}$$

Tabla 10

Cascada de calor.

Temperaturas Modificadas de mayor a menor.	$\Delta T'$	Q	ΣQ	ΔH	Cascada de calor Q_i	Cascada de calor Q'_i corregida
229.44 °C	0 °C	4.74	4.74	0	0	-
207.22 °C	22.22 °C	-5.69	-0.95	105	105	-
96.11 °C	111.11 °C	5.69	4.74	-105	0	-
90.55 °C	5.56 °C	- 4.74	0	26.35	26.35	-

Se indica el requerimiento de servicios de calentamiento y enfriamiento cuando se encuentra el valor de Pinch.



El valor que indique cero en la cascada de calor, corresponderá al punto Pinch, sí no es el caso, se debe considerar el valor más negativo obtenido en la cascada de calor y proponerlo como un nuevo valor positivo de Q_0 , y aplicar la Ec. 10 para obtener una nueva cascada corregida de calor. Cuando el Pinch se ha encontrado el valor superior de la cascada de calor, indicará los requerimientos de servicios mínimos de calentamiento, así el valor inferior indicará el requerimiento mínimo de los servicios de enfriamiento. (Arce, Unidad 3d La Tabla Problema, s.f.)

Para obtener el valor de la temperatura del punto Pinch para las corrientes calientes se efectúa la Ec. 6 y para las corrientes frías se aplica la Ec.5.



Capítulo 2

Unidad de coquización retardada

2.1 Análisis Pinch

Un proceso industrial es una actividad económica cuyo objetivo es transformar las materias primas en productos adecuados con la mejor calidad posible para satisfacer las necesidades del hombre. Una parte fundamental para llevarlo a cabo es el diseño y desarrollo del proceso.

El diseño de un proceso es la elección de una sucesión de cambios químicos y/o físicos que permiten la transformación de las materias primas en productos, se divide en tres etapas principales: diseño conceptual, diseño básico y diseño de detalle. El diseño de un proceso puede utilizar metodologías a partir del desarrollo jerárquico, una de ellas es el diagrama de cebolla. De acuerdo a Linnhoff el diagrama de cebolla (Figura 10) se conforma por 4 capas. En la primera capa se encuentra el núcleo del proceso y parte del sistema de reacción, seguida por los sistemas de separación, una vez que se tienen los procesos básicos, con balances de materia y energía se puede diseñar la tercera capa en donde se tiene la recuperación de calor y finalmente en la última capa se encuentran los servicios auxiliares requeridos.

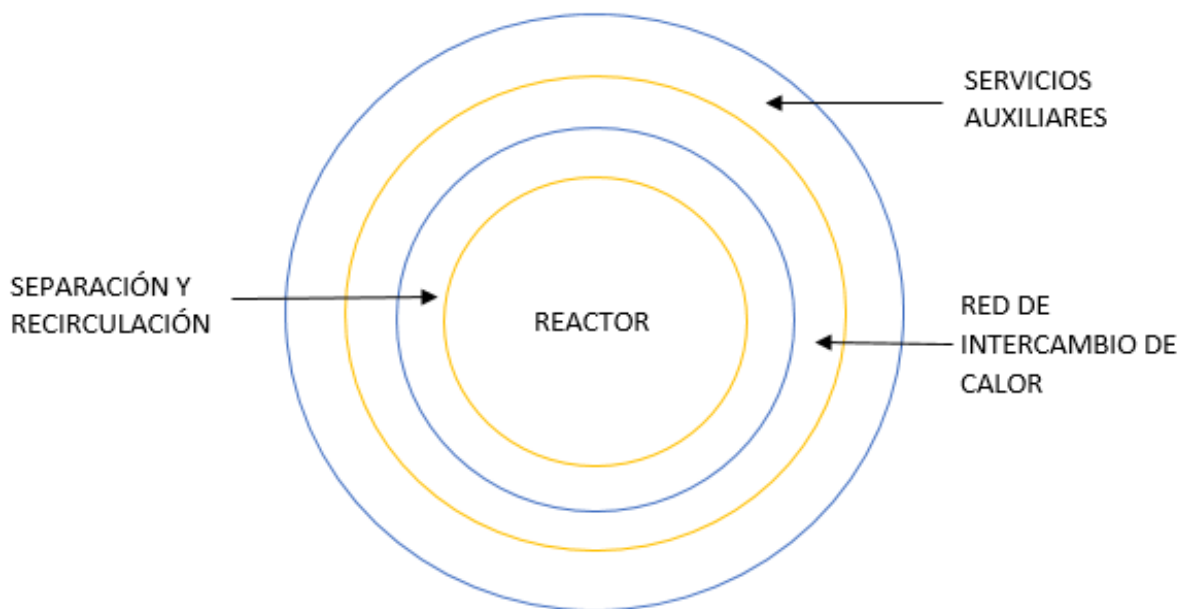


Figura 10. Diagrama de Cebolla. Basado en [20].

El diseño de un proceso implica que éste debe ser eficaz y tener una reducción en su costo de inversión, con un mínimo costo operativo, en los recursos de operación para cubrir necesidades de insumos, materia prima, mano de obra, reposición de activos fijos, anualizando el coste, esto en consonancia con otros objetivos de diseño, tales como la operabilidad y rentabilidad.

Aún, diseñando un proceso eficaz uno de los mayores gastos en las industrias resulta ser el energético, por los grandes requerimientos de servicios auxiliares que requiere.

Para el diseño de una red de intercambio de calor se suele emplear el análisis Pinch. El análisis se basa en identificar, bajo principios termodinámicos un punto crítico (Pinch), que hace referencia al punto en donde se encuentra la diferencia mínima de temperaturas entre las curvas compuestas de las corrientes calientes y frías para el diseño de una red de intercambio de calor.



El análisis Pinch tiene como objetivo minimizar el consumo de energía a partir del arreglo de los equipos de proceso en una red de intercambio de calor donde haya la recuperación máxima de calor. La importancia del análisis Pinch y su aplicación es llevar a cabo la integración energética en el diseño de un proceso o en su optimización.

El análisis Pinch se ha ampliado mucho más allá de los estudios originales, forma parte integrante del desarrollo y diseño de procesos para su optimización.

Las curvas compuestas, la Gran Curva Compuesta, la Cascada de calor y el algoritmo de la Tabla Problema son herramientas para encontrar el punto de pellizco o de pliegue para llevar a cabo el análisis Pinch, la cascada de calor, es una de las herramientas más utilizadas para encontrar el punto de pliegue en una red de intercambio de calor y se obtiene a partir de (para ejemplificar algunos puntos del método se utilizan los datos de la Tabla 11):

Tabla 11

Datos utilizados en el ejemplo

Corriente	T_e (°C)	T_f (°C)	WC_p (kJ /°C h)
C1	121.11	37.77	180400
C2	82.22	37.77	15950
C3	43.33	93.33	18990
C4	43.33	110	17090

Corrientes utilizadas para la ejemplificación del método de cascada, datos basados en [16].

1. Identificar corrientes calientes y frías.
Para la identificación de estas corrientes, se debe conocer su temperatura de entrada y de salida. La alimentación, que comienza fría y necesita ser calentada, es conocida como una corriente fría. Por el contrario, el producto caliente que debe enfriarse se llama una corriente caliente.
2. Proponer o conocer un ΔT_{\min} .
Si el ΔT_{\min} no es conocido, por regla heurística se propone un ΔT_{\min} que va de un rango de 5.56 °C a 11.11 °C (Jiménez, Diseño de Procesos en Ingeniería Química, 2003)
3. Ajustar las temperaturas de las corrientes calientes.
Para llevar a cabo el ajuste de las temperaturas de las corrientes calientes, se debe restar el ΔT_{\min} a cada una de ellas.
4. Ordenar en forma decreciente las temperaturas ajustadas de las corrientes calientes.
Las temperaturas ajustadas corresponderán a las temperaturas de las corrientes calientes que se obtuvieron en el punto 3, así como en el orden decreciente se deben incluir las temperaturas de las corrientes frías, obteniendo una lista de temperaturas decrecientes que incluyen las temperaturas ajustadas de las corrientes calientes y las temperaturas de las corrientes frías.
5. Ajustar las temperaturas de las corrientes frías.
Para llevar a cabo el ajuste de las temperaturas de las corrientes frías, se debe sumar el ΔT_{\min} a cada una de ellas.



- Ordenar en forma decreciente las temperaturas ajustadas de las corrientes frías.
Las temperaturas ajustadas corresponderán a las temperaturas de las corrientes frías que se obtuvieron en el punto 5, para el orden decreciente se deben incluir las temperaturas de las corrientes calientes sin ajustar, formando una lista que incluya las corrientes frías ajustadas y las corrientes calientes sin ajustar en forma decreciente.
- Formar diagrama de intervalo de temperaturas.

El diagrama de intervalo de temperaturas muestra las temperaturas inicial y final de cada corriente, un intervalo comienza en la temperatura inicial o final de una corriente, y termina donde ésta se encuentra con la siguiente temperatura inicial o final de una corriente.

Para formar el diagrama de intervalo de temperaturas se deben incluir las dos listas obtenidas en los puntos 4 y 6. La lista formada en el punto 4 debe colocarse de lado izquierdo y la lista formada por el punto 6, debe colocarse de lado derecho, la diferencia de estas debe ser igual al $\Delta T_{\text{mín.}}$, por último deben colocarse con flechas verticales las corrientes originales calientes y frías con respecto a su temperatura como se muestra en la Figura 11. (Elaboración propia)

Se debe considerar que si la lista formada por el punto 4, existen dos temperaturas iguales, sólo debe considerarse una, este mismo principio aplica para la lista formada por el punto 6.

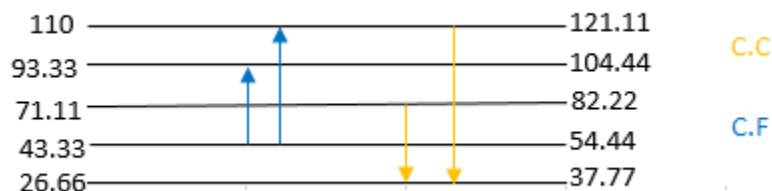


Figura 11. Diagrama de intervalo de temperaturas.

- Obtener ΔT de diagrama de intervalo de temperaturas.
Para obtener los ΔT de cada intervalo del diagrama de temperatura se deben hacer las diferencias entre las temperaturas superiores e inferiores de cualquier lista del lado derecho o izquierdo, como se muestra en la Figura 12 (Elaboración propia), para todo la lista.

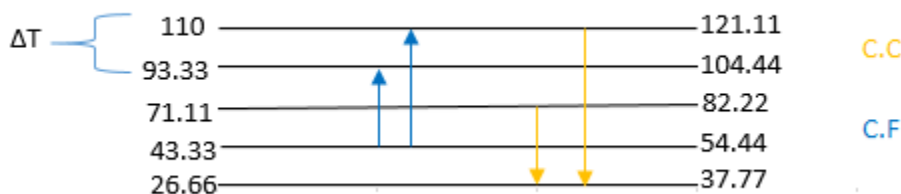


Figura 12. Identificación de ΔT en diagrama de intervalo de temperaturas.

- Obtener Q 's para las corrientes calientes.
Recordando que $Q = W C p \Delta T$ y para calcular las Q en las corrientes calientes, se toma como base el diagrama de intervalos de temperaturas, donde las corrientes calientes se especifican de una temperatura a otra con flechas, los ΔT obtenidos en el punto 8, determinarán el intervalo de temperatura que involucra la corrientes, es decir, si en un ΔT se involucran dos corrientes calientes se deben sumar los $W C p$ de todas las corrientes involucradas (sólo corrientes calientes)



y multiplicarlo por el ΔT , en general para calcular sólo una Q donde sólo involucre una corriente caliente en un ΔT , se multiplica directo el WC_p de la corriente caliente por el ΔT , sí en el ΔT no se involucra ninguna corriente caliente el resultado de Q será 0.

10. Obtener Q 's para las corrientes frías.

Recordando que $Q = WC_p\Delta T$ y para calcular las Q en las corrientes frías, se toma como base el diagrama de intervalos de temperaturas, donde las corrientes frías se especifican de una temperatura a otra con flechas, los ΔT obtenidos en el punto 8, determinarán el intervalo de temperatura que involucra la corrientes, es decir, sí en un ΔT se involucran dos corrientes frías se deben sumar los WC_p de todas las corrientes involucradas (sólo corrientes frías) y multiplicarlo por el ΔT , en general para calcular sólo una Q donde sólo involucre una corriente fría en un ΔT , se multiplica directo el WC_p de la corriente fría por el ΔT , sí en el ΔT no se involucra ninguna corriente fría el resultado de Q será 0.

11. Obtener ΔQ .

El ΔQ se obtendrá a partir de la diferencia entre los Q 's obtenidos por las corrientes calientes (9) y los Q 's obtenidos por las corrientes frías (10).

12. Formar cascada de calor.

La cascada de calor se forma a partir de los valores de Q , obtenidos en el punto 11 como se muestra en la Figura 13. (Elaboración propia)

Nota: La cascada de calor no corresponde a los datos de la Tabla 11, sólo es una ejemplificación de ella.

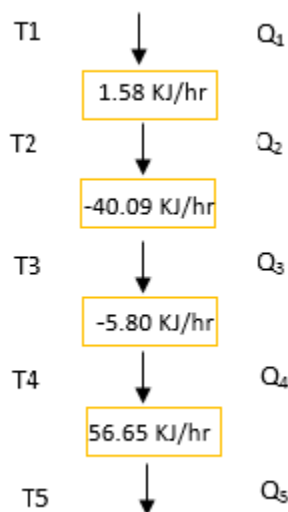


Figura 13. Cascada de calor.

Si en la cascada de calor se obtienen valores negativos para algunos niveles, quiere decir que se viola la segunda ley de la termodinámica dando a entender que hay una transferencia de calor de una temperatura baja a una de temperatura alta.



13. Encontrar Punto de Pellizco, de Pliegue.

Para encontrar el punto de pliegue a partir de la cascada de calor, el valor de Q deberá ser igual a cero para encontrarlo, se debe suponer siempre inicialmente una $Q_1 = 0$ en donde se sumara con el ΔH_1 para obtener el Q_2 de la cascada de calor, el valor resultante se sumara con el ΔH_2 y será utilizado como el valor nuevo de Q_3 que se sumara a ΔH_3 y dicho valor será el nuevo Q_4 de la cascada que corresponde, así sucesivamente. Si no se obtiene ningún valor negativo de Q_i se tratara de un problema umbral (Los problemas de umbral son casos en los que no se requiere una utilidad y se dividen en dos categorías amplias).

Enseguida, se utiliza el valor más negativo obtenido de las nuevas Q , como Q inicial y se sumara a las Q en la cascada como se explicó anteriormente, así sucesivamente. El Pinch se localiza en el intervalo en donde $Q = 0$. Por lo tanto, la Q inicial para esta propuesta será los requerimientos de calor y la Q final indicarán los requerimientos de enfriamiento. Figura 14. (Elaboración propia)

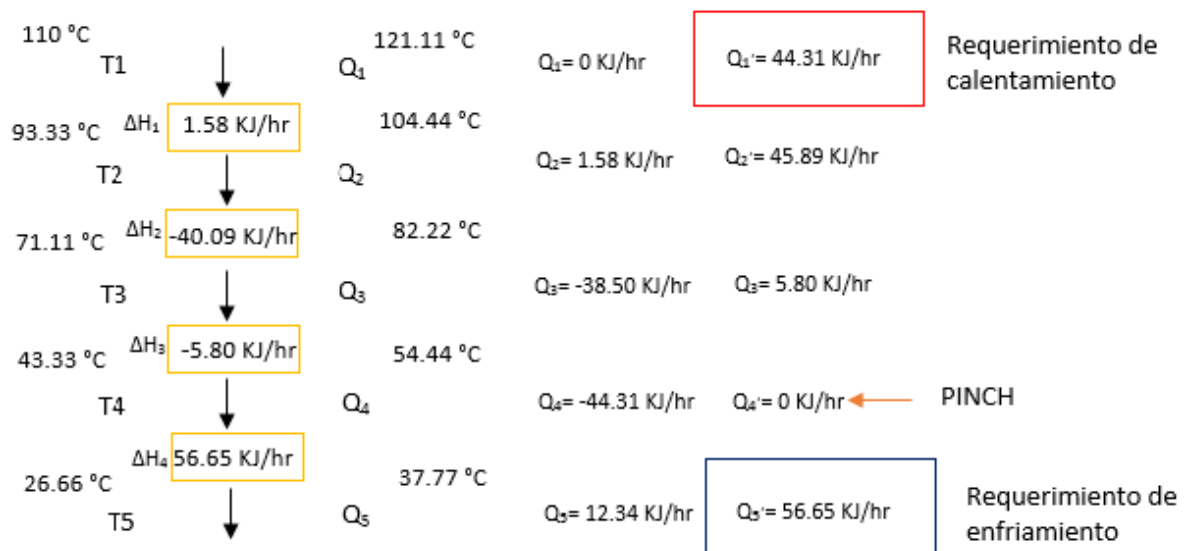


Figura 14. Identificación de Pinch.

2.1.1 Diseño de una red de intercambio de calor

Para el diseño de la red de intercambio calor, se utilizan los requerimientos mínimos de servicios que se han estimado para los datos de la Tabla 11.

El punto Pinch divide a la red en dos zonas, donde se deben seguir los siguientes criterios (Jiménez, Diseño de Procesos en Ingeniería Química, 2003):

- a) No transferir calor a través del punto Pinch.

Cualquier cantidad de calor que se transfiera debe satisfacer un balance global de energía, lo cual implica que el consumo de servicios va a exceder a los requerimientos mínimos, tanto de calentamiento como de enfriamiento, en una cantidad equivalente a la que se transfiere en el punto Pinch.



b) *No usar calentamiento abajo del punto Pinch.*

Cualquier cantidad que se use en este nivel debe rechazarse eventualmente a una fuente de enfriamiento externa, alterando así el consumo de servicios con respecto a los requerimientos mínimos.

c) *No usar enfriamiento arriba del punto Pinch.*

Cualquier cantidad de enfriamiento que se use arriba del punto Pinch debe compensarse con una cantidad equivalente de calentamiento.

Para aplicar el método conviene usar la representación de un diagrama de rejilla que indique un intercambio de calor entre corrientes. (Diseño de Procesos en Ingeniería Química, 2003)

Para la elaboración del diagrama de rejilla se deben conocer las corrientes calientes y frías, así como el punto Pinch, para determinar el número mínimo de unidades que se requieren para cada lado de la red.

El número mínimo de unidades se estima mediante la Ecuación 11.

$$I_{\min} = N_c + N_s - 1 \quad \text{Ec.11}$$

Donde:

I_{\min} : Número mínimo de intercambiadores.

N_c : Número de corrientes involucradas.

N_s : Número de servicios.

La ecuación de número mínimo de intercambiadores supone que por cada intercambio una de las corrientes se agota completamente, y la otra queda disponible para algún intercambio posterior. (Jiménez, Diseño de Procesos en Ingeniería Química, 2003)

El diagrama de rejilla se divide en dos regiones (corrientes calientes / corrientes frías) con respecto al punto Pinch conocido. Las corrientes calientes y frías se dividen arriba y abajo al punto Pinch, preservando la transferencia de calor a través de él. Las corrientes calientes consisten de intercambiadores y enfriadores y a su vez las corrientes frías de calentadores e intercambiadores. La Figura 15 (Elaboración propia) muestra las corrientes ubicadas con respecto al Pinch.

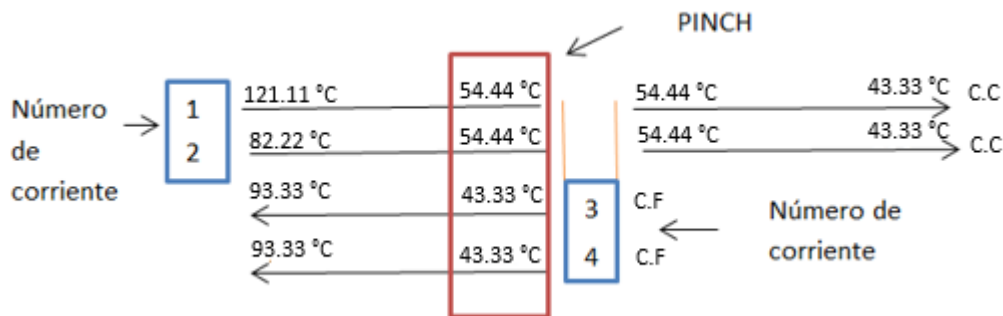


Figura 15. Corrientes ubicadas con respecto a punto Pinch.



Para llevar a cabo el intercambio entre las corrientes se deben cumplir criterios por arriba y por abajo del punto Pinch, por debajo del punto Pinch se debe cumplir:

$$Cp_{fría} \leq Cp_{caliente}$$

$$CF \leq CC$$

Y por arriba del punto Pinch, se debe cumplir:

$$Cp_{fría} \geq Cp_{caliente}$$

Esto se debe cumplir para elegir el intercambio adecuado, el cual se desprende de un balance de energía para un intercambiador a contracorriente para el cual se tiene una diferencia igual a ΔT_{\min} en su lado frío, a su vez la energía de las corrientes calientes es integrable en su totalidad por encima del punto Pinch.

Cuando los intercambios han ocurrido entre las corrientes, se deben satisfacer los requerimientos energéticos de las corrientes, si los requerimientos no se satisfacen con el intercambio de una corriente con otra, se utilizan los servicios de calentamiento o enfriamiento dependiendo el caso. Estos servicios deben coincidir con los servicios requeridos arrojados por la obtención del punto Pinch. Figura 16. (Elaboración propia)

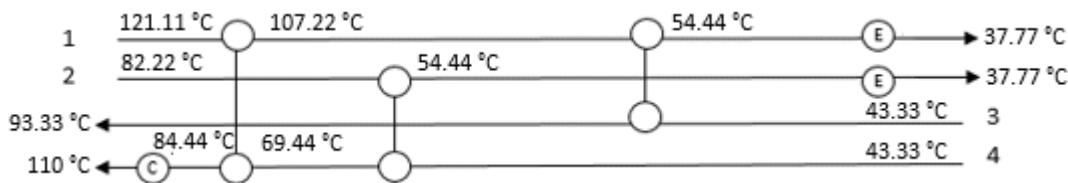


Figura 16. Intercambio de corrientes y uso de servicios de calentamiento y enfriamiento.

Cuando los intercambios de calor entre las corrientes originales del procesos no garantiza el objetivo de generar una red de intercambio óptima, con el consumo mínimo de servicios, se debe de implementar una división de corrientes, haciendo cumplir que cada rama de la división debe preservar el criterio respectivo de los WCps para que sea factible.

Jiménez dice que para garantizar una red de intercambio de calor con un consumo mínimo de servicios se debe considerar:

Arriba del punto de pliegue, el número de corrientes calientes es mayor que el número de corrientes frías, se requiere división de corrientes por parte de las corrientes frías. Si las corrientes frías son mayores que el número de corrientes calientes, no se necesita hacer división de corrientes necesariamente. Y si el número de corrientes frías es mayor que el número de corrientes calientes inmediatamente abajo del punto Pinch, entonces se requiere división de corrientes por parte de las corrientes calientes. (Diseño de Procesos en Ingeniería Química, 2003)

El diagrama de rejilla no necesariamente arroja la red más económica y no garantiza un óptimo global al problema original. Sin embargo, siempre existirá una red factible que puede reflejar los consumos mínimos de energía.

Desde el punto de vista económico la recuperación de energía solo es necesaria si los costos de energía son altos en comparación con los costos de capital, al considerar una red de intercambio de calor que pareciera más apropiada cuando el costo de energía es menor y hay un rendimiento mayor, no existe



la recuperación de calor del proceso. Sin embargo, cuando se tiene una red de intercambio de calor, en donde el costo de la energía es costosa, existirá una recuperación de calor como sea posible en preferencia a la utilidad de uso. A partir de esto, se entiende que en las redes de intercambio de calor hay dos términos básicos termodinámicos, que son efectos que influyen en los costos de capital. El primero es la fuerza impulsora en el diseño del intercambiador de calor que se refleja en el gradiente de temperatura para la transferencia de calor (Linnhoff & D, Pinch technology has come of age, 1984) y el otro efecto es el de la carga total de energía (servicios auxiliares).

A medida que se avanza hacia diseños más estrictos, se necesita menos utilidad y la carga de calor general disminuye, entonces el costo de capital aumenta con fuerzas motrices reducidas, pero disminuye con la reducción de carga de calor. (Bacha, Fortes, & Aguilar, 2007)

Por lo tanto lo anterior explica porque la red de intercambio de calor obtenida, no siempre será la más económica, sin embargo, las técnicas basadas en termodinámica pueden ayudar de muchas otras maneras, por ejemplo, aclarar las opciones en el diseño, mejorar la operabilidad y / o costos de capital más bajos a un nivel constante de recuperación de energía.

Las mejoras provienen no solo de proyectos de recuperación de calor, sino también de cambios, condiciones de proceso, operatividad mejorada e interconexión más efectiva con los sistemas de utilidad, todo respaldado por una mejor comprensión del proceso. El análisis Pinch es una parte integral de la estrategia general para el desarrollo y diseño de procesos, para la síntesis de proceso y optimización. (Pinch Analysis and Process Integration, 2007)

A demás de estudios sobre la conservación de energía, el análisis Pinch permite alcanzar las siguientes mejoras en el proceso general:

- Actualizar o Modificar el Diagrama de Proceso de Flujo: El Pinch cuantifica los ahorros disponibles cambiando el proceso mismo. Muestra dónde los cambios al proceso reducen los objetivos globales de energía, no sólo el consumo local de energía.
- Estudios de Simulación de Procesos: El Pinch proporciona información actualizada fácilmente y puede ayudar a evitar costos de capital innecesarios, calculando los ahorros de energía, con una pequeña inversión antes de que los proyectos sean implementados.
- Establece Objetivos Prácticos: Tomando en cuenta restricciones prácticas (fluidos complejos, retraso, seguridad, etc.), los objetivos teóricos son modificados de forma que pueden ser alcanzados en la realidad. Comparando objetivos prácticos con teóricos se pueden cuantificar las oportunidades "perdidas" por las restricciones (algo muy valioso para el desarrollo a largo plazo).
- Eliminación del Cuello de Botella: Puede llevar a los siguientes beneficios, comparados con métodos convencionales:
 - Reducción del costo del capital.
 - Disminución de la demanda energética específica resultando en instalaciones de producción más competitivas.



2.2 Áreas de transferencia de calor

El área superficial de transferencia de calor se relaciona por completo con los problemas de energía, cubriendo un amplio espectro que varía desde la tarea rutinaria de calentamiento o enfriamiento en los procesos, hasta los problemas complejos que aparecen relacionados con la generación de energía nuclear. (Jiménez, Diseño de Procesos en Ingeniería Química, 2003)

En el análisis Pinch un aspecto adicional al del consumo de servicios para la estimación del costo de una red de intercambio de calor, es el conocimiento de las áreas del equipo necesario.

El área total de transferencia de calor también puede estimarse antes del diseño de la red haciendo uso de las curvas compuestas. Esta característica reviste especial valor, porque al estimar áreas y consumo de energía antes del diseño puede tenerse el pronóstico del costo de la red antes de conocer su estructura.

La base de la estimación del área total de transferencia de calor requerida consiste en suponer que una corriente ficticia caliente (dada por la supercurva caliente) intercambia calor con una corriente ficticia fría (dada por la supercurva fría) en un intercambiador a contracorriente.

La Ecuación 12 de diseño para intercambiadores de calor se aplica de manera directa:

$$Q = UA\Delta T_{ML} \quad \text{Ec. 12}$$

Si se suponen intercambios verticales, lo cual implica que una sección caliente intercambia calor directamente con su contraparte fría localizada verticalmente debajo de ella, esperando un uso eficiente de temperaturas, tal que el área del equipo tienda a un valor mínimo. (Jiménez, Diseño de Procesos en Ingeniería Química, 2003)

Al aplicar esta ecuación de diseño en cada sección k dada por el cambio de pendiente de cualquiera de las dos curvas compuestas, de tal forma que el área predicha para la red estaría dada por:

$$A = \frac{1}{U} \sum_k \frac{Q_k}{\Delta T_{MLk}} \quad \text{Ec. 13}$$

La Ecuación 14 es conocida como fórmula Bath, se aplica sólo para el caso en el que el coeficiente global de transferencia de calor sea el mismo para todos los intercambios. El valor del coeficiente global depende de los coeficientes de película de los fluidos involucrados en el proceso de intercambio de calor:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_{cal}} + \frac{1}{h_{frío}} \quad \text{Ec. 14}$$

Cuando el coeficiente global de transferencia de calor no es el mismo para todos los intercambios se despeja de la Ec. 14, despreciando la pared del tubo se obtiene:

$$U = \frac{h_{cal} * h_{frío}}{h_{cal} + h_{frío}} \quad \text{Ec.15}$$



Si se incluye la dependencia de la Ec. 14, entonces la ecuación que predice el área necesaria de intercambio de calor para cada intervalo k en función de los coeficientes individuales de película puede expresarse como:

$$A_k = \frac{1}{\Delta T_{MLk}} \left(\sum_i^{C.C} \frac{Q_i}{h_i} + \sum_j^{C.F} \frac{Q_j}{h_j} \right) \text{ Ec. 16}$$

De tal manera que la estimación del área total se obtiene al sumar las áreas de cada intervalo k. De la suma de las áreas definidas por la sección de intercambio comprendida entre ambas curvas compuestas se obtiene la predicción del área de intercambio necesaria entre las corrientes del proceso. Para completar la estimación y obtener el área total debe agregarse la predicción de las áreas necesarias para calentamiento y enfriamiento, para lo cual es necesario usar las curvas compuestas balanceadas y estimar las áreas para calentamiento y enfriamiento de la misma manera. (Jiménez, Diseño de Procesos en Ingeniería Química, 2003)

Para calcular y conocer el área de transferencia de calor a partir de las curvas compuestas, se deben construir las curvas incluyendo en un diagrama las curvas que involucran tanto las corrientes de proceso como servicios (Curvas compuestas balanceadas).

El diagrama de curvas compuestas balanceadas se divide en bloques (considerando cambios de pendiente de alguna de las curvas) para estimar las áreas de cada uno de ellos como se muestra en la Figura 17.

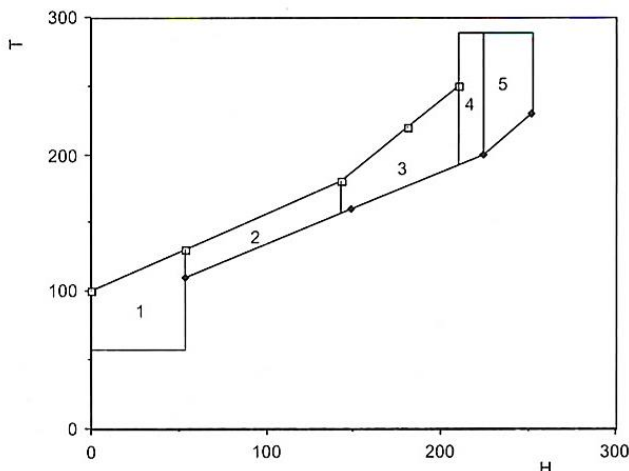


Figura 17. División de las curvas compuestas para la estimación de áreas requeridas. (Jiménez, Diseño de Procesos en Ingeniería Química, 2003)

Se obtiene el valor de Q a partir de la Ec.12 y se sustituye en la Ec. 16 para cada bloque, así la sumatoria total de todas las áreas obtenidas por cada bloque es el área mínima estimada para la red de intercambio de calor.

Para obtener un costo estimado de la inversión en equipo antes del diseño de la red de intercambio, se divide el área correspondiente a cada sección de la red con respecto al punto Pinch por el número mínimo de unidades que se requiere en cada sección y calcular su costo. Esta predicción de área y su costo permite un procedimiento de pre-optimización del valor de ΔT_{\min} que se debe usar para el diseño de la red.



2.3 Problema de umbral

Al realizar un análisis Pinch siempre se espera encontrar los requerimientos mínimos de enfriamiento y calentamiento con una propuesta de ΔT_{\min} . Sin embargo, esto no es cierto para todos los problemas que se presentan en el requerimiento de servicios de enfriamiento y calentamiento, existe un caso en donde al reducir el ΔT_{\min} propuesto, se alcanza un punto en el que no se requiere de una utilidad ya sea en enfriamiento o calentamiento. El requerimiento de una sola utilidad es denominado problema de umbral.

Los problemas de umbral son casos que se dividen en dos categorías amplias. En un tipo, el enfoque de temperatura más cercano entre los compuestos calientes y fríos se encuentra en el extremo "no útil" y las curvas divergen desde este punto. En este caso, el diseño se puede iniciar desde el extremo que no es de utilidad, utilizando las reglas de diseño de Pinch. En el segundo caso, hay un Pinch intermedio cercano, que se puede identificar a partir de las curvas compuestas como una región de aproximación de temperatura cercana y de la GCC como una región de bajo flujo de calor neto. Aquí, a menudo, es aconsejable tratar el problema como un "doble Pinch" y diseñar lejos de los extremos cercanos y sin utilidad. En ambos casos, se puede elegir un valor típico de ΔT_{\min} , al igual que para un problema Pinch. Si este valor de ΔT_{\min} es mucho menor que el ΔT en el extremo no útil y el problema es del primer tipo, el diseño de la red será relativamente "flojo", y es posible un gran número de diseños como la restricción termodinámica del Pinch no se aplica. En general, el diseño se determina colocando calentadores o enfriadores para un buen control, aplicando la regla de marcado e identificando coincidencias esenciales en el extremo de "falta de requerimiento". (Kemp, Pinch Analysis and Process Integration, 2007)

2.4 Costo de la red

El costo de una red comprende básicamente el costo de operación y el costo de capital.

Costo de operación

El costo de operación (OC) es una función de los requerimientos de energía y está dado por:

$$OC = (C_{hu} * Q_{hu, \min}) + (C_{cu} * Q_{cu, \min}) \quad \text{Ec. 17}$$

Donde C_{hu} y C_{cu} son el costo de la unidad de carga de la utilidad de calor y frío respectivamente y $Q_{hu, \min}$ y $Q_{cu, \min}$ son los requisitos mínimos de la utilidad de frío y caliente respectivamente. (Shenoy, 1995).

Costo capital

El punto de partida es una expresión del costo de capital (C_c) de un solo intercambiador de calor. Si A es el área de superficie, entonces una simple ley de costo que se usa típicamente tiene la forma:

$$C_c = a + b A^c \quad \text{para un solo intercambiador} \quad \text{Ec. 18}$$

Donde a , b y c son los coeficientes de ley de costo que dependen del material de construcción, la presión nominal y el tipo de intercambiador de calor. El coeficiente a representa los costos fijos, y C_c en la Ec. 18 es el costo de capital instalado.

Al establecer los objetivos de costo de capital para una red, la distribución del área entre los intercambiadores individuales que comprenden la red (aún por diseñar) no se conoce. En



consecuencia, es más sencillo asumir cada una de las predicciones de los costos de capital, las expresiones del costo de capital de la red basadas en la Ecuación 17 son:

$$C_c = N_{u, mer} [a + b (A_c / N_{u, mer})^c] \quad \text{Ec. 19}$$

Para una red de intercambiadores a contracorriente.

$$C_c = a N_{u, mer} + b S_{min} (A_{12}/S_{min})^c \quad \text{Ec. 20}$$

Para una red de 1-2 intercambiadores de carcasa y tubos.

Donde $N_{u, mer}$ es el número mínimo de unidades en una red MER, A_c y A_{12} son los objetivos de área apropiados, y S_{min} es el objetivo de carcasas mínimo. Para una red de 1-2 intercambiadores, la Ec. 20 representa adecuadamente dos efectos: el área aumentada ($A_{12} > A_c$) y la diferencia entre el número de carcasas y unidades ($S_{min} \neq N_{u, mer}$, en general). Tenga en cuenta que $S_{min} = N_{u, mer}$ para intercambiadores verdaderamente a contracorriente, siempre que no se viole el área máxima por especificación de carcasa.

Además de suponer una distribución uniforme del área entre los diversos intercambiadores, la Ec.19 supone que todos los intercambiadores utilizan los mismos coeficientes de costo. Estos coeficientes variarán para los intercambiadores con diferentes especificaciones, en cuyo caso el supuesto de valores a , b y c idénticos para todos los intercambiadores dará lugar a objetivos de costos poco realistas. Las especificaciones del intercambiador (es decir, el material de construcción, el índice de presión y el tipo de equipo) están dictados por su estructura química y las condiciones de operación de las corrientes de proceso. (Shenoy, 1995)

Costo Total Anual

Dado que el costo de la energía es un gasto recurrente, mientras que el costo de capital es una inversión única, la vida esperada de una planta debe considerarse al calcular los costos anuales. Así, el costo total anual (TAC) está dado por:

$$TAC = OC + C_c A_f \quad \text{donde } A_f = (1 + r)^{-t} \quad \text{Ec.21}$$

Cuando A_f el factor de anualización, r es la tasa de rendimiento de los intereses del capital, y t es la vida útil esperada de la planta. (Shenoy, 1995)

2.5 Métodos heurísticos

Existen algunos métodos para la síntesis de redes de intercambiadores de calor utilizando únicamente reglas heurísticas. Los primeros métodos de esta forma, la propusieron (Masso & Rudd, 1969), proponían una serie de reglas heurísticas para facilitar la descomposición del problema en subproblemas.

Todos los métodos heurísticos han ido perdiendo validez a medida que se han desarrollado otras técnicas, sin embargo, (Ponton & Donaldson, 1974) presentaron un método para la síntesis de redes de intercambiadores de calor que tiene la ventaja de utilizar una regla heurística simple, siempre forzando al intercambio de calor de la corriente caliente con la temperatura de entrada más alta con la corriente fría de temperatura de salida más alta. Ponton & Donaldson propusieron un algoritmo de decisión de cambios secuenciales que utilizan como criterio para determinar el siguiente intercambio de calor, fijando una diferencia mínima de temperaturas admisible en los puntos extremos de los intercambiadores de calor, este algoritmo se describe en el Anexo D.



2.6 Análisis de red de intercambio de calor

Una vez estudiados los conceptos que conlleva el análisis Pinch, se analiza la red actual para determinar sus requerimientos mínimos de servicios y su costo actual a partir de los índices de costo obtenidos por el simulador Aspen Energy Analyzer V8.8. La Unidad de coquización retardada de la refinería Gral. Lázaro Cárdenas del Río, en Minatitlán, fue diseñada para operar por año 330 días equivalentes a 7920 horas por año. Ha sido diseñada para procesar 50, 000 BSPD de residuo a 566 °C de crudo Maya, a una presión de operación de los tambores de coque de 102.93 KPa y ultra bajo reciclo o relación de alimentación. La unidad de coquización retardada fue diseñada para procesar dos casos adicionales de crudo, procesa 53, 973 BSPD de residuo de vacío de corte final 568 °C proveniente de una mezcla de crudos tipo Istmo y Maya en proporción 70/30 respectivamente y para procesar 55, 794 BSPD de residuo de vacío de corte final 566 °C proveniente de una mezcla de crudos tipo Maya e Istmo en proporción 83/17, estos datos fueron obtenidos por un proyecto desarrollado por Ebramex. (Descripción del proceso, Unidad de Coquización Retardada, Planta de Gas Asociada y manejo de coque, 2007). La unidad de coquización retardada esta diseñada para producir coque, gasóleo ligero, gasóleo pesado, nafta, butanos y gas combustible.

Para llevar acabo el análisis de la red actual de intercambio de calor se analizó el proceso de coquización retardada y se obtuvieron las corrientes que conllevaban un intercambio de calor en el proceso, de esta manera en el apartado 2.6.1 se explica la descripción del proceso que abarca las corrientes involucradas en el proceso, es decir la red de intercambio de calor del proceso de la unidad de coquización retardada de la refinería Gral. Lázaro Cárdenas del Río, en Minatitlán, recordando que una corrientes es cualquier flujo que requiere ser calentado o enfriado, pero que no cambia en composición, se determinaron las corrientes involucradas y con ello se obtuvieron sus temperaturas de entrada y salida y su carga energética.



Figura 18. Refinería Gral. Lázaro Cárdenas del Río.



2.6.1 Descripción de proceso

La descripción del proceso de coquización en la Unidad de Coquización Retardada, para la red de intercambio de calor comienza con una fraccionadora de coque V-31006 que es alimentada por una corriente de residuo de vacío que proviene del límite de batería a una presión de 956.26 KPa y una temperatura de 287.77 °C, esta corriente pasa por el intercambiador E-31001A-D en donde alcanza una temperatura de 312.77 °C, esta corriente alimenta a la fraccionadora y tiene una válvula con un controlador de flujo que se conecta a el controlador de nivel de la fraccionadora.

Sobre la sección de lavado de la fraccionadora existe un plato de retiro total de HCGO (P-2), de donde se extrae una corriente para el HCGO circulante (pumparound) antes de entrar al despojador de HCGO V-31008 y otra corriente que se dirige a la bomba P-31011/P-31012, esta corriente precalienta la alimentación fresca en el intercambiador de circulación de HCGO/alimentación E-31001A-D, esta corriente se dirige para producir vapor de media presión en el generador de vapor de HCGO circulante E-31006, la corriente a la salida con una temperatura de 285.55 °C se divide en dos, para su enfriamiento en diferentes intercambiadores, la primera división de la corriente pasa al intercambiador E-31502 en donde a su vez a contraflujo aumenta la temperatura de una corriente nueva de recirculación del plato 1 de la absorbadora/despropanizadora V-31501 de 144.44 °C a 178.33 °C, la otra corriente dividida proveniente del E-31006 pasa al intercambiador E-31505 en donde también existe una corriente a contraflujo y en recirculación provenientes del plato 1 de la desbutanizadora V-31503, a su vez las 2 divisiones provenientes de E-31502 y E-31505 se unen de nuevo como una corriente a una temperatura de 257.22 °C, esta corriente se une con una corriente de petróleo reciclado después de un controlador de flujo y alimentan a la fraccionadora V-31006 en el plato T-4.

A la salida del plato T-11 de la fraccionadora V-31006 se tiene una corriente que se divide en dos una parte se dirige al tanque de LCGO V-31007 en el plato T-4 y la otra parte de la corriente se dirige a la bomba P-31028/p-31029 esta corriente a su vez pasa a un intercambiador E-31503 para disminuir su temperatura de 207.77 °C a 112.77 °C, la corriente pasa al enfriador de aceite de esponja AC-31503 disminuyendo su temperatura a 48.88 °C, esta corriente entra a el intercambiador E-31504 y sale a una temperatura de 37.77 °C que alimenta la columna absorbadora V-31502.

A la salida de la absorbadora V-31502 hay una corriente fría que va de 59.44 °C a 148.88 °C a contraflujo en el intercambiador E-31503 que se dirige al plato T-14 de la fraccionadora V-31006.

De la desbutanizadora V-31503 sale una corriente a 181.66 °C que se dirige al enfriador de nafta total AC-31505, esta corriente entra a una temperatura de 48.88 °C a el intercambiador E-31507, la corriente pasa a un bomba P-31511/P-31512 con un controlador de presión la corriente se dirige y se combina con una nueva corriente de nafta estabilizada para alimentar a la absorbadora/despropanizadora V-31501 por el plato 60, a su vez la desbutanizadora V-31503, tiene una salida por la parte superior de una corriente a 71.11 °C que va al condensador superior del debutanizador AC-31504A/B con una corriente de salida de 64.44 °C.

La desbutanizadora V-31503 tiene una entrada al plato 30, de la división de una corriente de P-31503/P-31504 en donde la otra división es de P-31505/P-31506 y se dirige con una corriente de entrada de 54.44 °C al intercambiador E-31508 con una corriente de salida en 37.77 °C.

El tanque de LCGO tiene una corriente de salida por la parte de abajo a una temperatura de 199.44 °C que se dirige a la bomba P-31007/P-31008 esta corriente cuenta con un controlador de flujo, esta corriente entra al enfriador del producto LCGO AC-31004 para tener una corriente de salida con una



temperatura final de 65.55 °C esta corriente se divide y se distribuye para almacenamiento y para la unidad de hidrocraqueo.

Existe un stripper para el HCGO V-31008 este tiene una corriente de salida con una temperatura de 328.33 °C y entra a la bomba P-31009/P-31010, esta corriente a su salida entra al intercambiador E-31007 dirigiéndose a E-31002A/B que tiene a su vez una corriente en contraflujo de agua de enfriamiento que entra a una temperatura de 110 °C y entra al intercambiador E-31006 con una temperatura de salida de 207.77 °C, la corriente que proviene de la bomba P-31009/P-31010 y que pasa al E-31002A/B se divide en dos una de las corrientes con una temperatura final de 175 °C al límite de batería para el HCGO, la otra corriente entra al enfriador del producto HCGO AC- 31005A-D con una corriente de salida a una temperatura de 65.55 °C, esta corriente entra al almacenamiento de HCGO. La Tabla 12 muestra una simplificación de las corrientes del proceso.

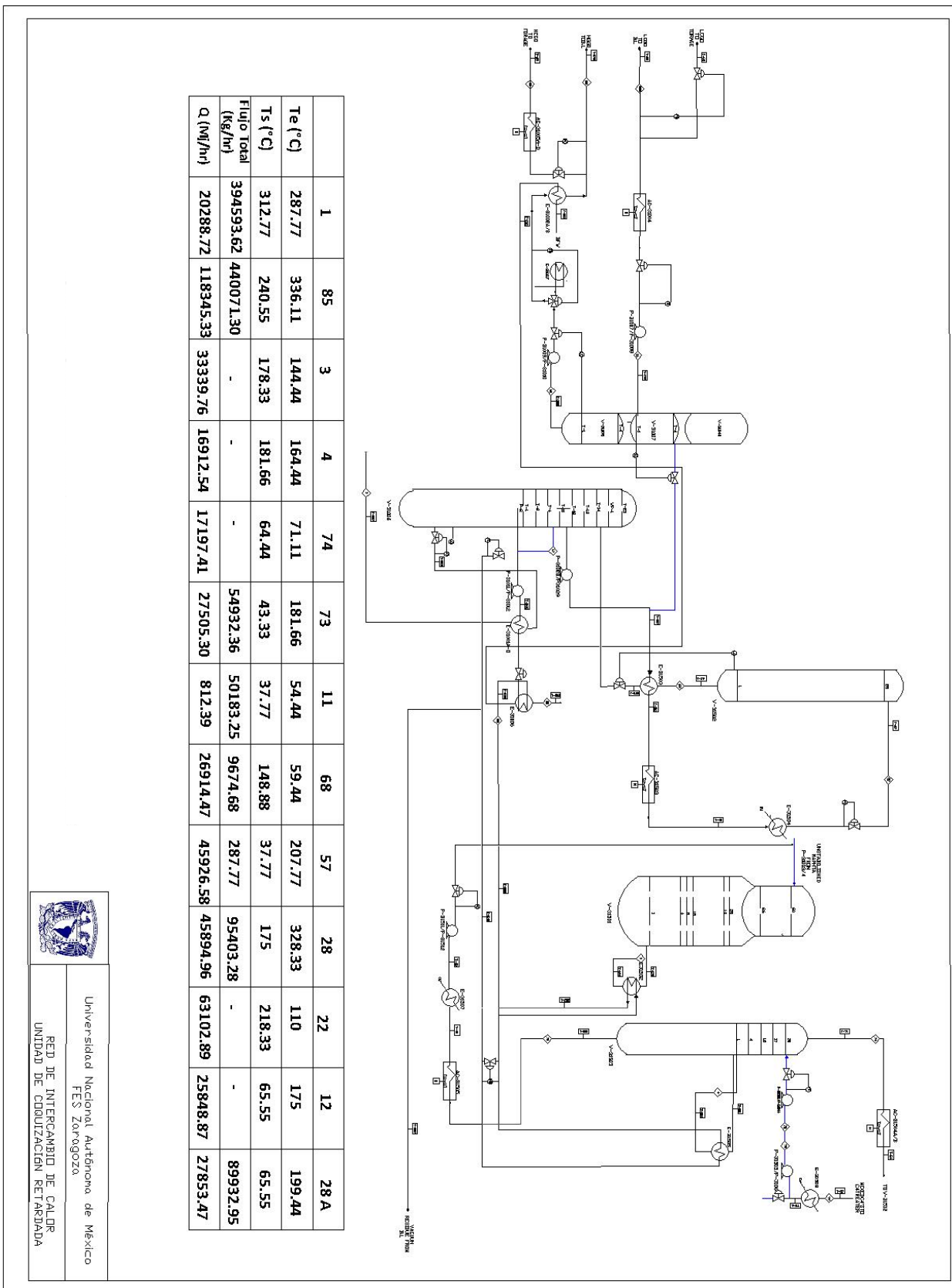


Figura 19. Diagrama, unidad de coquización retardada, red de intercambio de calor.



2.6.2 Red de intercambio de calor actual

Como ya se mencionó, para llevar a cabo el análisis de la red de intercambio de calor, en la unidad de coquización retardada de la refinería Gral. Lázaro Cárdenas del Río de Minatitlán, se hizo un análisis del proceso para la identificación de su red de intercambio de calor. En el análisis del proceso se analizó el diagrama de flujo de proceso de la unidad de coquización retardada, para obtener las corrientes de proceso que involucraran una transferencia de calor, es decir la identificación de las corrientes de calentamiento y enfriamiento en el proceso, para su análisis y su identificación de su red a partir de su distribución.

La identificación de las corrientes, tiene como objetivo encontrar la temperatura de entrada y salida, así como el WCp de cada corriente. En el análisis se identificaron 13 corrientes de proceso, de las cuales 5 corrientes son frías y 8 corrientes son calientes, La Tabla 12 muestra los equipos involucrados en cada corriente, así como su carga. Para mayor facilidad del manejo de las corrientes se da una numeración secuencial, donde la C1 corresponde a C1, C2 a C85, C3 a C3, C4 a C4, C5a C74, C6 a C73, C7 a C11, C8 a C68, C9 a C57, C10 a C28, C11 a C22, C12 a C12 y C13 a C28A.

Tabla 12

Información de corrientes de red actual.

Corriente	Equipo	Carga MJ/h
C1	E-31001A-D	20288.72688
C2	E-31001A-D	20288.72688
	E-31006	47804.58736
	E-31502	33339.7696
	E-31505	16912.54768
C3	E-31502	33339.7696
C4	E-31505	16912.54
C5	AC-31504 A/B	17197.4128
C6	AC-31505	26376.4
	E-31507	1128.90992
C7	E-31508	812.39312
C8	E-31503	26914.47856
C9	E-31503	26914.47856
	AC-31503	15783.63776
	E-31504	3228.47136
C10	E-31007	30596.624
	E-31002 A/BQ	15298.312
C11	E-31002 A/BQ	15298.312
	E-31006	47804.58736
C12	AC-31005 A-D	25848.872
C13	AC-31004 Q	27853.47

Elaboración propia.

Para encontrar los valores de WCp de cada corriente se calculan a partir de la Ec. 1 incluyendo el flujo de proceso, obteniendo:

$Q = WCp\Delta T = WCp (T_T - T_S)$, despejando de la ecuación el WCp se obtiene:

$$\frac{Q}{\Delta T} = WCp \quad \text{Ec. 22}$$



Aplicando la Ec. 22 para cada corriente obteniendo su WCp se obtiene la Tabla 13 en donde muestra las corrientes de calentamiento, enfriamiento y sus datos en el proceso de coquización retardada.

Para la ejemplificación del uso de la Ec. 22, se hace el cálculo del WCp para la C13.

$$\frac{Q}{\Delta T} = WCp$$

$$\frac{27853.4784 MJ/hr}{(199.44\text{ }^{\circ}C - 65.55\text{ }^{\circ}C)} = WCp$$

$$208.0341909 MJ/{}^{\circ}C = WCp$$

$$208034.1909 kJ/{}^{\circ}C = WCp$$

Tabla 13

Datos de las corrientes de proceso.

Corriente	T _E (°C)	T _S (°C)	WCp (kJ/°C)	Q (MJ/h)
C1	287.77	312.77	811548.7333	20288.72688
C2	336.11	240.55	1238500.273	118345.6315
C3	144.44	178.3	983796.0656	33339.7696
C4	164.44	181.66	982018.4839	16912.54768
C5	71.11	64.44	2579610.833	17197.4128
C6	181.66	43.33	198833.4819	27505.30992
C7	54.44	37.77	48743.56667	812.39312
C8	59.44	148.88	300907.087	26914.47856
C9	207.77	37.77	270156.2843	45926.58768
C10	328.33	175	299314.6739	45894.936
C11	110	218.33	582488.0564	63102.89936
C12	175	65.55	236182.4873	25848.872
C13	199.44	65.55	208034.1909	27853.4784

Muestra una recopilación de los equipos que involucran las corrientes para su intercambio de calor, incluyendo temperaturas de entrada y de salida.

Una vez obtenidos los valores de WCp, se pueden obtener las temperaturas involucradas entre las corrientes, que satisfacen un requerimiento de calentamiento o enfriamiento, ya sea de entrada o de salida a partir de la Ec.22

$$\frac{Q}{\Delta T} = WCp$$

$$\frac{Q}{(T_s - T_e)} = WCp$$



Para las corrientes frías la temperatura de salida, esta dada por la Ec. 23

$$\frac{Q}{WCp} + T_e = T_s \quad \text{Ec.23}$$

Para las corrientes calientes la temperatura de salida, esta dada por la Ec.24

$$T_e - \frac{Q}{WCp} = T_s \quad \text{Ec.24}$$

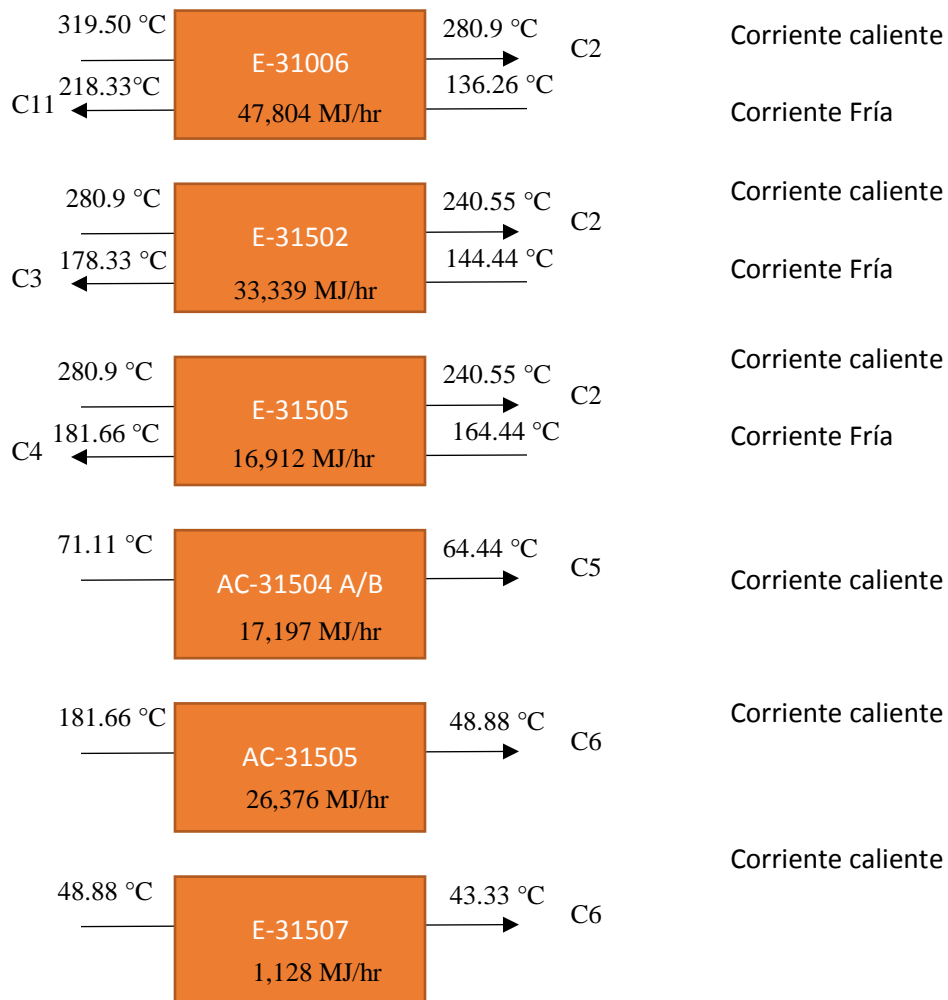
Par la temperatura de entrada, la corriente caliente, esta dada por la Ec.25.

$$T_e = T_f + \frac{Q}{WCp} \quad \text{Ec. 25}$$

Para la temperatura de entrada para la corriente fría, esta dada por la Ec.26.

$$T_e = T_f - \frac{Q}{WCp} \quad \text{Ec. 26}$$

Cada corriente tiene una carga de calor, que requiere ser satisfecha por el intercambio de corrientes o el uso de servicios auxiliares de calentamiento / enfriamiento, de esta manera se obtienen los requerimientos mínimos de servicios. El intercambio entre las corrientes del proceso y sus datos de temperatura se muestran en la Figura 20.



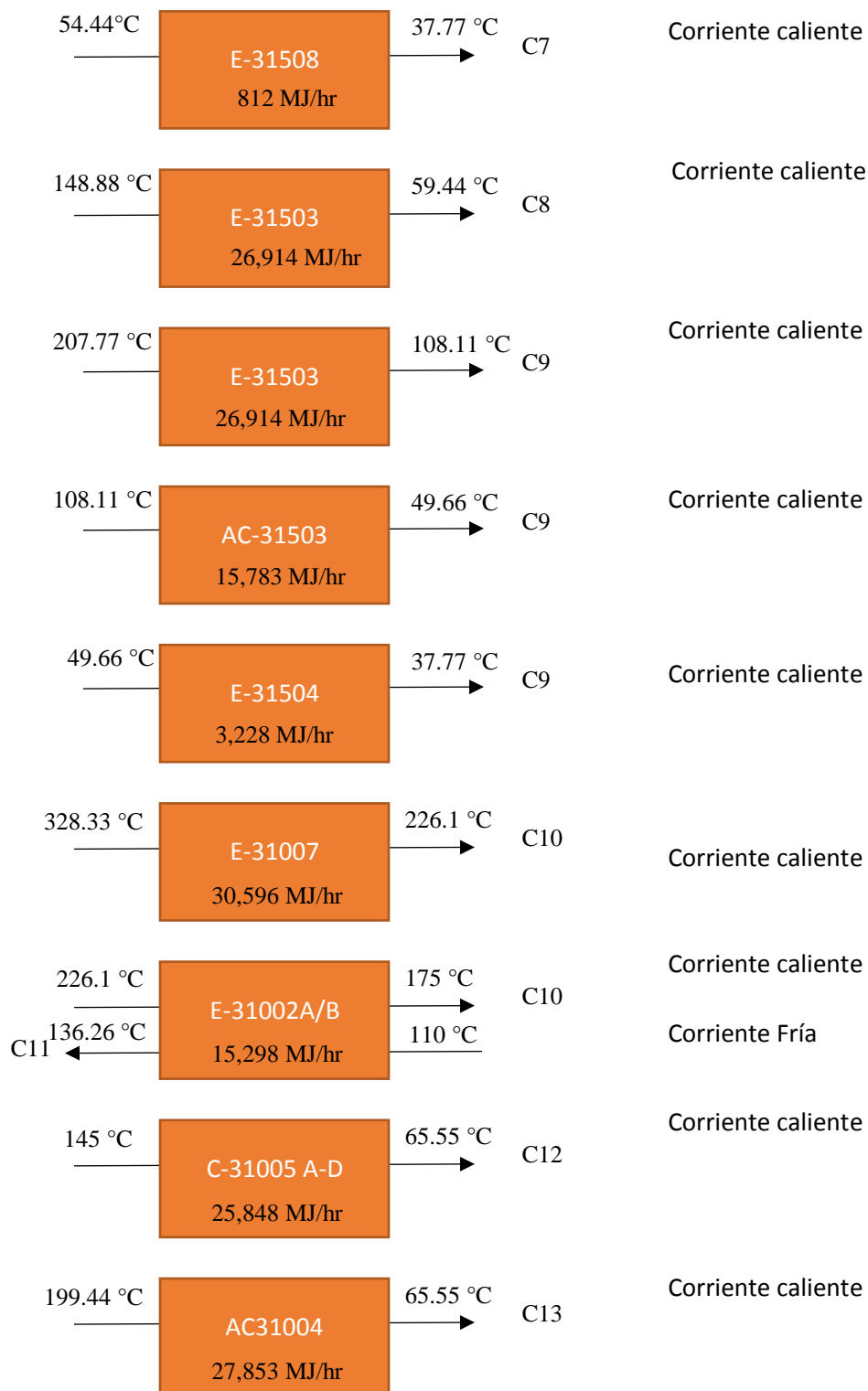


Figura 20. Temperatura de entrada y de salida de equipos involucrados en la red actual de calor



La red de intercambio de calor en la unidad de coquización retardada se da a partir del intercambio de las corrientes de calentamiento y enfriamiento, la distribución de la red actual se muestra en la Figura 21.

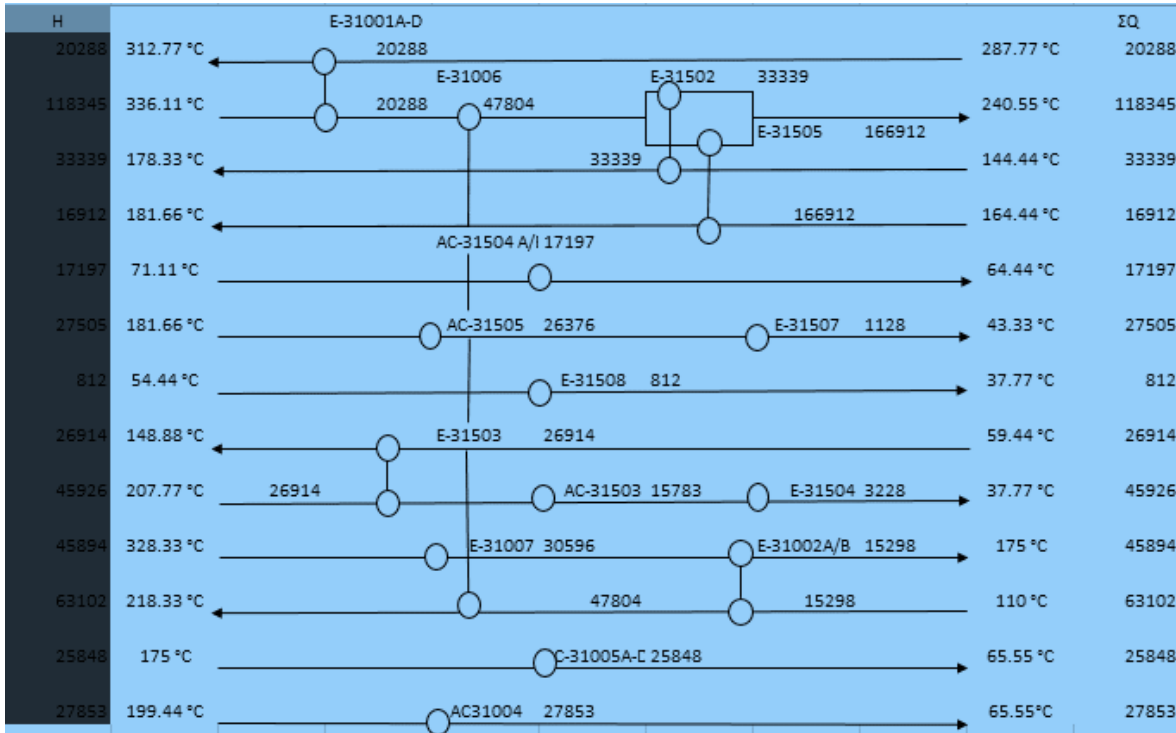


Figura 21. Red de Intercambio de Calor en la unidad de coquización retardada.

A partir de la red actual y del intercambio de corrientes, se puede observar que el requerimiento de calentamiento se satisface con el intercambio de corrientes en la misma red, sin embargo el requerimiento de enfriamiento no se satisface con el intercambio de corrientes existentes, por lo que se requiere de servicio de enfriamiento para las corrientes, lo que significa un costo. Para conocer el cálculo de requerimiento de servicio de enfriamiento, se hace la sumatoria de las cargas de las corrientes calientes que no se satisfacen con el requerimiento energético del intercambio entre corrientes frías y calientes de proceso, es decir:

$$Q_{Req.frio} = 148,821 \text{ MJ/h}$$

A partir del análisis de la red, se puede conocer el área de la red, sin conocer la distribución de los equipos, de esta manera por ende se puede conocer el costo de la misma, a partir del requerimiento de enfriamiento. Para el cálculo del área de la red actual se utiliza el simulador Aspen Energy Analyzer V8.8, basado en una propuesta ya que no se cuenta con este dato, así mismo para los parámetros de índices de costos, que son parámetros estadísticos que nos permiten calcular el promedio de los precios principales de los recursos requeridos. El costo de la red de intercambio de calor actual se calcula a partir de los parámetros de índices de costo.

Para el requerimiento de enfriamiento:

$$\begin{aligned} \text{Costo} &= Q_{Req.Frio} \times \text{indice de costo} \quad \text{Ec. 27} \\ \text{Costo} &= 148821 * 8.779e - 003 \\ \text{Costo} &= 1306.4995 \text{ \$/h} \end{aligned}$$



Costo de un año considerando 1 año de operación con 7920 h, el costo es de 10, 347, 476.51 \$/año

El cálculo del Costo total de operación se da a partir de la suma de los costos obtenidos para el requerimiento de enfriamiento y calentamiento, ya que en este caso el requerimiento de calentamiento es nulo, el costo total de operación es igual a 10, 347, 476. 51 \$/año.

El costo capital (Cc) está dado por la Ec. 28, donde a: 10000, b: 800, c: 0.8 y un área de 8948 m² y N_{shell}: 25.

$$Cc = a + b * \left(\frac{Area}{N_{shell}}\right)^c * N_{shell} \quad Ec.28$$

Tabla 14

Costo capital red actual.

Intercambiador	Costo capital \$
1	348284.329
2	188450.786
3	261131.51
4	113532.663
5	29026.0994
6	112240..336
7	161143.064
8	154412.798
9	235033.63
10	30876.3131
11	546458.956
12	18135.4703
13	100924.883
Total Costo capital	2, 534, 684.468

Para el Cc por año se utiliza un factor de anualización de 0.321 por lo que el Cc es de 813, 633 \$/año.

La suma del costo capital y el costo total de operación arrojan el costo total anualizado para la red actual, por lo que:

$$TAC: 813, 633 \$/año + 10, 347, 476.51 \$/año$$

$$TAC: 11, 161, 110.22 \$/año$$

A partir de la distribución de los equipos y el intercambio de las corrientes de calentamiento y enfriamiento, en el análisis se obtuvo que el requerimiento de calentamiento es nulo, ya que el intercambio entre las corrientes en el proceso, satisfacen la demanda energética requerida para llevar acabo el intercambio, sin embargo, para el requerimiento de enfriamiento no se satisface la demanda de la red para satisfacerlo sin el apoyo de un servicio de enfriamiento, el requerimiento de enfriamiento a partir de la sumatoria de las corrientes, que no se satisfacen en el proceso es de 148,821 MJ/hr, a partir de ello se puede calcular el área y de esta manera el costo total de la red, para la obtención del área y de los índices de costo utilizados para determinar el costo capital de operación y anualizado se basaron en los resultados en la simulación de Aspen Energy Analyzer V8.8.



Se puede resaltar del análisis de la red que es un problema de umbral por el requerimiento mínimo de un sólo servicio. La obtención del costo de la red de intercambio de calor es fundamental para demostrar que a partir del análisis Pinch se reducen costos en cuanto a la red.



Capítulo 3

Análisis Pinch de la red de intercambio de calor

3.1 Aspen Energy Analyzer V8.8

Aspen Energy Analyzer es un programa que sirve como una herramienta utilizada para la síntesis y el diseño de procesos por medio de la implementación de la tecnología Pinch por integración de energía. Calcula los requerimientos mínimos de energía, reduce los costos de operación, capital y diseño. Es un software de manejo de energía para realizar un diseño óptimo de la red de intercambiadores de calor para minimizar la energía del proceso. Se emplea para la modificación de plantas o existentes o el desarrollo de nuevos diseños. Para la resolución de problemas de integración energética en Aspen Energy Analyzer existen dos herramientas:

HI Case: Es una herramienta que permite trabajar con un escenario y un diseño.



Figura 22. Ícono de herramienta HI Case en el simulador Aspen Energy Analyzer.

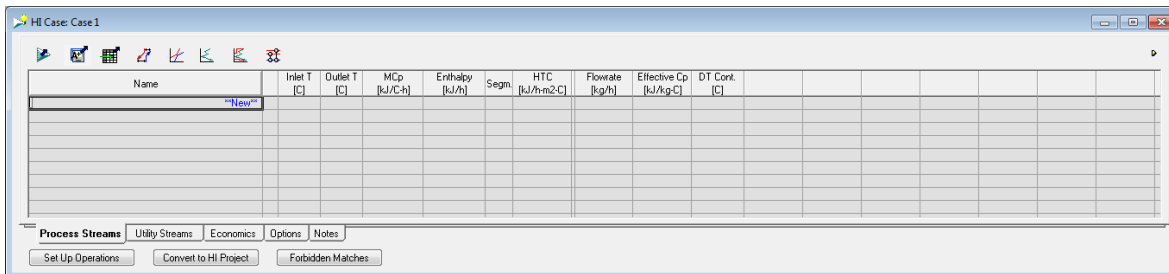


Figura 23. Interfaz de HI Case.

HI Project: Es una herramienta que permite trabajar con múltiples escenarios y cada escenario puede tener múltiples diseños, permitiendo la comparación de estas.



Figura 24. Ícono de herramienta HI Project en el simulador Aspen Energy Analyzer.

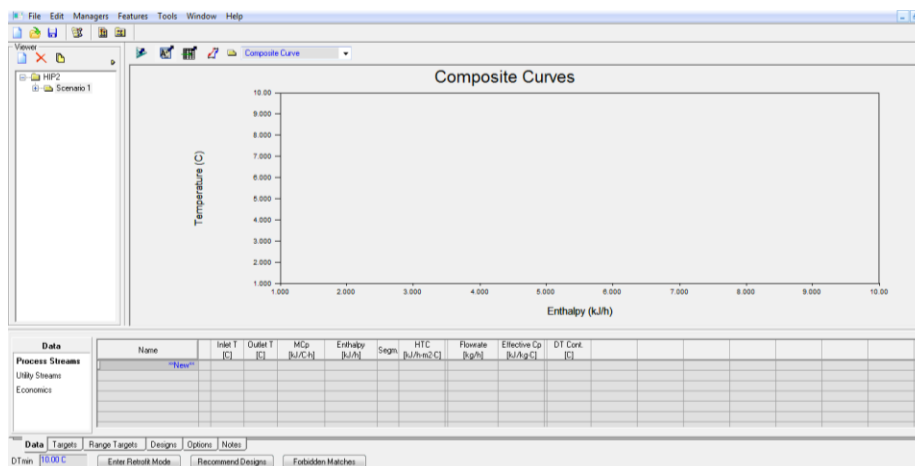


Figura 25. Interfaz de HI Project.



En ambas herramientas se debe especificar la información de las corrientes de proceso (process streams), servicios auxiliares (utility streams) y parámetros económicos. Para HI Project se debe especificar el DT_{mín}.

El procedimiento de resolución de Aspen Energy Analyzer se muestra en la Figura 26.

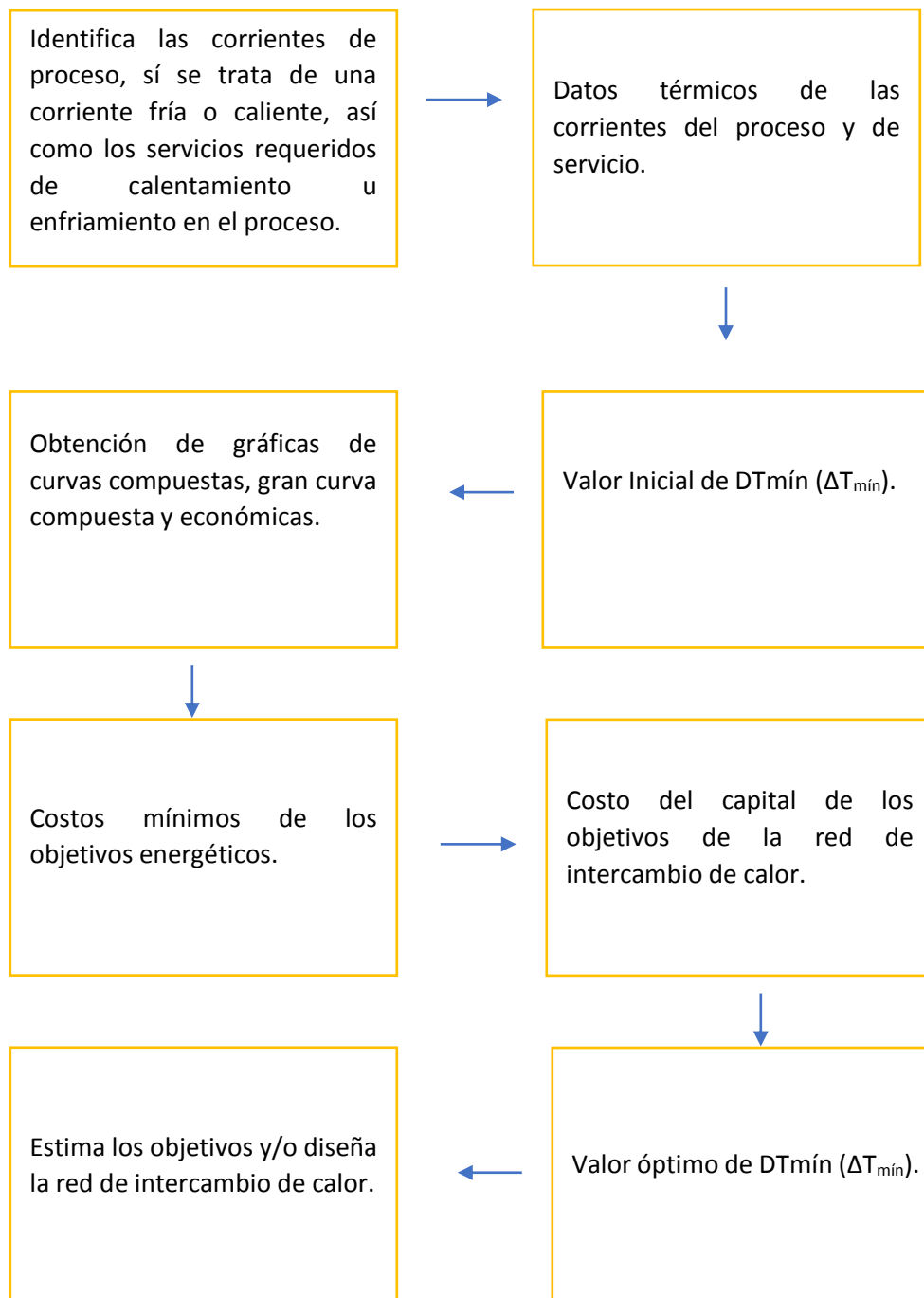


Figura 26. Procedimiento de resolución, basado en [27].



Para la presente tesis se utilizó la herramienta HI Project, que permitió la obtención de múltiples escenarios, con el objetivo de encontrar la red más óptima, para una ejemplificación de como se obtuvieron los diferentes resultados, se hace una explicación breve de como se usa Aspen Energy Analyzer con la herramienta HI Project.

El primer paso es seleccionar el ícono de HI Project en el simulador (Figura), donde automáticamente se genera la interfaz de HI Project (Figura 27) compuesta por una panel main, panel viewer y un panel worksheet.

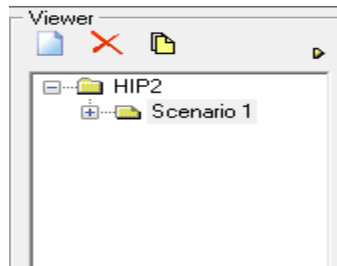


Figura 27. Panel Viewer.

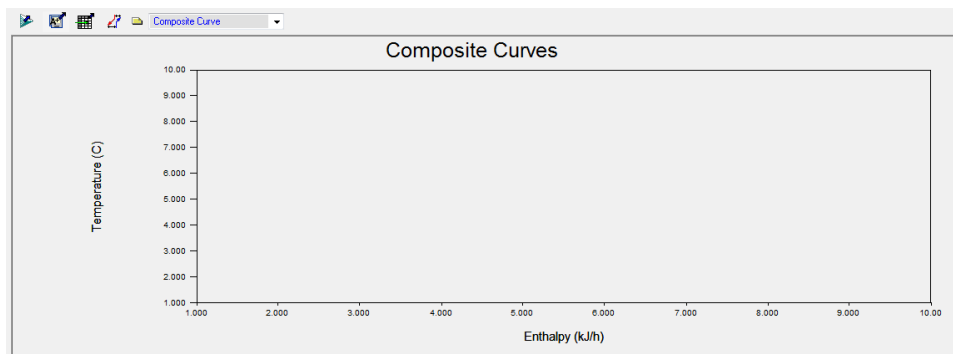


Figura 28. Panel Main.

Data		Name	Inlet T [C]	Outlet T [C]	MCp [kJ/C-h]	Enthalpy [kJ/h]	Segm.	HTC [kJ/h-m ² -C]	Flowrate [kg/h]	Effective Cp [kJ/kg-C]	DT Cont. [C]
Process Streams		New									
Utility Streams											
Economics											

DTmin: 10.00 C Enter Retrofit Mode Recommend Designs Forbidden Matches

Figura 29. Panel Worksheet.

Una vez identificados los paneles se colocan los datos de las Corrientes de proceso y servicios en el apartado de process streams y utility streams en el panel main. El simulador colocara una flecha hacia arriba o hacia abajo indicando las corrientes de proceso en color rojo o azul dependiendo si la corriente es caliente (roja abajo) y sí la corriente es fría (azul arriba), el siguiente paso es proponer una DT_{mín}. En todos los datos ingresados en el simulador da la opción de cambiar las unidades utilizadas. Una vez introducidos los datos necesarios en el simulador, en el panel main se observará que se obtienen



automáticamente el análisis Pinch, dando origen a la gran curva compuesta, curva compuesta, así como gráficas económicas.

Si los servicios utilizados son insuficientes en el pain worksheet, en el apartado ility streams aparecerá Hot y Cold con una leyenda en rojo, sí es suficiente aparecerá en verde.

Para crear diferentes escenarios en el panel viewer se da click en el ícono clone (Figura 30), en donde aparecerá la ventana mostrada en la Figura 31, se dará un nombre al nuevo escenario, seleccionando los datos que se quieren copiar para el nuevo escenario.



Figura 30. Ícono clone.

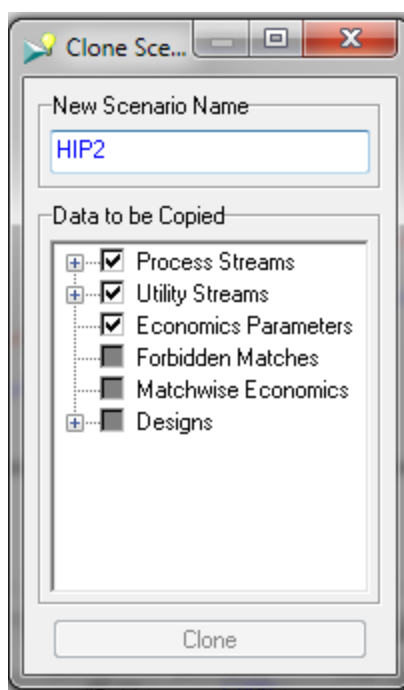


Figura 31. Ventana de clone.

Para la creación de diseño de la red de intercambio de calor, se debe seleccionar el ícono recommend designs, que se encuentra en el panel woorksheet, como se muestra en la Figura, una vez seleccionado aparecerá la venta mostrada en la Figura, en donde se debe colocar el número de divisiones máximas para cada corriente, en la parte de Max Split Branches y en Maximum Designs el número de diseños máximos requeridos, estos parámetros se modifican dependiendo de los requerimientos necesarios, una vez modificados se debe dar clic en solve, generando automáticamente el simulador la propuesta de diseños, no todos los diseños propuestos por el simulador son posibles, en aquellos que no son posibles aparecerá una barra en rojo, indicando esto, de lo contrario sí son posibles aparecerá una barra en color verde.



Figura 32. Ícono recommend designs.

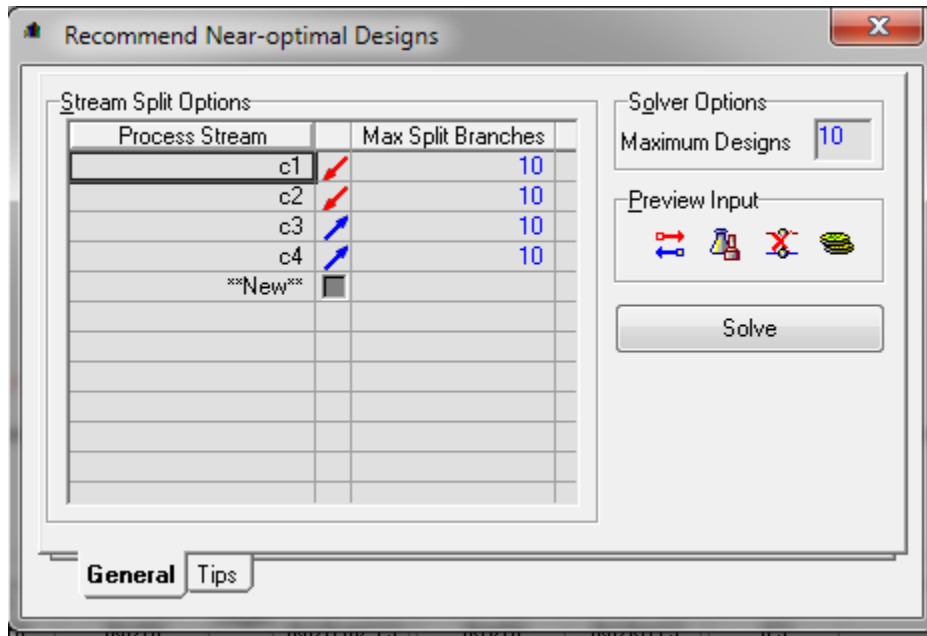


Figura 33. Ventana recommend design.

Aspen Hysys Energy te muestra los resultados de índices de costo de la red, en la pestaña performance, opción summary, también se pueden saber los datos de los intercambiadores de calor o las utilidades. Para los resultados del diseño en general y el Pinch, se debe estar en el escenario principal, pestaña de Targets y en el apartado summary.

3.2 Análisis Pinch

A partir del análisis Pinch se encuentran los requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento, así como costos, para encontrar la mejor red de intercambio de calor. Para llevar a cabo la metodología Pinch se utilizó el software de simulación Aspen Energy Analyzer V8.8, proponiendo diferentes ΔT_{\min} , para obtener la mejor red de intercambio de calor. Los datos de las corrientes utilizados en el software de simulación para los diferentes ΔT se muestran en la Tabla 15, donde se muestran las temperaturas de entrada y salida, WC_p , entalpía y el coeficiente de transferencia de calor de cada corriente. Para llevar a cabo el análisis se utilizó la herramienta HI Project.

Tabla 15

Datos de corriente Aspen Energy Analyzer V8.8.

Name	Inlet T [C]	Outlet T [C]	MCp [kJ/C-h]	Enthalpy [kJ/h]	Segm.	HTC [kJ/h-m ² -C]	Flowrate [kg/h]	Effective Cp [kJ/kg-C]	DT Cont. [C]
C1	287.8	312.8	8.115e+00E	2.029e+007		720.00	----	----	Global
C2	336.1	240.6	1.239e+00E	1.184e+008		720.00	----	----	Global
C3	144.4	178.3	9.838e+00E	3.334e+007		720.00	----	----	Global
C4	164.4	181.7	9.820e+00E	1.691e+007		720.00	----	----	Global
C5	71.1	64.4	2.580e+00E	1.720e+007		720.00	----	----	Global
C6	181.7	43.3	1.988e+00E	2.750e+007		720.00	----	----	Global
C7	54.4	37.8	4.874e+004	8.123e+005		720.00	----	----	Global
C8	59.4	148.9	3.009e+00E	2.691e+007		720.00	----	----	Global
C9	207.8	37.8	2.702e+00E	4.594e+007		720.00	----	----	Global
C10	328.3	175.0	2.993e+00E	4.589e+007		720.00	----	----	Global
C11	110.0	218.3	5.825e+00E	6.310e+007		720.00	----	----	Global
C12	175.0	65.6	2.362e+00E	2.585e+007		720.00	----	----	Global
C13	199.4	65.6	2.081e+00E	2.786e+007		720.00	----	----	Global



3.2.1 Propuestas de $\Delta T_{\text{mín}}$

El objetivo de proponer diferentes $\Delta T_{\text{mín}}$, es encontrar la mejor red de intercambio de calor a partir del análisis Pinch, reduciendo el consumo de los servicios, obteniendo los requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento, a partir de esta diferencia mínima de temperaturas entre corrientes que intercambiarán calor en el extremo crítico de un intercambiador proporcionando el mejor costo de servicio y costo de equipo. Las propuestas de $\Delta T_{\text{mín}}$ para llevar a cabo el análisis Pinch en el software de simulación Aspen Energy Analyzer V8.8, son 5.56 °C, 8.33 °C, 11.11 °C, 13.89 °C, 16.67 °C, 19.44 °C, 22.22 °C, 25 °C, 27.78 °C y 30.56 °C. Estos $\Delta T_{\text{mín}}$ se utilizan para obtener las Curvas compuestas, Gran curva compuesta y la cascada de calor.

3.2.2 Simulación de datos

Se llevó a cabo el análisis Pinch, en el software de simulación Aspen Energy Analyzer V8.8, eligiendo un caso HI Project, introduciendo los datos de las corrientes que conllevan un intercambio de calor, como se muestra en la Tabla 15, con las diferentes propuestas de $\Delta T_{\text{mín}}$, obteniendo como resultado de la simulación, la Tabla 16 que muestra los requerimientos mínimos para las diferentes propuestas de $\Delta T_{\text{mín}}$ a partir de la cascada de calor. La simulación se llevó a cabo para diferentes herramientas del análisis Pinch, como la Gran Curva Compuesta y las Curvas compuestas.



Tabla 16

Requerimientos mínimos de servicios.

Pinch							
ΔT_{\min} (°C)	Requerimiento de servicio de Calentamiento (MJ/h)	Requerimiento de servicios de Enfriamiento (MJ/h)	Temperatura por el lado de las corrientes calientes (°C)	Temperatura por el lado de las corrientes Frías (°C)	Servicio Auxiliar	Carga (MJ/h)	Índice de Costo Total Anual (Costo/s)
5.56	0	149,000	-	-	A.E	149,000	3.54E-02
8.33	0	149,000	-	-	A.E	149,000	3.55E-02
11.11	0	149,000	-	-	A.E	149,000	3.55E-02
13.89	0	149,000	-	-	A.E	149,000	3.54E-02
16.67	0	149,000	-	-	A.E	149,000	3.54E-02
19.44	0	149,000	39.4	20	A.E R 1	149,000 5,310	3.61E-02
22.22	0	149,000	42.2	20	A.E R 1	147,000 1,410	3.66E-02
25	1,350	150,000	336.1 45	311.1 20	A. E R 1 C.D (1000)	147,000 2,630 1,350	3.88E-02
27.78	3,610	153,000	336.1 47.8	308.3 20	A. E R 1 C.D (1000)	148,000 4,070 3,600	4.16E-02
30.56	5,860	155,000	336.1 50.6	305.6 20	A. E R 1 C.D (1000)	149,000 5,510 5,860	4.45E-02

*A.E: Agua de Enfriamiento, R 1: Refrigerante 1 y C.D (1000): Calor Despedido.



Se muestra el cálculo para obtener los resultados en el simulador Aspen Energy Analyzer V8.8 a partir del análisis Pinch por la cascada de calor, para encontrar los requerimientos energéticos, así como costos, para un ΔT_{\min} de 5.56 °C, las diferentes propuestas de ΔT_{\min} siguen la misma metodología para encontrar el punto Pinch y los requerimientos energéticos.

A partir de los datos de las corrientes de la Tabla 15 se encuentra la temperatura por el lado de las corrientes calientes, utilizando la Ec. 29

$$T_{CF} + \Delta T_{\min} \text{ Ec. 29}$$

Temperatura por el lado de las corrientes calientes aplicando la Ec.29.

$$\begin{aligned} 287.77 \text{ }^\circ\text{C} + 5.56^\circ\text{C} &= 293.33 \text{ }^\circ\text{C} \\ 312.77 \text{ }^\circ\text{C} + 5.56^\circ\text{C} &= 318.33 \text{ }^\circ\text{C} \\ 336.11 \text{ }^\circ\text{C} - 240.55 \text{ }^\circ\text{C} \\ 144.44 \text{ }^\circ\text{C} + 5.56^\circ\text{C} &= 150 \text{ }^\circ\text{C} \\ 178.3 \text{ }^\circ\text{C} + 5.56^\circ\text{C} &= 183.86 \text{ }^\circ\text{C} \\ 164.44 \text{ }^\circ\text{C} + 5.56^\circ\text{C} &= 170 \text{ }^\circ\text{C} \\ 181.66 \text{ }^\circ\text{C} + 5.56^\circ\text{C} &= 187.22 \text{ }^\circ\text{C} \\ 71.11 \text{ }^\circ\text{C} - 64.44 \text{ }^\circ\text{C} \\ 181.66 \text{ }^\circ\text{C} - 43.33 \text{ }^\circ\text{C} \\ 54.44 \text{ }^\circ\text{C} - 37.77 \text{ }^\circ\text{C} \\ 59.49 \text{ }^\circ\text{C} + 5.56^\circ\text{C} &= 65.05 \text{ }^\circ\text{C} \\ 148.88 \text{ }^\circ\text{C} + 5.56^\circ\text{C} &= 154.44 \text{ }^\circ\text{C} \\ 207.77 \text{ }^\circ\text{C} - 37.77 \text{ }^\circ\text{C} \\ 328.33 \text{ }^\circ\text{C} - 175 \text{ }^\circ\text{C} \\ 110 \text{ }^\circ\text{C} + 5.56^\circ\text{C} &= 115.56 \text{ }^\circ\text{C} \\ 218.33 \text{ }^\circ\text{C} + 5.56^\circ\text{C} &= 223.89 \text{ }^\circ\text{C} \\ 175 \text{ }^\circ\text{C} - 65.55 \text{ }^\circ\text{C} \\ 199.44 \text{ }^\circ\text{C} - 65.55 \text{ }^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Temperatura por el lado de las corrientes frías aplicando la Ec.30.

$$T_{CC} - \Delta T_{\min} \text{ Ec. 30}$$

$$\begin{aligned} 287.77 \text{ }^\circ\text{C} - 312.77 \text{ }^\circ\text{C} \\ 336.11 \text{ }^\circ\text{C} - 5.56^\circ\text{C} &= 330.55 \text{ }^\circ\text{C} \\ 240.55 \text{ }^\circ\text{C} - 5.56^\circ\text{C} &= 234.99 \text{ }^\circ\text{C} \\ 144.44 \text{ }^\circ\text{C} - 178.3 \text{ }^\circ\text{C} \\ 164.44 \text{ }^\circ\text{C} - 181.66 \text{ }^\circ\text{C} \\ 71.11 \text{ }^\circ\text{C} - 5.56^\circ\text{C} &= 65.55 \text{ }^\circ\text{C} \\ 64.44 \text{ }^\circ\text{C} - 5.56^\circ\text{C} &= 58.88 \text{ }^\circ\text{C} \\ 181.66 \text{ }^\circ\text{C} - 5.56^\circ\text{C} &= 176.1 \text{ }^\circ\text{C} \\ 43.33 \text{ }^\circ\text{C} - 5.56^\circ\text{C} &= 37.77 \text{ }^\circ\text{C} \\ 54.44 \text{ }^\circ\text{C} - 5.56^\circ\text{C} &= 48.88 \text{ }^\circ\text{C} \\ 37.77 \text{ }^\circ\text{C} - 5.56^\circ\text{C} &= 32.21 \text{ }^\circ\text{C} \\ 59.44 \text{ }^\circ\text{C} - 148.88 \text{ }^\circ\text{C} \\ 207.77 \text{ }^\circ\text{C} - 5.56^\circ\text{C} &= 202.21 \text{ }^\circ\text{C} \\ 37.77 \text{ }^\circ\text{C} - 5.56^\circ\text{C} &= 32.21 \text{ }^\circ\text{C} \\ 328.33 \text{ }^\circ\text{C} - 5.56^\circ\text{C} &= 322.77 \text{ }^\circ\text{C} \end{aligned}$$



$$175\text{ }^{\circ}\text{C} - 5.56\text{ }^{\circ}\text{C} = 169.44\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$110\text{ }^{\circ}\text{C} - 218.33\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$175\text{ }^{\circ}\text{C} - 5.56\text{ }^{\circ}\text{C} = 169.44\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$65.55\text{ }^{\circ}\text{C} - 5.56\text{ }^{\circ}\text{C} = 59.99\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$199.44\text{ }^{\circ}\text{C} - 5.56\text{ }^{\circ}\text{C} = 193.88\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$65.55\text{ }^{\circ}\text{C} - 5.56\text{ }^{\circ}\text{C} = 59.99\text{ }^{\circ}\text{C}$$

Para obtener el ΔT_{\min} entre las temperaturas ajustadas se basa en el diagrama de intervalo de temperaturas, la diferencia se da entre la temperatura superior e inferior.

$$\Delta T_1 = (330.55\text{ }^{\circ}\text{C} - 322.77\text{ }^{\circ}\text{C}) = 7.78\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T_2 = (322.77\text{ }^{\circ}\text{C} - 312.77\text{ }^{\circ}\text{C}) = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T_3 = (312.77\text{ }^{\circ}\text{C} - 287.77\text{ }^{\circ}\text{C}) = 25\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T_4 = (287.77\text{ }^{\circ}\text{C} - 234.99\text{ }^{\circ}\text{C}) = 52.78\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T_5 = (234.99\text{ }^{\circ}\text{C} - 218.33\text{ }^{\circ}\text{C}) = 16.66\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T_6 = (218.33\text{ }^{\circ}\text{C} - 202.21\text{ }^{\circ}\text{C}) = 16.12\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T_7 = (202.21\text{ }^{\circ}\text{C} - 193.88\text{ }^{\circ}\text{C}) = 8.33\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T_8 = (193.88\text{ }^{\circ}\text{C} - 181.66\text{ }^{\circ}\text{C}) = 12.22\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T_9 = (181.66\text{ }^{\circ}\text{C} - 178.3\text{ }^{\circ}\text{C}) = 3.36\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T_{10} = (178.3\text{ }^{\circ}\text{C} - 176.1\text{ }^{\circ}\text{C}) = 2.2\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T_{11} = (176.1\text{ }^{\circ}\text{C} - 169.44\text{ }^{\circ}\text{C}) = 6.66\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T_{12} = (169.44\text{ }^{\circ}\text{C} - 164.44\text{ }^{\circ}\text{C}) = 5\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T_{13} = (164.44\text{ }^{\circ}\text{C} - 148.88\text{ }^{\circ}\text{C}) = 15.56\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T_{14} = (148.88\text{ }^{\circ}\text{C} - 144.44\text{ }^{\circ}\text{C}) = 4.44\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T_{15} = (144.44\text{ }^{\circ}\text{C} - 110\text{ }^{\circ}\text{C}) = 34.44\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T_{16} = (110\text{ }^{\circ}\text{C} - 65.55\text{ }^{\circ}\text{C}) = 44.45\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T_{17} = (65.55\text{ }^{\circ}\text{C} - 59.99\text{ }^{\circ}\text{C}) = 5.56\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T_{18} = (59.99\text{ }^{\circ}\text{C} - 59.44\text{ }^{\circ}\text{C}) = 0.55\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T_{19} = (58.88\text{ }^{\circ}\text{C} - 59.44\text{ }^{\circ}\text{C}) = 0.56\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T_{20} = (58.88\text{ }^{\circ}\text{C} - 48.88\text{ }^{\circ}\text{C}) = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T_{21} = (48.88\text{ }^{\circ}\text{C} - 37.77\text{ }^{\circ}\text{C}) = 11.11\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T_{22} = (37.77\text{ }^{\circ}\text{C} - 32.21\text{ }^{\circ}\text{C}) = 5.56\text{ }^{\circ}\text{C}$$

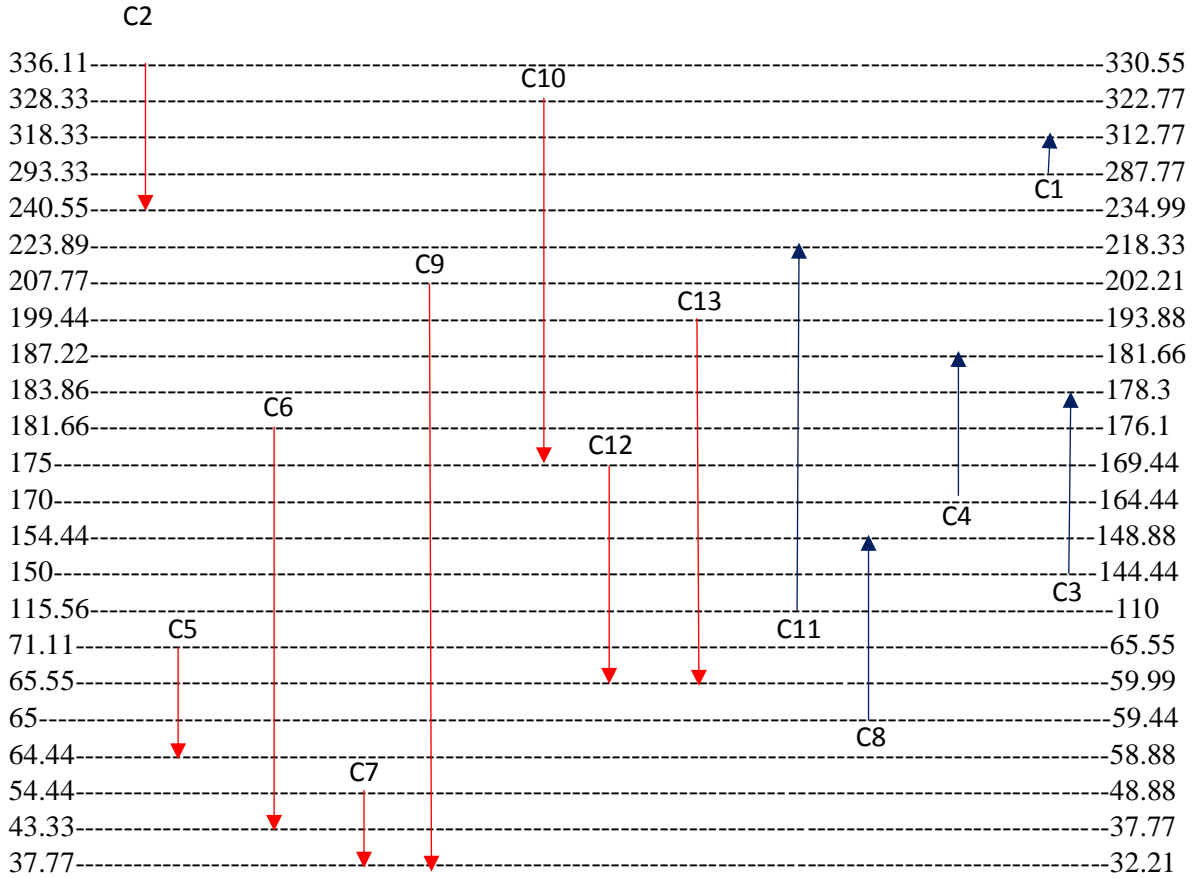


Figura 34. Diagrama de intervalo de temperaturas para un ΔT_{min} de 5.56 °C.

Obtención de WCp de las corrientes calientes basado en el diagrama de intervalo de temperaturas con apoyo de la Figura 34, para su mayor identificación.

$$WCp_{1CC} = WCp_2$$

$$WCp_{1CC} = 1,238,500 \frac{kJ}{h \text{ } ^\circ C} = 1,238,500 \frac{kJ}{h \text{ } ^\circ C}$$

$$WCp_{2CC} = WCp_{C2} + WCp_{10}$$

$$WCp_{2CC} = 1,238,500 \frac{kJ}{h \text{ } ^\circ C} + 299,314.67 \frac{kJ}{h \text{ } ^\circ C} = 1,537,814.67 \frac{kJ}{h \text{ } ^\circ C}$$

$$WCp_{3CC} = WCp_{C2} + WCp_{10}$$

$$WCp_{3CC} = 1,238,500 \frac{kJ}{h \text{ } ^\circ C} + 299,314.67 \frac{kJ}{h \text{ } ^\circ C} = 1,537,814.67 \frac{kJ}{h \text{ } ^\circ C}$$

$$WCp_{4CC} = WCp_{C2} + WCp_{10}$$

$$WCp_{4CC} = 1,238,500 \frac{kJ}{h \text{ } ^\circ C} + 299,314.67 \frac{kJ}{h \text{ } ^\circ C} = 1,537,814.67 \frac{kJ}{h \text{ } ^\circ C}$$

$$WCp_{5CC} = WCp_{10}$$

$$WCp_{5CC} = 299,314.67 \frac{kJ}{h \text{ } ^\circ C} = 299,314.67 \frac{kJ}{h \text{ } ^\circ C}$$

$$WCp_{6CC} = WCp_{10}$$



$$\begin{aligned}W Cp_{6CC} &= 299,314.67 \frac{kJ}{h^{\circ}C} = 299,314.67 \frac{kJ}{h^{\circ}C} \\W Cp_{7CC} &= W Cp_{C9} + W Cp_{10} \\W Cp_{7CC} &= 270,156.28 \frac{kJ}{h^{\circ}C} + 299,314.67 \frac{kJ}{h^{\circ}C} = 569,470.95 \frac{kJ}{h^{\circ}C} \\W Cp_{8CC} &= W Cp_{C9} + W Cp_{10} + W Cp_{13} \\W Cp_{8CC} &= 270,156.28 \frac{kJ}{h^{\circ}C} + 299,314.67 \frac{kJ}{h^{\circ}C} + 208,034.19 \frac{kJ}{h^{\circ}C} = 777,505.14 \frac{kJ}{h^{\circ}C} \\W Cp_{9CC} &= W Cp_{C9} + W Cp_{10} + W Cp_{13} \\W Cp_{9CC} &= 270,156.28 \frac{kJ}{h^{\circ}C} + 299,314.67 \frac{kJ}{h^{\circ}C} + 208,034.19 \frac{kJ}{h^{\circ}C} = 777,505.14 \frac{kJ}{h^{\circ}C} \\W Cp_{10CC} &= W Cp_{C9} + W Cp_{10} + W Cp_{13} \\W Cp_{10CC} &= 270,156.28 \frac{kJ}{h^{\circ}C} + 299,314.67 \frac{kJ}{h^{\circ}C} + 208,034.19 \frac{kJ}{h^{\circ}C} = 777,505.14 \frac{kJ}{h^{\circ}C} \\W Cp_{11CC} &= W Cp_{C9} + W Cp_6 + W Cp_{10} + W Cp_{13} \\W Cp_{11CC} &= 270,156.28 \frac{kJ}{h^{\circ}C} + 198,833.48 \frac{kJ}{h^{\circ}C} + 299,314.67 \frac{kJ}{h^{\circ}C} + 208,034.19 \frac{kJ}{h^{\circ}C} \\&= 976,338.6 \frac{kJ}{h^{\circ}C} \\W Cp_{12CC} &= W Cp_{C9} + W Cp_6 + W Cp_{12} + W Cp_{13} \\W Cp_{12CC} &= 270,156.28 \frac{kJ}{h^{\circ}C} + 198,833.48 \frac{kJ}{h^{\circ}C} + 236,182.48 \frac{kJ}{h^{\circ}C} + 208,034.19 \frac{kJ}{h^{\circ}C} \\&= 913,204.6 \frac{kJ}{h^{\circ}C} \\W Cp_{13CC} &= W Cp_{C9} + W Cp_6 + W Cp_{12} + W Cp_{13} \\W Cp_{13CC} &= 270,156.28 \frac{kJ}{h^{\circ}C} + 198,833.48 \frac{kJ}{h^{\circ}C} + 236,182.48 \frac{kJ}{h^{\circ}C} + 208,034.19 \frac{kJ}{h^{\circ}C} \\&= 913,204.6 \frac{kJ}{h^{\circ}C} \\W Cp_{14CC} &= W Cp_{C9} + W Cp_6 + W Cp_{12} + W Cp_{13} \\W Cp_{14CC} &= 270,156.28 \frac{kJ}{h^{\circ}C} + 198,833.48 \frac{kJ}{h^{\circ}C} + 236,182.48 \frac{kJ}{h^{\circ}C} + 208,034.19 \frac{kJ}{h^{\circ}C} \\&= 913,206.4 \frac{kJ}{h^{\circ}C} \\W Cp_{15CC} &= W Cp_{C9} + W Cp_6 + W Cp_{12} + W Cp_{13} \\W Cp_{15CC} &= 270,156.28 \frac{kJ}{h^{\circ}C} + 198,833.48 \frac{kJ}{h^{\circ}C} + 236,182.48 \frac{kJ}{h^{\circ}C} + 208,034.19 \frac{kJ}{h^{\circ}C} \\&= 913,206.4 \frac{kJ}{h^{\circ}C} \\W Cp_{16CC} &= W Cp_{C9} + W Cp_6 + W Cp_{12} + W Cp_{13} \\W Cp_{16CC} &= 270,156.28 \frac{kJ}{h^{\circ}C} + 198,833.48 \frac{kJ}{h^{\circ}C} + 236,182.48 \frac{kJ}{h^{\circ}C} + 208,034.19 \frac{kJ}{h^{\circ}C} \\&= 913,206.4 \frac{kJ}{h^{\circ}C} \\W Cp_{17CC} &= W Cp_{C5} + W Cp_{C9} + W Cp_6 + W Cp_{12} + W Cp_{13} \\W Cp_{17CC} &= 2,579,610.83 \frac{kJ}{h^{\circ}C} + 270,156.28 \frac{kJ}{h^{\circ}C} + 198,833.48 \frac{kJ}{h^{\circ}C} + 236,182.48 \frac{kJ}{h^{\circ}C} \\&\quad + 208,034.19 \frac{kJ}{h^{\circ}C} = 3,492,817.26 \frac{kJ}{h^{\circ}C}\end{aligned}$$



$$W Cp_{18CC} = W Cp_{C5} + W Cp_{C9} + W Cp_6$$

$$W Cp_{18CC} = 2,579,610.83 \frac{kJ}{h^{\circ}C} + 270,156.28 \frac{kJ}{h^{\circ}C} + 198,833.48 \frac{kJ}{h^{\circ}C} = 3,048,600.59 \frac{kJ}{h^{\circ}C}$$

$$W Cp_{19CC} = W Cp_{C5} + W Cp_{C9} + W Cp_6$$

$$W Cp_{19CC} = 2,579,610.83 \frac{kJ}{h^{\circ}C} + 270,156.28 \frac{kJ}{h^{\circ}C} + 198,833.48 \frac{kJ}{h^{\circ}C} = 3,048,600.59 \frac{kJ}{h^{\circ}C}$$

$$W Cp_{20CC} = W Cp_{C6} + W Cp_{C9}$$

$$W Cp_{20CC} = 270,156.28 \frac{kJ}{h^{\circ}C} + 198,833.48 = 468,989.76 \frac{kJ}{h^{\circ}C}$$

$$W Cp_{21CC} = W Cp_{C7} + W Cp_{C9} + W Cp_6$$

$$W Cp_{21CC} = 48,743.56 \frac{kJ}{h^{\circ}C} + 270,156.28 \frac{kJ}{h^{\circ}C} + 198,833.48 = 517,733.32 \frac{kJ}{h^{\circ}C}$$

$$W Cp_{22CC} = W Cp_{C7} + W Cp_{C9}$$

$$W Cp_{22CC} = 48,743.56 \frac{kJ}{h^{\circ}C} + 270,156.28 \frac{kJ}{h^{\circ}C} = 318,899.84 \frac{kJ}{h^{\circ}C}$$

Obtención de W Cp de las corrientes frías basado en el diagrama de intervalo de temperaturas con apoyo de la Figura 34, para su mayor identificación.

$$W Cp_{1CF} = 0$$

$$W Cp_{2CF} = 0$$

$$W Cp_{3CF} = C1$$

$$W Cp_{3CF} = 811,548.73 \frac{kJ}{h^{\circ}C} = 811,548.73 \frac{kJ}{h^{\circ}C}$$

$$W Cp_{4CF} = 0$$

$$W Cp_{5CF} = 0$$

$$W Cp_{6CF} = C11$$

$$W Cp_{6CF} = 582,488.05 \frac{kJ}{h^{\circ}C} = 582,488.05 \frac{kJ}{h^{\circ}C}$$

$$W Cp_{7CF} = C11$$

$$W Cp_{7CF} = 582,488.05 \frac{kJ}{h^{\circ}C} = 582,488.05 \frac{kJ}{h^{\circ}C}$$

$$W Cp_{8CF} = C11$$

$$W Cp_{8CF} = 582,488.05 \frac{kJ}{h^{\circ}C} = 582,488.05 \frac{kJ}{h^{\circ}C}$$

$$W Cp_{9CF} = C11 + C4$$

$$W Cp_{9CF} = 582,488.05 \frac{kJ}{h^{\circ}C} + 982,018.40 \frac{kJ}{h^{\circ}C} = 1,564,506.45 \frac{kJ}{h^{\circ}C}$$

$$W Cp_{10CF} = C11 + C3 + C4$$

$$W Cp_{10CF} = 582,488.05 \frac{kJ}{h^{\circ}C} + 983,796.06 \frac{kJ}{h^{\circ}C} + 982,018.40 \frac{kJ}{h^{\circ}C} = 2,548,302.51 \frac{kJ}{h^{\circ}C}$$

$$W Cp_{11CF} = C11 + C3 + C4$$

$$W Cp_{11CF} = 582,488.05 \frac{kJ}{h^{\circ}C} + 983,796.06 \frac{kJ}{h^{\circ}C} + 982,018.40 \frac{kJ}{h^{\circ}C} = 2,548,302.51 \frac{kJ}{h^{\circ}C}$$

$$W Cp_{12CF} = C11 + C3 + C4$$

$$W Cp_{12CF} = 582,488.05 \frac{kJ}{h^{\circ}C} + 983,796.06 \frac{kJ}{h^{\circ}C} + 982,018.40 \frac{kJ}{h^{\circ}C} = 2,548,302.51 \frac{kJ}{h^{\circ}C}$$

$$W Cp_{13CF} = C11 + C3$$



$$WCp_{13CF} = 582,488.05 \frac{kJ}{h^{\circ}C} + 983,796.06 \frac{kJ}{h^{\circ}C} = 1,566,284.11 \frac{kJ}{h^{\circ}C}$$

$$WCp_{14CF} = C8 + C11 + C3$$

$$WCp_{14CF} = 300,907.08 \frac{kJ}{h^{\circ}C} + 582,488.05 \frac{kJ}{h^{\circ}C} + 983,796.06 \frac{kJ}{h^{\circ}C} = 1,867,191.19 \frac{kJ}{h^{\circ}C}$$

$$WCp_{15CF} = C8 + C11$$

$$WCp_{15CF} = 300,907.08 \frac{kJ}{h^{\circ}C} + 582,488.05 \frac{kJ}{h^{\circ}C} = 883,395.13 \frac{kJ}{h^{\circ}C}$$

$$WCp_{16CF} = C8$$

$$WCp_{16CF} = 300,907.08 \frac{kJ}{h^{\circ}C} = 300,907.08 \frac{kJ}{h^{\circ}C}$$

$$WCp_{17CF} = C8$$

$$WCp_{17CF} = 300,907.08 \frac{kJ}{h^{\circ}C} = 300,907.08 \frac{kJ}{h^{\circ}C}$$

$$WCp_{18CF} = C8$$

$$WCp_{18CF} = 300,907.08 \frac{kJ}{h^{\circ}C} = 300,907.08 \frac{kJ}{h^{\circ}C}$$

$$WCp_{19CF} = 0$$

$$WCp_{20CF} = 0$$

$$WCp_{21CF} = 0$$

$$WCp_{22CF} = 0$$

Obtenidos los valores de WCp para las corrientes calientes y para las corrientes frías, se obtiene el valor de ΔH para las corrientes calientes, basada en la Ec. 3

$$\Delta H_1 = \left(1,238,500 \frac{kJ}{h^{\circ}C}\right) * (7.78^{\circ}C) = 9,635,530 \frac{kJ}{h}$$

$$\Delta H_2 = \left(1,537,814.67 \frac{kJ}{h^{\circ}C}\right) * (10^{\circ}C) = 15,378,146.7 \frac{kJ}{h}$$

$$\Delta H_3 = \left(1,537,814.67 \frac{kJ}{h^{\circ}C}\right) * (25^{\circ}C) = 38,445,366.75 \frac{kJ}{h}$$

$$\Delta H_4 = \left(1,537,814.67 \frac{kJ}{h^{\circ}C}\right) * (52.78^{\circ}C) = 81,165,858.28 \frac{kJ}{h}$$

$$\Delta H_5 = \left(299,314.67 \frac{kJ}{h^{\circ}C}\right) * (16.66^{\circ}C) = 4,986,582.40 \frac{kJ}{h}$$

$$\Delta H_6 = \left(299,314.67 \frac{kJ}{h^{\circ}C}\right) * (16.12^{\circ}C) = 4,824,952.48 \frac{kJ}{h}$$

$$\Delta H_7 = \left(569,470.95 \frac{kJ}{h^{\circ}C}\right) * (8.33^{\circ}C) = 4,743,693.01 \frac{kJ}{h}$$

$$\Delta H_8 = \left(777,505.14 \frac{kJ}{h^{\circ}C}\right) * (12.22^{\circ}C) = 9,501,112.81 \frac{kJ}{h}$$

$$\Delta H_9 = \left(777,505.14 \frac{kJ}{h^{\circ}C}\right) * (3.36^{\circ}C) = 2,612,417.27 \frac{kJ}{h}$$

$$\Delta H_{10} = \left(777,505.14 \frac{kJ}{h^{\circ}C}\right) * (2.2^{\circ}C) = 1,710,511.30 \frac{kJ}{h}$$

$$\Delta H_{11} = \left(976,338.6 \frac{kJ}{h^{\circ}C}\right) * (6.66^{\circ}C) = 6,502,415.07 \frac{kJ}{h}$$

$$\Delta H_{12} = \left(913,206.4 \frac{kJ}{h^{\circ}C}\right) * (5^{\circ}C) = 4,566,032 \frac{kJ}{h}$$



$$\begin{aligned}\Delta H_{13} &= \left(913,206.4 \frac{kJ}{h^{\circ}C}\right) * (15.56^{\circ}C) = 14,209,491.58 \frac{kJ}{h} \\ \Delta H_{14} &= \left(913,206.4 \frac{kJ}{h^{\circ}C}\right) * (4.44^{\circ}C) = 4,054,636.41 \frac{kJ}{h} \\ \Delta H_{15} &= \left(913,206.4 \frac{kJ}{h^{\circ}C}\right) * (34.44^{\circ}C) = 31,450,828.42 \frac{kJ}{h} \\ \Delta H_{16} &= \left(913,206.4 \frac{kJ}{h^{\circ}C}\right) * (44.45^{\circ}C) = 40,592,024.48 \frac{kJ}{h} \\ \Delta H_{17} &= \left(3,492,817.26 \frac{kJ}{h^{\circ}C}\right) * (5.56^{\circ}C) = 19,420,063.97 \frac{kJ}{h} \\ \Delta H_{18} &= \left(3,048,600.59 \frac{kJ}{h^{\circ}C}\right) * (0.55^{\circ}C) = 1,676,730.32 \frac{kJ}{h} \\ \Delta H_{19} &= \left(3,048,600.59 \frac{kJ}{h^{\circ}C}\right) * (0.56^{\circ}C) = 1,707,216.33 \frac{kJ}{h} \\ \Delta H_{20} &= \left(468,989.76 \frac{kJ}{h^{\circ}C}\right) * (10^{\circ}C) = 4,689,897.6 \frac{kJ}{h} \\ \Delta H_{21} &= \left(517,733.32 \frac{kJ}{h^{\circ}C}\right) * (11.11^{\circ}C) = 5,752,017.18 \frac{kJ}{h} \\ \Delta H_{22} &= \left(318,899.84 \frac{kJ}{h^{\circ}C}\right) * (5.56^{\circ}C) = 1,773,083.11 \frac{kJ}{h}\end{aligned}$$

Valores de ΔH para corrientes frías a partir de la Ec.4

$$\begin{aligned}\Delta H_1 &= \left(0 \frac{kJ}{h^{\circ}C}\right) * (7.78^{\circ}C) = 0 \frac{kJ}{h} \\ \Delta H_2 &= \left(0 \frac{kJ}{h^{\circ}C}\right) * (10^{\circ}C) = 0 \frac{kJ}{h} \\ \Delta H_3 &= \left(811,548.73 \frac{kJ}{h^{\circ}C}\right) * (25^{\circ}C) = 20,288,718.25 \frac{kJ}{h} \\ \Delta H_4 &= \left(0 \frac{kJ}{h^{\circ}C}\right) * (52.78^{\circ}C) = 0 \frac{kJ}{h} \\ \Delta H_5 &= \left(0 \frac{kJ}{h^{\circ}C}\right) * (16.66^{\circ}C) = 0 \frac{kJ}{h} \\ \Delta H_6 &= \left(582,488.05 \frac{kJ}{h^{\circ}C}\right) * (16.12^{\circ}C) = 9,389,707.36 \frac{kJ}{h} \\ \Delta H_7 &= \left(582,488.05 \frac{kJ}{h^{\circ}C}\right) * (8.33^{\circ}C) = 4,852,125.45 \frac{kJ}{h} \\ \Delta H_8 &= \left(582,488.05 \frac{kJ}{h^{\circ}C}\right) * (12.22^{\circ}C) = 7,118,003.97 \frac{kJ}{h} \\ \Delta H_9 &= \left(1,564,506.45 \frac{kJ}{h^{\circ}C}\right) * (3.36^{\circ}C) = 5,256,741.67 \frac{kJ}{h} \\ \Delta H_{10} &= \left(2,548,302.51 \frac{kJ}{h^{\circ}C}\right) * (2.2^{\circ}C) = 5,606,265.52 \frac{kJ}{h} \\ \Delta H_{11} &= \left(2,548,302.51 \frac{kJ}{h^{\circ}C}\right) * (6.66^{\circ}C) = 16,971,694.72 \frac{kJ}{h} \\ \Delta H_{12} &= \left(2,548,302.51 \frac{kJ}{h^{\circ}C}\right) * (5^{\circ}C) = 12,741,512.55 \frac{kJ}{h} \\ \Delta H_{13} &= \left(1,566,284.11 \frac{kJ}{h^{\circ}C}\right) * (15.56^{\circ}C) = 24,371,380.75 \frac{kJ}{h}\end{aligned}$$



$$\begin{aligned}\Delta H_{14} &= \left(1,867,191.19 \frac{\text{kJ}}{\text{h}^\circ\text{C}}\right) * (4.44^\circ\text{C}) = 8,290,328.88 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \\ \Delta H_{15} &= \left(883,395.13 \frac{\text{kJ}}{\text{h}^\circ\text{C}}\right) * (34.44^\circ\text{C}) = 30,424,128.28 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \\ \Delta H_{16} &= \left(300,907.08 \frac{\text{kJ}}{\text{h}^\circ\text{C}}\right) * (44.45^\circ\text{C}) = 13,375,319.71 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \\ \Delta H_{17} &= \left(300,907.08 \frac{\text{kJ}}{\text{h}^\circ\text{C}}\right) * (5.56^\circ\text{C}) = 1,673,043.36 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \\ \Delta H_{18} &= \left(300,907.08 \frac{\text{kJ}}{\text{h}^\circ\text{C}}\right) * (0.55^\circ\text{C}) = 165,498.89 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \\ \Delta H_{19} &= \left(0 \frac{\text{kJ}}{\text{h}^\circ\text{C}}\right) * (0.56^\circ\text{C}) = 0 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \\ \Delta H_{20} &= \left(0 \frac{\text{kJ}}{\text{h}^\circ\text{C}}\right) * (10^\circ\text{C}) = 0 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \\ \Delta H_{21} &= \left(0 \frac{\text{kJ}}{\text{h}^\circ\text{C}}\right) * (11.11^\circ\text{C}) = 0 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \\ \Delta H_{22} &= \left(0 \frac{\text{kJ}}{\text{h}^\circ\text{C}}\right) * (5.56^\circ\text{C}) = 0 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}\end{aligned}$$

Una vez obtenidos los ΔH para las corrientes y las corrientes frías, se hace la diferencia de estas.

$$\Delta H_{cc} - \Delta H_{CF}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_1 &= 9,635,530 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} - 0 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} = 9,635,530 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \\ \Delta H_2 &= 15,378,146.7 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} - 0 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} = 15,378,146.7 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \\ \Delta H_3 &= 38,445,366.75 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} - 20,288,718.25 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} = 18,156,648.5 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \\ \Delta H_4 &= 81,165,858.28 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} - 0 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} = 81,165,858.28 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \\ \Delta H_5 &= 4,986,582.40 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} - 0 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} = 4,986,582.40 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \\ \Delta H_6 &= 4,824,952.48 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} - 9,389,707.36 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} = -4,564,754.88 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \\ \Delta H_7 &= 4,743,693.01 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} - 4,852,125.45 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} = -108,432.44 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \\ \Delta H_8 &= 9,501,112.81 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} - 7,118,003.97 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} = 2,383,108.84 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \\ \Delta H_9 &= 2,612,417.27 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} - 5,256,741.67 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} = -2,644,324.4 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \\ \Delta H_{10} &= 1,710,511.30 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} - 5,606,265.52 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} = -3,895,754.22 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \\ \Delta H_{11} &= 6,502,415.07 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} - 16,971,694.72 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} = -10,469,279.65 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \\ \Delta H_{12} &= 4,566,032 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} - 12,741,512.55 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} = -8,175,480.55 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \\ \Delta H_{13} &= 14,209,491.58 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} - 24,371,380.75 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} = -10,161,889.17 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}\end{aligned}$$



$$\begin{aligned}\Delta H_{14} &= 4,054,636.41 \frac{kJ}{h} - 8,290,328.88 \frac{kJ}{h} = -4,235,692.47 \frac{kJ}{h} \\ \Delta H_{15} &= 31,450,828.42 \frac{kJ}{h} - 30,424,128.28 \frac{kJ}{h} = 1,026,700.14 \frac{kJ}{h} \\ \Delta H_{16} &= 40,592,024.48 \frac{kJ}{h} - 13,375,319.71 \frac{kJ}{h} = 27,216,704.77 \frac{kJ}{h} \\ \Delta H_{17} &= 19,420,063.97 \frac{kJ}{h} - 1,673,043.36 \frac{kJ}{h} = 17,747,020.61 \frac{kJ}{h} \\ \Delta H_{18} &= 1,676,730.32 \frac{kJ}{h} - 165,498.89 \frac{kJ}{h} = 1,511,231.43 \frac{kJ}{h} \\ \Delta H_{19} &= 1,707,216.33 \frac{kJ}{h} - 0 \frac{kJ}{h} = 1,707,216.33 \frac{kJ}{h} \\ \Delta H_{20} &= 4,689,897.6 \frac{kJ}{h} - 0 \frac{kJ}{h} = 4,689,897.6 \frac{kJ}{h} \\ \Delta H_{21} &= 5,752,017.18 \frac{kJ}{h} - 0 \frac{kJ}{h} = 5,752,017.18 \frac{kJ}{h} \\ \Delta H_{22} &= 1,773,083.11 \frac{kJ}{h} - 0 \frac{kJ}{h} = 1,773,083.11 \frac{kJ}{h}\end{aligned}$$

Obtención de Q a partir de la suposición inicial, donde $Q=0$ kJ/h, a partir de $Q + \Delta H$.

$$\begin{aligned}Q_0 &= 0 \frac{kJ}{h} \\ Q_1 &= 0 \frac{kJ}{h} + 9,635,530 \frac{kJ}{h} = 9,635,530 \frac{kJ}{h} \\ Q_2 &= 9,635,530 \frac{kJ}{h} + 15,378,146.7 \frac{kJ}{h} = 25,013,676.7 \frac{kJ}{h} \\ Q_3 &= 25,013,676.7 \frac{kJ}{h} + 18,156,648.5 \frac{kJ}{h} = 43,170,325.2 \frac{kJ}{h} \\ Q_4 &= 43,170,325.2 \frac{kJ}{h} + 81,165,858.28 \frac{kJ}{h} = 124,336,183.5 \frac{kJ}{h} \\ Q_5 &= 124,336,183.5 \frac{kJ}{h} + 4,986,582.40 \frac{kJ}{h} = 129,322,765.9 \frac{kJ}{h} \\ Q_6 &= 129,322,765.9 \frac{kJ}{h} + \left(-4,564,754.88 \frac{kJ}{h}\right) = 124,758,011 \frac{kJ}{h} \\ Q_7 &= 124,758,011 \frac{kJ}{h} + \left(-108,432.44 \frac{kJ}{h}\right) = 124,649,578.6 \frac{kJ}{h} \\ Q_8 &= 124,649,578.6 \frac{kJ}{h} + 2,383,108.84 \frac{kJ}{h} = 127,032,687.4 \frac{kJ}{h} \\ Q_9 &= 127,032,687.4 \frac{kJ}{h} + \left(-2,644,324.4 \frac{kJ}{h}\right) = 124,388,363 \frac{kJ}{h} \\ Q_{10} &= 124,388,363 \frac{kJ}{h} + \left(-3,895,754.22 \frac{kJ}{h}\right) = 120,492,608.8 \frac{kJ}{h} \\ Q_{11} &= 120,492,608.8 \frac{kJ}{h} + \left(-10,161,889.17 \frac{kJ}{h}\right) = 110,330,719.6 \frac{kJ}{h} \\ Q_{12} &= 110,330,719.6 \frac{kJ}{h} + \left(-8,175,480.55 \frac{kJ}{h}\right) = 102,155,239.1 \frac{kJ}{h} \\ Q_{13} &= 102,155,239.1 \frac{kJ}{h} + \left(-10,161,889.17 \frac{kJ}{h}\right) = 91,993,349.89 \frac{kJ}{h}\end{aligned}$$



$$Q_{14} = 91,993,349.89 \frac{kJ}{h} + \left(-4,235,692.47 \frac{kJ}{h}\right) = 87,757,657.42 \frac{kJ}{h}$$

$$Q_{15} = 87,757,657.42 \frac{kJ}{h} + 1,026,700.14 \frac{kJ}{h} = 88,784,357.56 \frac{kJ}{h}$$

$$Q_{16} = 88,784,357.56 \frac{kJ}{h} + 27,216,704.77 \frac{kJ}{h} = 116,001,062.3 \frac{kJ}{h}$$

$$Q_{17} = 116,001,062.3 \frac{kJ}{h} + 17,747,020.61 \frac{kJ}{h} = 133,748,082.9 \frac{kJ}{h}$$

$$Q_{18} = 133,748,082.9 \frac{kJ}{h} + 1,511,231.43 \frac{kJ}{h} = 135,259,314 \frac{kJ}{h}$$

$$Q_{19} = 135,259,314 \frac{kJ}{h} + 1,707,216.33 \frac{kJ}{h} = 136,966,530 \frac{kJ}{h}$$

$$Q_{20} = 136,966,530 \frac{kJ}{h} + 4,689,897.6 \frac{kJ}{h} = 141,656,428.3 \frac{kJ}{h}$$

$$Q_{21} = 141,656,428.3 \frac{kJ}{h} + 5,752,017.18 \frac{kJ}{h} = 147,408,445.5 \frac{kJ}{h}$$

$$Q_{22} = 147,408,445.5 \frac{kJ}{h} + 1,773,083.11 \frac{kJ}{h} = 149,181,528.6 \frac{kJ}{h}$$

Por los resultados obtenidos se puede visualizar que es un problema de umbral, ya que sólo requiere servicio de enfriamiento. Se obtuvo 149,181.528.6 MJ/h de servicio de enfriamiento, en el simulador se obtuvo un aproximado de 149,000 MJ/h comprobando la eficiencia del simulador con un porcentaje de error del 0.09%, para el requerimiento de calentamiento se obtuvo 0 MJ/h en ambos casos.

3.3 Curvas compuestas

El primer análisis que se hizo en el software de simulación Aspen Energy Analyzer V8.8 fueron las curvas compuestas, estas curvas son dos, en donde una corriente engloba todas las corrientes calientes (supercurva caliente) y otra, todas las corrientes frías (supercurva fría).

Las curvas compuestas se construyen con la suma acumulada de entalpías de las corrientes, por un lado las calientes y por otro las frías, incluidas en los intervalos de temperaturas, a partir de estas curvas, se obtiene el Punto de Pliegue y los requerimientos mínimos de energía.

El análisis de datos muestra que cuando hay un ΔT_{\min} de 5.56 °C a 22.22 °C, hay un problema umbral, ya que sólo se requiere de un servicio de enfriamiento para satisfacer las corrientes de la red utilizando agua de enfriamiento como servicio auxiliar con un requerimiento de 1.49E+08 KJ/hr. Se encuentra un punto de Pliegue cuando el ΔT_{\min} es de 19.44 °C y 22.22 °C, se encuentra un doble Pinch, a partir de que el ΔT_{\min} es 25 °C a 30.56 °C, así como deja de ser un problema de umbral, requiriendo servicios de calentamiento y enfriamiento. El costo total de cada servicio auxiliar aumenta, y se utilizan como servicios de calentamiento y enfriamiento (agua de enfriamiento, refrigerante 1, C.D (1000)).

Entre más aumenta la diferencia de temperaturas, es mayor los requerimientos de energía, aumentando el costo total. El costo total de la red, no sólo depende de los requerimientos energéticos, también del área, por lo que la mejor red en función de su costo con base a sus requerimientos, se encuentra cuando el ΔT_{\min} es de 5.56 °C, 13.89 °C y 16.67 °C, con un requerimiento de servicio de agua de enfriamiento de 149,000 MJ/hr, siendo un problema de umbral.

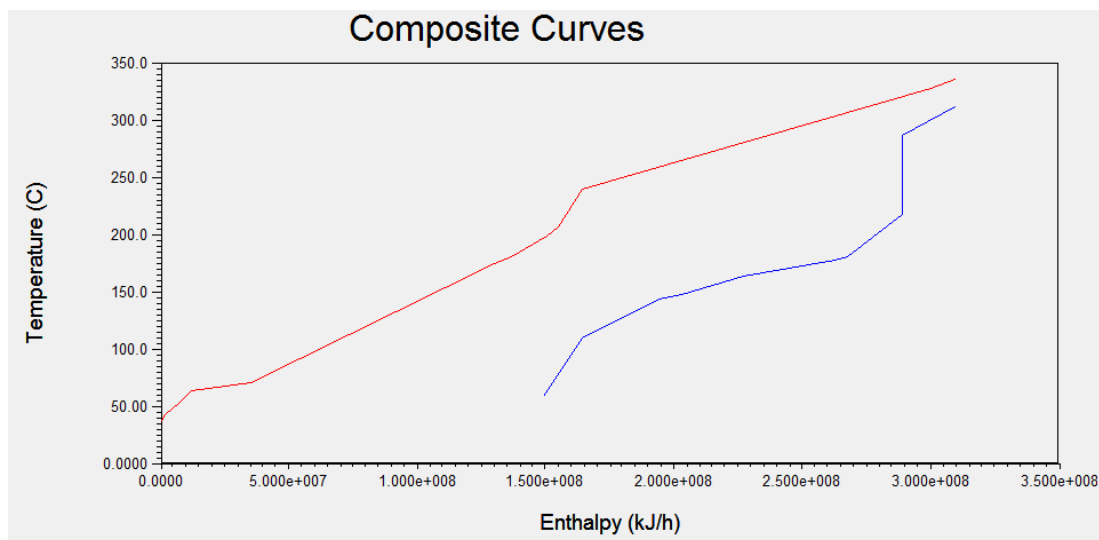


Figura 35. Curvas compuestas obtenidas en Aspen Energy.

En la figura 34 se observa las curvas compuestas obtenidas para $\Delta T_{\text{mín}}$ de 5.56 °C, la supercurva caliente que se muestra como la curva roja, satisface los requerimientos mínimos para los requerimientos de calentamiento, sin embargo los requerimientos de enfriamiento no se satisfacen, por lo que el requerimiento de enfriamiento es de 149, 000 MJ/h, esto quiere decir que se trata de un problema de umbral, ya que sólo requiere de un servicio de enfriamiento.

3.4 Gran curva compuesta

Conociendo las curvas compuestas, se puede encontrar la cantidad mínima de calentamiento o enfriamiento que debe suministrarse a cualquier temperatura dada, un gráfico de flujo de calor neto (requerimiento de utilidad) contra la temperatura desplazada se conoce como la gran curva compuesta (GCC). Eso representa la diferencia entre el calor disponible de las corrientes calientes y el calor requerido por las corrientes frías, en relación con el Pinch, a una temperatura dada.

El análisis de los datos obtenidos en la simulación a partir de la Gran Curva Compuesta, corroboran que se encuentra con un problema de umbral con un requerimiento de servicio de enfriamiento de 149, 000 MJ/h, el servicio auxiliar propuesto para cumplir el requerimiento energético es agua de enfriamiento, en cuanto a su costo con base a sus requerimientos mínimos la mejor red propuesta se encuentra cuando el $\Delta T_{\text{mín}}$ es de 5.56 °C, 13.89 °C y 16.67 °C.

Al proponer una red de intercambio de calor con el requerimiento mínimo de servicio de enfriamiento se puede observar que es el mismo requerimiento de servicio auxiliar que se encuentra en la red actual, por lo que red actual tiene la mejor red en requerimiento mínimo, sin embargo, esto no hace que sea la mejor red o una red que no se puede mejorar.

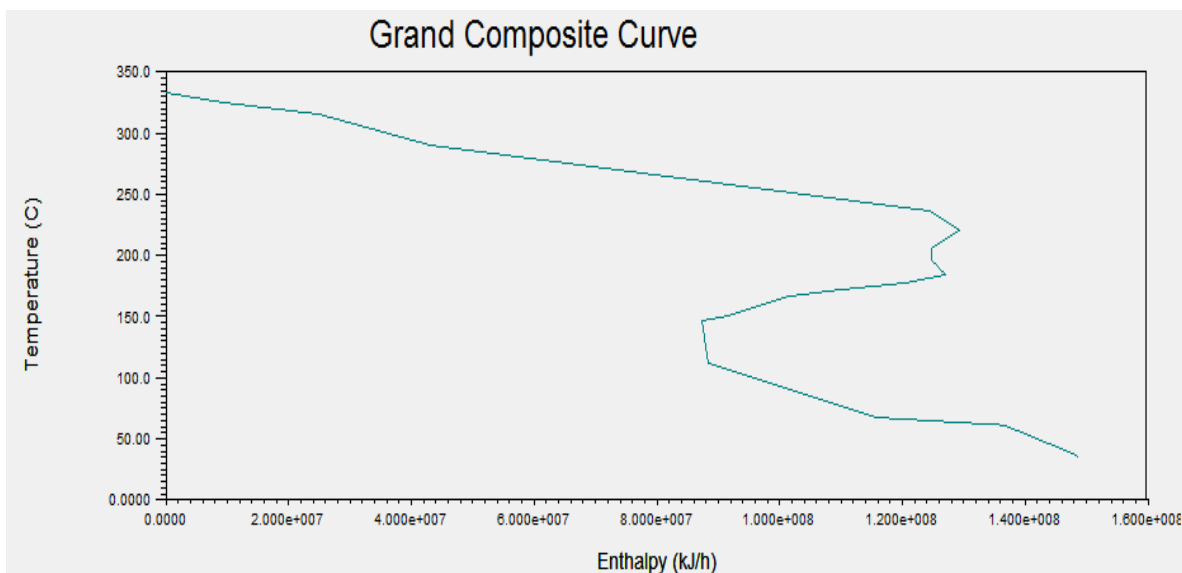


Figura 36. Gran Curva Compuesta obtenida en Aspen Energy.

La interpretación de la gráfica de la gran curva compuesta para un $\Delta T_{\text{mín}}$ de 5.56 °C, conlleva a un problema de umbral, ya que sólo se requiere de servicio de enfriamiento, como se puede observar el requerimiento de enfriamiento no se satisface con las corrientes de proceso, ya que el desplazamiento de la curva por el lado inferior es de 149, 000 MJ/h, lo que significa, la carga de requerimiento energético necesario, para satisfacer los requerimientos del proceso en el área de la red de intercambio de calor.

3.5 Punto de pliegue a partir de la cascada de calor

La cascada de calor en el análisis Pinch, para encontrar los requerimientos mínimos de servicios, es de los análisis más comunes utilizados, la Tabla 16, muestra los resultados obtenidos en el software de simulación Aspen Energy Analyzer V8.8. Muestra que se requiere una carga mínima de servicio de enfriamiento de 149, 000 MJ/h. obteniéndose un problema de umbral, esto quiere decir que no sigue las mismas reglas para obtener su punto Pinch, así como el diseño de la red es diferente, ya que en los problemas de umbral solo se requiere de un servicio, haciendo que las restricciones termodinámicas del Pinch no se apliquen. El $\Delta T_{\text{mín}}$ en donde se encuentra la mejor red en cuanto a su costo con base a su requerimiento es de 5.56 °C, 13.89 °C y 16.67 °C, el índice de costo total es de 3.54E-02 costo/s

En la Tabla 17 se puede observar los resultados para cada método, en los rangos de $\Delta T_{\text{mín}}$, 5.56 °C, 13.89 °C y 16.67 °C.

Tabla 17

Datos Obtenidos con diferentes métodos utilizados en el software de simulación.

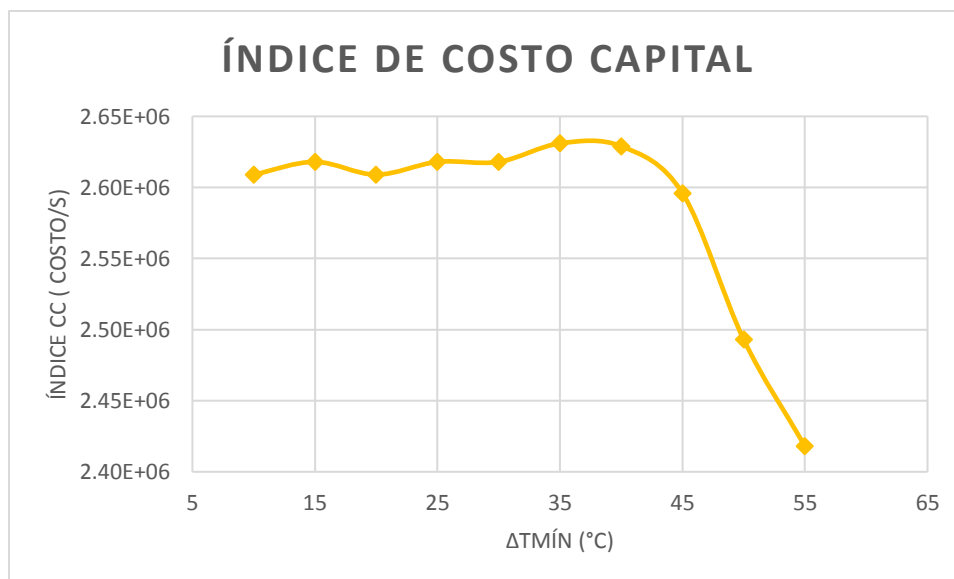
Método	Requerimiento de Servicio	Carga MJ/h
Curvas Compuestas	Agua de Enfriamiento	149,000
Gran Curva Compuesta	Agua de Enfriamiento	149,000
Método de Punto de Pliegue	Agua de Enfriamiento	149,000



Se observa que para todos los métodos se llegó al mismo resultado de requerimiento, a partir de esto se hace una comparación con el requerimiento de la red actual, resultando ser el mismo requerimiento energético que se maneja. En el siguiente capítulo se hace una propuesta de red que mejore la red actual, no sólo en función de su costo total y su requerimiento de servicio a partir del análisis Pinch, se hace también con el apoyo de reglas heurísticas.

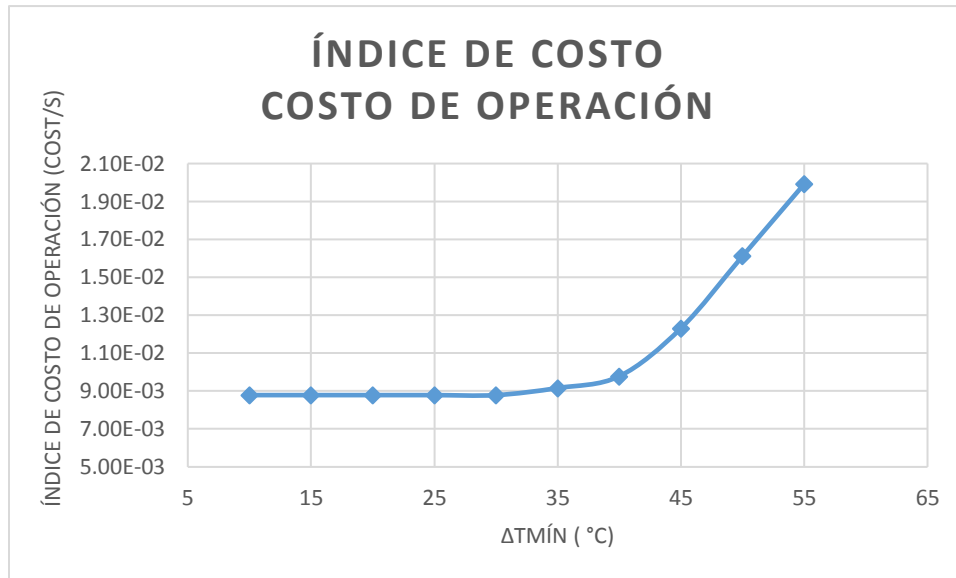
3.6 Propuesta de mejora con base a costo, capital y operación

Se obtuvieron resultados a partir del software de simulación Aspen Energy Analyzer V8.8 para costo total, capital y operación con base en su ΔT_{\min} , estos datos se utilizaron para determinar la mejor ΔT_{\min} propuesta en cuestión de costo, capital y operación.



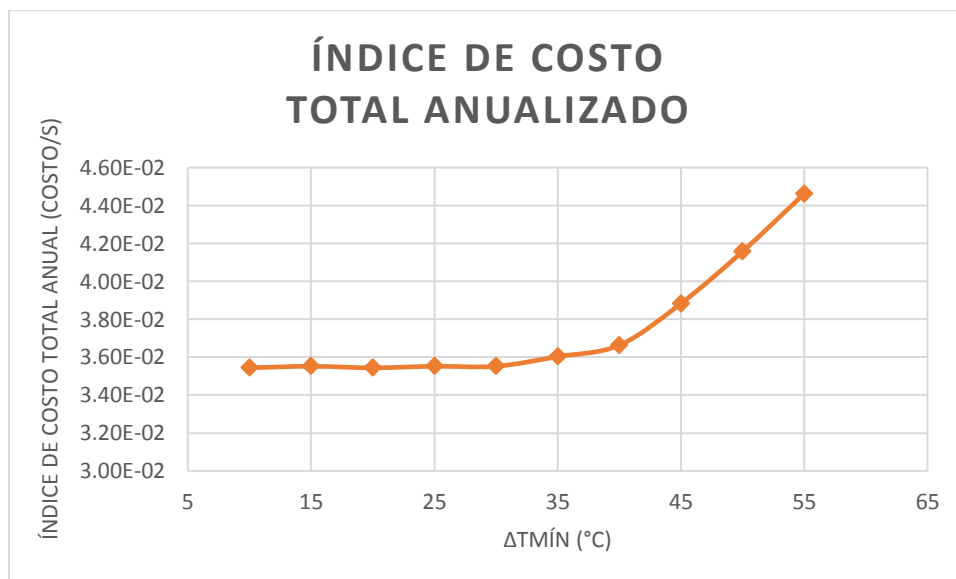
Gráfica 2. Índice de Costo Capital.

La Gráfica 2, muestra la relación entre el índice de costo capital y su diferencia de temperatura que existe entre las corrientes de proceso.



Gráfica 3. Índice de Costo de Operación.

La Gráfica 3 muestra la relación entre el índice de costo capital y su diferencia mínima de temperatura entre sus corrientes, se observa el incremento del índice, cuando el ΔT_{\min} aumenta.



Gráfica 4. Índice de Costo total anual.

La Gráfica 4 muestra como el costo total anual incrementa cuando la diferencia de temperaturas propuesta es mayor, al igual que la Gráfica 3 para costos de operación, a diferencia de la Gráfica 2 que muestra que a mayor diferencia de temperaturas hay un menor costo por capital, ya que el costo total anual representa tantos los costos por operación y capital, se puede observar cual es la mejor diferencia de temperaturas a utilizar con respecto a costos, esto quiere decir que la mejor red con base a costos, es una red con una diferencia de temperaturas de 5.56 °C o 11.11 °C, esto es porque el costo total anual se mantiene constante para estos ΔT_{\min} sin haber un incremento al igual que para operación y capital.



Para llevar a cabo el diagnóstico de la red a partir de sus servicios auxiliares, se hace una comparación del consumo de servicios externos de la red con el mínimo consumo de servicios obtenidos a partir del análisis Pinch, para llevar un análisis energético total o parcial en la red existente, se sabe que el consumo mínimo de energía depende del valor del $\Delta T_{\text{mín}}$, al realizar el análisis de la red existente, se obtuvo el requerimiento de servicios de enfriamiento de 148,821 MJ/hr sin existencia de servicios de calentamiento ya que la red actual cubre estos requerimientos. Se encontró que la red actual tiene un $\Delta T_{\text{mín}}$: 5.56 °C, haciendo la comparación con los requerimientos mínimos de servicios obtenidos por el análisis Pinch en el simulador se encontró que la mejor $\Delta T_{\text{mín}}$ con base a costos como se muestra en la Gráfica 1 es de 5.56 °C, esto quiere decir que tiene un consumo de servicios de enfriamiento de 148,821 MJ/hr, lo que nos indica que la red actual utiliza los servicios mínimos de enfriamiento.



Capítulo 4 Red Propuesta

4.1 Red propuesta a partir de la simulación en Aspen Energy Analyzer V8.8

Se proponen diferentes redes de intercambio de calor con base en el $\Delta T_{\text{mín}}$ propuesto que va de 5.56 °C a 30.56 °C, con diferentes arreglos para cada propuesta, con el objetivo de encontrar la mejor red de intercambio de calor.

La Tabla 18 muestra los resultados obtenidos para cada red de intercambio de calor, propuesta en los diferentes $\Delta T_{\text{mín}}$.

Tabla 18

Resultados obtenidos para cada red de intercambio de calor.

$\Delta T_{\text{mín}}$ (°C)	Índice de Costo Total (Costo / s)	Número de Unidades	Número de corazas	Área Total (m ²)
5.56	3.23E-02	13	25	8927
5.56	3.21E-02	13	24	8914
5.56	3.30E-02	14	25	9211
5.56	3.20E-02	13	24	8869
8.33	3.23E-02	13	25	8912
8.33	3.71E-02	13	29	10900
8.33	3.29E-02	13	25	9203
11.11	3.56E-02	13	28	10300
11.11	3.28E-02	13	26	9123
13.89	3.22E-02	13	24	8953
13.89	3.35E-02	13	25	9524
13.89	3.28E-02	13	26	9118
16.67	3.32E-02	13	26	9261
16.67	3.29E-02	13	26	9135
16.67	3.41E-02	14	27	9706
19.44	3.23E-02	13	25	8927
22.22	3.23E-02	13	25	8912
25	2.21E-02	13	24	8914
27.78	3.30E-02	14	25	9211
30.56	3.22E-02	13	24	8950

La red con la mayor recuperación energética y con los requerimientos mínimos propuesta a partir de la simulación es a partir de un $\Delta T_{\text{mín}} = 5.56$ °C, con una máxima división en las corrientes de tres y dos, con 13 unidades y 24 corazas, obteniéndose un área total de 8869 m², para el cálculo del área para cada intercambiador se obtuvo:



Intercambiador E-112

$Q = 33340 \text{ MJ/h}$
 $\text{Área} = 1019 \text{ m}^2$
Corazas = 3
 $\text{LMTD} = 92.58 \text{ }^\circ\text{C}$
 $U = 360 \text{ kJ/ h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$

Intercambiador E-106

$Q = 20290 \text{ MJ/h}$
 $\text{Área} = 2281 \text{ m}^2$
Corazas = 5
 $\text{LMTD} = 27.42 \text{ }^\circ\text{C}$
 $U = 360 \text{ kJ/ h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$

Intercambiador E-108

$Q = 16910 \text{ MJ/h}$
 $\text{Área} = 396.7 \text{ m}^2$
Corazas = 1
 $\text{LMTD} = 119.7 \text{ }^\circ\text{C}$
 $U = 360 \text{ kJ/ h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$

Intercambiador E-115

$Q = 2786 \text{ MJ/h}$
 $\text{Área} = 430.1 \text{ m}^2$
Corazas = 1
 $\text{LMTD} = 96.04 \text{ }^\circ\text{C}$
 $U = 683.5 \text{ kJ/ h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$

Intercambiador E-107

$Q = 15250 \text{ MJ/h}$
 $\text{Área} = 447.1 \text{ m}^2$
Corazas = 1
 $\text{LMTD} = 97.09 \text{ }^\circ\text{C}$
 $U = 360 \text{ kJ/ h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$

Intercambiador E-114

$Q = 812.3 \text{ MJ/h}$
 $\text{Área} = 52.65 \text{ m}^2$
Corazas = 1
 $\text{LMTD} = 23.18 \text{ }^\circ\text{C}$
 $U = 683.5 \text{ kJ/ h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$



Intercambiador E-116

$Q = 27500 \text{ MJ/h}$
 $\text{Área} = 589.5 \text{ m}^2$
 $\text{Corazas} = 2$
 $\text{LMTD} = 70.06 \text{ }^\circ\text{C}$
 $U = 683.5 \text{ kJ/ h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$

Intercambiador E-118

$Q = 45940 \text{ MJ/h}$
 $\text{Área} = 969.3 \text{ m}^2$
 $\text{Corazas} = 2$
 $\text{LMTD} = 70.84 \text{ }^\circ\text{C}$
 $U = 683.5 \text{ kJ/ h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$

Intercambiador E-110

$Q = 47850 \text{ MJ/h}$
 $\text{Área} = 971.7 \text{ m}^2$
 $\text{Corazas} = 2$
 $\text{LMTD} = 142 \text{ }^\circ\text{C}$
 $U = 360 \text{ kJ/ h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$

Intercambiador E-117

$Q = 17200 \text{ MJ/h}$
 $\text{Área} = 556.5 \text{ m}^2$
 $\text{Corazas} = 2$
 $\text{LMTD} = 45.33 \text{ }^\circ\text{C}$
 $U = 683.5 \text{ kJ/ h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$

Intercambiador E-113

$Q = 25850 \text{ MJ/h}$
 $\text{Área} = 436.8 \text{ m}^2$
 $\text{Corazas} = 1$
 $\text{LMTD} = 87.69 \text{ }^\circ\text{C}$
 $U = 683.5 \text{ kJ/ h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$

Intercambiador E-109

$Q = 26910 \text{ MJ/h}$
 $\text{Área} = 691.3 \text{ m}^2$
 $\text{Corazas} = 2$
 $\text{LMTD} = 121.9 \text{ }^\circ\text{C}$
 $U = 360 \text{ kJ/ h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$



Intercambiador E-111

$Q = 3728 \text{ MJ/h}$
 $\text{Área} = 27.71 \text{ m}^2$
 $\text{Corazas} = 1$
 $\text{LMTD} = 196.8 \text{ }^\circ\text{C}$
 $U = 683.5 \text{ kJ/h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$

La suma de las áreas de los intercambiadores da un área total de 8869 m^2 con un requerimiento mínimo de servicio de enfriamiento de $148,900 \text{ MJ/h}$, el área obtenida se utiliza para determinar el costo total anual de la red propuesta.

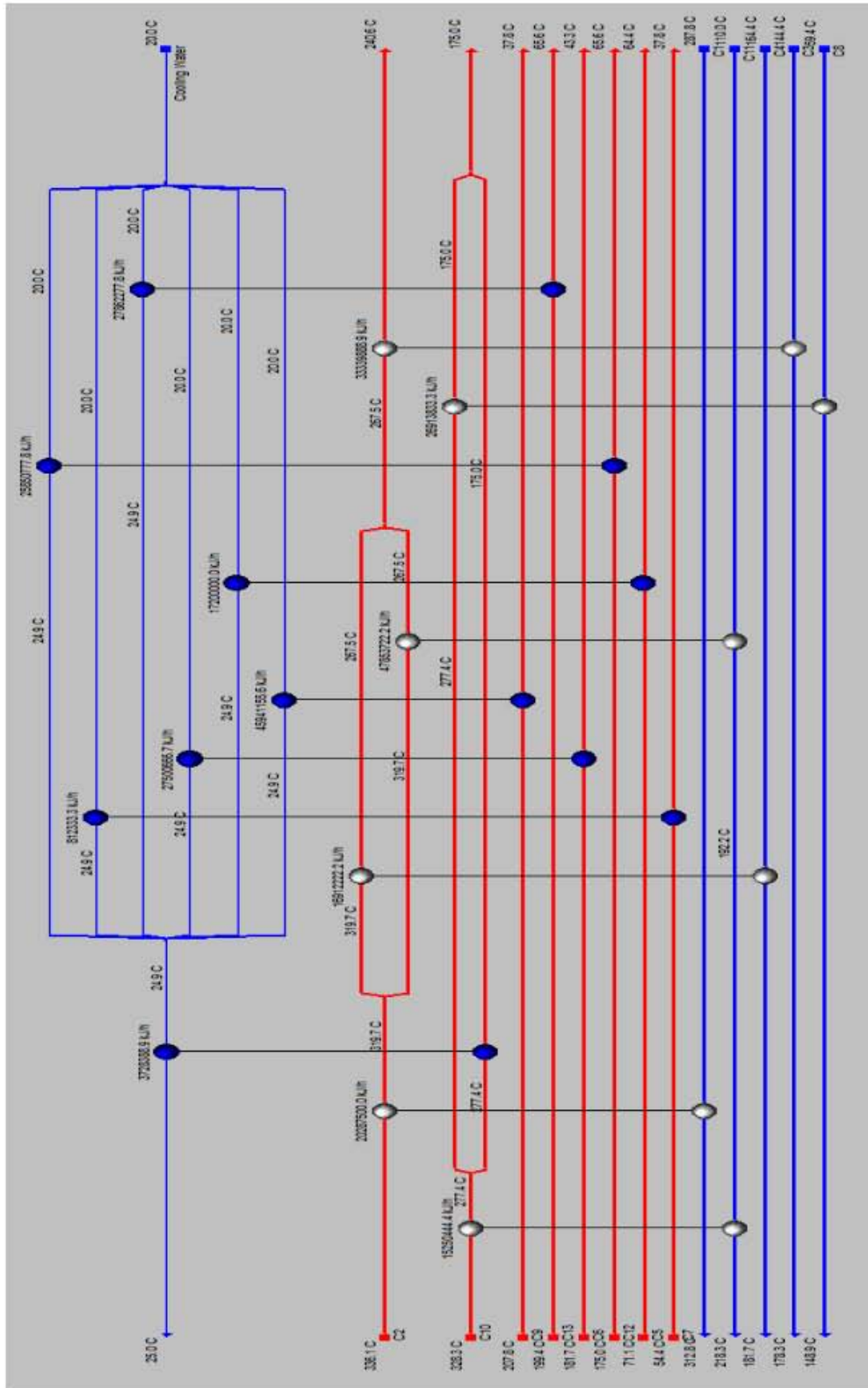


Figura 37. Red de intercambio de calor para cuando el ΔT_{min} es igual a 5.56 °C.



Network Cost Indexes			Network Performance		
	Cost Index	% of Target		HEN	% of Target
Heating [Cost/s]	0.0000	0.0000	Heating [kJ/h]	0.0000	0.0000
Cooling [Cost/s]	8.787e-003	100.0	Cooling [kJ/h]	1.489e+008	100.0
Operating [Cost/s]	8.787e-003	100.0	Number of Units	13.00	100.0
Capital [Cost]	2.276e+006	86.96	Number of Shells	24.00	40.68
Total Cost [Cost/s]	3.204e-002	90.19	Total Area [m2]	8869	106.3

Figura 38. Datos en la red cuando el ΔT_{\min} es igual a 5.56 °C.

Uno de los objetivos particulares principales es la reducción en costos con la implementación de la red propuesta, para este caso se encontró que la mejor red es cuando existe un ΔT_{\min} igual a 5.56 °C, para determinar el costo de la red basado en los índices de costo se obtiene:

Para el requerimiento de enfriamiento:

$$\begin{aligned} \text{Costo} &= Q_{\text{Req.Frío}} \times \text{indice de costo} \quad \text{Ec. 27} \\ \text{Costo} &= 148900 * 8.787e - 003 \\ \text{Costo} &= 1308.3843 \text{ \$/h} \end{aligned}$$

Costo de un año considerando 1 año de operación con 7920 h, el costo es de 10, 362, 403.66 \$/año

El cálculo del Costo total de operación se da a partir de la suma de los costos obtenidos para el requerimiento de enfriamiento y calentamiento, ya que en este caso el requerimiento de calentamiento es nulo, el costo total de operación es igual a 10, 362, 403.66 \$/año.

El costo capital (Cc) está dado por la Ec. 28, donde a: 10000, b: 800, c: 0.8 y un área de 8869 m² y N_{shell}: 24.

$$Cc = a + b * \left(\frac{\text{Area}}{N_{\text{shell}}}\right)^c * N_{\text{shell}} \quad \text{Ec.28}$$

Tabla 19

Costo capital red propuesta.

Intercambiador	Costo capital \$
E-112	264128.6241
E-106	546270.8813
E-108	105909.085
E-115	112316.468
E-107	115539.182
E-114	29063.7655
E-116	161245.699
E-118	235145.129
E-110	235590.989
E-117	154433.562
E-113	113589.584
E-109	181802.402
E-111	21407.7293
Total Costo capital	2, 276, 443.091



Para el Cc por año se utiliza un factor de anualización de 0.321 por lo que el Cc es de 730, 738.23 \$/año.

La suma del costo capital y el costo total de operación arrojan el costo total anualizado para la red actual, por lo que:

$$\text{TAC: } 730, 738.23 \text{ \$/h} + 10, 362, 403.66 \text{ \$/hr}$$

$$\text{TAC: } 11, 093, 141.89 \text{ \$/h}$$

A partir de la distribución de los equipos y el intercambio de las corrientes de calentamiento y enfriamiento, en el análisis se obtuvo que el requerimiento de calentamiento es nulo, ya que el intercambio entre las corrientes en el proceso, satisfacen la demanda energética requerida para llevar a cabo el intercambio, sin embargo, para el requerimiento de enfriamiento no se satisface la demanda de la red para satisfacerlo sin el apoyo de un servicio de enfriamiento, el requerimiento de enfriamiento a partir de la sumatoria de las corrientes, que no se satisfacen en el proceso es de 148,900 MJ/h.

Una vez obtenido el costo total anualizado para la red de intercambio de calor propuesta se puede hacer la comparativa entre los costos totales anualizados entre la red actual y la red propuesta. Para ello se muestra la Tabla 20.

Tabla 20

Comparativa de red actual y red propuesta a partir de sus costos.

	Red actual	Red propuesta
ΔT_{\min}	5.56 °C	5.56 °C
No. Intercambiadores	13	13
No. Corazas	25	24
Área	8948 m ²	8869 m ²
Requerimiento de enfriamiento	148, 821 MJ/h	148, 900 MJ/h
Costo de enfriamiento	10, 347, 476. 51 \$ /año	10, 362, 403.66 \$/año
TAC	11, 161, 110.22 \$/año	11, 093, 141.89 \$/año

Se puede observar que la disminución del costo total anualizado representa un 0.61 % con respecto al costo total anualizado de la red actual, lo que significa que la red propuesta representa una disminución de costos basado en el análisis Pinch a partir de la simulación en Aspen Hysys Energy V8.8

4.2 Algoritmo de Ponton y Donaldson

A partir del algoritmo de Ponton y Donaldson se hace una propuesta de red de intercambio de calor, para la Unidad de Coquización Retardada, con el fin de encontrar una mejor propuesta. El algoritmo se puede encontrar en el Anexo D.

La Tabla 13 muestra los datos utilizados para la red de intercambio de calor propuesta. La síntesis de la red de intercambio de calor para la unidad de coquización retardada tiene 13 corrientes, las cuales 5 corrientes son frías y requieren calentarse, 8 son calientes y requieren enfriarse. El ΔT_{\min} propuesto es de 5.56 °C.



De acuerdo al algoritmo de Ponton y Donaldson se debe escoger la corriente caliente con la mayor temperatura a la entrada y la corriente mayor fría a la salida, intercambiando la máxima cantidad posible de calor en el intercambiador, cumpliendo con los límites termodinámicos.

El primer intercambiador de calor tiene una corriente caliente con una temperatura de entrada de $T_i^{ent'} = 336.11 \text{ °C}$ y una corriente fría de salida de $T_j^{sal'} = 312.77 \text{ °C}$

Si $T_i^{ent'} - \Delta T_{\min} < T_j^{sal'}$ se debe asignar un calentador, por lo que, $336.11 \text{ °C} - 5.56 \text{ °C} = 330.55 \text{ °C}$ no debe asignarse un calentador.

El intercambio máximo de calor entre las corrientes se observa en la Figura 39 con un intercambio de calor de $Q = 20,257 \text{ MJ/h}$.

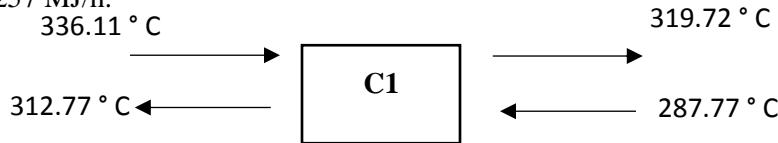


Figura 39. Temperaturas de entrada y salida para el Intercambiador C1.

Obteniendo una nueva $T_i^{ent'} = 319.72 \text{ °C}$. Siguiendo el algoritmo de Ponton y Donaldson y su máximo criterio para determinar el siguiente intercambio de calor, basado en intercambiar calor entre la corriente caliente con mayor temperatura a la entrada y la corriente fría con mayor temperatura a la salida se obtiene $T_i^{ent'} = 328.33 \text{ °C}$ y una $T_j^{sal'} = 218.33 \text{ °C}$ para C2. Al igual que en C1 no debe asignarse ningún calentador, ya que $T_i^{ent'} - \Delta T_{\min}$ no es menor que $T_j^{sal'}$. El intercambio máximo se observa en la Figura 40. Con un intercambio de calor de $Q = 45, 884 \text{ MJ/h}$.

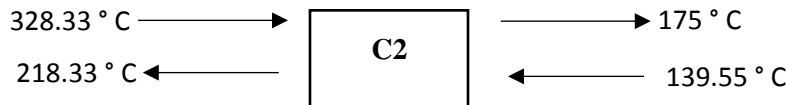


Figura 40. Temperaturas de entrada y salida para el Intercambiador C2.

Obteniendo una nueva $T_j^{sal'} = 139.55 \text{ °C}$ Para el C3 se obtiene $T_i^{ent'} = 319.72 \text{ °C}$ y una $T_j^{sal'} = 139.55 \text{ °C}$, sin asignar ningún calentador, obteniendo como intercambio de calor una $Q = 17,197 \text{ MJ/h}$, se observa en la Figura 41.

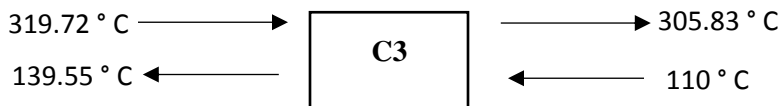


Figura 41. Temperaturas de entrada y salida para el Intercambiador C3.



Se obtiene una $T_i^{ent'} = 305.83 \text{ }^\circ\text{C}$. Para el C4 se obtiene $T_i^{ent'} = 305.83 \text{ }^\circ\text{C}$ y una $T_j^{sal'} = 181.66 \text{ }^\circ\text{C}$, sin asignar ningún calentador, obteniendo como intercambio de calor una $Q = 16, 880 \text{ MJ/h}$, se observa en la Figura 42.

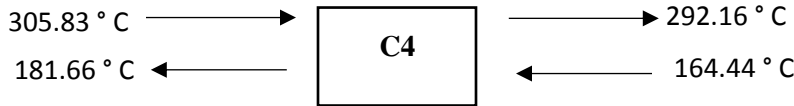


Figura 42. Temperaturas de entrada y salida para el Intercambiador C4.

Se obtiene una $T_i^{ent'} = 292.16 \text{ }^\circ\text{C}$. Para el C5 se obtiene $T_i^{ent'} = 292.16 \text{ }^\circ\text{C}$ y una $T_j^{sal'} = 178.33 \text{ }^\circ\text{C}$, sin asignar ningún calentador, obteniendo como intercambio de calor una $Q = 33, 234 \text{ MJ/h}$, se observa en la Figura 43.

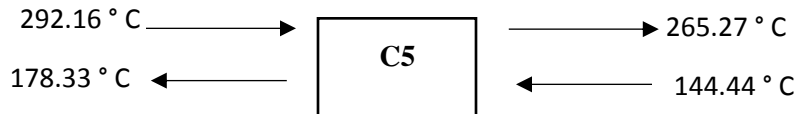


Figura 43. Temperaturas de entrada y salida para el Intercambiador C5.

Se obtiene una $T_i^{ent'} = 265.27 \text{ }^\circ\text{C}$. Para el C6 se obtiene $T_i^{ent'} = 265.27 \text{ }^\circ\text{C}$ y una $T_j^{sal'} = 148.88 \text{ }^\circ\text{C}$, sin asignar ningún calentador, obteniendo como intercambio de calor una $Q = 26, 903 \text{ MJ/h}$, se observa en la Figura 44.

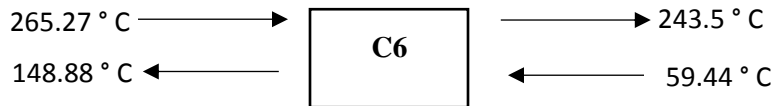


Figura 44. Temperaturas de entrada y salida para el Intercambiador C6.

Se obtiene una $T_i^{ent'} = 243.5 \text{ }^\circ\text{C}$. Las corrientes frías no satisfacen térmicamente a todas las corrientes calientes, es decir, no puede intercambiarse la corriente caliente con mayor temperatura a la entrada con la corriente fría de mayor temperatura a la salida, por lo que debe asignarse servicio de enfriamiento, para las corrientes C2 modificada, C5, C6, C7, C9, C12 y C13, el requerimiento de servicio de enfriamiento para satisfacer las corrientes es de $Q = 149, 016 \text{ MJ/h}$. La Tabla 21 muestra los datos de temperatura de entrada y salida, así como el calor intercambiado en cada equipo.



Tabla 21

Datos de red final de intercambio de calor.

Equipo	Tc ent ° C	Tc sal ° C	T f ent ° C	T f sal ° C	Q MJ/h
C1	336.11	319.72	287.77	312.77	20257
C2	328.33	175	139.55	218.33	45884
C3	319.72	305.83	110	139.55	17197
C4	305.83	292.16	164.44	181.66	16880
C5	292.16	265.27	144.44	178.33	33234
C6	265.27	243.5	59.44	148.88	26903
C2*	243.5	240.55	S.E	S.E	3872
C5*	71.11	64.44	S.E	S.E	17197
C6*	181.66	43.33	S.E	S.E	27505
C7*	54.44	37.77	S.E	S.E	812
C9*	207.77	37.77	S.E	S.E	45926
C12*	175	65.55	S.E	S.E	25848
C13*	199.44	65.55	S.E	S.E	27853

Las corrientes con un *, hacen referencia a las corrientes originales que requieren un servicio de enfriamiento (S.E).

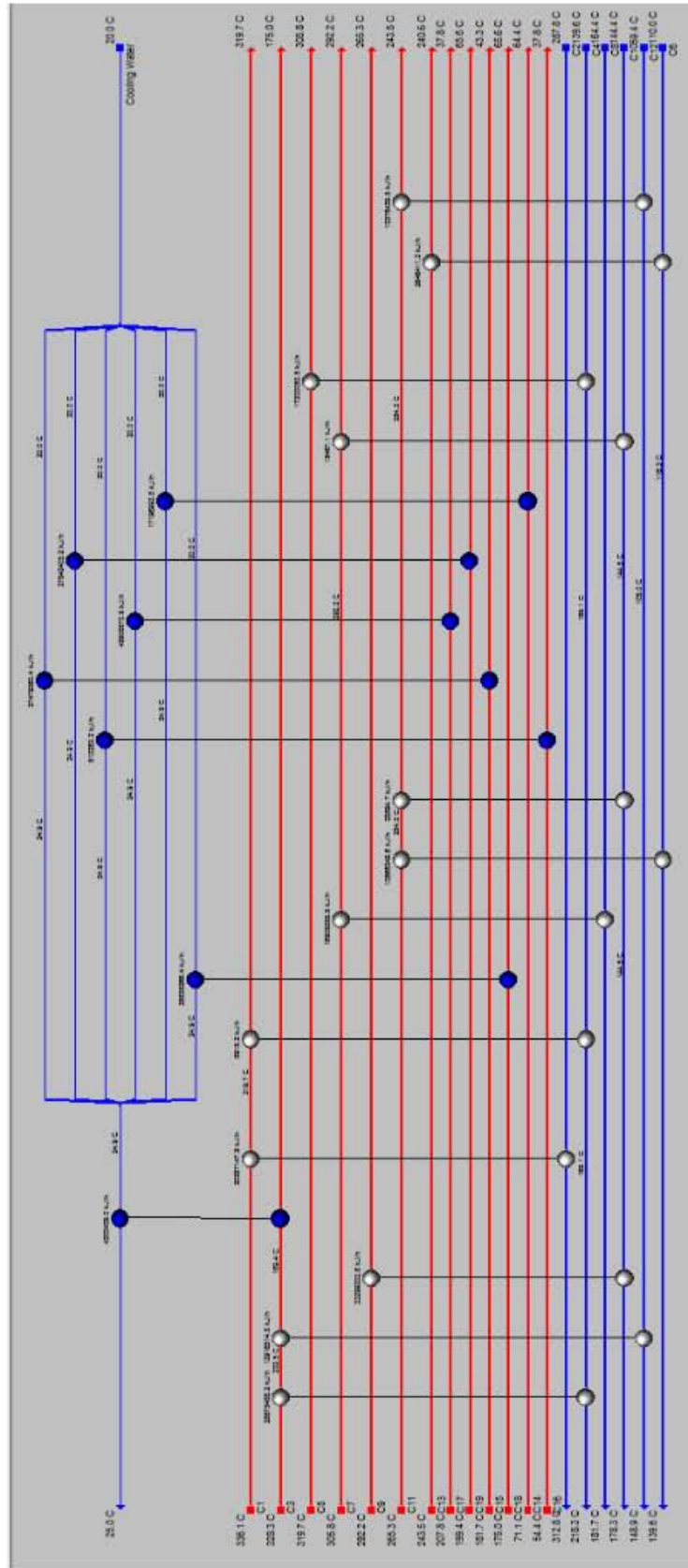


Figura 45. Red de intercambio de calor a partir del algoritmo de Ponton & Donaldson.



Network Cost Indexes			Network Performance		
	Cost Index	% of Target		HEN	% of Target
Heating [Cost/s]	0.0000	0.0000	Heating [kJ/h]	0.0000	0.0000
Cooling [Cost/s]	8.815e-003	100.0	Cooling [kJ/h]	1.494e+008	100.0
Operating [Cost/s]	8.815e-003	100.0	Number of Units	19.00	100.0
Capital [Cost]	2.381e+006	85.05	Number of Shells	29.00	37.66
Total Cost [Cost/s]	3.314e-002	88.57	Total Area [m2]	8941	107.4

Figura 46. Datos de costo total y área total para la red de intercambio, utilizando el algoritmo de Ponton & Donaldson.

4.3 Cálculo del costo de la red

Para el cálculo del costo de la red a partir de los datos obtenidos, utilizando el algoritmo de Ponton y Donaldson se obtiene un OC.

Para el requerimiento de enfriamiento:

$$Costo = Q_{Req.Frío} \times \text{índice de costo} \quad \text{Ec. 27}$$

$$Costo = 149400 \times 8.787e - 003$$

$$Costo = 1316.961 \text{ \$/h}$$

Costo de un año considerando 1 año de operación con 7920 h, el costo es de 10, 430, 331.12 \$/año

El cálculo del Costo total de operación se da a partir de la suma de los costos obtenidos para el requerimiento de enfriamiento y calentamiento, ya que en este caso el requerimiento de calentamiento es nulo, el costo total de operación es igual a 10, 430, 331.12 \$/año.

El costo capital (Cc) está dado por la Ec. 28, donde a: 10000, b: 800, c: 0.8 y un área de 8941 m² y N_{shell}: 29.

$$Cc = a + b * \left(\frac{Area}{N_{shell}}\right)^c * N_{shell} \quad \text{Ec.28}$$

Tabla 22

Especificaciones para costo capital.

Especificaciones de intercambiador	Costo Capital (\$)
CS-CS	30000 + 750A ^{0.81}
SS-SS	30000 + 1650A ^{0.81}
CS-SS	30000 + 1350A ^{0.81}

SS es acero inoxidable y Cs acero al carbono. (Shenoy, 1995)

Para el Cc por año se utiliza un factor de anualización de 0.321 por lo que el Cc es de 938, 670.6171 \$/año.

La suma del costo capital y el costo total de operación arrojan el costo total anualizado para la red actual, por lo que:

$$TAC: 938, 670. 6171 \text{ \$/h} + 10, 430, 331.12 \text{ \$/hr}$$

$$TAC: 11, 369, 001.74 \text{ \$/h}$$



Capítulo 5 Análisis de resultados

La importancia y el objetivo del análisis de la red actual consistieron en demostrar la eficacia del análisis Pinch como herramienta para la recuperación energética en una red de intercambio de calor, basado en los requerimientos mínimos de energía, así como la propuesta de una nueva red a partir de una simulación, utilizando como herramienta el software Aspen Energy Analyzer V8.8, y una red a partir del método Ponton & Donaldson basado en reglas heurísticas, lo cual arrojó una serie de resultados por analizar.

La Tabla 23 muestra los datos arrojados en ambos métodos, para la determinación de la mejor red propuesta.

Tabla 23

Propuestas de redes de intercambio de calor.

	Red actual	Red propuesta	Red Ponton & Donaldson
ΔT_{\min}	5.56 °C	5.56 °C	5.56 °C
No. Intercambiadores	13	13	19
No. Corazas	25	24	29
Área	8948 m ²	8869 m ²	8941 m ²
Requerimiento de enfriamiento	148, 821 MJ/h	148, 900 MJ/h	149, 400 MJ/h
Costo de enfriamiento	10, 347, 476. 51 \$ /año	10, 362, 403.66 \$/año	10, 430, 331. 12 \$/año
TAC	11, 161, 110.22 \$/año	11, 093, 141.89 \$/año	11, 369, 001. 74 \$/año

El criterio para el diseño de una red de intercambiadores de calor se basa en el intercambio de calor entre las corrientes de proceso y el ahorro de servicios que se genera, el principal objetivo de encontrar un ΔT_{\min} adecuado para el diseño de la red es que es proporcional a los requerimientos energéticos en la red, es decir, a mayor ΔT_{\min} mayor requerimiento energético y a menor ΔT_{\min} menor requerimiento energético, esto hace indicar también que es proporcional al costo de la red, ya que una de las variables utilizadas es, el costo del requerimiento energético, así como el área requerida. Para la red actual se encontró un $\Delta T_{\min} = 5.56$ °C, esto quiere decir que utiliza un ΔT_{\min} menor. Para encontrar el mejor ΔT_{\min} para la red propuesta se hicieron varias simulaciones con diferentes ΔT_{\min} en un rango de 5. 56 °C hasta 30.56 °C, el objetivo de proponer diferentes ΔT_{\min} es encontrar la mejor red de intercambio de calor, reduciendo el consumo energético, obteniendo los requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento, a partir de este ΔT_{\min} , entre las corrientes que intercambian calor en el extremo crítico de un intercambiador proporcionando el mejor costo de servicio y equipo, los datos obtenidos arrojaron que en el intervalo de 5.56 °C a 16. 67 °C la carga requerida aproximada era de 149, 000 MJ/h, mientras que en el intervalo de 19.44 °C a 30.56 °C la carga requerida era de 154, 310 MJ/h hasta 160, 370 MJ/h, por lo que el mejor ΔT_{\min} fue de 5.56 °C, para determinar el ΔT_{\min} para la red de intercambio de calor basada en el método de Ponton & Donaldson se toma como base una regla heurística, que dice de acuerdo a [1], que el rango para encontrar el mejor ΔT_{\min} para la red propuesta a partir del uso del método Pinch, va de 5.56 °C a 11. 11 °C, por lo que a menor ΔT_{\min} , menor costo, el $\Delta T_{\min} = 5.56$ °C. Esto quiere decir que para la red propuesta a partir del método Pinch y la red por



Ponton & Donaldson en ambos casos fue de $5.56\text{ }^{\circ}\text{C}$, que es la misma $\Delta T_{\text{mín}}$ obtenida para la red actual. En el análisis Pinch la obtención de los requerimientos mínimos de energía se utiliza para la estimación de costo de la red de intercambio de calor y a su vez el conocimiento de las áreas de transferencia de calor. Para ambos casos el área de transferencia de calor se obtuvo a partir de la fórmula Bath, utilizada para la estimación del área en la red de intercambio de calor propuesta por el método Pinch y a su vez por Ponton & Donaldson, el área obtenida para la red actual fue de 8948 m^2 atribuida al número de intercambiadores 13 utilizados, así como el número de corazas 25, para la red propuesta fue de 13 intercambiadores y 24 corazas y un área de 8869 m^2 , la variación existente entre la red actual y la red propuesta por el número de corazas obtenidas, se atribuye al mayor cambio para la elección de la mejor red, ya que al aumentar el valor en el número de corazas, se ve afectado el costo porque es directamente proporcional al costo capital, ya que una de sus variables es el número de corazas, esto quiere decir que a mayor número de corazas mayor costo capital, por lo que mayor costo total anualizado. Para el área de la red propuesta por Ponton & Donaldson se obtuvo un área de 8941 m^2 , esto debido a que se requieren 19 intercambiadores y 29 número de corazas.

La obtención del requerimiento energético arrojó resultados muy similares, para la red actual se obtuvo una carga requerida de $148,821\text{ MJ/h}$, para la red propuesta una carga de $148,900\text{ MJ/h}$ y para la red por Ponton & Donaldson $149,900\text{ MJ/h}$, ya que la carga hace referencia a la cantidad energética mínima requerida para satisfacer el intercambio entre las corrientes para llegar a la temperatura deseada a la entrada o a la salida del intercambiador, entre la carga requerida actual y la carga requerida para la red propuesta hay una diferencia de 79 MJ/h , lo que hace prácticamente similar el requerimiento energético entre ambas, la variación de la red actual en su requerimiento energético se debe a las condiciones requeridas en cada intercambiador, el requerimiento se obtuvo a partir del análisis de las corrientes en el proceso de la unidad de coquización retardada, a partir de las cargas requeridas en cada intercambiador. Las cargas obtenidas nos arrojan el requerimiento mínimo de energía, en los tres casos el servicio utilizado para cubrir la demanda fue de agua de enfriamiento, sólo se requiere de servicio de enfriamiento ya que la red actual presenta un problema de umbral, esto quiere decir que sólo es requerido un servicio auxiliar, para este caso fue agua de enfriamiento.

A partir del requerimiento de enfriamiento se obtuvo el costo de enfriamiento para cada caso, para la red actual el costo fue de $10,347,476.51\text{ } \$/\text{año}$, mientras que para la red propuesta es de $10,362,403.66\text{ } \$/\text{año}$ y para la red por Ponton & Donaldson es de $10,430,331.12\text{ } \$/\text{año}$, hay un diferencia entre la red actual y la red propuesta de $14,927.15\text{ } \$/\text{año}$ lo que concierne para la red actual y la red propuesta por Ponton & Donaldson es de $82,854.61\text{ } \$/\text{año}$, el valor del costo requerido se obtuvo a partir de los índices de costos obtenidos en la simulación en Aspen Energy Analyzer V8.8, esto quiere decir que a mayor índice de costo mayor costo de enfriamiento, por lo que la red propuesta a partir de Ponton & Donaldson es la red con mayor requerimiento de enfriamiento y con mayor costo.

Una vez obtenidos los costos requeridos de enfriamiento para cada red, así como el área, el número de corazas, el número de intercambiadores y el $\Delta T_{\text{mín}}$ fue factible calcular el costo total anual, siendo la suma del costo capital y el costo total de operación, el costo de operación se da a partir de la suma de los costos obtenidos para el requerimiento de enfriamiento y calentamiento, en los tres casos se presentó un problema de umbral, por lo que el costo de calentamiento es nulo, haciendo que el costo de operación sea únicamente el costo de enfriamiento con 1 año de operación con 7920 h , el costo capital está dado por las variables a: 10000 , b: 800 y c: 0.8 que representan los coeficientes de ley de costo, estos valores se obtuvieron a partir de la simulación en Aspen Energy Analyzer V8.8 así como el área requerida y el número de corazas, haciendo una comparativa en los resultados obtenidos para el costo total anual, en la red actual se obtiene $11,161,110.22\text{ } \$/\text{año}$, para la red propuesta $11,093,$



141.89 \$/año y para la red a partir de Ponton & Donaldson 11, 369, 001. 74 \$/año, sí se hace una comparativa entre el costo total anual entre la red propuesta a partir del método Pinch utilizando el software de simulación Aspen Energy Analyzer V8.8 y la red a partir de Ponton & Donaldson hay una diferencia de 275, 859.85 \$/año, por lo que indica en este caso que la red propuesta a partir del método Pinch es la mejor red en cuanto a el costo total anual, sí se compara con la red actual hay una diferencia de 67, 968. 33 \$/año haciendo que la red propuesta sea mejor en cuanto el costo total anual. Hasta este punto se podría predecir que la red actual no tendría ningún cambio significativo utilizando el método Pinch, sin embargo, el punto clave para demostrar la eficacia del método Pinch se pudo observar a partir del número de intercambiadores y el número de corazas utilizadas ya que esto representa un cambio en el costo capital que afecta directamente el costo total anual. De esta manera la red propuesta por el método Pinch representa la eficacia del método, así como la reducción en el costo total anual. De manera sintetizada en el análisis, la red propuesta y el método de Ponton & Donaldson arrojaron sólo un requerimiento energético, enfriamiento, tratándose de un problema de umbral. Para la red actual se obtuvo un requerimiento mínimo de enfriamiento con una carga de 148, 821 MJ/h, para la red propuesta se obtuvo una carga de 148, 900 MJ/h de requerimiento de enfriamiento y para la red propuesta por Ponton & Donaldson se obtuvo una carga de enfriamiento de 149, 400 MJ/h arrojando una carga mayor del 0.38 %, con respecto a la red actual. Para el área total de la red, la red actual arroja un área de 8948 m², mientras que para la simulación se obtuvo un área de 8869 m² y para la red propuesta por Ponton & Donaldson un área de 8941 m², para el número de unidades para la red actual y la red propuesta en ambos casos fue de 13 unidades y para Ponton & Donaldson 19 unidades, en el número de corazas en la red propuesta se obtuvieron 24 y en la red actual 25, mientras que para la red propuesta por Ponton & Donaldson fue de 29 corazas, al calcular el costo total anualizado se obtuvo 11, 161, 110.22 \$/año para la red actual, para la red propuesta 11, 093, 141.89 \$/año y para la red propuesta por Ponton & Donaldson fue de 11, 369, 001.74 \$/año, aumentado un 2.48 % lo que concierne a la red propuesta, esto quiere decir que ante mayor número de corazas, mayor costo total anualizado, sí se mantienen constantes las variables de costos y sólo hay una variación en el costo energético utilizado por la red, se puede efectuar el análisis Pinch para obtener una reducción en costos siendo factible, al realizar el análisis se puede observar que la red actual representa un problema de umbral, ya que la propia red satisface los requerimientos energéticos de calentamiento, sin embargo no satisface los requerimientos mínimos de enfriamiento por lo que es necesario un servicio auxiliar, en todos los casos es agua de enfriamiento, la propuesta de un ΔT_{\min} menor arroja un costo menor en la red, como se puede visualizar en la Tabla 16, así como la comparativa entre la red actual y la red propuesta, en la Tabla 20.

La red actual propuesta se muestra en la Figura 37, en ella se obtuvieron 13 unidades y 24 corazas, mientras que en la red actual 13 unidades y 25 corazas, por lo que como ya se mencionó mostró un cambio significativo para el costo total anualizado, con un ahorro en el costo total de 67, 968.33 \$/año.

Una de las variables para la elección de la red de intercambio de calor se basa en el arreglo de la red de intercambio de calor, de ello dependerá el número de unidades a utilizar así como el número de corazas, afectando directamente el área total requerida, para obtener diferentes propuestas de redes de intercambio de calor se utiliza el software de simulación Aspen Energy Analyzer V8.8, con diferentes arreglos.

La Tabla 24 muestra los resultados obtenidos para cuando el $\Delta T_{\min} = 5.56$ °C con los diferentes arreglos propuestos.



Tabla 24

Arreglos para red de intercambio de calor.

ΔT_{\min} (°C)	Arreglo	N° de unidades	N° de corazas	Área total (m ²)
5.56	1-1	13	25	8927
5.56	1-2	13	24	8914
5.56	1-3	14	25	9211
5.56	3-2	13	24	8869

Lo que arroja que el mejor arreglo propuesto es cuando hay una máxima división en las corrientes de tres y dos con un área total de 8869 m², 13 unidades y 24 corazas para un $\Delta T_{\min} = 5.56$ °C, ya que se puede observar que hay una variación en el área que va relacionada por el número de unidades y el número de corazas utilizadas.



CONCLUSIONES

La unidad de coquización retardada es un proceso de craqueo térmico utilizado en las refinerías para convertir residuos de petróleo (fondos de destilación de vacío de petróleo crudo) en corrientes de productos líquidos y gaseosos dejando un material sólido de carbón concentrado, el coqué de petróleo, es un proceso con alta demanda energética por lo que uno de los principales costos es el energético, por lo que en su red de intercambio de calor se busca minimizar el consumo energético a partir de sus servicios auxiliares, por lo que es ideal llevar a cabo un análisis Pinch.

El análisis Pinch minimiza el consumo de energía a partir de una diferencia de temperaturas y del arreglo de los equipos de proceso en una red de intercambio de calor, en donde hay la máxima recuperación de calor. A partir de este trabajo, con base en los resultados obtenidos por el software de simulación Aspen Energy Analyzer V8.8, para los diferentes valores de ΔT_{\min} propuestos, se concluye que a partir de la cascada de calor, curvas compuestas y gran curva compuesta el análisis Pinch resulta ser eficiente para la integración energética de la unidad de coquización retardada, ya que arroja la mejor red con servicios mínimos requeridos y costos.

El análisis de la red se hizo a partir del análisis Pinch para encontrar los requerimientos de servicios auxiliares, para llegar a una comparativa entre los requerimientos actuales y los requerimientos obtenidos a partir del análisis Pinch, para llevar un análisis energético en la red existente, se sabe que el consumo mínimo de energía depende del valor del ΔT_{\min} , al realizar el análisis de la red actual, se obtuvo el requerimiento de servicio de enfriamiento de 148,821 MJ/h sin existencia de servicios de calentamiento, ya que la red actual cubre estos requerimientos. Se encontró que la red tiene un ΔT_{\min} : 5.56 °C, haciendo la comparación con los requerimientos mínimos de servicios obtenidos por el análisis Pinch en el simulador, se encontró que la mejor ΔT_{\min} con base en costos es de 5.56 °C, esto quiere decir que tiene un consumo de servicios de enfriamiento de 148,821 MJ/h, lo que indica que la red actual utiliza los servicios mínimos de enfriamiento con un costo total anualizado de 11, 161, 110.22 \$/ año y un área total de 8948 m².

A partir de los resultados obtenidos por el análisis Pinch en el software de simulación Aspen Energy Analyzer V8.8 con base en su red, se encontró que la mejor red propuesta, es cuando existe un ΔT_{\min} = 5.56 °C, con una máxima división en las corrientes de tres y dos, para un índice de costo total anualizado de 11, 093, 141.89 \$/año, 13 unidades, 24 corazas y un área total de 8869 m², ya que ofrece la mejor área y costo.

Los resultados obtenidos para el método de Ponton & Donaldson arrojaron un área de 8941 m² con un ΔT_{\min} : 5.56 °C, al hacer una comparativa entre la red actual y la red propuesta, la red propuesta resulta ser la más eficiente por su costo y la distribución del intercambio de calor en la red.

Al realizar un análisis Pinch siempre se encuentran los requerimientos mínimos de enfriamiento y calentamiento con una propuesta de ΔT_{\min} . Sin embargo, esto no es cierto para todos los problemas, al reducir el ΔT_{\min} propuesto, se alcanza un punto en el que no se requiere de una utilidad ya sea en enfriamiento o calentamiento. El requerimiento de una sola utilidad es denominado problema de umbral. Ya que la red actual y la red propuesta, sólo requieren de servicio de enfriamiento, se trata de un problema umbral que no contiene un punto de pliegue, requiriendo sólo de un servicio y no los dos a la vez, haciendo que el diseño de la red sea diferente, en comparación con el diseño de una red convencional.



Se puede concluir que las reglas básicas para diseñar el área de consumo mínimo de utilidades según el análisis Pinch son:

- No transferir calor a través del punto de Pliegue.
- No se usan utilidades frías sobre el punto de Pliegue.
- No se usan utilidades calientes por debajo del punto de Pliegue.

Para la red propuesta y el análisis Pinch se utilizó como herramienta el simulador Aspen Energy Analyzer V8.8 lo cual se puede concluir:

- Posee un método sistemático para el diseño integrado de plantas de proceso.
- Identifica el consumo mínimo de requerimiento energético.
- Considera al mismo tiempo el costo de energía y de capital.
- Considera y compara diferentes opciones de diseño desde el punto económico.
- Se puede aplicar en plantas existentes o nuevas.

En conclusión el análisis Pinch identifica el costo de energía de la red de intercambio de calor a partir del punto de pliegue, encontrado los requerimientos mínimos de energía prediciendo el área de transferencia de calor y el número de unidades en un proceso, permitiendo diseñar una red que satisfaga los requerimientos mínimos de energía para la reducción del costo total anualizado, por lo tanto su objetivo principal es la integración energética en una red de intercambio de calor, reduciendo las cargas externas de servicios auxiliares, para tener un impacto económico.

El análisis Pinch se puede llevar a cabo a partir de la cascada de calor, curvas compuestas, gran curva compuesta y el algoritmo de la tabla problema, en ellos se busca encontrar los requerimientos mínimos de energía a partir de un punto de pliegue.

Las curvas compuestas se utilizan para la predicción de requerimientos mínimos de energía, mínima área de transferencia de calor y el número mínimo de unidades de intercambiadores requeridos a partir de la suma acumulada de entalpías de las corrientes en los intervalos de temperatura.

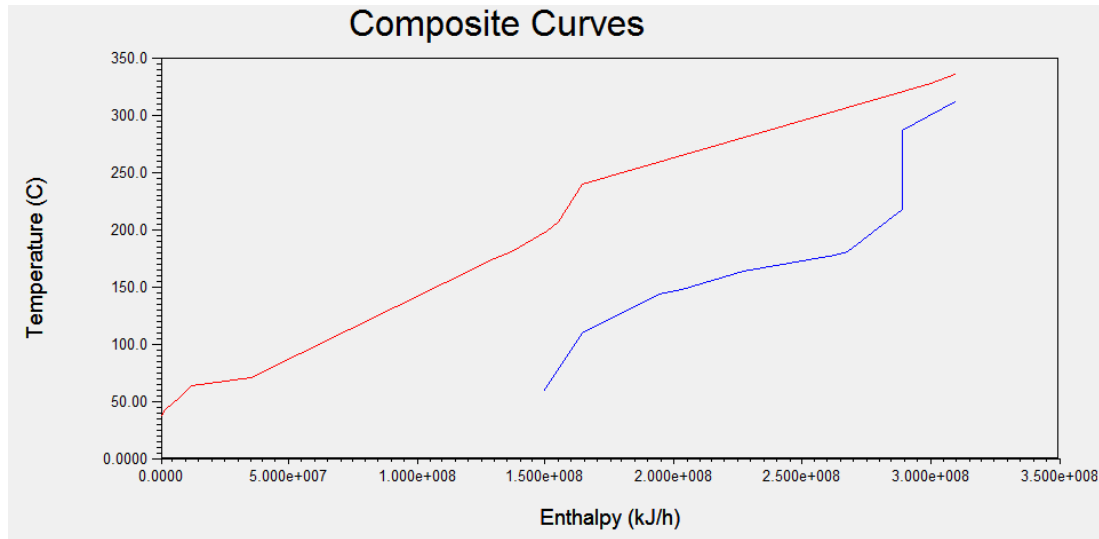
El punto de Pliegue y el ΔT_{\min} determinan cuán estrechamente pueden ser "pinchadas" las curvas compuestas, sin violar la segunda ley de la termodinámica, a su vez entre menor sea el ΔT_{\min} de la red de intercambio de calor, menor será el costo de esta.



ANEXO A Curvas Compuestas

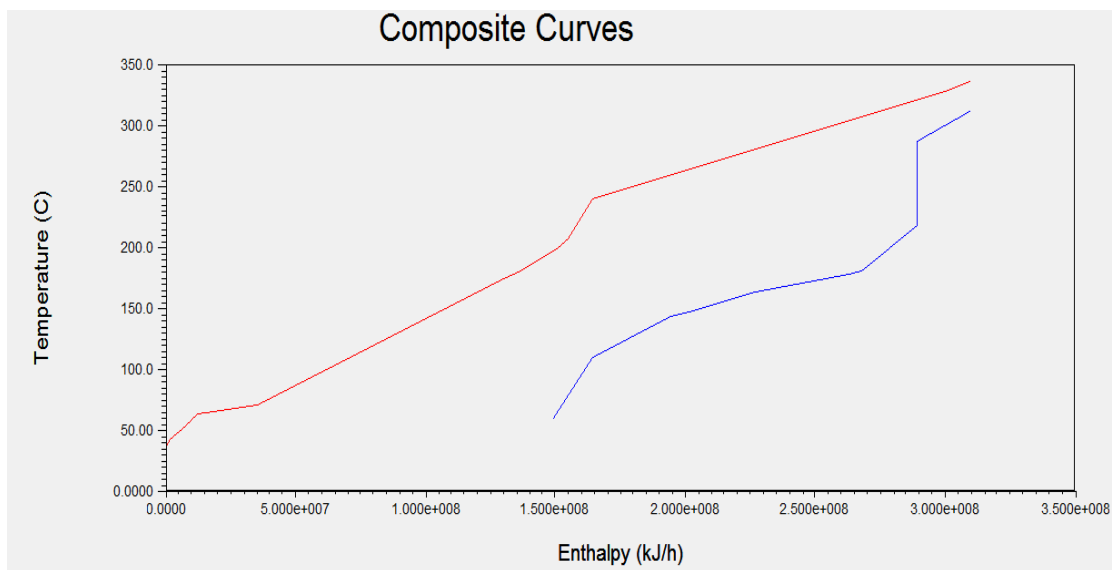
Se puede observar las diferentes Curvas Compuestas obtenidas en el software de simulación Aspen Energy Analyzer V8.8, para los diferentes ΔT_{\min} propuestos.

En la Gráfica 5 se observan las curvas compuestas para un $\Delta T_{\min} = 5.56 \text{ }^\circ\text{C}$, en donde presentan un problema de umbral, con un solo requerimiento energético de enfriamiento.



Gráfica 5. Curvas compuestas con un $\Delta T_{\min} = 5.56 \text{ }^\circ\text{C}$.

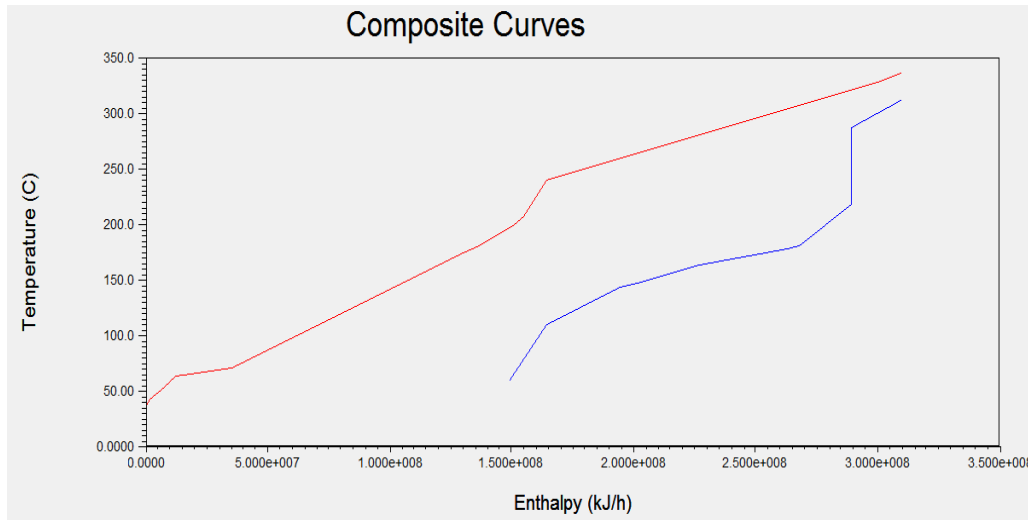
En la Gráfica 6 se observan las curvas compuestas para un $\Delta T_{\min} = 8.33 \text{ }^\circ\text{C}$, en donde presentan un problema de umbral, con un solo requerimiento energético de enfriamiento.



Gráfica 6. Curvas compuestas con un $\Delta T_{\min} = 8.33 \text{ }^\circ\text{C}$.

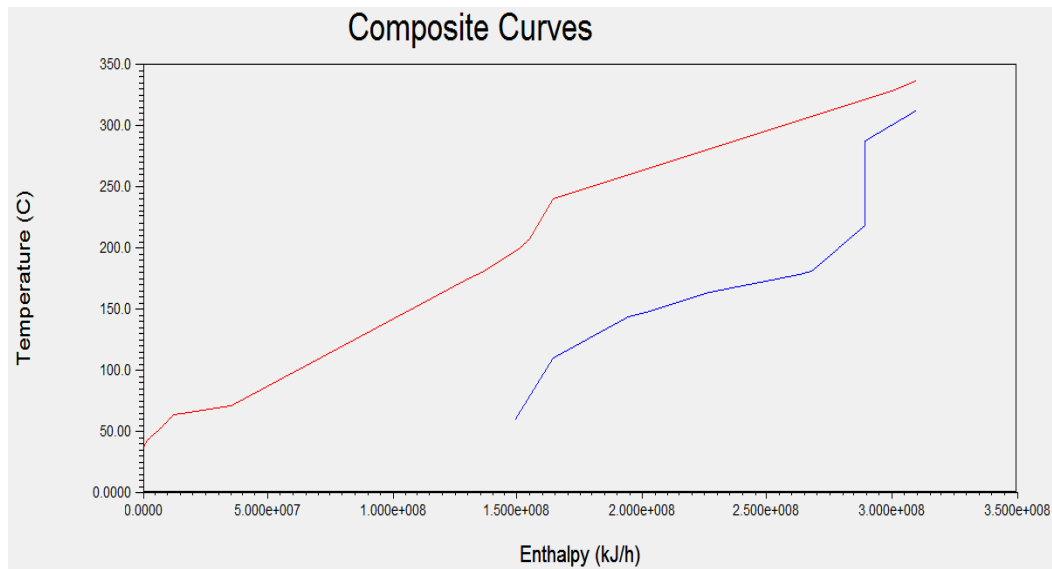


En la Gráfica 7 se observan las curvas compuestas para un $\Delta T_{\text{mín}} = 11.11 \text{ }^\circ\text{C}$, en donde presentan un problema de umbral, con un solo requerimiento energético de enfriamiento.



Gráfica 7. Curvas compuestas con un $\Delta T_{\text{mín}} = 11.11 \text{ }^\circ\text{C}$.

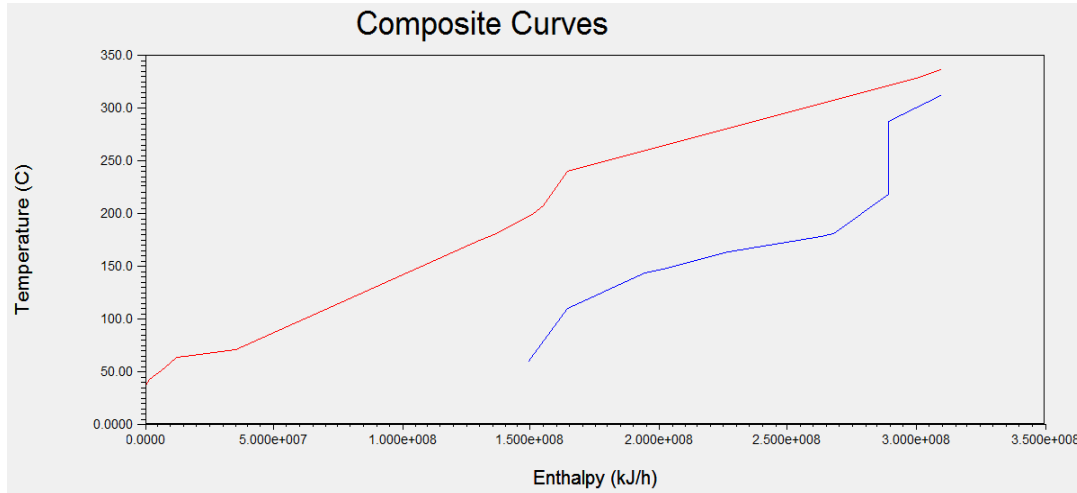
En la Gráfica 8 se observan las curvas compuestas para un $\Delta T_{\text{mín}} = 13.89 \text{ }^\circ\text{C}$, en donde presentan un problema de umbral, con un solo requerimiento energético de enfriamiento.



Gráfica 8. Curvas compuestas con un $\Delta T_{\text{mín}} = 13.89 \text{ }^\circ\text{C}$.

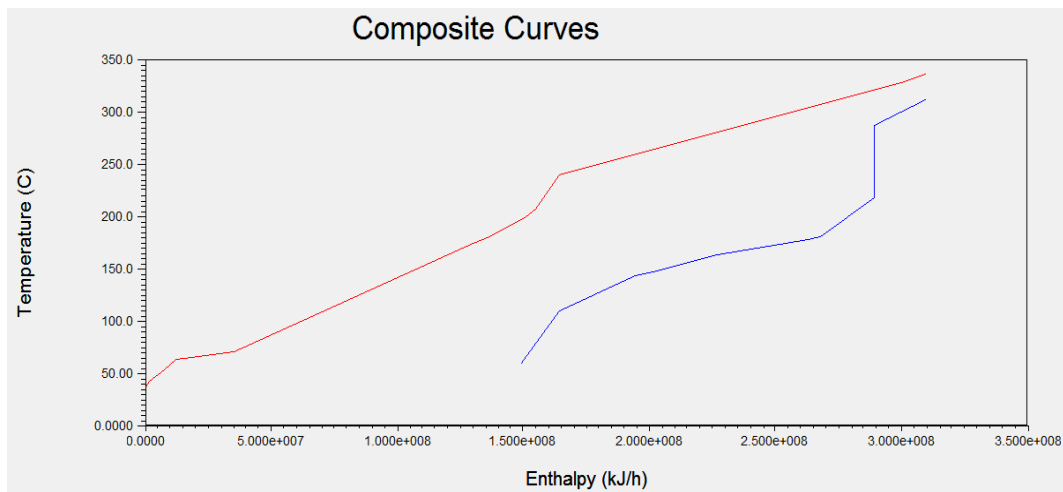


En la Gráfica 9 se observan las curvas compuestas para un $\Delta T_{\min} = 16.67 \text{ }^\circ\text{C}$, en donde presentan un problema de umbral, con un solo requerimiento energético de enfriamiento.



Gráfica 9. Curvas compuestas con un $\Delta T_{\min} = 16.67 \text{ }^\circ\text{C}$.

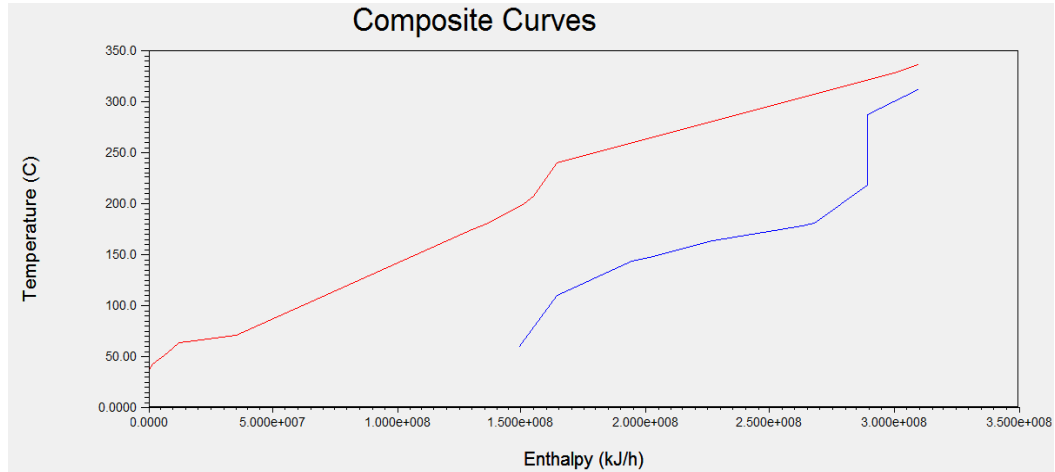
En la Gráfica 10 se observan las curvas compuestas para un $\Delta T_{\min} = 19.44 \text{ }^\circ\text{C}$, en donde presentan un problema de umbral, con un solo requerimiento energético de enfriamiento.



Gráfica 10. Curvas compuestas con un $\Delta T_{\min} = 19.44 \text{ }^\circ\text{C}$.

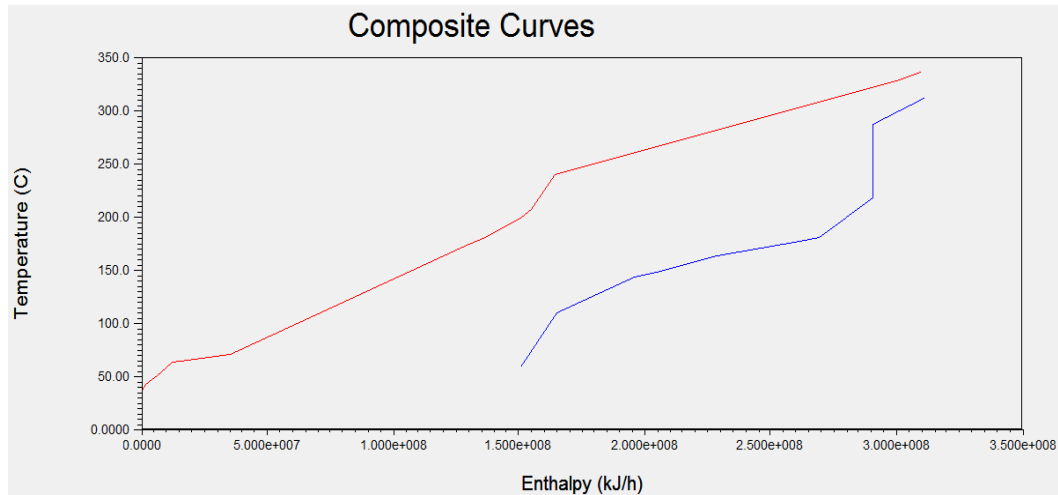


En la Gráfica 11 se observan las curvas compuestas para un $\Delta T_{\min} = 22.22 \text{ }^\circ\text{C}$, en donde presentan un problema de umbral, con un solo requerimiento energético de enfriamiento.



Gráfica 11. Curvas compuestas con un $\Delta T_{\min} = 22.22 \text{ }^\circ\text{C}$.

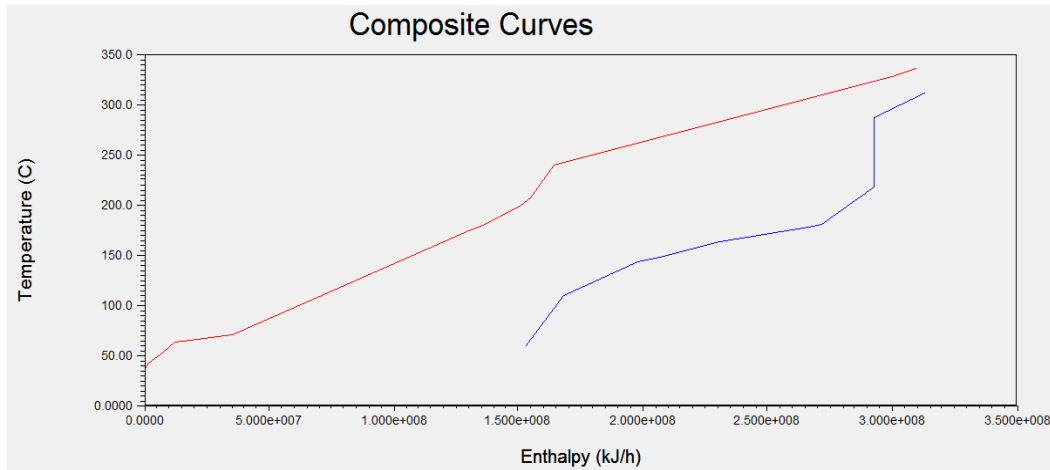
En la Gráfica 12 se observan las curvas compuestas para un $\Delta T_{\min} = 25 \text{ }^\circ\text{C}$, en donde presentan un requerimiento energético de enfriamiento mayor que el requerimiento energético de calentamiento.



Gráfica 12. Curvas compuestas con un $\Delta T_{\min} = 25 \text{ }^\circ\text{C}$.

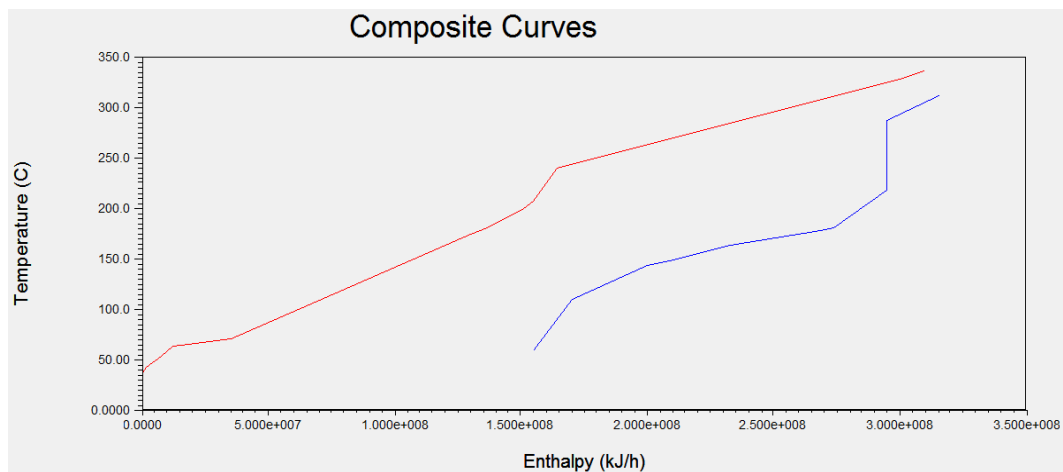


En la Gráfica 13 se observan las curvas compuestas para un $\Delta T_{\min} = 27.78 \text{ }^\circ\text{C}$, en donde presentan un requerimiento energético de enfriamiento mayor que el requerimiento energético de calentamiento.



Gráfica 13. Curvas compuestas con un $\Delta T_{\min} = 27.78 \text{ }^\circ\text{C}$.

En la Gráfica 14 se observan las curvas compuestas para un $\Delta T_{\min} = 30.56 \text{ }^\circ\text{C}$, en donde presentan un requerimiento energético de enfriamiento mayor que el requerimiento energético de calentamiento.



Gráfica 14. Curvas compuestas con un $\Delta T_{\min} = 30.56 \text{ }^\circ\text{C}$.

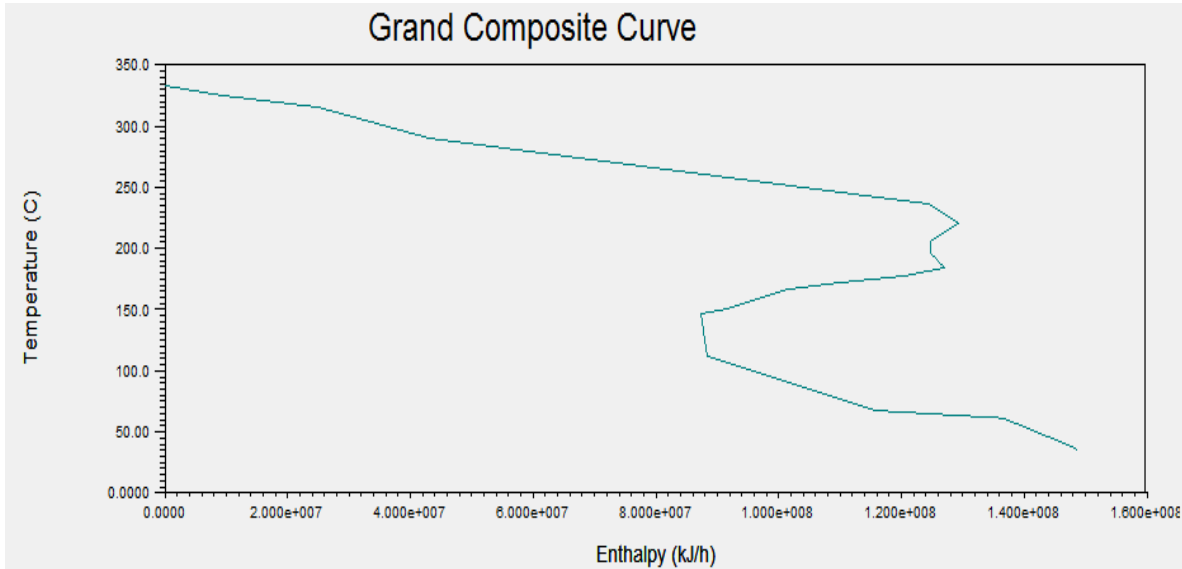


ANEXO B

Gran Curva Compuesta

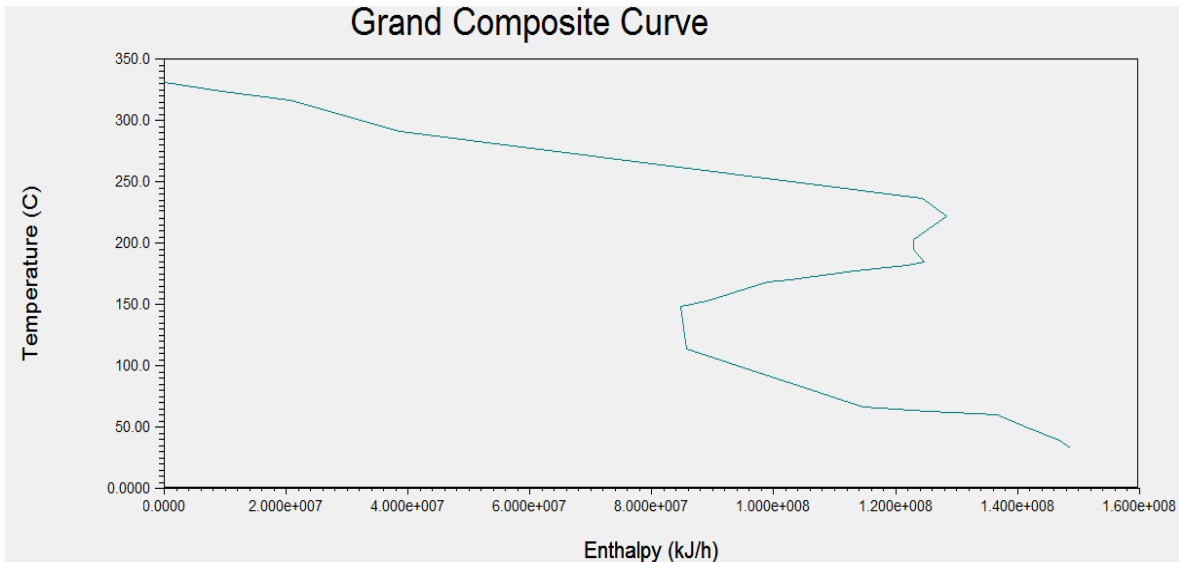
Se puede observar las diferentes gráficas de la Gran Curva Compuesta, obtenidas en el software de simulación Aspen Energy Analyzer V8.8, para los diferentes ΔT_{\min} propuestos.

En la Gráfica 15 se observa que no existe un punto de pliegue para la gran curva compuesta cuando el $\Delta T_{\min} = 5.56 \text{ }^\circ\text{C}$, existiendo sólo un requerimiento energético de enfriamiento.



Gráfica 15. Gran curva compuesta con un $\Delta T_{\min} = 5.56 \text{ }^\circ\text{C}$.

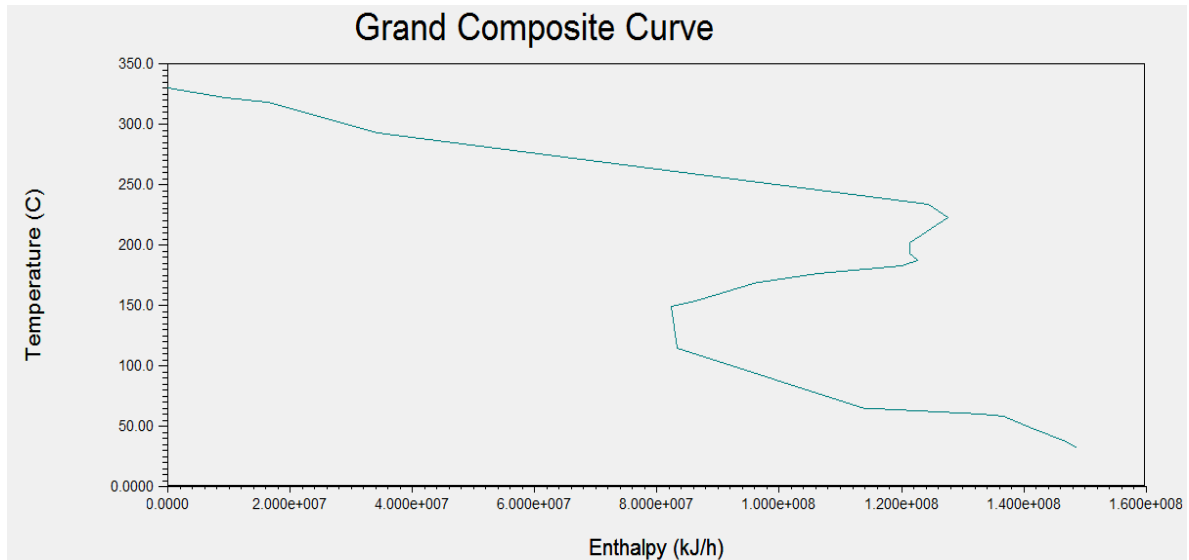
En la Gráfica 16 se observa que no existe un punto de pliegue para la gran curva compuesta cuando el $\Delta T_{\min} = 8.33 \text{ }^\circ\text{C}$, existiendo sólo un requerimiento energético de enfriamiento.



Gráfica 16. Gran curva compuesta con un $\Delta T_{\min} = 8.33 \text{ }^\circ\text{C}$.

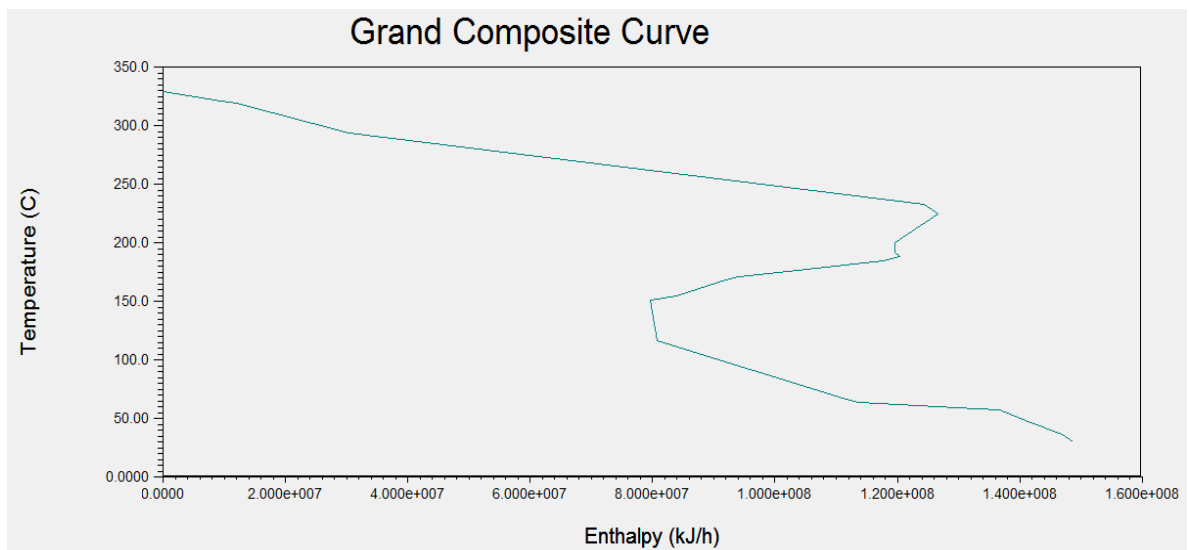


En la Gráfica 17 se observa que no existe un punto de pliegue para la gran curva compuesta cuando el $\Delta T_{\text{mín}} = 11.11 \text{ }^\circ\text{C}$, existiendo sólo un requerimiento energético de enfriamiento.



Gráfica 17. Gran curva compuesta con un $\Delta T_{\text{mín}} = 11.11 \text{ }^\circ\text{C}$.

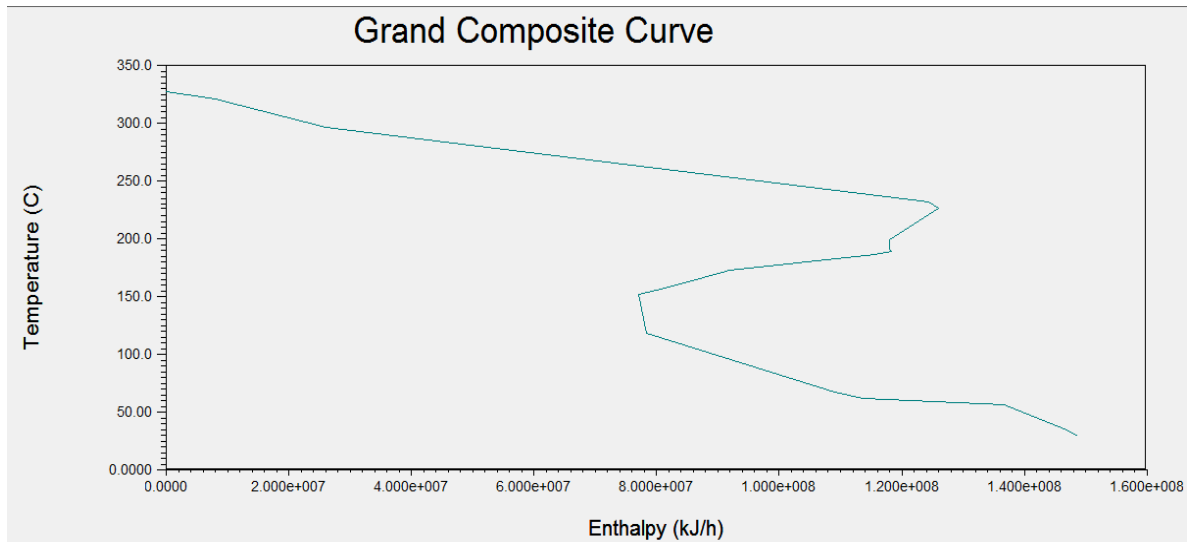
En la Gráfica 18 se observa que no existe un punto de pliegue para la gran curva compuesta cuando el $\Delta T_{\text{mín}} = 13.89 \text{ }^\circ\text{C}$, existiendo sólo un requerimiento energético de enfriamiento.



Gráfica 18. Gran curva compuesta con un $\Delta T_{\text{mín}} = 13.89 \text{ }^\circ\text{C}$.

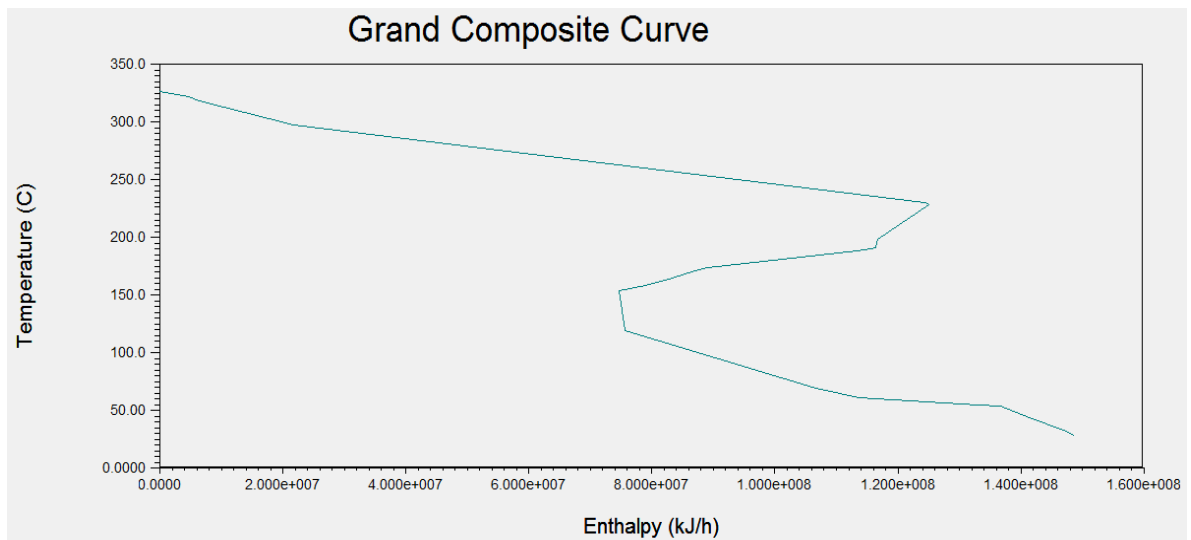


En la Gráfica 19 se observa que no existe un punto de pliegue para la gran curva compuesta cuando el $\Delta T_{\min} = 16.67\text{ }^{\circ}\text{C}$, existiendo sólo un requerimiento energético de enfriamiento.



Gráfica 19. Gran curva compuesta con un $\Delta T_{\min} = 16.67\text{ }^{\circ}\text{C}$.

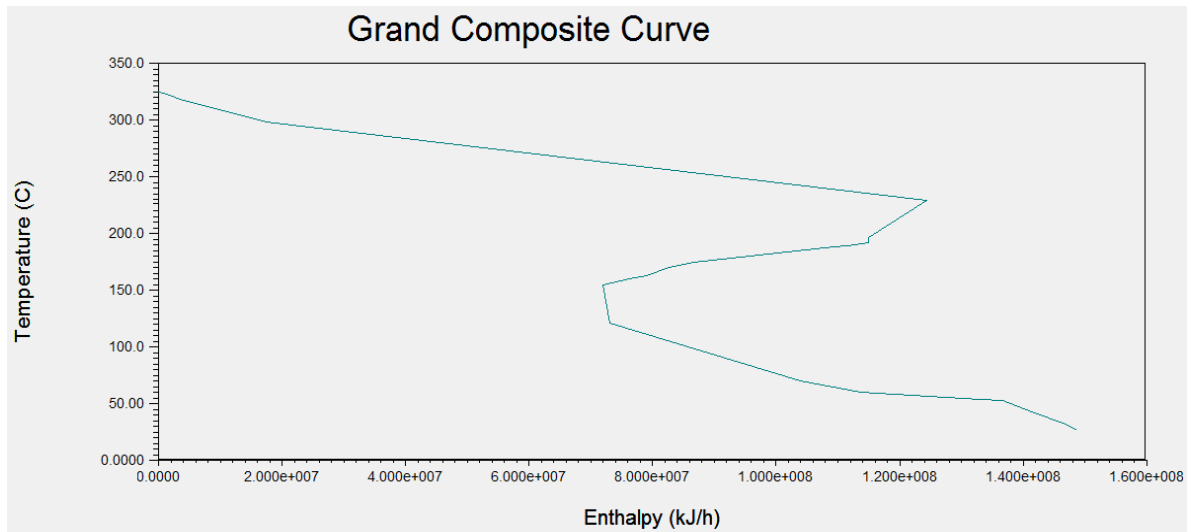
En la Gráfica 20 se observa que no existe un punto de pliegue para la gran curva compuesta cuando el $\Delta T_{\min} = 19.44\text{ }^{\circ}\text{C}$, existiendo sólo un requerimiento energético de enfriamiento.



Gráfica 20. Gran curva compuesta con un $\Delta T_{\min} = 19.44\text{ }^{\circ}\text{C}$.

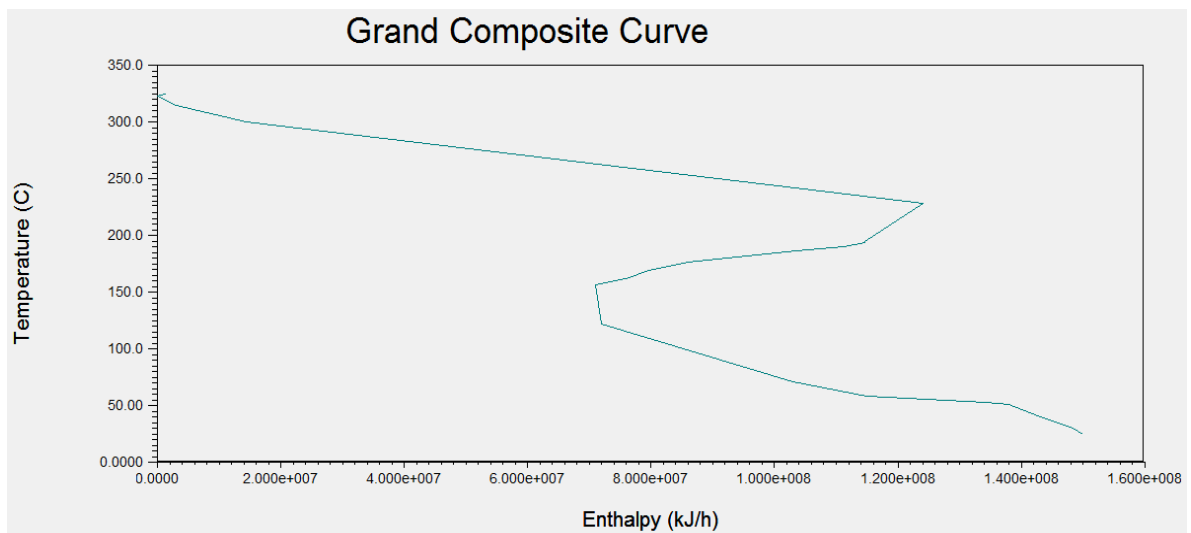


En la Gráfica 21 se observa que no existe un punto de pliegue para la gran curva compuesta cuando el $\Delta T_{\min} = 22.22 \text{ }^\circ\text{C}$, existiendo sólo un requerimiento energético de enfriamiento.



Gráfica 21. Gran curva compuesta con un $\Delta T_{\min} = 22.22 \text{ }^\circ\text{C}$.

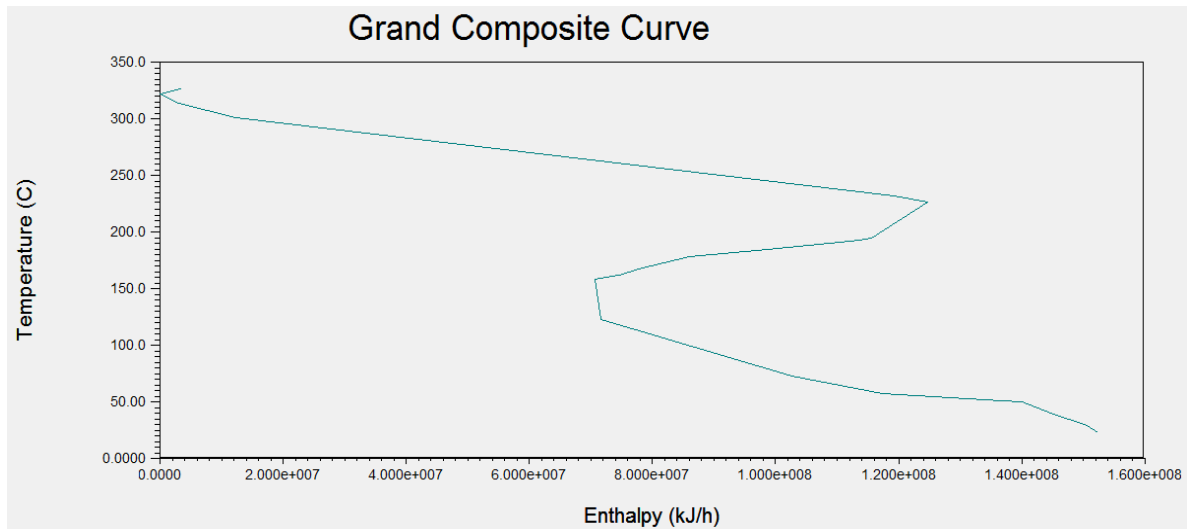
En la Gráfica 22 se observa la gran curva compuesta cuando el $\Delta T_{\min} = 25 \text{ }^\circ\text{C}$, existiendo un requerimiento energético de enfriamiento y un requerimiento energético menor de calentamiento.



Gráfica 22. Gran curva compuesta con un $\Delta T_{\min} = 25 \text{ }^\circ\text{C}$.

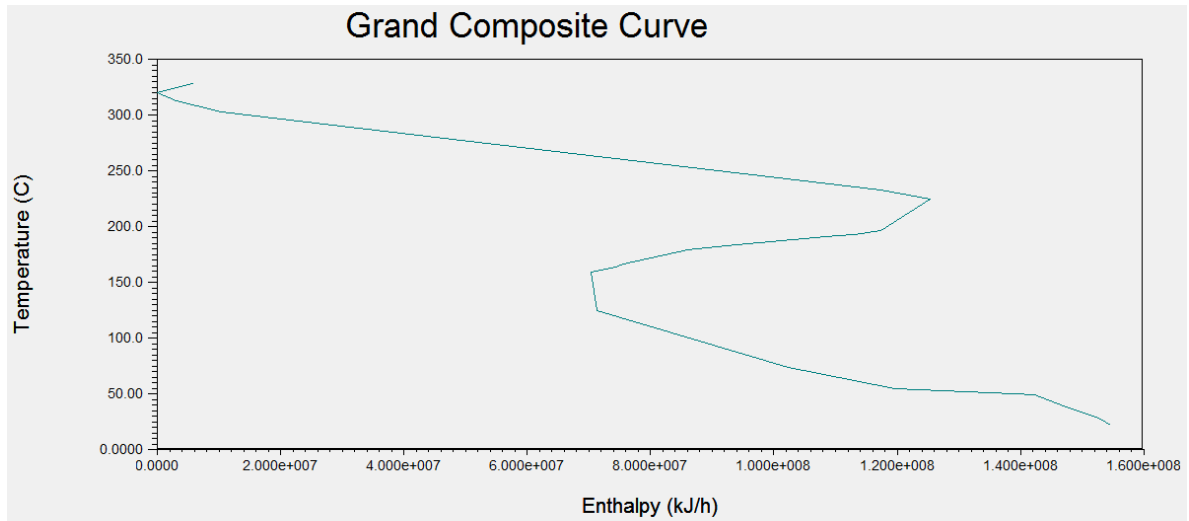


En la Gráfica 23 se observa la gran curva compuesta cuando el $\Delta T_{\text{mín}} = 27.78 \text{ }^\circ\text{C}$, existiendo un requerimiento energético de enfriamiento y un requerimiento energético menor de calentamiento.



Gráfica 23. Gran curva compuesta con un $\Delta T_{\text{mín}} = 27.78 \text{ }^\circ\text{C}$.

En la Gráfica 24 se observa la gran curva compuesta cuando el $\Delta T_{\text{mín}} = 30.56 \text{ }^\circ\text{C}$, existiendo un requerimiento energético de enfriamiento y un requerimiento energético menor de calentamiento.



Gráfica 24. Gran curva compuesta con un $\Delta T_{\text{mín}} = 30.56 \text{ }^\circ\text{C}$.



ANEXO C

Punto de Pliegue

Se puede observar las diferentes figuras del Punto de Pliegue, obtenidas en el software de simulación Aspen Energy Analyzer V8.8, para los diferentes ΔT_{\min} propuestos.

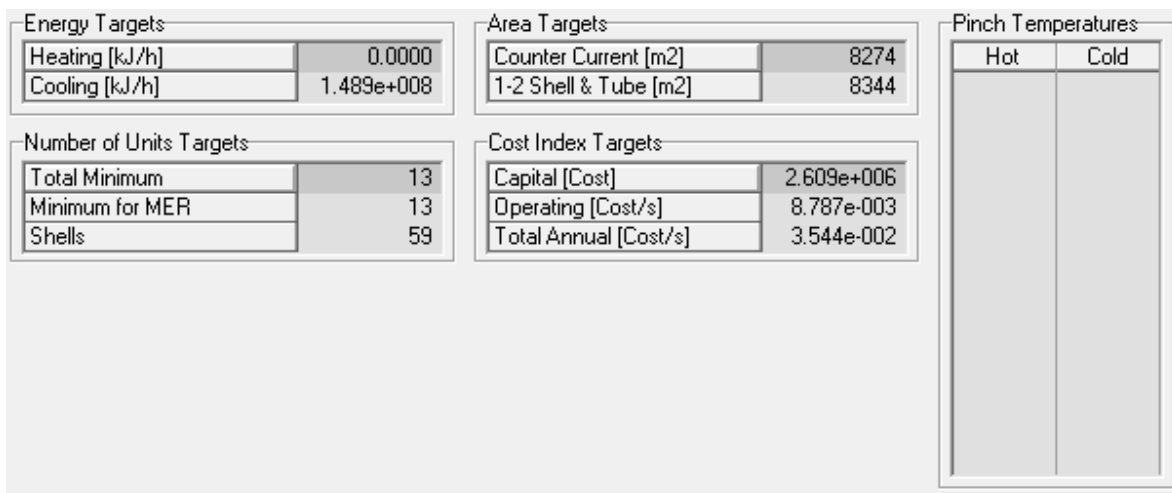


Figura 47. Datos Obtenidos para un $\Delta T_{\min} = 5.56$ °C.

La Figura 47 muestra los requerimientos energéticos, el área, costo y el número de unidades de intercambiadores de calor a utilizar con un $\Delta T_{\min} = 5.56$ °C, así como la temperatura Pinch del lado de las corrientes calientes y la temperatura Pinch del lado de las corrientes frías. El servicio auxiliar utilizado para este caso fue agua de enfriamiento.

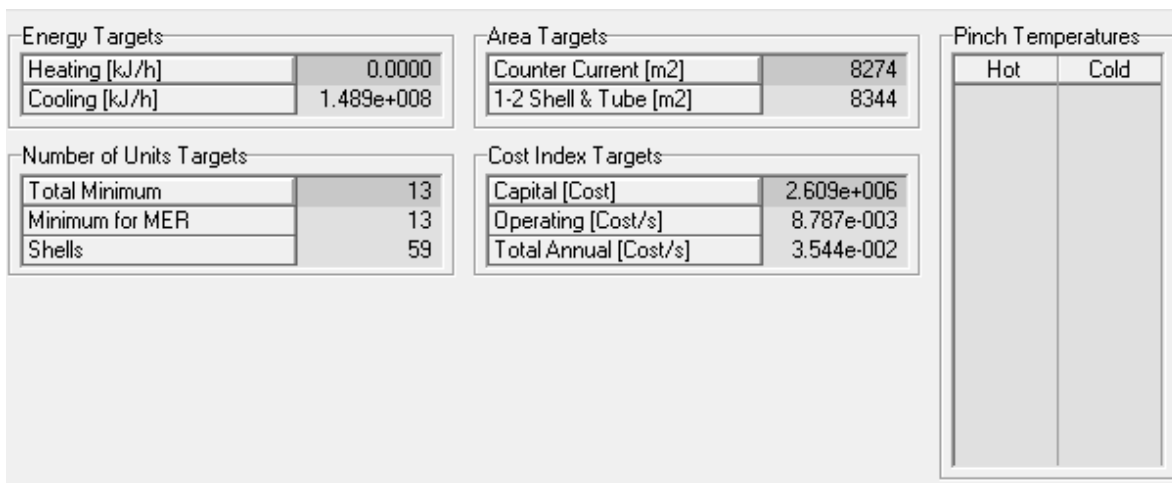


Figura 48. Datos Obtenidos para un $\Delta T_{\min} = 8.33$ °C.

La Figura 48 muestra los requerimientos energéticos, el área, costo y el número de unidades de intercambiadores de calor a utilizar con un $\Delta T_{\min} = 8.33$ °C, así como la temperatura Pinch del lado de las corrientes calientes y la temperatura Pinch del lado de las corrientes frías. El servicio auxiliar utilizado para este caso fue agua de enfriamiento.



La Figura 49 muestra los requerimientos energéticos, el área, costo y el número de unidades de intercambiadores de calor a utilizar con un $\Delta T_{\min} = 11.11 \text{ }^\circ\text{C}$, así como la temperatura Pinch del lado de las corrientes calientes y la temperatura Pinch del lado de las corrientes frías. El servicio auxiliar utilizado para este caso fue agua de enfriamiento.

Energy Targets		Area Targets		Pinch Temperatures	
Heating [kJ/h]	0.0000	Counter Current [m2]	8274	Hot	Cold
Cooling [kJ/h]	1.489e+008	1-2 Shell & Tube [m2]	8344		
Number of Units Targets		Cost Index Targets			
Total Minimum	13	Capital [Cost]	2.618e+006		
Minimum for MER	13	Operating [Cost/s]	8.787e-003		
Shells	59	Total Annual [Cost/s]	3.552e-002		

Figura 49. Datos Obtenidos para un $\Delta T_{\min} = 11.11 \text{ }^\circ\text{C}$.

La Figura 50 muestra los requerimientos energéticos, el área, costo y el número de unidades de intercambiadores de calor a utilizar con un $\Delta T_{\min} = 13.89 \text{ }^\circ\text{C}$, así como la temperatura Pinch del lado de las corrientes calientes y la temperatura Pinch del lado de las corrientes frías. El servicio auxiliar utilizado para este caso fue agua de enfriamiento.

Energy Targets		Area Targets		Pinch Temperatures	
Heating [kJ/h]	0.0000	Counter Current [m2]	8274	Hot	Cold
Cooling [kJ/h]	1.489e+008	1-2 Shell & Tube [m2]	8344		
Number of Units Targets		Cost Index Targets			
Total Minimum	13	Capital [Cost]	2.609e+006		
Minimum for MER	13	Operating [Cost/s]	8.787e-003		
Shells	59	Total Annual [Cost/s]	3.544e-002		

Figura 50. Datos Obtenidos para un $\Delta T_{\min} = 13.89 \text{ }^\circ\text{C}$.



La Figura 51 muestra los requerimientos energéticos, el área, costo y el número de unidades de intercambiadores de calor a utilizar con un $\Delta T_{\min} = 16.67 \text{ }^\circ\text{C}$, así como la temperatura Pinch del lado de las corrientes calientes y la temperatura Pinch del lado de las corrientes frías. El servicio auxiliar utilizado para este caso fue agua de enfriamiento.

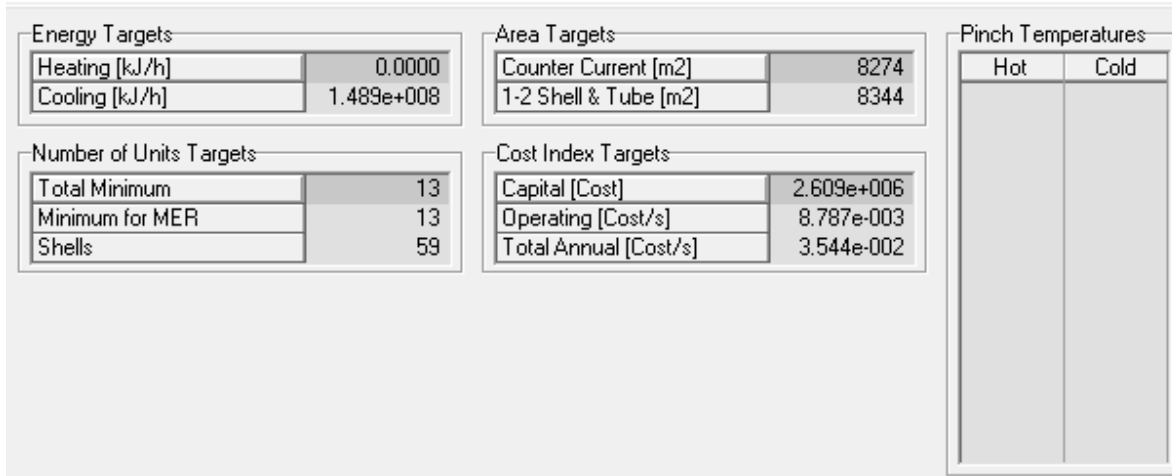


Figura 51. Datos Obtenidos para un $\Delta T_{\min} = 16.67 \text{ }^\circ\text{C}$.

La Figura 52 muestra los requerimientos energéticos, el área, costo y el número de unidades de intercambiadores de calor a utilizar con un $\Delta T_{\min} = 19.44 \text{ }^\circ\text{C}$, así como la temperatura Pinch del lado de las corrientes calientes y la temperatura Pinch del lado de las corrientes frías. El servicio auxiliar utilizado para este caso fue agua de enfriamiento y refrigerante 1.

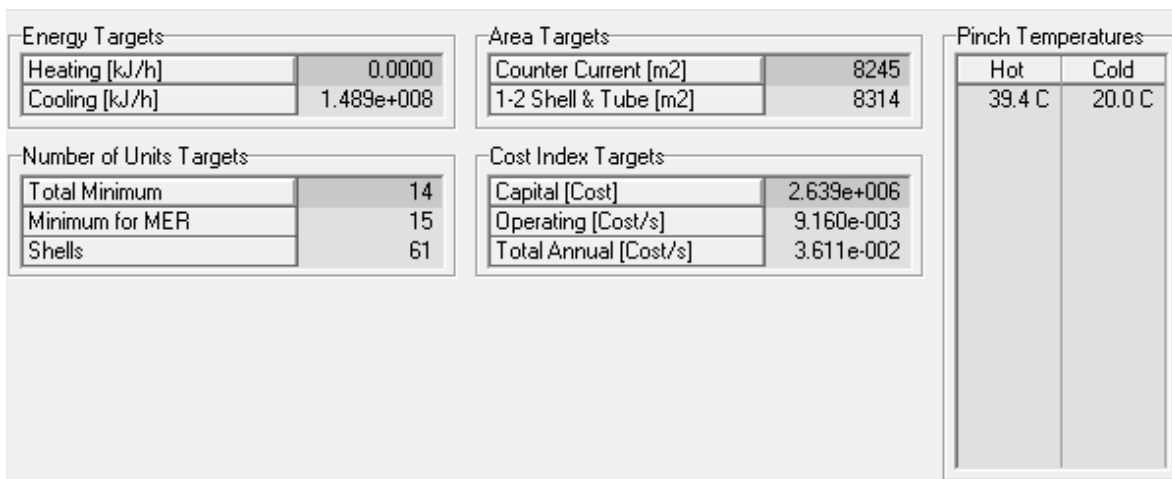


Figura 52. Datos Obtenidos para un $\Delta T_{\min} = 19.44 \text{ }^\circ\text{C}$.



La Figura 53 muestra los requerimientos energéticos, el área, costo y el número de unidades de intercambiadores de calor a utilizar con un $\Delta T_{\min} = 22.22 \text{ }^\circ\text{C}$, así como la temperatura Pinch del lado de las corrientes calientes y la temperatura Pinch del lado de las corrientes frías. El servicio auxiliar utilizado para este caso fue agua de enfriamiento y refrigerante 1.

Energy Targets		Area Targets		Pinch Temperatures	
Heating [kJ/h]	0.0000	Counter Current [m2]	8203	Hot	Cold
Cooling [kJ/h]	1.489e+008	1-2 Shell & Tube [m2]	8273	42.2 C	20.0 C
Number of Units Targets		Cost Index Targets			
Total Minimum	14	Capital [Cost]	2.629e+006		
Minimum for MER	15	Operating [Cost/s]	9.782e-003		
Shells	61	Total Annual [Cost/s]	3.663e-002		

Figura 53. Datos Obtenidos para un $\Delta T_{\min} = 22.22 \text{ }^\circ\text{C}$.

La Figura 54 muestra los requerimientos energéticos, el área, costo y el número de unidades de intercambiadores de calor a utilizar con un $\Delta T_{\min} = 25 \text{ }^\circ\text{C}$, así como la temperatura Pinch del lado de las corrientes calientes y la temperatura Pinch del lado de las corrientes frías. El servicio auxiliar utilizado para este caso fue agua de enfriamiento, refrigerante 1 y calor despedido (1000).

Energy Targets		Area Targets		Pinch Temperatures	
Heating [kJ/h]	1.353e+006	Counter Current [m2]	7930	Hot	Cold
Cooling [kJ/h]	1.502e+008	1-2 Shell & Tube [m2]	7988	336.1 C	311.1 C
Number of Units Targets		Cost Index Targets		45.0 C	20.0 C
Total Minimum	15	Capital [Cost]	2.596e+006		
Minimum for MER	17	Operating [Cost/s]	1.231e-002		
Shells	62	Total Annual [Cost/s]	3.883e-002		

Figura 54. Datos Obtenidos para un $\Delta T_{\min} = 25 \text{ }^\circ\text{C}$.



La Figura 55 muestra los requerimientos energéticos, el área, costo y el número de unidades de intercambiadores de calor a utilizar con un $\Delta T_{\min} = 27.78 \text{ }^\circ\text{C}$, así como la temperatura Pinch del lado de las corrientes calientes y la temperatura Pinch del lado de las corrientes frías. El servicio auxiliar utilizado para este caso fue agua de enfriamiento, refrigerante 1 y calor despedido (1000).

Energy Targets		Area Targets		Pinch Temperatures	
Heating [kJ/h]	3.607e+006	Counter Current [m2]	7551	Hot	Cold
Cooling [kJ/h]	1.525e+008	1-2 Shell & Tube [m2]	7596	336.1 C	308.3 C
Number of Units Targets		Cost Index Targets		47.8 C	20.0 C
Total Minimum	15	Capital [Cost]	2.493e+006		
Minimum for MER	17	Operating [Cost/s]	1.612e-002		
Shells	62	Total Annual [Cost/s]	4.158e-002		

Figura 55. Datos Obtenidos para un $\Delta T_{\min} = 27.78 \text{ }^\circ\text{C}$.

La Figura 56 muestra los requerimientos energéticos, el área, costo y el número de unidades de intercambiadores de calor a utilizar con un $\Delta T_{\min} = 30.56 \text{ }^\circ\text{C}$, así como la temperatura Pinch del lado de las corrientes calientes y la temperatura Pinch del lado de las corrientes frías. El servicio auxiliar utilizado para este caso fue agua de enfriamiento, refrigerante 1 y calor despedido (1000).

Energy Targets		Area Targets		Pinch Temperatures	
Heating [kJ/h]	5.861e+006	Counter Current [m2]	7224	Hot	Cold
Cooling [kJ/h]	1.548e+008	1-2 Shell & Tube [m2]	7263	336.1 C	305.6 C
Number of Units Targets		Cost Index Targets		50.6 C	20.0 C
Total Minimum	15	Capital [Cost]	2.411e+006		
Minimum for MER	17	Operating [Cost/s]	1.992e-002		
Shells	62	Total Annual [Cost/s]	4.454e-002		

Figura 56. Datos Obtenidos para un $\Delta T_{\min} = 30.56 \text{ }^\circ\text{C}$.



ANEXO D

Algoritmo de Ponton y Donaldson

Paso 1. Seleccionar la corriente fría con la temperatura de salida más elevada. $T_j^{sal'} = \max (T_j^{sal})$, donde j es un índice que hace referencia a las corrientes frías.

Seleccionar la corriente caliente con la temperatura de entrada más alta. $T_i^{ent'} = \max (T_i^{ent})$, donde i es un índice que hace referencia a las corrientes calientes.

Paso 2. Seleccionar un ΔT_{\min} . Si $T_i^{ent'} - \Delta T_{\min} < T_j^{sal'}$ asignar un calentador, que utiliza un servicio externo, para llevar la corriente fría j seleccionada desde $T_{fm} = T_i^{ent'} - \Delta T_{\min}$ hasta $T_j^{sal'}$. Fijar la nueva temperatura de salida de la corriente j en $T_j^{sal} = T_{fm}$.

Paso 3. Situar un cambiador de calor en la red, en el cual $T_i^{ent'}$ y $T_j^{sal'}$ son las temperaturas de entrada de la corriente caliente y salida de la corriente fría.

Paso 4. Para calcular el calor intercambiado en un cambiador de calor se debe utilizar una regla heurística adecuada, por ejemplo intercambiar la máxima cantidad de calor posible en el cambiador respetando los límites termodinámicos. Esta será la regla usada en este algoritmo.

Paso 5. Calcular la temperatura de entrada $T_{f\ ent}$, de la corriente fría al cambiador, de tal manera que $T_{f\ ent} \geq T_j^{ent}$; y la temperatura de salida de la corriente caliente, $T_{c\ sal'}$ cumpla que $T_{c\ sal} \geq T_{f\ ent} + \Delta T_{\min}$.

Paso 6. Si $T_{f\ ent} = T_j^{ent}$, la corriente fría ha alcanzado su temperatura final, es decir está térmicamente agotada y se puede eliminar del problema. Si este no es el caso entonces la nueva temperatura de salida de la corriente fría seleccionada será $T_j^{sal} = T_{f\ ent}$

Paso 7. $T_{c\ sal} = T_i^{sal}$, la corriente caliente ha alcanzado su temperatura final, es decir está térmicamente agotada y se puede eliminar del problema. Si este no es el caso entonces la nueva temperatura de entrada de la corriente caliente será $T_{i\ ent} = T_{c\ sal}$

Paso 8. Repetir desde el paso 1 hasta que no sea posible ningún intercambio de calor entre corrientes de proceso.

Paso 9. Colocar un calentador utilizando un servicio externo de calefacción, en cada corriente fría que no haya sido eliminada, es decir que permanezca con $T_j^{ent} < T_j^{sal}$. Colocar un enfriador, utilizando un servicio externo de enfriamiento, en cada corriente caliente que no haya sido eliminada, es decir que permanezca con $T_i^{ent} > T_i^{sal}$



ANEXO E Glosario

Relación de alimentación: Relación que existe entre la alimentación líquida total al horno de coque (alimentación fresca + recirculación) y la alimentación fresca total que entra a la planta desde el límite de batería.

Barriles diarios (bd): (Barrel per day). En producción, el número de barriles de hidrocarburos producidos en un periodo de 24 horas. Normalmente es una cifra promedio de un periodo de tiempo más grande. Se calcula dividiendo el número de barriles durante el año entre 365 o 366 días, según sea el caso.

Petróleo (Petroleum): El petróleo es una mezcla que, se presenta en la naturaleza compuesta predominantemente de hidrocarburos en fase sólida, líquida o gaseosa; denominando al estado sólido betún natural, al líquido petróleo crudo y al gaseoso gas natural, esto a condiciones atmosféricas. Existen dos teorías sobre el origen del petróleo: la inorgánica, que explica la formación del petróleo como resultado de reacciones geoquímicas entre el agua y el dióxido de carbono y varias sustancias inorgánicas, tales como carburos y carbonatos de los metales y, la orgánica que asume que el petróleo es producto de una descomposición de los organismos vegetales y animales que existieron dentro de ciertos periodos de tiempo geológico.

Coque del petróleo: (Coke) Masa sólida porosa de color gris hasta negro. El coque consta de hidrocarburos macromoleculares con alto grado de aromaticidad. Se obtiene por coquización de alquitranes y residuos de desintegración (cracking) y de pirólisis. Se usa como combustible sólido para calderas y se maneja a granel en gondolas y camión de redilas.

Crudo Maya: (Maya crude oil). Petróleo crudo con densidad de 22° API y 1.3% en peso de azufre.

Destilación al vacío: (Vacuum flashing) Proceso de refinación cuya carga son residuos provenientes de la destilación atmosférica y que se efectúa a baja presión y por tanto a temperaturas normales para evitar la descomposición o desintegración del material que está siendo destilado, incrementado así la obtención de destilados ligeros más valiosos.

Fraccionadora: Planta en la que mediante destilación se separan fracciones pequeñas de una mezcla de hidrocarburos.

Combustibles sólidos: (Solid fuel). Son las variedades de carbón mineral y coque de petróleo cuyo contenido fijo de carbono varía desde 10% hasta 90% en peso.

Coquización: Equipo instalado en una línea de conducción de gas para incrementar la presión y garantizar el flujo de fluido a través de la tubería.

Servicios auxiliares: Son aquellos servicios llevados a cabo en instalaciones que sirven para proporcionar energía eléctrica, vapor, agua, aire comprimido, y otros servicios complementarios en las refinerías y complejos petroquímicos. El término no responde a la importancia de estos servicios, si se considera que son los que hacen posible la operación de las plantas de proceso.



BIBLIOGRAFÍA

- [1]. (2003). En A. Jiménez, *Diseño de Procesos en Ingeniería Química* (págs. 193-215). España: Editora Reverté.
- [2]. (2007). En I. Kemp, *Pinch Analysis and Process Integration* (págs. 1-11). Gran Bretaña: Elsevier.
- [3]. Aguilar, A. (2004). Opciones tecnológicas para el aprovechamiento de residuos de coque de la industria petrolera. México, D.F: Universidad Nacional Autónoma de México.
- [4]. Arce, E. (s.f.). *Unidad 3b Las curvas compuestas*. Obtenido de Diseño de Procesos: <https://sites.google.com/site/procesosiesiqie/modulos-del-curso/modulo-3-1/unidad-3b-las-curvas-compuestas>
- [5]. Arce, E. (s.f.). *Unidad 3d La Tabla Problema*. Obtenido de Diseño de Procesos: <https://sites.google.com/site/procesosiesiqie/modulos-del-curso/modulo-3-1/unidad-3d-la-tabla-problema>
- [6]. Bacha, X., Fortes, M., & Aguilar, R. (2007). Diseño de una red de intercambio de calor utilizando la metodología supertargeting del punto de pliegue. *Rev. del Centro de Inv*, 25.
- [7]. BOKAN, V. G., & POPLE, M. (2015). Design of Heat Exchanger Network for VCM Distillation Unit. *Int. Journal of Engineering Research and Applications*, 80-86.
- [8]. Conners, J. (1981). *Changes in Petroleum Coke Quality and Future Prospects*. California: Union Oil Company of California.
- [9]. Descripción del proceso, Unidad de Coquización Retardada, Planta de Gas Asociada y manejo de coque. (2007). México: Ebramex.
- [10]. Ellis, J., & Paul, A. (1998). *Tutorial: Delayed Coking Fundamentals*. New Orleans: Great Lakes Carbon Corporation.
- [11]. Eser, S. (19 de Mayo de 2019). *PennState College of Earth and Mineral Sciences*. Obtenido de <https://www.e-education.psu.edu/fsc432/content/delayed-coking>
- [12]. Gamson, W. (1983). *Reflections*. Estados Unidos: Private Letter.
- [13]. Gary, H., Handwerk, M., & Kaiser, J. (2007). *Petroleum Refining*. NY: CRC Press NY.
- [14]. Gary, J., & Handwerk, G. (1980). *Refino de Petróleo*. Barcelona: Reverté S.A.
- [15]. Hydraulic Decoking of Coke Chambers. (1983). En W. Court, *Refiner & Natural Gasoline Manufacturer* (págs. 568-573). Estados Unidos: A Gulf Publishing Company Publication.
- [16]. Jiménez, A. (2003). *Diseño de Procesos en Ingeniería Química*. España: Editora Reverté.
- [17]. Kemp, I. (2007). *Pinch Analysis and Process Integration*. Gran Bretaña: Elsevir.
- [18]. Kemp, I. (2007). Pinch Analysis and Process Integration. En I. Kemp, *Pinch Analysis and Process Integration* (págs. 15-39). Gran Betraña: Elsevier.
- [19]. Linnhoff, B., & D, V. (1984). Pinch technology has come of age. *Chem Eng Prog*.



- [20]. Linnhoff, B., & Flower, J. (1978). *Synthesis of heat exchanger networks*. AIChE J.
- [21]. M, R. (Enero de 1998). Ingersoll-Dresser Pump Company. (Purton, Entrevistador)
- [22]. Mark, W. (10 de Junio de 2018). *Standar Oil.Co*. Obtenido de Encyclopedia of Chicago: <http://www.encyclopedia.chicagohistory.org/pages/2863.html>
- [23]. Masso, A., & Rudd, D. (1969). The synthesis of system design: II. Heuristic structuring. *AIChE Journal* 15, 10-17.
- [24]. Peters, C. (1983). *Additional Reflections*. Estados Unidos: Private Letter.
- [25]. Ponton, J., & Donaldson, R. (1974). A fast method for the synthesis of heat exchanger networks. *Chemical Engineering Science* 29, 2375-2377.
- [26]. Shenoy, U. (1995). *Heat Exchanger Network Synthesis Process Optimization by Energy and Resource Analysis*. Texas: Gulf Publishing Company.
- [27]. Silva, E. (2012). *Simulación de intercambiadores de calor, diseño de redes de intercambio calórico y estimación de costos usando Aspen*. Chile: Universidad de Magallanes.

UNAM

Por mi raza hablará el espíritu.