



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA
INGENIERIA QUIMICA – INGENIERIA DE PROCESOS

SIMULACIÓN, ANÁLISIS Y EVALUACIÓN DE LA RED DE INTERCAMBIO DE CALOR DE LA SECCIÓN DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA Y DE VACÍO DE LA REFINERÍA MIGUEL HIDALGO

TESIS
QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:
MAESTRO EN INGENIERÍA

PRESENTA:
OMAR VLADIMIR LÓPEZ PÉREZ

TUTOR PRINCIPAL
ING. CELESTINO MONTIEL MALDONADO

FACULTAD DE QUÍMICA

MÉXICO, D. F. DICIEMBRE 2014



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.

JURADO ASIGNADO:

Presidente: Dr. Roquero Tejeda Pedro
Secretario: Dr. Barragan Aroche José Fernando
Vocal: Dr. Aguayo Vallejo Juan Pablo
1^{er}. Suplente: Dr. Rivera Toledo Martín
2^{d o}. Suplente: Ing. Montiel Maldonado Celestino

Lugar o lugares donde se realizó la tesis:

Ciudad de México,

Universidad Nacional Autónoma de México, Facultad de Química,

Conjunto E, Edificio de Ingeniería Química, Laboratorio de Simulación y Optimización de Procesos.

TUTOR DE TESIS:

Ing. Celestino Montiel Maldonado

FIRMA

Agradecimientos

El mayor y principal agradecimiento es a mis padres, Martha R Pérez Cisneros y Ramón I. López Hernández, por su apoyo incondicional a lo largo de esta trayectoria y por su dedicación para darme una formación académica. Agradezco a mis hermanos, tíos, primos y abuelos quienes son parte importante de mi crecimiento personal y académico.

Agradezco a mis amigos por crecer a mi lado en el trayecto más importante de mi vida, espero que nuestra amistad y colaboración se mantenga por mucho tiempo.

La conclusión de este trabajo no hubiera sido posible sin el apoyo económico otorgado por CONACyT que financiaron mis estudios de maestría, permitiéndome experimentar esta maravillosa oportunidad.

Resumen

En el presente trabajo se hace un análisis y evaluación de la refinería Miguel Hidalgo siguiendo la heurística del método de punto de pliegue con el objetivo de un posible rediseño.

Se utiliza el simulador ASPEN-HYSYS para la obtención de datos intermedios de la planta primaria y de vacío de la Refinería de Tula, la simulación se lleva a cabo de acuerdo con el manual de operaciones de la sección atmosférica y de vacío de Tula. Los resultados de la simulación se corroboran con información de producción de Pemex.

Los resultados de la simulación se integran al software Aspen Energy Analyzer para obtener un diagnóstico de la red de intercambio de calor. Derivado este diagnóstico, resulta que para el caso de la unidad atmosférica y de vacío de la refinería de Tula, la red consume 844.8 MMBtu/Hr de servicios de calentamiento y 211 MMBtu de servicios de enfriamiento, y además presenta un caso threshold, para el cual solo se requieren servicios de enfriamiento.

Los objetivos energéticos que la red puede alcanzar es otra información importante obtenida, esta información es relevante porque significa el uso de toda la energía disponible de las corrientes calientes para disminuir el consumo de energía en servicios auxiliares. Los objetivos energéticos de calentamiento para el caso de red de intercambio de la unidad atmosférica y de vacío de la refinería de Tula son 633.8 MMBtu/Hr y 0 MMBtu/Hr (caso threshold).

Con información obtenida a través del software Aspen Energy Analyzer, se

construye un rediseño siguiendo la heurística del método de punto de pliegue. El propósito de la construcción de la red es la de alcanzar los objetivos energéticos del diagnóstico.

Un primer criterio para el rediseño es evitar el caso threshold, esto se hace integrando las corrientes de proceso al análisis. El segundo criterio seguido es aplicar la heurística del método de punto de pliegue al caso threshold, considerando que el sistema se encuentra por arriba del pinch. Una evaluación económica y energética muestra que el rediseño no es viable para la red de la unidad atmosférica y de vacío de la refinería de Tula siguiendo la heurística del método de punto de pliegue.

Índice

Lista de figuras	ix
1 Antecedentes	1
1.1 Refinerías de México	1
1.1.1 Cadereyta	2
1.1.2 Salamanca	3
1.1.3 Minatitlán	3
1.1.4 Salina Cruz	3
1.1.5 Ciudad Madero	4
1.1.6 Tula	4
1.2 El petróleo en México	6
1.3 Método de Punto de Pliegue para la Integración de Procesos . . .	8
2 Descripción del Proceso de destilación Primaria	9
2.1 Sección de Destilación Atmosférica	9
2.1.1 Tren de Pre calentamiento	10
2.1.2 Desalado de crudo	12
2.1.3 Torres de despunte A-DA-1 y A-DA-2	14
2.1.4 Hornos A-BA-1 y A-BA-2	16
2.1.5 Torre atmosférica A-DA-3	16
2.2 Sección de destilación al vacío	23
2.2.1 Trenes de pre calentamiento (destilación al vacío)	23

2.2.2	Calentadores de crudo reducido V-BA-1 y V-BA-2	24
2.2.3	Torre de destilación al vacío V-DA-1	25
3	Simulación de la sección atmosférica y de vacío	29
3.1	Simulación del proceso en ASPEN-HYSYS	29
3.2	Software y elección del paquete termodinámico	30
3.3	Caracterización del crudo	32
3.4	Construcción del proceso en ASPEN-HYSYS	35
3.5	Resultados del simulador	43
4	Evaluación de la red de intercambio de calor de la torre de destilación Atmosférica y de Vacío.	50
4.1	Corrientes e Intercambiadores en la red de intercambio de calor .	50
4.2	Ingreso de información a Aspen Energy Analyzer	55
4.3	Resultados del Método de Punto de Pliegue con AEA	61
5	Análisis, evaluación y conclusiones de la red de intercambio de calor	66
5.1	Adición de corrientes para evitar caso threshold	67
5.2	Aplicación de método de punto de pliegue al caso threshold	71
5.3	Conclusiones	82
A		84
A.1	Ahorro económico por disminución de servicios de calentamiento .	84
A.2	Ahorro económico por disminución de servicios de enfriamiento . .	86
B	Punto de Pliegue	87
B.1	Rediseño de la red de intercambiadores	100
C	Símbolos	104

D Bibliografía

106

Índice de figuras

1.1	Refinerías de México	2
1.2	Proceso de crudo por refinería 2012.	6
2.1	Tren de Precalentamiento para crudo atmosférico	11
2.2	Desalado de crudo atmosférico.	13
2.3	Torres de despunte A-DA-1/2 y Hornos A-BA-1/2.	15
2.4	Torre atmosférica A-DA-3.	17
2.5	Torres agotadoras A-DA-4, A-DA-5 y A-DA-6.	22
2.6	Tren de precalentamiento de vacío.	25
2.7	Torre de vacío V-DA-1.	26
3.1	Diagrama para la elección de paquete termodinámico adecuado.	31
3.2	Elección de paquete termodinámico ASPEN-HYSYS.	33
3.3	Panel para caracterización del crudo en ASPEN-HYSYS.	34
3.4	Adición de azufre a la caracterización del crudo.	34
3.5	Tren de precalentamiento atmosférico.	36
3.6	Desalado del Crudo.	37
3.7	Torres de Despunte.	38
3.8	Monitor Torre ATM.	39
3.9	Torre de destilación Atmosférica.	40
3.10	Tren de precalentamiento de vacío.	41
3.11	Torre de destilación de Vacío.	42

3.12	Perfil de Temperaturas A-DA-3.	43
3.13	Perfil de Temperaturas A-DA-3.	44
3.14	Perfil de Temperaturas A-DA-3.	45
3.15	Perfil de Temperaturas de Nafta.	45
3.16	Perfil de Temperaturas de Turbosina.	46
3.17	Perfil de Temperaturas de Kerosina.	46
3.18	Perfil de Temperaturas de Diesel.	47
3.19	Perfil de Temperaturas de GOP.	47
3.20	Perfil de Temperaturas de GOL V.	48
3.21	Perfil de Temperaturas de GOP V.	48
4.1	Esquema de tren de precalentamiento atmosférico.	53
4.2	Esquema del tren de precalentamiento de vacío.	54
4.3	Esquema del enfriamiento para gasóleo ligero de vacío (GOLV).	55
4.4	Aspen Energy Analyzer.	56
4.5	Extraction Wizard ventana Start.	56
4.6	Extraction Wizard ventana Select File.	57
4.7	Extraction Wizard ventana Set Option.	58
4.8	Extraction Wizard ventana Select Flowsheet.	58
4.9	Extraction Wizard ventana Modify Utilities.	59
4.10	Extraction Wizard ventana Modify Heaters.	59
4.11	Extraction Wizard ventana Modify Coolers.	60
4.12	Extraction Wizard ventana Economic Data.	60
4.13	Objetivos energéticos de la red de intercambio de calor actual.	61
4.14	Malla de intercambio de calor.	62
4.15	Curvas compuestas.	63
4.16	Verificación del punto PINCH.	63
4.17	Gran Curva Compuesta.	64
5.1	Curva compuesta con corrientes de nafta añadidas al sistema.	67

5.2	Red de intercambio de calor con corrientes de nafta añadidas.	68
5.3	Gráfico de área vs energía para criterio de factibilidad.	71
5.4	Intercambio Propuesto.	74
5.5	Comparación de intercambio Propuesto contra intercambio Original.	75
5.6	División de GOP.	76
5.7	Rediseño de la red de intercambio.	78
5.8	Rediseño de la red de intercambio AEA.	80
5.9	Rediseño de la red de intercambio AEA con restricciones.	81
B.1	Diagrama de cascada.	92
B.2	Diagrama de cascada que muestra el punto de pliegue.	93
B.3	Curvas compuestas	95
B.4	Curva compuesta fría desplazada a la izquierda	96
B.5	Intercambio entre corriente 1 y corriente 2	98
B.6	Intercambio entre corriente 1 y corriente 2	99
B.7	Red de intercambiadores de calor	99
B.8	Red de intercambiadores de calor lazo cerrado	101
B.9	Red de intercambiadores de calor lazo abierto	102
B.10	Gráfico de área vs energía para criterios de factibilidad	103

Capítulo 1

Antecedentes

1.1 Refinerías de México

Desde hace más de tres siglos, México se ha beneficiado de los vastos yacimientos petrolíferos localizados en el territorio nacional; hoy día, la industria petrolera representa uno de los principales recursos económicos de México. En los primeros dos meses del año 2012, los ingresos por exportación de crudo ascendieron los 7 mil 846 millones de dólares, según datos de la Secretaría de Hacienda (Cardoso, 2012).

Hoy en día México cuenta con seis refinerías, Cadereyta procesa 275 MBD, Salamanca procesa 245 MBD, Tula procesa 315 MBD, Salina Cruz procesa 330 MBD, CD Madero procesa 190 MBD y Minatitlán procesa 185 MBD.



Fuente: Anuario 2013. Pemex

Figura 1.1: Refinerías de México

1.1.1 Cadereyta

La Refinería Ing. Héctor R. Lara Sosa (Cadereyta) se encuentra localizada en el Estado de Nuevo León, en el municipio de Cadereyta Jiménez, a 36 Km al este de la Ciudad de Monterrey.

Sus instalaciones ocupan un área total de 489.5 hectáreas. Cubre las necesidades energéticas de los estados de Nuevo León, Coahuila, Chihuahua y en forma parcial los estados de Durango, San Luis Potosí y Tamaulipas.

La construcción de la primera planta de Destilación Primaria de la Refinería de Cadereyta comenzó en 1975 e inició sus operaciones el 12 de febrero de 1979. Cadereyta cuenta con una capacidad de refinación de 275,000 barriles de crudo por día.

Cadereyta cuenta con proceso de recuperación de azufre, planta de asfaltos, planta de tratamiento de aguas entre otros procesos (Pemex, 1998a).

1.1.2 Salamanca

La Refinera Ing. Antonio M. Amor (Salamanca) se encuentra localizada en el estado de Guanajuato, en la ciudad de Salamanca. En 1950 se termina el oleoducto Poza Rica, Ver., a Salamanca, Gto. con una longitud de 450 kilómetros, y se ponen en operación las primeras unidades de producción, integradas por una planta de Destilación Primaria, una Planta Desulfuradora de gasolina, una Planta de Desintegración Térmica, Tanques de Almacenamiento y Servicios Auxiliares. Salamanca cuenta con una capacidad de refinación de 245,000 barriles de crudo por día.

En Salamanca se elaboran 42 productos terminados entre los que se encuentran combustible, lubricantes básicos, asfaltos y aceites (Pemex, 1998b).

1.1.3 Minatitlán

La Refinería Gral. Lázaro Cárdenas (Minatitlán) se encuentra localizada en el estado de Veracruz, en el municipio de Minatitlán y se inauguró en 1906.

Tiene una extensión de 800 hectáreas, donde se ubican las instalaciones necesarias para procesar 190,000 barriles diarios de petróleo crudo y 30,000 barriles de líquidos de Mezcla de Butanos. Además cuenta con un sector ubicado en la Cangrejera Veracruz, donde existen 3 plantas que procesan diariamente 185,000 barriles de petróleo crudo tipo Maya. Su producción abastece de combustible al sureste del país y parte de la demanda del Distrito Federal.

La Refinería cuenta con 27 plantas industriales dedicadas a la producción de energéticos (Pemex, 1999a).

1.1.4 Salina Cruz

La Refinería Ing. Antonio Dovalí Jaime (Salina Cruz) inició sus operaciones en el mes de abril de 1979. Salina Cruz ocupa una superficie total de 600 hectáreas localizadas a cinco kilómetros al noreste de la ciudad y puerto de Salina Cruz,

Oaxaca. Salina Cruz tiene una capacidad para procesar 330,000 BPD de crudo.

El petróleo crudo se extrae de los yacimientos localizados en los estados de Tabasco, Chiapas y la Sonda de Campeche y se concentra en la estación de recolección y bombeo, ubicada en Nuevo Teapa, Ver. Salina Cruz almacena materias primas tales como crudo Istmo, Maya y sus mezclas y metanol; para productos intermedios como gasolina primaria, kerosina primaria, turbosina primaria, diesel primario, aceite cíclico ligero, gasóleos, residuos catalíticos, aceite recuperado y para productos finales: butano-butileno, propileno, gas LPG, gasolina Pemex magna, turbosina, tractomex, diesel desulfurado, Pemex diesel y combustóleo (Pemex, 1999b).

1.1.5 Ciudad Madero

La Refinería Francisco I Madero (Cd. Madero) se encuentra localizada dentro del municipio de Madero, Tamaulipas. Madero cuenta con 20 plantas de proceso en operación, en las cuales se lleva a cabo la destilación atmosférica, destilación al vacío, desintegración catalítica, hidrotratamiento y petroquímica.

La capacidad nominal del proceso de crudo de la Refinera es de 190,000 bl/día, los productos que se obtienen son: gas Licuado, gasolinas Pemex magna, Pemex premium y Pemex diesel, gasavión 100, turbosina, diesel desulfurado, diesel marino, combustoleo, coque, asfaltos AC-20 y AC-30 y azufre (Pemex, 1999c).

1.1.6 Tula

La Refinería Miguel Hidalgo (Tula) se encuentra localizada en el Estado de Hidalgo, en el municipio de Tula de Allende, a 82 Km. al norte de la Ciudad de México. Sus instalaciones ocupan un área total de 749 hectáreas, la refinería se encuentran estratégicamente situadas por encontrarse entre los principales productores de aceite crudo y el mayor consumidor de combustible, la ciudad de México.

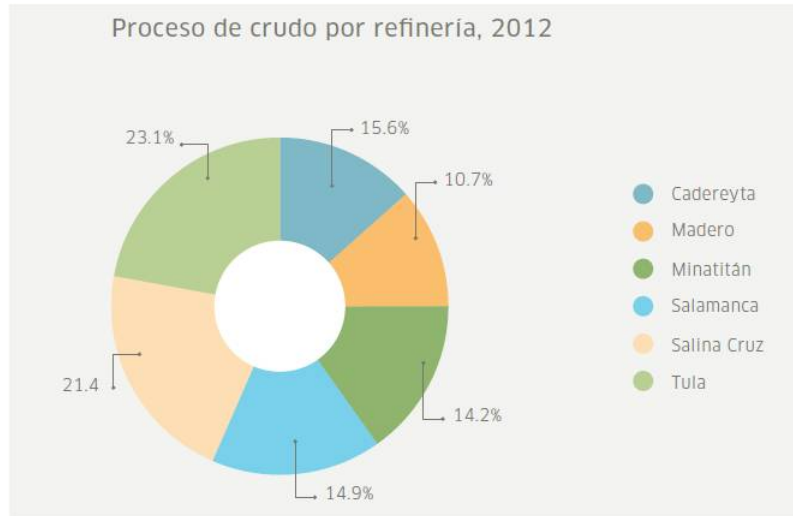
Tula fue la primera refinería planeada de forma integral con plantas de alta capacidad de proceso de hidrocarburos. Ésta refinería es considerada como una de las más importantes en el país por su capacidad y por el mercado que controla, procesa el 24% de crudo total que se refina en México.

Tula cuenta actualmente con una capacidad de refinación de 325,000 barriles por día. El área productiva está integrada por 10 sectores de proceso que incluyen plantas de proceso, plantas ecológicas, sistemas de bombeo y almacenamiento de productos y un sector de servicios auxiliares.

Se han instalado sistemas para el reúso de varios desechos, es el caso de los gases producidos por la regeneración del catalizador de las Plantas catalíticas empleados en la producción de vapor, se evita enviar gases a altas temperaturas a la atmósfera.

Las inversiones más recientes por parte de Pemex en la Refinería de Tula suman 753 millones de dólares. Aunado a lo anterior, se han invertido dos millones de pesos en cada una de las membranas flotantes para tanques y terminales de ventas y 500,000 pesos en cada uno de los sistemas de llenado de autotanques y carrotanques.

Tula cuenta con certificados de calidad en los productos: turbosina, propileno, gasoleo industrial, Pemex diesel y gasolina Pemex magna. Es importante destacar que el certificado de calidad de la gasolina Pemex magna tiene validez internacional (Pemex, 1998c).



Fuente: Anuario 2013. Pemex

Figura 1.2: Proceso de crudo por refinería 2012.

1.2 El petróleo en México

El petróleo es un líquido natural oleaginoso e inflamable, constituido por una mezcla de hidrocarburos, que se extrae de lechos geológicos continentales o marítimos. Mediante diversas operaciones de destilación y refinación se obtienen de él distintos productos utilizables con fines energéticos o industriales, como gasolina, nafta, queroseno, gasóleo, etc. Adicionalmente contiene algunos contaminantes, entre los que se pueden citar cantidades de azufre, nitrógeno y metales, de acuerdo con su contenido de azufre se clasifica como “amargo”, “semi amargo” o “dulce”.

Amargo: Mayor de 1.5 %w

Semi-amargo: Entre 0.5 a 1.5 %w

Dulce: Menor del 0.5 %w

Otra clasificación que se le da es ligero y pesado en base a su gravedad API (American Petroleum Institute); valores menores de 22.3 se consideran pesados y por arriba se definen como ligeros (Tabla 1.1).

Tabla 1.1 Clasificación del crudo por gravedad API		
CRUDO	DENSIDAD(g/cm³)	API
Extrapesado	>1	10.0
Pesado	1.0 - 0.92	10.00 - 22.3
Mediano	0.92 - 0.87	22.3 - 31.1
Ligero	0.87 - 0.83	31.1 - 39.0
Súperligero	< 0.83	39.0

Fuente: Pemex, 2013

La producción y características del crudo producido en México ha venido cambiando a lo largo de los últimos 15 años; esto se debe a que algunos de los yacimientos han declinado su producción, teniéndose que localizar, desarrollar y explotar nuevas cuencas geológicas para la producción (Jaramillo, 1997).

México cuenta con tres tipos de crudo Maya, Olmeca e Istmo (Tabla 1.2).

Tabla 1.2 Tipos de Crudo en México			
CRUDO	API	% W AZUFRE	DESCRIPCIÓN
Olmeca	39.3	1.3	Crudo Súperligero, semi-amargo
Istmo	33.6	3.3	Crudo ligero, Semi-amargo
Maya	22	0.8	Crudo Pesado, Amargo

Fuente: Pemex, 2013

Estos son los principales crudos producidos y comercializados por México en el mercado internacional, aunque en realidad se extraen del subsuelo aproximadamente 17 tipos, la producción de los 14 remanentes es pequeña comparada con los anteriores (Rosas, 1997).

1.3 Método de Punto de Pliegue para la Integración de Procesos

Con el fin de mejorar un diseño, mejorar la operación de una planta química o resolver problemas de operación se crea el concepto de “Integración de Procesos”. Éste concepto consiste en explotar las interacciones entre las distintas unidades de proceso para aumentar la eficiencia de los recursos y minimizar los costos de operación utilizando métodos heurísticos, termodinámicos o algorítmicos.

El concepto de integración de procesos no se limita al diseño de nuevas plantas, sino también abarca el diseño de mejoras como la integración de un equipo nuevo o la modificación de un proceso.

Una de las herramientas más utilizadas para la integración de procesos es el “método de punto de pliegue” (Apéndice B) que fue introducido por Linnhoff y Hindmarsh en 1983 (Linnhoff, Hindmarsh, 1983) con el objeto de obtener un uso eficiente de la energía disponible en las corrientes de proceso y que da como resultado una minimización de servicios auxiliares mediante la selección de un ΔT .

En este método se utilizan las corrientes de proceso que contienen energía disponible (“corrientes calientes”), para calentar las corrientes deficientes en energía (“corrientes frías”) utilizando intercambiadores de calor. Después del intercambio energético, las corrientes que no logren alcanzar la temperatura deseada se intercambian con corrientes de servicio que pueden calentar o enfriar, dependiendo de lo que requiera la corriente de proceso.

Capítulo 2

Descripción del Proceso de destilación Primaria

La planta de destilación primaria No. 2 de la refinería de Tula, cuenta con una sección de destilación atmosférica con una capacidad de 165,000 BPD de crudo y una sección de destilación al vacío cuya capacidad de 90,000 BPD de crudo reducido. Cada sección de destilación cuenta con un tren de precalentamiento y hornos a fuego directo. La sección de destilación atmosférica, aparte de contar con el tren, cuenta con dos unidades desaladoras y dos torres de despunte.

2.1 Sección de Destilación Atmosférica

La sección de destilación atmosférica está diseñada para obtener el máximo rendimiento de destilados (nafta, turbosina, kerosina, diesel y gasoleo pesado), utilizando el proceso de destilación fraccionada de crudo. El crudo se separa en dos líneas paralelas para ser sometido a dos trenes de pre-calentamiento en paralelo, dos procesos de desalado en paralelo, dos torres de despunte que se usan para remover los hidrocarburos ligeros del crudo y un segundo precalentamiento que incluye un horno.

2.1.1 Tren de Pre calentamiento

El crudo se recibe de tanques de almacenamiento a una temperatura de 20 °C y 14.04 psi de presión a razón de 165,000 BPD. El crudo se succiona con las bombas A-GA-1R que alimenta al tren de pre calentamiento “A” y de A-GA-2R que alimenta al tren de pre calentamiento “B” que estan en paralelo a razón de 56 BPM y con una presión de 446.63 psi. La Fig 2.1 muestra un esquema del tren de pre calentamiento para crudo atmosférico.

El tren de pre calentamiento “A” esta formado por los intercambiadores:

A-EA-1A/B: Realiza el intercambio energético entre crudo (lado tubos) y turbosina (coraza), el crudo se pre calienta hasta 35 °C.

A-EA-3A/B y A-EA-3C/D: Realiza el intercambio energético entre crudo (lado tubos) y recirculación 1 (coraza), el crudo se pre calienta hasta 76 °C.

A-EA-5: Realiza el intercambio energético entre crudo (lado tubos) y gasoleo pesado (coraza), el crudo se pre calienta hasta 90 °C.

A-EA-7: Realiza el intercambio energético entre crudo (lado tubos) y kerosina (coraza), el crudo se pre calienta hasta 100 °C.

A-EA-9A/B: Realiza el intercambio energético entre crudo (lado tubos) y diesel (coraza), el crudo se pre calienta hasta 128 °C.

A-EA-11A/B: Realiza el intercambio energético entre crudo (lado tubos) y recirculación 2 (coraza), el crudo se pre calienta hasta 139 °C.

Después de recorrer el tren de pre calentamiento “A” el crudo se calienta hasta 139 °C a 272.23 psi teniendo una caída de presión de 107.7 psi. El tren de pre calentamiento “B” alcanza la misma temperatura y tiene la misma caída de presión que en el tren “A”.

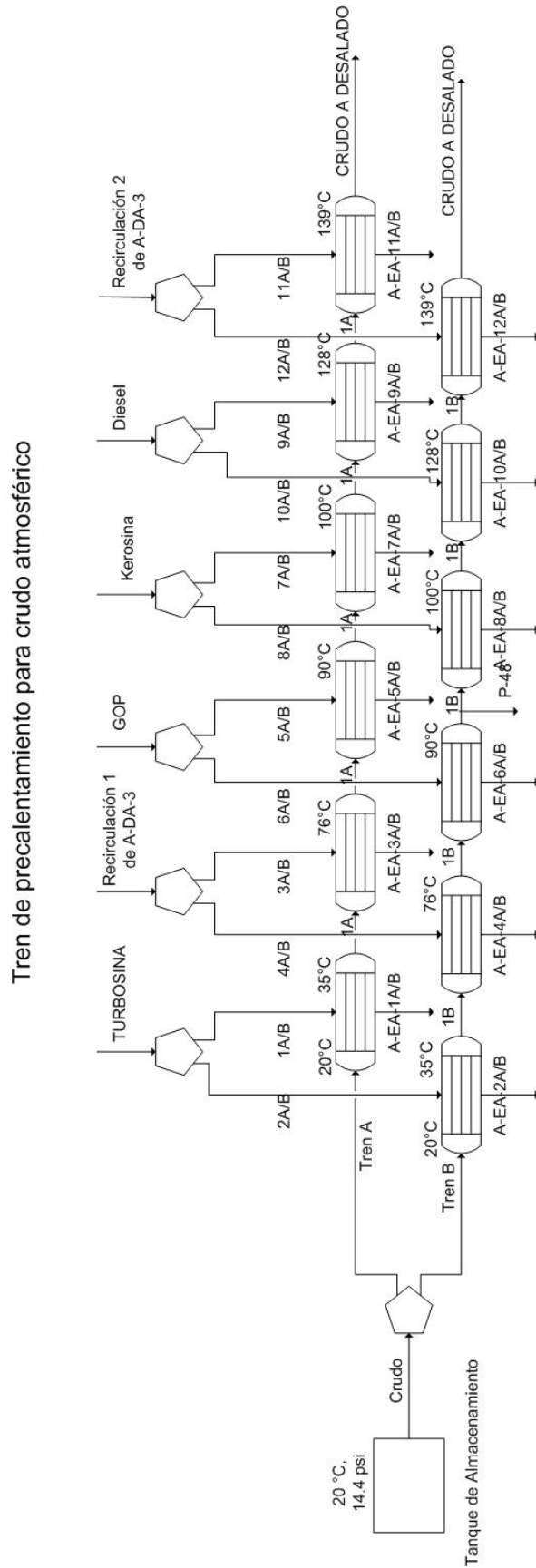


Figura 2.1: Tren de Precalentamiento para crudo atmosférico

El tren de precalentamiento “B” esta formado por:

A-EA-2A/B: Realiza el intercambio energético entre crudo (lado tubos) y turbosina (coraza).

A-EA-4A/B y A-EA-4C/D: Realiza el intercambio energético entre crudo (lado tubos) y recirculación 1 (coraza).

A-EA-6: Realiza el intercambio energético entre crudo (lado tubos) y gasoleo pesado (coraza).

A-EA-8: Realiza el intercambio energético entre crudo (lado tubos) y kerosina (coraza).

A-EA-10A/B: Realiza el intercambio energético entre crudo (lado tubos) y diesel (coraza).

A-EA-12A/B: Realiza el intercambio energético entre crudo (lado tubos) y recirculación 2 (coraza).

2.1.2 Desalado de crudo

Después del primer calentamiento, sigue el proceso de desalado del crudo (Fig. 2.2). Al igual que en el precalentamiento, el desalado es un proceso en paralelo con dos desaladores en serie. Las sales que se encuentran con mayor frecuencia en el crudo son cloruros, sulfatos y carbonatos, de estas, las que mayor perjuicio pueden causar al proceso y a los equipos son los cloruros, ya que son fuente de ácido clorhídrico.

En la sección de desalado el crudo disminuye su concentración de sales, agua e impurezas. El contenido de sal pasa de 140 lb de NaCl a menos de 1 lb por cada 1000 barriles de crudo procesado, el contenido de agua y sedimentos es menos de 0.5 % en volumen.

Desalado de crudo atmosférico

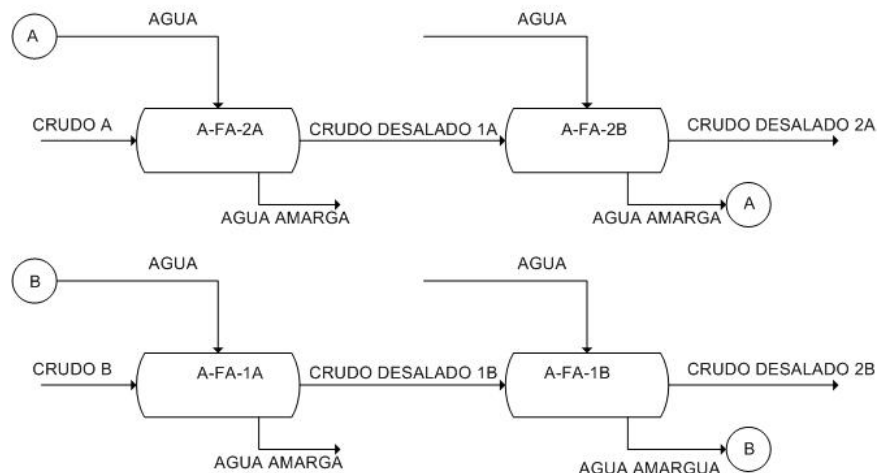


Figura 2.2: Desalado de crudo atmosférico.

La temperatura del crudo a la entrada de las desaladoras debe permanecer entre 130 y 139 °C, una temperatura menor dificultaría el rompimiento de la emulsión que se forma con el agua. Un aumento de temperatura provocaría el desprendimiento de componentes ligeros del crudo.

El crudo y agua a 136 °C se introducen al desalador A-FA-1A, el agua proviene del desalador A-FA-1B que se encuentra en serie con el A-FA-1A. El crudo pasa al segundo desalador y el agua salada del primer desalador se usa para calentar el agua que va a entrar al segundo desalador en el intercambiador A-EA-19. El crudo sale del segundo desalador con dirección a la torre de despunte y el agua se recircula al primer desalador.

El proceso en el segundo tren de desalado es igual que el anterior. Los desaladores del segundo tren son A-FA-2A y A-FA-2B, el crudo que sale de estos se dirige a una torre de despunte. El agua salada del primer desalador calienta el agua que va a entrar al segundo en el intercambiador A-EA-18.

2.1.3 Torres de despunte A-DA-1 y A-DA-2

Antes de las torres de despunte (Fig. 2.3), el crudo se introduce a los intercambiadores en paralelo (lado tubos) A-EA-13H, A-EA-14H que intercambian calor con el crudo reducido (lado coraza) llegando a una temperatura de 223 °C. El crudo fluye a las torres de despunte A-DA-1 y A-DA-2 respectivamente con una reducción de presión a 34.14 psia mediante válvulas de control provocando una vaporización entre 23 y 29%. El crudo es introducido a las torres de despunte por debajo del plato No. 6.

Los vapores de hidrocarburos ligeros ascienden al domo y se rectifican con una corriente de nafta ligera, que proviene de la destilación atmosférica y se alimenta al plato No. 1 de la torre A-DA-1 y A-DA-2. La corriente del domo se condensa y se envía a acumuladores donde se separa. La fase líquida (nafta de despunte) se mezcla con la corriente de nafta atmosférica y se manda a la sección de fraccionamiento y tratamiento de nafta.

La fase gaseosa contiene una porción de componentes recuperables y ésta se envía a compresión, la fase líquida se drena y se envía a desfogue, la fase gaseosa se comprime y se condensa, la fase gaseosa remanente se separa y se envía a la red de gas combustible y la líquida se mezcla con la nafta de despunte. Del fondo de las torres se obtiene el crudo despuntado y se alimenta a los hornos A-BA-1 y A-BA-2.

2.1.4 Hornos A-BA-1 y A-BA-2

La temperatura de salida de los hornos es de 368 °C con una presión de 19.5 psia, con esto se logra una vaporización entre 75 y 80% volumen. Una temperatura mayor propicia coquización que puede tapan la línea que conecta los hornos con la torre atmosférica.

Con el fin de recuperar el calor residual de los gases de combustión en la zona de convección de los calentadores A-BA-1 y A-BA-2 se tienen instalados cuatro serpentines para sobrecalentamiento de vapor de proceso. Este vapor de proceso se utiliza como vapor de agotamiento en la torre atmosférica y en los agotadores de destilados, el vapor alcanza una temperatura de 343 °C y una presión de 30.86 psia.

2.1.5 Torre atmosférica A-DA-3

Después de su separación en paralelo, el crudo se junta para poder entrar a la torre atmosférica (Fig. 2.4) a razón de 159,300 BPD con una temperatura de 368 °C y una presión de 19.5 psia con un porcentaje de vaporización de 0.796%. La torre cuenta con 41 platos del tipo válvula de dos pasos con arrastre de vapor y tres torres agotadoras A-DA-4, A-DA-5 y A-DA-6. El crudo se recibe por debajo del plato No. 37. En el domo de la torre se tiene una temperatura de 152 °C y una presión de 9.96 psia. En el fondo se tiene una temperatura de 361 °C y una presión de 19.91 psia.

De la torre atmosférica se extraen cuatro corrientes de producto (kerosina, turbosina, diesel y gasóleo pesado), dos recirculaciones y crudo reducido. La Tabla 2.1 muestra los cortes que se obtienen de la destilación y la cantidad de producto obtenido.

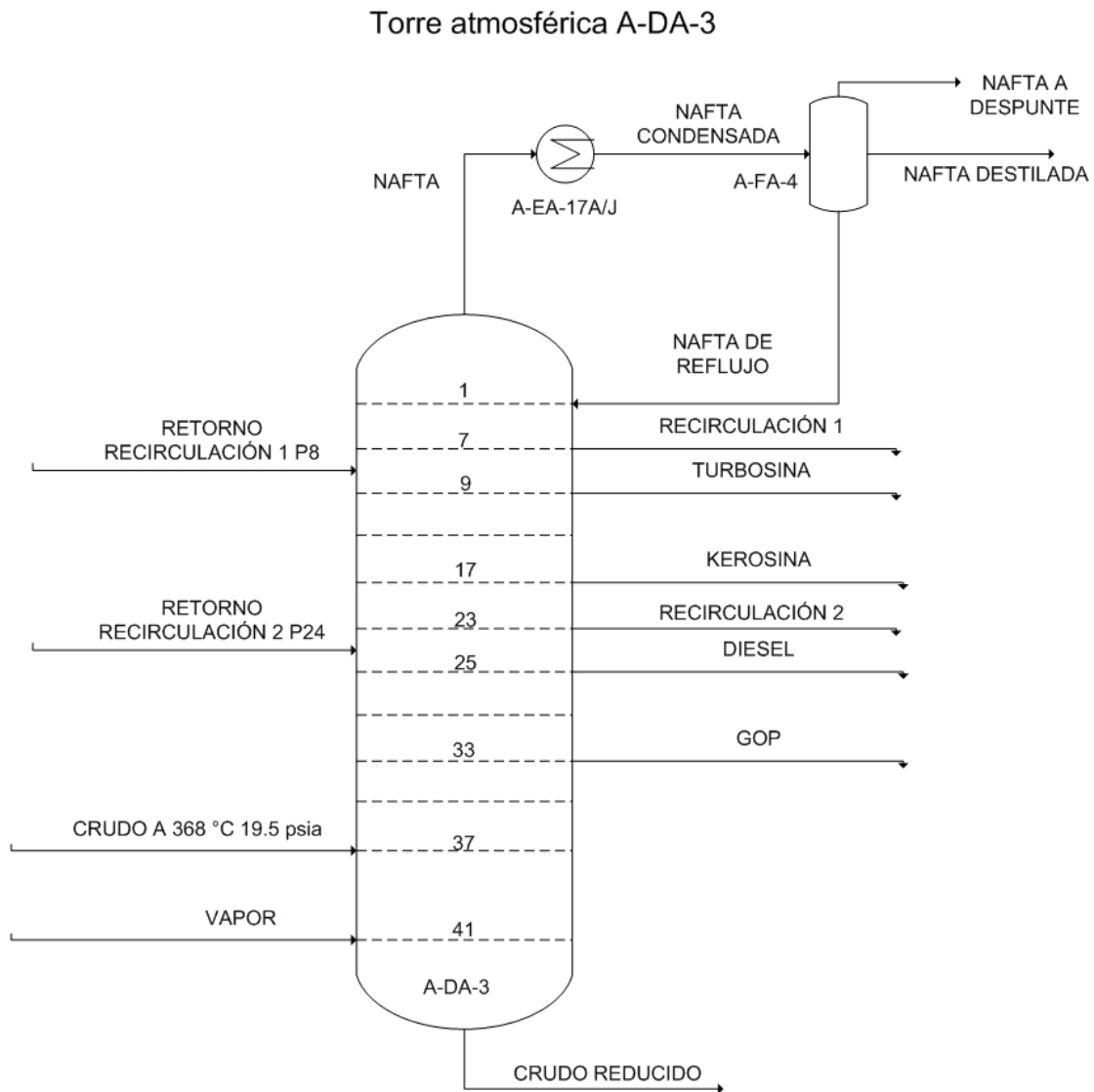


Figura 2.4: Torre atmosférica A-DA-3.

Tabla 2.1 Corrientes de destilación Atmosférica del manual de operaciones		
SECCIÓN	PRODUCTO	PRODUCCIÓN DE LA TORRE BARRILES/DIA
DOMO	NAFTA	15804
PLATO Nº 9	TURBOSINA	11299
PLATO Nº 17	KEROSINA	8885
PLATO Nº 25	DIESEL	20207
PLATO Nº 33	GOP	7640
FONDO	CRUDO	79500

Los hidrocarburos ligeros a 188 °C que salen por el domo se condensan en los equipos A-EA-17 A/J que estan distribuidos en cinco bancos de intercambiadores en paralelo con dos equipos en serie cada uno. Una vez condensados se dirigen al acumulador A-FA-4 el cual separa la nafta primaria y el agua amarga. Parte de la nafta se usa como reflujo a cada torre de despunte a razón de 5,164 BPD y 31,295 BPD de reflujo a la torre atmosférica; el exceso de gasolina (15,804 BPD) es enviado como producto destilado.

Del plato No. 9 se extrae la turbosina que se envía al agotador A-DA-4 con una temperatura de 253 °C. La corriente de kerosina se envía hacia el agotador A-DA-5 a una temperatura de 275 °C. La corriente de diesel se envía al agotador A-DA-6 a una temperatura de 285 °C. La corriente de gasóleo pesado se envía hacia el tanque de balance a 310 °C. De este tanque, por medio de la bomba A-GA-15/15R se envia a enfriamiento al tren de precalentamiento de crudo a los intercambiadores A-EA-5B y A-EA-6.

Al pasar el gasóleo pesado a través de los equipos A-EA-5B (lado coraza) y A-EA-6 (lado coraza), disminuye su temperatura de 310 °C a 86 °C, posteriormente se enfría a 65 °C con el enfriador de aire A-EC-2 A/B y luego a 49 °C con el enfriador de agua A-EA-28, siendo ésta su temperatura objetivo.

De los platos No. 7 y 23 se extraen dos corrientes de recirculación que sirven como amortiguadores para evitar cambios bruscos de temperatura en la torre atmosférica entre la extracción de turbosina y diesel, también se utilizan para el tren de precalentamiento del crudo antes de regresar a la torre.

La corriente del palto No. 7 es la extracción superior y se recircula 59,000 BPD pasando por los intercambiadores de calor A-EA-3 A/D (lado coraza) y A-EA-4 A/D (lado coraza). El flujo se envía con la bomba A-GA-10/10R a una presión de 130.1 psia y una temperatura de 242 °C. Ésta corriente de recirculación retorna al plato No. 8 a una temperatura de 71.5 °C y 19.5 psia de presión. En esta corriente de extracción se tiene instalado un enfriador con aire A-EC-5; después de los intercambiadores A-EA-3 y A-EA-4 que normalmente están fuera de operación y sólo entran en servicio cuando se realiza limpieza en alguno de estos equipos.

La segunda recirculación se extrae del plato No. 23 y se recirculan 12,928 BPD pasando por los intercambiadores de calor A-EA-11A/B (lado coraza) y A-EA-12A/B (lado coraza). El flujo se envía con la bomba A-GA-13/13R a una presión de 96.72 psia y una temperatura de 284 °C. Ésta corriente de recirculación retorna al plato No. 24 a una temperatura de 163 °C y 19 psia. Para esta corriente de recirculación se tiene instalado un enfriador con aire A-EC-4, después de los intercambiadores A-EA-3 y A-EA-4, que normalmente están fuera de operación y sólo entran en servicio cuando se realiza limpieza en alguno de estos equipos o se requiera efectuar algún ajuste de temperatura.

Del fondo se obtiene crudo reducido a 328 °C y 19.91 psia de presión, por medio de las bombas A-GA-16 A/BR se envía como medio de calentamiento a los rehervidores de los agotadores A-EA-24 A/B, A-EA-23 y A-EA-22, después se envía, al precalentar el crudo desalado en los intercambiadores A-EA-13 A/H y A-EA-14 A/H (lado coraza); al final se envía a la planta de vacío.

El fraccionamiento de crudo en la torre atmosférica A-DA-3, normalmente se lleva a cabo con vapor de arrastre para eliminar los hidrocarburos ligeros del crudo reducido al disminuir la presión parcial de los hidrocarburos. Se utiliza

vapor de baja presión 30.86 psia, sobrecalentado a 343 °C y se inyecta a la sección de agotamiento del fondo de la torre por debajo del palto No. 41 a través de un distribuidor.

Torres Agotadoras A-DA-4, A-DA-5, A-DA-6

Las torres agotadoras (Fig. 2.5) tienen como finalidad ajustar la especificación de los productos, turbosina, kerosina y diesel, al eliminar los hidrocarburos ligeros residuales. Para tal fin, las torres cuentan con cuatro platos del tipo válvulas de un paso y un rehervidor del tipo “termosifón” que usa crudo reducido para proporcionar el calor de agotamiento. En el caso que no se disponga de algún rehervidor, se tiene prevista un inyección de vapor sobrecalentado al fondo del agotador para efectuar el agotamiento por arrastre.

La turbosina se recibe en el plato No. 1 de la torre agotadora A-DA-4, los hidrocarburos ligeros se separan y salen por el domo hacia el plato No. 6 de la torre atmosférica. La turbosina desciende hasta el fondo alimentando la zona del rehervidor, el exceso de líquido rebosa hacia la zona de extracción donde se obtiene la turbosina producto. La temperatura de operación es de 214 °C y el flujo de recirculación es de 30,759 BPD.

La turbosina producto se extrae del fondo del agotador A-DA-4 con la bomba A-GA-11/11R, para ser enviada al tren de precalentamiento a los intercambiadores A-EA-1A/B y A-EA-2A/B (lado coraza) y luego recibe otro enfriamiento en el intercambiador con agua A-EA-25A/B. Cuando la turbosina no esta en especificación se puede desviar hacia la línea de kerosina producto.

La kerosina se recibe en el plato No. 1 del agotador los hidrocarburos ligeros se separan y salen por el domo hacia el plato No. 16 de la torre atmosférica. La kerosina desciende al fondo hacia el lado del rehervidor con un flujo de 48,941 BPD, retorna al otro lado del fondo donde se extrae como producto.

La kerosina se extrae del fondo del agotador con la bomba A-GA-12/12R y se manda al tren de precalentamiento hacia los intercambiadores A-EA-7A/B

y A-EA-8A/B (lado coraza), la kerosina precalienta al crudo disminuyendo su temperatura a 101 °C, después se enfría con los enfriadores de aire A-EC-1 a 70 °C y al final, con un enfriador de agua A-EA-26A/B disminuye su temperatura hasta 38 °C.

La corriente de diesel se recibe en el palto No. 1 del agotador A-DA-6, los hidrocarburos ligeros se separan y salen por el domo hacia el plato No. 22 de la torre atmosférica. El diesel se extrae del fondo del agotador con la bomba A-GA-14 y se envía al tren de precalentamiento a los intercambiadores A-EA-9A/B y A-EA-10A/B (lado coraza) y luego a enfriamiento con aire en A-EC-3 y luego a un enfriador de agua A-EA-27 hasta llegar a la temperatura de 49 °C.

Torres agotadoras A-DA-4, A-DA-5 y A-DA-6

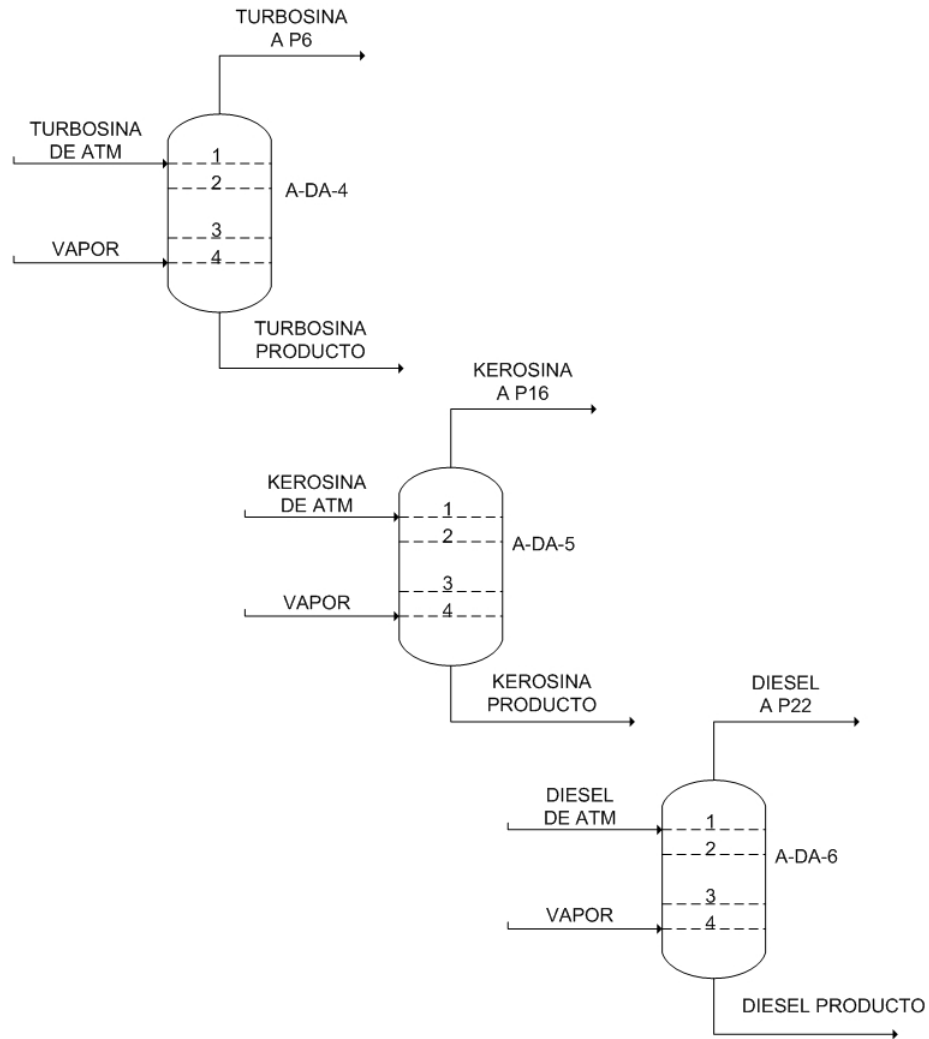


Figura 2.5: Torres agotadoras A-DA-4, A-DA-5 y A-DA-6.

2.2 Sección de destilación al vacío

La sección de destilación al vacío tiene una capacidad para procesar 90,000 BPD y tiene como finalidad fraccionar una mezcla de crudo almacenado y crudo reducido proveniente de la torre atmosférica. La separación se lleva a cabo mediante destilación al vacío en una torre de alto vacío del tipo húmeda.

De esta torre se obtienen gasóleo ligero de vacío, gasóleo pesado de vacío y residuo de vacío.

La sección está diseñada para procesar 90,000 BPD de crudo reducido, siendo su capacidad mínima de operación 54,000 BPD (60% de la carga total). Se tiene facilidad para recibir una corriente de residuo atmosférico caliente directamente de la unidad de destilación primaria y carga fría de tanques de residuo primario.

La carga se recibe a una temperatura de 154 °C, puede operar independientemente de la unidad de destilación atmosférica y tiene flexibilidad para procesar tanto crudo almacenado como crudo reducido. Cuando la unidad trabaja con carga fría proveniente totalmente de almacenamiento, su capacidad de operación baja a 75,000 BPD.

La planta está dividida en tres secciones: trenes de precalentamiento que calienta el crudo reducido con los intercambiadores V-BA-1 y V-BA-2; torre de destilación al vacío V-DA-1; paquete de vacío V-PA-1A/B y caja enfriadora V-EB-1.

2.2.1 Trenes de precalentamiento (destilación al vacío)

Se mezcla una corriente de 79,200 BPD proveniente de la sección atmosférica que tiene una temperatura de 184 °C y una presión de 321 psia con 10,500 BPD de crudo almacenado en tanques a una temperatura de 80°C y 227 psia.

El crudo es enviado en paralelo a los trenes (Fig. 2.6) por las bombas V-GA-1R y V-GA-2R incrementando su presión a 256 psia.

Primer tren de precalentamiento:

El crudo se introduce por la coraza del intercambiador V-EA-1A/F e incrementa su temperatura de 143 °C a 236 °C al intercambiar energía con la corriente de gasóleo pesado de vacío. Posteriormente la corriente pasa por el lado de tubos del intercambiador V-EA-3A/F e incrementa su temperatura de 236 °C a 292 °C al intercambiar energía con la corriente de gasóleo ligero de vacío.

Segundo tren de precalentamiento:

El segundo tren de precalentamiento de crudo reducido es igual al primero. En este se introduce la corriente de crudo al intercambiador V-EA-2A/F donde incrementa su temperatura a 236 °C, el segundo intercambiador V-EA-4A/F calienta el crudo reducido a 292 °C.

2.2.2 Calentadores de crudo reducido V-BA-1 y V-BA-2

En estos hornos a fuego directo, se vaporiza parcialmente el crudo reducido y se eleva su temperatura hasta 396 °C. Se recomienda que la temperatura de crudo a la salida de los calentadores no sea mayor a 440 °C, con objeto de evitar coquización en los serpentines.

Cada calentador esta diseñado para manejar el 60% de la carga de diseño de la planta y pueden operarse en forma totalmente independiente uno del otro. Sus quemadores pueden operar con gas combustible o combustoleo.

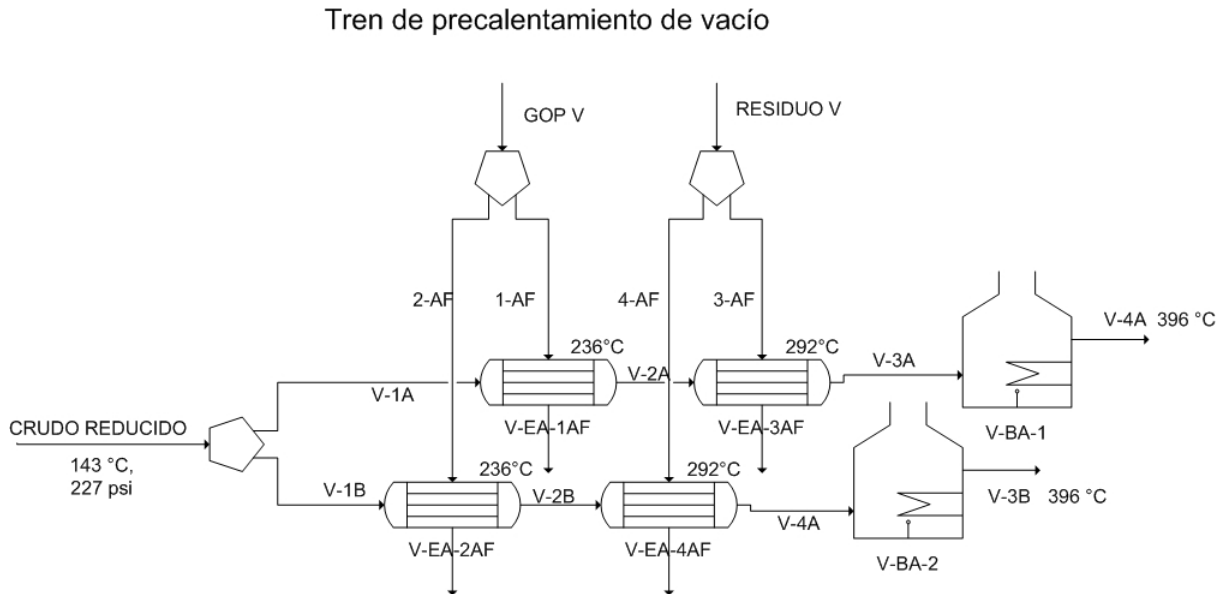


Figura 2.6: Tren de precalentamiento de vacío.

2.2.3 Torre de destilación al vacío V-DA-1

En esta torre se lleva a cabo la destilación al vacío, consta de cinco secciones:

1. Condensación de gasóleo ligero de vacío. Con cuatro platos tipo mampara de dos pasos con perforaciones.
2. Lavado superior. Con dos platos tipo mampara sin perforaciones y un plato recolector.
3. Condensación de gasóleo pesado de vacío. Con cuatro platos de tipo mampara con perforaciones.
4. Lavado inferior. Con dos platos perforados de un solo paso.
5. Sección de agotamiento. Con cuatro platos tipo mampara de cuatro pasos con perforaciones.

La torre de destilación al vacío (Fig. 2.7) cuenta con dos alimentaciones de vapor de agotamiento. El vacío de la torre se mantiene por medio de dos trenes eyectores operando en paralelo.

Torre de vacío V-DA-1

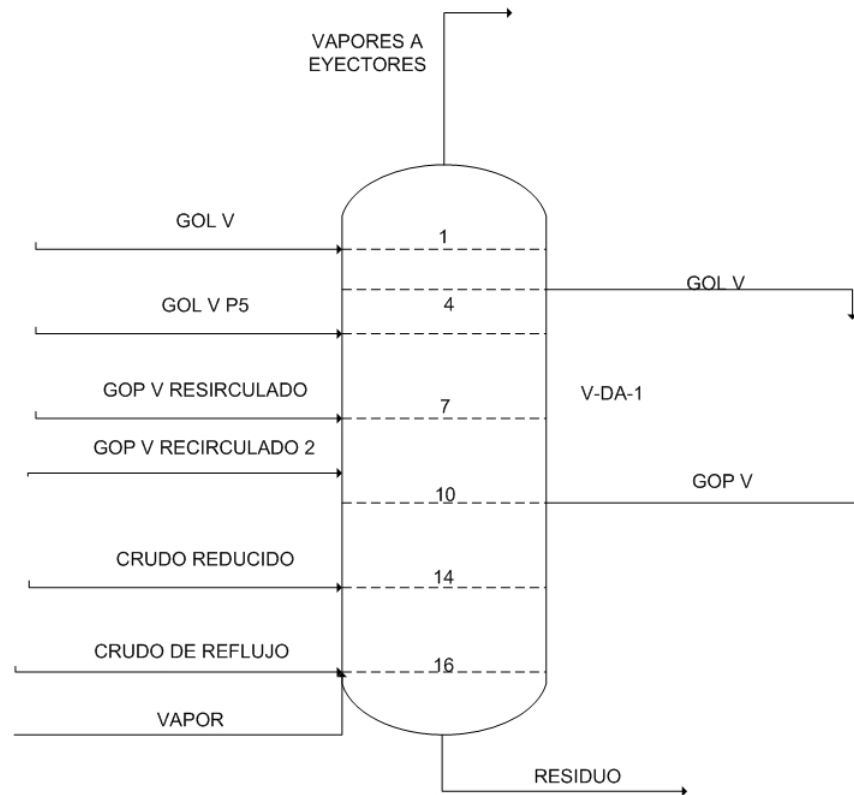


Figura 2.7: Torre de vacío V-DA-1.

La alimentación de crudo reducido a la torre se efectúa por medio de dos líneas provenientes de los hornos V-BA-1 y V-BA-2. Esta corriente de crudo reducido entra a 379 °C a través de dos boquillas localizadas tangencialmente a ambos lados de la torre para favorecer la separación de la mezcla líquido-vapor por efecto centrífugo sobre las paredes de la misma; la alimentación se hace a la zona de vaporización (plato 14), la cual opera a una presión de 0.58 psia.

Por el fondo de la torre sale el residuo de vacío, después de que ha sido agotado por el vapor de agua en la sección V y es enviado mediante las bombas de fondos de la torre de vacío V-GA-4A/B,AR,BR hacia la sección de calentamiento, donde se divide en dos corrientes para intercambiar calor V-EA-3A/F y V-EA-4A/F con

el crudo reducido en el tren de precalentamiento para la sección de vacío, en donde se enfrían desde 339 °C hasta una temperatura de 247 °C. Posteriormente estas corrientes se vuelven a unir y, de la corriente resultante una parte se recircula a la sección inferior de la torre A-DA-1 con objeto de enfriar el residuo de vacío proveniente de la sección V y la otra parte se manda a la caja enfriadora V-EB-1.

Para agotar el residuo de vacío se emplea presión de baja sobrecalentado a 343 °C, alimentándose en el fondo de la torre a través de dos boquillas colocada en lados opuestos, el vapor procede de la zona de convección de los hornos.

La extracción de gasóleo pesado de la torre se hace por gravedad desde el tanque de extracción localizado debajo de la sección de condensación de gasóleo pesado de vacío (GOP AV) hasta el tanque V-FA-4.

De este tanque sale una corriente que se divide en dos, una de ellas se maneja con la bomba de reflujo V-GA-8R para ser retornada a la torre, alimentándose al plato No. 11 en la sección de lavado inferior. La otra corriente se envía al tren de precalentamiento de crudo reducido mediante la bomba V-GA-3R, que incrementa su presión hasta 156.46 psia, se obtienen dos corrientes paralelas que pasan por el lado tubos de los intercambiadores V-EA-1A/F y V-EA-2A/F, en donde se enfrían desde 299.8 °C hasta 191 °C. Al salir de estos equipos las corrientes se vuelven a unir en una sola, de donde se toma una parte y se envía a los enfriadores de reflujo V-EC-2A y V-EC-2B para ser enfriada hasta 176 °C y posteriormente se retorna a la torre, alimentándose como reflujo en la parte superior de la sección de condensación de gasóleo pesado de vacío.

La otra parte de la corriente GOP AV tiene dos alternativas; una de ellas mandarse como producto caliente que sirve como carga a la unidad FCC y la otra en enviarse mediante la bomba V-GA-7R a través de la caja enfriadora V-EB-1 hacia tanques de almacenamiento a 80 °C de temperatura.

EL gasóleo ligero de vacío (GOL AV) se retira totalmente de la tina de extracción localizada en la parte inferior de la zona de condensación de GOL AV mediante la bomba V-GA-2R, la cual incrementa su presión hasta 199 psia para

ser enviada a diferentes partes formando tres corrientes, una de ellas se retorna a la torre de vacío. La corriente entra por la parte superior de la torre alimentando al plato No. 5 y constituye el fluido de lavado de la sección II.

Otra de las corrientes se envía hacia los enfriadores V-EC-1A/J. Estos equipos se encuentran arreglados en paralelo, formando cinco cuerpos de dos celdas cada uno y cuentan con su respectiva línea de desvío, para ser usada cuando tengan que salir de operación y darles mantenimiento. El gasóleo ligero de vacío se extrae de la torre a 140 °C; al pasar por los enfriadores V-EC-1A/J, sale a 82 °C. Posteriormente la corriente pasa por el lado de la coraza de los enfriadores V-EA-5A/B en donde intercambia calor con agua de enfriamiento para salir a 60 °C.

La tercera y última corriente se envía caliente (140 °C) a la FCC o fría (82 °C) hacia los tanque de almacenamiento, cuando dicha unidad está fuera de operación.

Capítulo 3

Simulación de la sección atmosférica y de vacío

3.1 Simulación del proceso en ASPEN-HYSYS

Una simulación es un modelo matemático del proceso que intenta predecir cómo el proceso se comportará si fuese construido (Smith, 2005).

La simulación ya es una herramienta cotidiana que utilizan los ingenieros para representar procesos químicos complejos. Para representar y predecir este tipo de procesos se utilizan los modelos matemáticos más adecuados integrados en un software computacional.

Una simulación de un proceso químico se realiza a partir del balance de materia y energía, puede ser utilizada para dimensionamiento de equipos, evaluaciones económicas y optimización de procesos entre otras posibles aplicaciones.

La solución del modelo matemático de un proceso complejo tiende a ser muy complicado. Un software computarizado puede resolver modelos matemáticos complejos en muy poco tiempo, AAPEN-HYSYS es un ejemplo de este tipo de software.

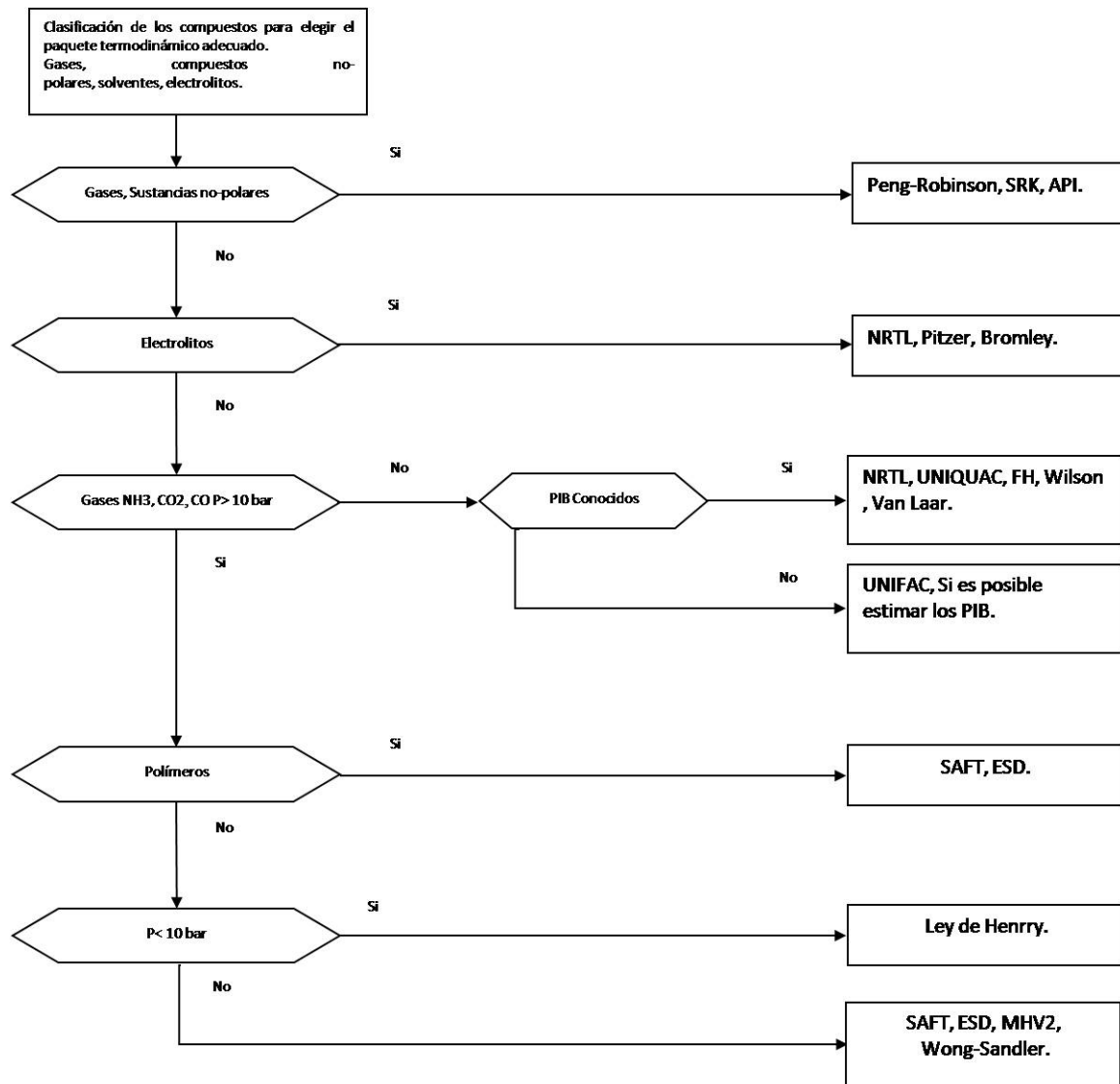
3.2 Software y elección del paquete

termodinámico

ASPEN-Hysys es una herramienta ingenieril que permite la simulación de procesos químicos. Integra el estado estacionario y dinámico donde el mismo proceso puede ser evualuado.

ASPEN-HYSYS posee una amplia base de datos con alrededor de 1,000 componentes diferentes, tiene la posibilidad crear componentes hipotéticos y calcular sus propiedades, que es el caso para caracterizar el crudo mexicano.

El software ASPEN-HYSYS contiene varios paquetes termodinámicos que utiliza para el cálculo de las propiedades de los componentes y mezclas tales como: entalpía, entropía, densidad, etc. Los resultados que presenta la simulación están en función del paquete termodinámico utilizado, por lo tanto es de gran importancia escoger el paquete adecuado. La figura 3.1 presenta un esquema para elegir el paquete termodinámico.



Fuente: Mohd Kamaruddin 1999.

Figura 3.1: Diagrama para la elección de paquete termodinámico adecuado.

La Fig. 4.1 muestra el diagrama para la selección correcta de paquete termodinámico con respecto a los compuestos o sustancias que se van a simular. ASPEN-HYSYS recomienda que para combustibles, gases y aplicaciones petroquímicas, el modelo Peng-Robinson (PR) es el más adecuado.

En este trabajo, Peng-Robinson se utiliza para el cálculo de equilibrio líquido-vapor, así como el cálculo de propiedades para sistemas de hidrocarburos. Se pueden representar las interacciones binarias hidrocarburo-hidrocarburo ó hidrocarburo-no hidrocarburo, que en el caso de la simulación es CRUDO-AGUA, CRUDO-VAPOR, resuelve una, dos o tres fases con un alto grado de eficiencia, se aplica a un rango de temperatura mayor a 271 °C y un rango de presión menor a 100,000 kPa.

3.3 Caracterización del crudo

La determinación exacta de la composición del crudo no es posible debido a la gran cantidad de componentes que constituyen la mezcla. Una alternativa aceptable consiste en caracterizar el petróleo por medio de una curva de destilación (temperatura contra porcentaje acumulado de líquido destilado).

Los datos para la curva de destilación se obtiene por medio de una destilación fraccionada efectuada en el equipo de destilación Geters, capaz de producir una buena separación de los componentes. Aproximadamente tiene 15 platos teóricos y un reflujo igual a 5. El rango de puntos de ebullición da una indicación de las cantidades de productos presentes en el crudo. Pemex publicó estos resultados en el documento "Superintendencia de química laboratorio experimental", Tula de Allende Hidalgo, mayo-2012. La tabla 3.1 presenta las especificaciones de crudo que se ingresan al simulador.

Tabla TBP		Fracciones Ligeras	
% DES	TBP [°C]	Componente	[%mol]
0	52	C ₁	28.69
5	95	C ₂	4.61
10	114	C ₃	22
15	141	iC ₄	9.04
20	169	nC ₄	22.17
25	192	iC ₅	7.04
30	210	nC ₅	6.29
35	250		
40	274		
45	300		
50	343		
55	375		
60	404		
65	433		
70	492		
75	522		

En un nuevo caso del simulador ASPEN-HYSYS se requiere ingresar la información de la tabla 3.1. Primero se selecciona el paquete termodinámico Peng-Robinson (Fig. 3.2) y se accede al menú de Oil Manager.

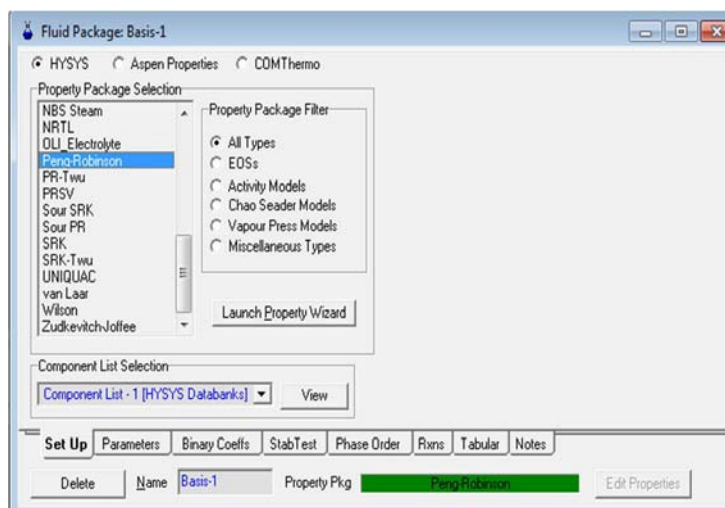


Figura 3.2: Elección de paquete termodinámico ASPEN-HYSYS.

En el menú de oil manager se agrega un nuevo assay (Add Assay) y luego de ingresan las temperaturas de corte (Edit Assay) de la tabla 3.1. En el panel de la

CAPÍTULO 3. SIMULACIÓN DE LA SECCIÓN ATMOSFÉRICA Y DE VACÍO

34

izquierda se pueden editar las propiedades de bulo, se establece si los datos del ensayo son de temperaturas de corte, compuestos ligeros, curva de peso molecular contra temperatura, curva de densidad y curva de viscosidad. También se puede especificar si las condiciones van a ser atmosféricas o de vacío.

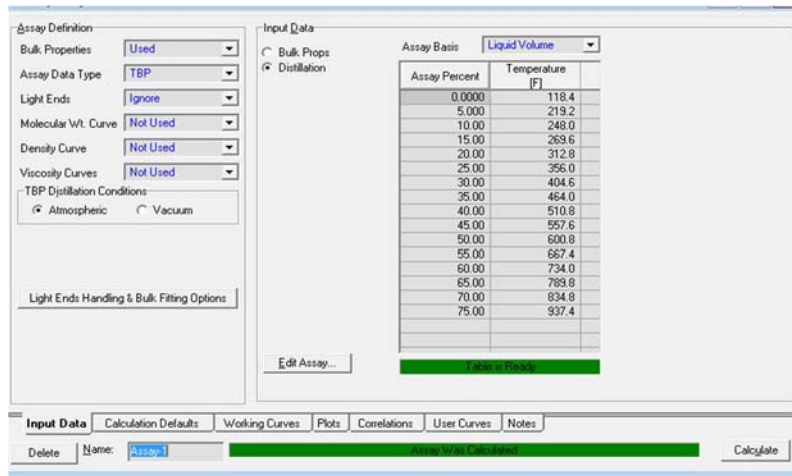


Figura 3.3: Panel para caracterización del crudo en ASPEN-HYSYS.

En el panel se introducen los datos de contenido de azufre, para tener una mejor representación del crudo real.

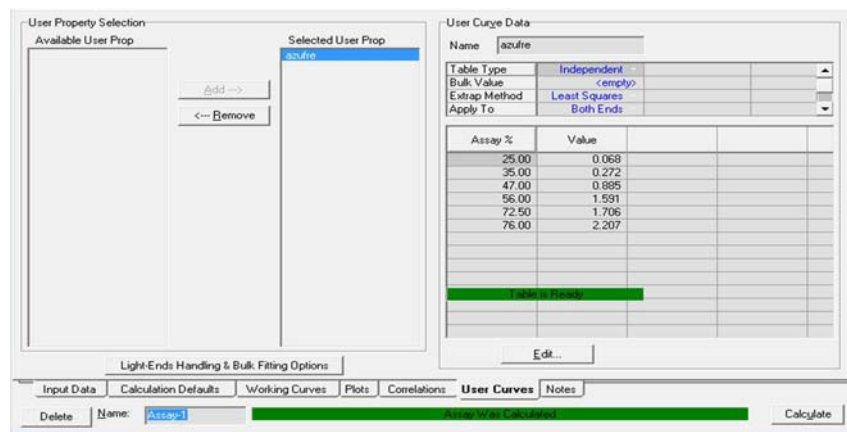


Figura 3.4: Adición de azufre a la caracterización del crudo.

Una vez definida las propiedades y paquete termodinámico se procede a la construcción del proceso, este paso se explica en la siguiente sección.

3.4 Construcción del proceso en ASPEN-HYSYS

Para la simulación de la sección atmosférica y de vacío se necesita contar con la información de las condiciones de operación como flujos, características principales de cada unidad, presión, temperatura de las algunas corrientes, etc. Esta información se obtiene del manual de operaciones Refinería “Miguel Hidalgo” Sector Operativo No. 7 Planta Primaria No. 2.

El proceso comienza con el tren de precalentamiento (Fig. 3.5), el crudo se divide en dos líneas en paralelo y se introducen a los seis intercambiadores que representan el tren antes de introducirse a la zona de desalado. Al principio los intercambiadores no se resuelven por la falta de las corrientes de productos con las que se calienta que provienen de la torre atmosférica, pero las corrientes que pasan por los intercambiadores de crudo sí se pueden resolver ya que el manual proporciona el incremento de temperatura que tienen por intercambiador en paralelo.

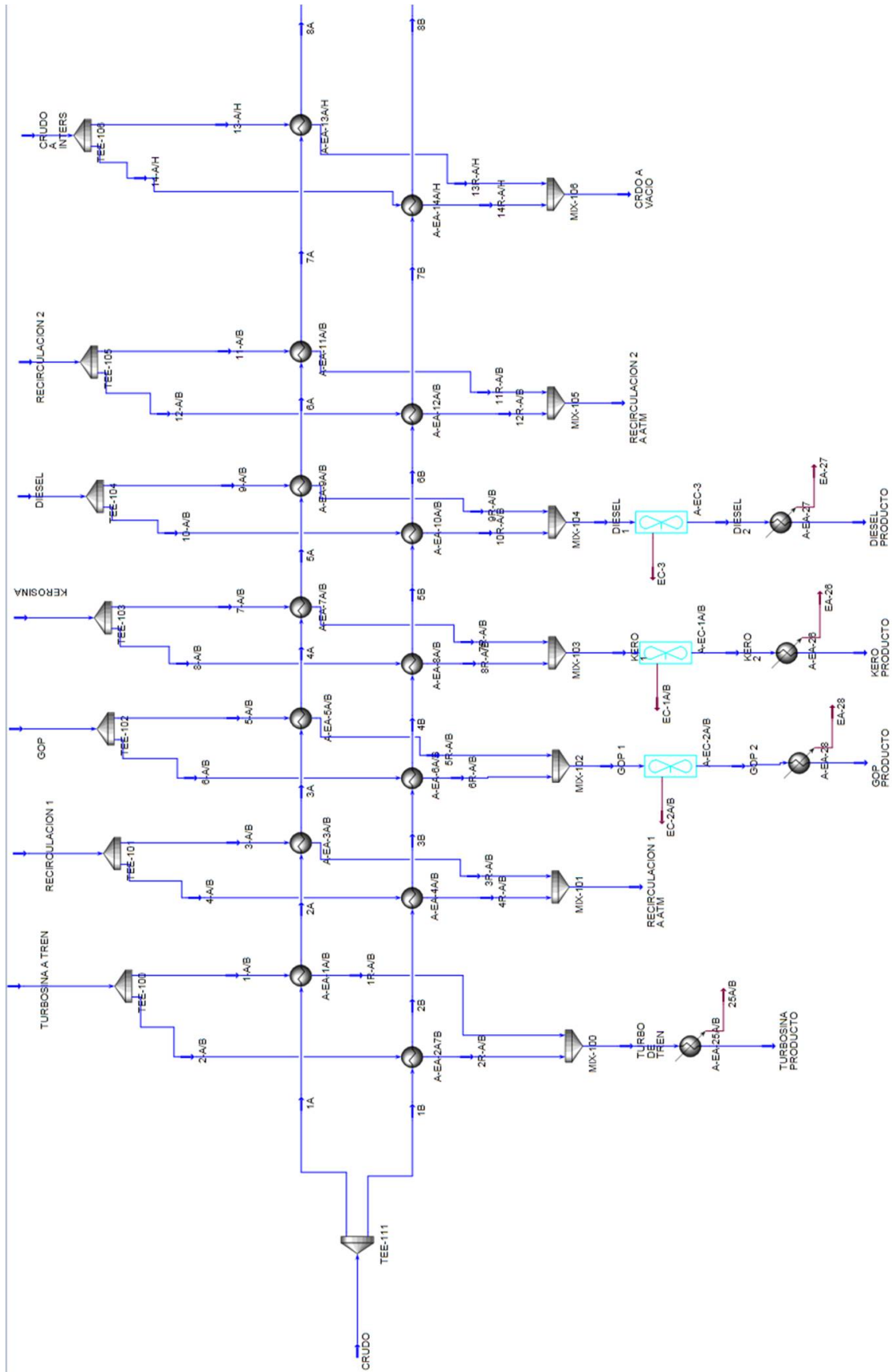


Figura 3.5: Tren de precalentamiento atmosférico.

Las corrientes de crudo se calientan de 69 °F a 96.8 °F en el primer intercambiador, y sucesivamente de 96.8, 169, 194, 212, 262.4 y 282.2 °F antes de llegar al proceso de desalado.

El desalado del crudo (Fig. 3.6) sirve para remover sustancias corrosivas que causan daño a los equipos, la temperatura de desalación debe rondar entre 266 y 284 °F. En esta parte de la simulación, los separadores de tres fases separan el agua que previamente se añade a la corriente del crudo en un sistema de dos separadores en serie para cada corriente en paralelo, la temperatura de salida es 277.4 °F.

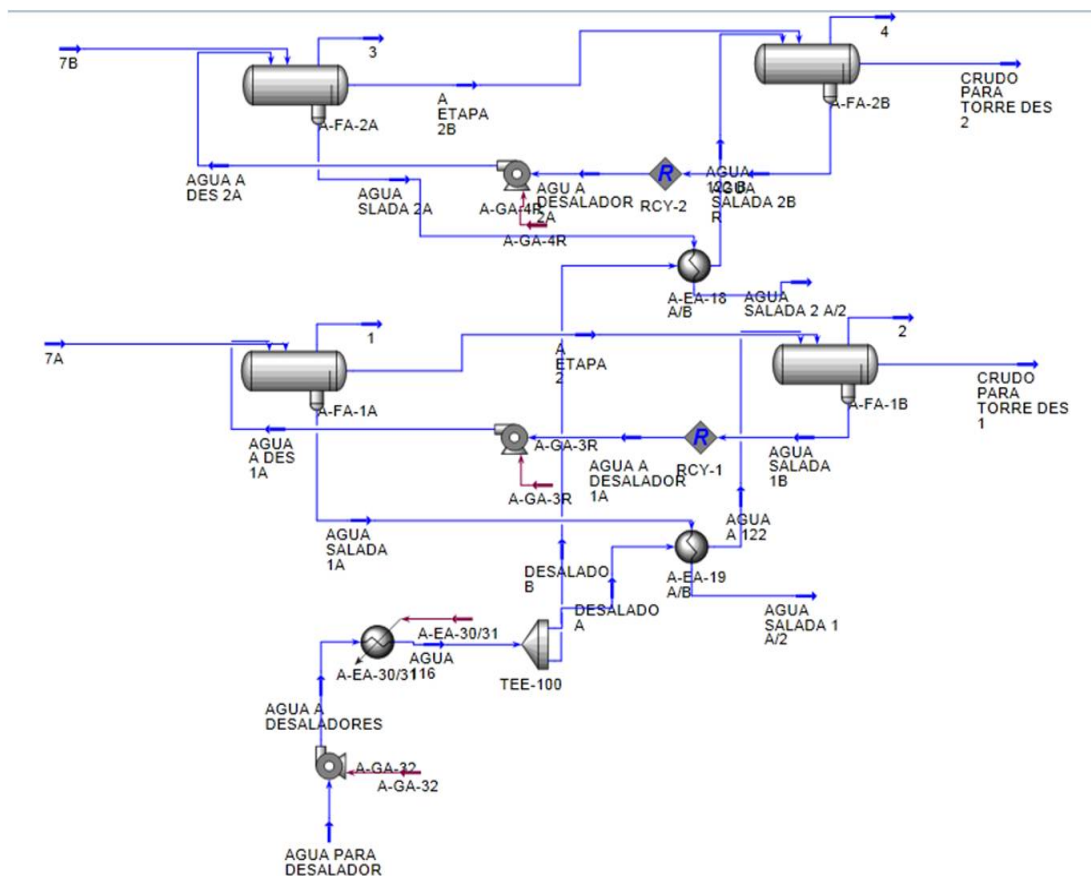


Figura 3.6: Desalado del Crudo.

El agua que sale del segundo desalador se recircula al primer desalador para hacer esto se utiliza la función reciclo(R) de ASPEN-HYSYS. El separador de tres

fases así como varios equipos no pueden ser resueltos sin que se introduzcan las corrientes de entrada pero estas corrientes de entrada dependen de otros equipos, la función R resuelve este problema a través de una serie de iteraciones. El usuario puede determinar el número de interacciones y la tolerancia.

Después del desalado, el crudo se calienta con el residuo de la torre atmosférica, los intercambiadores se resuelven hasta que la torre atmosférica sea simulada. Las torres de despunte (figura 3.7) tienen 7 platos, en el plato No. 1 se introduce nafta para rectificar la torre. De estas torres se eliminan compuestos ligeros del crudo que se integran a la nafta.

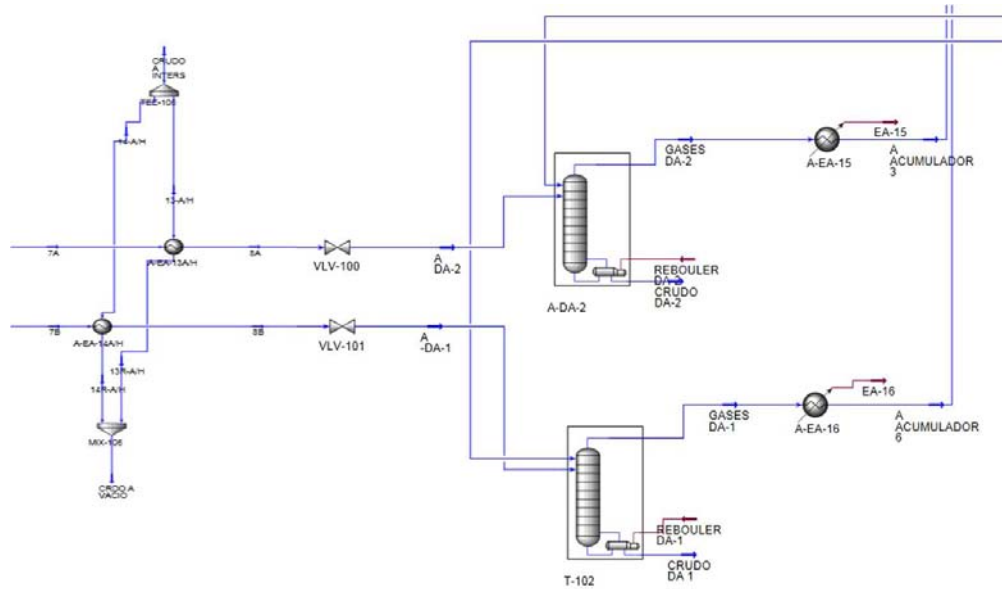


Figura 3.7: Torres de Despunte.

El crudo se introduce a los hornos y después se mezclan las dos corrientes paralelas antes de introducirse a la torre atmosférica. La torre debe contar con las especificaciones que se muestran en la tabla 3.2 y que se integran al simulador, la presión en el domo y en el fondo son necesarias para que pueda correr la simulación de la torre así como el número de platos y las corrientes de proceso.

Numero de Platos	41
Presión Domo [psi]	9.96
Presión Fondo [psi]	19.91
Temperatura Domo [°F]	293
Temperatura Fondo [°F]	680

Además de las especificaciones, se introducen al simulador las variables de las corrientes que se obtienen como productos, en este caso se utiliza el flujo en barriles por días. El cálculo tarda aproximadamente 10 iteraciones, si el simulador hace más de 10 es muy probable que no converja a un resultado que resuelva al sistema y por lo tanto se tendrán que cambiar las condiciones de inicio para que converja adecuadamente. Se puede dar seguimiento a la simulación como se muestra en la figura 3.8.

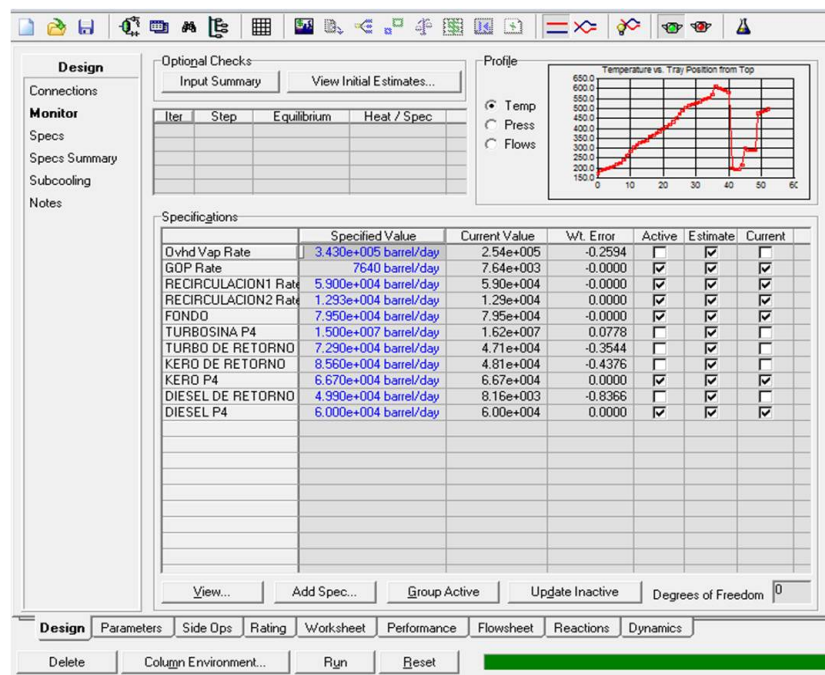


Figura 3.8: Monitor Torre ATM.

Para una mejor simulación es conveniente hacer que la torre converja corriente

por corriente y de la misma manera al agregar equipos complementarios a la torre se debe converger equipo por equipo. Cuando se introduce una nueva corriente se le asigna un flujo igual a cero para que la torre no tenga problemas para converger, se incrementa la cantidad de flujo gradualmente para que la torre no sufra cambios bruscos y encuentre un estado de equilibrio cercano al anterior. Se incrementa el valor del flujo hasta lograr que la nueva corriente tenga el flujo indicado en el manual de operaciones.

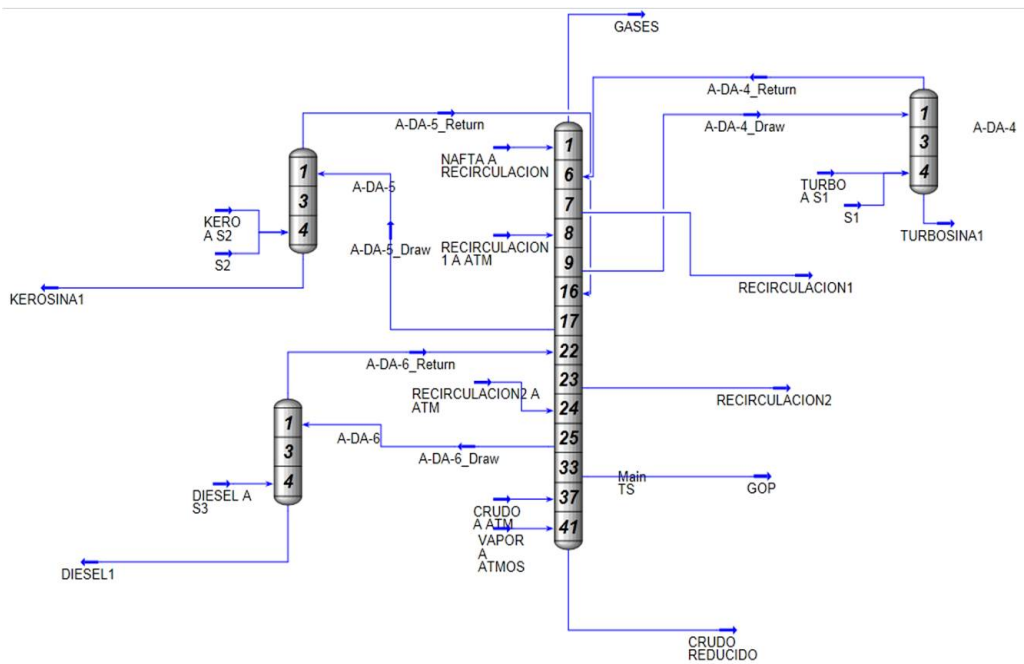


Figura 3.9: Torre de destilación Atmosférica.

Se siguen los mismos criterios para simular el tren de vacío (fig 3.10) y la torre de vacío (fig 3.11). El tren de vacío consiste en dos intercambiadores en serie para cada línea en paralelo, en el primer intercambiador el crudo se introduce por la coraza y se precalienta con gasoleo pesado de vacío. En el segundo intercambiador el crudo se introduce por lado tubos y se precalienta con el residuo del la torre de vacío.

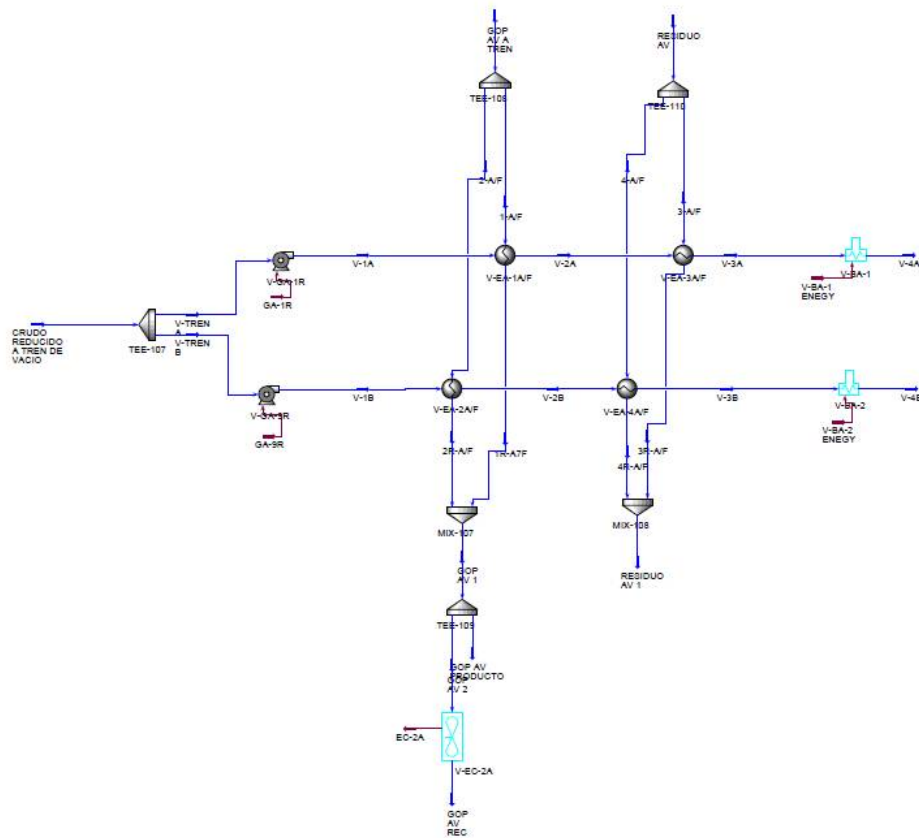


Figura 3.10: Tren de precalentamiento de vacío.

Para simular la torre de vacío se cuentan con las especificaciones de la tabla 3.3.

Tabla 3.3 Especificaciones de la Torre de Vacío	
Número de Platos	16
Presión Domo [psi]	0.29
Presión Fondo [psi]	0.58
Temperatura Domo [°F]	391
Temperatura Fondo [°F]	614

La simulación de la torre de vacío es similar a la torre atmosférica. Primero se simula la torre simple con la entrada de crudo reducido y vapor a vacío, y sólo dos salidas, vapor a eyectores por el domo y residuo de vacío en el fondo. Se elimina el reboiler del fondo y se anexan las corrientes de salida una por una, gasóleo ligero de vacío plato No. 4 y gasóleo pesado de vacío No. 10. Al final se añaden las corrientes que se recirculan a la torre una por una, gasóleo ligero de vacío plato No. 1, gasóleo ligero de vacío plato No. 5, gasóleo pesado de vacío plato No. 7, gasóleo pesado de vacío plato No. 11 y crudo de vacío recirculado plato No. 14. Cada corriente recirculada cuenta con una función R para poder simular la torre.

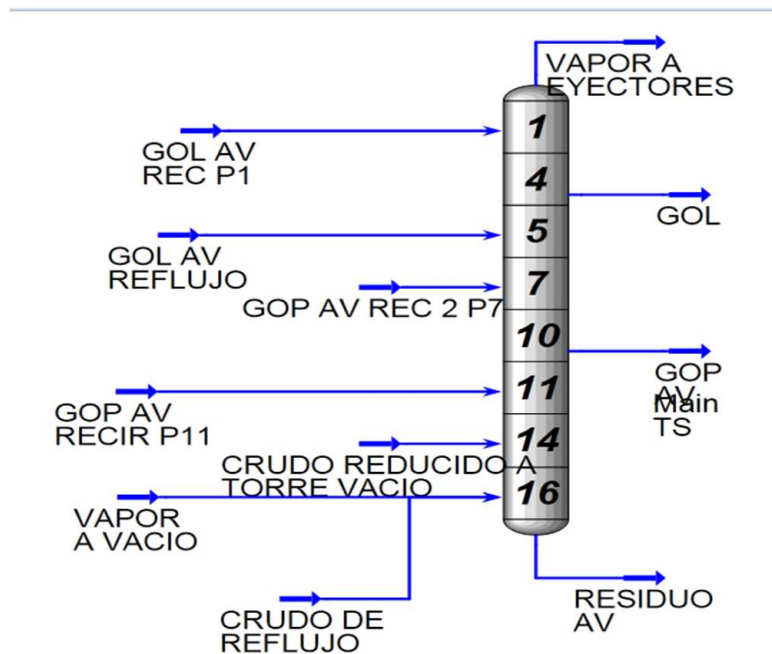


Figura 3.11: Torre de destilación de Vacío.

De la torre de vacío se obtiene gasóleo pesado de vacío y gasóleo ligero de vacío.

3.5 Resultados del simulador

El objetivo de la simulación es tener una representación del proceso de destilación atmosférica y de vacío. Los resultados del simulador se comparan con el documento “Superintendencia de química laboratorio experimental” (Pemex, 2011), entre estos resultados se encuentran los perfiles de temperatura de las torres atmosférica y de vacío, y la relación temperatura contra porcentaje en líquido.

Platos		Manual [°F]	Hysys [°F]
1	Nafta	284	255
9	Turbosina	458	443
17	Kerosina	590	572
25	Diesel	689	673
33	GOP	896	810
41	Fondo	1005	1077

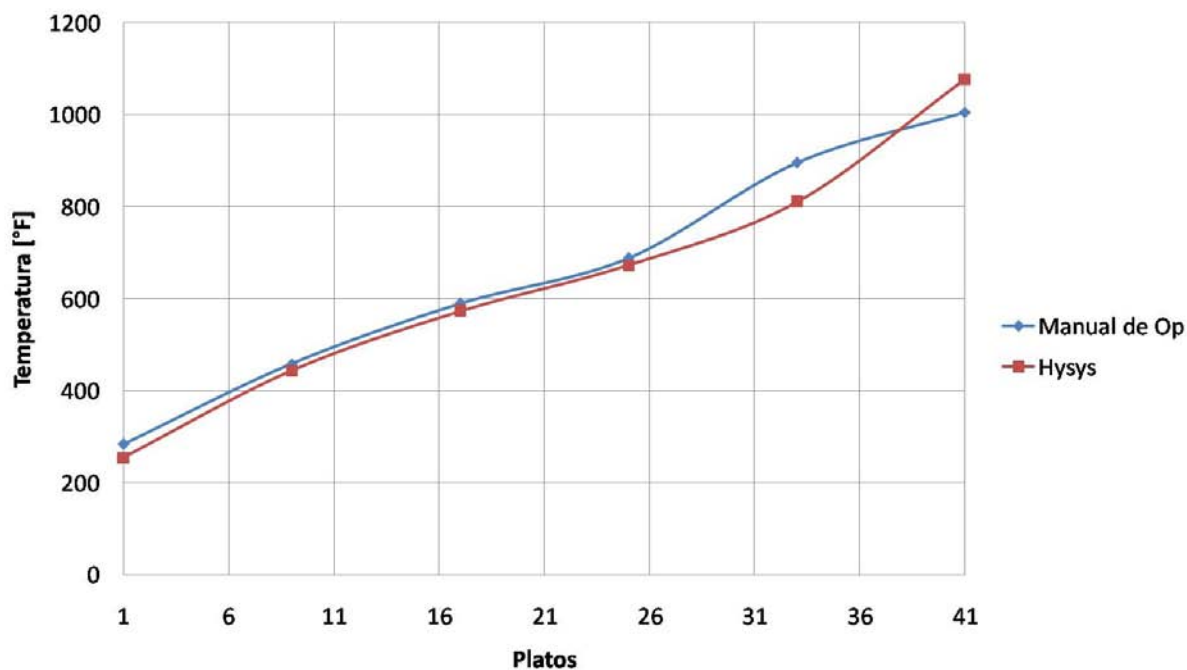


Figura 3.12: Perfil de Temperaturas A-DA-3.

Con los datos de la tabla 3.4 se obtiene la gráfica de la figura 3.12. El gráfico es el perfil de temperaturas de la torre atmosférica A-DA-3 con respecto a los platos de la misma comparada con los datos del documento de Pemex, la diferencia más marcada se da en la temperatura de extracción del GOP cuya variación es de 86 °F, el resto de las comparaciones no tienen variaciones significativas.

Para las corrientes de proceso la comparación es con la relación de temperatura con respecto a su porcentaje en líquido. Los datos se obtienen del menú de la torre atmosférica A-DA-3 en la pestaña “performance”, del menu del lado derecho se selecciona la sección “plots” como se muestra en la figura 3.13.

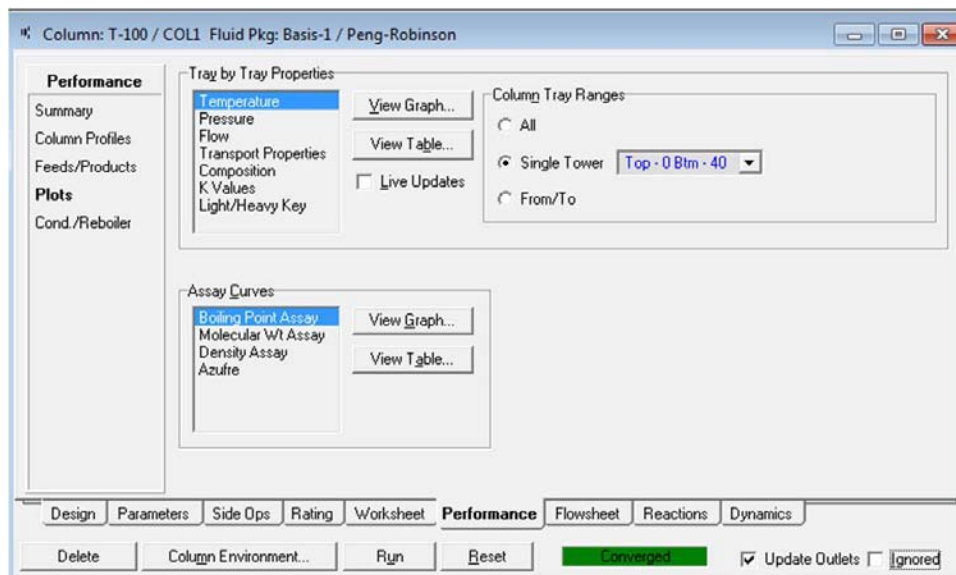


Figura 3.13: Perfil de Temperaturas A-DA-3.

En la parte inferior se encuentra un sub-menú llamado “Assay Curves” del cual se selecciona “Boiling Point Assay”. De las dos opciones “view graph” y “view table” se obtiene un gráfico y los datos respectivamente con una opción en la parte inferior izquierda “profile data control” el cual sirve para asignar los datos que se ven reflejados en la tabla y en el gráfico.

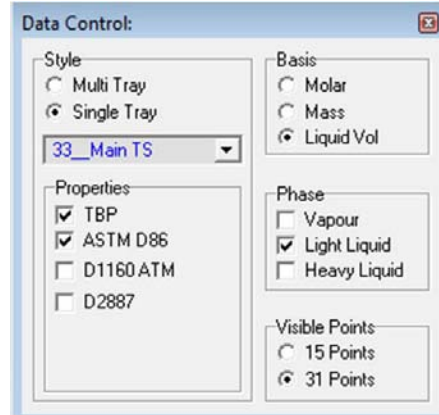


Figura 3.14: Perfil de Temperaturas A-DA-3.

En el menú “profile data control” se selección el plato del cual se quieren extraer los datos, propiedades, unidades, fase y el número datos que se generan. En el caso de la nafta se selecciona el plato No. 1, la propiedad TBP (Temperature Boiling Point), fase líquida y 31 puntos. Estos valores se comparan con los resultados que Pemex reporta.

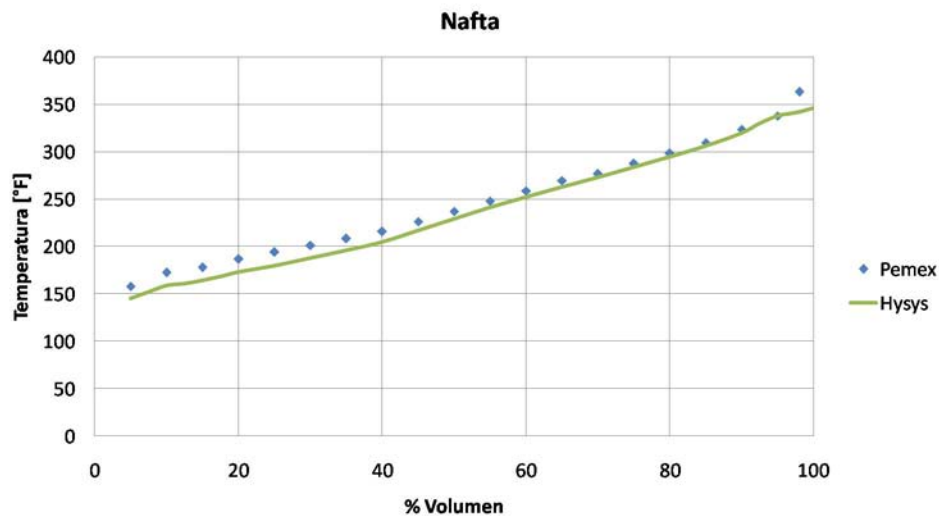


Figura 3.15: Perfil de Temperaturas de Nafta.

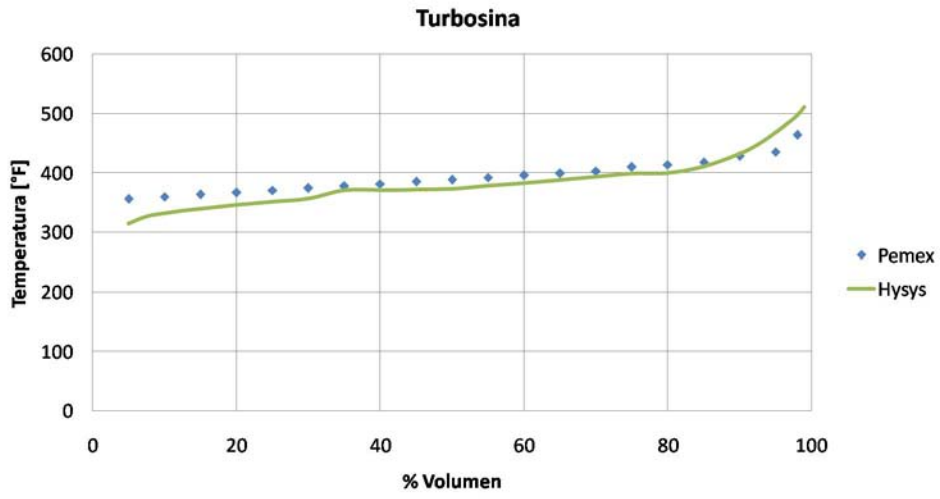


Figura 3.16: Perfil de Temperaturas de Turbosina.

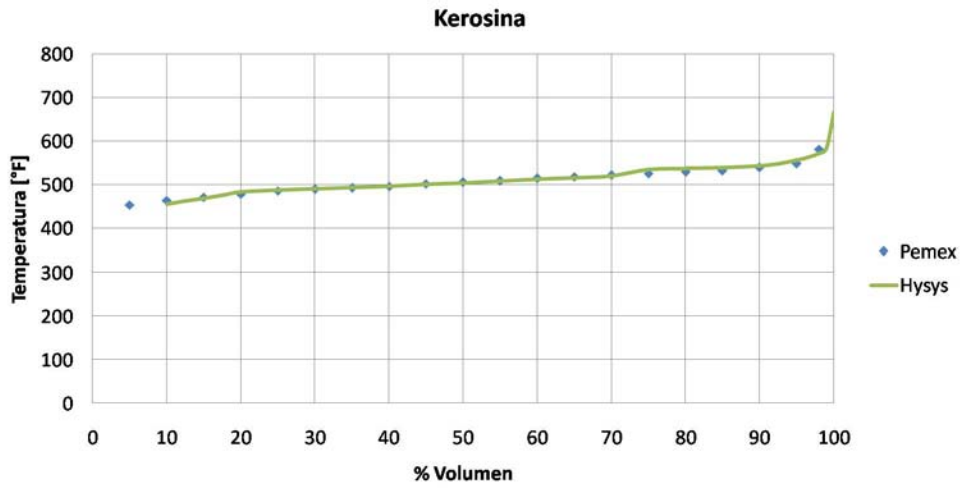


Figura 3.17: Perfil de Temperaturas de Kerosina.

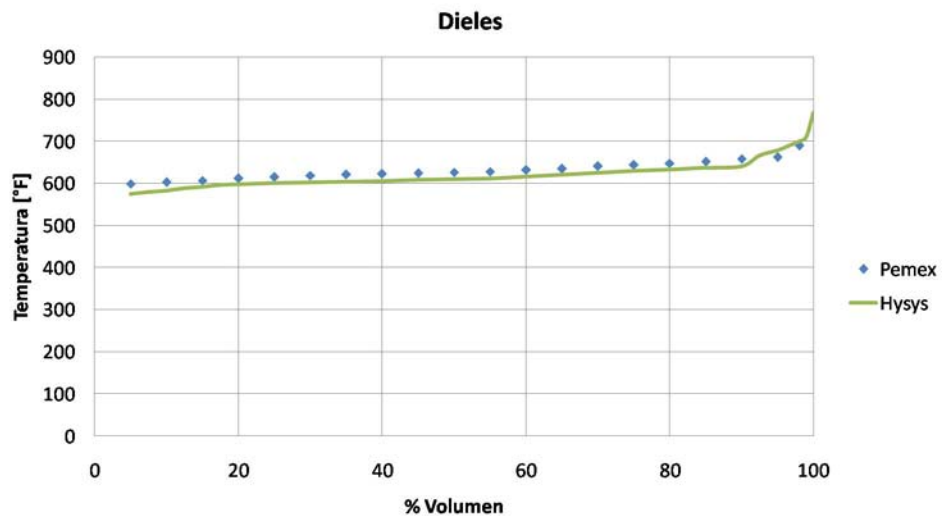


Figura 3.18: Perfil de Temperaturas de Diesel.

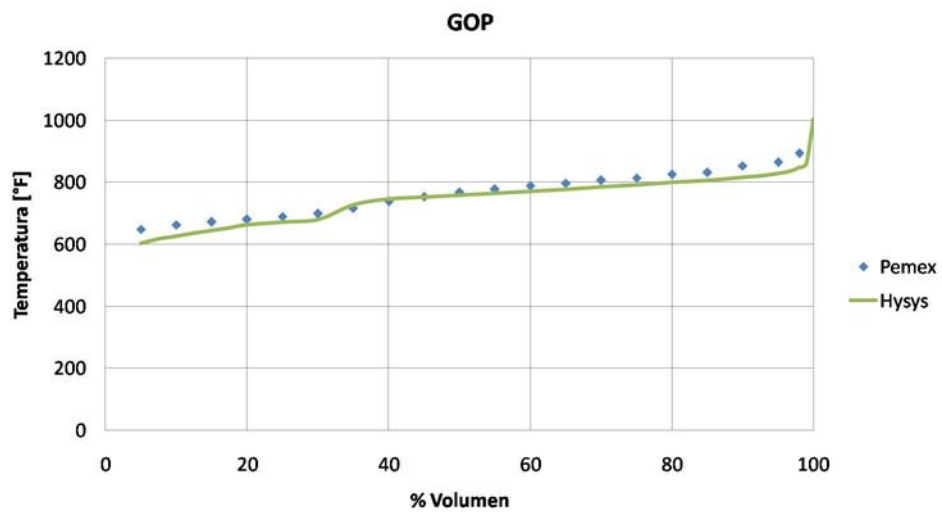


Figura 3.19: Perfil de Temperaturas de GOP.

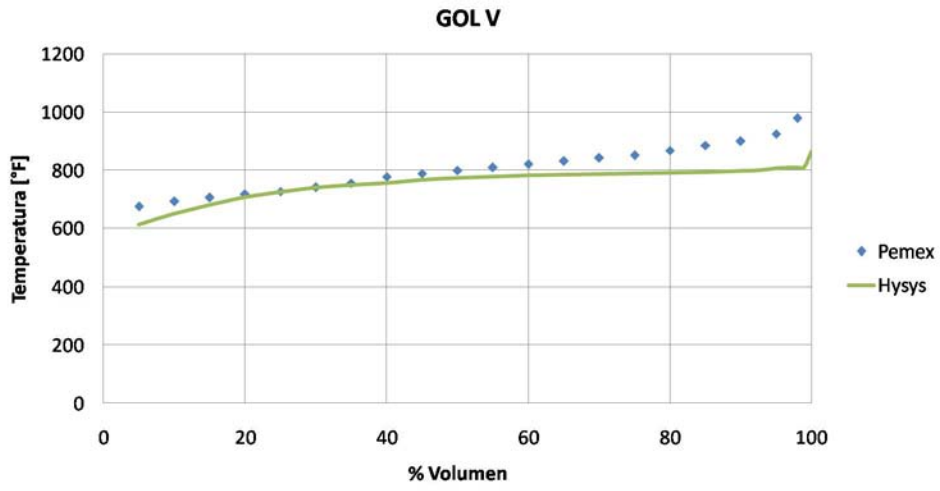


Figura 3.20: Perfil de Temperaturas de GOL V.

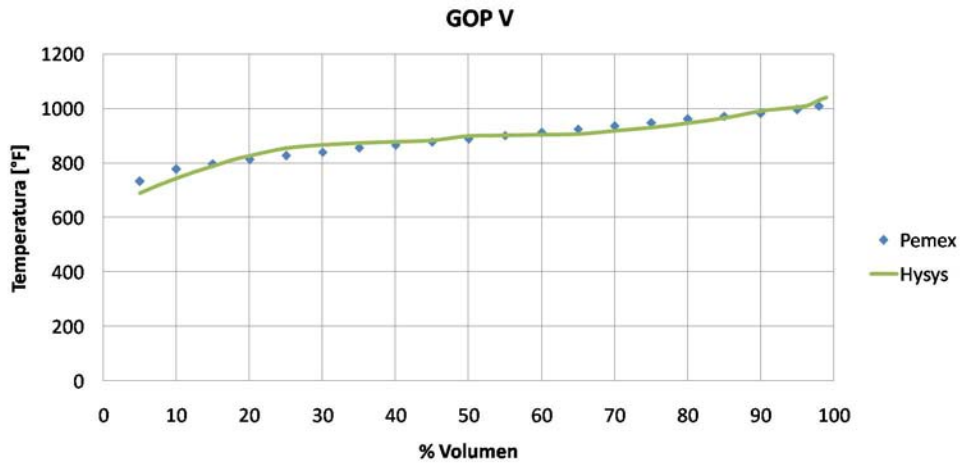


Figura 3.21: Perfil de Temperaturas de GOP V.

Otro parametro de comparación son los flujos de producto que se obtienen en la simulación y se comparan con el manual de operaciones. La tabla 3.5 muestra la comparación de los flujos obtenidos en la simulación contra los flujos que el manual de operación en Barriles/Día.

Tabla 3.5 Flujo de Productos de la torre A-DA-3 y del manual de operación				
SECCIÓN	PRODUCTO	PRODUCCIÓN DE LA TORRE MANUAL DE OPERACIONES [BARRILES/DIA]	PRODUCCION DE LA TORRE HYSYS [BARRILES/DIA]	% Error
DOMO	NAFTA	15804	12678	19.77
PLATO Nº 9	TURBOSINA	11299	11299	0
PLATO Nº 17	KEROSINA	8885	8850	0.393
PLATO Nº 25	DIESEL	20207	20200	0.034
PLATO Nº 33	GOP	7640	8273	8.285
FONDO	CRUDO	79500	81200	2.138

Capítulo 4

Evalución de la red de intercambio de calor de la torre de destilación Atmosférica y de Vacío.

4.1 Corrientes e Intercambiadores en la red de intercambio de calor

La red de intercambio energético consta del tren de precalentamiento de crudo para la torre atmosférica, con sus servicios de enfriamiento; el tren de precalentamiento de crudo para la torre de vacío con sus servicios de enfriamiento y el enfriamiento de gasoleo ligero de vacío.

Las corrientes frías y calientes que se utilizan para evaluar la red de intercambio de calor de la torre atmosférica y de vacío se muestran en las Tablas 4.1 y 4.2. Se asigna el nombre de la corriente, las temperaturas de entrada, de salida, la energía y una descripción de la corriente. Como la corriente de crudo inicial y la de residuo se dividen para cada tren de precalentamiento resultan cuatro corrientes

frías para el análisis de cada tren. Las corrientes calientes están asociadas con los productos que se extraen en cada torre e intercambian energía en los trenes de precalentamiento antes descritos (sección 3.1.1).

Tabla 4.1 Corrientes frías de la red de intercambio energético				
Nombre	TE [°F]	TS [°F]	ΔH [MMBTU/HR]	Descripción
1AB	68.90	694.40	597.1042	Corriente de crudo que pasa por el tren de precalentamiento A hacia torre A-DA-3
2AB	68.90	694.40	597.1042	Corriente de crudo que pasa por el tren de precalentamiento B hacia torre A-DA-3
V-TRAN A	289.80	744.80	200.4961	Corriente de Crudo de Residuo proveniente del fondo de la torre A-DA-3 Hacia la torre V-DA-1 del Tren de precalentamiento A de vacío
V-TREN B	289.80	744.80	200.4961	Corriente de Crudo de Residuo proveniente del fondo de la torre A-DA-3 Hacia la torre V-DA-1 del Tren de precalentamiento B de vacío

Tabla 4.2 Corrientes calientes de la red de intercambio energético				
Nombre	TE [°F]	TS [°F]	ΔH [MMBTU/HR]	Descripción
Kerosina	577	100.4	31.02	Corriente de kerosina proveniente de la torre A-DA-3 hacia los intercambiadores A-EA-7,8 A/B
Turbosina	442.4	100.4	40.32	Corriente de Turbosina proveniente de la torre A-DA-3 hacia los intercambiadores A-EA-1,2 A/B
Diesel	689	120.2	91.15	Corriente de Diesel proveniente de la torre A-DA-3 hacia los intercambiadores A-EA-9,10 A/B
GOP	748	120.2	38.01	Corriente de GOP proveniente de la torre A-DA-3 hacia los intercambiadores A-EA-5,6 A/B
Recirculación 1	402.1	158	94.83	Corriente Recirculación1 proveniente de la torre A-DA-3 hacia los intercambiadores A-EA-3,4 A/B
Recirculación 2	504	273.4	22.33	Corriente Recirculación2 proveniente de la torre A-DA-3 hacia los intercambiadores A-EA-11,12 A/B
Crudo a inters	757	413.1	259.7	Corriente de residuo del fondo de A-DA-3 hacia los intercambiadores A-EA-13,14 A/B
GOP AV 2	442.5	350.6	48	Gasóleo pesado de vacío proveniente del tren de vacío hacia en enfriador V-EC-2A
GOL AV a inter	464.8	179.6	114.2	Gasóleo ligero de vacío proveniente de V-DA-1 hacia el enfriador V-EC-1
GOL AV 1	179.6	140	8.037	Gasóleo ligero de vacío proveniente de V-EC-1 hacia el enfriador V-EA-5A/B
GOL AV 2	179.6	109.4	9.635	Gasóleo ligero de vacío proveniente de V-EC-1 hacia el enfriador V-EA-6A/B
GOP AV A Tren	600.8	442.5	122.4	Gasóleo pesado de vacío proveniente de V-DA-1 hacia inter V-EA-1,2 A/F
Residuo AV	687.2	552.6	81.82	Residuo de vacío proveniente de V-DA-1 hacia inter V-EA-3,4 A/F

Los equipos involucrados son los intercambiadores del tren de precalentamiento atmosférico y los del tren de precalentamiento de vacío. La tabla 4.3 muestra los intercambiadores de calor proceso-proceso que se utilizan en los trenes de preca-

CAPÍTULO 4. EVALUCIÓN DE LA RED DE INTERCAMBIO DE CALOR
52 DE LA TORRE DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA Y DE VACÍO.

lentamiento para la torre atmosférica y de vacío. La tabla 4.4 muestra los equipos de servicio para el enfriamiento y calentamiento de las corrientes de proceso.

Tabla 4.3 intercambiadores de calor proceso-proceso para los trenes de precalentamiento para la torre atmosférica y de vacío

Equipo	Fluido por Tubos	Fluido por Coraza	Área Real [m ²]	N° Corazas	Pasos Tubos /Coraza
Intercambiadores de calor del tren para la torre atmosférica					
A-EA-1 A/B	Crudo a 68.9 [°F]	Turbosina de 442 a 159 [°F]	961	2/1	2/1
A-EA-2 A/B	Crudo a 68.9 [°F]	Turbosina de 442 a 159 [°F]	9161	2/1	2/1
A-EA-3 A/B	Crudo a 96.8 [°F]	Recirculación1 de 402 a 158 [°F]	1385	4/1	4/1
A-EA-4 A/B	Crudo a 96.8 [°F]	Recirculación1 de 402 a 158 [°F]	1385	4/1	4/1
A-EA-5 A/B	Crudo a 168.9 [°F]	GOP de 748 a 187 [°F]	318	1/1	4/1
A-EA-6 A/B	Crudo a 168.9 [°F]	GOP de 748 a 187 [°F]	318	1/1	4/1
A-EA-7 A/B	Crudo a 194[°F]	Kerosina 577 a 207 [°F]	352	1/1	2/1
A-EA-8 A/B	Crudo a 194[°F]	Kerosina 577 a 207 [°F]	352	1/1	2/1
A-EA-9 A/B	Crudo a 212 [°F]	Diesel de 689 a 253 [°F]	727	2/1	2/1
A-EA-10 A/B	Crudo a 212 [°F]	Diesel de 689 a 253 [°F]	727	2/1	2/1
A-EA-11 A/B	Crudo a 262.4 [°F]	Recirculación2 de 504 a 273 [°F]	971	2/1	4/1
A-EA-12 A/B	Crudo a 262.4 [°F]	Recirculación2 de 504 a 273 [°F]	971	2/1	4/1
A-EA-13 A/H	Crudo a 277.4 [°F]	Resíduo de A-DA-3 757 a 413 [°F]	4032	4/2	4/1
A-EA-14 A/H	Crudo a 277.4 [°F]	Resíduo de A-DA-3 757 a 413 [°F]	4032	4/2	4/1
Intercambiadores de calor del tren para la torre de vacío					
V-EA-1 A/F	GOP V de 600 a 442.5 [°F]	Crudo de residuo de 290 a 456 [°F]	2606	3/2	8/1
V-EA-2 A/F	GOP V de 600 a 442.6 [°F]	Crudo de residuo de 290 a 456 [°F]	2606	3/2	8/1
V-EA-3 A/F	Crudo de residuo 456 a 557 [°F]	Resido de Vacío de 687 a 552 [°F]	1907	3/2	6/1
V-EA-4 A/F	Crudo de residuo 456 a 557 [°F]	Resido de Vacío de 687 a 552 [°F]	1907	3/2	6/1

Tabla 4.4 Servicios de enfriamiento y calentamiento

Equipo	Fluido Proceso	Fluido de servicio	Energía Transferida [MMBTU/ hr]
A-EA-25 A/B	Turbosina de Tren de 160 a 100[°F]	Agua de enfriamiento	5.95
A-EC-2 A/B	GOP de Tren de 187 a 149[°F]	Aire de enfriamiento	1.75
A-EA-28 A/B	GOP de A-EC-2 de 149 a 120 [°F]	Agua de enfriamiento	1.29
A-EC-1 A/B	Kerosina de Tren de 207 a 149 [°F]	Aire de enfriamiento	3.08
A-EA-26 A/B	Kerosina de A-EC-1 de 149 a 100 [°F]	Agua de enfriamiento	2.43
A-EC-3 A/B	Diesel de Tren de 253 a 158 [°F]	Aire de enfriamiento	1.21
A-EA-27 A/B	Diesel de A-EC-3 de 158 a 120 [°F]	Agua de enfriamiento	4.45
V-EC-2 A/B	GOP de vacío de 442 a 350 [°F]	Aire de enfriamiento	4.8
V-EC-1	GOL de vacío de 465 a 180 [°F]	Aire de enfriamiento	1.14
V-EA-5 A/B	GOL1 de V-EC-1 180 a 140 [°F]	Agua de enfriamiento	8.03
V-EA-6 A/B	GOL2 de V-EC-1 180 a 140 [°F]	Agua de enfriamiento	9.63
A-BA-1	Crudo de A-EA-13 de 433 a 694 [°F]	Horno a Fuego Directo	3.24
A-BA-2	Crudo de A-EA-14 de 433 a 694 [°F]	Horno a Fuego Directo	3.24
V-BA-1	Crudo de V-EA-3 de 557 a 745 [°F]	Horno a Fuego Directo	9.83
V-BA-2	Crudo de V-EA-4 de 557 a 745 [°F]	Horno a Fuego Directo	9.83

En la figura 4.1 se muestra el esquema que se simula del tren de precalentamiento atmosférico.

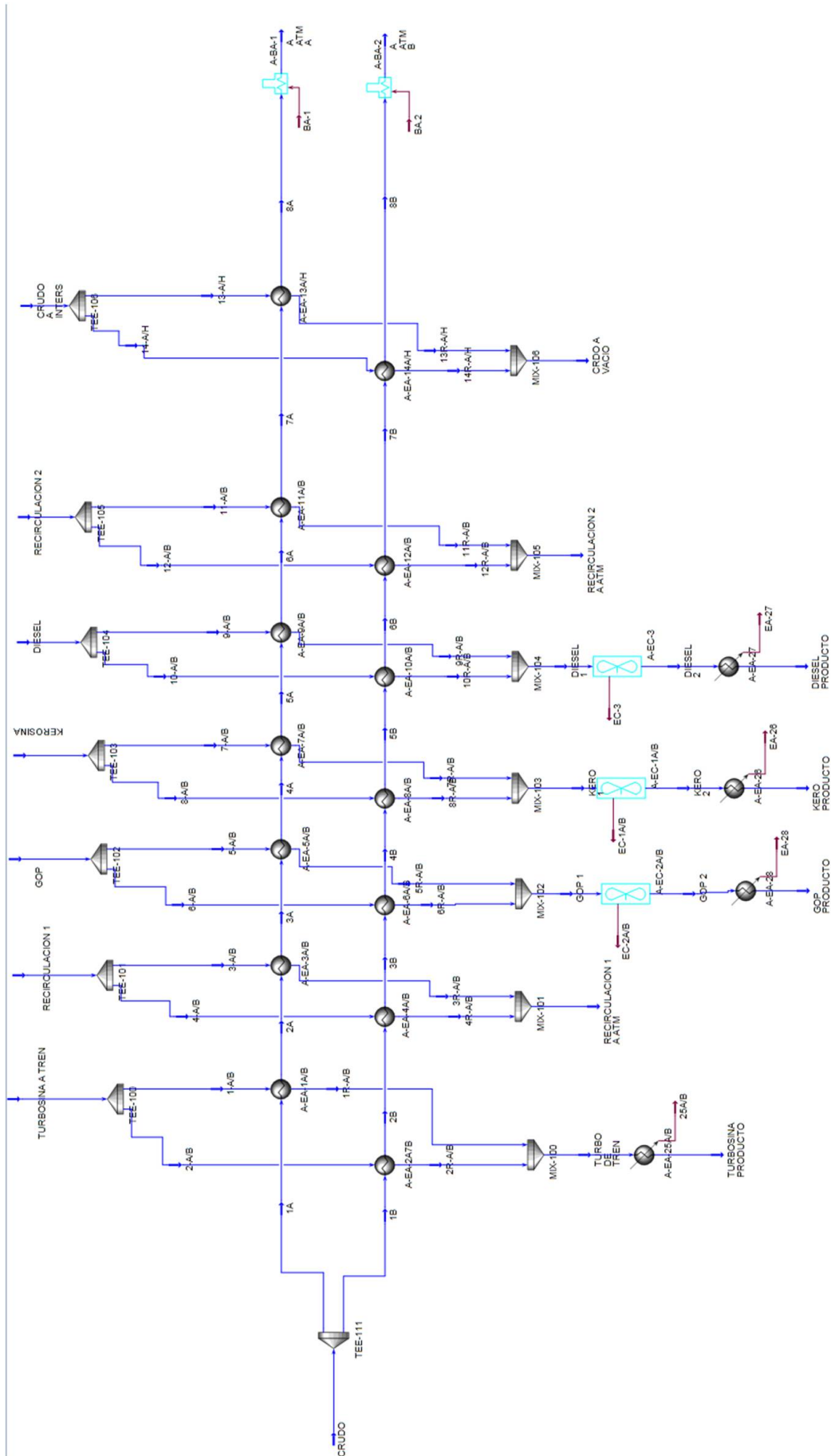


Figura 4.1: Esquema de tren de precalentamiento atmosférico.

CAPÍTULO 4. EVALUCIÓN DE LA RED DE INTERCAMBIO DE CALOR
54 DE LA TORRE DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA Y DE VACÍO.

En la figura 4.2 se muestra el esquema que se simula del tren de precalentamiento de vacío.

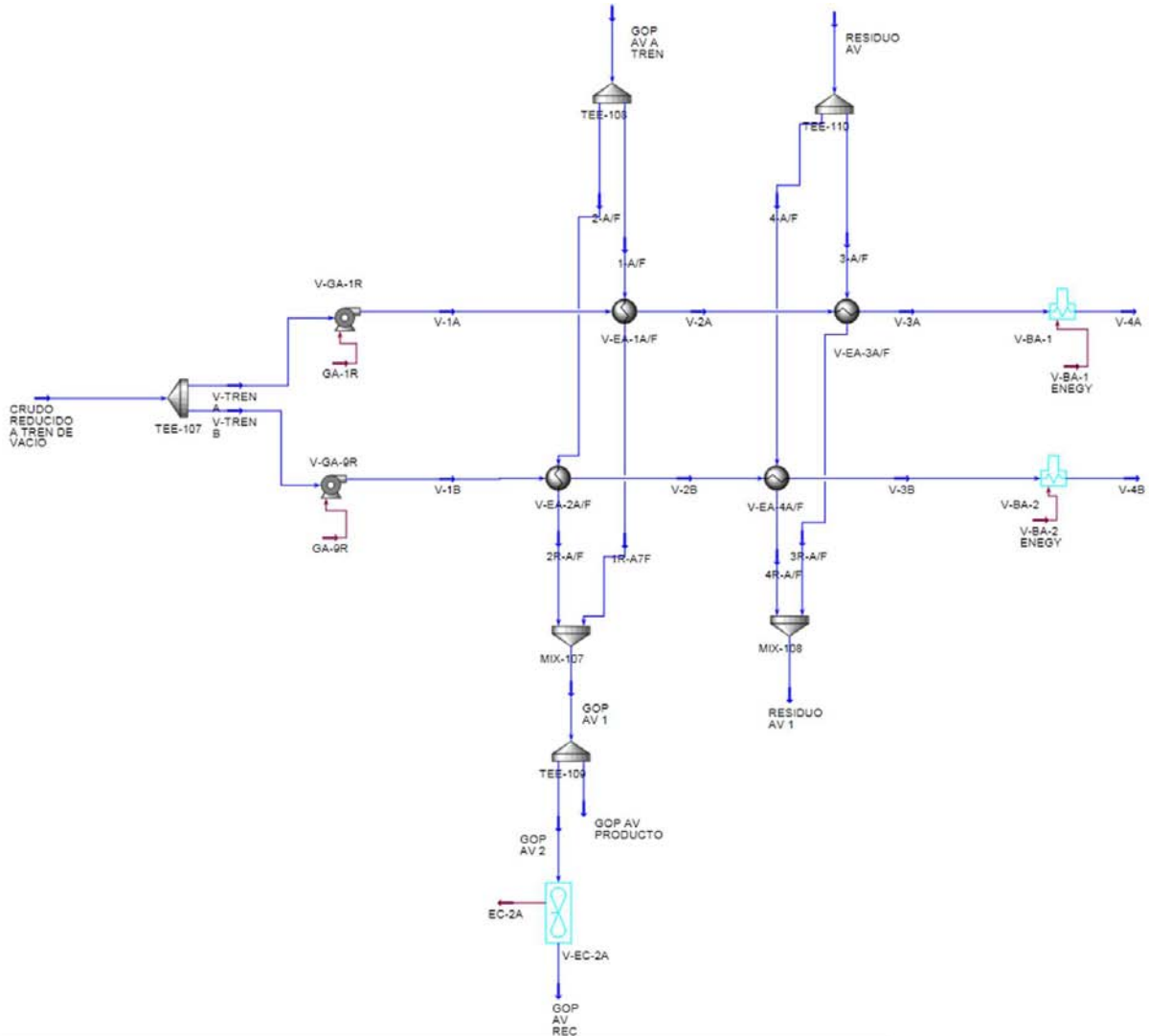


Figura 4.2: Esquema del tren de precalentamiento de vacío.

En la figura 4.3 se muestra el esquema que se simula de los servicios auxiliares que enfrían el gasóleo ligero de vacío.

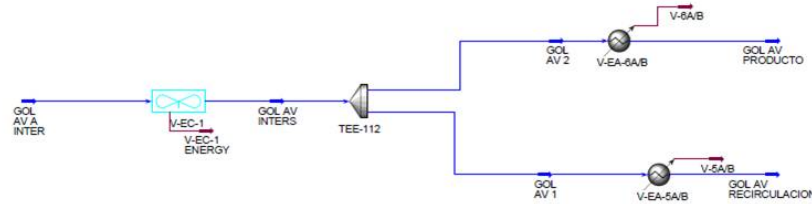


Figura 4.3: Esquema del enfriamiento para gasóleo ligero de vacío (GOLV).

4.2 Ingreso de información a Aspen Energy Analyzer

La información obtenida del simulador (corrientes, temperaturas y energía se exporta a la aplicación “Aspen Energy Analyzer(AEA)” donde se realiza el análisis de punto de pliegue. Esta aplicación permite importar la información de la hoja de simulación de ASPEN-HYSYS que incluye las corrientes y los equipos.

Con esta información AEA genera la curva compuesta, la gran curva compuesta, la energía objetivo, la red de intercambiadores, el punto de pliegue y el área de los intercambiadores de servicios.

Para importar información a AEA se crea un caso nuevo (Fig. 4.4), se elige la pestaña HI Project, se despliega una ventana que corresponde al nuevo proyecto, en la parte superior se localiza el botón Data transfer from ASPEN-HYSYS, la siguiente ventana que aparece es el menú de configuración de los datos que se van a importar.

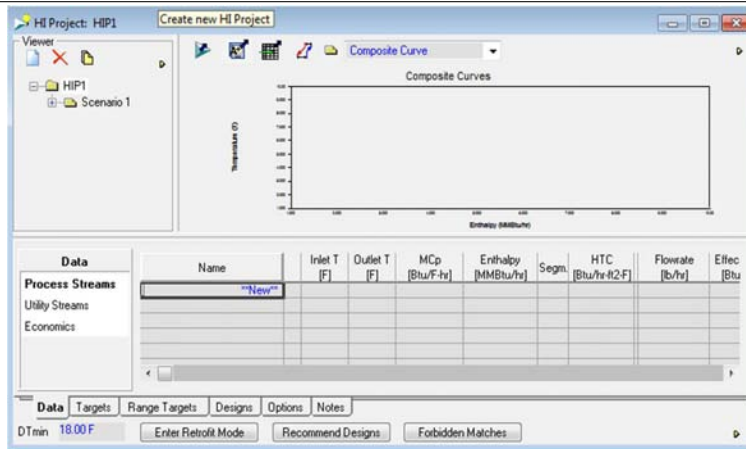


Figura 4.4: Aspen Energy Analyzer.

Se sigue la siguiente secuencia para importar los datos de ASPEN-HYSYS al AEA.

1. Start (figura 4.5): En esta ventana se muestran una serie de consejos para que el usuario pueda reconocer y evitar posibles errores al importar sus datos.

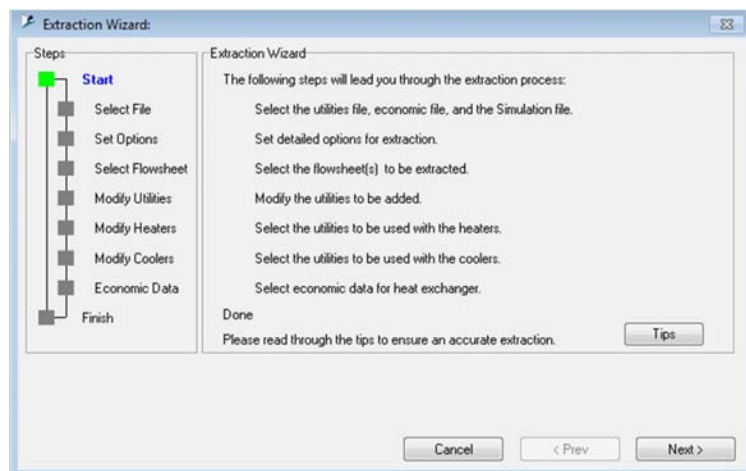


Figura 4.5: Extraction Wizard ventana Start.

2. Select File (figura 4.6): En esta ventana se agregan los archivos de ASPEN-HYSYS del cual se va a importar, también se pueden agregar archivos de costos o de servicios auxiliares.

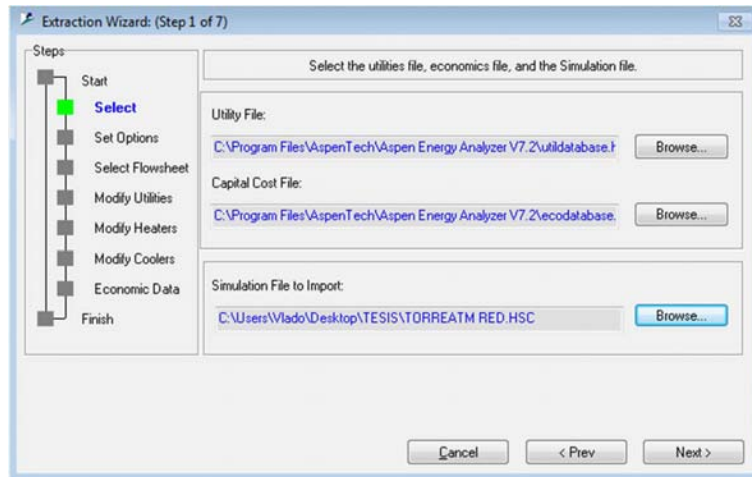


Figura 4.6: Extraction Wizard ventana Select File.

3. Set Option (figura 4.7): Esta ventana muestra opciones de inicio antes de agregar los datos como la temperatura a la cual el agua hierve o si se considera que las bombas, recirculaciones o tubería van a ser consideradas como calentadores y enfriadores o no se toman en cuenta. En la sección Start, donde se muestran los consejos, viene un apartado para configurar correctamente esta sección.

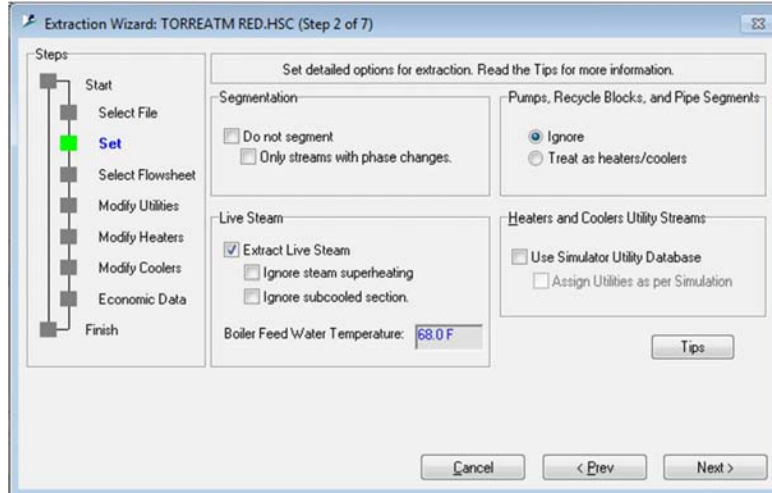


Figura 4.7: Extraction Wizard ventana Set Option.

4. Select Flowsheet (figura 4.8): Esta ventana se utiliza para seleccionar el flowsheet del archivo de ASPEN-HYSYS de donde se obtendrán los datos. Un Flowsheet en un archivo de ASPEN-HYSYS representa una capa donde puede haber una simulación y ésta puede enviar o recibir corrientes de proceso a otras capas que pueden tener simulaciones diferentes.

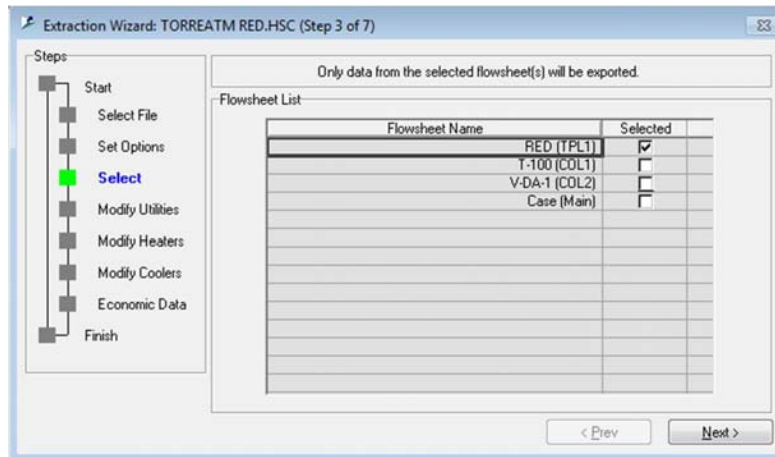


Figura 4.8: Extraction Wizard ventana Select Flowsheet.

5. Modify Utilities (figura 4.9): En esta ventana se pueden modificar las especificaciones de los servicios, el simulador provee esta información pero el

usuario puede modificarla si lo necesita. Entre las especificaciones se encuentran: las temperaturas del servicio, el costo por energía, y el coeficiente de transferencia de calor.

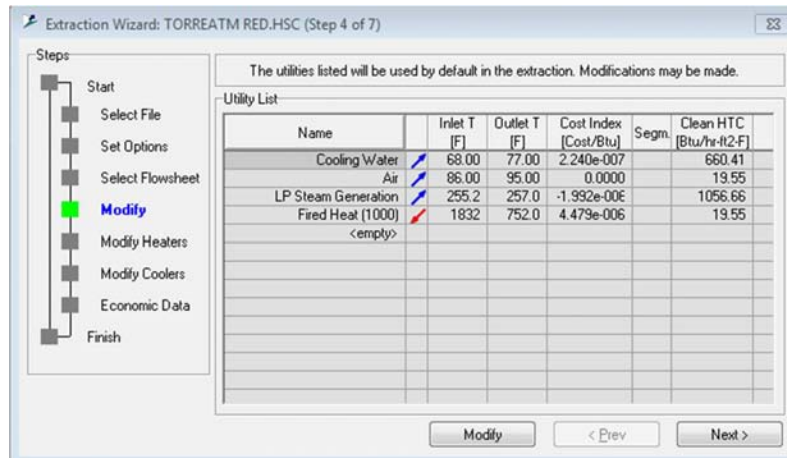


Figura 4.9: Extraction Wizard ventana Modify Utilities.

6. Modify Heaters (figura 4.10): Esta ventana permite modificar el tipo de servicio de calentamiento. En el caso de la simulación actual, los servicios de calentamiento son hornos a fuego directo.

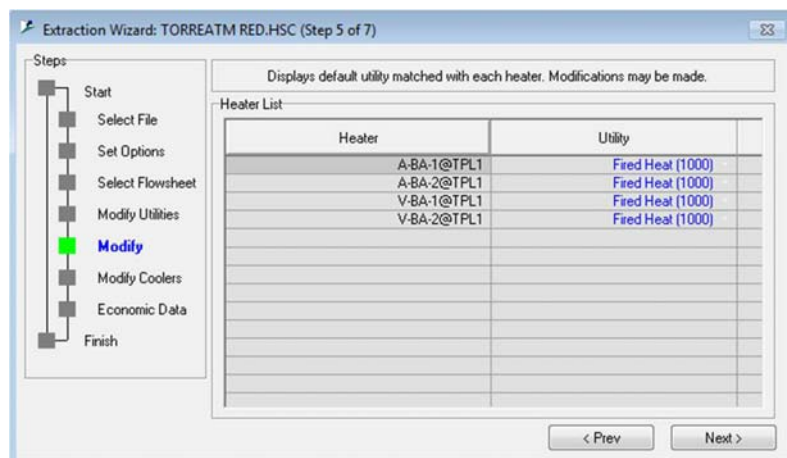


Figura 4.10: Extraction Wizard ventana Modify Heaters.

7. Modify Coolers (figura 4.11): Esta ventana permite modificar el tipo de ser-

CAPÍTULO 4. EVALUCIÓN DE LA RED DE INTERCAMBIO DE CALOR DE LA TORRE DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA Y DE VACÍO.

60 vicio de enfriamiento. Se asocia al equipo que se encuentre en la simulación con el tipo de enfriamiento que usa, agua, aire, etc.

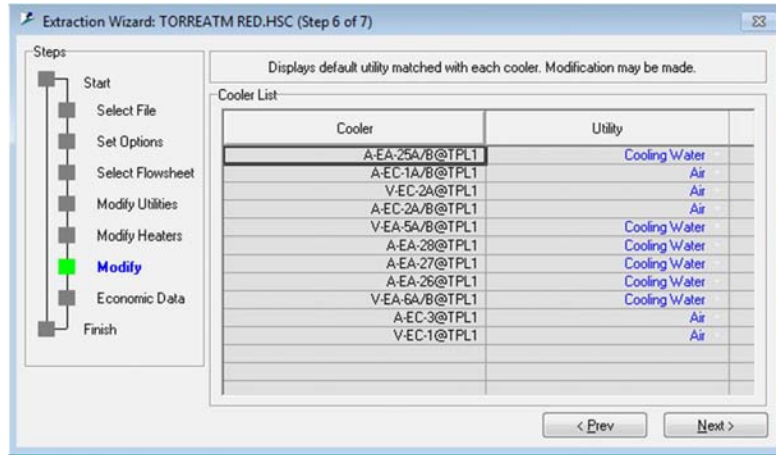


Figura 4.11: Extraction Wizard ventana Modify Coolers.

8. Economic Data (figura 4.12): Con esta ventana se pueden introducir valores de las constantes para el cálculo de costos para intercambiadores de calor así como los días de operación por año.

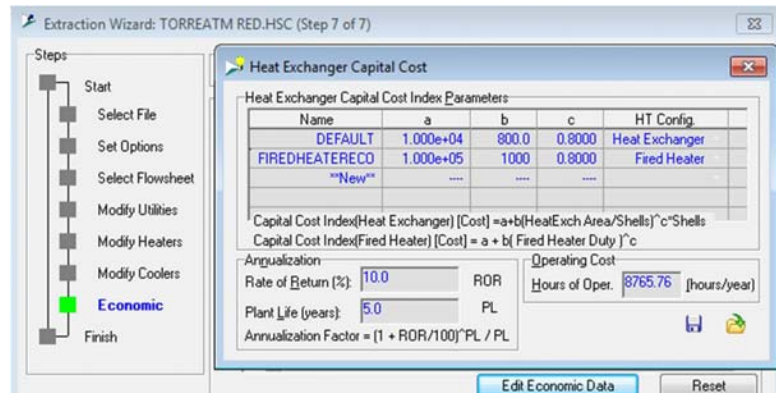


Figura 4.12: Extraction Wizard ventana Economic Data.

4.3 Resultados del Método de Punto de Pliegue con AEA

Con la información de las corrientes frías y calientes, obtenidas de la simulación, se genera una malla de intercambiadores de calor (Fig. 4.13). En el caso de que la malla no sea congruente con la operación, se puede modificar con un menú de herramientas el cual permite dividir corrientes, agregar y eliminar intercambiadores, corrientes y servicios auxiliares.

Los resultados de AEA (Fig. 4.14) indican que la red consume 844.8 MMBTU/Hr en servicios de calentamiento y 211 MMBTU/Hr en servicios de enfriamiento, pero, de acuerdo al método de punto de pliegue para optimizar la energía de la red se tendrían que usar 133.3 MMBTU/Hr de servicio de calentamiento y ningún servicio de enfriamiento.

Network Performance			Energy Targets	
	HEN	% of Target		
Heating [MMBtu/hr]	844.8	133.3	Heating [MMBtu/hr]	633.8
Cooling [MMBtu/hr]	211.0	INF	Cooling [MMBtu/hr]	0.0000

Figura 4.13: Objetivos energéticos de la red de intercambio de calor actual.

De acuerdo con las curvas compuestas obtenidas (Fig. 4.14) se observa que la red no se divide en dos (por arriba y por debajo del pinch), por lo tanto, el sistema no requiere servicios de enfriamiento o de calentamiento lo cual se conoce como threshold (Smith, 2005). El pinch se localiza al inicio con un ΔT_m de 31.5 °F.

La distancia entre la curva compuesta caliente y la curva compuesta fría de la parte superior de la gráfica representa la energía que se requiere para los servicios de enfriamiento que es de 844.8 MMBTU/Hr y en la parte inferior de la gráfica no hay distancia entre las curvas, ya que el sistema no requiere servicios de enfriamiento.

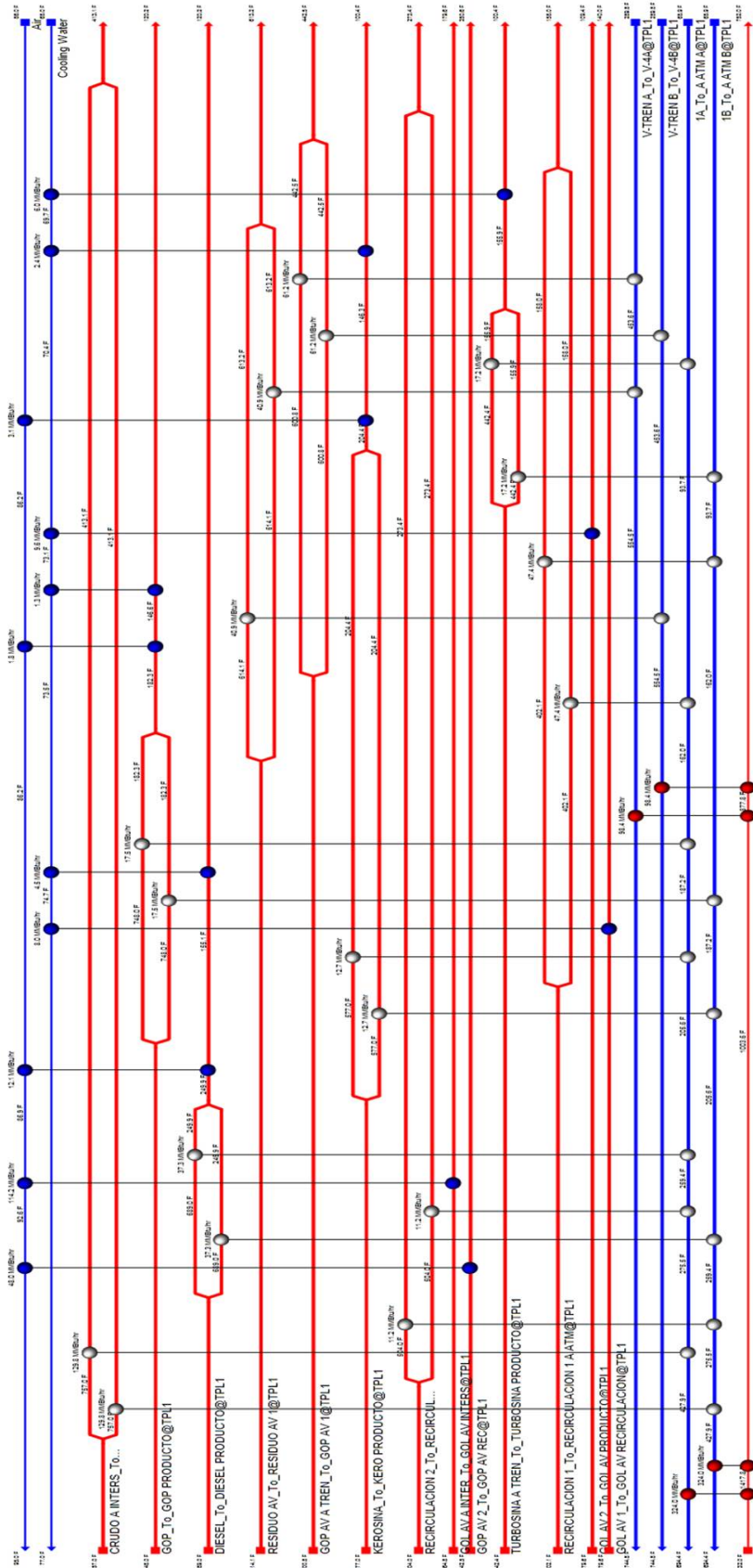


Figura 4.14: Malla de intercambio de calor.

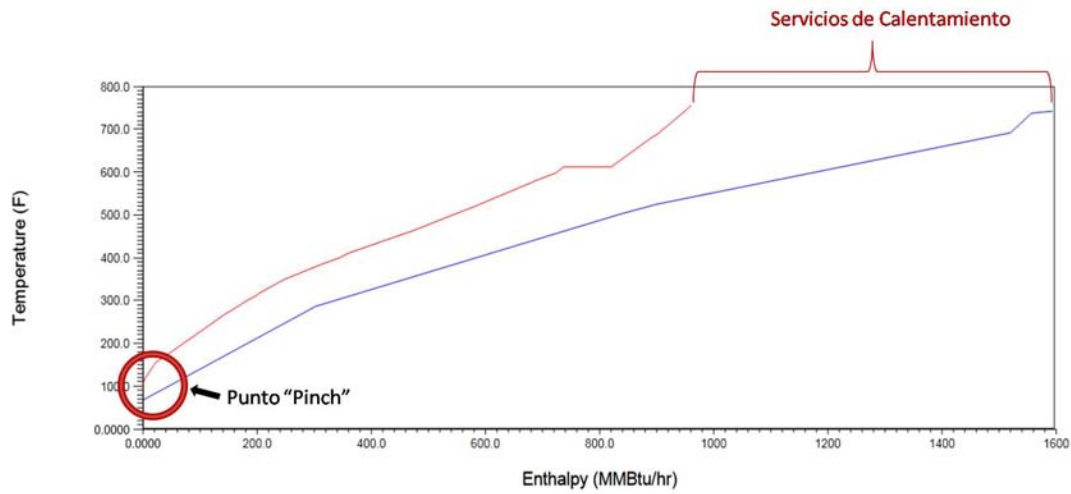


Figura 4.15: Curvas compuestas.

Para verificar que el punto pinch se localiza en el lugar indicado en la figura 4.16 se hace un acercamiento en esa zona de la gráfica y la curva compuesta fría se desplaza a la izquierda con el objetivo que las curvas se toquen para saber si ese punto representa la menor distancia vertical entre las curvas, siendo ésta el ΔT_m entre las curvas.

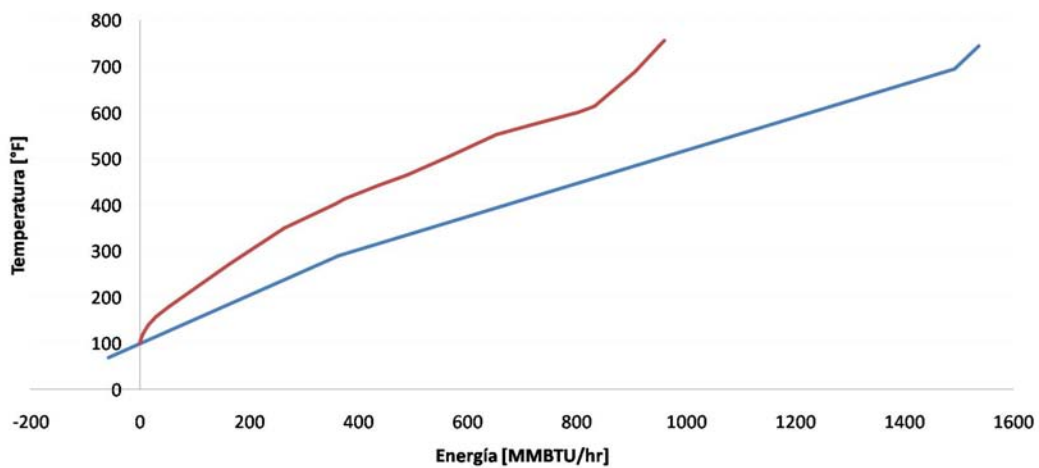


Figura 4.16: Verificación del punto PINCH.

CAPÍTULO 4. EVALUCIÓN DE LA RED DE INTERCAMBIO DE CALOR
64 DE LA TORRE DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA Y DE VACÍO.

Otro gráfico que se obtiene es la gran curva compuesta (Fig. 4.17), en ésta se observa que el pinch se encuentra donde el sistema no requiere energía (donde empieza la gráfica), en un gráfico normal este punto dividiría en dos al sistema pero con threshold sólo se muestra el calentamiento. La distancia horizontal entre el eje de temperatura y el último punto del gráfico equivale a 845 MMBTU/Hr es el servicio de calentamiento que el sistema requiere.

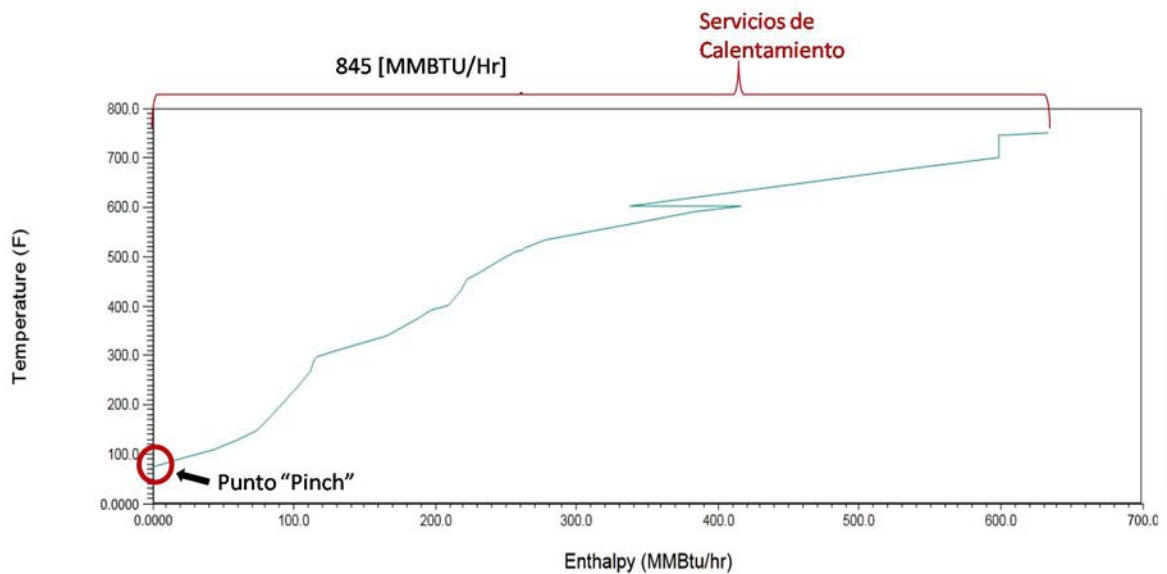


Figura 4.17: Gran Curva Compuesta.

La gran curva compuesta también puede indicar qué tipo de servicios se deben utilizar, para alcanzar las temperaturas de entre 700 y 750 °F se necesitan utilizar los hornos para el calentamiento de crudo y del crudo de residuo en ambos trenes de precalentamiento.

Se calculó el área de los intercambiadores mediante "Aspen Exchanger Design and Rating". La tabla 5.5 muestra la comparación del área real contra el área calculada.

Tabla 4.5 Comparación de áreas reales y calculadas			
Intercambiador	Área Real [m ²]	Área Calculada [m ²]	Sobrediseño [%]
A-EA-1	961	621	35.3
A-EA-2	961	621	35.3
A-EA-3	1385	1176	15.1
A-EA-4	1385	1176	15.1
A-EA-5	318	279	12.2
A-EA-6	318	279	12.2
A-EA-7	352	312	11.5
A-EA-8	352	312	11.5
A-EA-9	727	621	14.6
A-EA-10	727	621	14.6
A-EA-11	971	673	30.7
A-EA-12	971	673	30.7
A-EA-13	4032	3474	13.8
A-EA-14	4032	3474	13.8
V-EA-1 A/F	2606	2364	9.3
V-EA-2 A/F	2606	2364	9.3
V-EA-3 A/F	1907	1712	10.2
V-EA-4 A/F	1907	1712	10.2

El sobrediseño se encuentra en un rango de 9 y 35 por ciento, siendo éste un margen válido para modificar las cargas en el rediseño de la red.

Área Total Real: 26518 m^2

Área Calculada: 22464 m^2

Área en exceso: 4054 m^2

Capítulo 5

Análisis, evaluación y conclusiones de la red de intercambio de calor

La aplicación del método de punto de pliegue a la red de intercambio de calor (sección 4.3) indica que el pinch no divide al sistema en dos, por lo que no se requieren servicios de enfriamiento (caso threshold). Cabe mencionar que la filosofía del método de punto de pliegue está basada en empezar el diseño a partir del punto de pliegue. Al no existir una división del sistema, se plantea como una opción para el rediseño trabajar una sola parte del pinch; en este caso sería por arriba del pinch, o incluir más corrientes de proceso para hacer que el sistema se divida en dos y generar la zona inferior al punto de pliegue, donde se requieran servicios de enfriamiento.

5.1 Adición de corrientes para evitar caso threshold

Se añade la corriente de nafta proveniente del domo de la torre atmosférica y la corriente de nafta proveniente del domo de la las torres de despunte. La adición de estas corrientes permite generar una división en la curva compuesta del sistema(Fig. 5.1), el nuevo ΔT_m es 25.2 °F (14 °C) y se encuentra entre 325.5 y 300.3 °F. Los servicios de calentamiento que se requieren son de 483.6 MMBtu/hr y los servicios de enfriamiento son de 44.49 MMBtu/hr.

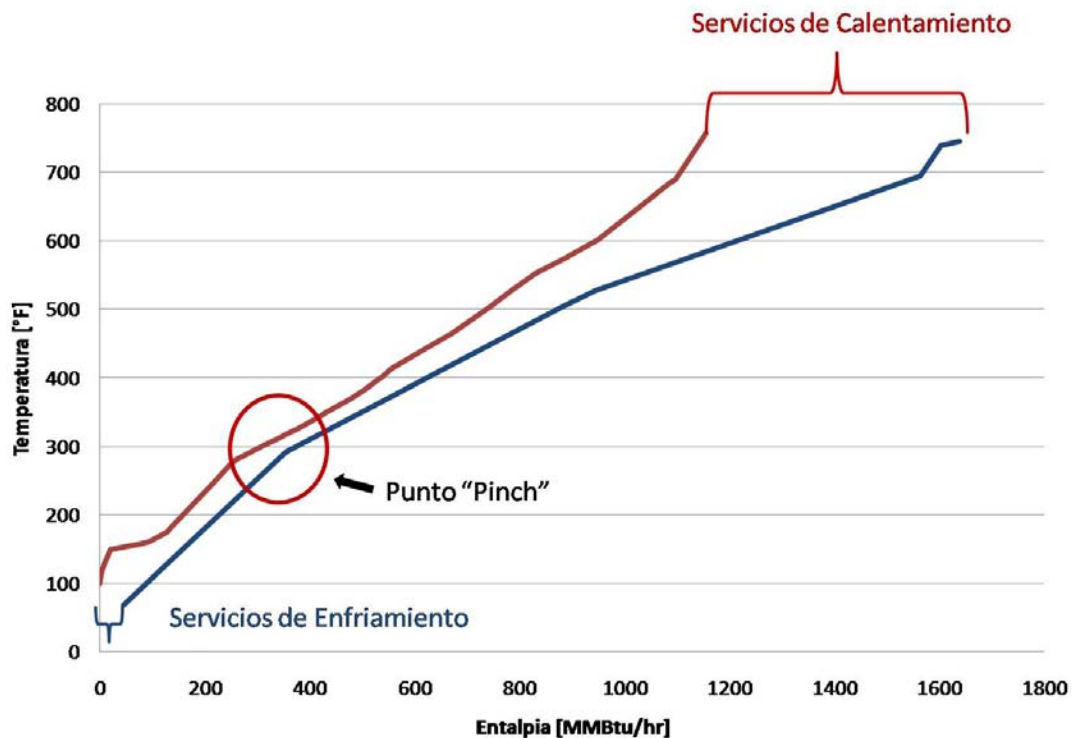


Figura 5.1: Curva compuesta con corrientes de nafta añadidas al sistema.

Con el nuevo punto de pliegue se construye la red de intercambio de calor (Fig. 5.2) con el objetivo de encontrar los intercambiadores que cruzan el pinch y de localizar la zona donde están ubicados los servicios de enfriamiento y calentamiento.

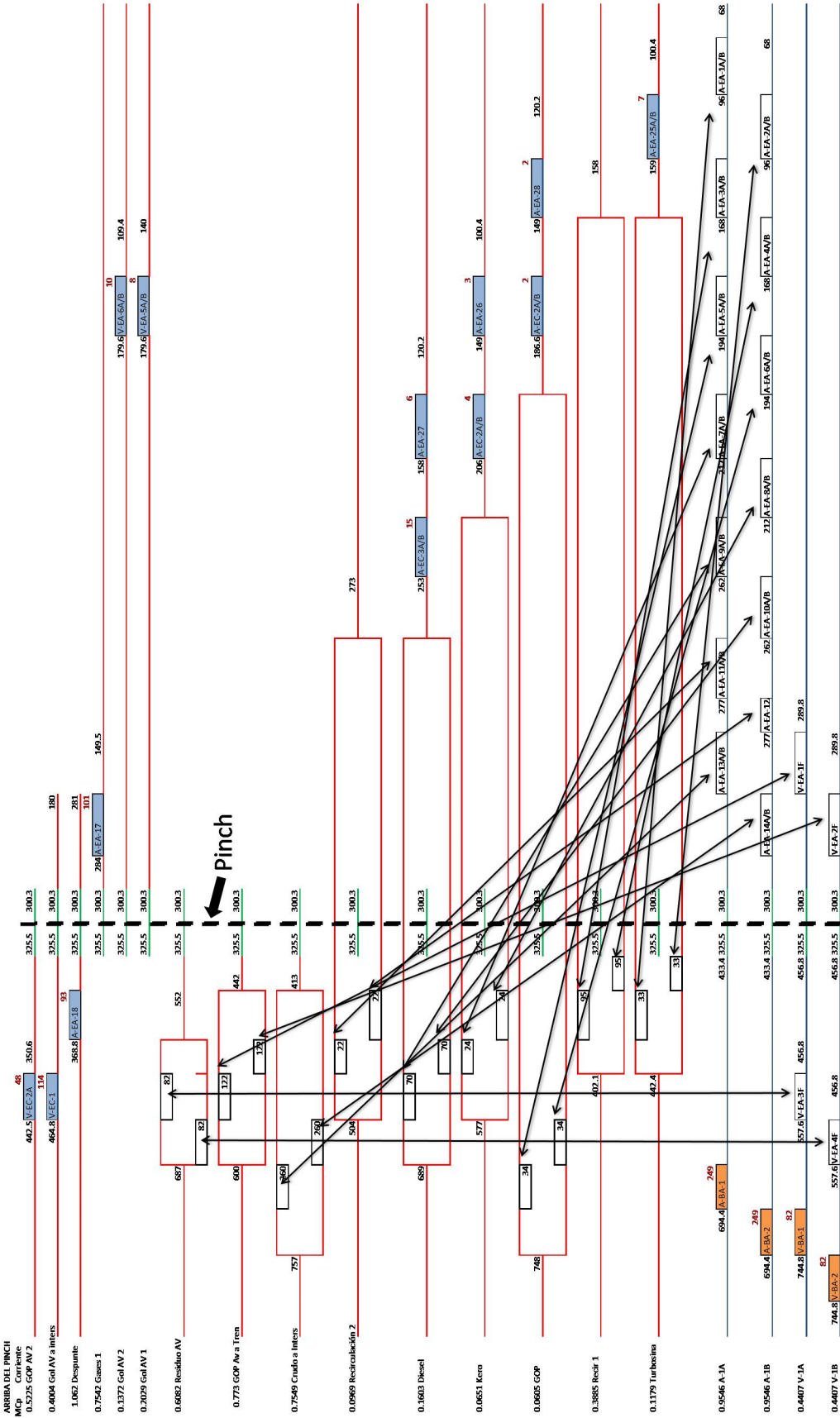


Figura 5.2: Red de intercambio de calor con corrientes de nafta añadidas.

En la malla (Fig. 5.2) se observa que los intercambiadores A-EA-1A/B, A-EA-2A/B, A-EA-3A/B, A-EA-4A/B, A-EA-5A/B, A-EA-6A/B, A-EA-7A/B, A-EA-8A/B, A-EA-9A/B, A-EA-10A/B, A-EA-11A/B, A-EA-12A/B, A-EA-13A/B, A-EA-14A/B, V-EA-1F y V-EA-2F tienen un intercambio energético que cruza el punto de pliegue, asimismo existen servicios de enfriamiento donde sólo debe haber servicios de calentamiento en la parte superior del pinch.

Se observa que por arriba del pinch hay 12 corrientes calientes y siguiendo el método de punto de pliegue éstas se tiene que enfriar con corrientes frías.

En la figura 5.2 se observa que el calentamiento de las corrientes frías por abajo del pinch empieza en 325.5 °F a aproximadamente 100 °F de la temperatura de entrada al horno, con esto se tendrían que utilizar un mínimo de 12 intercambiadores para calentar aproximadamente 100 °F agotando todas las corrientes calientes con corrientes frías, a diferencia de la red actual que opera con cuatro intercambiadores para alcanzar la temperatura de entrada al horno.

Al ser un rediseño se tienen que utilizar los intercambiadores existentes. Del mínimo de 12 intercambiadores necesarios, 2 corresponderían a los equipos V-EA-3F y V-EA-4F dejando un mínimo de 10 equipos necesarios.

Para tener una idea aproximada del área que va a corresponder a los equipos que se tienen que añadir, se calcula la relación entre la energía transferida y el área real (denominada K para el presente trabajo) para las corrientes de proceso de la red original (Ec. 5.1), así, para una transferencia con kerosina o diesel se podrá tener un área aproximada que área ocuparía ese intercambio en función de la energía transferida.

$$K = \frac{Q}{A} \quad (5.1)$$

La energía utilizada para calcular el área aproximada es la que requieren las corrientes calientes para llegar al pinch que se encuentra en la temperatura de 325.5 °F. De igual forma se calcula el área de las corrientes frías por debajo del pinch que deben ser calentadas con corrientes calientes (Tabla 5.1).

Tabla 5.1 Áreas aproximadas para la red de intercambio con corrientes de nafta					
Por Arriba del PINCH			Por Abajo del PINCH		
Corriente	Q [MMBTU/Hr]	A [m ²]	Corriente	Q [MMBTU/Hr]	A [m ²]
GOP AV 2	48	1855	A-1A	222	8746
Gol AV a inters	56	711	A-1B	222	8746
Despunte	46	756	V-1A	5	2606
Gases 1	0	0	V-1B	5	2606
Gol AV 2	0	0			
Gol AV 1	0	0			
Residuo AV	82	3436			
GOP AV a Tren	122	4718			
Crudo a Inters	260	7154			
Recirculación 2	17	781			
Diesel	58	970			
Kero	16	400			
GOP	26	454			
Recirculación 1	30	738			
Turbosina	14	498			
Área por arriba del PINCH		22472	Área por abajo del PINCH		22704
Área aproximada TOTAL					45176

Con el propósito de determinar la factibilidad de un aumento de área para un rediseño, se determina la curva Área vs Energía. La figura 5.3 contiene la curva target, la curva alfa ($\alpha=1$), el caso actual (representa el área real), la zona de factibilidad y el área de rediseño que representaría los 10 intercambiadores adicionales necesarios.

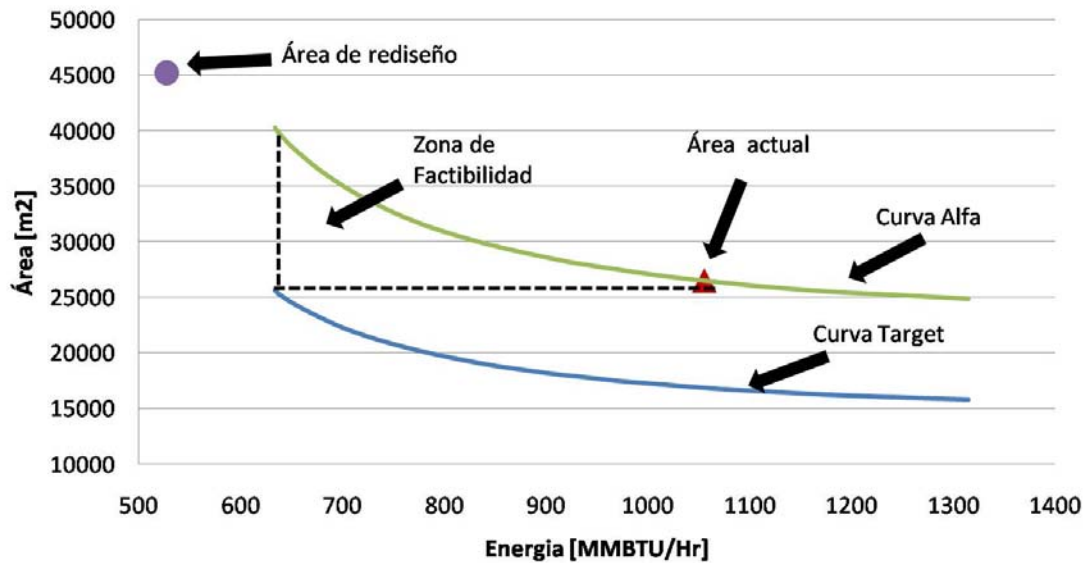


Figura 5.3: Gráfico de área vs energía para criterio de factibilidad.

La figura 5.3 muestra que el área aproximada que se requiere está fuera de la zona de factibilidad, por lo tanto, la integración de las corrientes de nafta atmosférica y nafta de despunte es inviable para generar un rediseño a la red de intercambio de calor. Con base en lo anterior el incremento de 10 intercambiadores por arriba del pinch es un exceso para un rediseño.

Otro problema que se presenta al utilizar las corrientes de nafta atmosférica y nafta de despunte es que se requiere una longitud aproximada de 1000 m de tubería para poder integrar estas corrientes al tren de precalentamiento y solo se aprovecharía el 15.62 % de energía de transferencia para la nafta atmosférica y el 33.2 % para la nafta de despunte (Grande, 1997).

5.2 Aplicación de método de punto de pliegue al caso threshold

Considerando los resultados obtenidos en la sección 5.3, los cuales indican que el sistema está por arriba del punto de pliegue, ya que son los servicios de enfri-

amiento los que no se necesitan y el pinch se encuentra localizado al principio del gráfico, por lo tanto, al tener threshold en el sistema, la heurística para aplicar el método de punto de pliegue es la siguiente:

Arriba del PINCH

1. Solo debe haber servicios de calentamiento.
2. Agotar todas las corrientes calientes con la frías.
3. En el pinch se debe cumplir.

$$(MCp)_{cal} \leq (MCp)_{fria}$$

4. En caso de no cumplir con la desigualdad dividir corrientes, el MCp se divide en la misma proporción que la corriente se divide.
5. Colocar intercambios hasta agotar las corrientes calientes.
6. Colocar intercambios con servicios de calentamiento hasta agotar las corrientes frías.

Primero se indentifican las corrientes que pueden tener un intercambio pinch donde el MCp de las corrientes calientes es menor que el Mcp de las corrientes frías. Para cumplir con los criterios de factibilidad, se calcula un valor de MCp aproximado (Tabla 5.2) dividiendo la cantidad de energía transferida entre la diferencia de temperaturas.

Tabla 5.2 MCp aproximados de las corrientes de proceso			
Corrientes calientes	MCp [Btu/°Fhr]	Corrientes frías	MCpMCp [Btu/°Fhr]
RESIDUO V	0.6082	1A	0.9546
RECIRCULACION 1	0.3885	1B	0.9546
GOL V	0.4004	V-TREN A	0.4407
GOL V 1	0.2029	V-TREN B	0.4407
GOL V 2	0.1372		
CRUDO ATM	0.7549		
TURBOSINA A	0.0987		
GOP V 2	0.5225		
GOP V	0.7730		
KEROSINA	0.0651		
RECIRCULACION 2	0.0969		
GOP	0.0605		
DIESEL	0.1603		

En la tabla 5.2 se observa que todas las corrientes tienen un intercambio factible con las corrientes 1A y 1B del crudo atmosférico. El crudo de vacío puede tener todos los intercambios exceptuando Residuo V, Crudo, GOP V2, GOP V, en el caso de hacer intercambio con las corrientes antes mencionadas se debe hacer una división de en las corrientes calientes para dividir el valor del MCp y cumplir con los criterios de factibilidad.

Ya que el objetivo energético es disminuir los servicios de enfriamiento a cero, implica que las corrientes de proceso deben alcanzar su temperatura objetivo en el tren de precalentamiento. Para no hacer cambios bruscos en el tren, se sigue la misma forma que éste tiene (Fig. 2.1).

El primer intercambio propuesto es la corriente 1A de crudo atmosférico contra la corriente de turbosina, la energía transferida para que la turbosina se enfrie de 509 °F a su temperatura objetivo de 100.4 °F es 40.3 MMBTU/Hr, siguiendo el método para el cálculo del área aproximada (sección 5.1) este intercambio necesita un área de 1458 m^2 (Fig. 5.4).

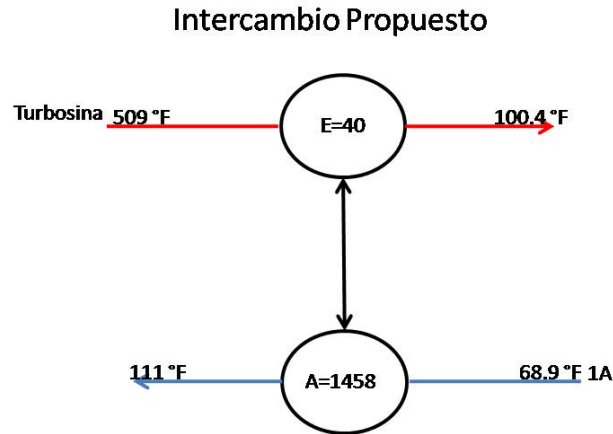


Figura 5.4: Intercambio Propuesto.

Considerando que se pretende construir un re-diseño y no un nuevo diseño, entonces se tienen que usar los equipos ya instalados en ambos trenes de precalentamiento los cuales ya tiene un área preestablecida. La suma del área nueva más el área existente deberá estar dentro de la zona de factibilidad propuesta por la curva área vs energía.

Se debe observar que el intercambio en el tren original entre la corriente 1A con la corriente de turbosina dividida en 2 (Fig. 5.5), la energía de intercambio de 17 MMBTU/hr que corresponde un área de 621 m^2 del intercambiador A-EA-1 con un sobrediseño de 35.3% (Tabla 4.5). El área física del intercambiador es 961 m^2 .

Lo anterior significa que el área máxima que se puede usar para este intercambio es 961 m^2 , mientras que el área aproximada correspondiente al primer intercambio propuesto entre la corriente 1A con turbosina que tiene un intercambio de 40.3 MMBTU/hr es de 1458 m^2 , la cual excede 527 m^2 al área total de intercambiador A-EA-1 (Fig. 5.5), por lo tanto, a pesar de que los criterios de factibilidad se cumplen, hay que hacer una división en la corriente de turbosina, con el objetivo de poder utilizar el intercambiador A-EA-1.

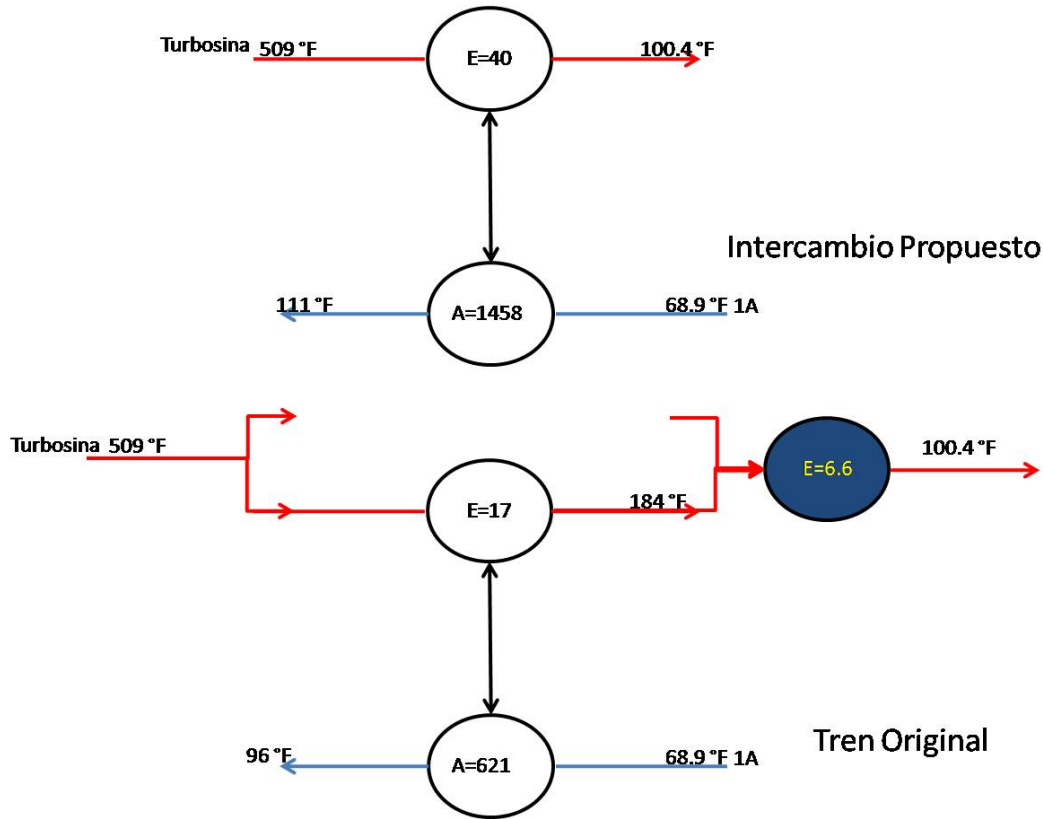


Figura 5.5: Comparación de intercambio Propuesto contra intercambio Original.

Una vez dividida la corriente de turbosina se hace pasar por los intercambiadores A-EA-1 y A-EA-2 tal como sucede en el tren original pero esta vez la energía que intercambia es de 20.1 MMBTU/hr con un área aproximada de 729 m^2 la cual no sobrepasa la de los equipos. Con este intercambio la turbosina logra llegar a su temperatura objetivo que es de 100.4 °F y se elimina el uso del enfriador A-EA-25.

Siguiendo el mismo criterio, el siguiente intercambio sería el crudo 1A con la recirculación 1. De la misma forma que antes, no se puede intercambiar la corriente de recirculación completa porque al hacerlo se excede el área de los equipos A-EA-3 y A-EA-4 y por lo tanto la corriente de recirculación 1 se debe dividir en 2.

De acuerdo con el tren original, la siguiente corriente de proceso que se intercambia es el gasoleo pesado. El GOP entra con una temperatura de 748 °F y su temperatura objetivo es de 120.2 °F. Como en las corrientes anteriores, usar la corriente completa no es posible, así que se hace la división de la corriente de GOP pero esta vez con el objetivo de que la corriente de GOP logre su temperatura objetivo.

Si se divide el GOP en dos corrientes para ser intercambiado con el crudo 1A y 1B, éste alcanza una temperatura de salida de 186.6 °F y no alcanza su temperatura objetivo. Para eliminar los servicios de enfriamiento que el GOP utiliza se divide esta corriente en tres partes paralelas que van a intercambiar 12 MMBTU/hr con los intercambiadores A-EA-5 y A-EA-6 y un intercambiador nuevo de las mismas características, y se intercambia con tres corrientes paralelas de crudo.

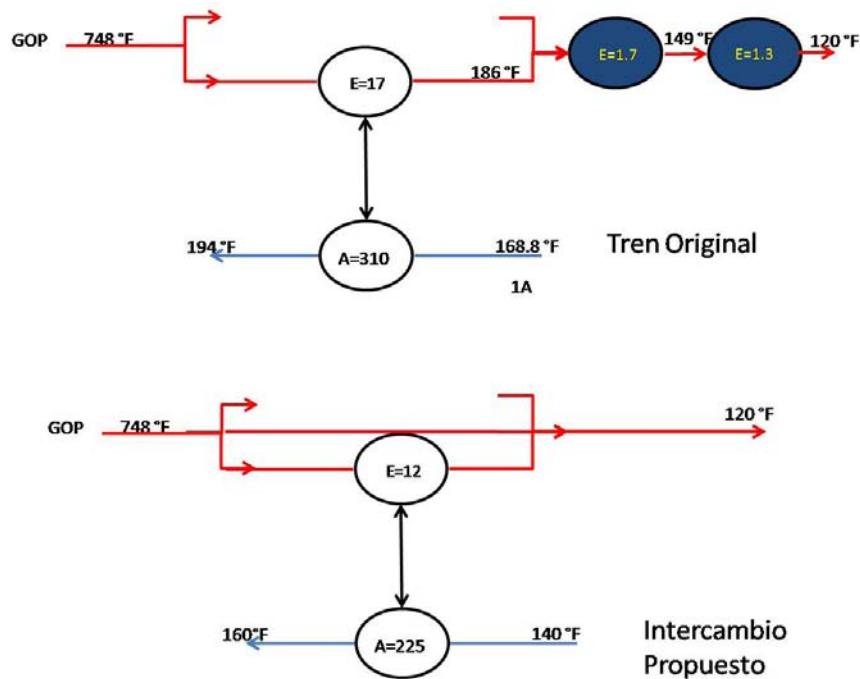


Figura 5.6: División de GOP.

Se utiliza el mismo procedimiento para eliminar los enfriamientos para kerosina y diesel. Se divide en tres las corrientes de proceso y se anexan intercambiadores de las mismas características a las del tren original. El área aproximada para el intercambio con GOP es de 225 m^2 , para el intercambio con kerosina es de 252 m^2 y para el diesel 506 m^2 , ninguna de estas áreas es mayor al área total de los intercambiadores A-EA-5,6,7,8,9,10 (figura 5.7).

La figura 6.7 muestra la reconfiguración de la red. Los enfriamientos de las corrientes de GOL de vacío 1,2 y el GOP de vacío no se eliminan porque sus temperaturas son muy bajas para intercambiar con el tren de vacío, la corriente de GOL de vacío se introduce al tren eliminando el enfriamiento V-EC-1. Los servicios de enfriamiento disminuyen su consumo energético de 210 a 65.7 MMBTU/hr , y en total la energía de servicios disminuye de 1266 a 830 MMBTU/hr .

Este rediseño logra disminuir la energía que se requiere para servicios de enfriamiento pero es inviable debido a cruces de temperatura en los intercambios con kerosina, GOP y diesel. La temperatura de salida del crudo es mayor que la temperatura de salida de la corriente que calienta por lo tanto el crudo acabaría calentando a las corrientes de producto. Esto hace infactible esta propuesta forzando la necesidad de servicios de enfriamiento para el tren de precalentamiento atmosférico.

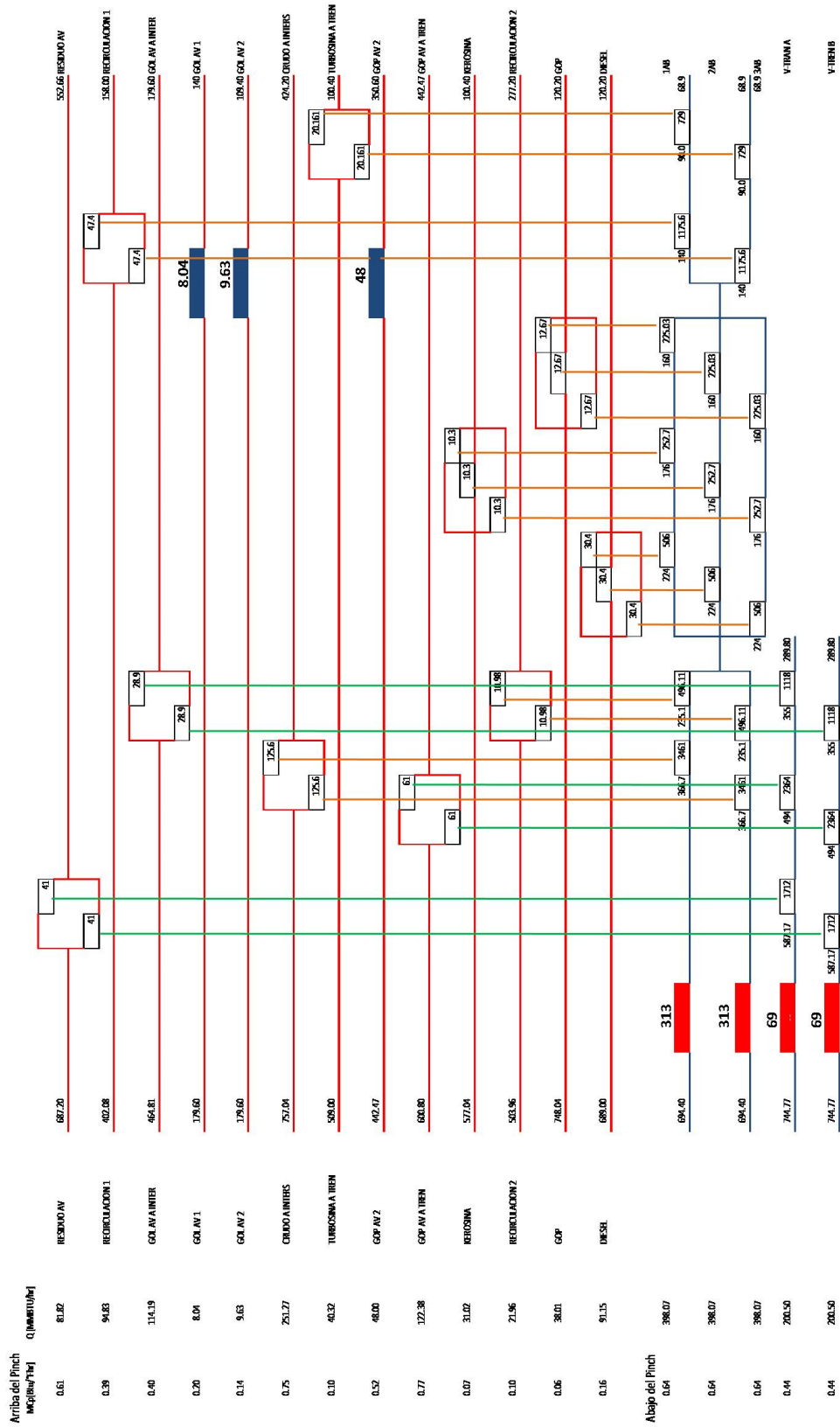


Figura 5.7: Rediseño de la red de intercambio.

Aspen Energy Analyzer tiene la opción de proponer un diseño alternativo que satisfice los objetivos energéticos de cero requerimientos de enfriamiento y 633 MMBTU/hr requerimientos de calentamiento (Fig. 5.8).

El diseño propuesto por el simulador cumple con los objetivos energéticos pero no considera ninguno de los intercambiadores existentes lo que significa un nuevo diseño y no un rediseño, además, hace intercambios entre corrientes del precalentamiento atmosférico y de vacío. Al hacer esto no se consideran muchos metros de tubería y consumo de energía para el bombeo. Por lo tanto el diseño propuesto por el simulador, a pesar de cumplir con los requerimientos energéticos, no es factible.

Al simulador se le puede condicionar que no haga intercambios entre corrientes de vacío y atmosféricas. Al generar otro diseño el simulador se ve forzado a utilizar servicios de enfriamiento y calentamiento y éste solo logra disminuir el consumo energético de calentamiento de 844 a 735 MMBTU/hr y de enfriamiento de 211 a 102 MMBTU/hr (Fig. 5.9). Este diseño, a pesar de lograr disminuir el consumo energético, no es factible porque al igual que el anterior requiere nuevos intercambiadores, no respeta los equipos que el proceso ya tiene, por lo tanto es un diseño nuevo y no un rediseño.

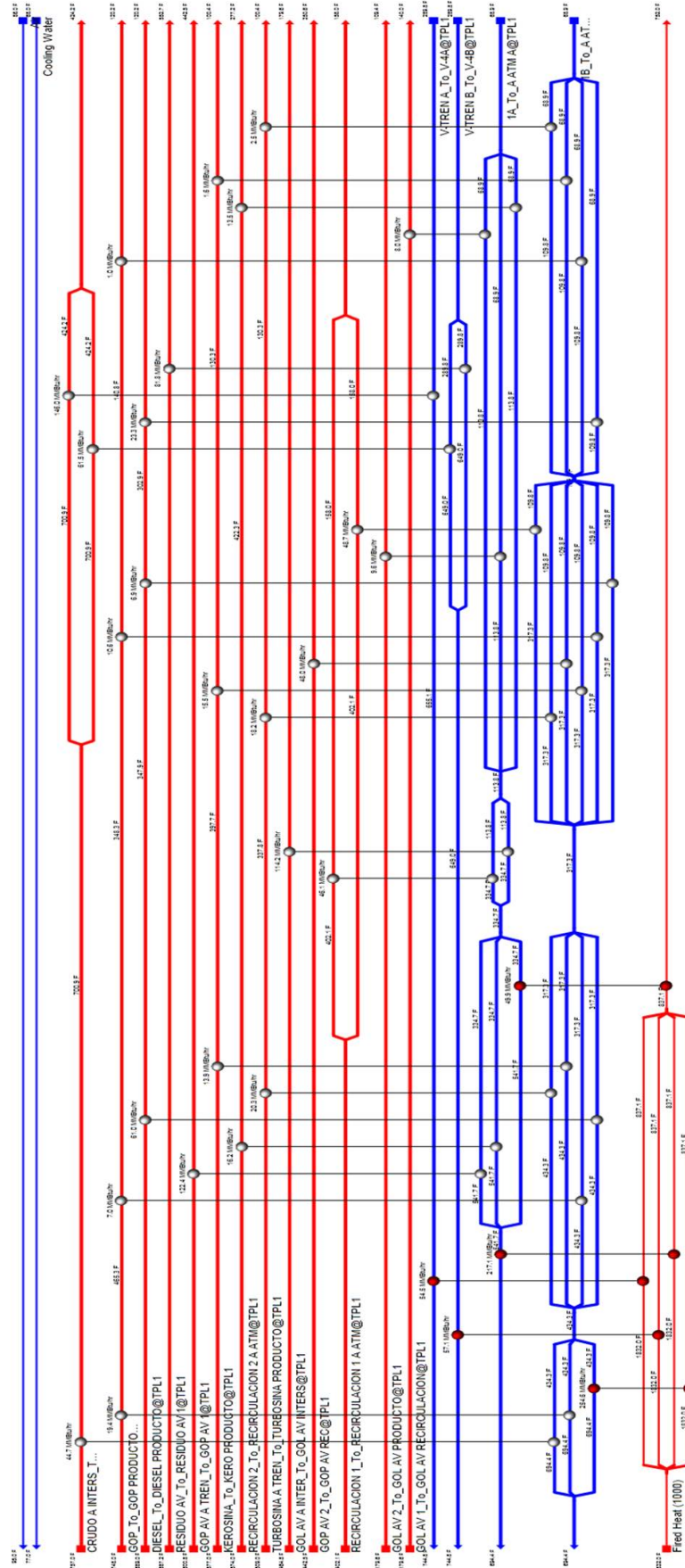


Figura 5.8: Rediseño de la red de intercambio AEA.

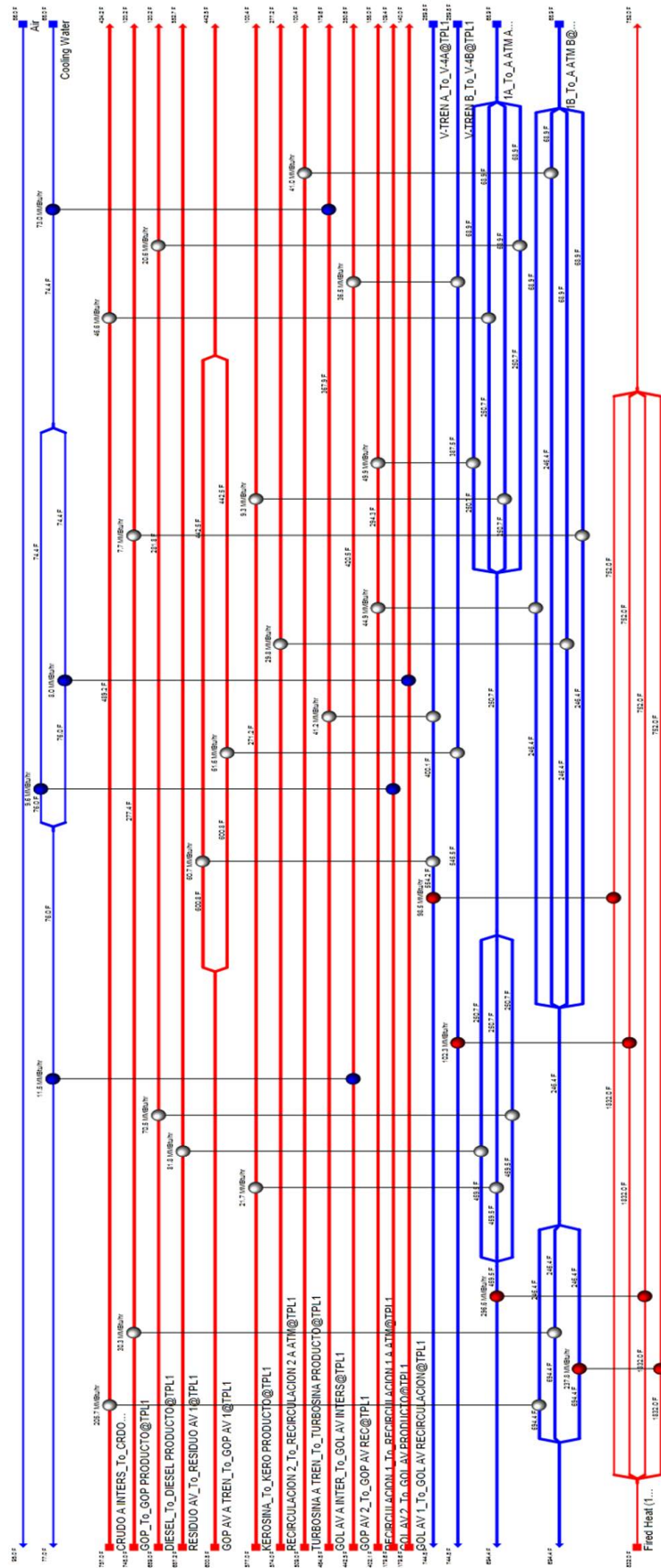


Figura 5.9: Rediseño de la red de intercambio AEA con restricciones.

5.3 Conclusiones

El diagnóstico del método pinch aplicado a los trenes de precalentamiento de la refinería de Tula indica que este proceso presenta un caso threshold, para el cual no se requieren servicios de enfriamiento. El consumo de servicios de calentamiento se debe reducir de 844.8 a 633 MMBtu/Hr y el consumo de servicios de enfriamiento se debe reducir de 211 a 0 MMBtu/Hr.

Si se logran los objetivos energéticos que el método indica se reducen 211 MMBtu/Hr para servicios de calentamiento y 211 MMBtu/Hr para servicios de enfriamiento, esto representa un ahorro económico de 1,052,414 \$MX/día para servicios de calentamiento y 518,783 \$MX/día para servicios de enfriamiento (apéndice A).

Este ahorro energético tendrá un impacto dependiendo de la inversión para el rediseño y su tiempo de recuperación de la inversión, ya que el rediseño de la red de intercambio de calor es el que determina la disminución de servicios auxiliares.

De acuerdo con la evaluación de la red de intercambio (capítulo 5), después de hacer el diagnóstico energético, siguiendo las reglas heurísticas del método de punto de pliegue no se logra obtener un rediseño que satisfaga los requerimientos energéticos y económicos. La adición de corrientes de nafta atmosférica y de despunte para evitar un caso threshold (sección 5.1) requiere un exceso en aumento de área haciendo infactible esta opción.

Al no poder evitar el caso threshold se decide aplicar la heurística del método de punto de pliegue al sistema con threshold que solo requiere servicios de calentamiento y se encuentra por arriba del pinch (sección 5.2). Al ser un rediseño es necesario utilizar los equipos existentes de la red por lo tanto la heurística se ve limitada. La red propuesta presentó el problema de cruces de temperatura en los intercambios con kerosina, GOP y diesel haciendo necesario el uso de servicios de enfriamiento.

Se permitió al simulador AEA realizar diseños alternativos de redes de intercambio, pero los resultados obtenidos representan un diseño nuevo que no utiliza

ninguno de los equipos que están establecidos en la red actual.

Utilizar el método de punto de pliegue para hacer un rediseño es inviable para la refinería Miguel Hidalgo, sin embargo, el método de punto de pliegue resulta útil para dar un diagnóstico energético, y aunque no se haga un rediseño, éste diagnóstico puede servir para hacer cambios a la red que disminuyan un consumo energético.

En el trabajo “Aplicación de la integración de procesos para el mejoramiento de la unidad atmosférica y de vacío No. 2 de la refinería Miguel Hidalgo en referente a la reducción del consumo energético y el impacto ambiental” (Alvarado 2011) se utiliza el método de punto de pliegue para hacer un diagnóstico del consumo energético de ésta refinería. Las propuestas empíricas de rediseño que reporta logran disminuir el consumo de servicios de calentamiento y enfriamiento. La propuesta recomendada tiene un ahorro de 9,629,397.37 \$MX con una inversión de 3,442,987.12 \$MX y un tiempo de recuperación de 0.36 años.

Apéndice A

A.1 Ahorro económico por disminución de servicios de calentamiento

Energía de calentamiento usada: 844.8 MMBtu/Hr

Energía de calentamiento óptima: 633.8 MMBtu/Hr

Energía que se ahorra: 211 MMBtu/Hr

La energía de calentamiento proviene de los hornos, el costo de este calentamiento se referirá al precio del combustóleo pesado. La tabla 1A muestra las conversiones de unidades que se utilizaron.

Tabla A1 Conversiones para combustóleo pesado		
1 Barril de combustóleo pesado (BCP)	=	1,593,000 kilocalorías
1 Kilocaloría	=	3.968254 BTU
1 m³	=	6.2898104 Barriles
1 m³ Combustóleo Pesado	=	8,263.155 pesos (Octubre 2013)

Fuente: Comisión reguladora de energía 2013¹, Secretaria de energía 2013 ².

¹<http://www.cre.gob.mx/articulo.aspx?id=172>

²<http://sie.energia.gob.mx>

$$211,000,000 \frac{Btu}{Hr} * \frac{1}{3.968254} \frac{Kilocaloria}{Btu} = 53,171,999.57 \frac{Kilocaloria}{Hr} \quad (A.1)$$

$$53,171,999.57 \frac{Kilocaloria}{Hr} * \frac{1}{1,593,000} \frac{BCP}{Kilocalorias} = 33.37853081 \frac{BCP}{Hr} \quad (A.2)$$

$$33.37853081 \frac{BCP}{Hr} * \frac{1}{6.2898104} \frac{m^3}{Btu} * 8,263.155 \frac{\$MX}{m^3} 24 \frac{Hr}{Dia} = 1052414 \frac{\$}{Dia} \quad (A.3)$$

Sí se logran los objetivos energéticos para los servicios de calentamiento propuestos por el diagnóstico del método de punto de pliegue, se ahorran 1,052,414 \$MX/día.

A.2 Ahorro económico por disminución de servicios de enfriamiento

El cálculo del ahorro de agua es similar al de combustóleo pesado, la capacidad calorífica del agua y su densidad se consideran a 15 °C.

Energía de enfriamiento usada: 211 MMBtu/Hr

Energía de enfriamiento óptima: 0 MMBtu/Hr

Energía que se ahorra: 211 MMBtu/Hr

Tabla A2 Conversiones para agua		
Densidad del agua a 15°C	=	999.19 Kg/m ³
Capacidad calorífica del agua a 15 °C	=	1 cal/g°K
Precio de agua en pesos por m ³	=	0.4062 \$/m ³

Fuente: Ley federal de derechos 2013. Disposiciones aplicables en materia de aguas nacionales 2013

$$211,000,000 \frac{Btu}{Hr} * 252 \frac{cal}{Btu} * \frac{1}{1000} \frac{KgC}{cal} = 53,172,000 \frac{KgC}{Hr} \quad (A.4)$$

$$53,172,000 \frac{KgC}{Hr} * \frac{1}{999.19} \frac{m^3}{KgC} * 0.4062 \frac{\$MX}{m^3} * 24 \frac{Hr}{Dia} = 518,783 \frac{\$MX}{Dia} \quad (A.5)$$

El cálculo anterior representa un aproximado de lo que se ahorraría si en la refinería de Tula se llegaran a los objetivos energéticos que se obtienen del diagnóstico realizado por el método de punto de pliegue.

Apéndice B

Punto de Pliegue

El método del punto de pliegue se utiliza para disminuir el consumo de servicios auxiliares. Algunas corrientes de proceso tienen que ser enfriadas o calentadas, y con este método se determina si los enfriamientos o calentamientos se pueden dar con otras corrientes de proceso en vez de utilizar servicios auxiliares, disminuyendo así su uso. El método puede ser utilizado para diseñar un proceso o modificarlo en caso de que pueda tener un ahorro de energía.

Primero se seleccionan las corrientes de proceso que se van a utilizar, de éstas corrientes se necesita conocer su Temperatura de entrada (T_e) y de salida (T_s) esta última es la temperatura que la corriente de proceso debe alcanzar en el intercambio energético.

La complejidad del método depende del número de corrientes de proceso que se integran. Para ejemplificar el método, se parte de cuatro corrientes de proceso (Bazúa, 2013). La información que se tiene disponible de las corrientes se muestran en tabla B.1. En seguida se calcula el producto de la masa por la capacidad calorífica (MCp) utilizando la ecuación B.2 éste producto se usa como criterio en el método de punto de pliegue.

Tabla B.1 CORRIENTES DE PROCESO					
Corriente	Tipo	Te [°C]	Ts [°C]	Energía [MW]	MCp [MW/°C]
1	Fría	20	180	32	0.2
2	Caliente	250	40	31.5	0.15
3	Fría	140	230	27	0.3
4	Caliente	200	80	30	0.25

$$Q = M * Cp * \Delta T \quad (B.1)$$

$$M * Cp = \frac{Q}{\Delta T} \quad (B.2)$$

Cabe destacar que el Cp no es una propiedad constante de las sustancias, esta en función de la temperatura, se utiliza un valor de Cp constante para obtener resultados aproximados o cuando la diferencia entre el Cp de entrada y el de salida no es significativa. Si una corriente que intercambia energía tiene un cambio de temperatura muy grande, el Cp de la entrada no es el mismo que del la salida, así como en el caso de un cambio de fase. Sí el cambio es significativo puede generar un mal diseño.

En el intercambio térmico entre corrientes de proceso, la diferencia de temperaturas determina la dirección del flujo de calor. La energía se va a transferir de un cuerpo “caliente” a un cuerpo “frío”, una corriente fría no puede tener una temperatura mayor que la temperatura inicial de la corriente caliente, así mismo una corriente caliente no se puede enfriar más que la corriente fría. Cuando las corrientes intercambian energía en un estado estacionario, el sistema alcanza el equilibrio térmico y éstas tienden a igualar sus temperaturas. En un intercambiador se tienen dos Te y dos Ts y el ΔT se calcula de la siguiente forma.

$$\Delta T = T_{e_{Caliente}} - T_{s_{Fría}} \quad (B.3)$$

$$\Delta T = T_{s_{Caliente}} - T_{e_{Fria}} \quad (B.4)$$

Para el diseño de un intercambiador, sí se intercambia toda la energía que la corriente puede ofrecer, se necesitaría un intercambiador de área infinita dando como resultado un $\Delta T=0$, asimismo si se desea un intercambiador con un área diminuta el intercambio térmico sería muy pequeño y el ΔT muy grande.

$$\Delta T \rightarrow 0; Area \rightarrow \infty$$

$$\Delta T \rightarrow \infty; Area \rightarrow 0$$

El ΔT **mínimo** (ΔT_m) es un valor óptimo que representa la máxima cantidad de energía que las corrientes pueden intercambiar para que el proceso sea eficiente. En el ejemplo se utiliza el valor heurístico $\Delta T = 10$, pero el valor óptimo se calcula haciendo una relación entre costo de área de intercambiadores contra ΔT_m obteniendo así el valor adecuado.

Una vez especificadas las corrientes de proceso y el ΔT_m , el siguiente paso es hacer una tabla de intervalos de temperatura. Los intervalos de temperatura se utilizan para hacer el diagrama de cascada y para determinar si en dicho intervalo las corrientes aportan o son deficientes en energía.

Se determinó la serie de intervalos de temperatura de la siguiente forma:

Añadir ó restar el valor del ΔT_m a las temperaturas de las corrientes de la tabla B.1, a las corrientes calientes se les resta el valor del ΔT_m ó a las corrientes frías se le suma. En este caso se añadirá el valor de 10 °C a las temperaturas de las corrientes frías. El mismo resultado se obtiene sí se decide restar el valor del ΔT_m a las corrientes calientes.

Corriente	Te °C	Ts °C
1	20	180
Con ΔT_m	30	190
3	140	230
Con ΔT_m	150	240

Se ordenan menor a mayor las temperaturas calientes y las temperaturas frías de la tabal B.1 con las del cuadro anterior (ΔT_m añadido).

Temperaturas °C	
30	40
40	80
80	150
150	190
190	200
200	240
240	250

Los intervalos empiezan de menor temperatura a la mayor, el primer intervalo es entre 30 y 40 °C, el segundo es entre 40 y 80 °C, el tercero entre 80 y 150 °C y así sucesivamente.

A cada intervalo le corresponde un MCp, para colocarlos se observa la temperatura de entrada y salida de las corrientes y se toma el valor de MCp en los intervalos que esten dentro de estas temperaturas de la tabla B.1. Para la corriente 1 se coloca su MCp desde el intervalo 1 hasta el 7 porque su temperatura va de 20 a 180 °C, el intervalo 1 empieza en 20 °C y el intervalo 7 termina en 180 °C. La corriente 2 va de 250 a 40 °C y los intervalos que le corresponden son del 3 al 12. De manera similar se coloca el MCp de las demás corrientes en los intervalos donde tengan interacción. La columna 8 de la tabla 2.4 es el resultado de la resta del MCp de las “corrientes calientes” menos el MCp de las “corrientes frías”. Se obtiene un MCp para cada intervalo.

INTERVALO	TE [°C]	TS [°C]	CORRIENTES				M Cp [MW/°C]	ΔH [MW]
			1 M Cp [MW/°C]	2 M Cp [MW/°C]	3 M Cp [MW/°C]	4 M Cp [MW/°C]		
1	30	40	0.2				-0.2	-2
2	40	80	0.2	0.15			-0.05	-2
3	80	150	0.2	0.15		0.25	0.2	14
4	150	190	0.2	0.15	0.3	0.25	-0.1	-4
5	190	200		0.15	0.3	0.25	0.1	1
6	200	240		0.15	0.3		-0.15	-6
7	240	250		0.15			0.15	1.5

Para poder determinar la aportación energética de los intervalos de temperatura, una vez introducidos los valores de MCp de las corrientes como se observa en la tabla B.2, se restan los MCp de las corrientes calientes menos los MCp de las corrientes frías obteniendo un MCp global por intervalo (columna 8, tabla B.2) y se calcula un ΔH para cada intervalo, multiplicando la diferencia de temperatura por el MCp global (columna 9, tabla B.2). El signo de ΔH determina si en ese intervalo las corrientes pueden aportar energía o son deficientes, un signo negativo indica que en ese intervalo hay un deficit de energía y un signo positivo indica que hay energía disponible.

Para generar el diagrama de cascada (Fig. B.1) se utilizan los ΔH calculados y los intervalos de temperatura (ver tabla B.2). La primera columna corresponde a las temperaturas de los intervalos ordenada de mayor a menor, la segunda columna a la energía de cada intervalo y la tercer columna corresponde a la suma acumulada de las energías (columna 3); a la suma se le nombra “acumulado” y se calcula con la ecuación B.5, se empieza con un valor de cero y se hace la suma sucesivamente para cada valor de energía.

$$ACUMULADO_{i+1} = ACUMULADO_i + \Delta H_i \quad (B.5)$$

El signo del acumulado representa una disponibilidad o deficiencia energética.

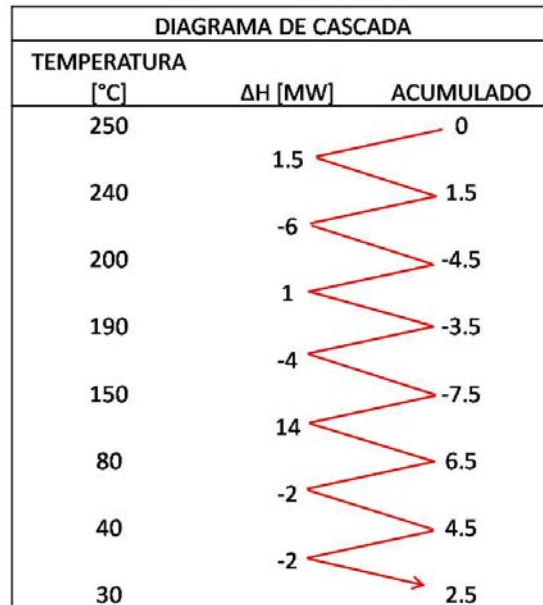


Figura B.1: Diagrama de cascada.

Se identifica la zona con mayor déficit de energía ubicando el valor más negativo de la columna de acumulados, en este caso es en 150 °C donde tiene un valor acumulado de -7.5 MW.

El siguiente paso es sustituir el cero inicial del acumulado por valor que se encuentre en la zona de mayor déficit con signo positivo y hacer la suma para obtener un nuevo acumulado, lo anterior permite determinar los requerimientos de servicios necesarios (lado derecho figura B.2).

DIAGRAMA DE CASCADA				
TEMPERATURA [°C]	ΔH [MW]	ACUMULADO		
250		0	7.5	SERVICIO DE CALENTAMIENTO
	1.5			
240		1.5	9	
	-6			
200		-4.5	3	
	1			
190		-3.5	4	
	-4			
150		-7.5	0	
	14			
80		6.5	14	
	-2			
40		4.5	12	
	-2			
30		2.5	10	SERVICIO DE ENFRIAMIENTO

Figura B.2: Diagrama de cascada que muestra el punto de pliegue.

La cuarta columna de la figura B.2 muestra los nuevos valores del acumulado. Donde antes se encontraba el valor con mayor deficit de energía, ahora se encuentra el valor de cero. En esta zona se localiza el "punto de pliegue", el primer valor del acumulado representa la energía que se requiere para los servicios de calentamiento 7.5 MW y el ultimo valor del acumulado representa los servicios de enfriamiento equivalente a 10 MW para el valor de ΔT_m asignado (10 °C). Cabe destacar que existen otros métodos para obtener los requerimientos de enfriamiento y calentamiento (Rivera, n.d), pero independientemente del método los valores numéricos de la energía que requieren los servicios son determinados por el ΔT_m asignado, en este caso para un ΔT_m de 10 °C corresponden 7.5 MW de servicios de calentamiento y 10 MW de servicios de enfriamiento.

En muchos procesos los servicios de calentamiento y enfriamiento son siempre requeridos, sin embargo esto no es cierto para todos los procesos. En algunos casos para un valor de ΔT_m no se necesitan servicios auxiliares. El valor de ΔT_m para el cual el requerimiento de un servicio es cero se denomina ΔT threshold y

la situación donde solo se necesita un servicio se denomina como un sistema con threshold (Kemp, 2007).

Otra forma de localizar el punto de pliegue es mediante el gráfico de **Curvas compuestas** (Fig. B.3), éste gráfico muestra los resultados del diagrama de cascada. Las curvas compuestas son perfiles de temperatura y entalpía que muestran la disponibilidad de calor y la demanda de éste.

Para construir el gráfico, se hace por un lado el acumulado individual de las corrientes calientes (Tabla B.3) y otro para las corrientes frías (Tabla B.4). El primer valor del acumulado para la curva compuesta fría es de 10 MW que es la energía que se requiere para los servicios de enfriamiento.

INTERVALO	TE [°C]	TS [°C]	Corrientes				ACUMULADO	
			2	4	M Cp	$\Delta H=HS-HE$	T [°C]	H [MW]
			M Cp	M Cp				
1	40	80	0.15		0.15	6	40	0
2	80	200	0.15	0.25	0.4	48	80	6
3	200	250	0.15		0.15	7.5	200	54
							250	61.5

INTERVALO	TE [°C]	TS [°C]	Corrientes				ACUMULADO	
			1	3	M Cp	$\Delta H=HS-HE$	T [°C]	H [MW]
			M Cp	M Cp				
1	20	140	0.2		0.2	24	20	10
2	140	180	0.2	0.3	0.5	20	140	34
3	180	230		0.3	0.3	15	180	54
							230	69

A diferencia del diagrama de cascada, los intervalos de temperatura son solo de corrientes calientes o de corrientes frías logrando así visualizar un caso de multi-corrientes a uno de dos corrientes.

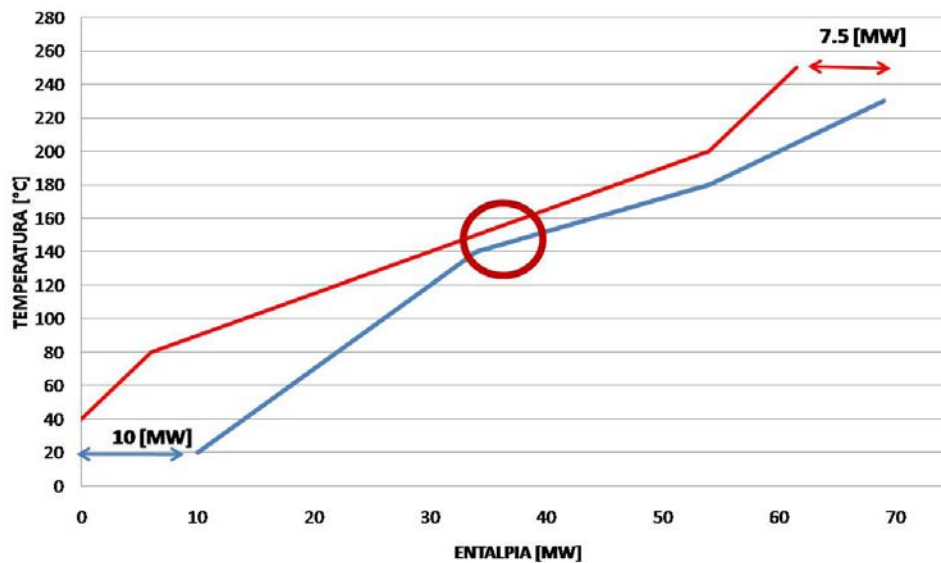


Figura B.3: Curvas compuestas

La figura B.3 muestra la curva compuesta caliente (en rojo) y la curva compuesta fría (en azul) en el mismo gráfico. El punto de pliegue (pinch) se encuentra señalado por el círculo rojo. Arriba del pinch (la región de la derecha) la curva compuesta caliente transfiere todo su calor a la curva compuesta fría, dejando sólo servicios de calentamiento requeridos, por el contrario, la zona por debajo del pinch, la curva compuesta fría va a recibir el calor necesario de la curva compuesta caliente dejando solamente los servicios de enfriamiento requeridos.

La cantidad de energía que los servicios necesitan se pueden observar en el gráfico en la zona donde no hay traslape de las curvas. En la parte superior derecha donde no hay traslape de las curvas la distancia que la curva fría se extiende a la derecha en el eje de las abscisas representa el ΔH de energía que requieren los servicios de calentamiento, así mismo, en la parte inferior izquierda la distancia que la curva fría se extiende representa la energía que requieren los servicios de enfriamiento.

Si se desplaza la curva fría a la izquierda se observa que en el punto de pliegue es donde se tocan las curvas. Esto demuestra que el punto de pliegue divide al sistema en dos, donde se requieren servicios de calentamiento a la derecha y servicios de enfriamiento a la izquierda (Fig. B.4).

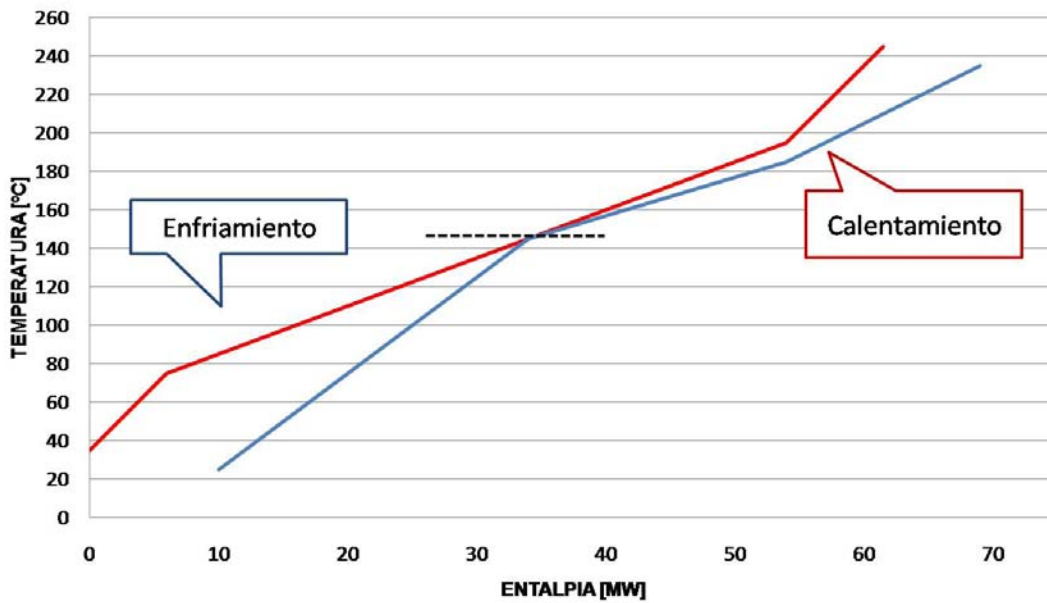


Figura B.4: Curva compuesta fría desplazada a la izquierda

Una vez localizado el punto de pliegue y dividido el sistema en servicios de calentamiento y enfriamiento se siguen diversas reglas heurísticas que se deben cumplir en la vecindad del punto de pliegue para continuar con el análisis y así poder construir la red de intercambiadores.

Los criterios de factibilidad que se deben cumplir son:

Arriba del PINCH

1. Sólo debe haber servicios de calentamiento.
2. Agotar todas las corrientes calientes con la frías

-
3. En el pinch se debe cumplir

$$(MCp)_{cal} \leq (MCp)_{fria}$$

4. En caso de no cumplir con la desigualdad se tienen que dividir las corrientes, el MCp se divide en la misma proporción que la corriente se divide.
5. Hacer intercambios hasta agotar las corrientes calientes
6. Colocar servicios de calentamiento hasta agotar las corrientes frías.

Abajo del PINCH

1. Sólo debe haber servicios de enfriamiento.
2. Agotar todas las corrientes frías con las calientes.
3. En el pinch se debe cumplir

$$(MCp)_{fria} \leq (MCp)_{cal}$$

4. En caso de no cumplir con la desigualdad se tienen que dividir las corrientes, el MCp se divide en la misma proporción que la corriente se divide.
5. Hacer intercambios hasta agotar las corrientes frías
6. Colocar servicios de enfriamiento hasta agotar las corrientes calientes

Seguendo los criterios de factibilidad se construye la red de intercambiadores (Fig. B.5). Por arriba del pinch, la corriente 2 (caliente) tiene un intercambio en la vecindad del punto de pliegue (intercambio pinch) con la corriente 1 (fría), el MCp de la corriente 2 es menor al MCp de la corriente 1; $0.15 \text{ MW/ } ^\circ\text{C} \leq \text{MCp}_1=2 \text{ MW/ } ^\circ\text{C}$.

En este intercambio se agota la parte de la corriente 1 que va de 140 °C en el pinch hasta 180 °C, se intercambia 8 MW, la corriente 2 que va de 250 °C a 150 °C en el pinch no se agota pero como es un intercambio pinch se tiene que encontrar la temperatura de entrada que con 8 MW de intercambio se enfrie hasta 150 °C (fig 2.7).

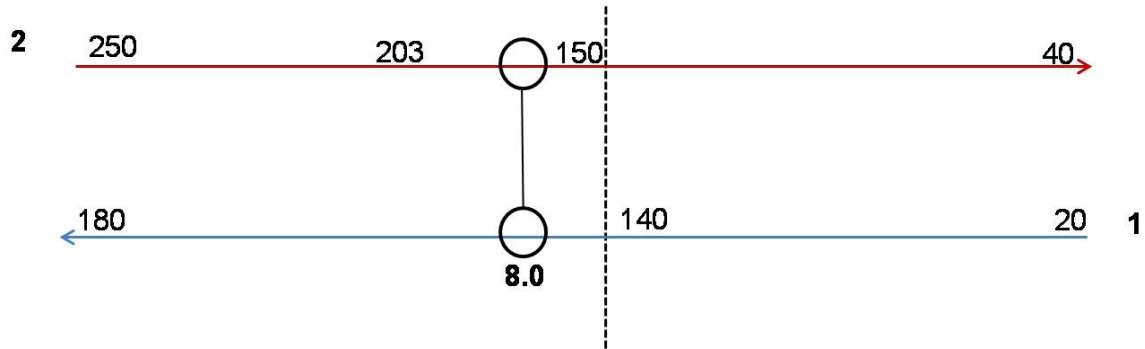


Figura B.5: Intercambio entre corriente 1 y corriente 2

Al despejar la ecuación B.1 se calcula la temperatura de entrada de la corriente 2 que es de 203.3 °C.

$$203.3 = 150 + \frac{8}{0.15}$$

Ésta corriente aun no esta agotada pero ya tiene un intercambio en el pinch. La corriente 4 que va de 200 °C a 150 °C se agota con la corriente 3 intercambiando 12.5 MW, el MCp de la corriente 4 es menor al de la corriente 3, la temperatura de salida calculada es de 181.7 °C.

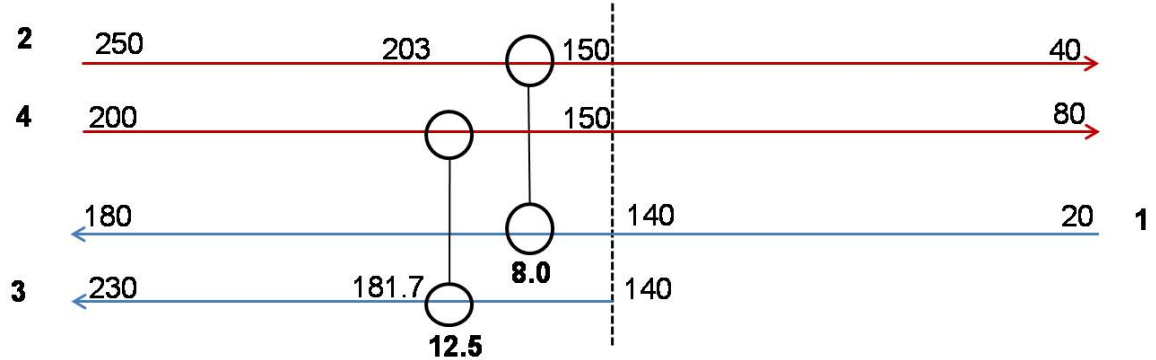


Figura B.6: Intercambio entre corriente 1 y corriente 2

La corriente 2 es la única corriente caliente que queda por agotar por lo tanto se intercambian 7 MW con el remanente de la corriente 3 quedando así satisfecha. La temperatura de salida de la corriente 3 es de 205 °C, pero la temperatura a la que tiene que llegar es 230 °C, por lo tanto, se usan los servicios de calentamiento que son 7.5 MW agotando la corriente 3.

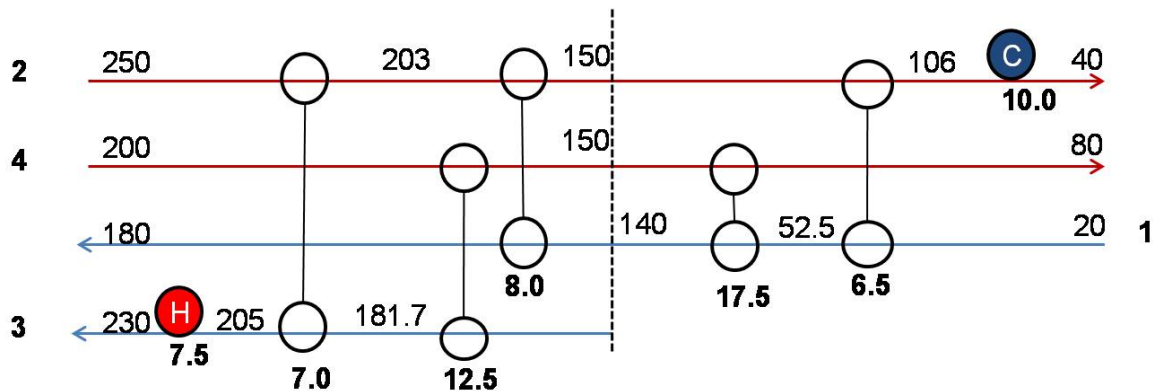


Figura B.7: Red de intercambiadores de calor

Por debajo del pinch la corriente 1 intercambia 17.5 MW con la corriente 4 agotando ésta ($MCp_1 \leq MCp_4$). La temperatura de entrada de 1 es de 52.5 °C y se agota con la corriente 2 intercambiando 6.5 MW para llegar a su temperatura objetivo de 20 °C. Se observa que el MCp de la corriente 2 que es de 0.15 MW/°C es menor al MCp de 1 que es de 2 MW/°C pero los criterios de factibilidad se

aplican para los intercambio en el pinch, la zona pinch de la corriente 1 es en 140 °C y ahí se tiene que cumplir el criterio. La tempeatura de salida de la corriente 2 es de 106.7 °C y se agota con 10MW de servicio de enfriamiento hatas llegar a 40 °C.

La figura B.6 es la red de intercambio que se genera del ejemplo. Una vez elaborada se calcula el mínimo numero de unidades y se trazan ciclos y rutas energéticas para reducir el número de equipos, en caso de ser necesario. Para obtener una red de intercambio eficientes se debe considerar aspectos energéticos, económicos (optimización en área) y de factibilidad.

B.1 Rediseño de la red de inetrcambiadores

El rediseño de la red esta enfocado principalmente a criterios de costo, quitar un intercambiador de la red o modificar el ΔT mínimo tiene un aporte en eficiencia, pueden reducir la inversión económica en equipos y disminuir el tiempo de retorno de inversión.

El número de intercambiadores mínimo es la suma de los intercambiadores de arriba y de abajao del pinch.

$$NI = NIAP + NIBP \quad (B.6)$$

$$NIAP = NsA + NcA - 1 \quad (B.7)$$

$$NIBP = NsB + NcB - 1 \quad (B.8)$$

Donde:

NI: Número de Inrecambiadores

NIAP: Número de Intercambiadores Arriba del Pinch

NIBP: Número de Intercambiadores Abajo del Pinch

NsA: Número de servicios auxiliares por arriba del Pinch

NcA: Número de corrientes calientes y frías por arriba del Pinch

NsB: Número de servicios auxiliares por abajo del Pinch

NcB: Número de corrientes calientes y frías por arriba del Pinch

Si el total de intercambiadores en la red es mayor al Número de intercambiadores calculados significa que hay un excedente de unidades y por lo tanto existen ciclos o rutas en la red. Estos se deben eliminar para obtener una reducción en el área al tener menos intercambiadores o la reducción de la complejidad de la red. La trayectoria es la ruta donde las cargas térmicas se van a sumar o restar para eliminar un intercambiador, en la red de intercambio se hallan dos tipos de trayectorias los ciclos (lazo cerrado¹) y las rutas (lazo abierto²). La figura B.7 muestra el ejemplo de una red con lazo cerrado y la figura B.8 muestra el ejemplo de una red con lazo abierto.

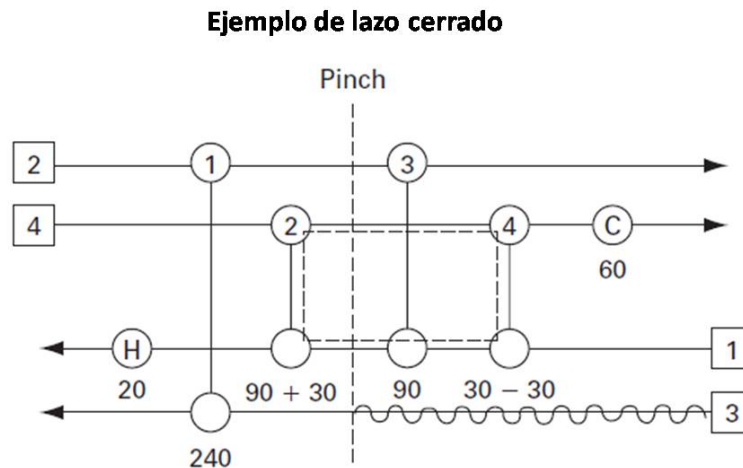


Figura B.8: Red de intercambiadores de calor lazo cerrado

¹Ciclo: Trayectoria que se marca con una línea imaginaria en una red la cual inicia en un intercambiador y termina en éste cerrando así el ciclo y se denomina lazo cerrado.

²Ruta: Trayectoria que se marca con una línea imaginaria en una red que inicia en un servicio y termina en otro y se denomina lazo abierto.

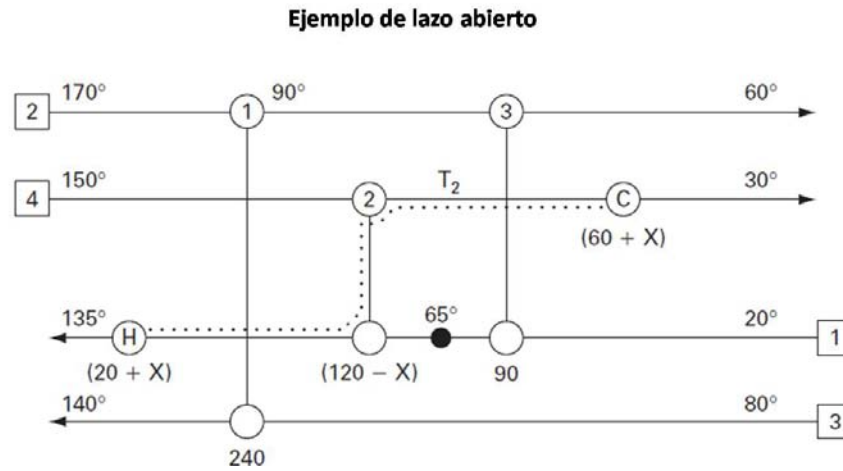


Figura B.9: Red de intercambiadores de calor lazo abierto

La existencia de un rediseño depende de la flexibilidad del proceso, es decir, si el proceso permite integración y modificación de equipos o corrientes de proceso es más factible que el método de punto de pliegue disminuya el uso de servicios auxiliares. La modificación e integración de equipos o corrientes de proceso depende de aspectos económicos, existirán ocasiones donde un rediseño genere un costo mayor al gasto económico en servicios auxiliares.

El rediseño va a requerir un aumento de área, la factibilidad de este aumento se determina con la curva área vs energía. Esta curva representa el área que se requiere para la energía de servicios auxiliares a un valor de ΔT_m y se denomina curva target. La relación entre el área mínima y el área real (Ec. B.9) de la red pueden usarse para construir una curva auxiliar que conserve una proporción constante a la que se denomina curva alfa (Jiménez, 2003).

$$\alpha = \left(\frac{AT_x}{A_x} \right) * EE \quad (B.9)$$

Donde:

α : Valor de alfa.

AT_x : Requerimiento mínimo de área

A_x : Área empleada en la red actual.

EE: Cantidad de energía de servicios auxiliares.

La figura B.10 presenta el gráfico área vs energía y cuatro regiones en las cuales dos zonas son poco factibles, una zona no es factible y una zona es factible. La zona de factibilidad empieza del punto generado por el área existente y se encuentra localizada entre la curva de área y requerimientos mínimos de servicios, y la curva alfa constante.

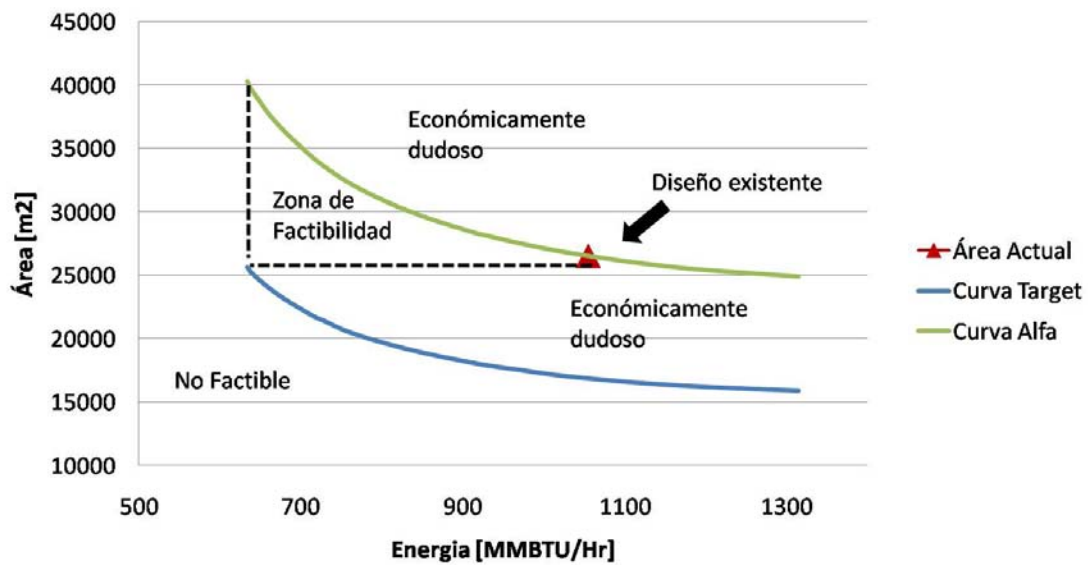


Figura B.10: Gráfico de área vs energía para criterios de factibilidad

Además de el gráfico de área vs energía otros criterios que se toman en cuenta para un rediseño es la estimación de ahorro económico por la disminución de energía consumida en servicios auxiliares, y la inversión que se requiere para los nuevos equipos que se integran a la red.

Apéndice C

Símbolos

1. T_e : Temperatura que tiene la corriente de proceso antes del intercambio.
2. T_s : Temperatura que tiene la corriente de proceso después del intercambio.
3. MW: Mega Watts
4. MC_p : Producto masa por capacidad calorífica.
5. NI: Número de Intercambiadores
6. NIAP: Número de Intercambiadores Arriba del Pinch
7. NIBP: Número de Intercambiadores Abajo del Pinch
8. N_{sA} : Número de servicios auxiliares por arriba del Pinch
9. N_{cA} : Número de corrientes calientes y frías por arriba del Pinch
10. N_{sB} : Número de servicios auxiliares por abajo del Pinch
11. N_{cB} : Número de corrientes calientes y frías por arriba del Pinch
12. BDP: Barriles por día
13. BPM: Barriles por minuto

14. PR: Modelo Peng Robinson

15. R: Función Reciclo de ASPEN-HYSYS

Apéndice D

Bibliografía

- * Cardozo V (2012 14 de Marzo) Tuvo México ingresos por 7 mil 846 mdd por exportación de petróleo en 2 meses *La Jornada*
- * Pemex Refinación (1998a) El proyecto Cadereyta 2000. Octanaje No. 19
- * Pemex Refinación (1998b) La Refinería de Salamanca. Octanaje No. 20
- * Pemex Refinación (1999a) La primera refinería de Latinoamérica Refinería Gral. Lázaro Cárdenas. Octanaje No. 23
- * Pemex Refinación (1999b) La Refinería Ing. Antonio Dovalí Jaime en Salina Cruz, Oaxaca. Octanaje No. 22
- * Pemex Refinación (1999c) Refinería Francisco I. Madero. Octanaje No. 21
- * Martínez L. (1998c) La Refinería Miguel Hidalgo Octanaje No. 17
- * Pemex (2013a), Petróleo Crudo. Última modificación 08/10/2013 9:25, http://www.pemex.com/productos/petroleo_crudo/Paginas/default.aspx#.UtjLyTf
- * Rosas Jaramillo J. A. (1997) Gasolinas. Octanaje No. 17
- * Linnhoff B and Hindmarsh E (1983) The Pinch Design Method of Heat Exchanger Networks, Chem Eng Sci.

-
- * Bazúa Rueda E. R (2013) Asignatura: Uso eficiente de energía. Notas de clase Método de punto de pliegue
 - * Rivera Toledo M (n.d). Redes de intercambio de calor método heurístico. Universidad Iberoamericana
 - * Kemp I. C. (2007) Pinch Analysis and Process Integration. Burlington, MA. Elsevier
 - * Smith R. (2005) Chemical Process Design and Integration. West Sussex, England. John Wiley & Sons Ltd.
 - * Grande Mejía G. (1997). Integración Térmica y reducción de efluentes contaminantes en unidades de destilación del crudo de la Refinería de tula Hidalgo, Tesis de maestría, Universidad Autónoma de México.
 - * Ocampo Barrera R. (1992). Aplicación de la síntesis y Simulación de Procesos al mejoramiento del la Planta de destilación atmosférica Tula II. Tesis de licenciatura, Universidad Autónoma de México.
 - * Alvarado Chi C. E. (2011). Aplicación de la integración de procesos para el mejoramiento de la unidad atmosférica y de vacío No. 2 de la Refinería Miguel Hidalgo en lo referente a la reducción del consumo energético y el impacto ambiental. Tesis de maestría, Universidad Autónoma de México.
 - * Jiménez Gutiérrez A. (2005). Diseño de Prcesos en Ingeniería-Química. Celaya Guanajuato, México. Reverté.
 - * Aspen Technology, Inc. (2009) Aspen Energy Analyzer Reference Guide. Burlington, MA.
 - * Aspen Technology, Inc. (2009) Aspen Energy Analyzer Tutorial Guide. Burlington, MA.
 - * Anuario estadístico (2013), Pemex.

- * Introducción a las normas en español del American Petroleum Institute (API) (2012), Marcelo Remotti, David Meja. CNH.
- * Refinería Miguel Hidalgo Subtca. Gral. de Operación Sector Operativo No. 7 Planta Primaria No. 2, Manual de Operaciones. Pemex.