

ANÁLISIS Y EVALUACIÓN DE INTEGRACIÓN TÉRMICA DE LAS CORRIENTES
DE PROCESO DE LA UNIDAD DE RUPTURA CATALÍTICA DE
ECOPETROL GERENCIA REFINERÍA DE CARTAGENA
UTILIZANDO LA METODOLOGÍA PINCH

CARLOS MARIO RÍOS HURTADO

ROGELIO GRISALES RINCÓN

UNIVERSIDAD NACIONAL DE COLOMBIA SEDE MANIZALES
FACULTAD DE INGENIERÍA Y ARQUITECTURA
INGENIERÍA QUÍMICA
2003

ANÁLISIS Y EVALUACIÓN DE INTEGRACIÓN TÉRMICA DE LAS CORRIENTES
DE PROCESO DE LA UNIDAD DE RUPTURA CATALÍTICA DE
ECOPETROL GERENCIA REFINERÍA DE CARTAGENA
UTILIZANDO LA METODOLOGÍA PINCH

CARLOS MARIO RÍOS HURTADO
CÓDIGO: 397554

LINEA DE PROFUNDIZACIÓN EN
PROCESOS QUÍMICOS, CATALÍTICOS Y BIOTECNOLÓGICOS

ROGELIO GRISALES RINCÓN
CÓDIGO: 397524

LINEA DE PROFUNDIZACIÓN EN
INGENIERÍA AMBIENTAL

MODALIDAD PASANTÍA

CARLOS ARIEL CARDONA
DIRECTOR DE TRABAJO DE GRADO

JAIRO PÁEZ CANO Y PEDRO SALAMANCA LÓPEZ
DIRECTORES AD HOC

UNIVERSIDAD NACIONAL DE COLOMBIA SEDE MANIZALES
FACULTAD DE INGENIERÍA Y ARQUITECTURA
INGENIERÍA QUÍMICA
2003

TABLA DE CONTENIDO

PÁG

GLOSARIO

1.	RESUMEN	1
2.	INTRODUCCIÓN	2
3.	OBJETIVOS	3
3.1	GENERAL	3
3.2	ESPECÍFICOS	3
4.	ALCANCE DE LOS OBJETIVOS, RESULTADOS Y CONTRIBUCIÓN ESPERADA	4
5.	MARCO TEÓRICO	5
5.1	RESEÑA HISTÓRICA DE ECOPETROL REFINERÍA DE CARTAGENA	5
5.2	DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROCESO	8
5.3	LA ESTRATEGIA DE ONION	11
5.4	OTROS MÉTODOS DE OPTIMIZACIÓN E INTEGRACIÓN E CALOR.	13
5.5	DESCRIPCIÓN DE LAS CORRIENTES ANALIZADAS	15
5.6	DESCRIPCIÓN DEL SOFTWARE EMPLEADO	17
6.	SELECCIÓN DE LAS CORRIENTES DE INTEGRACIÓN	21
6.1	RESTRICCIONES DEL PROCESO	21

7.	EXTRACCIÓN DE LOS DATOS NECESARIOS PARA EL ANÁLISIS PINCH	23
7.1	DESCRIPCIÓN GENERAL DE LA SIMULACIÓN DE LA PLANTA DE FCC	23
7.2	CLASIFICACIÓN DE LA INFORMACIÓN NECESARIA PARA ANÁLISIS PINCH	27
8.	ANÁLISIS DE LA RED DE INTERCAMBIO DE CALOR ACTUAL	35
9.	SELECCIÓN DEL $\Delta T_{\text{MÍN}}$ ÓPTIMO DEL PROCESO DE FCC PARA LA REFINERÍA DE CARTAGENA	53
9.1	EVALUACIÓN DEL COSTO TOTAL ANUALIZADO	53
9.2	MÉTODO INCREMENTAL DE EFICIENCIA DE ÁREA	71
10.	IDENTIFICACIÓN DE LAS VIOLACIONES A LAS REGLAS HEURÍSTICAS DE LA METODOLOGÍA PINCH	75
10.1	ANÁLISIS SOBRE LA PRIMER REGLA HEURÍSTICA	75
10.2	ANÁLISIS SOBRE LA SEGUNDA Y TERCERA REGLA HEURÍSTICA	78
11.	OPTIMIZACIÓN DE LA RED	81
12.	MODIFICACIONES AL PROCESO PARA EL AUMENTO EN LA GENERACIÓN DE VAPOR DE LA UNIDAD	89
12.1	SÍNTESIS DE BENEFICIOS DE LA INTEGRACIÓN	99
13.	ANÁLISIS DE FUERZA GUÍA	101
13.1	ANÁLISIS PARA LOS INTERCAMBIADORES DE LA RED DE INTERCAMBIO DE CALOR	101
13.2	ANÁLISIS PARA MEZCLAS DE CORRIENTES NO ISOTÉRMICAS.	104
14.	ANÁLISIS DE RESULTADOS	107
14.1	ANÁLISIS AMBIENTAL	110

14.2 ANÁLISIS DE LA TORRE DE AGUA ENFRIANTE	112
15. CONCLUSIONES	115
16. RECOMENDACIONES	118
BIBLIOGRAFÍA	

LISTA DE GRÁFICAS

	Pág.
Figura 5.1 Vista de ECOPETROL – GRC en sus inicios	5
Figura 5.2 Contribución de la URC al pool de gasolina	7
Figura 5.3 Diagrama general del proceso de Ruptura catalítica	10
Figura 5.4 Jerarquía en la síntesis de procesos	11
Figura 8.1 Diagrama de rejilla para la actual red de intercambio de calor en el proceso FCC. Caso base I	37
Figura 8.2 Curvas compuestas	43
Figura 8.3 Representación del consumo energético de la planta	45
Figura 8.4 Regla de cambio	46
Figura 8.5 Gran Curva Compuesta	51
Figura 9.1 Curvas Compuestas Balanceadas	61
Figura 9.2 Diagrama de costo total anualizado	69
Figura 9.3 Comportamiento del número mínimo de unidades para una red con máxima recuperación de energía	70
Figura 9.4 Comparación entre las curvas compuestas a ΔT_{\min} óptimo y ΔT_{\min} Actual	70
Figura 9.5 Inversión Vs. Beneficio	73
Figura 10.1 Representación gráfica de las violaciones a las heurísticas de la metodología Pinch sobre la red de intercambio de calor	76
Figura 10.2 Resumen de las violaciones a las heurísticas de Pinch	77
Figura 10.3 Calor transferido a través del punto Pinch	78

Figura 10.4	Representación gráfica de las violaciones a las heurísticas de la metodología Pinch sobre la red de intercambio de calor con $\Delta T_{\text{mín}}$ óptimo	80
Figura 11.1	Algoritmo para identificar cruces factibles sobre el punto Pinch	82
Figura 11.2	Algoritmo para identificar cruces factibles bajo el punto Pinch	82
Figura 12.1	Esquema de la propuesta planteada	92
Figura 12.2	Opciones de cambios topológicos en el software SPRINT	92
Figura 13.1	Análisis de fuerza guía para intercambiadores de proceso	102
Figura 13.2	Análisis de fuerza guía para intercambiadores con servicios de vapor	103
Figura 13.3	Análisis de fuerza guía para intercambiadores con servicios de enfriamiento	104
Figura 13.4	Análisis de fuerza guía para mezclas no isotérmicas	105

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 8.1 Cambios entálpicos de las corrientes analizadas	38
Tabla 8.2 Requerimientos de vapor de 140 psig en la planta FCC	39
Tabla 8.3 Datos para la curva compuesta caliente	41
Tabla 8.4 Datos para la curva compuesta fría	42
Tabla 8.5 Requerimientos de agua de enfriamiento en la planta de FCC	43
Tabla 8.6 Temperaturas desplazadas aplicando la “regla de cambio”	47
Tabla 8.7 Tabla problema	47
Tabla 8.8 Cascada de mínima energía	49
Tabla 9.1 Información económica necesaria para el análisis Pinch	54
Tabla 9.2 Condiciones de suministro de los servicios industriales	55
Tabla 9.3 Costos de los servicios industriales	57
Tabla 9.4 Datos para la curva compuesta balanceada caliente	59
Tabla 9.5 Datos para la curva compuesta balanceada fría	60
Tabla 9.6 Intervalos de entalpía para la determinación del área	62
Tabla 9.7 Cálculo del área contracorriente	64
Tabla 9.8 Resumen de los resultados esperados con un ΔT_{\min} óptimo	73
Tabla 11.1 Alternativas para la adición del primer equipo a la red de intercambio de calor actual	83
Tabla 11.2 Alternativas para la adición del intercambiador #28 a la red de intercambio de calor actual	85
Tabla 11.3 Alternativas para la adición del intercambiador 29 a la red de intercambio de calor actual	87

Tabla 11.4	Resumen de las alternativas propuestas	87
Tabla 12.1	Presiones de diseño para los equipos disponibles	90
Tabla 12.2	Resumen económico para el retrofit 1	94
Tabla 12.3	Resultados de la modificación	95
Tabla 12.4	Resumen económico	96
Tabla 12.5	Resumen económico para el retrofit 2	96
Tabla 12.6	Resultados de la modificación	97
Tabla 12.7	Resumen económico para el retrofit 3	98
Tabla 12.8	Resumen económico para el retrofit 3	98
Tabla 12.9	Resumen económico para la optimización de la nueva red	99
Tabla 12.10	Resumen económico para la optimización de la nueva red	99
Tabla 12.11	Beneficios económicos sin generación de vapor	99
Tabla 12.12	Beneficios con generación de vapor	100
Tabla 14.1	Resultados de la simulación de los equipos VR-E-2 y VR-E-6	109
Tabla 14.2	Cambios sobre la simulación de los equipos VR-E-2 y VR-E-6	110
Tabla 14.3	Temperaturas TAE II	114
Tabla 14.4	Flujos TAE II	114

GLOSARIO

ABSORBEDORAS (PRIMARIA Y SECUNDARIA O ESPONJA): Columnas de separación de gases en la planta de gas también llamadas desetanizadoras. La carga es gasolina de la cima de la fraccionadora principal. El propósito es separar los gases de C₂ del resto de la corriente y prevenir las pérdidas de PP hacia el gas seco.

BCR: Bottom Circulating Reflux. El Reflujo circulante de fondos es el mismo circuito de Slurry, empleado para des-supercaletar y enfriar la entrada a la fraccionadora de los vapores calientes provenientes del Reactor.

BENCHMARKING: Proceso sistemático y continuo para evaluar los productos, servicios y procesos de trabajo de las organizaciones que son reconocidas como representantes de las mejores prácticas, con el propósito de realizar mejoras organizacionales.

CRACKING CATALÍTICO EN LECHO FLUIDIZADO: Proceso que típicamente “crackea” cargas típicas de gasóleos pesados en materiales más ligeros, haciendo uso de un catalizador y sin la adición de hidrógeno gaseoso durante el proceso de cracking. El proceso se da en la Unidad de Cracking Catalítico en lecho fluidizado (FCCU).

CURVAS COMPUESTAS: Diagramas Temperatura – Entalpía para todas las corrientes frías o calientes del proceso.

DEBUTANIZADORA: Columna de separación de Gasolina Liviana y GLP o carga a la unidad de polimerización. En esta gasolina se controla la Presión de Vapor de Reid de la Gasolina Producto de la Planta.

DESPOJADORA: El despojo consiste en la separación de un gas disuelto en un líquido, hacia una corriente gaseosa. Es en efecto, la operación inversa a la absorción. La columna despojadora remueve los productos livianos (más livianos que C₃) más el H₂S presente en las corrientes de gas y líquido procedentes de la URC.

FRACCIONADORA: Columna de destilación de la corriente de producto de la FCCU. Típicamente se producen cuatro corrientes de producto: SLURRY, HCO, LCO y la Corriente de Cima. En la refinería de Cartagena se produce además Gasolina Pesada y próximamente se va a producir HCO.

GAS SECO: Uno de los productos de la Unidad de Cracking Catalítico en lecho fluidizado. Es una mezcla de Metano, Etano, Etileno, Hidrógeno, Sulfuro de hidrógeno y algunos inertes, principalmente el Nitrógeno. Este producto es separado en la cima de la torre absorbadora secundaria y posteriormente en la torre esponja.

GASOLINA DE URC: La fracción de craqueo catalítico de escala de ebullición de C5-430°F (Punto Real de Ebullición). Se denomina también “Gasolina Estabilizada” y tiene una RVP de 10 psig.

GASOLINA: La gasolina como todo producto derivado del petróleo es una mezcla de hidrocarburos cuyas propiedades de octanaje y volatilidad proporcionan al motor del vehículo un arranque fácil en frío, una potencia máxima durante la aceleración, la no dilución del aceite y un funcionamiento normal y silencioso bajo las condiciones de operación del motor.

GRAN CURVA COMPUESTA: Diagrama Flujo de calor vs. Temperatura que representa la cascada de energía del proceso.

GRAVEDAD API DEL CRUDO: Es la forma de caracterizar los productos del petróleo creada por el Instituto Americano del Petróleo dada por la relación entre masa y volumen de un crudo. Entre mayor sea el valor del API es una indicación de que el producto es mas liviano.

HEN: Heat Exchanger Network. Red de intercambio de calor formada por intercambiadores de proceso, enfriadores y intercambiadores de servicios calientes.

MCR: Abreviatura para el reflujo circulante medio el cual es un circuito tomado de la sección media de la fraccionadora. Su propósito es controlar la temperatura en esta sección, el punto de separación entre el LCO y el HCO y el punto final de ebullición del aceite liviano de ciclo.

MER: Máxima recuperación de calor en una red de intercambio de calor para un valor de ΔT_{\min} seleccionado.

MÉTODO PINCH: Método de diseño de redes de intercambio de calor “óptimas” basado en la solución de los cuellos de botella inherentes al punto Pinch.

MDO: Sistema de monitoreo de desempeño operacional.

MON: Motor Octane Number. Número de Octano del Motor que se representa se obtiene mediante una corrida de prueba en una máquina operada a una velocidad de 900 revoluciones por minuto y con una temperatura de entrada de aire de 149 °C.

NAFTA: Cualquiera de la gran cantidad de destilados livianos del petróleo, generalmente en la escala de ebullición C5- 450°F.

OCTANAJE: Octanaje o número de octano es una medida de la calidad y capacidad de las gasolinas para evitar las detonaciones y explosiones en las máquinas de combustión interna,

de tal manera que se libere o se produzca la máxima cantidad de energía útil. Para determinar la calidad antidetonante de una gasolina, se efectúan corridas de prueba en un motor, de donde se obtienen dos parámetros diferentes: MON Y RON.

PAYBACK: Período de retorno de la inversión.

PI: El sistema de información de planta (PI System) es un software compuesto por módulos que monitorean y analizan la planta en tiempo real, su principal componente es el PI System Data Archive que recolecta, almacena y recupera datos numéricos y de cadenas; además actúa como servidor para aplicaciones clientes de Microsoft Windows de donde se pueden ver los datos almacenados en el sistema de toda la planta. El sistema PI es multiplataforma y corre en varias computadoras al mismo tiempo, en las cuales es necesario utilizar herramientas de comunicación como PI-API y PINet/VMS y así formar una arquitectura de recolección de datos distribuidos.

PINCH: Punto de máxima aproximación entre las curvas compuestas, correspondiente a un flujo de calor nulo sobre la cascada de mínima energía.

PLANTA DE GAS: Conjunto de columnas de destilación aguas abajo de la columna fraccionadora. Sirve para dividir la corriente de cima de la fraccionadora en Gas Seco, PP, BB y Gasolina.

REFINERÍA: Complejo de instalaciones en el que el petróleo crudo se separa en fracciones ligeras y pesadas, las cuales se convierten en productos aprovechables e insumos para la industria petroquímica.

RETROFIT, RETROFFITING: Reordenamiento o reestructuración de una red de intercambio de calor por medio de un estudio de Integración Térmica.

RON: Research Octane Number. Medida de la resistencia a la pre-ignición (que conduce al golpeteo) de una gasolina. El Número de Octano se determina mediante una corrida de prueba en una máquina operada a una velocidad de 600 revoluciones por minuto y una temperatura de entrada de aire de 51.7 °C.

RPV: “Reid Pressure Vapor”. Presión de vapor de Reid. Ensayo de laboratorio en el cual se mide la presión de vapor de una Nafta (generalmente Gasolina) a 100 °F. Es importante para determinar las características de ignición de combustibles para motores, así como para la seguridad de transporte y almacenamiento y además para conocer la tendencia a la formación de vapores por trabas en sistemas de gasolina. En la URC se controla en 10 psig (70 kPa) en la corriente de fondos de la Torre Desbutanizadora FL-T-601.

SLURRY: Producto de fondo en la fraccionadora principal de la FCCU, normalmente ebulle por encima de 842 °F (450 °C). Recibe el nombre de SLURRY debido a que contiene

una gran parte de las partículas de catalizador que han escapado con los productos de la reacción de cracking.

STEAM M.P (VAPOR M.P.): Vapor de media presión generado en la refinería aproximadamente a 145 psig.

TARGET: Objetivo, Blanco. Es la información de salida de temperaturas, flujos de calor, área que deben ser alcanzados durante la integración térmica de la URC.

TCR: Reflujo circulante de cima de la torre fraccionadora. Sirve para generar reflujo en esta sección (en el punto de separación entre LCO y gasolina), controlar la temperatura en esta zona y el punto final de ebullición de la gasolina.

TRATAMIENTO CON AMINA: Tratamiento de gases con MEA para remover Sulfuro de hidrógeno (y COS) de las corrientes de gas seco y PP.

WET GAS COMPRESSOR: Equipo ubicado aguas abajo de la cima de la fraccionadora principal. Es usado para comprimir el Gas Húmedo desde aproximadamente 1 barg (14.5 psig), hasta 20 barg (290 psig), para luego separarse en las secciones de absorción y despojo de la planta de gas. El compresor de gas está compuesto típicamente por dos etapas de compresión.

WET GAS: Nombre utilizado para referirse a la mezcla de gas que es comprimida en el “Wet Gas Compressor” (Compresor de gas húmedo), para la separación adicional en la planta de gas. El gas húmedo es una mezcla de gases de C3's, C4's, C2 e inertes tales como el nitrógeno.

DT_{mín}: Diferencia mínima de temperatura de una red de intercambio de calor < °F >.

SIGLAS UTILIZADAS

BARRIL (BARREL - BBL): Medida estándar para hidrocarburos líquidos. Un barril equivale a 35 galones imperiales, 42 galones US, ó 159 litros.

BB: Butanos y butenos.

BFW: Boiler Feed Water. Agua saturada de alimentación a las calderas.

BTU: Unidad Térmica Británica.

DCS: Distributed Control System. Sistema de Control Distribuido.

E&L: Energy and Lost. Módulo de energía y pérdidas.

F*Cp: Flujo de capacidad calorífica.

FCC: Cracking Catalítico sobre lecho Fluidizado.

GLP: Gas Licuado de Petróleo.

GRC: Gerencia Refinería de Cartagena.

HCO: Aceite Pesado de Ciclo (Gasóleo pesado).

HMR: Sigla de Hydrocarbon Management Review para referirse al módulo de optimización de SHELL en el cual se hizo una revisión al manejo de los hidrocarburos de esta refinería.

ICP: Instituto Colombiano de Petróleo.

Kbd: Kilobarriles / día.

LCO: Aceite Liviano de Ciclo.

MEA: Mono Etanol-amina.

MMBTU (MBTU): Millones de unidades térmicas Británicas

PFI: Propuesta de Mejoramiento.

PP: Propano y propeno.

SCW: Stream Cold Water. Corriente de agua dulce de enfriamiento.

SGS: Shell global Solutions.

SEA SCW: Sea Stream Cold Water. Corriente de agua enfriante de mar.

TAE II: Torre de Agua Enfriante de la URC.

TEA: Torre de Emisiones Atmosféricas.

U_C: Coeficiente global limpio.

TEMA: Tubular Exchanger Manufacturers Association, Inc.

U_D : Coeficiente global de obstrucción o de servicio.

UDC: Unidad de Destilación Combinada.

UMIST: Instituto de Ciencia y Tecnología de la Universidad de Manchester.

UOP: Universal Oil Products Co.

URC: Unidad de Ruptura Catalítica.

USI: Unidad de Servicios Industriales.

UVR: Unidad Viscorreductora.

\$US: Costo en dólares estadounidenses.

1. RESUMEN

El proceso de cracking catalítico en lecho fluidizado de la refinería de Cartagena se efectúa en una planta EXXON (modelo IV) diseñada en 1.955. En 1.999 las secciones de recuperación de vapores y despojo fueron modificadas implementando la tecnología UOP. Sin embargo, las secciones de reacción, regeneración y fraccionamiento primario conservan su diseño inicial, lo que convierte a la planta de FCC en una unidad apropiada para la aplicación de la tecnología Pinch con la intención de obtener una mejor recuperación del calor en toda la planta y un mínimo requerimiento de servicios externos de calentamiento y enfriamiento.

Se plantea entonces la integración de energía en la planta de ruptura catalítica mediante el análisis de diversas alternativas y la evaluación de ellas, con el fin de obtener el diseño de la red de intercambio de calor con mínimos consumos energéticos que genere a su vez los mínimos costos totales para ECOPETROL - GRC.

ABSTRACT

It's proposing the heat integration by retrofit in the fluid catalytic cracking process of Cartagena refinery Ecopetrol through the application of pinch technology, with the aim of obtaining a better recovery of heat all over the plant and a minimum requirement of external services of heating and cooling. Such methodology is based on thermodynamic analyses and algorithms through which it is possible to design an optimal heat exchange network. To assess an already existing one and to propose new heat exchange networks alternatives through feasible combinations of the process and service currents aiming at developing a strategy of operational expense decreasing bringing down the consumption of energy and generating, in turn, the minimum total expenses for ECOPETROL.

The total savings are US \$ 770.000 and a payback period of 6 months, turn the FCC plant into an appropriate unit to carry out the heat integration through structured techniques such as Pinch Technology.

2. INTRODUCCIÓN

Debido a que el petróleo es una fuente no renovable de energía, las compañías de refinación y en especial la Empresa Colombiana de Petróleos ECOPETROL son concientes de la importancia que reviste la optimización de la transferencia de energía en estos procesos.

La Unidad de Ruptura Catalítica de la Refinería de Cartagena efectúa diferentes procesos de separación entre los que se encuentran fraccionamiento, absorción y despojo, los cuales tienen altos requerimientos de calentamiento y enfriamiento. Con el fin de lograr la máxima recuperación del calor de estos procesos, han surgido técnicas de integración térmica como la tecnología Pinch, basada en análisis termodinámicos y algoritmos de cálculo por medio de los cuales es posible diseñar una red de intercambio de calor óptima, evaluar una instalación ya existente y/o proponer nuevas alternativas de HEN mediante combinaciones viables de las corrientes de proceso y de servicio en la búsqueda de minimizar el consumo de energía. A nivel mundial, los beneficios reportados después de su implementación han sido bastante significativos principalmente en la industria de refinación del Petróleo.

En la Unidad de Ruptura Catalítica gran cantidad de la energía se pierde hacia la atmósfera, principalmente a través de los gases residuales del proceso de combustión en el regenerador y en el enfriamiento del agua de servicio utilizada principalmente como medio de remoción del calor para las corrientes asociadas a la Torre de Fraccionamiento principal y para las corrientes que hacen parte de la sección de separación y recuperación de productos livianos. Es en este último caso donde se plantea el estudio de integración térmica en la refinería de Cartagena mediante tecnología Pinch.

3. OBJETIVOS

3.1 OBJETIVO GENERAL

- ◇ Desarrollar una estrategia de disminución de los costos operativos mediante la integración térmica del proceso de ruptura catalítica en la refinería de Cartagena.

3.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- ◇ Analizar el sistema actual de recuperación de calor en la planta de FCC.
- ◇ Proponer alternativas a la red de intercambio de calor existente que logren una mayor eficiencia térmica, sean aceptables industrialmente y reduzcan los gastos que involucran las pérdidas de calor.
- ◇ Diseñar la red de intercambio de calor con consumos energéticos mínimos que genere los mínimos costos totales.
- ◇ Evaluar los costos de las inversiones requeridas, los ingresos por la recuperación del calor y el tiempo de retorno del capital.

4. ALCANCES DE LOS OBJETIVOS, RESULTADOS Y CONTRIBUCIÓN ESPERADA

- ◇ Diagnóstico energético y balance térmico del proceso FCC mediante análisis Pinch.
- ◇ Evaluación de los costos generados por las pérdidas actuales de calor.
- ◇ Integración térmica en la planta de FCC y evaluación económica.

5. MARCO TEÓRICO

5.1 RESEÑA HISTÓRICA DE ECOPETROL REFINERÍA DE CARTAGENA

En los años cincuenta, cuando la **Internacional Petroleum Co. Ltda.** se comprometió a construir una refinería en el norte de Colombia para atender los requerimientos de esta vasta región y los del occidente Colombiano, se eligió, para su ubicación, a la ciudad de Cartagena y concretamente el área de Mamonal.

Esta decisión se tomó teniendo en cuenta la existencia del terminal del oleoducto de la **Andian National Corporation**, hoy terminal de Refinería, las facilidades portuarias de la Bahía y su proximidad a la ciudad.

Es así como el 7 de diciembre de 1.957 se inauguró la Refinería de Cartagena¹, después de varios meses de intensivos trabajos con un costo total de 33 millones de dólares. (Ver Figura 5.1).



Figura 5.1. Vista de ECOPETROL - GRC en sus inicios, tomada de la intranet de la refinería [52].

¹ La refinería contó con una planta de FCC EXXON modelo IV, diseñada en 1.955 para INTERCOL con una capacidad de 13.000 Barriles/día.

En 1974 ECOPETROL adquirió la Refinería a un precio de 35 millones de dólares incluyendo el valor del 40% de las acciones del Oleoducto del Pacífico, perteneciente también a INTERCOL.

Una vez establecida la Refinería, se facilitó el desarrollo de un grupo de empresas que encontraron una fuente de materias primas en los productos y subproductos de la refinación, desarrollándose así el área de Mamonal como zona industrial.

Inicialmente, la Refinería fue construida con una capacidad de 26300 barriles/día. Mediante algunos proyectos de optimización, la capacidad efectiva fue elevada hasta 28 Kb/día y, posteriormente, en 1962, se instaló un nuevo horno atmosférico, con el cual se incrementó la capacidad a 33.2 Kb/día.

En 1964, se instaló un horno adicional de vacío con sus facilidades, aumentando nuevamente la capacidad de refinación a 42 Kb/día y luego, mejoramientos en la operación de la Unidad de crudo y la instalación de facilidades para quemar gas en los hornos, hicieron posible el incremento de la carga hasta el nivel de 50 Kb/día.

Luego, a manos de ECOPETROL en 1983, la refinería dió un nuevo salto al aumentar su capacidad de refinación hasta 70.7 Kbd en la planta de Destilación Combinada-Crudo, 29 Kbd en la Unidad de Ruptura Catalítica y 5.8 Kbd en la Planta de Polimerización. Adicionalmente, en la misma expansión, se construyó la Planta Viscosreductora con capacidad de 20 Kbd, se montó la primera Torre de Agua Enfriante que procesa 35.000 galones por minuto y la Unidad Desmineralizadora de Agua que trata 450 gpm, entre otras facilidades. Estas especificaciones son, básicamente, las que ha manejado la refinería desde entonces, modificando tan sólo la carga de crudo en 1996, cuando gracias a una optimización del tren de precalentamiento y una modificación menor a la Torre de Destilación Atmosférica se llevó la capacidad de la planta a un promedio de 75 Kb/día.

En 1999 se introdujeron algunas piezas de tecnología moderna UOP dentro de la URC modelo IV que consistió de un compresor de gas húmedo, absorbidora primaria, torre despojadora y el tambor de alta presión. Esta planta produce gasolina de alto octanaje (R.O.N 93), lo que contribuye a elevar el pool de la gasolina (Ver Figura 5.2).

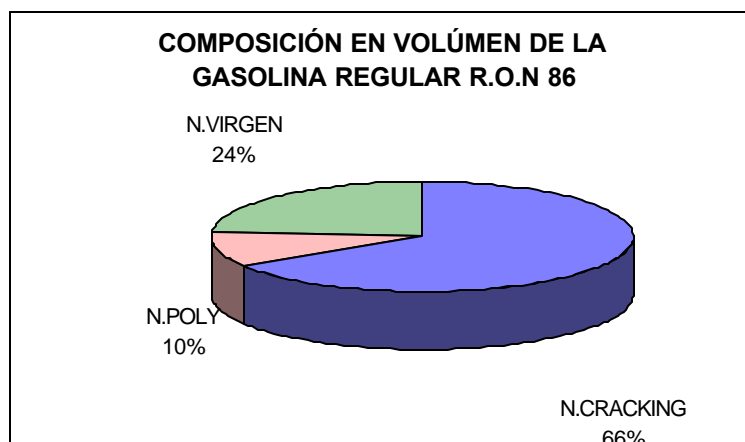


Figura 5.2. Contribución de la URC al pool de gasolina.

La zona industrial Mamonal, ubicada a media hora de Cartagena, cuenta hoy con más de 60 plantas, seis de las cuales pertenecen a empresas que figuran entre las 100 más grandes del País (ECOPETROL, MÓBIL DE COLOMBIA, ESSO COLOMBIANA, TEXACO, PETROQUÍMICA COLOMBIANA y PROPILCO).

5.2 DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROCESO

La planta de Cracking catalítico de la refinería de Cartagena consiste de tres secciones, precalentamiento y reacción, fraccionamiento y recuperación de productos livianos. La planta está diseñada para operar con una rata de carga fresca de 29.000 barriles/día y obtener una conversión del 78% en volumen líquido sobre la carga utilizando un catalizador zeolítico (Cobra 77 Poremax). La unidad tiene flexibilidad para operar con la carga proveniente de la Torre Atmosférica, de la Torre de Vacío, de la Viscorreductora o con carga fría proveniente de tanques.

La torre fraccionadora está diseñada para dar un producto de cima cuyo punto final de ebullición es menor de 300 °F, nafta pesada cuyo rango de destilación está entre 300 °F y 430 °F, aceite de ciclo entre 430 °F y 732 °F y un producto de fondos (Slurry o Arroto) con PFE mayor a 732 °F.

El producto de cima se enfría y se separa en gas y destilado de baja presión. El gas de baja presión se envía al sistema de compresión de gases. El destilado de baja presión pasa a la torre absorbidora primaria en la sección de productos livianos. El aceite liviano de ciclo se despoja, se enfría y se almacena.

Una parte de la nafta pesada, se despoja y se envía a tratamiento y la otra parte se envía como medio absorbente a la torre esponja en la sección de productos livianos.

Los fondos se enfrían generando vapor de media presión, luego se separa y una parte es enviada como Slurry producto y el resto retorna a la columna. Se usan tres reflujos para remover el calor necesario de la torre, el reflujo circulante de Slurry, el reflujo circulante de gasóleo pesado del cual próximamente se sacará una fracción como producto y el reflujo circulante de cima. Parte de las necesidades de calor en la planta de productos livianos es suministrada por el caudal de reflujo circulante de gasóleo, alimentando el rehervidor de la torre desbutanizadora y el de la absorbidora primaria. El resto de calor necesario en la planta es suministrado por el vapor proveniente de la Planta de Servicios Industriales mientras que la torre de enfriamiento TAE II proporciona el agua de enfriamiento necesario en el proceso.

5.2.1 Descripción de la sección de reacción y compresión de gases: La carga fresca de gasóleo se bombea a los inyectores de aceite de la unidad. La carga se vaporiza al ponerse en contacto con el catalizador caliente. Esta mezcla de vapores de hidrocarburo y catalizador pasan a través de la rejilla del reactor hacia la fase densa del reactor y los productos de la reacción se desprenden del catalizador y pasan por el juego de ciclones de doble etapa. El catalizador recuperado en los ciclones se devuelve a la fase densa del

reactor. La presión sobre el sistema es de 25 psig. El catalizador gastado sale del reactor pasando por un despojador donde se despoja por la acción del vapor. De allí el catalizador fluye a través del tubo en U y del elevador de catalizador gastado a la fase densa del regenerador. La rata de flujo de catalizador la determina la cantidad de aire que se inyecta en el turboelevador. El carbón o coque depositado sobre el catalizador sufre una reacción de combustión en el regenerador con el fin de devolverle su actividad, el catalizador regenerado se vierte a un pozo de rebose y se circula de nuevo al reactor por el tubo en U de catalizador regenerado y por el elevador de carga.

El gas de combustión del regenerador pasa por el juego de ciclones recogiendo las partículas arrastradas por el gas y devolviéndolas a la fase densa. El gas de combustión se encuentra a 1300-1350°F y bajo 23,4 psig de presión. La temperatura del gas se reduce hasta 1130°F mediante los rociadores de la cámara plena y se expulsan a la atmósfera. La presión sobre el regenerador es controlada con el fin de mantener una diferencial de presión constante entre el reactor y el regenerador.

El proceso de concentración de gases consiste en la separación del gas limpio no condensable de los demás componentes pesados. Para esta separación primaria se utiliza un sistema de Absorción – Despojo. El gas total proveniente de la cima de la torre fraccionadora debe ser comprimido y enfriado antes de entrar al sistema de Absorción-despojo. El diagrama general del proceso se muestra sobre la figura 5.3.

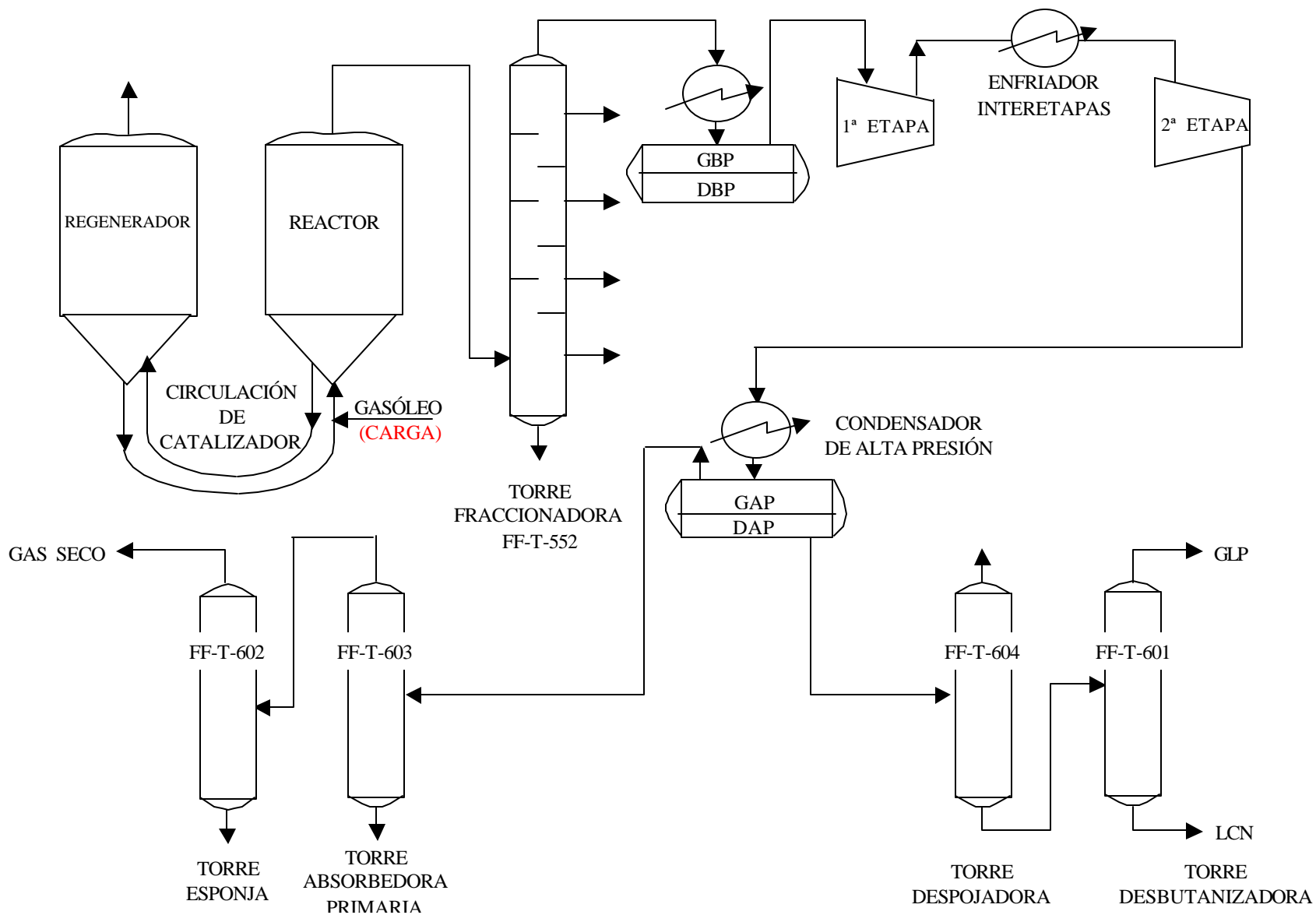


Figura 5.3. Diagrama General del proceso de Ruptura catalítica.

5.3 LA ESTRATEGIA DE ONION

La optimización de una planta existente es un problema complejo, ya que siempre existen interacciones entre las unidades que forman el proceso que hacen imposible abordar el diseño de cada una de estas unidades de forma individual. La filosofía “Onion” mostrada en la Figura 5.4, proporciona una metodología estructurada para enfrentarse a este problema de diseño.

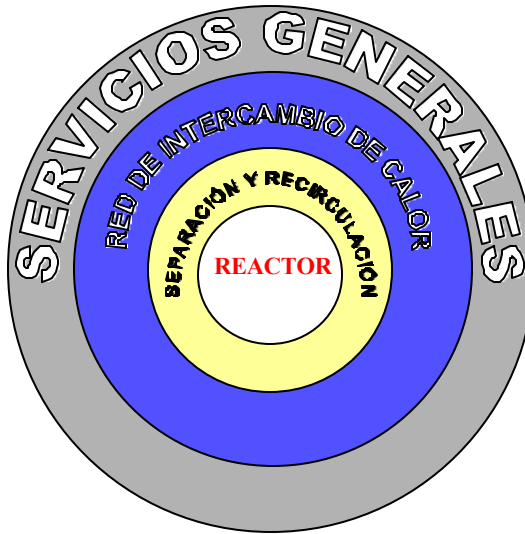


Figura 5.4. Jerarquía en la síntesis de procesos [23,25]

La Tecnología Pinch proporciona herramientas para realizar el diseño de las dos últimas capas del diagrama (El diseño de la red de intercambio de calor y servicios Generales), basándose en el diseño de las secciones de reacción, separación y recirculación para las cuales los balances de materia y energía de la planta han sido previamente establecidos.

Aunque el presente estudio se enfoca en el diseño de múltiples alternativas a la red de intercambio de calor del proceso de cracking catalítico, son muchas más las opciones para el mejoramiento de un proceso que estudia la tecnología Pinch. A continuación se citan solo algunas desarrolladas por B. Linnhoff [23]:

- Integración de procesos discontinuos.
- Diseño de procesos a baja Temperatura.
- Optimización de los perfiles en columnas de destilación.
- Optimización de la caída de presión.
- Integración de sitios totales.
- Incremento en el rendimiento del producto.

- Reducción de emisiones.
- Optimización en la red de agua del proceso.

En la recopilación de Nicolás Scenna [33], dichas capas anteceden una última capa que es el sistema de control del proceso. Para diseños existentes la tecnología Pinch asume que las capas internas, sistema de reacción y separación han sido optimizadas, ya que se debe cumplir con la jerarquía del Diseño de Procesos.

En un diseño preliminar de la red de intercambio de calor, la tecnología Pinch permite obtener los valores mínimos para varios parámetros del proceso como los servicios mínimos, nivel de dichos servicios, el número mínimo de unidades de intercambio de calor y el área de dichas unidades, lo que proporciona una estimación de los costos de capital. Tal como afirma [55], “Estos valores mínimos se pueden obtener sin realizar un diseño detallado de la topología de la red de intercambio o de los intercambiadores que la forman, sino únicamente a partir de los datos térmicos de las corrientes que constituyen el proceso. Por este motivo, la tecnología de Pinch es útil para obtener información que permita proponer modificaciones y mejoras en esta alternativa de diseño, que afecten a las capas más internas o para comparar varias alternativas sin tener que completar el diseño de cada una de ellas”.

5.4 OTROS MÉTODOS DE OPTIMIZACIÓN E INTEGRACIÓN DE CALOR

Los primeros estudios de integración térmica que se hicieron se realizaron empíricamente basados en diagramas Temperatura – Entalpía y estos diseños integrados obedecieron un conjunto de criterios y en el caso de las unidades FCC establecieron una serie de sistemas de intercambio a partir de la recirculación de unos cortes comunes de producto. Un ejemplo clásico es el circuito de fondos de la fraccionadora principal para la generación de vapor y/o el precalentamiento de la carga a la zona de reacción.

Para el análisis sistemático de las redes de intercambio de calor se han creado en los recientemente Métodos de Aproximación Dual de Temperatura (DATM's), adicionales al método de diseño Pinch.

5.4.1 HRAT y EMAT: El método utiliza dos diferencias mínimas de Temperatura: HRAT y EMAT. La aproximación de temperatura para recuperación de calor (HRAT) establece el límite de la cantidad de calor del proceso que puede ser recuperado del sistema. La aproximación de temperatura para mínimo intercambio (EMAT) establece los límites más bajos en la diferencia de temperatura que pueden existir entre las corrientes calientes y frías de cada intercambiador de la red para un dimensionamiento razonable. El método tiene la capacidad de predecir a priori las violaciones en las que podría incurrir la red de intercambio de calor, sin embargo, un diseño generado mediante esta forma involucra demasiados lazos de intercambio de calor y en el casos de problemas de gran tamaño se hace muy difícil la evaluación de todas las posibles alternativas generadas.

5.4.2 Método de diseño Pseudo-Pinch (PPDM): Elimina la restricción de que el punto Pinch deba hallarse en un vértice de las curvas compuestas. En efecto, el punto Pinch en cualquier red debe hallarse en el punto de entrada de una corriente caliente o de una corriente fría. Esto es bueno para el punto Pseudo-Pinch, el cual se define en términos de la temperatura de entrada de esta corriente.

5.4.3 Método flexible de diseño Pinch (FPDM): Introducido por Suaysompol y Wood en 1.991. Este método es una variación del PPDM. Emplea múltiples aproximaciones de temperatura para los intercambiadores, especificando HRAT sólo al comienzo del diseño.

5.4.4 Método de diseño del principio de compensación: Propuesto por Jezowski (1.991) similar al método FPDM, sin embargo, se enfatiza en un concepto fundamental que puede ser llamado el principio de compensación y establece que la transferencia de calor a través del Pinch no conducirá a un incremento en los servicios más allá de los mínimos requerimientos si el calor total transferido a través del Pinch en una dirección es exactamente compensado con una cantidad igual en la dirección opuesta.

El concepto de aproximación dual de temperatura fue usado por primera vez por Challand en 1.991 y más tarde por Colbert (1.982). Usar aproximaciones duales de temperatura tiene la ventaja de diseño para un consumo fijo de servicio, por lo tanto estos diseños pueden ser denominados Redes de Recuperación Fija de Temperatura (FER). Los diseños a partir de los DATM's usualmente tienen muy pocos números de corazas y unidades y son por lo tanto simple y económicos.

Las ventajas de la metodología Pinch con respecto a los métodos arriba mencionados radica esencialmente en las múltiples herramientas que existen para su implementación como los software rigurosos y en las aplicaciones del procedimiento teórico que se pueden encontrar en la industria de la refinación del petróleo.

5.5 DESCRIPCIÓN DE LAS CORRIENTES ANALIZADAS¹

Las características de las corrientes extraídas y consideradas para la integración térmica son las siguientes:

- Los gases de cima de la Columna de fraccionamiento son enfriados mediante el uso de agua de enfriamiento para su envío posterior al sistema de separación y recuperación de productos livianos.
- Con el fin de mantener la distribución de temperatura en la Torre fraccionadora, es necesario retirar calor al reflujo circulante de cima.
- La Nafta pesada producto debe enfriarse para su almacenamiento en tanques. Lo mismo sucede con el Aceite liviano de ciclo, el cual debe enfriarse hasta 122 °F por medio de agua.
- El reflujo circulante medio suministra todo el calor necesario en el rehervidor de la Torre Desbutanizadora. Antes de retornar a la columna, debe retirársele calor para su ingreso a una temperatura de 389°F.
- El reflujo circulante de fondos de la Torre fraccionadora proporciona el calor necesario para la generación de vapor de media presión y posteriormente es enfriado hasta la temperatura requerida para su almacenamiento en tanques como producto.
- Mediante la red de agua enfriante se retira el calor necesario a la corriente de carga de HCN (Aceite pobre) a la torre esponja FL-T-602, a los gases interetapas y de descarga del sistema de compresión.
- El calor generado debido al fenómeno de absorción en la Torre absorbedora primaria es liberado por medio del enfriamiento de sus dos corrientes laterales (Platos 14 y 28).
- La corriente de cima de la Torre desbutanizadora es condensada parcialmente para su retorno al plato 28. Los fondos de la misma torre (Gasolina estabilizada) deben ser enfriados para ser llevados a la unidad de tratamiento en la cual se ajustan las especificaciones finales del producto.

¹ Todas las corrientes descritas en esta sección, hacen parte del diagrama de flujo presentado en el Anexo A y se representan con líneas de color verde. Los equipos a los que se hace referencia también se pueden ubicar sobre el diagrama de flujo del proceso.

- La temperatura de la corriente de amina pobre (Mono-etil-amina) proveniente de SU-T-2 es llevada desde 260.1 °F hasta 103 °F antes de su ingreso a la torre SU-T-1. El enfriamiento de estas corrientes se hace con agua de servicio al igual que en el reflujo de cima de la torre despojadora de amina.
- Los requerimientos de calentamiento de la nafta liviana que ingresa al rehervidor de la torre desbutanizadora son suministrados por la corriente de gasóleo caliente de la torre fraccionadora.
- El precalentamiento de la carga a las torres despojadora y desbutanizadora se hace por medio de servicios calientes provenientes del cabezal de vapor de media presión de la planta.
- El calor necesario para la separación en la torre despojadora FL-T-604 es suministrado por la nafta liviana de la torre desbutanizadora y por vapor de servicio.
- El vapor de media presión en la Unidad de Ruptura Catalítica se genera a partir del intercambio de calor entre el condensado proveniente del tambor de vapor FF-D-551 y el reflujo circulante de fondos de la torre fraccionadora principal.
- La amina rica a la torre SU-T-2 (MEA) es calentada intercambiando calor con amina pobre, mientras que el calor necesario en la torre (SU-T-2) es suministrado por vapor de media presión.

5.6 DESCRIPCIÓN DEL SOFTWARE EMPLEADO

Se han creado numerosos software para la optimización de redes de intercambio de calor en la industria mediante tecnología Pinch y aunque algunos de ellos son muy rigurosos, el software disponible en la refinería para este proceso de optimización e integración térmica es el software Sprint de UMIST [46] desarrollado por ingenieros del Departamento de Integración de Procesos de la Universidad de Manchester, entidad que ha conferido a ECOPETROL Refinería de Cartagena una licencia de uso por tiempo definido.

Así mismo fue necesario un software para la evaluación de equipos existentes y diseño de intercambiadores de calor, para lo cual estaba disponible la herramienta HEXTRAN versión 8.0 de SIMSCI [43], sin embargo, la licencia venció al poco tiempo que se inició el estudio de integración térmica en la Unidad de Ruptura Catalítica (Agosto de 2002). La licencia del simulador HEXTRAN fue renovada para el mes de abril de 2003.

A continuación se hace una breve descripción de las herramientas utilizadas y de la herramienta ASPEN PINCH, la cual puede ser una alternativa a SPRINT en nuevos estudios de integración térmica.

5.6.1 HEXTRAN 8.0 / SIMSCI: El programa de simulación HEXTRAN es un sistema de simulación diseñado para ayudar al ingeniero de proceso en el análisis y diseño de todo tipo de sistemas de transferencia de calor. El programa incluye las herramientas de diseño necesarias en transferencia de calor, desde el diseño conceptual con Análisis Pinch hasta la evaluación de intercambiadores existentes, diseño de redes e intercambiadores.

Las versiones de HEXTRAN desde la 7.0, incluyen todas las posibilidades del programa de simulación PRO/II®, en lo que se refiere a la representación de corrientes de proceso y en la generación de propiedades asociadas tanto termodinámicas como de transporte. Tanto la evaluación como el Diseño están disponibles para todos los tipos TEMA de intercambiadores de calor (Enfriadores con aire e intercambiadores de coraza y tubo).

El software tiene la capacidad de calcular rigurosamente los coeficientes peliculares y las caídas de presión. HEXTRAN 8.0 también incluye técnicas de optimización (Optimización del área para intercambiadores de calor y optimización de la división del flujo para redes), lo cual puede mejorar el desempeño tanto del intercambiador como de la red.

5.6.2 PRO II / PROVISION: [42]: El programa de simulación de procesos PRO II realiza balances de materia y energía rigurosos para un rango amplio de procesos químicos, ejecuta desde la separación petróleo/gas hasta la destilación reactiva. Su producto PROVISION®, usuario de interfaz gráfica (GUI), provee un entorno basado en ventanas, Windows®-based, ideal para construir y modificar modelos de PRO II tanto simples como complejos.

La definición del diagrama de flujo PFD es simple y caracteriza los diagramas incorporando la funcionalidad **POINT AND CLICK** y **DRAG AND DROP** para definir diagramas de flujo de proceso. PROVISIÓN emplea un código de colores interactivo para los datos de entrada y validación de suposiciones del sistema a través de setup y ejecución de la simulación. Algunas aplicaciones del software son las siguientes:

- Diseño de nuevos procesos.
- Evaluación de alternativas de configuraciones de planta.
- Modernización y mejoramiento de plantas existentes.
- Valoración y compilación de información en cuanto a regulaciones ambientales.
- Solución a los “cuellos de botella” y reparación de plantas de proceso.
- Monitoreo, optimización, mejoramiento del rendimiento y confiabilidad de la planta.

5.6.3 SPRINT / UMIST: SPRINT es un software utilizado para el diseño de sistemas de energía en procesos individuales de un sitio. SPRINT optimiza la selección de servicios para un proceso individual y diseña automáticamente la red de intercambio de calor para los servicios seleccionados. El nuevo diseño es llevado a cabo automáticamente, pero dentro de una organización en la cual el diseñador mantiene el control total de toda la complejidad de la red.

Las modificaciones se presentan al diseñador una a una, en forma detallada para que él mismo haga la selección más conveniente mientras el software lleva a cabo la optimización de la red.

Los resultados obtenidos en SPRINT son:

- Optimización de la carga de servicios seleccionada.
- Diseño automático de nuevas redes de intercambio de calor.
- Diseño automático del retrofit de las redes de intercambio de calor con mínimo número de modificaciones.
- Diseño automático para múltiples servicios (nuevo diseño y retrofit).
- Diseño interactivo de la red.

- Simulación de redes usando modelos simples.
- Mínimo Target de consumo de energía.
- Optimización de las redes.
- Operabilidad de la red.

5.6.4 ASPEN PINCH / ASPEN TECH: Es una herramienta utilizada para síntesis y diseño de procesos a través de la implementación de la tecnología Pinch por integración de energía y para aplicar nuevos métodos de síntesis en el campo de la destilación.

Ayuda a los ingenieros de diseño de procesos en el óptimo balance de capital y energía, a los más bajos costos de capital. Aspen Pinch es una aplicación poderosa para el diseño de procesos a un costo mínimo. Se utiliza en plantas químicas y refinerías. Con Aspen Pinch se pueden disminuir los costos mediante reducción de los requerimientos de equipos y energía hasta que se alcancen los objetivos del proceso. Se utiliza para efectuar el retrofit de plantas existentes así como para desarrollar nuevos diseños. Cientos de procesos industriales a nivel mundial están siendo mejorados con Aspen Pinch, logrando una reducción significativa de los costos.

La clave de su efectividad radica en sus tecnologías complementarias, utilizadas a través de una interface de usuario gráfica e interactiva.

Aspen Pinch incorpora dentro de un sistema integrado el más efectivo diseño de costos con tecnología Pinch, síntesis de destilación, modelos de calor y potencia y posibilidades de simulación.

Al ingresar la información de operación de la planta directamente a Aspen Pinch, se pueden usar los resultados de un modelo de simulación Aspen Plus para hacer un manejo consistente de los datos de corrientes, propiedades físicas y modelos de operaciones unitarias.

El gran impacto de la tecnología Pinch está en la capacidad de identificación de los cambios del proceso. Aspen Pinch evalúa sistemáticamente los beneficios de los cambios en el diagrama de flujo, precalentamiento de carga a las columnas, cambios en las velocidades de flujo, corrientes de recicló, presiones, reflujos y otras especificaciones.

Aspen Pinch ofrece modelos de calor y potencia para hornos, turbinas de vapor, turbinas de gas, y sistemas de refrigeración. Estos modelos se pueden combinar con el targeting de

Aspen Pinch para encontrar la mejor ubicación de los servicios en el proceso y para evaluar la economía. Estos modelos se pueden usar con el análisis de sitio total de Aspen Pinch. Está constituido por los perfiles de fuentes y sumideros del sitio para una planta sitio que consiste de diversos procesos servidos por un sistema de servicios.

Aspen Pinch analiza cambios en las cargas del proceso, en las condiciones de operación en invierno y verano, obstrucción en el intercambiador y evalúa intercambiadores existentes para un nuevo servicio. Esta herramienta permite hacer una simulación detallada de los intercambiadores de calor, permite la evaluación térmica no sólo de unidades simples sino de los intercambiadores dentro de una red completa.

Aspen Pinch genera hojas de especificaciones detalladas, incluyendo el cálculo de los coeficientes de calor, caídas de presión y otras especificaciones claves basadas en la geometría del intercambiador y especificaciones mecánicas. Todo esto es posible gracias a la información de las curvas de calentamiento y enfriamiento junto con los datos de las propiedades físicas que son enviados directamente desde ASPEN PLUS.

6. SELECCIÓN DE LAS CORRIENTES DE INTEGRACIÓN

El caso de estudio inicialmente planteado comprendía 3 de las 4 secciones de la Unidad de Ruptura Catalítica. Estas fueron: Sección de precalentamiento y generación de vapor, sección de reacción y fraccionamiento principal, y por último, la sección de recuperación de productos livianos¹. Sin embargo, fue incluida además la sección de tratamiento con amina (Planta de Amina II) debido a su gran potencial de ahorro en vapor, ya que como se podrá apreciar más adelante, esta unidad consume un 52% de todo el vapor de media presión que requiere la Unidad de Ruptura Catalítica.

Durante el proceso de selección de las corrientes que debían ser integradas térmicamente se clasificaron en dos grupos todas las que hacían parte del caso de estudio. Para esto, se revisaron los diagramas de flujo de cada sección de proceso y se consultó finalmente con los ingenieros encargados de la planta. Así pues, todas aquellas corrientes de la planta de Cracking Catalítico que por requerimientos del mismo proceso necesitaban ser enfriadas fueron denominadas “Corrientes calientes”. Las corrientes que requerían calentamiento fueron clasificadas como “Corrientes frías”. En total se encontraron 29 corrientes sin incluir las de servicios que por necesidades del proceso consumían o proporcionaban calor, de las cuales fueron descartadas las corrientes asociadas a los dos intercambiadores de superficie ya que no es posible hacer una integración con éstas corrientes debido a que la transferencia de calor sucede por contacto directo en dichos equipos. Después, mediante una verificación en planta se encontró un by-pass sobre el intercambiador de calor SU-E-6 que lo dejaba fuera de servicio y por tal motivo no fue tenido en cuenta en el estudio ya que en las condiciones actuales la temperatura de la cima de la torre absorbadora esponja es más baja y por lo tanto no se hace necesario el enfriamiento en este equipo.

6.1 RESTRICCIONES DEL PROCESO

El último paso en el proceso de selección apropiada de las corrientes de integración fue realizar una revisión a todos los posibles cruces entre estas corrientes que fuera preferiblemente evitar por razones de seguridad, control o distribución en planta. Durante esta revisión se encontró que una de las corrientes (Gases de combustión del regenerador) no debía tenerse en cuenta en el estudio debido a su composición química y a que las altas condiciones de temperatura podrían generar una explosión al contacto con los hidrocarburos en el caso de que uno de los equipos llegase a presentar daños en los tubos del intercambiador como sucede ocasionalmente en la refinería. Sin embargo, se recomienda un posterior estudio de recuperación de calor para esta corriente de gases ya

¹ Estas secciones fueron descritas brevemente en el Capítulo 5.

que posee un gran contenido calórico que actualmente se vierte a la atmósfera aproximadamente a 1130 °F y 23.4 psig.

La metalurgia no presentó inconvenientes para efectuar nuevos cruces ya que en general son corrientes de hidrocarburos, agua, vapor de agua y en el peor de los casos corrientes con gran contenido de azufre para las cuales ya se encuentran estandarizadas las especificaciones de los materiales con los que estos equipos deben ser construidos. Tampoco hubo necesidad de omitir corrientes debido a que la planta no es muy grande y la distribución de los equipos en ésta es favorable para este estudio.

Finalmente, después de ésta revisión fueron seleccionadas 25 corrientes (17 calientes y 8 frías), y se dividieron en segmentos aquellas corrientes que cambiaban sus propiedades físicas (Flujo de capacidad calorífica o coeficientes de transferencia de calor) durante su trayectoria como es el caso de la nafta liviana proveniente de los fondos de la torre desbutanizadora.

Todas las corrientes de proceso y de servicio tenidas en cuenta para el estudio de integración se reportan en el anexo C. Cada corriente caliente es representada con la letra H (Se conservó de la bibliografía [6,24,25,31,40] el término en inglés “HOT” con el fin de evitar confusiones al momento de referenciar los procedimientos de la metodología Pinch) y un número que concuerda con el orden en el que son presentadas en la Tabla 1 del anexo C. Las corrientes frías a su vez se representan con la letra C (Del inglés “COLD”).

La planta no presenta secciones las cuales por motivos de control deban mantenerse aisladas del resto de la planta, lo que hubiera conllevado a tener en cuenta las áreas de integridad durante el análisis Pinch.

7. EXTRACCIÓN DE LOS DATOS NECESARIOS PARA EL ANÁLISIS PINCH

Un análisis de integración térmica necesita algunos datos térmicos, propiedades físicas y termodinámicas de las corrientes que harán parte de dicha integración, obtenidos por balances en estado estable.

Los sistemas de adquisición de datos en tiempo real de la refinería (DCS y PI [30]), los diagramas de flujo y de banderas de cada una de las secciones de la planta contienen gran cantidad de información incluidas algunas propiedades físicas de las corrientes. A pesar de esto, un gran obstáculo en la extracción de los datos a partir del **flowsheet** del proceso lo constituyó el hecho de que la refinería cuenta con sistemas de medición solamente en algunas corrientes intermedias, de carga y en las corrientes de productos que deben controlar para cumplir con especificaciones. Sin embargo, dicha información estuvo a disposición por parte de ECOPETROL para construir a partir de ésta un modelo que permitiera simular la planta para un caso base y de esta forma obtener los datos completos y necesarios en el análisis de Integración. Además, también estuvo disponible el modelo de simulación en estado estable de la sección de fraccionamiento con el fin de realizar las modificaciones para la obtención de los datos necesarios en el estudio.

7.1. DESCRIPCIÓN GENERAL DE LA SIMULACIÓN DE LA PLANTA DE FCC

La información disponible en planta incluye temperaturas, presiones y velocidades de flujo de algunas corrientes, la caracterización fisicoquímica de los productos y de la carga típica a la unidad¹. El número de platos y demás parámetros para las columnas y otros equipos fueron tomados de los manuales de las plantas [9,10,11,12], planos y hojas de especificaciones de cada equipo (Anexo H).

La simulación de la planta de Cracking catalítico fue llevada a cabo en el software **PRO/II with Provision** – **SIMSCI** [42]. El caso base seleccionado fue una carga típica a la unidad de 29.000 barriles/día, adicionando una modificación al esquema actual de la planta. El cambio consistió en una corriente adicional (Corriente H6.2 de la Tabla 1, anexo C) de gasóleo producto (HCO), el cual no se obtiene actualmente como producto pero que está proyectado a producirse próximamente en la refinería. Debido a esto, se incluye la corriente en el modelo de simulación.

¹ Información suministrada por el Instituto Colombiano del Petróleo presentada en el anexo G.

La información necesaria para realizar las simulaciones se tomó del DCS y del sistema de información en tiempo real PI para una corrida de planta con la carga correspondiente al caso base seleccionado. La información tomada del PI con su fecha y descripción para un caso normal de operación de la planta se presenta en el anexo H.

En el caso de la sección de fraccionamiento se completó la simulación proporcionada por Shell Global Solutions [38] para una carga de 29000 barriles y una producción de HCO (Nuevo producto) de 1306,7 barriles/día y se adicionó la sección de precaliente y generación de vapor. Para la sección de livianos se simuló toda la unidad, cargando los resultados del programa de Shell a las unidades respectivas. Los datos de la sección de tratamiento con amina se obtuvieron de una corrida realizada por el ICP para la misma carga a la unidad.

El método termodinámico utilizado para los cálculos en el simulador, se basó en el modelo de Grayson – Streed. Las propiedades de transporte se calcularon usando correlaciones para petróleo y el punto de flash fue calculado mediante el método de Nelson. Cabe aclarar que el software PRO II [42] describe la cima de las columnas de separación como la etapa teórica # 1, mientras que en la refinería, la primera etapa corresponde al fondo de la columna.

El modelo de fraccionamiento se describe ampliamente en el reporte de Shell Global Solutions [38], mientras que el modelo de la sección de recuperación de productos livianos y las modificaciones que se hicieron sobre el modelo de simulación de la sección de fraccionamiento se describen a continuación:

El modelo del sistema de separación está compuesto básicamente por las dos etapas de compresión con sus respectivos sistemas de recirculación y aguas de lavado a los intercambiadores, el tambor de alta presión y los sistemas de separación de gases y líquidos tomando como criterio básico de diseño las condiciones de funcionamiento y especificaciones de los equipos¹ del manual de la sección de livianos [11], el anexo G y la RVP (Reid Vapor Pressure) de la Nafta liviana producto de los fondos de la torre desbutanizadora cuya especificación de 70 KPa es controlada en el proceso.

En el caso de la torre desbutanizadora, el calor del fondo de la columna requerido para efectuar la separación fue necesario simularlo mediante un rehervidor tipo Kettle, pues el programa no admitía una configuración como la encontrada en planta que consiste de un rehervidor que toma una corriente del fondo de la torre diferente a la corriente de producto.

¹ A las condiciones de proceso actuales solo es necesario uno de los dos intercambiadores de calor FF-E-551 A/B mientras sobre el otro se hace un by-pass. De allí que el área de transferencia que se tomó para los cálculos sea la mitad del área total que aparece en la especificación del equipo.

Sin embargo los resultados fueron similares a la situación actual para una carga de 29000 barriles y RVP de la nafta liviana de 70 KPa.

El calor para efectuar el despojo en la FL-T-604 se suministra por un rehervidor tipo Kettle que provee el calor aportado por los rehervidores FL-E-613 y FL-E-614 como se observa en el diagrama de flujo del proceso (Anexo A). La torre absorbedora primaria FL-T-2603 retira el calor generado por la operación de absorción por medio de un enfriador que simula el calor retirado por los dos enfriadores FL-E-618 y FL-E-619.

El condensador FL-E-604 se simuló con la corriente de cima de la torre desbutanizadora FL-T-601. Sin embargo, los datos de planta reportan una temperatura de 84-85 °F (Indicador de temperatura FL-TI-618 del sistema PI) a la salida del condensador FL-E-604. No es termodinámicamente posible, que el intercambiador entregue esta temperatura ya que el agua enfriante está disponible a 88.00 °F y por lo tanto se hizo una verificación en planta encontrando que la temperatura reportada por el medidor correspondía realmente a la salida de una válvula de control (PICV-603) ubicada a la salida del intercambiador, la cual controla la presión en la torre. Tal como se muestra en el archivo de simulación adjunto y en el reporte de simulación (Anexo I), en la válvula ocurre un proceso de expansión isoentálpica a través del estrangulamiento del fluido (GLP) lo cual hace que la temperatura se disminuya aproximadamente 15 °F. La caída de presión de 40 psig es el resultado de la fricción del fluido en la válvula.

Para obtener las corrientes de carga a los condensadores de cima (FF-E-556) de la Torre fraccionadora y a la sección de livianos en lo correspondiente a gas de baja presión GBP y destilado de baja presión DBP, se completó un modelo hasta la primera etapa de compresión en el FL-C-2601 de manera que pueda hacerse la recirculación de la descarga de la primera etapa hacia los gases de cima con el fin de cargar la corriente completa hacia los condensadores FF-E-556 A/F

La corriente producto de Aceite liviano de ciclo (P-LCO) proveniente de los fondos de la torre despojadora de LCO (FF-T-553) se llevó hasta las condiciones requeridas por los dos enfriadores de esta corriente FF-E-553 y FF-E-557, los cuales deben enfriar desde una temperatura de aproximadamente 440.00 °F hasta 122.00 °F (Temperatura de envío a tanques). La temperatura a la salida del enfriador de slurry producto FF-E-554 debe estar entre 200 °F y 210 °F¹ para ser enviado a tanques. Aunque una temperatura de almacenamiento más elevada sería ideal para el análisis Pinch, se toma una condición conservadora de 200 °F, con el fin de no sobreestimar el potencial de ahorro para el proceso.

¹ Tomado del procedimiento: "PROCEDIMIENTO PARA EXTRACCIÓN DE AROTAR A TANQUES" GRC-PRO2-P-004, 12 de julio de 2000.

Las demás corrientes de producto sufren algunas modificaciones antes de enviarse a tanques. La Nafta liviana y el gas seco son enviados a tratamiento, la Nafta pesada y el HCO a mezcla y el GLP se envía como carga a otras unidades. Por esta razón los procedimientos para el almacenamiento en tanques no aplican para este estudio y las condiciones de salida son las obtenidas del sistema de información PI y de la simulación de las unidades en PRO II. En cada caso, las corrientes se acondicionan de acuerdo a la disposición que ofrezcan los intercambiadores de calor.

La concepción del modelo de Shell Global Solutions establece una mezcla de Nafta pesada y GLP para ser cargada como corriente de remoción de C5+ (Nafta usada como medio absorbente) en la torre esponja FL-T-602. Sin embargo, debido a que al proceso normalmente se carga una corriente líquida del plato 19 de la torre fraccionadora FF-T-552, se hizo el cambio para evitar una mala estimación a su paso por el enfriador de Nafta pesada (FL-E-605). La composición de HCN (Nafta pesada) se extrajo de corriente lateral de la bandeja teórica 7 de FF-T-552 correspondiente al plato real 19. Como la torre está balanceada, este corte se extrajo con un flujo muy cercano a cero para extraer de él únicamente su composición y tomarla como referencia en la torre esponja de la sección de livianos.

Se completaron los circuitos de Slurry, HCO y Nafta pesada en el modelo Shell para representar los intercambiadores que hacen parte de la red de intercambio de calor y así obtener calor específico de las corrientes que intervienen en ellos. Las unidades adicionales referentes al circuito de enfriamiento de la FF-T-552 se describen a continuación:

- **Circuito de Slurry:** Se creó una corriente de referencia con respecto a la corriente de Pump around inferior de FF-T-552, modelar el intercambio de calor en los generadores de vapor FL-E-555, manteniendo las condiciones de retorno de Slurry (Corriente H7.1) a la torre en 399.50 °F y una producción de 1047 barriles/día.
- **Circuito de HCO:** Se tomó una corriente de referencia a las condiciones de llegada al rehervidor de la torre desbutanizadora para simular el intercambiador FL-E-606. Con el fin de mantener las condiciones adecuadas para una buena separación en FL-T-601, se hace un By-pass a la corriente de HCO controlando la temperatura a la salida del intercambiador con CN3. El calor transferido en el enfriador FL-E-560 se calculó fijando la temperatura en 389.52 °F para mantener la condición de retorno a la torre de 353.00 °F. Después de hacer un By-pass controlado por el CN4, la corriente de gasóleo se divide y el HCO producto se extrae inmediatamente a la salida del FL-E-560. El HCO producto se enfría en el FF-E-561 hasta 160.00 °F (Éste nuevo intercambiador aún no se he puesto en funcionamiento).

- **Circuito de Nafta Pesada:** Debido a que la corriente de Nafta pesada producto se toma antes de que el circuito de que el circulante de cima se enfríe, su simulación se hizo a partir del producto de fondos (P-HNAPH) de la torre FF-T-551 llevándolo hasta 108,50 °F. El reflujo circulante debe enfriarse en el intercambiador FF-E-551 haciendo el By-pass correspondiente para llevar la corriente hasta la temperatura de retorno requerida en la torre (173,62 °F). Para esto se colocó un equipo (Cns) que controla el flujo que ha de pasar por el intercambiador y se simuló un intercambiador riguroso (FF-E-551-R16) partiendo de los datos obtenidos en el simulador HEXTRAN de SIMSCI.

La sección de fraccionamiento principal tuvo una rápida convergencia. Por otro lado, la sección de compresión y recuperación de vapores presentó más dificultades debido a la poca información con la que se cuenta de esta sección de la planta. Adicionalmente, presentó problemas de convergencia debido a la gran cantidad de corrientes de reciclo que involucra el proceso. Dichos problemas fueron solucionados cargando el archivo de simulación con estimaciones iniciales de las temperaturas y los flujos molares de vapor en las etapas de cada una de las torres involucradas en la simulación¹. Los resultados representaban adecuadamente la realidad. El reporte de las unidades simuladas se presentan en el anexo I.

7.2 CLASIFICACIÓN DE LA INFORMACIÓN NECESARIA PARA EL ANÁLISIS PINCH

De la simulación completa de la Unidad descrita en el Capítulo 7.1 fueron extraídos únicamente los datos que realmente son necesarios desde el punto de vista de la integración energética del proceso tales como:

- 7.2.1 Temperaturas a las cuales cada corriente de proceso llega y abandona una zona de recuperación de calor, (T_E y T_S respectivamente). Estos valores son tomados del reporte de cada intercambiador de calor en el anexo I y son presentados en las columnas 3 y 4 de la Tabla 1, Anexo C.
- 7.2.2 Flujos de capacidad calorífica, los cuales son el resultado de un producto entre las velocidades de flujo y la capacidad calorífica promedio para cada corriente, ($F \cdot C_p$). Estos son calculados a partir del calor transferido en cada intercambiador de calor que hace parte de la red estudiada (Ver anexo D), y del cambio de temperatura que sufre cada corriente que interviene en dicho equipo. El cálculo de $F \cdot C_p$ para el intercambiador 1 (FF-E-555) en el que se intercambia 78.705

¹ Los ingenieros de soporte técnico de SIMSCI [59] brindaron la asesoría requerida en cuanto a los problemas de convergencia presentados con el modelo de simulación.

MBTU/h, se muestra a continuación y se realiza a partir de los datos consignados en el anexo D:

Corriente H7.1 (Slurry de la fraccionadora principal):

$$\begin{aligned} F \cdot C_p &= 78.705 \text{ MBTU} / \text{h} / (640.00 \text{ }^\circ\text{F} - 399.50 \text{ }^\circ\text{F}) \\ F \cdot C_p &= 78.705 \text{ MBTU} / \text{h} / 240.50 \text{ }^\circ\text{F} = 327256 \text{ BTU} / \text{h }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

En el caso de la corriente C.5 (Agua líquida saturada proveniente del tambor de vapor) no cambia de temperatura a su paso por el intercambiador FF-E-555 pero experimenta un cambio de fase a 380.48 °F y por lo tanto su cambio entálpico total debe corresponder a su calor latente:

$$\dot{A}H = m \cdot \dot{e} \text{ (Calculado a T: } 380.48 \text{ }^\circ\text{F)} \quad (7.1)$$

Sin embargo la aplicación de la metodología Pinch requiere especificar los valores de la capacidad calorífica de flujo $F \cdot C_p$ de las corrientes y por lo tanto en corrientes con cambios de fase diferentes autores [6,23-25,28,31,40] proponen asumir un cambio de temperatura de un grado (1°F) con el fin de calcular un valor ficticio de $F \cdot C_p$ que represente el mismo cambio entálpico asociado al cambio de fase (Ecuaciones 7.2 y 7.3).

$$(F \cdot C_p)_{\text{FICTICIO}} \cdot (1 \text{ }^\circ\text{F}) = m \cdot \dot{e} \quad (7.2)$$

$$\frac{m \cdot \dot{I}}{\Delta T} = \frac{\Delta H(Q_{\text{TOTAL}} \text{ transferido en el intercambiador})}{\Delta T(\text{Diferencia de } T^\circ \text{ de la corriente})} = (F \cdot C_p)_{\text{FICTICIO}} \quad (7.3)$$

Para la corriente C.5 se obtiene:

$$F \cdot C_p = 78.705 \text{ MBTU} / \text{h} / (380.48 \text{ }^\circ\text{F} - 379.48 \text{ }^\circ\text{F}) = 78.705 \text{ MBTU} / \text{h }^\circ\text{F}$$

Una suposición adicional de la metodología Pinch es que todos los cálculos se realizan a partir de corrientes lineales (corrientes con $F \cdot C_p$ constante) y por lo tanto habrá que aproximar las curvas mediante una serie de tramos rectos. Sin embargo, esto no es una limitación seria ya que cualquier curva se puede aproximar con el grado de precisión que se desee mediante un número suficientemente grande de tramos rectos. Por lo tanto, se calculó el cambio entálpico de cada corriente con el fin de analizar la variación en $F \cdot C_p$ con respecto a la Temperatura, pero ninguna de

las corrientes presentaba una variación considerable en el intervalo en el cual sufría el cambio de Temperatura.

- 7.2.3 Coeficientes peliculares de transferencia de calor para cada corriente, **[h]**: Para efectuar el análisis Pinch se requiere estimar el coeficiente pelicular de transferencia de calor para cada corriente, el cual debe incluir la resistencia de la pared y el factor de obstrucción propio de dicha corriente. La metodología Pinch propone usar la Ecuación 7.4 para la estimación del coeficiente total de transferencia de calor.

$$U = 1 / (1/h_{ios} + 1/h_{os})^1 \quad (7.4)$$

Donde:

U: Coeficiente total de transferencia de calor.

Hios: Coeficiente pelicular de transferencia de calor, lado del tubo (Incluye la obstrucción y la resistencia del material del tubo).

Hos: Coeficiente pelicular de transferencia de calor, lado de la coraza (Incluye la obstrucción y la resistencia del material del tubo).

Los coeficientes totales de transferencia de calor requeridos para cumplir con las condiciones de proceso deben ser determinados de la ecuación de Fourier (Ecuación 7.5) cuando la superficie A es conocida y Q y ΔT son calculados de las condiciones de proceso.

$$U_D = \frac{Q}{A * \Delta T} \quad (7.5)$$

Cuando la superficie de transferencia no se conoce, el valor de U puede obtenerse independientemente de la ecuación de Fourier mediante los coeficientes de película. Para el análisis de la red de intercambio de calor de la URC, se hizo el cálculo por la ecuación de Fourier usando el área instalada ya que se trata de unidades existentes.

El software de integración térmica Aspen Pinch[®] es una herramienta ideal para la determinación rigurosa de los coeficientes peliculares de transferencia de calor, y aunque el software disponible en la refinería de Cartagena, **SPRINT**, puede hacer uso de una interfase con ASPEN PROPERTIES PLUS, ECOPEPETROL no tiene licencia de ese tipo. Por lo tanto, los coeficientes se determinaron con algoritmos de cálculo obtenidos de la literatura. En caso tal que la integración térmica de la red sugiera reubicar una corriente, el software SPRINT utiliza los coeficientes estimados previamente para calcular una nueva área de transferencia de calor, pero en ningún caso los usa para evaluar los intercambiadores existentes.

¹ Tomado de *Heat Exchanger Network Synthesis*, [40]

Algunos libros¹ que tratan el análisis Pinch, recomiendan estimar los coeficientes utilizando valores experimentales tabulados en la literatura, basados en la composición de las corrientes, la presión y el diámetro de la tubería. Otros autores como Kern [19] acuden a correlaciones para su estimación. Los coeficientes tabulados se tomaron como primera opción de cálculo, pero debido a que no eran representativos del proceso se obviaron, y por lo tanto se estimaron a partir de algoritmos de cálculo.

La estimación debe hacerse rigurosamente a partir de las nuevas condiciones de diseño del equipo de transferencia de calor, pero como hasta este momento no se ha efectuado aún la integración térmica, los coeficientes se hallan a partir del intercambiador de calor donde habitualmente pasa la corriente. Estos coeficientes se basan en la suposición de que la corriente fijará algunas características de diseño en el nuevo intercambiador. Luego de efectuada la integración térmica de la red, se deben diseñar los equipos propuestos de manera rigurosa. Esto permite recalcular los coeficientes peliculares de las corrientes involucradas y el área de transferencia de calor de acuerdo a las condiciones de flujo, calor y temperatura de las corrientes. El software Aspen Pinch[®] propone el nuevo diseño riguroso al mismo tiempo que efectúa la integración.

El cálculo de los coeficientes de película se hizo partiendo de valores conocidos del coeficiente total de servicio y del coeficiente total limpio, U_s y U_c . Se procedió entonces a seleccionar uno de los dos lados (Tubos o coraza) para efectuar el cálculo de un coeficiente de película “limpio” y luego hallar el restante del coeficiente total limpio. A cada coeficiente limpio se le suma el factor de obstrucción y se halla el coeficiente de servicio. Fue necesario ajustar una resistencia de pared calcular el valor real de los coeficientes con obstrucción.

La estimación de los coeficientes por el lado del tubo es más confiable ya que en ese punto no existen pérdidas de calor hacia los alrededores del sistema y fue de esta forma que se hizo. Se seleccionaron dos algoritmos de cálculo (Ver sección 7.2.3.1) partiendo de la información de las especificaciones de los intercambiadores de calor.

Las unidades en las que las condiciones del proceso han cambiado, como es el caso de los equipos FF-E-560, FF-E-551, FL-E-617, FL-E-2601 y FL-E-606, el coeficiente requerido se halló por la ecuación de Fourier a las nuevas condiciones de proceso. Ya que en el intercambiador FF-E-551 las condiciones han cambiado significativamente respecto a los datos de diseño, se hizo su verificación en el simulador de Procesos Hextran.

¹ A User Guide on Process Integration for The Efficient Use of Energy [25], Plant Design and Economics for the Chemical Engineers, [27].

7.2.3.1 Algoritmo para el cálculo del coeficiente de película por el lado de los tubos

Se aplicaron dos algoritmos para el cálculo de los coeficientes. El primero se usó en equipos donde fluye agua por los tubos y el segundo para los demás casos. Para vapor de agua por los tubos se fijó un valor de 1500 del coeficiente limpio, tomado como recomendación del libro *Procesos de Transferencia de Calor* [19].

La información requerida para el cálculo es la siguiente:

- Para cada intercambiador:

DE : Diámetro externo del tubo, < in >

DI : Diámetro interno del tubo, < in >

n : Número de pasos del haz de tubos

a't : Área de flujo por tubo a BWG Y DE del tubo, < in² >

Nt : Número de tubos

w : Flujo másico, < Lb / h >

Gt: Velocidad de flujo masa

Gt: w/At < Lb / s*ft² >

Rio : Factor de obstrucción para el lado del tubo

Ro : Factor de obstrucción para el lado de la coraza

T : Temperatura promedio del fluido, °F

Tipo de arreglo del intercambiador

- Propiedades de las corrientes:

ρ : densidad del agua, < Lb / ft³ >

μ : viscosidad, < cP >

k: conductividad, < Bbtu / h*ft²*°F / ft >

Cp: calor específico, < Btu / lb*°F >

Adicionalmente se requiere el cálculo de los números adimensionales de Reynolds y Prandtl:

$$\text{Re} = \left(\frac{DI * \frac{Gt}{12}}{\mathbf{m} * 2.42} \right) \quad (7.6)$$

$$\text{Pr} = \frac{Cp * \mathbf{m} * 2.42}{k} \quad (7.7)$$

- Procedimiento de cálculo cuando fluye agua por los tubos:

Área de flujo:

$$At = \frac{Nt * a't}{144 * n} \quad (7.8)$$

Velocidad:

$$v = \frac{Gt}{3600 * \mathbf{r}}, < \text{ft} / \text{s} > \quad (7.9)$$

Coficiente limpio, hi:

$$hi = 150 * (1 + 0.011 * T) * v^{0.8} * DE^{-0.2} \quad (7.10)$$

Donde T es la Temperatura promedio del agua entre la entrada y la salida.

- Algoritmo para sustancias diferentes al agua fluyendo por los tubos:

$$hi = 0.36 * \text{Re}^{0.55} * \text{Pr}^{1/3} * (\mathbf{m} / \mathbf{m}_w)^{0.14} * \frac{k}{DE}, \text{ para Re 2000 a 1000000} \quad (7.11)$$

El cálculo del coeficiente limpio por el lado de la coraza se hizo mediante la Ecuación 7.12:

$$h_o = \frac{1}{\left(\frac{1}{U_c} - \frac{1}{h_{io}}\right)} \quad (7.12)$$

De la información de diseño de los intercambiadores se tomaron los factores de obstrucción. La razón para tomar estos valores es que durante la integración, los nuevos intercambiadores propuestos, deberán tener en cuenta el caso más extremo de obstrucción originado por la corriente respectiva en el intercambiador, por lo tanto, se utilizan las ecuaciones 7.13 y 7.14 para estimar unos coeficientes “obstruidos” tanto para los tubos como para la coraza.

$$h_{io,s} = \frac{1}{\left(\frac{1}{h_{io}} + R_{io}\right)}, \text{ (Tubos)} \quad (7.13)$$

$$h_{o,s} = \frac{1}{\left(\frac{1}{h_o} + R_o\right)}, \text{ (Coraza)} \quad (7.14)$$

A partir de los coeficientes calculados en el punto anterior, se calcula un coeficiente que incluye obstrucción y su valor se compara con el coeficiente de servicio. La resistencia de pared faltante se tiene en cuenta con las Ecuaciones 7.15 y 7.16.

$$U_{si} = \frac{1}{\left(\frac{1}{h_{io,s}} + \frac{1}{h_{o,s}}\right)}, \text{ (Coeficiente total más obstrucción)} \quad (7.15)$$

Resistencia de pared, R_e :

$$R_e = \frac{1}{U_s} - \frac{1}{U_{si}}, \text{ Us: Coeficiente de Servicio,} \quad (7.16)$$

Se asume la mitad de esta resistencia para cada lado y se adiciona a cada coeficiente para hallar los coeficientes peliculares con obstrucción y resistencia de pared.

Los coeficientes para cada corriente y los demás datos extraídos están consignados en el anexo C.

8. ANÁLISIS DE LA RED DE INTERCAMBIO DE CALOR ACTUAL

El proceso consta de 5 intercambiadores de calor proceso a proceso, 4 intercambiadores con servicios de calentamiento y 17 intercambiadores que usan agua como servicio de enfriamiento, representados en el diagrama de rejilla de la red de intercambio de calor actual (Figura 8.1). El diagrama representa la red de intercambio de calor del proceso de FCC en la refinería de Cartagena y permite observar fácilmente las zonas que presentan mayores restricciones para el diseño de un sistema de recuperación de calor como se presentará posteriormente.

En la construcción del diagrama de rejilla se tuvieron en cuenta las reglas enunciadas por Linnhoff en 1.982 [25]:

- Las corrientes calientes deben ser dibujadas de izquierda a derecha y las corrientes frías en sentido contrario, tal como se observa en la Figura 8.1. El aumento de temperatura se da de derecha a izquierda en la dirección de las corrientes frías.
- Las corrientes calientes son dibujadas en la parte superior del diagrama y las corrientes frías en la parte inferior.
- Los intercambiadores de calor en los que intervienen servicios calientes¹ se denotan con **H** y son ubicados en el extremo izquierdo de las corrientes frías, mientras se denotan con **C** a todos los intercambiadores en los que se emplean servicios fríos (Agua de enfriamiento) y aparecen el extremo derecho sobre corrientes calientes.
- Por último, el intercambio de calor entre una corriente fría y una caliente se representa mediante dos círculos unidos mediante una línea vertical y sobre los cuales se indica la carga calórica transferida.

En el diagrama de rejilla se presentan únicamente las operaciones con transferencia de calor descartando las corrientes del proceso que no serán útiles en la búsqueda de la red de intercambio que conlleve a los mínimos costos totales para ECOPETROL. Las corrientes seleccionadas son las presentadas en el anexo C.

La red de intercambiadores de calor inicialmente fue estudiada de los diagramas de flujo de cada una de las secciones del proceso y posteriormente se hizo la verificación en planta por

¹ Los intercambiadores que requieren servicios calientes utilizan el vapor generado en los intercambiadores FF-E-555 y vapor de media presión suministrado por la Planta de Servicios Industriales (USI) de la refinería a las condiciones de temperatura y presión que se presentan en el Capítulo 9.

medio de recorridos y seguimiento de líneas. Esta verificación fue importante porque las condiciones de proceso han cambiado desde la puesta en marcha de la Unidad de Ruptura Catalítica EXXON modelo IV y debido a esto se encontraron modificaciones (básicamente reubicación o sustitución de equipos) con relación a los **PFD** originales. Finalmente, el diagrama de rejilla fue validado por el Ingeniero de contacto de la planta.

La Unidad de Ruptura Catalítica no cuenta con un diagrama de flujo completo del proceso por lo que fue necesario incluir una actividad adicional al cronograma de actividades y realizar un **PFD** completo que incluyera todas las secciones de la planta, que tuviera en cuenta todas las unidades relacionadas con la red de intercambiadores de calor y que contemplara las modificaciones que fueron encontradas en la planta. El **PFD** fue revisado por el ingeniero especialista del proceso y puesto a disposición de los ingenieros del Departamento de desarrollo Tecnológico y personal relacionado con la planta de cracking catalítico. El diagrama de flujo del proceso realizado se presenta en el anexo A.

Las cantidades máximas de servicios externos de calentamiento y enfriamiento requeridas para el proceso pueden ser calculadas maximizando el uso de dichos servicios asumiendo que en la red de intercambio de calor todas las corrientes calientes son enfriadas con servicios fríos y que todas las corrientes frías son calentadas con servicios calientes. Para esto se suman los cambios entálpicos de todas las corrientes frías (ΣQ_C) y de todas las corrientes calientes (ΣQ_H). El cálculo de los cambios entálpicos a partir de los datos térmicos del diagrama de rejilla (Figura 8.1) se muestran en la Tabla 8.1 obteniendo:

Máxima cantidad de servicios calientes requeridos en el proceso:

$$\Sigma Q_H = 308.059 \text{ MBTU / h}$$

Máxima cantidad de servicios fríos necesarios para el proceso:

$$\Sigma Q_C = 145.610 \text{ MBTU / h}$$

Figura 8.1. Diagrama de rejilla para la actual red de intercambio de calor en el proceso FCC. Caso base I.

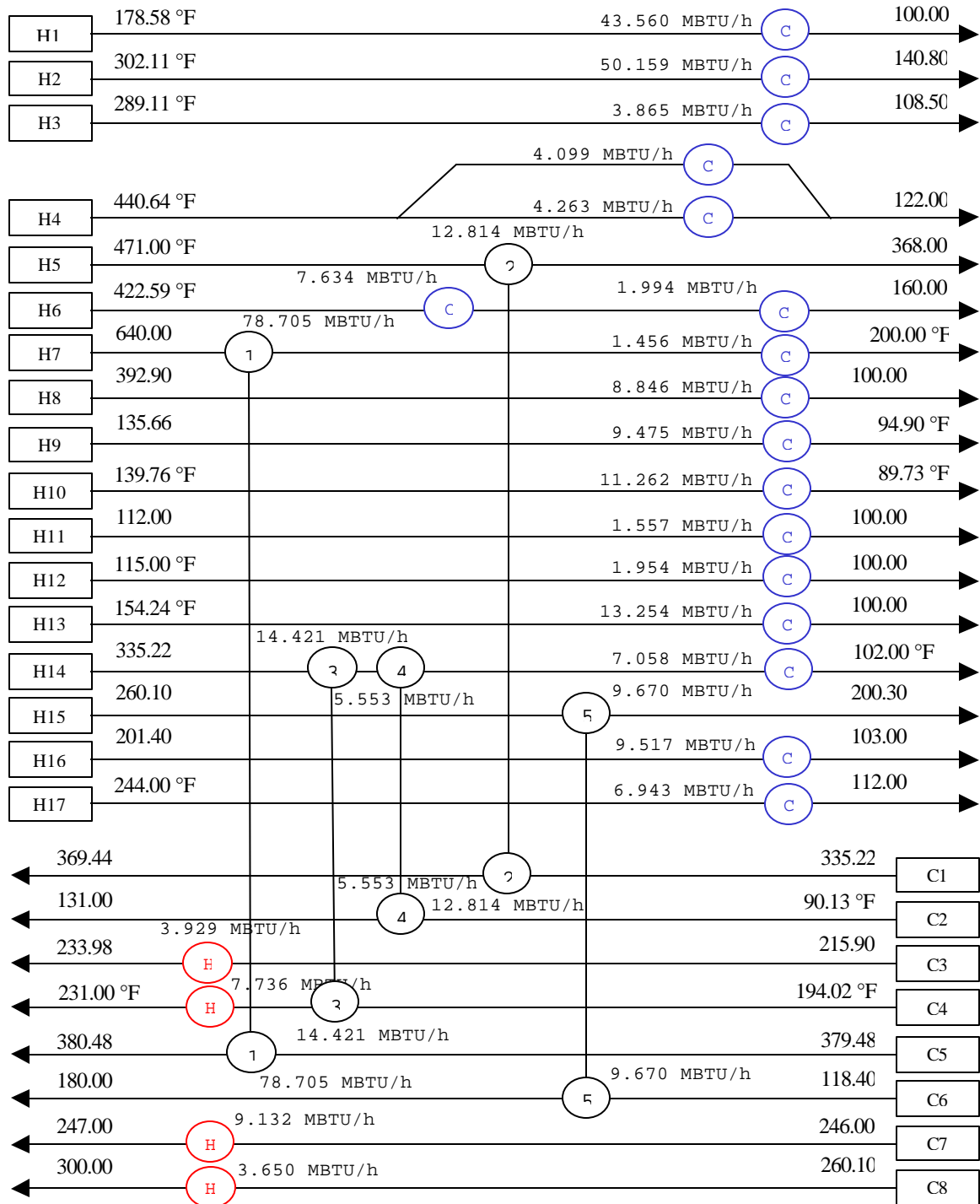


Tabla 8.1. Cambios entálpicos de las corrientes analizadas.

CORRIENTES CALIENTES		CORRIENTES FRIAS	
NOMBRE	ΔH (MBTU / h)	NOMBRE	ΔH (MBTU / h)
H.1	43.560	C.1	12.814
H.2	50.159	C.2	5.553
H.3	3.865	C.3	3.929
H.4	8.362	C.4	22.157
H.5	12.814	C.5	78.705
H.6	9.628	C.6	9.670
H.7	80.161	C.7	9.132
H.8	8.846	C.8	3.650
H.9	9.475		
H.10	11.262		
H.11	1.557		
H.12	1.954		
H.13	13.254		
H.14	27.032		
H.15	9.670		
H.16	9.517		
H.17	6.943		
ΣQ_H	308.059	ΣQ_C	145.610

Sin embargo esta consideración no tiene en cuenta que una corriente caliente del proceso puede ser usada para calentar una corriente fría del proceso y de esta forma tanto las cargas de servicios calientes como las de servicios fríos serían menores como realmente sucede con 5 de los intercambiadores de calor de la planta ya que actualmente existe un grado de integración allí (Ver Intercambiadores proceso a proceso, Tabla 1, Anexo D). Sobre el mismo diagrama de rejillas se puede observar que el consumo de vapor de media presión (servicios calientes) es de 24.447 MBTU/h que corresponde al vapor requerido para precalentar la carga a la torre desbutanizadora (Corriente C.3), suplir las necesidades energéticas de los rehervidores de las torres despojadoras en las secciones de productos livianos y Amina II (Corrientes C4.2 y C7) y por último en el recuperador de amina (Corriente C.8). De allí se nota que el vapor consumido en la sección de amina (Corrientes C.7 y C.8) equivale al 52 % del consumo total:

$$100 * \frac{(9.132 + 3.650) \frac{\text{MBTU}}{\text{h}}}{24.447 \frac{\text{MBTU}}{\text{h}}} = 52.28 \%$$

El consumo real de vapor de media presión corresponde a la suma de los consumos parciales en estos equipos como se muestra en la Tabla 8.2.

Tabla 8.2. Requerimientos de vapor de 140 psig en la planta de FCC.

CORRIENTE	CONSUMO DE VAPOR DE M.P. < MBTU / h >
C.3	3.929
C4.2	7.736
C.7	9.132
C.8	3.650
CONSUMO TOTAL	24.447

En general, los diagramas Temperatura - Entalpía y en especial las curvas compuestas son muy útiles para determinar los requerimientos energéticos y el potencial de recuperación de calor con respecto a los consumos mínimos. Estas curvas se obtienen combinando todas las corrientes calientes para generar una curva compuesta caliente que represente el cambio entálpico de todas ellas, así mismo, se pueden reunir todas las corrientes frías para obtener la curva compuesta fría correspondiente. Las curvas compuestas pueden obtenerse a partir de los datos térmicos en el anexo C.

Para la generación de la curva compuesta caliente deben seguirse los siguientes pasos¹:

1. Definir intervalos de temperatura, ordenando las temperaturas de entrada y salida de cada corriente caliente (Ver anexo C) en forma ascendente tal como se muestra en la segunda columna de la Tabla 8.3, omitiendo los valores de temperatura repetidos.
2. Sumar todos los valores de $F \cdot C_p$ de las corrientes presentes en cada intervalo de temperatura ($\Delta F \cdot C_p$, Columna 3, Tabla 8.3). En el caso del primer intervalo de temperatura (89.73 °F – 94.90 °F) se encuentra presente solo la corriente de descarga del sistema de compresión (H.10) y por lo tanto $F \cdot C_p$ será únicamente el correspondiente a esta corriente (225105 BTU/ °F*h), mientras que en el caso del intervalo 3, están presentes las corrientes H.1, H.8, H.9, H.10, H.11, H.12 y H.13 y entonces:

$$\Delta F \cdot C_p = (554340 + 30201 + 232458 + 225105 + 129750 + 130267 + 244358) \text{ BTU/}^\circ\text{F} \cdot \text{h}$$

¹ Procedimiento tomado de “Heat Exchanger network synthesis” [40].

$$\dot{Q}F * C_P = 1546479 \text{ BTU}/^\circ\text{F} * \text{h}$$

3. Plantear un balance de calor en cada intervalo de temperatura con el fin de calcular el cambio entálpico correspondiente a dicho intervalo. El balance de calor para cada intervalo es el mostrado en la Ecuación 8.1 en la que i representa cada intervalo de temperatura.

$$\dot{A}H_i = \dot{A}T_i * \dot{Q}F * C_P \quad (8.1)$$

4. Calcular la entalpía mediante la Ecuación 8.2:

$$H_i = H_{i-1} + \Delta H_i \quad (8.2)$$

Condición: Para $i = 0$, $H_i = 0$.

Para el intervalo 3:

$$\begin{aligned} \dot{A}H_3 &= (102^\circ\text{F} - 100^\circ\text{F}) * 1546479 \text{ BTU}/^\circ\text{F} * \text{h} = 3092958 \text{ BTU} / \text{h} \\ H_3 &= (3497364 + 3092958) \text{ BTU} / \text{h} = 6590322 \text{ BTU} / \text{h} \end{aligned}$$

5. Graficar los valores de entalpía obtenidos en el paso 4 (Columna 5 de la Tabla 8.3) contra las temperaturas obtenidas en el paso 1 (Segunda columna).

La curva compuesta fría puede ser obtenida siguiendo los pasos presentados para la generación de la curva compuesta caliente con la diferencia de que en el paso 4, $H_i = Q_{C,\text{mín}}$ para $i = 0$. Los puntos obtenidos para las curvas compuestas caliente y fría están consignados en las Tablas 8.3 y 8.4 respectivamente.

Sobre la curva compuesta fría de la Tabla 8.4 pueden observarse distintas filas con valores de $\dot{Q}F * C_P$ iguales a 0. Esto indica que ninguna de las corrientes frías se encuentra en ese intervalo de temperatura. Las curvas compuestas son entonces, los diagramas Temperatura-Entalpía que resultan de combinar diversas corrientes del proceso en intervalos definidos de temperatura.

1 La metodología utilizada tienen en cuenta únicamente los efectos debidos a la temperatura.

Tabla 8.3. Datos para la curva compuesta caliente.

INTERVALO	TEMPERATURA (°F)	ÓF*C_p (BTU/°F*h)	ΔH (BTU / h)	H (BTU / h)
0	89.73	0	0	0
1	94.90	225105	1163793	1163793
2	100.00	457562	2333571	3497364
3	102.00	1546479	3092958	6590322
4	103.00	1649141	1649141	8239463
5	108.50	1745858	9602219	17841682
6	112.00	1767258	6185403	24027085
7	115.00	1690106	5070318	29097403
8	122.00	1559839	10918873	40016276
9	135.66	1586081	21665880	61682156
10	139.76	1353624	5549859	67232015
11	140.80	1128518	1173659	68405674
12	154.24	1439467	19346437	87752111
13	160.00	1195109	6883828	94635939
14	170.75	1203797	12940818	107576757
15	178.58	1210359	9477118	117053875
16	200.00	656020	14051949	131105824
17	200.30	663316	198995	131304819
18	201.40	825024	907527	132212346
19	221.59	728306	14704518	146916864
20	244.00	745993	16717725	163634589
21	260.10	693396	11163676	174798265
22	289.11	531690	15424327	190222592
23	302.11	510290	6633770	196856362
24	335.22	199341	6600213	203456575
25	368.00	72430	2374256	205830831
26	389.52	196838	4235954	210066785
27	392.90	418993	1416199	211482984
28	399.50	388793	2566034	214049018
29	422.59	708751	16365061	230414079
30	440.64	477906	8626221	239040300
31	471.00	451663	13712519	252752819
32	640.00	327256	55306264	308059083

Tabla 8.4. Datos para la curva compuesta fría.

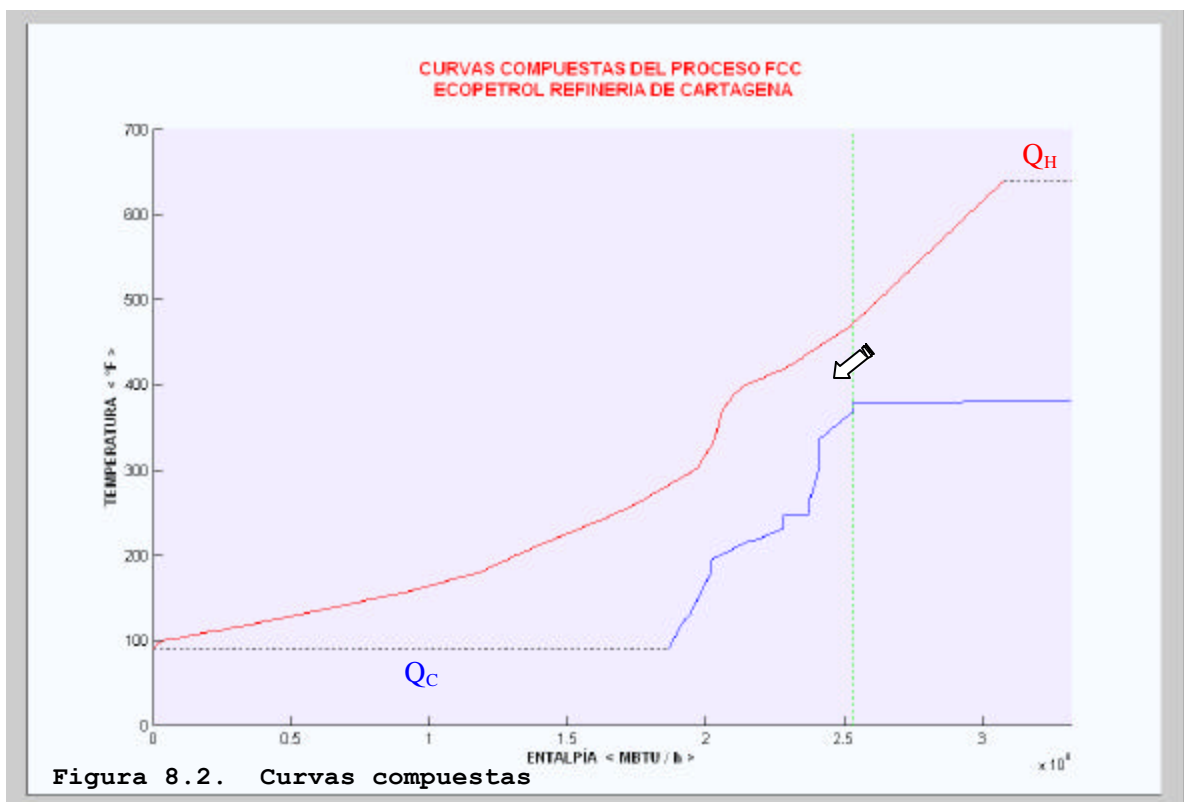
INTERVALO	TEMPERATURA (°F)	ÓF*C_p (BTU/°F*h)	ΔH (BTU / h)	H (BTU / h)
0	90.13	0	0	186895883
1	118.40	135870	3841045	190736928
2	131.00	292851	3689923	194426851
3	180.00	156981	7692069	202118920
4	194.02	0	0	202118920
5	215.90	627546	13730706	215849626
6	217.00	844858	929344	216778970
7	231.00	769883	10778362	227557332
8	233.98	217312	647590	228204922
9	246.00	0	0	228204922
10	247.00	9132060	9132060	237336982
11	260.10	0	0	237336982
12	300.00	91479	3650012	240986994
13	335.22	0	0	240986994
14	369.44	374460	12814021	253801015
15	379.48	0	0	253801015
16	380.48	78705068	78705068	332506083

Los requerimientos de agua enfriante en cada intercambiador de calor que utiliza servicios de enfriamiento se muestran en la Tabla 8.5. Sobre el anexo D puede observarse que la mínima aproximación de temperatura en los intercambiadores de calor es de 20.02 °F para intercambiadores proceso a proceso encontrada en el intercambiador 1 (FF-E-555), 80 °F para los intercambiadores que usan vapor (Intercambiador 9, SU-E-5) y 1.73 °F para los intercambiadores que requieren servicios fríos (Intercambiador 18, FL-E-2601).

Las curvas compuestas que representan el proceso de FCC en la Refinería de Cartagena (Ver Figura 8.2) muestran un $\Delta T_{\text{mín}}$ de 94.72 °F, una temperatura de Pinch de 426.84 °F, un consumo actual de servicios de enfriamiento de 186.896 MBTU/h que representa las pérdidas actuales de calor hacia el agua enfriante y un consumo de servicios calientes de 24.447 MBTU/h, el cual concuerda con el reportado en la Tabla 8.2.

Tabla 8.5. Requerimientos de agua de enfriamiento en la planta de FCC.

CORRIENTE	REQUERIMIENTOS DE AGUA ENFRIANTE < MBTU / h >
H.1	43.560
H.2	50.159
H.3	3.865
H.4	8.362
H.6	9.628
H.7	1.456
H.8	8.846
H.9	9.475
H.10	11.262
H.11	1.557
H.12	1.954
H.13	13.254
H.14	7.058
H.16	9.517
H.17	6.943
CONSUMO TOTAL	186.896



Al igual que en el cálculo de un intercambiador de calor, el intervalo de entalpías en el que la curva caliente y fría se superponen representa el calor que actualmente está siendo recuperado. Los intervalos de entalpía no superpuestos a la izquierda y derecha, son las necesidades de energía que no se pueden cubrir con las corrientes de proceso y por lo tanto representan los requerimientos de calentamiento y enfriamiento respectivamente.

Las necesidades energéticas dependen de la diferencia de temperatura entre la curva compuesta caliente y la curva compuesta fría. Si se aumenta esta diferencia (desplazando la curva fría hacia la derecha), será necesario aportar más energía, pero por otro lado, al disponerse de más diferencia de temperatura para los intercambios de calor, se necesitarán intercambiadores de calor con menor superficie. Igualmente, si se disminuye la diferencia de temperatura actual, se reducirá el consumo energético pero será necesaria una superficie de intercambio adicional. Habrá entonces que buscar una diferencia de temperatura óptima, que proporcione un equilibrio entre consumo energético y costo del equipo.

A 426.96 °F es el valor de temperatura en la que existe un mayor acercamiento entre la curva compuesta caliente y la fría. Este punto se denomina Temperatura de Pinch y es la temperatura para la cual existen mayores restricciones en el diseño de un sistema de recuperación de calor. El Pinch divide el problema en dos zonas: la primera, un sumidero de calor a alta temperatura ubicado sobre el Pinch y en la cual todo el calor necesario debe ser suplido por vapor de media presión, y la segunda, una fuente de calor a baja temperatura situada bajo el Pinch en la que todo el calor que es necesario remover se transfiere al agua enfriante. La transferencia de calor a través del punto Pinch, solo es posible en la dirección que indica la flecha en la Figura 8.2. Lo ideal es que el calor que se transfiera a través de ese punto sea cero ya que cuando se cumple dicha condición se logran los consumos energéticos mínimos a las condiciones de proceso.

Los requerimientos energéticos en el proceso también pueden ser representados gráficamente mediante un balance de entalpía (Figura 8.3) en el que $\Sigma(\Delta H)$ será una constante para el proceso. La primera ley de la termodinámica indica que el calor disponible por el vapor y las corrientes calientes del proceso debe ser igual al calor requerido por las corrientes frías del proceso y el agua de enfriamiento como se muestra a continuación:

$$\Sigma Q_H + Q_{HU} = \Sigma Q_C + Q_{CU} \quad (8.3)$$

1 Sobre las curvas compuestas, la diferencia de Temperatura mínima cambia cuando se hace un desplazamiento horizontal de la curva compuesta fría. Sin embargo, si las curvas llegaran a tocarse en algún punto, el ΔT_{\min} es nulo y la transmisión de calor sería imposible; por lo tanto, deberá mantenerse una separación entre las curvas de por lo menos algunos grados.

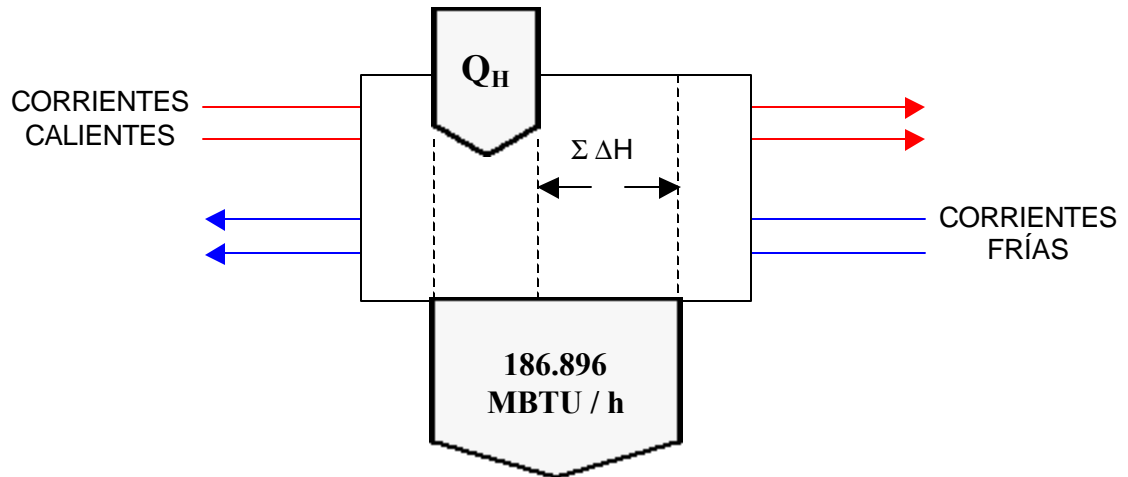


Figura 8.3. Representación del consumo energético de la planta.

Reemplazando los valores obtenidos en la Ecuación 8.3:

$$308.059 \text{ MBTU/h} + 24.447 \text{ MBTU/h} = 145.610 \text{ MBTU/h} + 186.896 \text{ MBTU/h}$$

Esta ley puede ser reordenada de la siguiente forma:

$$(Q_{HU} - Q_{CU}) = (\sum Q_C - \sum Q_H) \tag{8.4}$$

Los requerimientos mínimos de servicios externos (Q_{HU} y Q_{CU} respectivamente) que satisfacen la Ecuación 8.4 son 162.449 MBTU / h de servicios fríos y 0 MBTU / h de servicios calientes, dando como resultado un potencial de recuperación de calor de 24.447 MBTU / h ($186.896 \text{ MBTU/h} - 162.449 \text{ MBTU/h}$), lo cual asume que todo el calor puede ser transferido de una corriente caliente a una corriente fría. Sin embargo, debe verificarse si es posible alcanzar dichos consumos mínimos mediante la segunda ley de la termodinámica, la cual establece que el calor solo puede ser transferido de una temperatura mas alta a otra mas baja ya que debe existir una diferencia de temperatura positiva que provea una adecuada fuerza guía para transferir el calor entre la corriente fría y la caliente.

El método de las curvas compuestas es un método gráfico y muy práctico. Sin embargo, al tratarse de una planta tan compleja y debido a la gran cantidad de corrientes que involucra, se optó por emplear un método numérico directo para el cálculo de la máxima recuperación posible del calor mediante análisis Pinch. El método empleado fue el Algoritmo de la Tabla Problema basado en la cascada de mínima energía y propuesto por Flower y B. Linnhoff del Instituto de Ciencia y Tecnología de la Universidad de Manchester (UMIST)

en 1.978. Este método es simple y fácil de aplicar tanto en cálculos manuales como en programación. Para aplicar este algoritmo deben seguirse los siguientes pasos:

1. Aplicar la regla de cambio de la Figura 8.4, incrementando todas las temperaturas iniciales y finales de las corrientes frías en $(\Delta T_{\min}/2)$. Todas las temperaturas de las corrientes calientes se disminuyen en la misma magnitud. Esto se hace para asegurar la posibilidad de la transferencia térmica sobre una horizontal del diagrama Temperatura - Entalpía de la Figura 8.2, ya que, para que la transferencia de calor sea posible debe existir una mínima fuerza guía entre corrientes calientes y frías. Aplicando este procedimiento a las corrientes del presente estudio se obtienen los valores de la Tabla 8.6.

REGLA DE CAMBIO

Corrientes frías: $T = T + \Delta T_{\min}/2$

Corrientes calientes: $T = T - \Delta T_{\min}/2$

Figura 8.4. Regla de cambio.

2. Dividir el problema en los intervalos de temperatura limitados por las temperaturas iniciales y finales de las corrientes calientes y frías desplazadas. Estos intervalos se muestran en la primera columna de la Tabla 8.7. Posteriormente deben determinarse las corrientes calientes y frías presentes en cada intervalo de temperaturas y proceder con el cálculo de $F \cdot C_p$.

$$F \cdot C_p = \sum_{j=1}^m (MC_p)_j - \sum_{k=1}^n (MC_p)_k \quad (8.5)$$

Donde m y n son el número de corrientes frías y calientes respectivamente, presentes en cada intervalo.

3. Hacer el balance de entalpía en cada intervalo. (Ver última columna, Tabla 8.7) tal como se hizo para la elaboración de las curvas compuestas (Pasos 3 y 4). La columna 2 de la Tabla 8.8 reporta la cascada de energía para el caso de estudio haciendo la entalpía del último intervalo igual a 0.

Tabla 8.6. Temperaturas desplazadas aplicando la “regla de cambio”.

No.	T _E (°F)	T _S (°F)	T _E * (°F)	T _S * (°F)
H.1	178.58	100.00	131.22	52.64
H.2	302.11	140.80	254.75	93.44
H.3	289.11	108.50	241.75	61.14
H.4	440.64	122.00	393.28	74.64
H.5	471.00	368.00	423.64	320.64
H6.1	422.59	389.52	375.23	342.16
H6.2	389.52	160.00	342.16	112.64
H7.1	640.00	399.50	592.64	352.14
H7.2	399.50	200.00	352.14	152.64
H.8	392.90	100.00	345.54	52.64
H.9	135.66	94.90	88.30	47.54
H.10	139.76	89.73	92.40	42.37
H.11	112.00	100.00	64.64	52.64
H.12	115.00	100.00	67.64	52.64
H.13	154.24	100.00	106.88	52.64
H.14.1	335.22	221.59	287.86	174.23
H.14.2	221.59	170.75	174.23	123.39
H.14.3	170.75	102.00	123.39	54.64
H.15	260.10	200.30	212.74	152.94
H.16	201.40	103.00	154.04	55.64
H.17	244.00	112.00	196.64	64.64
C.1	335.22	369.44	382.58	416.80
C.2	90.13	131.00	137.49	178.36
C.3	215.90	233.98	263.26	281.34
C.4.1	194.02	217.00	241.38	264.36
C.4.2	217.00	231.00	264.36	278.36
C.5	379.48	380.48	426.84	427.84
C.6	118.40	180.00	165.76	227.36
C.7	246.00	247.00	293.36	294.36
C.8	260.10	300.00	307.46	347.36

Tabla 8.7. Tabla problema

i	INTERVALO DE TEMPERATURA (°F)	ΔT (°F)	F*C _p (BTU/°F*h)	ΔH (BTU/h)
0	42.37	0	0	0
1	47.54	5.17	-225105	-1163793

i	INTERVALO DE TEMPERATURA (°F)	ΔT (°F)	F*C_p (BTU/°F*h)	ΔH (BTU/h)
2	52.64	5.10	-457563	-2333571
3	54.64	2.00	-1546479	-3092958
4	55.64	1.00	-1649141	-1649141
5	61.14	5.50	-1745858	-9602219
6	64.64	3.50	-1767258	-6185403
7	67.64	3.00	-1690106	-5070318
8	74.64	7.00	-1559839	-10918873
9	88.30	13.66	-1586082	-21665880
10	92.40	4.10	-1353624	-5549858
11	93.44	1.04	-1128519	-1173660
12	106.88	13.44	-1439467	-19346436
13	112.64	5.76	-1195109	-6883828
14	123.39	10.75	-1203797	-12940818
15	131.22	7.83	-1210360	-9477119
16	137.49	6.27	-656020	-4115410
17	152.64	15.15	-520150	-7878556
18	152.94	0.30	-527448	-158234
19	154.04	1.10	-689154	-758069
20	165.76	11.72	-592437	-6945317
21	174.23	8.47	-435456	-3686875
22	178.36	4.13	-453143	-1872976
23	196.64	18.28	-589013	-10765214
24	212.74	16.10	-536415	-8636282
25	227.36	14.62	-374709	-5479482
26	241.38	14.02	-531690	-7454294
27	241.75	0.37	95856	35150
28	254.75	13.00	117256	1524328
29	263.26	8.51	428204	3645429
30	264.36	1.10	645516	710068
31	278.36	14.00	570541	7987574
32	281.34	2.98	17970	53551
33	287.86	6.52	-199342	-1299052
34	293.36	5.50	-72430	-398604
35	294.36	1.00	9059630	9059630
36	307.46	13.10	-72430	-948833
37	320.64	13.18	19049	251003
38	342.16	21.52	-105359	-2267326
39	345.54	3.38	-327515	-1107001
40	347.36	1.82	-297314	-542093
41	352.14	4.78	-388793	-1857148
42	375.23	23.09	-708751	-16365061

i	INTERVALO DE TEMPERATURA (°F)	ΔT (°F)	$F \cdot C_p$ (BTU/°F·h)	ΔH (BTU/h)
43	382.58	7.35	-477907	-3514194
44	393.28	10.70	-103447	-1106542
45	416.80	23.52	-77204	-1816093
46	423.64	6.84	-451664	-3087891
47	426.84	3.20	-327256	-1048299
48	427.84	1.00	78377812	78377812
49	592.64	164.80	-327256	-53930709

Tabla 8.8. Cascada de mínima energía

i	CASCADA DE ENERGÍA (BTU/h)	CASCADA DE MÍNIMA ENERGÍA (BTU/h)
0	162448885	186895988
1	161285092	185732195
2	158951521	183398624
3	155858563	180305666
4	154209422	178656525
5	144607203	169054306
6	138421800	162868903
7	133351482	157798585
8	122432609	146879712
9	100766729	125213832
10	95216871	119663974
11	94043211	118490314
12	74696775	99143878
13	67812947	92260050
14	54872129	79319232
15	45395010	69842113
16	41279600	65726703
17	33401044	57848147
18	33242810	57689913
19	32484741	56931844
20	25539424	49986527
21	21852549	46299652
22	19979573	44426676
23	9214359	33661462
24	578077	25025180

i	CASCADA DE ENERGÍA (BTU / h)	CASCADA DE MÍNIMA ENERGÍA (BTU / h)
25	-4901405	19545698
26	-12355699	12091404
27	-12320549	12126554
28	-10796221	13650882
29	-7150792	17296311
30	-6440724	18006379
31	1546850	25993953
32	1600401	26047504
33	301349	24748452
34	-97255	24349848
35	8962375	33409478
36	8013542	32460645
37	8264545	32711648
38	5997219	30444322
39	4890218	29337321
40	4348125	28795228
41	2490977	26938080
42	-13874084	10573019
43	-17388278	7058825
44	-18494820	5952283
45	-20310913	4136190
46	-23398804	1048299
47	-24447103	0
48	53930709	78377812
49	0	24447103

4. Sin embargo, como los flujos de calor (Cascada de energía de la Tabla 8.8) no pueden ser negativos es necesario adicionar calor hasta que estos flujos sean mayores o iguales a 0. De esta forma se puede construir la cascada de mínima energía (Columna 3, Tabla 8.8).

En esta cascada de mínima energía, se puede observar que en el intervalo 47 de temperaturas desplazadas la entalpía es cero y por lo tanto éste punto corresponde al de máxima aproximación de las Curvas Compuestas (Punto Pinch). El valor de la temperatura de Pinch se puede leer directamente en Tabla 8.7 para el intervalo 47. Los valores de las temperaturas de Pinch caliente y fría que serán usados más adelante, se obtienen por medio de las ecuaciones 8.6 y 8.7:

$$T^{\circ} \text{ de Pinch caliente: } T^{\circ} \text{ Pinch} - \Delta T_{\text{MÍN}} / 2 = 474.20^{\circ}\text{F} \quad (8.6)$$

$$T^{\circ} \text{ de Pinch fría: } T^{\circ} \text{ Pinch} + \Delta T_{\text{MÍN}} / 2 = 379.72^{\circ}\text{F} \quad (8.7)$$

El valor de la entalpía desplazada en la primera fila de la Tabla 8.8, columna 3 es la energía que debe aportarse desde fuentes externas al proceso (Es decir, los consumos mínimos de vapor) y el valor de la entalpía desplazada en la última fila de la Tabla (Columna 3) es la energía que debe ser retirada por fuentes externas al proceso (Consumos mínimos de agua enfriante). Puede observarse que los valores de los consumos energéticos mínimos y la temperatura de Pinch coinciden con los determinados gráficamente con las Curvas Compuestas. La Gran Curva Compuesta realizada a partir de los datos de la columna 2 (Tabla 8.7) y de la columna 3 (Tabla 8.8) se presenta en la Figura 8.5.

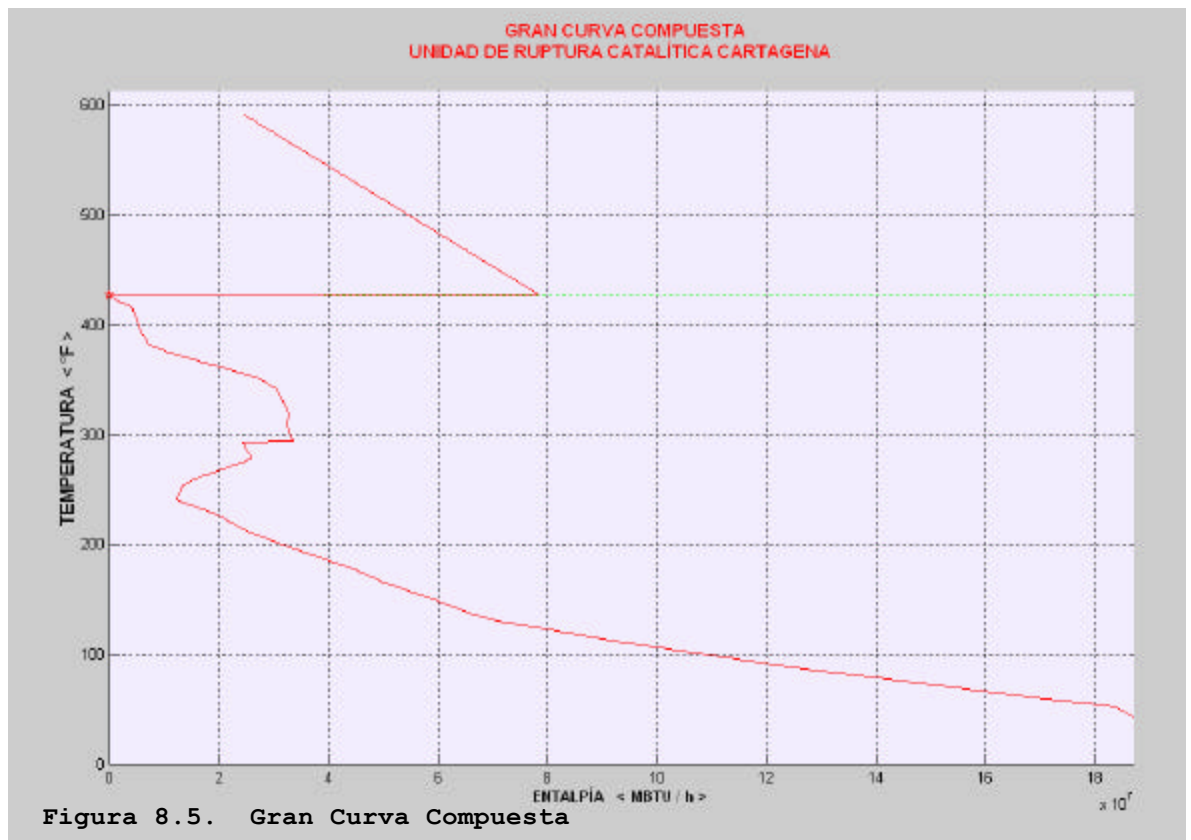


Figura 8.5. Gran Curva Compuesta

Sobre la Gran curva Compuesta se puede observar claramente una línea casi horizontal en la que hay un gran aumento de entalpía sobre un intervalo muy pequeño de temperatura (Intervalo entre 426.84 °F y 427.84 °F). Dicho intervalo proviene de desplazar las

temperaturas de la corriente C.5 en la Tabla 8.6 y por lo tanto esta línea corresponde a la región en la cual actualmente se genera vapor en la Unidad de Ruptura catalítica.

9. SELECCIÓN DEL $\Delta T_{\text{MÍN}}$ ÓPTIMO DEL PROCESO FCC PARA LA REFINERÍA DE CARTAGENA

La diferencia de temperatura mínima óptima, es aquella que genere los mínimos costos totales para la empresa. Dicha diferencia debe lograr un equilibrio entre el consumo energético del proceso y la inversión en equipo que genere el estudio de integración térmica. Por lo tanto, dicho estudio fuera de basarse en fundamentos termodinámicos, matemáticos y de ingeniería debe incorporar además la economía de la compañía y la localización de la planta, ya que, aunque el proyecto sea económicamente rentable y termodinámicamente factible con el $\Delta T_{\text{mín}}$ seleccionado, al momento de llevarlo a cabo deben tenerse en cuenta algunas restricciones que impone la empresa como el tiempo de retorno de la inversión. Debido a la corta vida de la planta de ruptura catalítica, el capital invertido debe ser recuperado en un tiempo inferior a 1 año y medio con el fin de obtener un flujo de caja neto positivo lo suficientemente grande para generar liquidez y justificar la inversión.

La selección del $\Delta T_{\text{mín}}$ puede ser determinado con base en la experiencia obtenida al realizar estudios de integración en procesos similares, tal como sugiere el libro ‘User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy’ [25]. No obstante, el valor óptimo de $\Delta T_{\text{mín}}$ para la planta de FCC en la refinería de Cartagena se determinó teniendo en cuenta las condiciones y características del proceso en particular, además de la información económica actualizada conllevando a una adecuada selección del $\Delta T_{\text{mín}}$ óptimo. El procedimiento involucra la búsqueda del $\Delta T_{\text{mín}}$ que genere el mínimo costo total anualizado. A continuación se describe con más detalle el procedimiento de cálculo utilizado.

9.1 EVALUACIÓN DEL COSTO TOTAL ANUALIZADO

El costo total anualizado es una función de la diferencia mínima de temperatura y corresponde a la suma de los costos de operación y los costos de capital:

$$CT = CO + FA * CC \quad (9.1)$$

Donde CT corresponde al costo total anualizado, CO son los costos de operación, CC los costos de capital y FA es el factor de anualización, el cual es estimado mediante la función de costos:

$$FA = \frac{i * (i + 1)^n}{(i + 1)^n - 1} = \frac{0.1228 * (1.1228)^3}{(1.1228)^3 - 1} = 0.418 \quad (9.2)$$

Los parámetros i y n de la ecuación corresponden a la tasa de interés y al tiempo de vida útil de la planta respectivamente. Se consideraron únicamente 3 años de vida útil debido a que la refinería espera en este tiempo el funcionamiento del Plan Maestro de Desarrollo (PMD) y una vez llevado a cabo dicho proyecto será necesario replantear el estudio de integración térmica propuesto en el presente trabajo¹ ya que con el aumento de la capacidad de la planta hasta 35.000 barriles día se hacen modificaciones importantes en equipos y condiciones de proceso. Se tomó una tasa de interés de 12.28%² y un tiempo de operación anual (TOA) de 8520 h. Dicho valor se obtuvo de destinar 30 días de parada de planta para mantenimiento y reparación cada tres años como sucede normalmente. Ésta información se resume en la Tabla 9.1.

Tabla 9.1. Información económica necesaria para el análisis Pinch.

FUNCIÓN DE COSTOS	$i*(i+1)^n / [(i+1)^{n-1}]$
TASA DE INTERÉS (%)	12.28
VIDA ÚTIL DE LA PLANTA (AÑOS)	3
TIEMPO DE OPERACIÓN ANUAL	355 d / 8520 h

Las condiciones a las cuales están disponibles los servicios industriales requeridos por la planta (Agua enfriante y vapor) se exponen en la Tabla 9.2. Para efectos de los intercambiadores que requieren agua de enfriamiento, se supone que existe la suficiente disponibilidad bajo las condiciones que se reportan en dicha Tabla³.

¹ El Plan Maestro de Desarrollo (PMD) no considera un estudio estructurado de Integración Térmica.

² Información suministrada por el Departamento de Planeación del Negocio. Refinería de Cartagena, ECOPETROL.

³ No hace parte del alcance del presente trabajo revisar la hidráulica o capacidad de los sistemas de agua de las torres de enfriamiento.

Tabla 9.2. Condiciones de suministro de los servicios industriales.

SERVICIO	SUMINISTRO		RETORNO	
	T < °F >	P < psig >	T < °F >	P < psig >
AGUA DE ENFRIAMIENTO	88.00	75	105.00 ¹	40
VAPOR DE MEDIA PRESIÓN	380.48	145	-- --	-- --

Los costos promedio de estos servicios para la refinería se reportan en la segunda columna de la Tabla 9.3². Sin embargo, los costos deben ser anualizados (Ver Tabla) para realizar el estudio económico en términos de beneficio anual y tiempo de retorno de la inversión.

9.1.1 Estimación y anualización del costo de los servicios: Es necesario estimar los costos del agua de enfriamiento con respecto al flujo de reposición de agua clarificada hacia la Torre de Agua enfriante (TAE II), el cual a su vez, es función de la cantidad de agua evaporada como consecuencia de la transferencia de masa hacia el aire que le sirve como medio de enfriamiento. La siguiente expresión [9] permite el cálculo del flujo de agua (Fr) que es necesario reponer en la torre de enfriamiento:

$$Fr = \frac{0.85 * F_c * \Delta T_{TAE_II} * C_c}{1000 * (C_c - 1)} \quad (9.3)$$

Donde, F_c es el flujo de circulación de agua de enfriamiento a través de la TAE II (En este caso 24000 gpm), ΔT_{TAE_II} es la diferencia de temperatura a las condiciones de retorno y salida de agua de enfriamiento de la Torre de enfriamiento. C_c es el número de ciclos de concentración que indican el número de veces que el agua de reposición se concentra en el sistema de enfriamiento y en la práctica [9] se define como la relación entre la concentración de una especie en el agua de reposición y la concentración de la misma especie en el agua de circulación. En la torre de agua de enfriamiento de la planta, en la refinería de Cartagena, se tienen calculados 5 ciclos de concentración.

¹ Este valor indica la temperatura a la cual el agua regresa a la torre de enfriamiento después de mezclarse con el agua proveniente de los equipos que no hacían parte de la Integración.

² Información suministrada por el Departamento de Planeación del Negocio. Refinería de Cartagena, ECOPEPETROL.

Reemplazando se obtiene un flujo de reposición¹ de:

$$Fr = \frac{0.85 * 24000 * (105^{\circ}F - 88^{\circ}F) * 5}{1000 * (5 - 1)} = 433.5 \text{ gpm}$$

La medición de ΔT_{TAEII} fue de 17°F y se efectúa de acuerdo a las condiciones de temperatura reportadas. ΔT_{TAEII} corresponde al 1.7 % de toda el agua que circula través de la TAE II. Éste nuevo valor calculado para el agua de reposición proporciona alta confiabilidad para los cálculos y se trabaja con el mayor valor con el fin de tener una estimación segura para el costo del agua de enfriamiento.

Para el cálculo del costo del agua enfriante por unidad de energía se utiliza la siguiente expresión deducida a partir del balance de energía para el agua de enfriamiento:

$$C_{cw} = 1 * 10^6 * \frac{C_w * \frac{1}{TRM}}{\rho_w * C_{pw} * (\Delta T_{TAE-II})} \quad (9.4)$$

Donde:

C_{cw} = Costo del agua de enfriamiento en unidades de energía, < \$US / MMBTU >

C_w = Costo del agua por unidad de volumen (33.71 \$ Col / Kgal). [8]

ρ_w = Densidad del agua, 8345.4 Lb / KGAL.

C_{pw} = Calor específico del agua. 1.0 BTU / Lb °F.

TRM = Taza Representativa del Mercado, 2960.77 \$ Col / \$US (Marzo 6 de 2003).

Reemplazando en la Ecuación 9.4, el costo del Agua enfriante por unidad de Energía es:

$$C_{cw} = 1 * 10^6 \text{ BTU} / \text{MMBTU} * \frac{33.71 \text{ \$ / Kgal} * \frac{1}{2960.77 \text{ \$ / US\$}}}{8345.4 \text{ Lb} / \text{Kgal} * 1 \text{ BTU} / \text{Lb}^{\circ}F * (105^{\circ}F - 88^{\circ}F)}$$

$$C_{cw} = 0.08025 \text{ \$US} / \text{MMBTU}$$

¹ El flujo de Agua de Reposición para la TAE II es la cantidad de agua requerida para reemplazar las pérdidas debidas a evaporación y purga. Se estima que por cada 10°F de caída de temperatura a través de la torre, se evapora aproximadamente 1% de agua de recirculación. [9].

En el costo del vapor de media de presión (Aprox.140 psig) por unidad de energía se utiliza el balance de energía para el vapor:

$$C_{cv} = \frac{C_v}{(\lambda_{cond} + Q_s)} * 1000, < US\$ / MMBTU > \quad (9.5)$$

Donde:

C_{cv} = Costo del vapor de media presión por unidad de energía < \$US / MMBTU >.

C_v = Costo del vapor de media presión por unidad másica (2.89 US\$ / KLb [8])

λ_{cond} = Calor de condensación < BTU / Lb >.

$Q_{Sensible}$ = Calor sensible calculado entre la temperatura inicial y la temperatura a la cual comienza la condensación.

Por lo tanto el costo del vapor de media presión por unidad de energía a las condiciones reportadas en la Tabla 9.2, es:

$$C_{cv} = \frac{2.89 \text{ US\$ / KLb}}{(859.341 + 10.379) \text{ BTU/Lb}} * 1000 \text{ KLb / Lb} = 3.323 \text{ US\$ / MBTU}$$

Tabla 9.3. Costos de los servicios industriales.

SERVICIO	COSTOS DE OPERACIÓN	COSTOS ANUALIZADOS (US\$/MBTU)
AGUA DE ENFRIAMIENTO	33.71 US\$ / KGal	0.08025
GAS COMBUSTIBLE	--- --	2.490
VAPOR 140 PSIG	2.89 US\$ / KLb	3.320

9.1.2 Evaluación de los costos de operación: Los costos de operación están representados en el vapor de media presión y el agua de enfriamiento consumida. Incluyendo el tiempo efectivo de operación anual (TOA) y el costo anualizado de los servicios, actualmente ($\dot{A}T_{mín} = 94.72$ °F) los costos de operación anual son:

$$CO = [Q_H * \$_{VAPOR} + Q_C * \$_{AGUA}] * TOA \quad (9.6)$$

Reemplazando en la ecuación 9.6:

$$CO = \left[24.447 \frac{\text{MBTU}}{\text{h}} * 3.32 \frac{\text{US\$}}{\text{MBTU}} + 186.896 \frac{\text{MBTU}}{\text{h}} * 0.08025 \frac{\text{US\$}}{\text{MBTU}} \right] * 8520 \frac{\text{h}}{\text{año}}$$

$$CO = 819304 \text{ US\$ / año}$$

9.1.3 Estimación de los costos de capital: Otro elemento a considerar es la inversión en equipos que involucre el estudio de Integración. Las correlaciones de costos de capital para un intercambiador de calor suelen tener la forma recomendada por B. Al-Riyami [2] y Hall [35,36]:

$$CC = A + B*(\text{ÁREA})^C \quad (9.7)$$

Donde A representa el costo de instalación del intercambiador independiente del área de transferencia de calor y es un valor único para la zona donde se encuentre ubicada la empresa. En el caso de la Refinería de Cartagena el costo que reporta el Departamento de compras es de 36888 US\$ (Año 2003) e incluye trabajo civil, tubería, pintura y trabajo de ensamble. La constante B representa el costo del intercambiador por unidad de área, el cual depende de los materiales de construcción, de la caída de presión en el equipo y el tipo de intercambiador de calor. El valor de la constante “B” para cada intercambiador de calor estudiado se encuentra reportada en el Anexo F¹.

Correlaciones de éste tipo han sido usadas en otros estudios logrando estimaciones de los costos de los equipos con bastante precisión ya que la construcción de los intercambiadores de calor está muy estandarizada.

9.1.3.1 Construcción de las curvas compuestas balanceadas: La estimación del área se hace a partir de los datos de las curvas compuestas balanceadas y de los intervalos de entalpía. Las curvas compuestas balanceadas representan muy bien el balance entálpico del proceso ya que a diferencia de las curvas compuestas, éstas incluyen las corrientes de servicio. El algoritmo para generar las curvas se muestra a continuación:

- 1) Inicialmente deben extraerse y ordenarse en forma ascendente las temperaturas de las corrientes calientes y frías por separado, tal como se hizo en el primer paso del

¹ Esta información fue solicitada a **INTERNATIONAL INDUSTRIAL CORPORATION**, 5215 NW 33 Avenue, Fort Lauderdale, Florida 33309.

procedimiento de las curvas compuestas (Capítulo 8). Igualmente, calcular con el mismo procedimiento (Paso 2) el valor de $\dot{Q}F^*C_p$ en cada intervalo de temperatura. Los valores de F^*C_p para las corrientes de servicio están incluidos en la Tabla 2 del anexo C y son calculados como:

$$(F^*C_p)_{VAPOR} = Q_H / (T_E - T_S)_{VAPOR} \quad (9.8)$$

$$(F^*C_p)_{H_2O} = Q_C / (T_S - T_E)_{H_2O} \quad (9.9)$$

Reemplazando:

$$(F^*C_p)_{VAPOR} = 24.447 \text{ MBTU} / ^\circ\text{F}\cdot\text{h} / (380.48 ^\circ\text{F} - 379.48 ^\circ\text{F})_{VAPOR}$$

$$(F^*C_p)_{VAPOR} = 24.447 \text{ MBTU} / \text{h}$$

$$(F^*C_p)_{H_2O} = 186.896 \text{ MBTU} / ^\circ\text{F}\cdot\text{h} / (104.41 ^\circ\text{F} - 88.00 ^\circ\text{F})_{H_2O}$$

$$(F^*C_p)_{H_2O} = 113.870 \text{ MBTU} / \text{h}$$

- 2) Los valores para $\ddot{A}H_i$ y H_i se calculan por medio de las ecuaciones 1 y 2 del Capítulo 8. Sin embargo, la condición de que $H_i = 0$ para $i = 0$ se mantiene tanto para la curva compuesta balanceada caliente como para la fría. Los resultados se presentan en las Tablas 9.4 y 9.5. Las curvas compuestas balanceadas de la Figura 9.1 se obtienen graficando la columna de temperatura de estas Tablas en el eje Y, contra la última columna en el eje X.

Tabla 9.4. Datos para la curva compuesta balanceada caliente.

INTERVALO	TEMPERATURA ($^\circ\text{F}$)	$\dot{Q}F^*C_p$ ($\text{BTU}/^\circ\text{F}\cdot\text{h}$)	$\ddot{A}H$ (BTU/h)	H (BTU/h)
0	89.73	0	0	0
1	94.90	225105	1163793	1163793
2	100.00	457563	2333571	3497364
3	102.00	1546479	3092958	6590322
4	103.00	1649141	1649141	8239463
5	108.50	1745858	9602219	17841682
6	112.00	1767258	6185403	24027085
7	115.00	1690106	5070318	29097403
8	122.00	1559839	10918873	40016276
9	135.66	1586082	21665880	61682156
10	139.76	1353624	5549859	67232015
11	140.80	1128519	1173659	68405674

INTERVALO	TEMPERATURA (°F)	ÓF*C_p (BTU/°F*h)	ΔH (BTU / h)	H (BTU / h)
12	154.24	1439467	19346437	87752111
13	160.00	1195109	6883828	94635939
14	170.75	1203797	12940817	107576756
15	178.58	1210360	9477119	117053875
16	200.00	656020	14051949	131105824
17	200.30	663318	198995	131304819
18	201.40	825024	907526	132212345
19	221.59	728307	14704519	146916864
20	244.00	745994	16717725	163634589
21	260.10	693396	11163676	174798265
22	289.11	531690	15424327	190222592
23	302.11	510290	6633770	196856362
24	335.22	199342	6600213	203456575
25	368.00	72430	2374256	205830831
26	379.00	196838	2165218	207996049
27	380.00	24643941	24643941	232639990
28	389.52	196838	1873898	234513888
29	392.90	418994	1416200	235930088
30	399.50	388793	2566033	238496121
31	422.59	708751	16365061	254861182
32	440.64	477907	8626221	263487403
33	471.00	451664	13712519	277199922
34	640.00	327256	55306264	332506186

Tabla 9.5. Datos para la curva compuesta balanceada fría.

INTERVALO	TEMPERATURA (°F)	ÓF*C_p (BTU/°F*h)	ΔH (BTU / h)	H (BTU / h)
0	88.00	0	0	0
1	90.13	11389152	24258894	24258894
2	104.41	11525022	164577316	188836210
3	118.40	135870	1900821	190737031
4	131.00	292851	3689923	194426954
5	180.00	156981	7692069	202119023
6	194.02	0	0	202119023
7	215.90	627546	13730706	215849729
8	217.00	844858	929344	216779073
9	231.00	769883	10778362	227557435

INTERVALO	TEMPERATURA (°F)	$\dot{Q}F \cdot C_p$ (BTU/°F*h)	$\dot{A}H$ (BTU / h)	H (BTU / h)
10	233.98	217312	647590	228205025
11	246.00	0	0	228205025
12	247.00	9132060	9132060	237337085
13	260.10	0	0	237337085
14	300.00	91479	3650012	240987097
15	335.22	0	0	240987097
16	369.44	374460	12814021	253801118
17	379.48	0	0	253801118
18	380.48	78705068	78705068	332506186

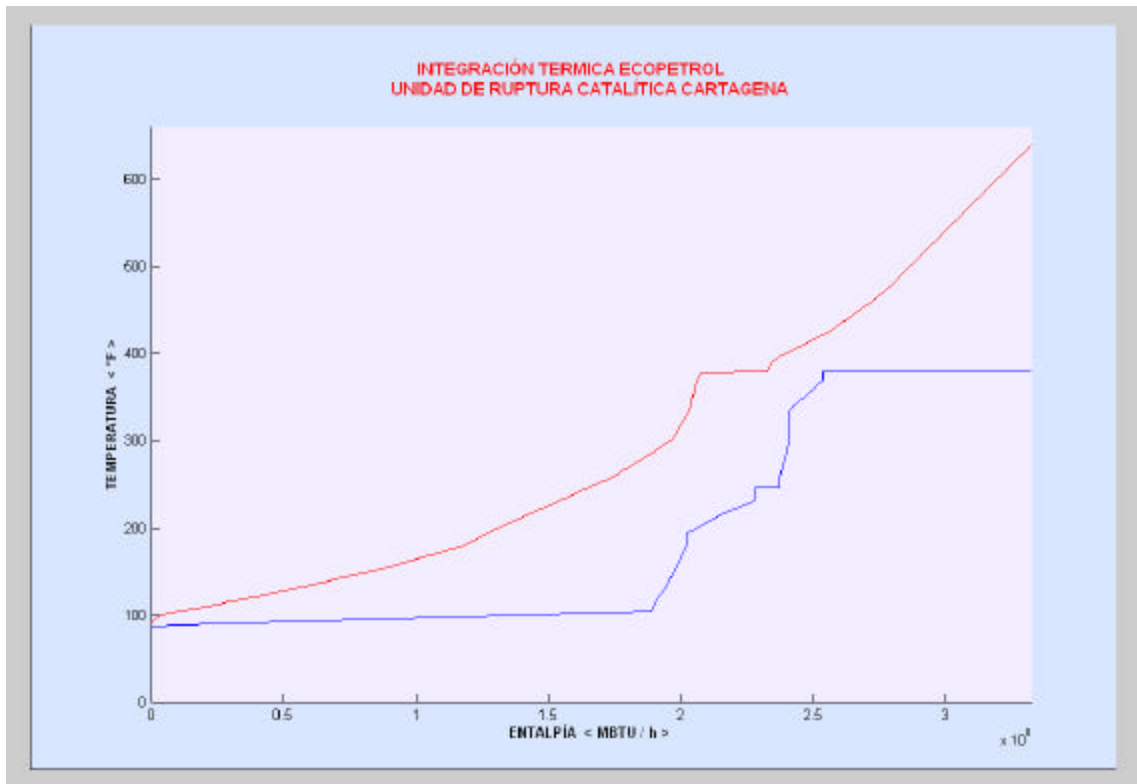


Figura 9.1. Curvas Compuestas Balanceadas

9.1.3.2 Determinación de los intervalos de entalpía y del área mínima para la transferencia de calor: El área de transferencia de calor para una red de mínimo consumo de energía puede ser calculada a partir de las curvas compuestas balanceadas dividiéndolas en intervalos de entalpía con el algoritmo sugerido por UDAY V. SHENOY [40]:

- 1) La última columna de las Tablas 9.4 y 9.5 se combinan en una sola columna, omitiendo los valores comunes en cada Tabla y luego es ordenada en forma ascendente como se muestra en la segunda columna de la Tabla 9.6. Los valores obtenidos forman los intervalos de entalpía sobre las curvas compuestas balanceadas y corresponden a todos los puntos de la Figura 9.2 en los que cambia la pendiente de la curva caliente o fría.
- 2) Cada uno de los valores de H en la columna 2 de la Tabla 9.6 es comparado con los valores de H en la última columna de la Tabla 9.4 y el intervalo de la Tabla 9.4 para el que el valor de H sea mayor o igual a H_i servirá como fila de referencia (r) para el cálculo de T_H en ese intervalo. Así, T_H tomará los valores determinados por las Ecuaciones 9.10 y 9.11.

$$T_H = T_{(r)} \text{ (Tabla 9.4), si } H_{(r)} \text{ (Tabla 9.4)} = H_i \text{ (Tabla 9.6)} \\ \text{ó sí } 1/\dot{O}F \cdot C_{P(r)} = 0. \quad (9.10)$$

$$T_H = T_{(r)} - (H_{(r)} - H_i) / \dot{O}F \cdot C_{P(r)}, \text{ para los demás casos.} \quad (9.11)$$

Para el cálculo de T_C los valores de H en la Tabla 9.6 son comparados ahora con los valores de H en la Tabla 9.5 y se usan las ecuaciones 9.12 y 9.13:

$$T_C = T_{(r)} \text{ (Tabla 9.5), si } H_{(r)} \text{ (Tabla 9.5)} = H_i \text{ (Tabla 9.6)} \\ \text{ó sí } 1/\dot{O}F \cdot C_{P(r)} = 0. \quad (9.12)$$

$$T_C = T_{(r)} - (H_{(r)} - H_i) / \dot{O}F \cdot C_{P(r)}, \text{ para los demás casos.} \quad (9.13)$$

- 3) Los valores de las dos últimas columnas de la Tabla 9.6 son obtenidos similarmente a los valores de $\dot{O}F \cdot C_P$ en las Tablas 9.4 y 9.5. La forma de determinarlos cambia únicamente en que para este caso, se deben tener en cuenta los coeficientes de transferencia de calor individuales propios de cada corriente. El subíndice “h” indica que los valores son referidos a corrientes calientes y el subíndice “c” a corrientes frías.

Tabla 9.6. Intervalos de entalpía para la determinación del área.

INTERVALO	H_i (BTU / h)	$(r)_H$	T_H	$(r)_C$	T_C	$\dot{O}(F \cdot C_P/h)_h$	$\dot{O}(F \cdot C_P/h)_c$
0	0	1	89.73	1	88.00	0	0
1	1163793	2	94.90	2	88.10	2360.83	36722.62
2	3497364	3	100.00	2	88.31	4691.00	36722.62

INTERVALO	H_i (BTU / h)	$(r)_H$	T_H	$(r)_C$	T_C	$\dot{O}(F \cdot C_P/h)_h$	$\dot{O}(F \cdot C_P/h)_c$
3	6590322	4	102.00	2	88.58	14475.94	36722.62
4	8239463	5	103.00	2	88.72	15181.91	36722.62
5	17841682	6	108.50	2	89.57	15729.91	36722.62
6	24027085	7	112.00	2	90.11	15921.67	36722.62
7	24258894	8	112.14	2	90.13	15496.31	36722.62
8	29097403	8	115.00	3	90.55	15496.31	37425.37
9	40016276	9	122.00	3	91.50	14767.91	37425.37
10	61682156	10	135.66	3	93.38	14969.49	37425.37
11	67232015	11	139.76	3	93.86	12639.31	37425.37
12	68405674	12	140.80	3	93.96	10278.48	37425.37
13	87752111	13	154.24	3	95.64	11925.72	37425.37
14	94635939	14	160.00	3	96.24	9647.11	37425.37
15	107576756	15	170.75	3	97.36	9774.20	37425.37
16	117053875	16	178.58	3	98.18	9673.72	37425.37
17	131105824	17	200.00	3	99.40	3884.27	37425.37
18	131304819	18	200.30	3	99.42	4058.87	37425.37
19	132212345	19	201.40	3	99.50	4935.13	37425.37
20	146916864	20	221.59	3	100.77	4387.13	37425.37
21	163634589	21	244.00	3	102.22	4665.48	37425.37
22	174798265	22	260.10	3	103.19	4371.25	37425.37
23	188836210	23	286.50	3	104.41	3494.98	37425.37
24	190222592	23	289.11	4	114.61	3494.98	702.75
25	190737031	24	290.12	4	118.40	3303.23	702.75
26	194426954	24	297.35	5	131.00	3303.23	1401.75
27	196856362	24	302.11	6	146.48	3303.23	699.00
28	202119023	25	328.51	6	180.00	1655.99	699.00
29	202119023	25	328.51	7	194.02	1655.99	0.00
30	203456575	25	335.22	8	196.15	1655.99	4534.62
31	205830831	26	368.00	8	199.93	772.14	4534.62
32	207996049	27	379.00	8	203.39	2149.40	4534.62
33	215849729	28	379.32	8	215.90	45717.03	4534.62
34	216779073	28	379.36	9	217.00	45717.03	5335.86
35	227557435	28	379.79	10	231.00	45717.03	3922.40
36	228205025	28	379.82	11	233.98	45717.03	801.24
37	228205025	28	379.82	12	246.00	45717.03	0.00
38	232639990	28	380.00	13	246.49	45717.03	33573.75
39	234513888	29	389.52	13	246.69	2149.40	33573.75
40	235930088	30	392.90	13	246.85	4670.82	33573.75
41	237337085	31	396.52	13	247.00	4401.94	33573.75
42	237337085	31	396.52	14	260.10	4401.94	0.00
43	238496121	31	399.50	15	272.77	4401.94	334.93
44	240987097	32	403.01	15	300.00	5992.00	334.93
45	240987097	32	403.01	16	335.22	5992.00	0.00

INTERVALO	H _i (BTU / h)	(r) _H	T _H	(r) _C	T _C	Ó(F*C _P /h) _h	Ó(F*C _P /h) _c
46	253801118	32	421.09	17	369.44	5992.00	1687.21
47	253801118	32	421.09	18	379.48	5992.00	0.00
48	254861182	32	422.59	19	379.49	5992.00	521122.08
49	263487403	33	440.64	19	379.60	3343.49	521122.08
50	277199922	34	471.00	19	379.78	3141.92	521122.08
51	332506186	35	640.00	19	380.48	1764.66	521122.08

- 4) Sobre cada uno de los intervalos de entalpía, se puede plantear un intercambiador hipotético en contracorriente. Linnhoff [25] y Shenoy [40] proponen una ecuación en función de los coeficientes individuales de transmisión de calor cuya área puede calcularse del siguiente modo:

$$A_i = \frac{(Q/h)_i}{\Delta T_{ML,i}} \quad (9.14)$$

El término “Q / h” para cada intervalo se calcula como:

$$(Q/h)_i = \dot{O} (F*C_P/h)_{h,i} * (T_{H,i} - T_{H,i-1}) + \dot{O} (F*C_P/h)_{c,i} * (T_{C,i} - T_{C,i-1}) \quad (9.15)$$

La diferencia de temperatura media logarítmica se calcula por medio de la ecuación 9.16 y los valores se reportan en la Tabla 9.7. La condiciones para i = 0, son (Q/h) = 0 y $\ddot{A}T_{ML} = 0$.

$$\Delta T_{ML,i} = \frac{(T_{H,i} - T_{C,i}) - (T_{H,i-1} - T_{C,i-1})}{Ln \left| \frac{(T_{H,i} - T_{C,i})}{(T_{H,i-1} - T_{C,i-1})} \right|} \quad (9.16)$$

Tabla 9.7 Cálculo del área contracorriente.

INTERVALO	Ó(Q/h)	$\ddot{A}T_{ML}$	A _i < Ft ² >
1	15957.96	3.70	4309.18
2	31448.36	9.03	3484.51
3	38924.66	12.54	3104.71
4	20499.32	13.84	1480.68
5	117475.42	16.50	7121.63
6	75669.74	20.38	3713.64

INTERVALO	$\bar{O} (Q/h)$	$\bar{A}T_{ML}$	$A_i < Ft^2 >$
7	2872.85	21.95	130.89
8	60075.67	23.21	2588.66
9	138832.39	27.37	5073.36
10	274839.09	36.07	7619.01
11	69843.32	44.07	1584.92
12	14500.87	46.37	312.73
13	223105.59	52.50	4249.57
14	77921.29	61.15	1274.35
15	147095.55	68.46	2148.50
16	106520.45	76.84	1386.24
17	128832.22	90.12	1429.54
18	1863.86	100.74	18.50
19	8375.67	101.39	82.61
20	136326.32	111.09	1227.15
21	158841.22	131.02	1212.36
22	106629.04	149.21	714.60
23	137861.87	169.19	814.84
24	16283.86	178.27	91.35
25	5990.89	173.10	34.61
26	41547.77	169.02	245.82
27	26543.68	160.93	164.94
28	67151.84	152.04	441.66
29	0	141.38	0.00
30	20776.54	136.77	151.91
31	42467.12	153.11	277.36
32	39289.22	171.81	228.68
33	71319.73	169.44	420.91
34	7593.47	162.89	46.62
35	74908.61	155.48	481.80
36	3589.04	147.31	24.36
37	0	139.74	0.00
38	24532.33	133.67	183.53
39	27351.66	138.12	198.03
40	20993.99	144.44	145.35
41	21102.89	147.78	142.80
42	0	142.87	0.00
43	17366.21	131.51	132.05
44	30179.6	114.46	263.66
45	0	84.18	0.00
46	166070.17	59.36	2797.72
47	0	46.45	0.00
48	15981	42.35	377.35
49	117466.03	51.55	2278.79

INTERVALO	$\dot{O} (Q/h)$	ΔT_{ML}	A_i < Ft ² >
50	186182.04	75.12	2478.40
51	664421.26	160.97	4127.65

- 5) La suma del área de cada uno de los intervalos, corresponde al área mínima para una red de intercambiadores en contracorriente.

$$A_T = \sum_k^{\# \text{ Intervalos de Entalpía}} A_i \quad (9.17)$$

Reemplazando en la Ecuación 9.17 se obtiene un área total de 70817.52 ft². Mediante este método se pueden conseguir estimaciones bastante precisas del área que tendrá la red de intercambio y las desviaciones máximas respecto del valor experimental del área de la red suelen estar en torno al 10% [55]. En general, la expresión para calcular el área total de la red es satisfactoria para una evaluación económica preliminar aunque no garantiza que el área total sea la mínima área de la red. Esto se debe a que por consideraciones de seguridad y operabilidad, usualmente suelen ser necesarios más intercambiadores de calor que el número mínimo. Sin embargo, cabe destacar de esta metodología la importancia que tiene el obtener los costos de capital sin un diseño previo mediante el cálculo de áreas mínimas asumiendo intercambiadores de calor en contracorriente verdadera.

9.1.3.3 Cálculo del número mínimo de unidades:

El número mínimo de unidades de intercambio requeridas en el diseño de una red de máxima recuperación de calor puede ser calculado por medio de la teoría de Grafos:

$$N_{\min, \text{MRC}} = (N_a - 1) + (N_b - 1) \quad (9.18)$$

Donde N_a y N_b , son el número de corrientes (Incluyendo las de servicio) que se encuentran arriba y abajo del Pinch respectivamente. Otras correlaciones pueden encontrarse en Conceptual Design of Chemical Processes [6], en Pinch Analysis [31] ó en Heat Exchanger Network Synthesis [40].

Para un valor de ΔT_{\min} igual a 94.72 °F que es la condición actual de la planta, hay 2 corrientes de proceso ubicadas en la zona arriba del punto Pinch. Estas corrientes son los

fondos de la fraccionadora principal (corriente caliente H7.1) y el condensado proveniente el tambor de vapor (corriente fría C.5). Por otro lado son 31 las corrientes de proceso incluyendo una de agua y otra de vapor de servicio por debajo de él. En un capítulo posterior se podrán observar las implicaciones que conlleva para la refinería el tener ubicada la corriente de vapor de servicio abajo del Pinch.

Reemplazando se obtiene:

$$N_{\text{mín},\text{MRC}} = (2 - 1) + (31 - 1) = 1 + 30 = 31$$

Esto significa que para tener una red de máxima recuperación de energía con una diferencia mínima de temperatura de 94.72 °F son necesarias 5 unidades de intercambio de calor adicionales a las 26 (Ver Anexo F) que tiene la planta. Sin embargo, el objetivo no es diseñar la red a este $\Delta T_{\text{mín}}$, sino continuar con la búsqueda del $\Delta T_{\text{mín}}$ óptimo y así con el valor encontrado, realizar el diseño.

Las correlaciones de costos para un intercambiador simple (Ecuación 9.7) se pueden aplicar también para estimar los costos de capital de toda la red de intercambiadores de calor teniendo en cuenta el número mínimo de unidades de la red $N_{\text{mín},\text{MER}}$. La constante “A” correspondiente a los costos de instalación de cada equipo y la constante “C”¹ de la ley de costos 9.7 son iguales para todos los intercambiadores y por lo tanto para toda la red. La constante “B” será asumida como el valor promedio de las constantes “B” de todos los intercambiadores (Anexo F).

$$CC = N_{\text{mín},\text{MER}} * (A + B * (A_T / N_{\text{mín},\text{MER}})^C) \quad (9.19)$$

Los valores de $N_{\text{mín},\text{MER}}$ y de A_T calculados para un $\Delta T_{\text{mín}}$ de 94.72 °F y los valores de FA, CO y CC calculados anteriormente por medio de las ecuaciones 9.2, 9.6 y 9.19 respectivamente, originan unos costos de capital para la red de:

$$CC = 31 * (36888 + 199 * (70817.52 / 31)^{0.81}) = 4385623 \text{ US\$ / año.}$$

En contra de lo que podría suponerse, este método de cálculo tan simple proporciona resultados sorprendentemente precisos para el costo de la red y es recomendado por numerosos autores [25,40,55,58].

¹ La constante “C” se toma como 0.81, el cual es el valor recomendado por Hall [36] cuando se trata de intercambiadores de coraza y tubo.

El costo total anualizado para un $\Delta T_{mín}$ de 94.72 °F mediante la Ecuación (9.1) es:

$$CT = 819304 \text{ US\$ / año} + 0.418 * 4385623 \text{ US\$ / año}$$

$$CT = 2652494 \text{ US\$ / año.}$$

Todos los procedimientos anteriores para la estimación preliminar de los costos de operación, de capital y de los costos totales calculados para la diferencia de temperatura actual de la planta, deben repetirse para diferentes valores de $\Delta T_{mín}$. El rango seleccionado fue 1.00 °F – 94.72 °F con una precisión en el cálculo de 0.01 °F. El límite superior se estableció teniendo en cuenta que el diseño de la nueva red se debe orientar hacia la disminución de energía. Sobre la Figura 9.2 se presentan graficados los valores obtenidos para los costos de operación (Línea roja), costos de capital (Línea verde) y los costos totales (Línea azul) y se puede notar que el proceso de Cracking Catalítico en la Refinería de Cartagena corresponde a un “Problema límite”, el cual es un caso dentro de la metodología Pinch que requiere un tratamiento especial. En este caso los requerimientos de vapor de media presión pueden disminuirse hasta el punto de desaparecer sin necesidad de tener un $\Delta T_{mín}$ muy pequeño. Sobre la curva de costos de operación en la Figura 9.2 se puede observar que por debajo de aproximadamente 41 °F, el costo de los servicios no disminuye y esto es debido a que por debajo de este valor no es posible reducir más los consumos de vapor o de agua de enfriamiento y no se obtendrán beneficios adicionales, pero, por encima de este valor, los costos totales se incrementan debido a la gran influencia que tiene el costo de la energía en la refinería sobre los costos totales con relación a los costos de capital. Por esta razón se toma el “valor límite” de 41.61 °F como el $\Delta T_{mín}$ óptimo para el diseño preliminar de la red de intercambio de calor para la planta.

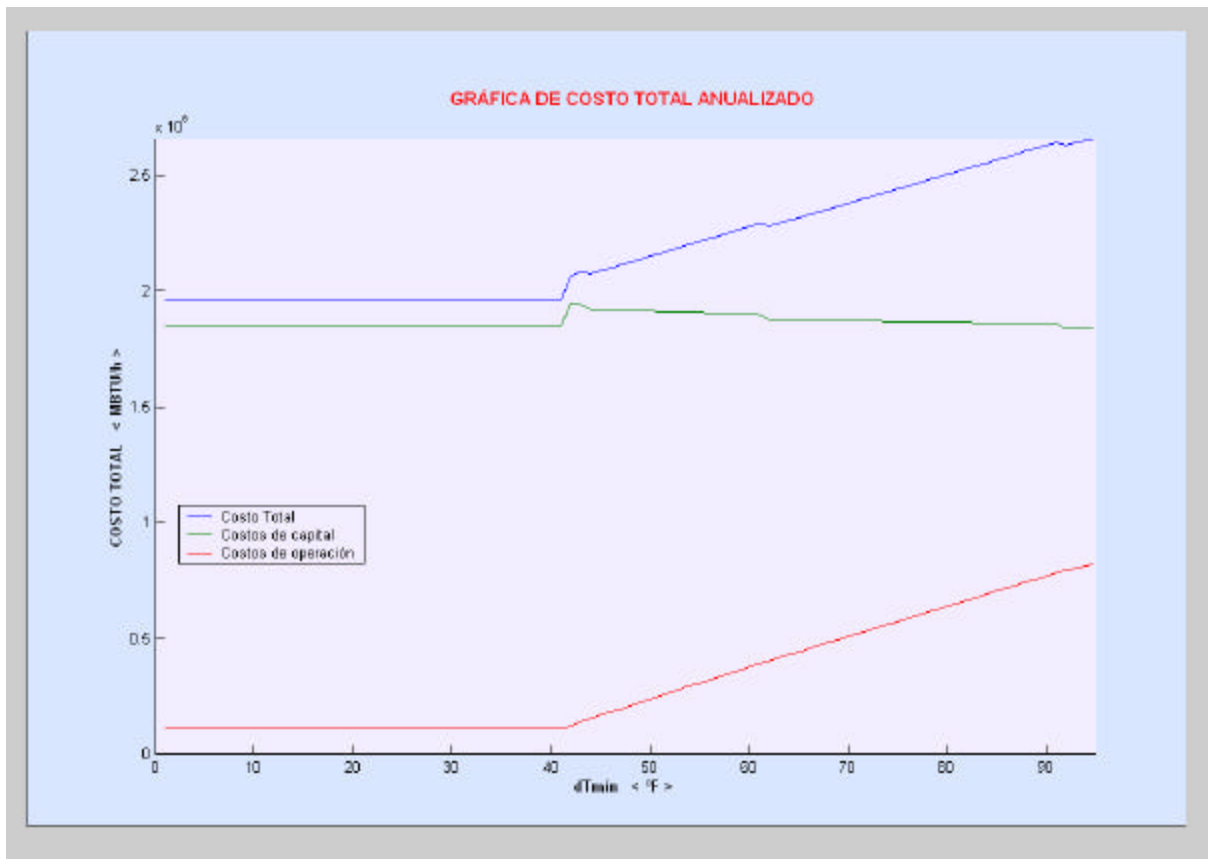


Figura 9.2. Diagrama de costo total anualizado

Podría pensarse que los costos de capital deben ser representados por una curva “suave” sin cambios bruscos y que siguiera la tendencia de aumentar a medida que se disminuye la diferencia mínima de temperatura. Sin embargo, estos costos son función del número mínimo de unidades que debe tener la red a cada $\dot{A}T_{\min}$ y sufre variaciones “bruscas” debido a que ésta es una variable discreta. La Figura 9.3 muestra la variación de $N_{\min, \text{MER}}$ con $\dot{A}T_{\min}$.

Sobre el diagrama de curvas compuestas de la Figura 9.4 se nota la disminución de los consumos energéticos estableciendo un $\dot{A}T_{\min}$ óptimo de 41.61 $^{\circ}\text{F}$ con respecto a la situación actual (Línea punteada). El consumo de vapor media presión se reduce a cero.

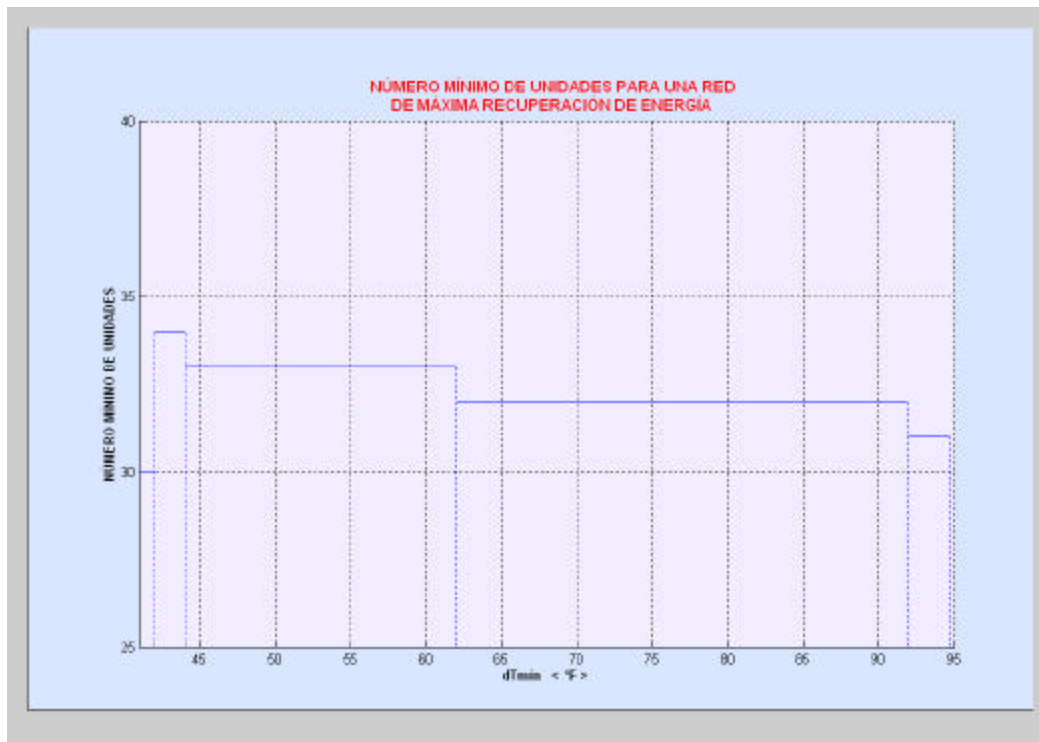


Figura 9.3. Comportamiento del Número mínimo de unidades para una red con máxima

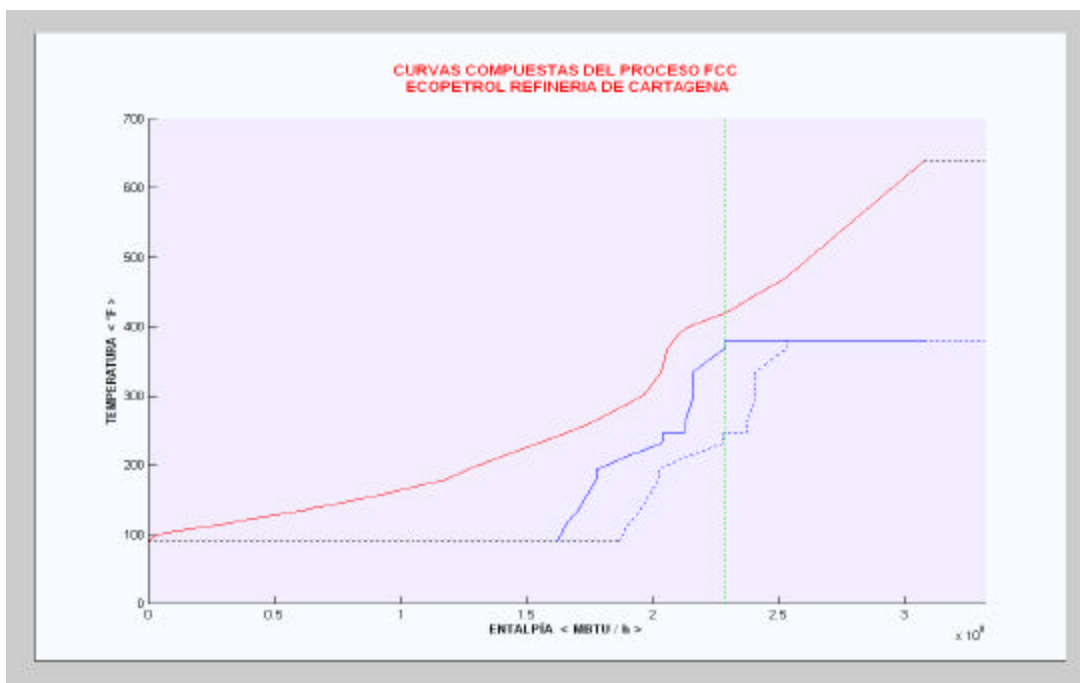


Figura 9.4 Comparación entre las curvas compuestas a ΔT_{\min} óptimo y ΔT_{\min} actual.

9.2 MÉTODO INCREMENTAL DE EFICIENCIA DE ÁREA

Este método fue utilizado para verificar si la selección del ΔT_{\min} óptimo para la planta fue la adecuada. El procedimiento se basa en la eficiencia de área que presente la planta con respecto al área mínima calculada anteriormente para cada ΔT_{\min} y tiene como objetivo lograr unos mayores beneficios para la empresa.

La eficiencia de área actual “ a ” de la planta es:

$$a(\Delta T_{\min} = 94.72^\circ F) = 100 * \frac{70817.52 \text{ ft}^2}{100616.00 \text{ ft}^2} = 59.34\%$$

El método de eficiencia de área constante no es aplicable en éste caso, ya que el objetivo es obtener un eficiencia superior a la actual de 0.59 y por lo tanto se usa el método de eficiencia incremental. El hecho de tener equipos sobredimensionados para las condiciones de proceso actuales sobre todo en la sección de livianos, está influyendo sobre la baja eficiencia de área que presenta la planta con relación al ΔT_{\min} actual. El valor de 100616.00 ft², corresponde a la suma del área instalada en todos los intercambiadores (Ver Anexo F).

El área extra requerida (ΔA) en una red MER, puede calcularse por medio de la ecuación 9.20.

$$\Delta A(\Delta T_{\min}) = A_T(\Delta T_{\min}) - 70817.52 \text{ ft}^2 \quad (9.20)$$

Los beneficios estimados (US\$/año) por la Ecuación 9.21 son función de los consumos energéticos mínimos que a su vez son calculados por el método de la Tabla problema:

$$\text{Beneficio}(\Delta T_{\min}) = TOA * (\$_{\text{Vapor}} + \$_{\text{Agua}}) * [Q_{H,\min}(\Delta T_{\min}^{\text{Actual}}) - Q_{H,\min}(\Delta T_{\min})] \quad (9.21)$$

Reemplazando para $\Delta T_{\min} = \Delta T_{\min}$ óptimo se obtiene:

$$\text{Beneficio}(\Delta T_{\min}) = 8520 \frac{\text{h}}{\text{año}} * (3.32 + 0.08025) \frac{\text{US\$}}{\text{MBTU}} * 24.447 \text{ MBTU/h} = 708233 \text{ US\$/año}$$

Para el cálculo de la inversión se utiliza una ecuación análoga a la Ecuación 9.19:

$$\text{Inversión} = N_M * A + B * N_S * (\ddot{A}A / N_S)^C \quad (9.22)$$

Donde N_M y N_S representan el número de intercambiadores y corazas extras requeridos en el nuevo diseño respectivamente:

$$N_M = \ddot{A}A / \text{API} \quad (9.23)$$

$$N_S = \ddot{A}A / \text{APC} \quad (9.24)$$

El tamaño promedio de la coraza de un intercambiador “APC”, se calcula a partir del área instalada y del número de corazas que posee la red actual de intercambio de calor HEN que en este caso son 46. El tamaño promedio de un intercambiador “API” se calcula como la relación entre el área total instalada y el número total de intercambiadores de calor.

$$\text{APC} = \frac{100616 \text{ ft}^2}{46 \text{ corazas}} = 2187.30 \text{ ft}^2 / \text{coraza} \quad (9.25)$$

$$\text{API} = \frac{100616 \text{ ft}^2}{26 \text{ Intercambiadores}} = 3869.85 \text{ ft}^2 / \text{Intercambiador} \quad (9.26)$$

Aplicando un método de recuperación simple (Ecuación 9.27), se estima que si logra a $\ddot{A}T_{\text{mín}}$ óptimo puede recuperarse la inversión en un tiempo de 3 meses si los ahorros anuales son constantes y si recupera todo el potencial estimado inicialmente.

$$\text{TRI} = \text{Inversión} / \text{Beneficio} \quad (9.27)$$

Reemplazando:

$$\text{TRI} = 174452 \text{ US\$/año} / 708233 \text{ US\$/año} \approx 3 \text{ meses}$$

La Figura 9.5, presenta gráficamente la aplicación de las Ecuaciones 9.20 a 9.24, obteniendo unos beneficios de 708233 US\$/año para una red diseñada a $\ddot{A}T_{\text{mín}}$ óptimo (Punto rojo sobre la gráfica) y haciendo una inversión de 708236 US\$/año. El tiempo de retorno del capital es de 6 meses, solo si el diseño final de la red llegara a eliminar todas las restricciones que impone el punto Pinch. El número mínimo de unidades que debe tener el nuevo diseño (Ahora calculado a $\ddot{A}T_{\text{mín}}$ óptimo) son 30 por lo que será necesario incluir

como mínimo 4 nuevos intercambiadores de calor. Un método alternativo al incremental era el de eficiencia de área constante (Representado con una línea azul sobre la Figura 9.5) que como se mencionó anteriormente no es conveniente aplicarlo en la planta de Cartagena.

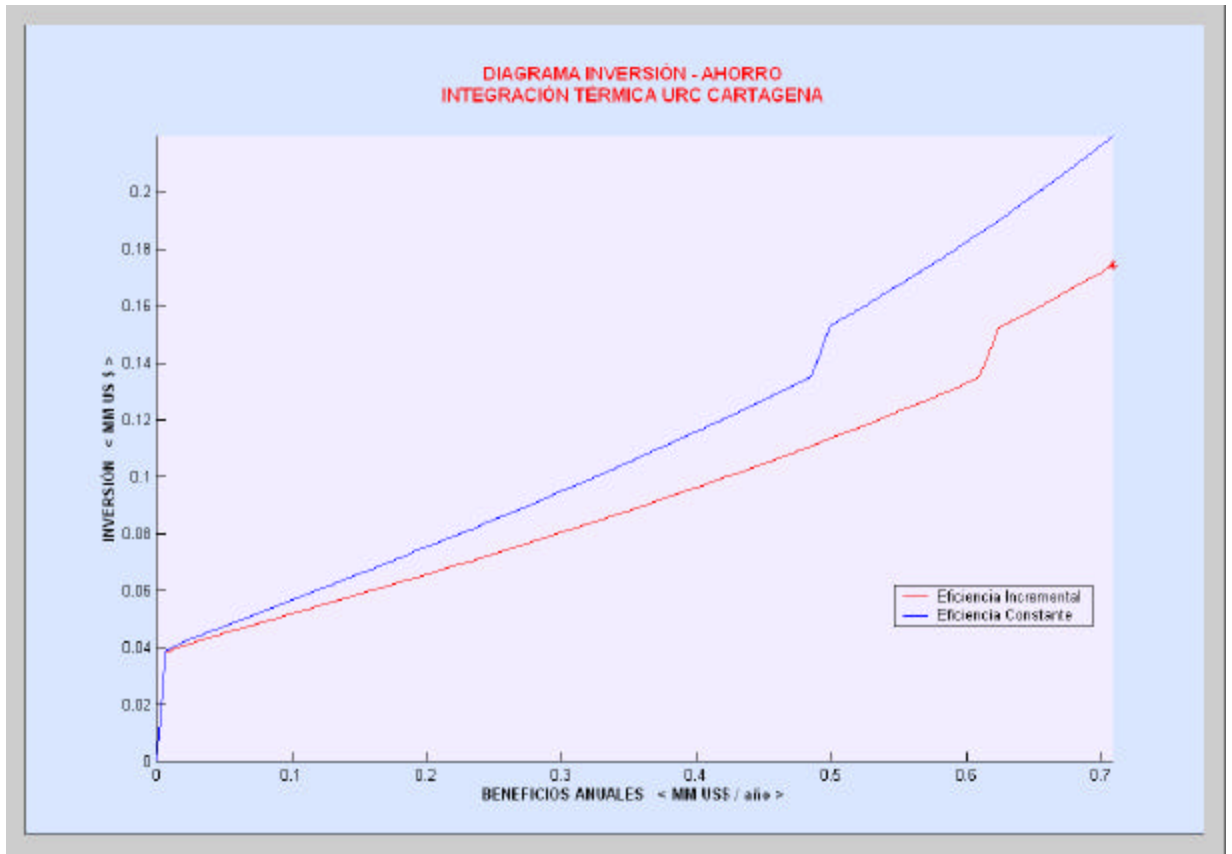


Figura 9.5 Inversión Vs. Beneficio

Los siguientes valores son el resultado de la aplicación del algoritmo de la Tabla problema descrito en el capítulo 8 y del método de eficiencia de área incremental para ΔT_{\min} óptimo:

Tabla 9.8 Resumen de los resultados esperados con un T_{\min} óptimo de 41.61 °F.

ΔT_{\min}	41.61 °F
Temperatura de Pinch	619.20 °F
Temperatura de Pinch caliente	640.00 °F
Temperatura de Pinch fría	598.39 °F
Consumo de vapor	0 MBTU / h
Consumo de Agua enfriante	162.449 MBTU / h

Eficiencia de área	70.38 %
Área total utilizada	73541.03 ft ²
Número mínimo de Unidades	30
Inversión	174.452 US\$/año
Beneficios	708.236 US\$/año
Tiempo de retorno de la inversión	3 meses

10. IDENTIFICACIÓN DE LAS VIOLACIONES A LAS REGLAS HEURÍSTICAS DE LA METODOLOGÍA PINCH

Es necesario analizar la red actual de intercambio de calor con la diferencia de temperatura actual (94.72 °F) con el fin de identificar la zona del proceso que presente mayores restricciones a la transferencia de calor. La representación de la red de intercambio de calor mediante el diagrama de rejilla mostrado en la Figura 10.1 indica claramente la ubicación del Pinch (474.20 °F para las corrientes calientes y 379.48 °F para las corrientes frías) y permite analizar más fácilmente las implicaciones que conlleva dicha ubicación en el proceso. La regla heurística que dirige toda la metodología del diseño de redes de intercambio de calor enunciada por Linnhoff en 1.989 y la cual es la base de la tecnología Pinch es que **“No debe transmitirse calor a través del punto Pinch”**. Basándose en la segunda ley de la termodinámica, sólo hay tres formas de transmitir calor a través de éste punto. La primera es por intercambio directo entre una corriente situada sobre el Pinch y otra situada por debajo del Pinch. La segunda haciendo uso de servicios calientes por debajo del Pinch y por último retirando calor de la zona sobre el Pinch. Si se evitan estas tres circunstancias, la red de intercambiadores que se diseñe tendrá los mínimos consumos energéticos.

10.1 ANÁLISIS SOBRE LA PRIMER REGLA HEURÍSTICA

La Figura 10.2 muestra únicamente las corrientes que de alguna manera tienen que ver con violaciones a alguna de las reglas heurísticas. Al lado izquierdo de la Figura se encuentra un sumidero de calor a alta temperatura que se encuentra por encima del punto Pinch y al lado derecho, separada por la línea verde que indica la ubicación del Pinch¹, una fuente de calor a baja temperatura. Allí se puede observar la transferencia de calor en los generadores de vapor FF-E-555 (Intercambiador #1) entre el slurry proveniente de los fondos de la columna fraccionadora principal (corriente H7.1 por encima del Pinch) y el condensado proveniente del vapor de vapor (corriente C.5 abajo del Pinch). En este caso, debido a que se viola la primera regla en ésta región, tanto los consumos de vapor ($Q_{H,mín}$) como los de agua enfriante ($Q_{C,mín}$) pueden reducirse en 24.447 MBTU / h si llegara a eliminarse dicho calor que se está transfiriendo a través del Pinch, tal como se había determinado inicialmente en el cálculo del potencial de ahorro por el método de las curvas compuestas (aunque en ese punto, no se especificaba la forma como podía lograrse el ahorro).

¹ Cabe aclarar que el Pinch es un punto representativo en el diagrama de rejilla y en general del análisis Pinch, pero en ningún caso es una zona que pueda ubicarse físicamente en la planta.

Figura 10.1. Representación gráfica de las violaciones a las heurísticas de la metodología Pinch sobre la red de intercambio de calor ($\Delta T_{\min} = 94.72 \text{ } ^\circ\text{F}$).

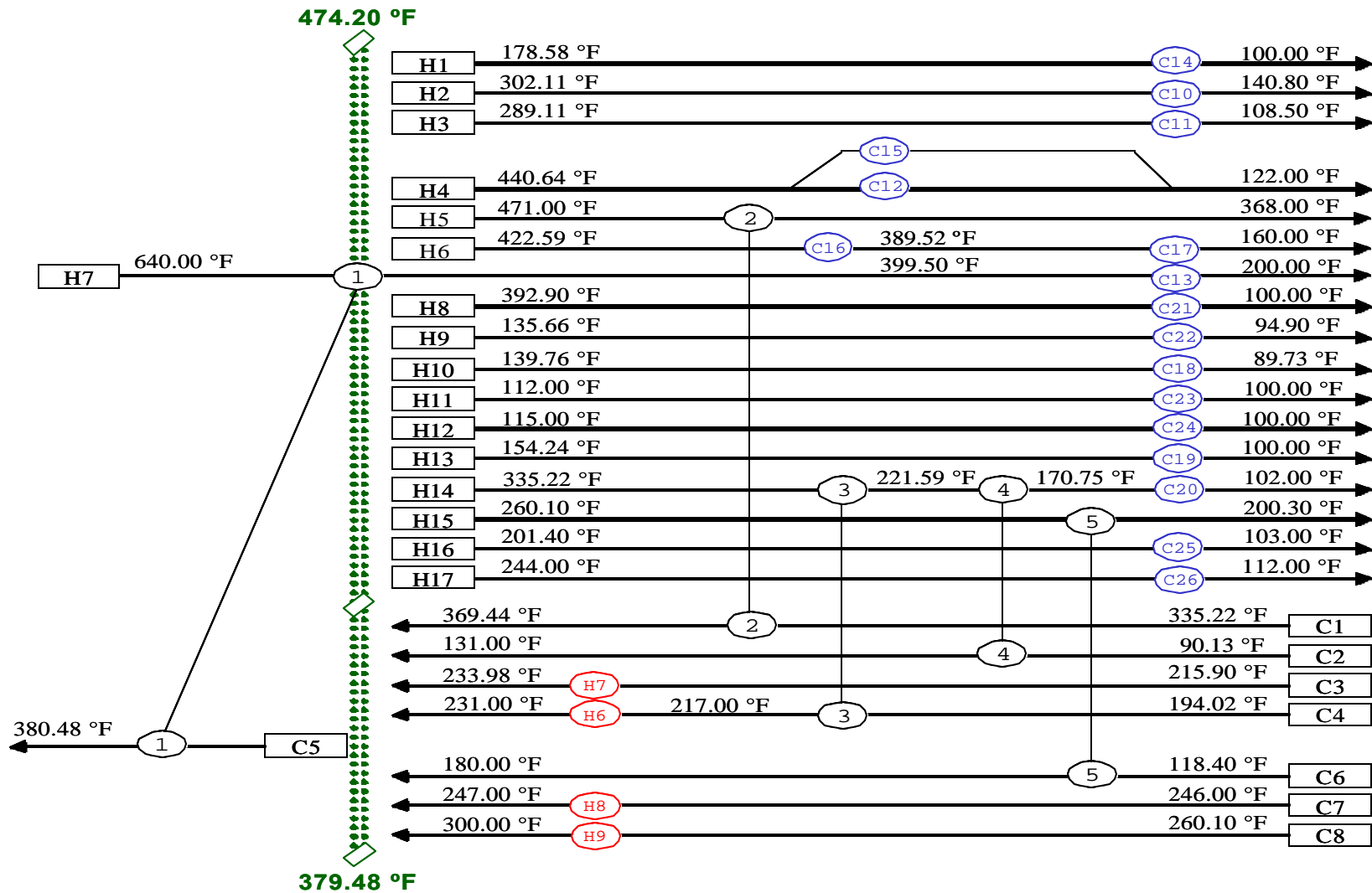
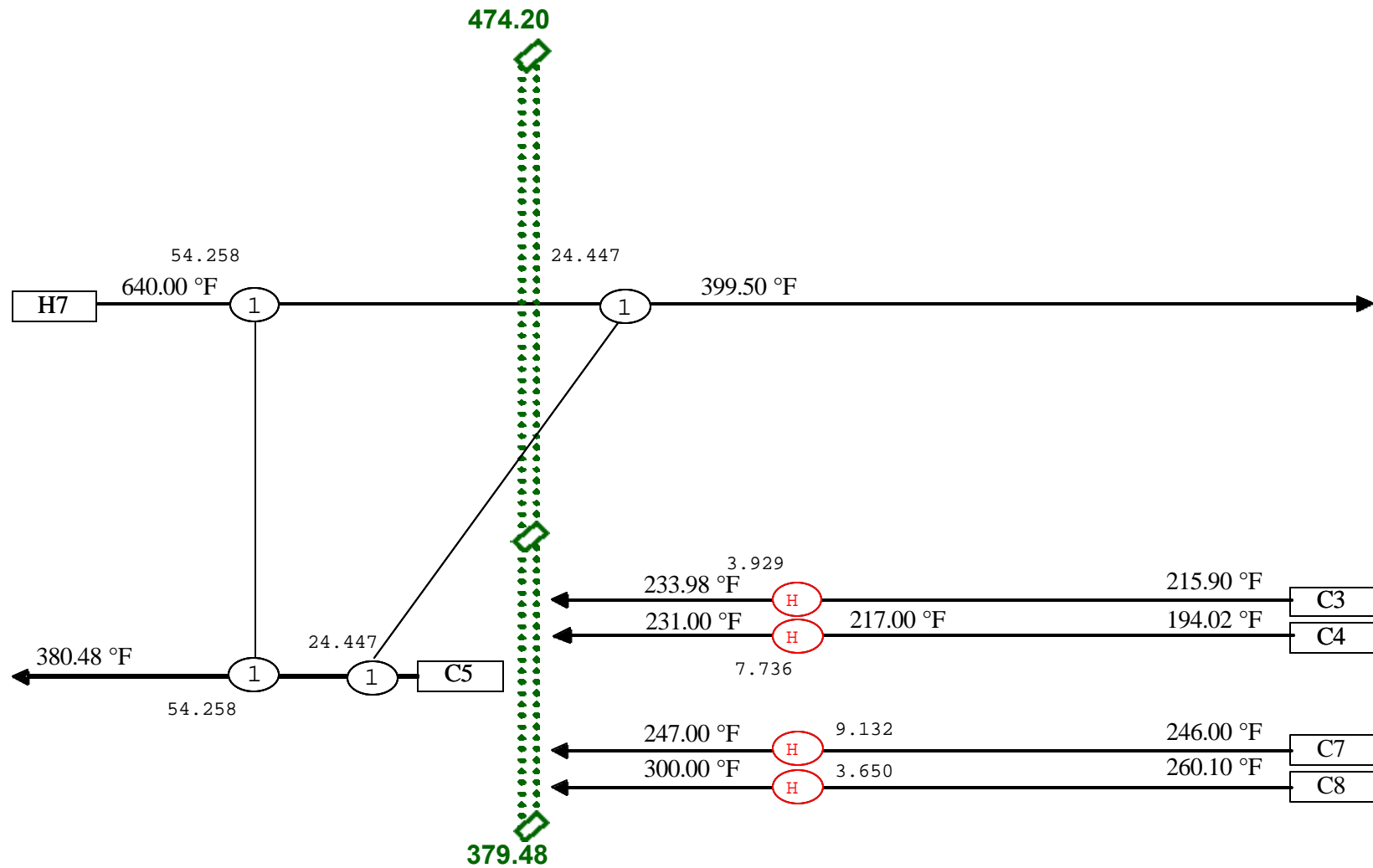


Figura 10.2. Resumen de las violaciones a las heurísticas de Pinch (ΔT_{\min} : 94.72 °F).



En el intercambiador #1, se transfiere un calor igual a 78.705 MBTU / h, del cual 54.258 MBTU/h se transfiere entre dos corrientes situadas sobre el Pinch que no originan incremento alguno en el consumo de servicios, sin embargo, 24.447 MBTU / h se transfiere entre una corriente sobre el Pinch y otra bajo el Pinch violando la regla heurística en el intervalo de temperatura entre 399.5 °F y 474.20 °F.

En conclusión, se está consumiendo un total de 24.447 MBTU / h por encima del que realmente necesita el proceso. La representación gráfica asociada a este problema en la red de intercambio actual se presenta sobre la Figura 10.3.

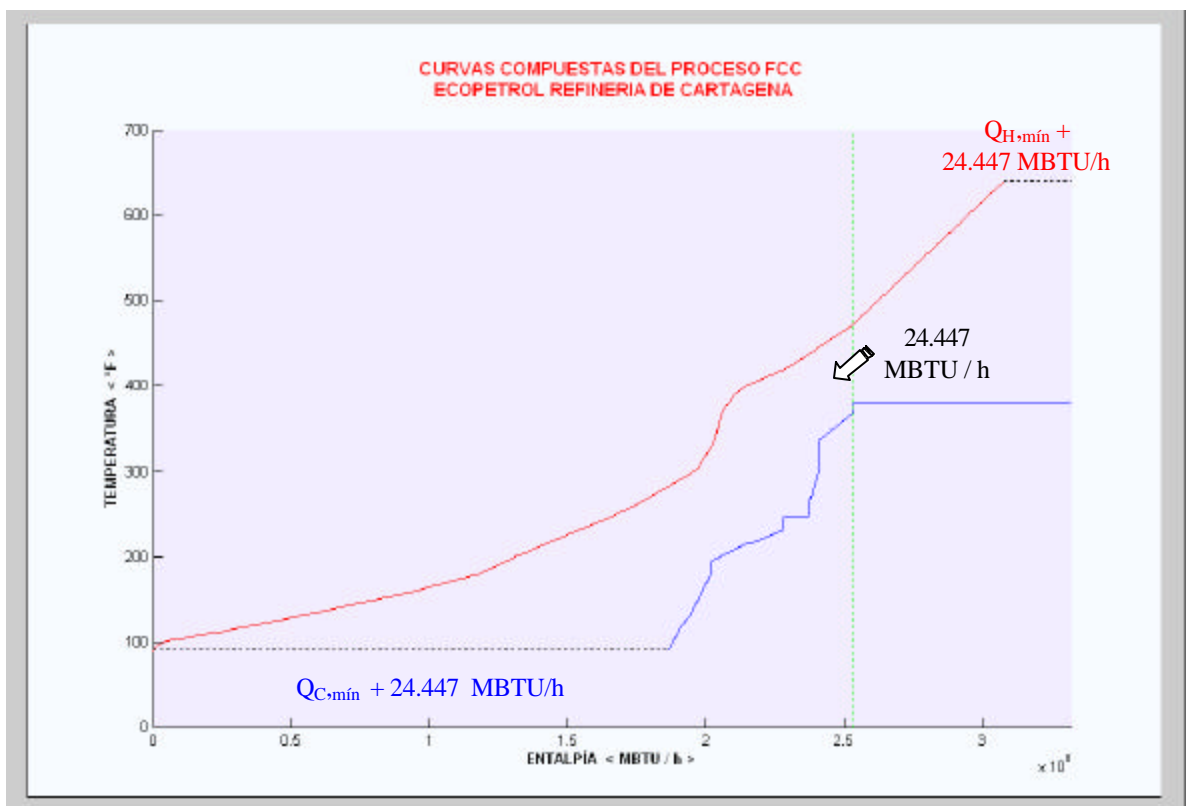


Figura 10.3. Calor transferido a través del punto Pinch

10.2 ANÁLISIS SOBRE LA SEGUNDA Y LA TERCERA REGLA HEURÍSTICA

La región por debajo del Pinch es una fuente neta de energía, la cual es usada para calentar las corrientes calientes del proceso o algunas veces esta energía puede ser usada para la generación de vapor. El resto de energía debe ser retirada mediante el uso de servicios de enfriamiento también bajo el Pinch, tal como está sucediendo en todos los intercambiadores de la planta.

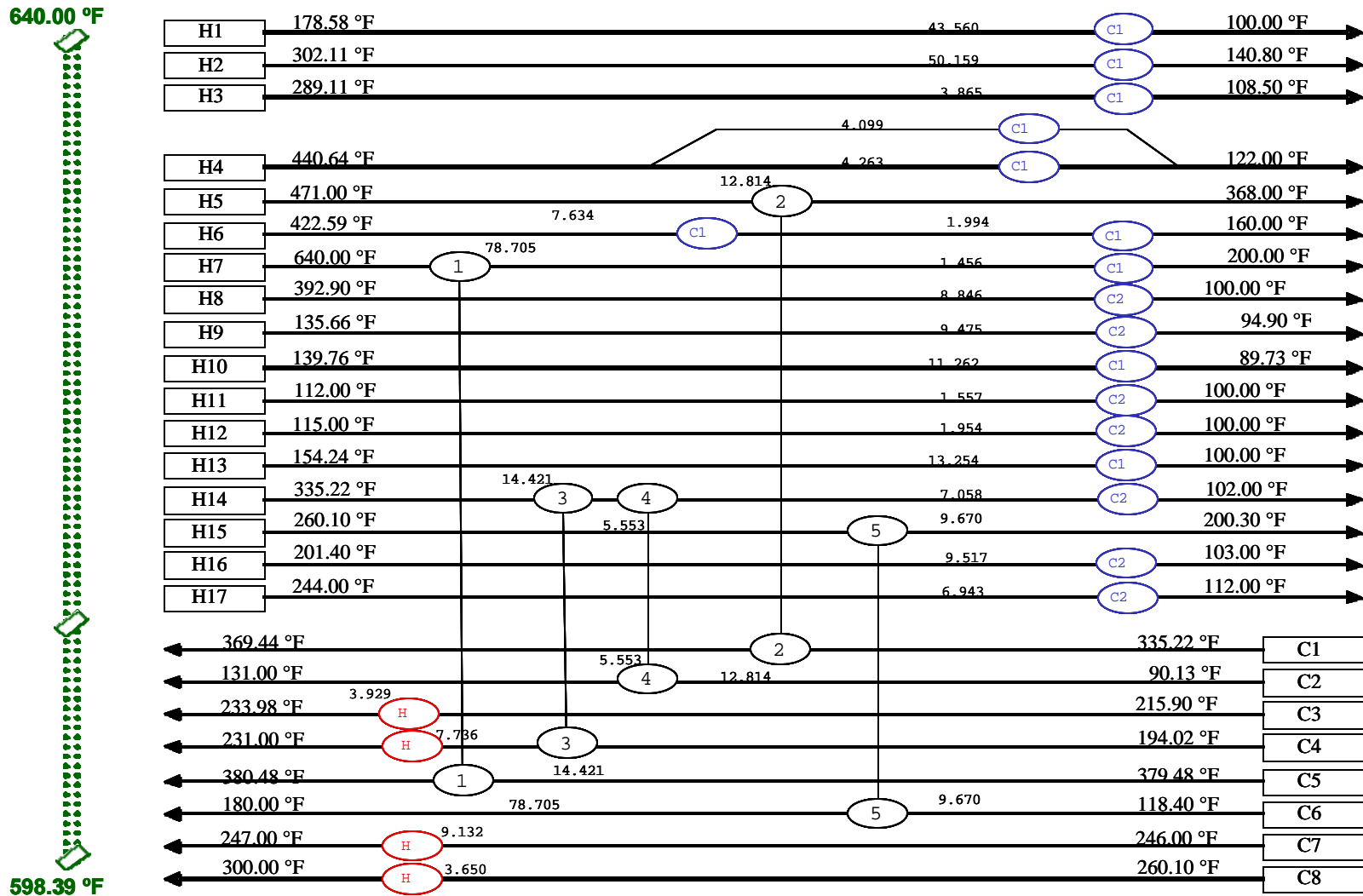
Los intercambiadores que utilizan vapor (FLE-613, FL-E-615, SU-E-2 y SU-E-5), fueron incluidos en la Figura 10.2 debido a que aunque la segunda regla heurística de la Metodología Pinch enuncia que “no deben usarse intercambiadores con servicios de calentamiento por debajo del Pinch”, éste caso es diferente y único, ya que el vapor de servicio de la refinería está ubicado por debajo del Pinch¹ contrario a lo generalmente plantea la metodología.

En la Figura 10.4, se puede observar que no existe ninguna violación a las reglas heurísticas del Pinch cuando se usa una diferencia mínima de temperatura de 41.61 °F y por lo tanto es posible reducir los consumos energéticos tal como se indica en la Tabla 9.8 del capítulo 9.

El objetivo entonces, es resolver todos los cuellos de botella que presente el proceso debidos a las violaciones actuales a las reglas heurísticas y orientar la optimización de la red de intercambio de calor a la disminución del vapor de media presión consumido en la Unidad de Ruptura Catalítica con el fin de disminuir a su vez el consumo de servicios de enfriamiento.

¹ Ver condiciones de Temperatura del vapor de servicio, en la Tabla 2 del anexo C.

Figura 10.4. Representación gráfica de las violaciones a las heurísticas de la metodología Pinch sobre la red de intercambio de calor con $\Delta T_{mín}$ óptimo de 41 °F.



11. OPTIMIZACIÓN DE LA RED

Basándose en un análisis sobre el sistema actual de las reglas heurísticas de la tecnología Pinch (Capítulo 10) y en las restricciones del proceso establecidas inicialmente en el capítulo 6, es posible proponer nuevas alternativas de diseño que involucren un reordenamiento de las corrientes, adición y/o modificación de equipos de transferencia de calor.

Adicionalmente, el nuevo diseño debe tener en cuenta todas las alternativas que se generan a partir de la diferencia mínima de temperatura óptima calculada (94.72 °F) y evaluar todas las combinaciones o modificaciones posibles de la red de intercambio de calor actual y en fin todos los cambios topológicos que incrementen la recuperación de energía. En ésta etapa de optimización fue usado el software Sprint de UMIST [46], el cual fue de gran ayuda debido a la complejidad de la planta y a la gran cantidad de opciones que debían ser evaluadas.

El software genera alternativas siguiendo otra regla heurística de la metodología Pinch para el diseño de redes, la cual ayuda a identificar los posibles cruces que son factibles termodinámicamente. Así entonces, en la zona ubicada por debajo del Pinch se hacen todos los cruces posibles entre corrientes que cumplan con la condición:

$$F \cdot C_{P,H} \geq F \cdot C_{P,C}$$

Donde $F \cdot C_{P,H}$ y $F \cdot C_{P,C}$, son los flujos de capacidad calorífica de las corrientes calientes y frías respectivamente.

Por encima del Pinch, sucede lo contrario. Sólo debe hacerse el cruce entre una corriente caliente que tenga un flujo de capacidad calorífica inferior al de la corriente fría con la que va a intercambiar calor. Sin embargo, si después de hacer la nueva distribución sobre el diagrama de rejilla el número de corrientes calientes es mayor al número de corrientes frías, debe dividirse una corriente fría en dos corrientes que tengan como puntos inicial y final de Temperatura, los mismos que la de la corriente original. El porcentaje de división de flujo de capacidad calorífica que deba contener cada corriente, será definido durante el proceso de optimización maximizando el ahorro energético en la red. Los procedimientos son mostrados en las figuras 11.1 y 11.2, en las cuales N_H y N_C representan el número de corrientes calientes y frías respectivamente. El software evalúa cada una de las posibles distribuciones de la red buscando minimizar los costos que involucre cada modificación.

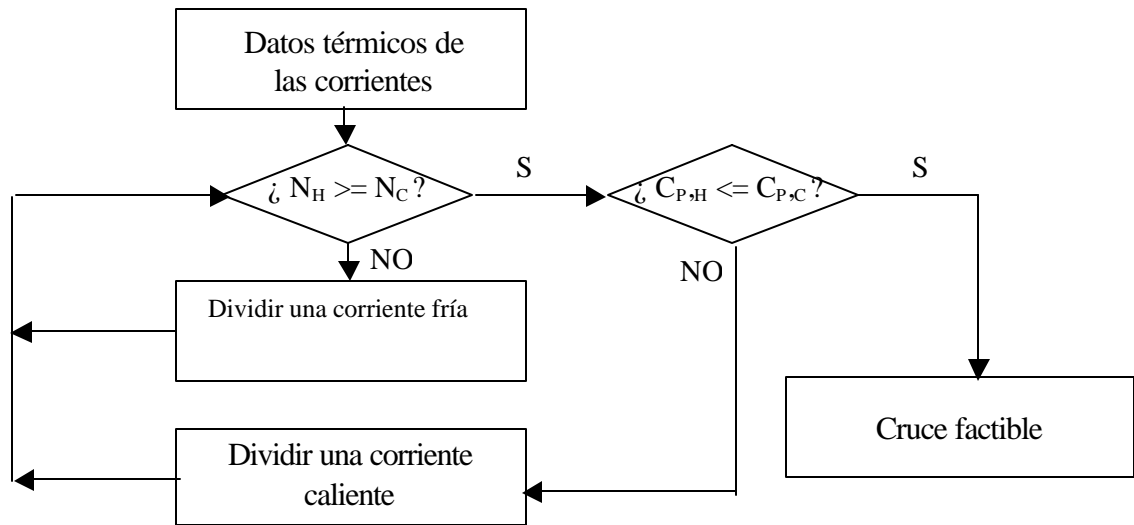


Figura 11.1. Algoritmo para identificar cruces factibles sobre el Pinch.

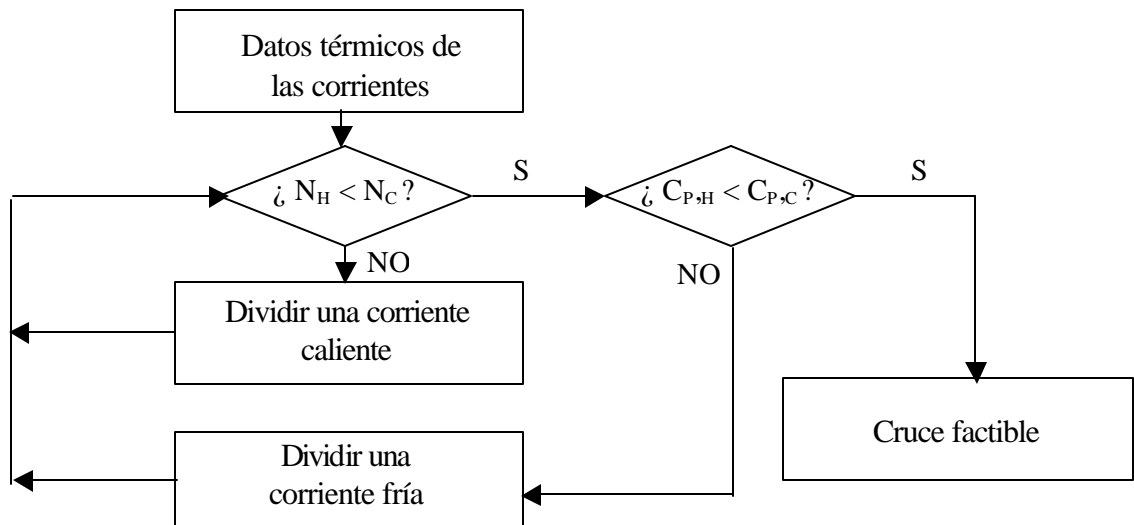


Figura 11.2. Algoritmo para identificar cruces factibles bajo el Pinch.

Las modificaciones que se analizaron siguieron el siguiente orden: En primer lugar, aquellos cambios que comprendían un reordenamiento de los intercambiadores de calor debido a que son los cambios que involucran menor costo para la refinería y técnicamente es la opción más sencilla de evaluar. En segundo lugar, se buscó un reordenamiento de las corrientes en cada intercambiador, lo que normalmente involucra un análisis de seguridad, el cual ya no es necesario debido a que con este criterio fueron seleccionadas las corrientes en el capítulo 6 e involucra también cambios sustanciales en la metalurgia de los equipos

debido a que los materiales del intercambiador pueden no soportar la corrosión o las condiciones de la nueva corriente. Por último fueron analizadas todas las alternativas que proponían la adición de nuevos equipos de intercambio de calor.

La búsqueda de los cambios topológicos y la optimización se hizo paso a paso interactuando con el software para la toma de decisiones y analizando en cada punto los beneficios obtenidos y la inversión requerida para cada cambio.

El primer paso, fue la búsqueda de todas las opciones de reordenamiento de la red de intercambiadores, pero al igual que reordenando las corrientes, el software no encontró opciones benéficas. Se procedió entonces con el análisis de las alternativas que sugerían introducir un nuevo intercambiador de calor. En total fueron 378 las distribuciones de la red evaluadas por el software, de las cuales solo arrojó 38 que incrementaban el ahorro de energía y se presentan en la Tabla 11.1. cada opción difiere de las demás en las corrientes involucradas para la adición del nuevo intercambiador.

Tabla 11.1. Alternativas para la adición del primer equipo a la red de intercambio de calor actual.

OPCIÓN	AHORRO DE ENERGÍA < MBTU / h >
1	9.132
2	8.724
3	6.691
4	6.691
5	6.691
6	6.691
7	5.347
8	4.955
9	4.712
10	4.636
11	4.512
12	3.929
13	3.929
14	3.929
15	3.929
16	3.893
17	3.650
18	3.650
19	3.467
20	2.196
21	1.389

OPCIÓN	AHORRO DE ENERGÍA < MBTU / h >
22	1.363
23	1.208
24	1.186
25	1.181
26	1.130
27	1.117
28	0.989
29	0.886
30	0.537
31	0.531
32	0.374
33	0.236
34	0.014
35	0.014
36	0.014
37	0.014
38	0.012

Fue seleccionada la primera opción debido a que es la que representa mayor ahorro energético, disminuyendo así los consumos de vapor a 15.315 MBTU/h y los de agua de servicio a 177.764 MBTU/h. Esta opción involucra la adición de un nuevo intercambiador para transferencia de calor entre el reflujo circulante de cima de la fraccionadora principal (corriente H.2) y la corriente de amina que actualmente es calentada en el rehervidor de la torre despojadora SU-T-2 (corriente C.7). Lo interesante de esta alternativa es que se utiliza una de las corrientes “calientes” del proceso para reemplazar la energía suministrada por el vapor de media presión en el rehervidor de la torre despojadora SU-T-2, dejando así este intercambiador de servicios calientes fuera de servicio, el cual podría ser útil en otros proyectos de la refinería que así lo requieran. Las condiciones hasta las cuales debe calentarse la corriente C.7 se mantienen con la adición del nuevo equipo y se logra reducir en un 37.35 % la energía total que está violando las reglas heurísticas de la metodología Pinch:

$$100 * \left[\frac{9.132}{24.447} \right] = 37.35\%$$

Aplicando la Ecuación 9.21 a este caso se obtiene un ahorro de 264555 US\$/año:

$$\text{Ahorro} = 8520 \frac{\text{h}}{\text{año}} * (3.32 + 0.08025) \frac{\text{US\$}}{\text{MBTU}} * 9.132 \frac{\text{MBTU}}{\text{h}} = 264555 \frac{\text{US\$}}{\text{año}}$$

Y el costo de operación se reduce a la diferencia entre los costos actuales de operación¹ y el ahorro obtenido al adicionar el nuevo intercambiador:

$$\text{Costos de operación} = 819304 \frac{\text{US\$}}{\text{año}} - 264555 \frac{\text{US\$}}{\text{año}} = 554748 \frac{\text{US\$}}{\text{año}}$$

De nuevo se evaluaron por medio del software, 78 distribuciones diferentes para ver si el reordenamiento de los equipos o de las corrientes generaba buenos resultados después del cambio hecho a la red, pero no fue así y se recurrió a la adición de un segundo equipo. Esta vez fueron 199 los casos analizados, de los cuales solo 34 dieron resultado. El ahorro de energía que logra cada una de las opciones se presentan en la Tabla 11.2.

Tabla 11.2. Alternativas para la adición del intercambiador 28 a la red de intercambio de calor actual.

OPCIÓN	AHORRO DE ENERGÍA < MBTU / h >
1	6.691
2	6.691
3	6.691
4	6.691
5	5.347
6	4.955
7	4.712
8	4.512
9	3.929
10	3.929
11	3.929
12	3.929
13	3.650
14	3.650
15	3.467
16	2.718
17	2.718
18	2.245

¹ Estos costos fueron calculados previamente en la sección 9.1.2.

OPCIÓN	AHORRO DE ENERGÍA < MBTU / h >
19	2.196
20	1.389
21	1.363
22	1.208
23	1.186
24	1.181
25	1.130
26	1.117
27	0.886
28	0.531
29	0.374
30	0.236
31	0.014
32	0.014
33	0.014
34	0.012

Las 4 primeras opciones que se presentan en la Tabla 11.2 presentan iguales beneficios. Las dos primeras opciones sugieren adicionar un equipo para el intercambio de calor entre las corrientes H.2 (De nuevo el reflujo circulante de cima) y C.4 (Corriente al rehervidor de la Torre despojadora FL-T-604), mientras que las dos opciones siguientes proponen calentar la corriente C.4 con la corriente H.6 (Corriente de gasóleo proveniente de la torre de fraccionamiento). La diferencia entre éstas dos últimas opciones radica en que la tercera sugiere hacer pasar la corriente C.4 primero por el intercambiador nuevo y luego por el FL-E-614 y la cuarta sugiere lo contrario. En cualquiera de las 4 opciones se disminuye el consumo de agua en uno de los enfriadores en 6.691 MBTU / h. Seleccionando la primera o la segunda opción el consumo baja en el enfriador FF-E-551 desde 41.027 MBTU / h (Carga calórica después de haber adicionado el primer intercambiador de calor) hasta 34.336 MBTU / h. Sin embargo, si se selecciona la tercera opción, la carga calórica del enfriador FF-E-561 podría reducirse a cero y no ser necesaria la compra de éste equipo que comprará la refinería en los próximos meses. Además, la transferencia de calor es más eficiente ya que se hace pasar la corriente C.4 por zonas cada vez más calientes, contrario a lo que sucede con la cuarta opción.

Por medio de la adición de este intercambiador entre las corrientes H.6 y C.4, se obtiene un ahorro en el costo de los servicios de 193839 US\$/año y se ha logrado reducir a un 64.72% la energía transferida a través del Pinch.

Las siguientes opciones para la adición de un nuevo intercambiador se resumen en la Tabla 11.3.

Tabla 11.3. Alternativas para la adición del intercambiador 29 a la red de intercambio de calor actual.

	Opción 1	Opción 2	Opción 3	Opción 4
Ahorro de Energía < MBTU / h >	3.929	3.929	3.929	3.650
Consumo de Vapor < MBTU / h >	4.695	4.695	4.695	4.974
Consumo de Agua < MBTU / h >	167.144	167.144	167.144	167.423
Corrientes involucradas	H.2 / C.3	H.4 / C.3	H.8 / C.3	H.4 / C.8

Se selecciona la opción 2 y la adición de este nuevo equipo saca de servicio el intercambiador FL-E-615 que usa vapor de servicio y a su vez se disminuye el calor transferido en los intercambiadores FF-E-553 y FF-E-557 a un punto tal, que uno de éstos dos intercambiadores podría realizar la función de ambos equipos.

El resumen de todas las alternativas propuestas se reporta en la Tabla 11.4 y la red propuesta (Opción 3) con la adición de 3 intercambiadores se muestra en la Figura 2 del Anexo B. En general, se puede observar que la primera opción es una buena alternativa cuando se desea ser “conservador” en cuanto a la inversión en el proyecto. En cuanto a la segunda opción, el capital invertido es recuperado ligeramente en más corto tiempo que en las opciones restantes, sin embargo, es la última opción la que genera mayores beneficios económicos para la refinería. Esta opción incluye la adición de los tres intercambiadores de calor mencionados anteriormente, obteniendo una red de intercambio de calor con un consumo de vapor de media presión de tan solo 4.695 MBTU/h con respecto a los 24.447 MBTU/h de energía requeridos actualmente.

Tabla 11.4. Resumen de las alternativas propuestas

	Opción 1	Opción 2	Opción 3
Área extra requerida < ft ² >	2091.23	2690.98	3033.02
Inversión < US\$ >	134247	206535	265885
Beneficios < US\$ / año >	264555	458394	572218
Tiempo de retorno de la inversión < meses >	6	5.5	6
Número de unidades Adicionales requeridas	1	2	3

	Opción 1	Opción 2	Opción 3
Ahorro de Energía < % >	8.64	14.97	18.69
Consumo de Vapor < MBTU/h >	15.315	8.624	4.695
Consumo de Agua < MBTU/h >	177.764	171.073	167.144

12. MODIFICACIONES AL PROCESO PARA EL AUMENTO EN LA GENERACIÓN DE VAPOR DE LA UNIDAD

Como se presentaba en la sección 5.3 las capas externas del diagrama de “Onion” dependen de las capas más internas. En esta parte del trabajo se proponen algunas modificaciones al proceso que se analizarán y se verificará si son favorables para el sistema de recuperación de calor planteado.

A partir de los alcances de la PFI-E&L-008 (Ver Anexo K) se analizó la posibilidad de precalentar el condensado antes de ingresar al tambor de vapor. Se encontró que la generación de vapor aumentaba considerablemente cuando se elevaba la temperatura de ingreso al tambor y se acercaba a un valor cercano a su temperatura de ebullición (380 °F). Por esta razón se agregó esta corriente al caso base (Corriente fría C.9, Anexo C, caso base II) y se hizo un análisis similar al caso base original. A este nuevo caso base se le llamó “caso base II” para diferenciarlo del anterior (Caso base I).

El objetivo de este nuevo caso de integración fue recalcular nuevamente el beneficio para la refinería de Cartagena que conllevaría el aumento en la generación de vapor de media presión (140 psig) producido en la Unidad de Ruptura Catalítica, haciendo algunas modificaciones sobre la propuesta PFI-E&L-008 y aprovechando al máximo el calor disponible en los productos de la reacción bajo un nuevo esquema de integración que fuera a su vez verificado de acuerdo a las reglas heurísticas del análisis Pinch.

Los beneficios estimados son de 167435 \$US / Año, teniendo en cuenta que son producidas 6800 Lb/h de vapor, cuando el condensado se precalienta mediante este nuevo esquema desde 170°F hasta una temperatura de 269.61°F. El costo del vapor de media presión para la refinería es de 2.89 \$US/Klb trabajando sobre un tiempo de operación anual de 8520 h/año.

De esta forma se busca aprovechar al máximo el calor disponible en las corrientes más calientes de la misma planta, antes de pensar en integración con otras plantas de la refinería. Se procedió entonces, a analizar la adición de los dos nuevos intercambiadores que sugería la propuesta: FF-E-562 y FF-E-554 A/B, mediante un análisis de “Integración Pinch”. La nueva información de las corrientes, intercambiadores y datos económicos para los nuevos equipos requeridos para precalentar el condensado fue consignada en los anexos C, D y F “Caso base II”. El diagrama de rejilla para este nuevo caso base se presenta en la figura 1 del anexo B.

Como se había mencionado anteriormente, la vida útil de la planta y por lo tanto de cualquier proyecto relacionado con ella es de tan sólo tres años y por lo tanto, el proyecto de la PFI-E&L-008 que se consideraba tan atractivo, no alcanzó a recuperar la inversión en ese tiempo ya que consideraba la adición de dos nuevos intercambiadores con costo elevado debido a que los materiales de construcción debían soportar las altas presiones a las que se manejaba el condensado en esa parte del proceso. La alta presión de descarga de las bombas FC-P-501 y FC-P-1 que se encargan de llevar el condensado hacia el tambor de generación de vapor FF-D-501 es una limitante grande para reutilizar un equipo existente (220 psig) y por tal razón los nuevos intercambiadores propuestos en la PFI-E&L-008, están diseñados con una presión de 260 psig por el lado de los tubos (Ver hojas de especificaciones, Anexo H). De acuerdo a esto se consideró la posibilidad de replantear esta alternativa de integración reubicando las bombas de condensado con el fin de adecuar dos de los intercambiadores disponibles en la refinería en reemplazo de los nuevos propuestos por la PFI.

La presión máxima que soportan los equipos disponibles en la refinería se reportan en la Tabla 12.1. De allí se puede observar que la mayor presión de diseño por el lado de los tubos de los intercambiadores disponibles es 180 psig y debido a que se maneja un condensado a 220 psig se planteó la siguiente opción:

Tabla 12.1. Presiones de diseño para los equipos disponibles.

INTERCAMBIADOR	PRESIÓN LADO DE LA CORAZA	PRESIÓN LADO DE LOS TUBOS
FL-E-601	200 psig	135 psig
VR-E-2	170 psig	175 psig
VR-E-3	170 psig	100 psig
VR-E-6	175 psig	180 psig
VR-E-7	180 psig	100 psig

Incluir una nueva bomba en el sistema¹, con una presión de descarga entre 100-130 psig, presión apropiada para el paso del condensado por los intercambiadores. Estas bombas llevarían el condensado desde el tanque de condensado TK-1 hacia los equipos a reutilizar y a la salida de estos equipos se reubicarían las antiguas bombas FC-P-501 y FC-P-1 para que eleven la presión del condensado hasta la requerida en el tambor de vapor (180 psig).

¹ Las bombas disponibles son la VR-P-4 A/B, la VR-P-5 A/B, la VR-P-7 A/B y la VR-P-19 A/B de la cual no está disponible su hoja de especificaciones. Las especificaciones para las demás bombas se encuentran reportadas en el Anexo H.

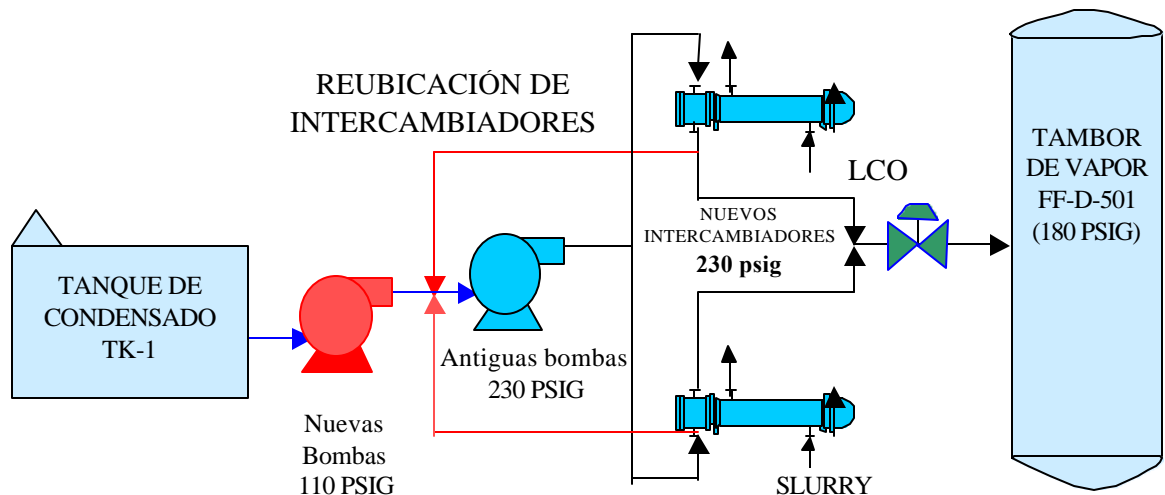


Figura 12.1. Esquema de la propuesta presentada.

La flecha roja en la Figura 12.1, indica la nueva ubicación que se propone para los intercambiadores y la bomba en color rojo representa la bomba requerida para esta propuesta y la cual será seleccionada de alguna de las disponibles en la refinería. Los intercambiadores de calor deben soportar solo la presión de las nuevas bombas cuya presión de descarga oscila entre 100-110 psig.

De los intercambiadores disponibles se escogieron preliminarmente el VR-E-2 y el VR-E-6 por sus condiciones adecuadas de metalurgia para el manejo de condensado como originalmente fueron diseñados (en el VR-E-2 por los tubos y VR-E-6 por la coraza). Fue necesario hacer la verificación de la capacidad de estos equipos para precalentar condensado y adaptarse a las condiciones de proceso requeridas teniendo en cuenta que la caída de presión permitida por las dos corrientes no se excediera. La verificación fue hecha en el software HETRAN y debió incluirse toda la información disponible en las hojas de especificaciones del intercambiador. Este software calcula más rigurosamente la caída de presión que el modelo riguroso de intercambiadores de calor de PRO II. En el anexo J, se presentan los resultados de la simulación.

Esta nuevo caso base está compuesto por 27 intercambiadores de calor de los cuales, 24 tienen un área instalada y los 3 nuevos son especificados en el programa como unidades con área instalada cero. La red de intercambio de calor para este caso base está compuesta por 30 corrientes de proceso. Los datos de diseño de los intercambiadores fueron obtenidos de las hojas de especificaciones de cada uno de los equipos. Para esto, tuvo que hacerse una exhaustiva recopilación de todas las **Data Sheets** de los intercambiadores asociados a uno u otro caso base y esta información fue ordenada y almacenada en hojas de cálculo de Excel (Ver Anexo H).

La información de entrada requerida por el software de Optimización SPRINT son básicamente las especificaciones detalladas de las corrientes y los intercambiadores estudiados, las cuales se presentan en los Anexos C y D (Caso base II). Los reportes obtenidos del programa SPRINT y la información cargada inicialmente se encuentran consignados en el anexo L. En la figura 12.2 se muestran algunas de las opciones que presenta el software y a continuación se da una breve descripción de la información encontrada en cada reporte del Anexo:

- **STREAM DATA / STREAM BALANCE REPORT:** Datos térmicos de las corrientes (Anexo C y D, Caso base II).
- **NETWORK DATA REPORT:** Reporte de datos de los intercambiadores de la red de intercambio de calor.
- **NETWORK COST RETROFIT:** Reporte del costo de la nueva red de intercambio.
- **HEAT EXCHANGER FLOW DIAGRAM:** Diagrama de flujo de transferencia de calor.
- **RESEQUENCE LIST:** Intercambiadores que deben ser reubicados mediante un reordenamiento de la red.
- **REPIPE LIST:** Corrientes que deben ser reubicadas como resultado de la optimización.
- **NEW EXCHANGER LIST:** Lista de intercambiadores nuevos que deben ser adicionados.

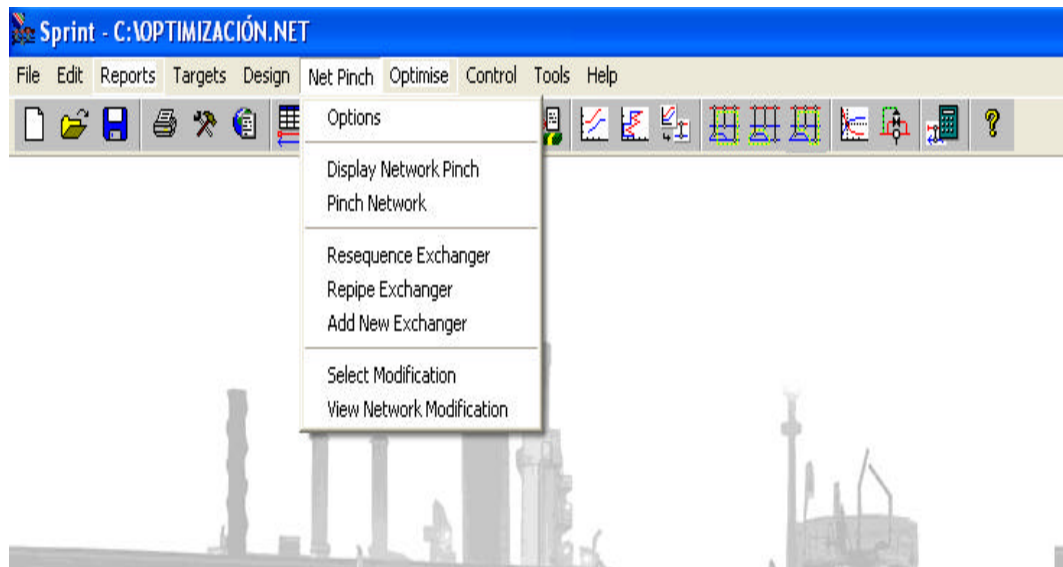


Figura 12.2. Opciones para cambios topológicos en el software SPRINT.

El caso base II conlleva una inversión inicial de 216011 US\$ / año¹ debido a que a la red se cargaron los costos estimados de las tres nuevas unidades FF-E-561, FF-E-562 y FF-E-554 que tienen un área instalada igual a cero. Los consumos energéticos del caso base se obtienen del balance de energía como una función de los servicios calientes y fríos y la información se encuentra en los archivos “Stream Balance Report” y “Network Data Report” del anexo L. El costo total de los servicios es de 813992 US\$ / año y la fuerza guía actual de la red correspondiente a los servicios consumidos es de 94.78 °F.

El ajuste de la carga de calor de la red permite reemplazar totalmente el enfriamiento de la corriente nueva de HCO con el nuevo intercambiador FF-E-561 N, lo que evitaría su compra como se ha está previsto en la PFI - HMR – 030. El calor que es necesario retirar es reajustado con el incremento del calor retirado en el FF-E-560 de 1.994 MBTU/h. Una consideración muy importante es que con las nuevas condiciones de proceso, este intercambiador puede retirar un calor de 13.845 MMBTU/h por encima del valor de diseño a las antiguas condiciones de proceso (9.0 MBTU/h).

La integración continúa siguiendo el mismo orden que en el caso I. Estas opciones son denominadas por el software como “Resequence Exchanger”, “Repipe Exchanger” y “Add New Exchanger”. Se hicieron tres simulaciones con el fin de generar igual número de propuestas de integración. Los resultados consistieron en la adición de tres nuevos equipos a la red de intercambio de calor, pues en ningún caso hubo “Resequence Exchanger” y “Repipe Exchanger”. El análisis económico de reubicar dos equipos existentes más el beneficio por el aumento en la generación de vapor se presenta a continuación de las tres modificaciones siguientes.

Los archivos de salida del software para la adición de un nuevo intercambiador de calor, se encuentran en el Anexo L.

Opciones en “Resequence List”: 0 de 3.

Opciones en “Repipe List”: 0 de 84.

Opciones en “New Exchanger List”: 23 de 296. De las 23 posibilidades se seleccionó la primera ya que proporciona mayor ahorro de energía (39 %).

La adición del nuevo intercambiador de calor propone intercambiar la corriente caliente H.2 (Reflujo circulante de cima FF-T-552) y entregar una cantidad fija de calor a la corriente C.7, (Amina a rehervidor SU-E-2 de la Torre despojadora SU-T-2) antes de intercambiar calor con agua de enfriamiento en el intercambiador FF-E-551 A / B.

¹ Obtenida de Network Cost Retrofit, Anexo L.

Igualmente la corriente C.7 recibe este nuevo calor antes de ser calentada con vapor de media presión en el intercambiador No. 9 (SU-E-2). El análisis económico se presenta en los archivos de salida para el análisis de retrofit 1. A continuación se muestra el resumen económico para la adquisición de 4 nuevos intercambiadores, FF-E- 554, FF-E-561, FF-E-562 y el No. 28.

Beneficios anuales: 294841 US\$.

Inversión requerida: 388511 US\$.

Tiempo de retorno de la inversión: 1.32 años.

A pesar de que el programa eliminó la necesidad de utilizar un intercambiador nuevo, el FF-E-561 N, no resta su costo del valor de inversión inicial, esto se mantiene durante todo el estudio de integración.

Ya que en este punto no se considera aun el beneficio estimado por el aumento en la generación de vapor, éste debe restarse del costo de los dos nuevos intercambiadores para precalentar condensado. Como los resultados del reporte “Pinch Network”, permiten sacar de servicio el nuevo enfriador de HCO producto, al valor de inversión reportado debe restársele la inversión inicial reportada en “Network Cost Retrofit” de la corrida del punto b (Pinch Network, 220,133.00 \$US / Año) y se recalcula el tiempo de retorno de la inversión para esta nueva condición.

Tabla 12.2. Resumen Económico para el Retrofit No.1. Sin precalentar condensado.
Adición de un nuevo intercambiador, No. 28.

Beneficios Totales \$US / Año	Inversión Total \$US	Payback Años
294,841	168,378	0.57

Luego de la adición de un nuevo intercambiador se corrió nuevamente el programa desde el resequence y las posibilidades de modificación fueron:

Opciones en “Resequence List” = 0 de 3.

Opciones en “Repipe List” = 0 de 87.

Opciones en “New Exchanger List”: 22 de 323. De las 22 posibilidades, las primeras cuatro proporcionan un ahorro de Energía del 46,89 %. Las cuatro propuestas están asociadas con el calentamiento de la corriente fría No. 41 (C.4.1 y C.4.2, corriente a rehervidores de la torre despojadora, FL-T-604).

Se seleccionó la primera alternativa debido a las siguientes consideraciones. Las dos primeras alternativas aprovechan la corriente caliente 3 a la salida del intercambiador No. 28 y las otras dos alternativas (3 y 4), aprovechan calor a ser vertido al agua de enfriamiento en el enfriador FF-E-560. De estas cuatro alternativas tienen mayor perspectiva las dos primeras, pues con la nueva configuración de la torre fraccionadora principal FF-T-552 y luego de la parada de planta de la URC 2002 consistente en el cambio de los platos de orificios 3 al 6 y 26 al 29 por los nuevos platos tipo válvula, ha cambiado el perfil de temperaturas de la torre, acompañado de una disminución en la temperatura salida de la corriente de HCO, que es enfriada en el FF-E-560 justo antes de retornar a la torre, por lo tanto, por un lado no sería tan acertado considerar un calor disponible de un equipo que ha venido liberando su carga y por otro lado, este equipo se vuelve ideal para disminuir el calor de la nueva corriente de HCO producto antes de enviarse a tanques, pues en el mes de Abril ha tenido períodos de trabajo en los que se hecho el by-pass manteniéndolo fuera de servicio. Además, hay que tener en cuenta que seguirá manejando la misma corriente de HCO y por lo tanto puede adaptarse más fácilmente a las nuevas condiciones de proceso.

Con las consideraciones anteriores son más interesantes las dos primeras alternativas. Aplicando el principio de los trenes de intercambio de calor [3], para este caso sería más factible que la corriente 3 (H2, Reflujo circulante de cima FF-T-552) que hasta este punto ya ha entregado 9.132 MBTU/h desde una temperatura de 302.11 °F, entregase el calor disponible antes de que la corriente fría No. 41 pase por el intercambiador FL-E-614. Por estas dos razones se seleccionó la modificación No. 1 que presenta el archivo “New Exchanger List”, la información de esta modificación se presenta en la tabla 12.3.

Tabla 12.3. Resultados de la modificación. Adición de dos nuevos intercambiadores de calor: el No. 28 y el No.29

Modificación Seleccionada	Nuevo Intercambiador	Carga Pinchada MBtu / h	Beneficios MMBTU / h	Costo Servicios US \$/ Año	% Ahorro
1 de 22	29	7.58	6.69	325323.7	46.9

Los cambios en la red consisten en la adición de dos nuevos intercambiadores de calor, el No. 28 (cuya ubicación se referenció en el primer retrofit) y el No. 29. los cambios en la red se pueden observar en el **Heat Exchanger Flow Diagram** para el segundo Retrofit. La corriente caliente 3 (H2, Reflujo circulante de cima FF-T-552) a la salida del intercambiador No. 28 debe entregar ahora un calor de 6.691 MBTU/h a la corriente fría C.4.1 antes de entrar al FL-E-614 liberando calor aportado por vapor de media presión en el FL-E-613.

En la Tabla 12.4 se muestra un resumen del análisis económico de la adquisición de 5 nuevos intercambiadores, FF-E- 554, FF-E-561, FF-E- 562, No. 28 y No. 29:

Tabla 12.4. Resumen económico

Beneficios Totales \$US / Año	Inversión Total \$US	Payback Años
488,668	590.297	1.21

Nuevamente en este punto no se considera aun el beneficio estimado por el aumento en la generación de vapor al cual debe restarse el costo de los dos nuevos equipos para precalentar condensado. Se restan nuevamente los 220,133.00 \$US/Año y se recalcula el Payback a esa nueva inversión como en el retrofit 1. Los resultados se consignan en la tabla 12.5.

Tabla 12.5. Resumen Económico para el Retrofit No. 2. Sin precalentar condensado. Adición de dos nuevos intercambiadores, Nos. 28 y 29.

Beneficios Totales \$US / Año	Inversión Total \$US	Payback Años
488,668	370,164	0.76

Retrofit 3. Adición de tres nuevos intercambiadores de calor, (Nos. 28, 29 y 30). Los archivos de salida se encuentran en el anexo L, retrofit 3.

Nuevamente se hizo la optimización contemplando la alternativa de adicionar otro intercambiador adicional a los dos que ya se han establecido en la nueva red. Se hizo igualmente “resequence” y “repipe”. Las posibilidades de modificación son:

Opciones en “Resequenece List” = 0 de 2.

Opciones en “Repipe List” = 0 de 88.

Opciones en “New Exchanger List”: 16 de 356, de estas 16 posibilidades se seleccionó la tercera que proporciona un ahorro de energía del 51.84 %. La información de esta modificación se presenta en la tabla 12.6.

Las razones para elegir esta modificación son las siguientes:

- Las seis primeras modificaciones para este retrofit generan los beneficios más altos. En todas se propone aportar calor a la corriente fría 39 (C3, carga a la torre desbutanizadora FL-T-601). El calor disponible por la corriente 3 (H2, Reflujo circulante de cima FF-T-552) a la salida del nuevo intercambiador 28 y antes de pasar por el 29 es aproximadamente de 34 MBTU/h ya que incluyendo las últimas modificaciones, esta corriente ya ha aportado en total 15.822 MBTU / h. De acuerdo a la PFI-E&L-009 se requiere aportar a esta corriente unos 28 MBTU/h para obtener beneficios precalentando agua desmineralizada, y esto es ideal porque no se debe llevar al límite una corriente caliente dentro de un proceso que ha venido cambiando las condiciones de operación luego de algunas modificaciones durante la parada de la Unidad de ruptura catalítica. También debe haber flexibilidad en cuanto a los cambios de carga a la unidad de ruptura catalítica, desde 27000 Bbl/día, pasando por el caso base de integración a 29000 Bbl/día hasta unos 30000 Bbl/día, según estimaciones de los ingenieros especialistas del proceso de cracking del departamento de desarrollo tecnológico de la Refinería de Cartagena. Además se está tocando un tema muy delicado como es la integración entre plantas, pues el agua desmineralizada es una corriente de proceso de la planta de servicios industriales; por lo tanto los cambios en las condiciones de una unidad afectan la otra luego de la integración térmica, de ahí la flexibilidad que se debe tener en ciertas corrientes de proceso. Dando un ejemplo claro para este caso, es preferible dejar una determinada cantidad de corriente H.2 intercambiando calor en el FF-E-551 B con agua de enfriamiento, pues este intercambiador ha sido comprado con la misma concepción de servir de “colchón” al proceso, además las condiciones de control de la unidad no son las mejores en este momento, ya que el proceso de automatización de esta unidad tan compleja, apenas está iniciando en la Refinería. Por esta razón se descartó la primera modificación.
- En el caso de descartar la segunda alternativa se tuvo en cuenta que se trataba nuevamente de retirar calor del circuito de HCO y las razones para no tener en cuenta esta modificación se sustentaron en el retrofit No.2.
- Las cuatro propuestas restantes presentan iguales beneficios y se seleccionó la alternativa No. 3. De todas maneras, se recomienda efectuar integración a partir de otras modificaciones como las planteadas en cada una de las corridas.

Tabla 12.6. Resultados de la modificación. Adición de tres nuevos intercambiadores Nos. 28, 29 y 30.

Modificación Seleccionada	Nuevo Intercambiador	Caliente	Fría	Carga Pinchada MBtu / h	Beneficios MMBTU / h	Costo Servicios \$US / Año	% Ahorro
3 de 16	30	Corr. 18	Corr. 39	3.65	3.93	211499.7	51.841

El nuevo intercambiador adicionado, No. 30, se puede observar en el **Heat Exchanger Flow Diagram** para el tercer Retrofit, en el cual debe intercambiar la corriente caliente 18 (H.8, Nafta Pesada, Aceite Pobre, a Torre Esponja FL-T-602) con la corriente fría 39, (C.3, carga a la torre Desbutanizadora). Aquí el programa busca los beneficios al entregar calor de la corriente caliente H.8 en el nuevo equipo antes de pasar por el intercambiador No. 18, FL-E-609, enfriador de aceite pobre a Torre Esponja. Igualmente la corriente fría pasa por el nuevo intercambiador antes de calentarse en el FL-E-615, el calor necesario se reemplaza totalmente en esta modificación. En el diagrama de flujo se presenta en línea discontinua el intercambiador FL-E-615, indicando que sale de servicio a estas nuevas condiciones de integración.

En la tabla 12.7 se presenta el resumen económico del tercer retrofit.

Tabla 12.7. Resumen Económico para el Retrofit No.3. Adquisición de 6 nuevos intercambiadores, FF-E- 554, FF-E-561, FF-E- 562 y los Nos. 28, 29 y 30.

Beneficios Totales \$US / Año	Inversión Total \$US	Payback Años
602,492	812,534	1.35

Como los resultados de “Pinch Network” permiten sacar de servicio el nuevo enfriador de HCO producto; al valor de inversión reportado en la tabla 12.8 se resta la inversión inicial reportada en el Network Cost Retrofit de la corrida del Pinch Network, 220,133.00 \$US/año y se recalcula el Payback a esa nueva inversión.

Tabla 12.8. Resumen Económico para el Retrofit No.3. Sin precalentar condensado. Adición de tres nuevos intercambiadores. Nos. 28, 29 y 30

Beneficios Totales \$US / Año	Inversión Total \$US	Payback Años
602,492	592,401	0.98

Los archivos de salida se encuentran en el anexo L: Optimización

Finalmente se efectuó la corrida de optimización de la nueva red compuesta por 30 intercambiadores de calor con los siguientes resultados:

Tabla 12.9. Resumen Económico para la optimización de la nueva Red. Adición de seis nuevos intercambiadores. FF-E- 554, FF-E-561, FF-E- 562, Nos. 28, 29 y 30

Beneficios Totales \$US / Año	Inversión Total \$US	Payback Años
602,492	620,066	1.03

No se considera aun el beneficio del aumento en la generación de vapor. Los resultados de la red optimizada sin generación de vapor, se presenta en la tabla 12.11.

Tabla 12.10 Resumen Económico, optimización de la nueva Red. Adición de tres nuevos intercambiadores. Nos. 28, 29 y 30 sin aumento en la Generación de vapor.

Beneficios Totales \$US / Año	Inversión Total \$US	Payback Años
602,492	399,933	0.66

12.1 SÍNTESIS DE BENEFICIOS DE LA INTEGRACIÓN

La síntesis de los beneficios de la adición de nuevos intercambiadores, sin aumento en la generación de vapor se presenta a continuación:

TABLA 12.11. Beneficios económicos sin generación de vapor.

OPCIÓN DE DISEÑO	BENEFICIOS \$ US / AÑO	INVERSIÓN \$ US	TIEMPO DE RETORNO Años
1	294,841	168,378	0.57
2	488,668	370,164	0.76
3	602,492	592,401	0.98
Optimización	602,492	399,933	0.66

A los beneficios de las alternativas de la tabla 12.12 se suman los beneficios por el aumento en la generación de vapor (167435 \$US / Año) y se recalcula el tiempo de retorno de la inversión.

La información de los beneficios por el aumento en la generación de vapor considerando la reubicación de dos intercambiadores existentes se presenta a continuación:

TABLA 12.12. Beneficios con generación de vapor.

OPCIÓN DE DISEÑO	BENEFICIOS \$ US / AÑO	INVERSIÓN \$ US	TIEMPO DE RETORNO AÑOS
1	462,276	168,378	0.36
2	656,123	370,164	0.56
3	769,927	592,401	0.77
Optimización	769,927	399,933	0.52

El análisis del aumento en la generación de vapor se presenta en el capítulo de análisis de resultados.

13. ANÁLISIS DE FUERZA GUÍA

13.1 ANÁLISIS PARA LOS INTERCAMBIADORES DE LA RED DE INTERCAMBIO DE CALOR

El análisis de la fuerza guía es una herramienta utilizada para evaluar la eficiencia de área de los intercambiadores de calor en una red y ubicar adecuadamente parejas de corrientes dentro de la red de manera que hagan uso correcto de la fuerzas guías de temperatura disponible.

Se basa en el hecho de que el área de transferencia de calor de la red puede ser minimizada cuando las parejas de intercambio de calor se ubican verticalmente en las curvas compuestas, [25]. Las parejas verticales utilizan la fuerza guía de temperatura más eficientemente, lo que conlleva a una disminución en el área de transferencia. Un cruce de una pareja de intercambio de calor o una pareja no vertical, incrementa las fuerzas guías para la pareja y reduce el área de intercambio de calor, pero al mismo tiempo un cruce de parejas reduce las fuerzas guías disponibles para otro intercambiador en la red, esto concluye con una mayor área global comparada con una red de intercambio de calor formada por parejas verticales de intercambio de calor.

Existen diferentes versiones de la gráfica de fuerza guía: $\Delta T - T_C$, $\Delta T - T_h$ y $T_h - T_C$, cualquier versión puede ser utilizada por el mismo análisis. En este análisis se utilizó la gráfica $\Delta T - T_C$, por su utilización más común en el análisis de la fuerza guía.

En general, los diagramas $\Delta T - T_C$ (Figuras 13.1, 13.2 y 13.3) son gráficas que muestran la diferencia de temperatura entre la curva compuesta caliente y la curva compuesta fría contra la temperatura de la curva compuesta fría.

Para encontrar el área Target previamente establecida, las parejas de corrientes deben ser ubicadas de tal forma que la gráfica $\Delta T - T_C$ del intercambiador coincida o se acerque a la línea a $\Delta T_{\text{mín}}$ actual de la gráfica $\Delta T - T_C$ obtenida de las curvas compuestas. Para esto cada intercambiador es graficado mediante las diferencias de temperatura entre sus corrientes calientes y frías. Los valores de Temperatura de cada intercambiador con los cuales fueron hechas las gráficas se encuentran en el anexo D.

Esta comparación indica también en que dirección las parejas mal ubicadas en una red de intercambio de calor existente utilizan más alta o más baja fuerza guía que la disponible y deben ser corregidas para mejorar toda la red.

Para resolver estos cuellos de botella se debe hacer una reestructuración de la red de intercambio de calor.

▪ INTERCAMBIADORES PROCESO A PROCESO

En la Figura 13.1, se muestra la gráfica de ΔT vs. T_c para los intercambiadores de proceso de la red de intercambio de calor del caso I. Los intercambiadores FL-E-614 y FL-E-606 presentan mayor desviación con respecto a la curva ΔT_{\min} de la red actual, curva de color negro.

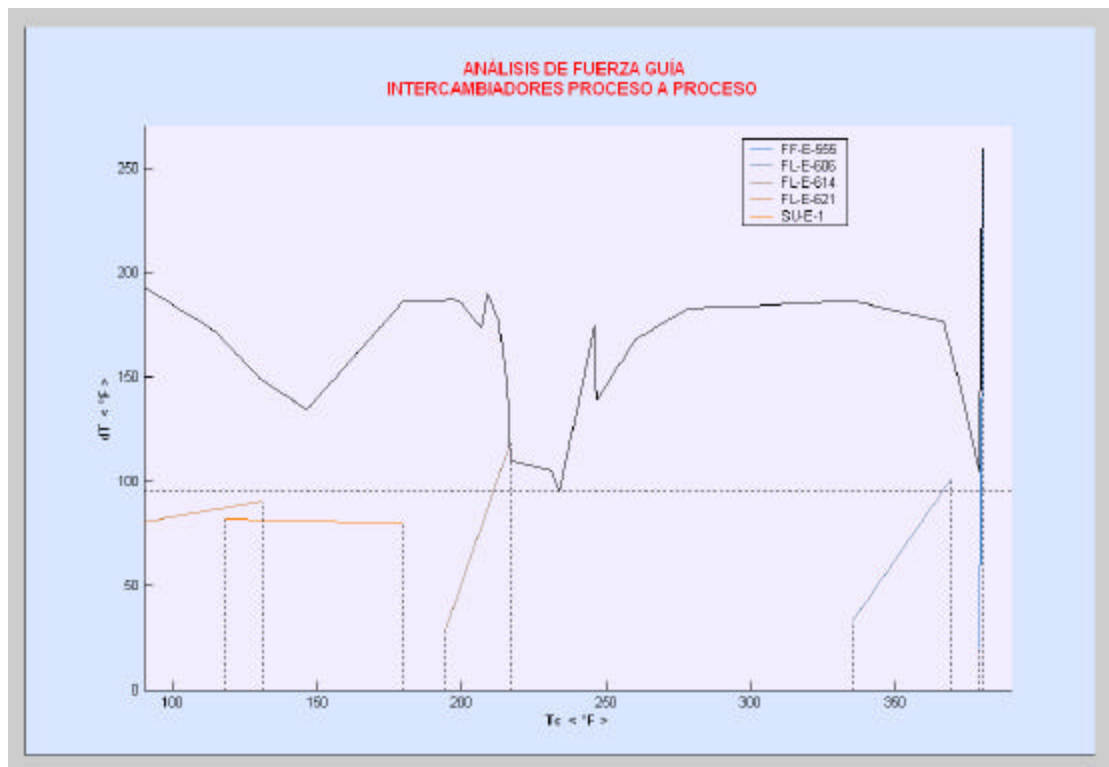


Figura. 13.1. Análisis de fuerza guía para intercambiadores de proceso

- **INTERCAMBIADORES CON SERVICIOS DE VAPOR**

En la Figura 13.2, se muestra la gráfica de ΔT vs. T_C para los intercambiadores con servicio de vapor de la red de intercambio de calor del caso I. El intercambiador de calor SU-E-5 es el que presenta mayor desviación con respecto a la curva $\Delta T_{\text{mín}}$ actual, (curva de color rojo), para los casos I y II analizados.

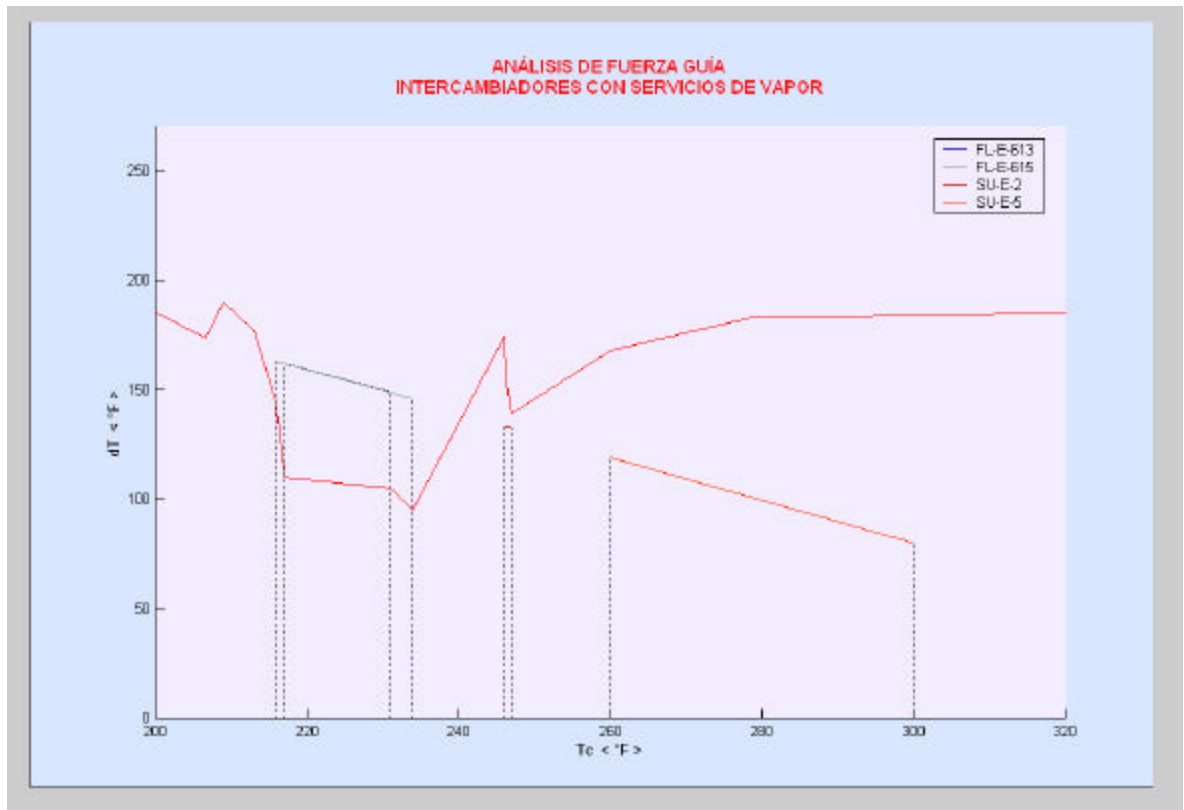


Figura. 13.2. Análisis de fuerza guía para intercambiadores con servicios de vapor.

- **INTERCAMBIADORES CON SERVICIOS DE ENFRIAMIENTO**

Finalmente en la Figura 13.3, se muestra la gráfica de ΔT vs. T_C para los intercambiadores que utilizan agua de la TAE II como servicio de enfriamiento.

Los intercambiadores que hacen mal uso de la fuerza guía de temperatura son: FF-E-554, FL-E-609, FF-E-561, FF-E-551 FF-E-552 y FF-E-556.

El intercambiador de calor FF-E-556 es el que presenta mayor desviación con respecto a la curva ΔT_{\min} actual, (curva de color rojo en la figura 13.3).

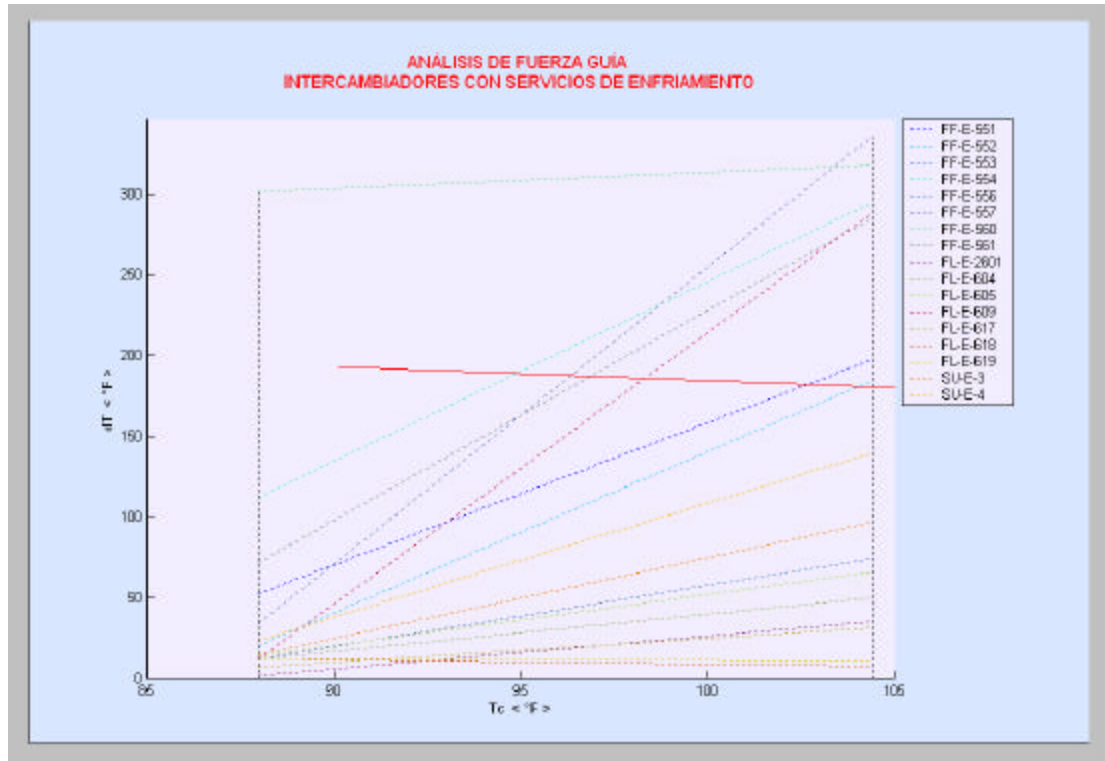


Figura. 13.3. Análisis de fuerza guía para intercambiadores con servicios de enfriamiento.

13.2 ANÁLISIS PARA MEZCLA DE CORRIENTES NO ISOTÉRMICAS

Mezclar dos ó más corrientes a diferentes temperaturas reduce las fuerzas de empuje necesarias para la transferencia de calor, lo que se refleja directamente en el área utilizada para la transferencia de calor de un intercambiador que recibe una corriente de este tipo y por lo tanto las mezclas actúan como unidades de transferencia.

Hasta donde sea posible y económicamente viable se deben evitar las mezclas a diferentes temperaturas. Las temperaturas de dos corrientes que se mezclan antes de llegar a un enfriador deberían igualarse, aprovechando el calor de la corriente más caliente para cederlo a una corriente fría de proceso, esto liberaría calor que es enviado al agua de enfriamiento y paralelamente disminuiría los consumos de servicios. Hasta este punto se hace una disminución no sólo en los requerimientos energéticos, sino del área a ser utilizada en una unidad existente. Aunque pueden encontrarse también beneficios

reorganizando las corrientes hacia mezclas isotérmicas, debe evaluarse la viabilidad económica de instalar una nueva Unidad de Transferencia o de llevar la corriente caliente a reemplazar un servicio caliente (Vapor de media presión).

Para la red de intercambio de calor seleccionada se analizaron tres casos de mezclas no isotérmicas:

13.2.1 MEZCLAS DE CORRIENTES NO ISOTÉRMICAS A LA ENTRADA DEL INTERCAMBIADOR FL-E-2601: La descarga de la segunda etapa del compresor FL-C-2601 recibe las siguientes corrientes: Condensado del tambor de succión Interetapas, flujo de fondos de la Absorbadora primaria FL-T-2603 y Flujo de Cima de la Despojadora FL-T-604. El esquema de esta mezcla con los valores de las variables asociadas se presenta en la Figura 13.4.

Un esquema favorable para esta mezcla consiste en entregar la corriente que viene de la despojadora a 130.8°F ¹ hasta 107°F (Temperatura de la corriente A-BOTTOM, fondos FF-T-2603), aportando este calor en otro lugar del proceso para que se acerque a las condiciones de mezcla de la segunda etapa del compresor con la corriente de condensado, considerando una nueva condición de entrada de 107°F hacia el FL-E-2601. Así, sería menor el calor que ha de ser retirado en dicho equipo disminuyendo el uso de agua de enfriamiento mediante el aprovechamiento del calor de la corriente de la despojadora.

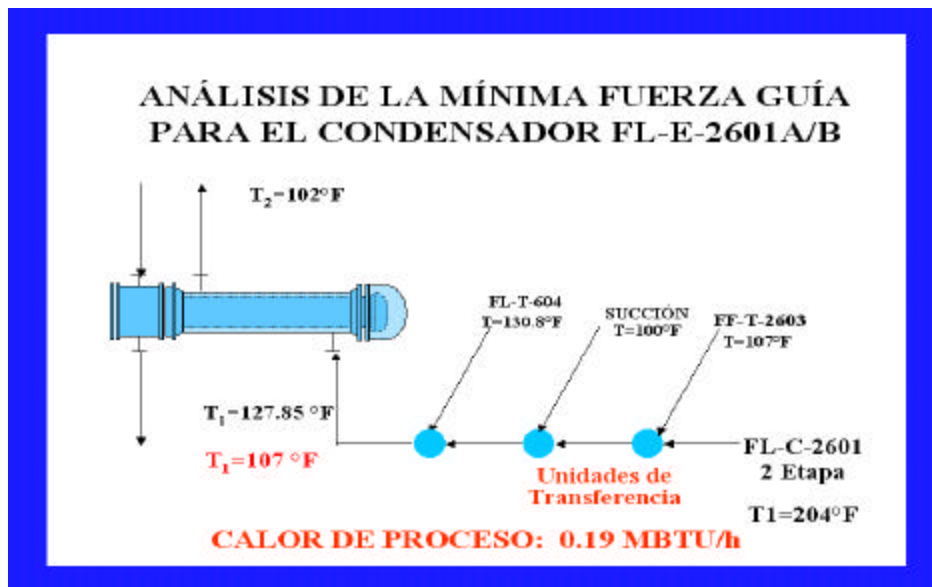


Figura 13.4. Análisis de fuerza guía para mezclas no isotérmicas.

¹ Tomado de la simulación de la sección de livianos, Anexo I.

En el archivo de salida del modelo de PRO II (Anexo I), se presenta el calor liberado (0.19 MBTU/h) que representa 5300 US\$/año utilizando el costo estimado del vapor de media presión del capítulo 9.

13.2.2 MEZCLA DE CORRIENTES NO ISOTÉRMICAS A LA ENTRADA DEL INTERCAMBIADOR FL-E-617: A la descarga de la segunda etapa del compresor se unen dos corrientes de proceso, el Spillback de la segunda etapa del compresor, los gases de PST 204 y VRD 2 y el agua de lavado.

En este caso se puede analizar el calor que se liberaría si la corriente Spillback se entrega a una temperatura menor a la que se muestra en el modelo de PRO II, (196.48 Vs. 184 °F).

13.2.3 MEZCLA DE CORRIENTES NO ISOTÉRMICAS A LA ENTRADA DEL INTERCAMBIADOR FF-E-556: A la corriente de gases de Cima de la fraccionadora FF-T-552 se une el Spillback de la primera etapa del compresor y agua de lavado.

Se recomienda un estudio más detallado para esta corriente.

14. ANÁLISIS DE RESULTADOS

La unidad de enfriamiento FF-E-551 A/B actual, es un conjunto de dos intercambiadores de calor de coraza y tubos, tipo AES, diseñados y operados para operar en serie pero con las facilidades para operar con un solo intercambiador.

Este intercambiador opera actualmente a condiciones muy diferentes a las de diseño. Por lo tanto, se hizo su simulación tanto en HEXTRAN como en PRO II con el fin de hallar los coeficientes totales, limpios y de servicio a cargar en el programa para las nuevas condiciones de proceso, también era necesario verificar que el equipo transfiriera calor por encima de 25900 MBTU / h para una sola coraza como está estipulado en su hoja de especificaciones (Anexo H). De las corridas a las condiciones de proceso se puede decir que el equipo enfría la corriente de reflujo superior de la FF-T-551 desde 302 °F hasta 137 - 140 °F transfiriendo un calor de 50 MMBTU/h.

Como se requiere que el reflujo retorne a la torre a 173 °F debe hacerse un by-pass. La simulación se verificó para una coraza que es la configuración de operación normal y para el caso de utilizar las dos corazas, como está fijado en la información de diseño.

Hay situaciones en las que no se hace “By-pass” del FF-E-551, y en estos casos se incrementa la temperatura de salida del agua de enfriamiento por encima de las condiciones de diseño, lo que puede ocasionar corrosión en el intercambiador. Esto se demuestra no sólo en la información de diseño sino en el mismo modelo simulado en Hextran a las condiciones de proceso de la unidad.

El intercambiador se simuló en PRO II (Simulación de la Torre fraccionadota) y en HEXTRAN como un intercambiador riguroso independiente. Actualmente, sirve de consulta para el análisis del proceso (Ver reportes del simulador HEXTRAN, Anexo J).

A continuación, se describe el análisis de la propuesta de instalar un nuevo rehervidor en la torre SU-T-2 (Torre despojadora de amina) que reemplace el vapor de media presión por corrientes calientes de proceso.

El siguiente paso era verificar la distribución en planta para la ubicación del nuevo intercambiador, pero luego de revisión del Plot plant, no se encontró un lugar disponible en la sección de amina II en el primer nivel. En la segunda plataforma de la unidad podría

existir un espacio si es retirado el enfriador de gases agrios SU-E-6, que desde antes de la parada de la URC no presta servicio a la planta de Amina. Otro lugar apropiado para ubicar un intercambiador estándar (16 ft de longitud), puede ser en el lugar donde está ubicado el intercambiador FL-E-615, pues a su lado hay espacio disponible. Este, sería un lugar ideal de ubicación ya que está en un punto equidistante entre las dos corrientes de integración propuestas en esta modificación aunque implique hacer un análisis más detallado de los costos de la tubería requerida. Este análisis es importante debido a que las estimaciones iniciales pudieran verse modificadas en alguna proporción con la necesidad de incluir tubería adicional a la considerada como promedio en los costos de instalación de la ley de costos para cada unidad de transferencia de calor en la red.

Existen implicaciones de seguridad en la utilización de una corriente de hidrocarburo a ser intercambiada con una corriente de amina en el evento de que una rotura en el equipo y posterior contaminación puede traer problemas no sólo a la sección de amina II sino a la planta de azufre que se carga con corrientes de esta sección, además el vapor utilizado en el rehervidor es el producido en la sección de polimerización de la unidad.

La reacción de polimerización es exotérmica, y en su primera etapa los reactores NP-R-1/6 aprovechan este calor para generar vapor. Estos equipos presentan fugas y normalmente el vapor generado está contaminado por lo que no puede ser enviado al cabezal de media presión de la refinería. La no utilización en amina o su reducción como se plantea en esta alternativa implica establecer una disposición segura para esta sustancia, lo cual sería muy costoso. Una mejor alternativa es utilizar este servicio como vapor de despojo en la sección de reacción de la URC, pues no existe limitación alguna para utilizarse allí y de esta forma se vería reflejado el beneficio en la disminución del consumo de vapor M.P.

La alternativa de utilizar el calor disponible de los FF-E-551 A ó B actualmente vertido al agua de enfriamiento complementa el estudio de la PFI-E & L-009. La temperatura de salida de la Nafta pesada en el FF-E-551 A, usando agua desmineralizada como medio de enfriamiento es superior a la temperatura especificada para retorno a la torre FF-T-552. Por lo tanto se requiere operar también el FF-E-551 B con agua de enfriamiento para lograr la temperatura de 173 °F.

El calor intercambiado en el FF-E-551 actualmente es de unos 52 MBTU/h. El FF-E-551 (A) transferiría 27.900 MBTU/h al agua desmineralizada. El calor restante (24.100 MBTU/h), que según las necesidades de la propuesta optimizada con generación de vapor se distribuirían de la siguiente forma: 9.132 MBTU/h como rehervidor a la torre despojadora de amina SU-T-2, y 6.690 MBTU/h como reflujo de fondos a la torre despojadora FL-T-604. El programa ajusta durante la etapa de optimización, el calor requerido por el FL-E-613 (7.740 MBTU/h), sacando completamente de servicio esta unidad. Por lo tanto el calor aportado por la corriente de reflujo superior es de 16.900

MBTU/h . La temperatura de retorno del reflujo a la torre se controla con el by-pass dado que el equipo trabaja a condiciones diferentes a las de diseño. El calor que no sea retirado del reflujo caliente se deberá ajustar para mantener una temperatura de retorno a la torre FF-T-552 previamente establecida.

Partiendo de las condiciones establecidas en la PFI No. 8, en la que se incluyen dos intercambiadores nuevos, FF-E-562 (Precalentamiento de Condensado con LCO) y el FF-E-554 A/B (Precalentamiento de Condensado con SLURRY), se planteó la opción de aumentar la generación de vapor de 140 psig en la unidad de ruptura catalítica dentro de las alternativas de integración del caso II. Por esta razón se incluyó la corriente de condensado con los nuevos intercambiadores fijando en el programa de integración la condición de equipos a adicionar; con esto buscó la posibilidad de inclinar los resultados de la integración hacia la necesidad de precalentar condensado.

La integración giró hacia otras propuestas ya mencionadas, pero se adicionó a estas propuestas el aumento en la generación de vapor reutilizando dos equipos disponibles bajo las nuevas condiciones de proceso de análisis de integración caso base II.

Se analizaron los intercambiadores VR-E-2 y VR-E-6 por sus condiciones adecuadas para el manejo de condensado y porque la presión de diseño (175 psig para el lado de condensado) es muy superior a las condiciones de presión requeridas. Se efectuaron corridas en el simulador Hextran de los equipos VR-E-2 a las condiciones del FF-E-554 A/B nuevo y del VR-E-6 a las condiciones del nuevo FF-E-562 (Anexo J). Las hojas de especificaciones para todas esta unidades se presentan en el anexo H. y en la Tabla 14.1 se presenta un resumen de los resultados de la simulación.

Tabla 14.1. Resultados de la simulacion de los equipos VR-E-2 y VR-E-6.

VARIABLE	EQUIPO	
	VR-E-2 (FF-E-554 A/B)	VR-E-6 (FF-E-562)
T° del lado condensado < °F > (Entrada / Salida)	170 / 243.7 (Tubos)	170 / 259.7 (Coraza)
Temperatura (ent. / sal.) del lado fluido caliente	379.4 / 223.9 (Coraza)	441 / 227.4 (Tubos)
Caída de presión (Coraza / Tubos)	0.24 / 0.17	0.51 / 2.85

Las caídas de presión son muy bajas y para el caso del Slurry es un factor crítico para el ensuciamiento del equipo. Sería factible cambiar las condiciones de flujo o invertir el flujo de fluido caliente entre los dos intercambiadores y luego analizar la posibilidad de hacer cambios en los intercambiadores, tales como adición de más baffles para aumentar la caída de presión del lado de la coraza. Igualmente debe recalcularse el aumento en la generación de vapor bajo las condiciones de temperatura de salida de condensado para los dos intercambiadores.

Tentativamente se redujo el espaciado de los baffles a la mitad para los dos equipos. Se requiere analizar más detalladamente las implicaciones mecánicas y de proceso de esta modificación. Los nuevos resultados de la simulación del modelo se presentan a continuación (Detalles en el Anexo J)

Tabla 14.2. Cambios sobre la simulación de los equipos VR-E-2 y VR-E-6.

VARIABLE	EQUIPO	
	VR-E-2 (FF-E-554 A/B)	VR-E-6 (FF-E-562)
T° del lado condensado < °F > (Entrada / Salida)	170 / 245.4 (Tubos)	170 / 259.7 (Coraza)
Temperatura (ent. / sal.) del lado fluido caliente	379.4 / 220.1 (Coraza)	441 / 226.9 (Tubos)
Caída de presión (Coraza / Tubos)	0.82 / 0.17	1.42 / 2.85

Se considera la posibilidad de diseñar un nuevo haz de tubos para el intercambiador VR-E-2 y con ello hacer la re-evaluación de los beneficios de la propuesta de aumento en la generación de vapor.

14.1 ANÁLISIS AMBIENTAL

La reducción de los consumos energéticos implica automáticamente menor emisión de contaminantes formados durante la combustión de SO₂ y SO_x (responsables de la “lluvia ácida”), reducción del CO₂ emitido (principal causante del cambio climático en nuestro planeta a través del “efecto invernadero”) y reducción de los óxidos de nitrógeno, NO_x, precursores junto con los carbonos orgánicos volátiles del Ozono de las capas inferiores (ozono troposférico, smog) problema enorme para la salud, sobre todo a nivel pulmonar y para las cosechas cuando se tiene presencia de concentración muy alta de ozono.

La estimación del NO_x vertido a la atmósfera es función de la energía utilizada como vapor de media presión, ya que para su producción ha sido necesario un proceso de combustión en las calderas de la unidad de servicios industriales. Por cada 10⁶ KJ se producen 0.13 kg de NO_x [3].

La red de intercambio de calor utiliza 24.447 MBTU/h de servicios calientes equivalentes a:

$$NO_x = 24.447 MBTU / h * \frac{1 kJ}{9.5 * 10^{-7} MBTU / h} * \frac{0.13 Kg(NO_x)}{10^6 KJ} * \frac{8520 h}{1 año} = 28568 Kg / año$$

Anualmente se producen 28.6 toneladas de NO_x en la refinería sólo por concepto de servicios calientes en la unidad de ruptura catalítica, sin contar con el generado en la producción de vapor de media presión utilizado como vapor de despojo, del vapor de baja presión para otros servicios y del vapor de alta presión utilizado para accionar las turbinas del soplador principal y el compresor de gases húmedos.

Por otro lado están los contaminantes generados durante el proceso de regeneración del catalizador. Se vierten a la atmósfera sin control alguno en la corriente de gases de chimenea de la cima del Regenerador.

Es posible disminuir la generación anual de NO_x gracias a la integración térmica de la unidad. El beneficio de implementar la propuesta optimizada incluyendo generación de vapor disminuye los consumos de servicios calientes en 20.8 MBTU/h, por lo tanto la generación de NO_x hacia la atmósfera se reduce en aproximadamente 24 toneladas por año:

$$NO_x = 20.8 MBTU / h * \frac{1 KJ}{9.5 * 10^{-7} MBTU / h} * \frac{0.13 kg(NO_x)}{10^6 KJ} * \frac{8520 h}{1 año} = 24250 Kg / año$$

Si tenemos en cuenta el aumento en la generación de vapor como una disminución en la generación de NO_x, la producción en la unidad de Cracking es “limpia” al no emplearse un sistema de combustión como se hace en la planta de servicios industriales. El NO_x que se deja de producir debido al vapor de media presión que se propone generar en la unidad de ruptura catalítica es de unas 7 toneladas al año:

$$NO_x = 6800 \frac{Lb}{h} * 0.87 \frac{MBTU}{KLb} * \frac{1 KLb}{1000 Lb} * \frac{1 KJ}{9.5 * 10^{-7} MBTU / h} * \frac{0.13 Kg(NO_x)}{10^6 KJ} * \frac{8520 h}{año}$$

$$NO_x = 6897 Kg / año$$

14.2 ANÁLISIS DE LA TORRE DE AGUA ENFRIANTE TAE II

La empresa Aguas de Cartagena provee de agua cruda a la refinería para sus diferentes necesidades. El agua que utilizan los sistemas de agua de enfriamiento de la refinería TAE I y TAE II se clarifica previamente en la Unidad de Servicios Industriales, USI. La torre de agua de enfriamiento, TAE II, es un sistema de recirculación abierto a la atmósfera en donde el calor es removido del agua por un proceso de evaporación logrado por la transferencia de masa de agua caliente (en forma de vapor) a una corriente de aire. Su función principal es remover el calor de las corrientes calientes de la URC que durante el proceso no han aportado ese calor a alguna otra necesidad de la planta. En esta torre también se efectúa un tratamiento químico del agua con el fin de controlar la formación de depósitos de tipo incrustante y/o ensuciante, controlar la corrosión y controlar el crecimiento microbiológico. Luego de que el agua ha efectuado el intercambio de calor con las corrientes calientes del proceso, retorna a la TAE II con el fin de ser enfriada y tratada para utilizarse nuevamente en el enfriamiento.

El análisis de las condiciones de proceso es importante en el análisis Pinch ya que una integración térmica parte de la premisa de que las condiciones de proceso de la red seleccionada son óptimas; es por esto que se especifican las situaciones en las cuales algunas variables de proceso no se mantienen en sus parámetros normales de operación. Lo que resulta de esto es una combinación de sugerencias paralelas al estudio de integración, que servirán como multiplicadores de la experiencia y generadores de recomendaciones, tanto para esta integración térmica como para otros estudios de este tipo.

En esta sección se analizan los enfriadores asociados a la Torre de Agua de Enfriamiento de acuerdo a las condiciones de flujo y temperatura del agua de enfriamiento que va por los tubos y se analizan los efectos que tienen las condiciones de proceso sobre la transferencia de calor.

14.2.1 Criterios Generales:

- Cuando el agua se mueve a baja velocidad a través de los tubos, el bdo y la lama que resultan a través de la lama que resultan de la acción microbiana se adhieren a los tubos y serían arrastrados si hubiera alta turbulencia. Como una práctica común deben evitarse velocidades menores de 3 ft/s para una operación continua.
- Otro factor de considerable importancia es la deposición de incrustación mineral. Cuando el agua con un contenido promedio de minerales y aire se lleva a una temperatura en exceso de los 120 °F, se encuentra que el movimiento de los tubos se hace excesivo y por esta razón deben evitarse temperaturas del agua a la salida mayores por encima de este valor.

- La corrosión, tendencia que tienen los metales a reaccionar con el medio que los rodea para convertirse en una forma más estable que es la de óxido, se favorece por un aumento en la temperatura ya que cada incremento en la temperatura de 10 °C (18 °F) duplica la velocidad de casi todas las reacciones químicas. Así pues, un aumento en la temperatura aumenta la tasa de corrosión, ya que la reacción catódica ocurre más rápido.
- En general, la corrosión se incrementa al aumentar la velocidad del agua. Existen otras causas de corrosión que no se consideran en este análisis.
- La alteración de la temperatura también puede ocasionar incrustaciones. Al aumentar la temperatura del agua, la solubilidad de las especies formadoras de incrustaciones disminuye, precipitando y dando lugar a incrustaciones.
- Las bajas velocidades de flujo de agua (menor de 2 ft/s) en tubos de intercambiadores pueden incrementar la tendencia a la formación de incrustaciones.

14.2.2 Análisis de flujos y temperaturas: La diferencia entre los dos casos es la adición de un nuevo intercambiador en el caso II (FF-E-554 A/B N) para enfriar la corriente de Slurry con condensado y por consiguiente la desaparición para el caso I del antiguo enfriador de Slurry enfriador FF-E-554.

La temperatura de salida del agua de enfriamiento para el enfriador FF-E-554, es bastante crítica (122 °F, Tabla 14.3) por lo que es factible que en ese equipo se acelere el proceso corrosivo. Otro equipo que puede estar propenso a daños de este tipo es el SU-E-3 A/B en el cual la temperatura de salida del agua de enfriamiento es 117.3 °F.

En ambos enfriadores la temperatura de salida del agua de enfriamiento ha superado las condiciones de salida fijadas en las hojas de especificaciones, 110 °F.

Esta temperatura tan alta en el caso del FF-E-554 está asociada a un flujo del agua de enfriamiento muy bajo de 42822 Lb/h contra 129400 Lb/h de diseño (Tabla 14.4). Como este equipo maneja slurry, un fluido altamente viscoso, es factible un taponamiento del equipo por estas condiciones anormales de desempeño. Además es factible que se formen incrustaciones por bajo flujo.

Los intercambiadores FF-E-552 y SU-E-4 están manejando flujo por encima de los datos de diseño. También puede generar o incrementar la corrosión en estos equipos por el aumento en la velocidad de flujo.

Tabla 14.3. Temperaturas TAE II.

INTERCAMBIADOR	Temperatura de salida (°F)
FF-E-551	111.28
FF-E-552	100.19
FF-E-553	95.21
FF-E-554	122.00
FF-E-557	106.72
FF-E-560	108.41
FF-E-561 N	104.00
FL-E-2601	96.79
FL-E-604	102.73
FL-E-605	100.30
FL-E-609	112.80
FL-E-617	102.64
FL-E-618	99.02
FL-E-619	99.98
SU-E-3	117.26
SU-E-4	101.25

Tabla 14.4. Flujos TAE II.

INTERCAMBIADOR	Flujo actual (Lb/h)	Flujo de diseño (Lb/h)
FF-E-551	2154597	2160000
FF-E-552	317068	263000
FF-E-553	144738	709700
FF-E-554	42822	129400
FF-E-557	53600	685800
FF-E-560	374033	375000
FF-E-561 N	124629	130000
FL-E-2601	1281229	1373146
FL-E-604	899795	1636300
FL-E-605	573822	582050
FL-E-609	356688	375450
FL-E-617	647199	648893
FL-E-618	141289	153658
FL-E-619	163106	197584
SU-E-3	325255	478305
SU-E-4	523995	314932

15. CONCLUSIONES

- Existe un gran potencial de integración térmica en la planta de cracking catalítico de la Refinería de Cartagena. Tal como se esperaba, de todas las alternativas presentadas, las redes propuestas representan altos beneficios para la refinería, y el caso base II en particular los beneficios se estiman en 770,000 \$US / año incluyendo la generación de 6800 Lb/h de vapor y la reducción en los consumos energéticos representados en agua y vapor de media presión, con una inversión de 400,000 \$US y un tiempo de retorno de la inversión de 6 meses, lo cual resulta ideal en cuanto a la corta vida útil de la planta, sin embargo deben tenerse en cuenta posteriormente los trámites de aprobación, ingeniería de detalle, licitaciones y ejecución, entre otros.
- La alternativa correspondiente al resulta muy atractiva. Presenta beneficios por \$US 460,000 / AÑO y una inversión de 168,000 dólares recuperable en 4 meses. La alternativa consiste en la adición de un nuevo intercambiador de calor, que utiliza la corriente caliente de reflujo superior a la salida de la torre fraccionadora principal FF-T-552 a 302 °F para precalentar la corriente de amina al rehervidor de la torre despojadora, SU-T-2 en 1 °F, que representa la mayoría de calor latente de la corriente necesario para efectuar la separación en la torre SU-T-2. Esta modificación reemplaza completamente el rehervidor de Amina SU-E-2, pues la corriente caliente ya mencionada reemplaza los 9.132 MBTU / h aportados actualmente por vapor de media de presión. Este calor equivale a unas 8.0 KLb/h de vapor de media presión.
- Al tratar las mezclas no isotérmicas como unidades de transferencia, se puede establecer un principio de mezcla de corrientes bajo el mismo criterio de los trenes de intercambio de calor como es el caso de las corrientes que se van a ser calentadas en un proceso determinado.
- La simulación completa de la sección de recuperación de livianos representa adecuadamente la operación normal de la planta y sirve actualmente de soporte a los ingenieros de proceso en la refinería para verificar las condiciones de proceso de la unidad.
- Se completó la simulación de la Torre fraccionadora para el caso base de 29000 barriles/día, en lo referente a los productos, la generación de vapor, los circuitos superior y medio y la primera etapa de compresión. Algunos intercambiadores se simularon rigurosamente.

- Se realizaron corridas de simulación en Hextran para el intercambiador FF-E-551 B y para el nuevo equipo FF-E-551 A modificado con diferentes flujos de agua desmineralizada y a las nuevas condiciones de la corriente de reflujo superior de la torre T-552 durante la última etapa de estimación de beneficios de la PFI-E&L-009, anexo K.
- La metodología Pinch suministra herramientas útiles para la generación de diversas alternativas, diseño y evaluación de cada una de ellas. Se realizaron recomendaciones adicionales con el fin de reducir aún más, los costos operativos de la unidad de ruptura catalítica.
- Además de la energía que presenta violaciones a las reglas de Pinch en los intercambiadores de la red, es posible optimizar el área de transferencia de calor por medio del análisis de la gráfica $\Delta T - T_C$.
- La simulación del caso II precalentado el condensado antes de su ingreso al tambor de vapor no mostró violaciones a las reglas heurísticas del Pinch, en cuanto a las corrientes asociadas con el aumento en la generación de vapor de media presión.
- Como se esperaba, de todas las alternativas presentadas, las redes optimizadas representan altos beneficios para la refinería estimados hasta en 770,000 \$US / año con inversiones de 400,000 \$US y un tiempo de retorno de la inversión de 6 meses. Esto resulta ideal para la condición límite del proyecto de tres años de vida útil de la planta.
- Al tratar las mezclas no isotérmicas como unidades de transferencia, se puede establecer un principio de mezcla de corrientes bajo el mismo criterio de los trenes de intercambio de calor , “Corrientes más frías con corrientes más frías” y “Corrientes más calientes con corrientes más calientes”, como es el caso de las corrientes que se van a ser calentadas en un proceso determinado.
- Además del potencial de ahorro de energía de las violaciones Pinch encontradas en los intercambiadores de la Red, es posible optimizar el área de transferencia de calor por medio del análisis de la gráfica $\Delta T - T_C$. Este análisis no está incluido en el software de Integración Térmica Sprint.

- Los intercambiadores de calor que hacen mal uso de la fuerza guía de temperatura en la red de intercambio para los casos 1 y 2 son: FL-E-614, FL-E-606 y FF-E-556. La reestructuración de la red de intercambio de calor debería incluir además de la reubicación de los intercambiadores que violan la reglas de Pinch, la de los intercambiadores que hacen mal uso de la fuerza guía disponible; principalmente los siguientes intercambiadores: FL-E-606, SU-E-5, FF-E-554, FL-E-609, FF-E-561, FF-E-551 y FF-E-552.

- Antes de realizazar la integración térmica entre las corrientes de diferentes plantas, debe comenzarse por optimizar el consumo energético en cada unidad y luego disponer de las corrientes calientes y frías que no hayan sido incluidas en la integración inicial.

- Otros aportes adicionales de este trabajo de grado a la Refinería de Cartagena son:
 1. Recopilación de la información de especificaciones de equipos y organización en hojas de cálculo excel para disposición del personal de ingenieros. El material recopilado consiste de la información de datos de proceso y especificaciones mecánicas de los intercambiadores de la red, de los equipos disponibles y de otras unidades de la URC.
 2. Simulación completa de la sección de recuperación de livianos. Material de soporte a los ingenieros de proceso, para verificar las condiciones de proceso de la unidad.
 3. Modificación de la simulación de la Torre fraccionadora para el caso base de 29000 barriles/día.
 4. Planteamiento de diferentes alternativas y recomendaciones adicionales para reducir los costos operativos de la unidad de ruptura catalítica.
 5. Presentación de un informe de la situación de los intercambiadores relacionados con la Torre de Agua Enfriante II, a solicitud de ingenieros de proceso del Departamento de Desarrollo Tecnológico de la refinería.

16. RECOMENDACIONES

- Se sugiere realizar un análisis detallado del aumento en la generación de vapor en la URC con la reutilización de los intercambiadores VR-E-2 y VR-E-6, bajo el esquema propuesto en este estudio de integración.

- Se recomienda efectuar un estudio de la necesidad real del intercambiador de calor SU-E-3 A/B de la sección de amina II y un análisis de su posible reubicación dentro del esquema de proceso de la unidad. Este intercambiador opera a condiciones bastante diferentes a su diseño original (Flujo de operación igual a 325,000 lb/h Vs. 478,000 de diseño y una Temperatura de 117 °F Vs. 110 °F de diseño, ver Anexo J). Un estudio detallado permitiría analizar la viabilidad de utilizar solo una coraza de las dos dispuestas para un mismo servicio y disponer de la otra para una necesidad dentro del mismo esquema propuesto por el análisis Pinch. Las simulaciones del anexo J, son hechas bajo las siguientes condiciones:
 - a. Datos de diseño: 1 coraza, A.
 - b. Datos de diseño: 2 corazas en serie, A y B.
 - c. Datos de planta: 1 coraza, A.
 - d. Datos de planta: 2 corazas, A.

- Efectuar un estudio detallado de reordenamiento de las corrientes de mezcla hacia los intercambiadores FL-E-2601, FL-E-617 y FF-E-556. El análisis de la fuerza guía en mezclas de proceso no isotérmicas permite proponer nuevos esquemas de proceso que implican modificaciones simples y los beneficios además de económicos son de carácter operativo, pues flexibiliza una operación cuando se desea sacar de funcionamiento alguna coraza en un equipo de transferencia de calor.

- Se requiere ajustar las condiciones de operación de los enfriadores FF-E-554, FF-E-552 y SU-E-3 A/B, para evitar los problemas de corrosión y formación de incrustaciones, pues dichos problemas no sólo afectarían las unidades mencionadas sino que pueden originar una parada de planta prematura e inesperada.

- Con el fin de efectuar un buen control de temperatura, de flujos y presiones en los enfriadores de la TAE II es muy importante tener a disposición una simulación de la red de agua enfriante en la unidad, pues la información de carga y productos es insuficiente y además son muy pocos los medidores en la planta y los que existen no muestran buenos resultados.

- Deben ser simulados aquellos intercambiadores que sufren cambios en las condiciones de proceso luego de la integración, con el fin de verificar su adaptación a las nuevas condiciones y su aporte energético en la nueva red. Diferentes software a SPRINT como Aspen Pinch, tienen la posibilidad de verificar rigurosamente el servicio que cumple el nuevo intercambiador de calor a partir de la información contenida en las hojas de especificaciones y los datos geométricos.

- Se propone hacer una simulación contemplando el estudio de integración de la PFI-E&L-009 con el fin de hacer una combinación de las propuestas de acuerdo a las consideraciones del análisis Pinch y los aspectos de operación y controlabilidad del proceso. Entre las razones para no haber hecho este análisis fue que el flujo de agua desmineralizada a ser precalentado no se ha definido completamente. Además, el proceso de obtención de información de otra unidad así como el estudio de otro proceso necesario para poder plantear alternativas, demandaba tiempo no disponible en este trabajo. Sin embargo, la corrida de integración permite dar una mirada a las posibles restricciones que desde las reglas heurísticas del Pinch se originan en cualquier estudio de integración con otras plantas de la refinería, pues contempla todas las corrientes termodinámicamente factibles para intercambiar calor con otras que así lo requieran.

Los resultados indican que no hay violaciones a las reglas del Pinch ya que a las condiciones de proceso para el agua desmineralizada (Anexo K, PFI - E&L - 009), tanto la corriente H.2 como la de agua se encuentran ubicadas por debajo del punto Pinch y por lo tanto la transferencia de calor es válida.

- Existe un gran potencial de ahorro energético y de disminución de la contaminación atmosférica en la Unidad de Ruptura Catalítica en la corriente de los gases de cima del regenerador de catalizador gastado. Debido a que la corriente se vierte a la atmósfera a 1281.4 °F se sugiere plantear una alternativa aprovechando el gran contenido calórico de la corriente, consistente en generación de vapor de alta presión requerido en equipos del mismo proceso como el soplador principal de aire al regenerador y en el compresor de gas húmedo de la planta de gas.

BIBLIOGRAFÍA

1. AHERN, Jhon E. The Exergy Method of Energy Systems Analysis. Aerojet ElectroSystems Company. New York, 1980.
2. AL-RIYAMI, Badr Abdullah; KLEMES Jiri; PERRY Simón. Heat integration retrofit analysis of a heat exchanger network of a fluid catalytic cracking plant. Department of Process Integration. University of Manchester Institute of Science and Technology (UMIST). Pergamon, p 1449-1487. 2001.
3. ASOCIACIÓN REGIONAL DE EMPRESAS DE PETRÓLEO Y GAS NATURAL EN LATINOAMÉRICA Y EL CARIBE, ARPEL. Documentos ARPEL Medio Ambiente, Salud y Seguridad. 1992, 1997, 1998, 1999 y 2000.
4. CIT, Industriell Energianalysis AB. Pinch Analysis of existing Process, water heating in a Brewery. A Chalmes Industriteknik Company, 1998.
5. CONSTRUCTION MATERIAL MANUAL. EXXON. Tomo I. Vol. 2. Diciembre 1973.
6. DOUGLAS, J. M. Conceptual Design of Chemical Processes. Ed. McGraw Hill. New York. 1988.
7. E. CHEN. Foster Wheeler, Houston, Texas. Understand FCCU heat integration. Hydrocarbon Processing. Noviembre 2002.
8. ECOPETROL, Refinería de Cartagena. Departamento de Contratación y Contabilidad. Servicios Industriales. CAR 2002-11-H.

9. ECOPETROL, Refinería de Cartagena. Manual de Operación de la Torre de Agua de Enfriamiento, TAE II.
10. ECOPETROL, Refinería de Cartagena. Manual de Operación de la Unidad de Ruptura Catalítica EXXON modelo IV, Sección de Reacción y Fraccionamiento.
11. ECOPETROL, Refinería de Cartagena. Manual de Operación de la Unidad de Ruptura Catalítica EXXON modelo IV, Sección de Recuperación de Gases, Universal Oil Products Co. UOP.
12. ECOPETROL, Refinería de Cartagena. Manual de Operación de la Unidad de Ruptura Catalítica EXXON modelo IV, Sección de Tratamiento Amina II.
13. ECOPETROL, Refinería de Cartagena. Superintendencia de Producción. Programa de Producción para febrero de 2003.
14. EXXON ENGINEERING CO. Construction Materials Manual Vol. 2, December 1973.
15. GAZABON OSORIO, Oscar. Diseño Mecánico de Intercambiadores de Calor. Cartagena. Editorial Empresa Colombiana de Petróleos Refinería de Cartagena.
16. GOULDS PUMPS, INC, Goulds Pump Manual GPM6, 60Hz, Performance Curves, 1995.
17. GRACE Davison. Guide to Fluid Catalytic Cracking, Part One. 1993.
18. ISO 9000. Inventario de instrumentos y equipos de medición. Grupo de instrumento o equipo: Temperatura. Sección: Planta.
19. KERN, Donald Q. Procesos de Transferencia de Calor. Ed. McGraw Hill. Primera edición. 1.965.

20. KREITH, Frank; WEST, Ronald E. CRC Handbook of Energy Efficiency. CRC Press Inc. Primera edición. 1997.
21. LEE, K. L; MORABITO, M; WOOD R. M. School of Chemical Engineering and Industrial Chemistry, University of New South Wales, Australia. Refinery Heat Integration using Pinch Technology. Hydrocarbon Processing. Abril 1989.
22. LIBERMAN, Norman P. Troubleshooting Process Operations. 1990.
23. LINNHOFF, B. Use Pinch Analysis to Knock Down Capital Costs and Emissions. Chemical Engineering Progress, 90(9), 32, August (1994).
24. LINNHOFF, B; HINDMARSH, E. The Pinch Design Method for Heat Exchanger Networks. Chemical engineering. Vol. 38. p 745. 1983.
25. LINNHOFF, B; TOWNSEND, D.W. A User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy. Warwick Printing Company Ltd. 1982.
26. MARTÍNEZ Andrés J. Ahorro de Energía en Refinerías, Actuación en el grupo Repsol. Ingeniería Química, Mayo 1998.
27. MAX S. Peters. Plant Design and Economics for the Chemical Engineers. New York. McGraw-Hill. 1991
28. MEHTA, Rakesh C. Process Debottlenecking and Optimization using Pinch Analysis: A CDU Case Study. World Refining. Marzo 2001.
29. New Crude Unit. SNC-Lavalin Engineers & Constructors. 1998.
30. PI. OSI Software, Inc. Professional Pack of PI System. Copyright © 2001. All rights reserved.

31. PINCH ANALYSIS. Department of Process Integration. The University of Manchester Institute of Science and Technology (UMIST). In-house Course, for Shell Columbia. Pinch Analysis 5-7 August 2002.
32. PRO/II 4.13 WITH PROVISION 2.03. Simulation Sciences Inc. SIMSCI.
33. SCENNA, Nicolás J. y Col. Modelado, Simulación y Optimización de Procesos Químicos. 1999.
34. SCHRADER CAMARGO INGENIEROS y FOSTER WHEELER ANDINA S.A. Ecopetrol Refinería de Cartagena, Planta de Amina – Catálogo Mecánico.
35. S.G. Hall. Use process integration to improve FCC/VRU design. Hydrocarbon Process. (1995) 63-74 (Part 1).
36. S.G. Hall. Use process integration to improve FCC/VRU design. Hydrocarbon Process. (1995) 95-100 (Part 2).
37. SHELL GLOBAL SOLUTIONS. Benchmarking. Price of Revenue of Utilities in Cartagena Refinery.
38. SHELL GLOBAL SOLUTIONS. Cartagena CCU Main Fractionation Improvement HMR PFI 030.
39. SHELL GLOBAL SOLUTIONS. OGRC Process Guide. 2002.
40. SHENOY, Uday V. Heat Exchanger Network Synthesis: The Pinch Technology-Based Approach. Gulf Publishing Company, Houston. 1995.
41. SIMULATION SCIENCES INC. SIMSCI. Components and Streams. PRO/II Workbook. 1997.
42. SIMULATION SCIENCES INC. SIMSCI. Getting Started. PRO/II with PROVISION. PRO/II Workbook. 1997.

43. SIMULATION SCIENCES INC. SIMSCI. Hextran 8.0. 1997.
44. SK, ENGINEERING & CONSTRUCTION CO. LTD.- ECOPETROL, Refinería de Cartagena. Piping and Instrument Diagram Gas Concentration Unit (Revamp Phase 1).
45. SK. ENGINEERING & CONSTRUCTION Co., Ltd. y ESTUDIOS TÉCNICOS S.A. Engineering Data Book.
46. SPRINT Software. Department of Process Integration. UMIST. Manchester, UK, 2000.
47. TPL TECHNIPETROL, ROMA. Ecopetrol, Colombia, Cartagena Refinery Expansion. Mechanical Catalog.
48. TRAIN YOUR REFINERY INSPECTORS (TYRI). 1999.
49. UOP, Technology Training. Introduction to process Design. Ecopetrol Cartagena Colombia. Junio 1996.

DIRECCIONES WEB

50. www.aspentec.com/index.asp?menuchoice=ap9pinch.
51. www.cheresources.com/Pinchtech1.shtml.
52. www.corralito.car
53. www.cpi.umist.ac.uk/software/faq_main.asp.
54. www.gcb/
55. www.heatintegration.com.
56. www.iea.org/

57. www.imp.mx

58. [www.Linnhoffmarch.com/Resources/whatIsPinch/Pinint\(\).htm](http://www.Linnhoffmarch.com/Resources/whatIsPinch/Pinint().htm).

59. www.simsci.com