



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

---

**PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN  
INGENIERÍA**

APLICACIÓN DE INTEGRACIÓN DE PROCESOS PARA EL  
MEJORAMIENTO DE LA RED DE INTERCAMBIO DE  
CALOR DE LA PLANTA DE DESINTEGRACIÓN  
CATALÍTICA DE LECHO FLUIDIZADO (FCC) DE LA  
REFINERÍA DE SALAMANCA, GUANAJUATO.

**T E S I S**

QUE PARA OBTENER EL GRADO DE

**MAESTRO EN INGENIERÍA**

INGENIERÍA QUÍMICA – INGENIERÍA DE PROCESOS

**P R E S E N T A:**

**I.Q.I. TEDDY VON GAUMER ARAUJO**

**TUTOR:**

**I.Q. CELESTINO MONTIEL MALDONADO**



**MÉXICO, D.F.**

**2010**



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

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

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

## **JURADO ASIGNADO:**

PRESIDENTE: M.I GUSTAVO GRANDE MEJÍA

VOCAL: DR. FIDEL VIZCAINO GARCÍA

SECRETARIO: DR. PEDRO ROQUERO TEJEDA

1er SUPLENTE: M.I. JOSE ANTONIO ORTIZ RAMÍREZ

2do SUPLENTE: ING. CELESTINO MONTIEL MALDONADO

## **SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA:**

LABORATORIO DE SIMULACIÓN Y OPTIMIZACIÓN DE PROCESOS,  
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA DE LA FACULTAD DE QUÍMICA,  
UNAM.

## **TUTOR DE LA TESIS**

---

**I.Q. Celestino Montiel Maldonado**

## **SUSTENTANTE**

---

**I.Q.I. Teddy Von Gaumer Araujo**

## CONTENIDO

ÍNDICE DE FIGURAS.....	IV
ÍNDICE DE TABLAS.....	VI
RESUMEN.....	VII
CAPITULO 1 .....	1
1. INTRODUCCIÓN.....	1
1.1. JUSTIFICACIÓN .....	3
1.2. OBJETIVOS .....	4
CAPITULO 2 .....	5
2. ANTECEDENTES .....	5
2.1. FUNDAMENTOS .....	5
2.2. BASES TEÓRICAS .....	6
2.2.1. DISEÑO DE PROCESOS.....	6
2.2.2. SÍNTESIS DE PROCESOS .....	7
2.2.3. ANÁLISIS DE PROCESOS .....	7
2.2.4. OPTIMIZACIÓN DE PROCESOS .....	8
2.2.5. SIMULACIÓN DE PROCESOS .....	8
2.2.6. INTEGRACIÓN ENERGÉTICA .....	10
2.2.7. MÉTODO DE PUNTO DE PLIEGUE (PINCH) .....	10
2.2.8. CURVA COMPUESTA.....	11
2.2.9. REQUERIMIENTOS MÍNIMOS DE SERVICIOS (TARGETS) .....	12
2.2.10. DETERMINACIÓN DE LA $\Delta T_{MIN}$ .....	14
2.2.11. INFORMACIÓN NECESARIA .....	16
2.2.12. REDISEÑO DE LAS REDES DE CALOR.....	17
2.2.13. REDUCCIÓN DE EFLUENTES CONTAMINANTES.....	21
2.2.14. ÍNDICE DE INTENSIDAD ENERGÉTICA.....	21
CAPITULO 3 .....	23
3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO .....	23
3.1. DESINTEGRACIÓN CATALÍTICA DE LECHO FLUIDIZADO (FCC) .....	23
3.2. SECCIÓN DE PRECALENTAMIENTO .....	24
3.3. SECCIÓN DE REACCIÓN.....	24
3.4. REACCIONES DE LA FCC .....	25
3.5. SECCIÓN DE REGENERACIÓN .....	26

3.6.	SECCIÓN DE FRACCIONAMIENTO .....	28
3.7.	PLANTA DE GAS Y TRATAMIENTO DE CORRIENTES.....	30
CAPITULO 4 .....		31
4.	MATERIALES Y METODOS.....	31
4.1.	LUGAR DE INVESTIGACIÓN. ....	31
4.2.	MATERIALES. ....	31
4.3.	SIMULACIÓN DEL PROCESO ACTUAL .....	31
4.4.	SIMULACIÓN DE LA RED DE INTERCAMBIO DE CALOR.....	31
4.5.	EVALUACIÓN ECONÓMICA Y DEL INDÍCE DE INTENSIDAD ENERGETICA .....	32
CAPITULO 5 .....		33
5.	SIMULACIÓN DE LA PLANTA CATALÍTICA.....	33
5.1.	MODELO TERMODINÁMICO .....	33
5.2.	CONDICIONES DE OPERACIÓN .....	33
5.3.	CARACTERIZACIÓN DE LA CARGA Y PRODUCTOS .....	35
5.4.	FRACCIONADORA PRINCIPAL (1-E).....	37
5.5.	ABSORBEDOR-AGOTADOR (3-E) .....	39
5.6.	ABSORBEDOR SECUNDARIO (4-E) .....	41
5.7.	DEBUTANIZADORA (5-E) Y DEPROPANIZADORA (6-E).....	41
5.8.	DIAGRAMA DE SIMULACIÓN DE LA PLANTA CATALÍTICA.....	43
5.9.	RESULTADOS OBTENIDOS DE LA SIMULACIÓN .....	44
5.10.	PRODUCTO-ACL.....	46
5.11.	PRODUCTO-GASOLINA.....	47
5.12.	PRODUCTO-RESIDUO.....	48
5.13.	PRODUCTO-PROPANOS Y BUTANOS .....	49
5.14.	PRODUCTO-GAS SECO.....	50
CAPITULO 6 .....		51
6.	SIMULACIÓN DE LA RED DE INTERCAMBIO DE CALOR .....	51
6.1.	RED DE INTERCAMBIO ACTUAL .....	51
6.2.	DETERMINACIÓN DE LA $\Delta T$ MÍNIMA DEL PROCESO. ....	53
6.3.	DETERMINACIÓN DE LOS REQUERIMIENTOS MÍNIMOS .....	54
6.4.	CÁLCULO DEL ÁREA DE LOS INTERCAMBIADORES. ....	57
6.5.	CONSUMO DE GAS COMBUSTIBLE Y VAPOR DE CALENTAMIENTO ...	58
6.6.	CONSUMO DE AGUA DE ENFRIAMIENTO. ....	59
6.7.	DESARROLLO DE UNA NUEVA RED DE INTERCAMBIO DE CALOR ....	60

6.8.	PROPUESTA 1.....	61
6.9.	CONSUMO DE SERVICIOS .....	64
6.10.	ARREGLO DE LA PROPUESTA # 1 .....	64
6.11.	PROPUESTA # 2.....	65
6.12.	CONSUMO DE SERVICIOS.....	68
6.13.	ARREGLO DE LA PROPUESTA # 2 .....	68
6.14.	PROPUESTA # 3.....	69
6.15.	CONSUMO DE SERVICIOS.....	71
6.16.	ARREGLO DE LA PROPUESTA # 3 .....	71
6.17.	ANÁLISIS DE LAS PROPUESTAS.....	72
6.18.	REDUCCIÓN EN EL COSTOS DE OPERACIÓN.....	72
6.19.	REDUCCIÓN EN EL ÍNDICE DE INTENSIDAD DE ENERGÍA .....	73
6.20.	COSTOS DE INVERSIÓN.....	74
6.21.	TIEMPO DE RECUPERACIÓN.....	78
CAPITULO 7 .....		79
7.	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES .....	79
CAPITULO 8 .....		81
8.	BIBLIOGRAFIA.....	81
ANEXOS A – DFP’s.....		83
ANEXOS B – CÁLCULO DEL CONSUMO DE SERVICIOS.....		86
ANEXOS C – CÁLCULO DEL COSTO DE LOS INTERCAMBIADORES.....		90
ANEXO D – CÁLCULO DEL COSTO DE TUBERÍA.....		95
ANEXO E – RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN.....		100
ANEXO F – HOJA DE DATOS DE LOS NUEVOS INTERCAMBIADORES .....		101

## ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1 Esquema general de una refinería .....	2
Figura 2 Estructura general del diseño de procesos .....	6
Figura 3 Generación de la curva compuesta.....	12
Figura 4 Requerimientos mínimos de servicios para una $\Delta T_{\min}$ .....	13
Figura 5 Ilustración del punto de pinch y sus zonas.....	14
Figura 6 Relación de la $\Delta T_{\min}$ con los requerimientos mínimos de servicios .....	15
Figura 7 Relación de los costos de servicios e inversión con el costo total. ....	16
Figura 8 Diagrama área vs entalpía para una red existente .....	18
Figura 9 Ruta para el rediseño de una red existente.....	19
Figura 10 Gráfica de área vs entalpía con $\alpha$ constante .....	20
Figura 11 Regiones factibles para el rediseño de una red. ....	20
Figura 12 Esquema general de una planta catalítica.....	23
Figura 13 Esquema de la fraccionadora principal. ....	29
Figura 14 Condiciones de entrada del gasóleo de vacío.....	34
Figura 15 Esquema utilizado para determinar la carga a la fraccionadora.....	34
Figura 16 Condiciones de entrada de la carga a la fraccionadora .....	35
Figura 17 Caracterización de la alimentación a la fraccionadora principal obtenida en el simulador .....	37
Figura 18 Especificación de las condiciones de operación de la fraccionadora principal ...	38
Figura 19 Esquema de la simulación de las bombas de calor .....	39
Figura 20 Esquema de simulación del absorbedor-agotador.....	40
Figura 21 Especificación de las condiciones de operación de la columna de absorción ....	40
Figura 22 Especificación de las condiciones de operación de la columna de absorción secundaria .....	41
Figura 23 Esquema de simulación de las columnas debutanizadora y depropanizadora .....	42
Figura 24 Especificaciones para la torre debutanizadora y depropanizadora .....	42
Figura 25 Diagrama de simulación.....	43
Figura 26 Comparación de ensayos D-1160 entre simulador y laboratorio para el corte de ACL. ....	46

Figura 27 Comparación de ensayos D-1160 entre simulador y laboratorio para el corte de gasolina. ....	47
Figura 28 Comparación de ensayos D-1160 entre simulador y laboratorio para el corte de residuo. ....	48
Figura 29 Esquema general de la red calor actual. ....	53
Figura 30 Curva Compuesta.....	55
Figura 31 Red de intercambio actual.....	56
Figura 32 Gráfica de área vs entalpía.....	58
Figura 33 Red de intercambio de la propuesta 1.....	63
Figura 34 Arreglo de los intercambiadores de la primera propuesta.....	64
Figura 35 Red de intercambio de la propuesta 2.....	67
Figura 36 Arreglo de los intercambiadores para la segunda propuesta.....	68
Figura 37 Red de intercambio de la propuesta 3.....	70
Figura 38 Arreglo de los intercambiadores para la propuesta 3.....	71
Figura 39 Arreglo general de los intercambiadores en planta.....	76
Figura 40 Gráfica de entalpía vs área para cada propuesta.....	78
Figura 41 Costo base para intercambiadores de calor.....	91
Figura 42 Diagrama general de un intercambiador.....	96
Figura 43 Materiales utilizados generalmente para una línea de vapor.....	97



## ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1 Porcentajes de ahorro típicos.....	11
Tabla 2 Principales reacciones en la FCC .....	26
Tabla 3 Propiedades de la carga de gasóleos de vacío .....	36
Tabla 4 Comparación de los rendimiento de los productos.....	44
Tabla 5 Resultado de la evaluación a la planta catalítica con datos del mes de noviembre del 2009 .....	45
Tabla 6 Calculo del porcentaje de error para el corte de ACL.....	46
Tabla 7 Calculo del porcentaje de error para el corte de gasolina.....	47
Tabla 8 Calculo del porcentaje de error para el corte de residuo. ....	48
Tabla 9 Resultados de los productos de la torre depropanizadora .....	49
Tabla 10 Resultados del producto gas seco .....	50
Tabla 11 Intercambiadores involucrados (proceso-proceso P-P, enfriamiento E, calentamiento C).....	51
Tabla 12 Corrientes consideradas para la integración.....	52
Tabla 13 $\Delta T_{\min}$ del proceso.....	53
Tabla 14 Requerimientos mínimos y actuales.....	54
Tabla 15 Comparación de los consumos de calentamiento reales con la simulación .....	59
Tabla 16 Comparación de los consumos de enfriamiento de diseño.....	59
Tabla 17 Consumos de servicios para la propuesta 1 .....	61
Tabla 18 Equipos nuevos requerido para la primera propuesta.....	61
Tabla 19 Evaluación del área de la propuesta número 1 .....	62
Tabla 20 Consumo de agua y vapor para la propuesta 1 .....	64
Tabla 21 Consumos de servicios para la propuesta 2 .....	65
Tabla 22 Equipos nuevos requerido para la segunda propuesta.....	65
Tabla 23 Cambio de servicio del equipo 16-C .....	66
Tabla 24 Evaluación del área de la propuesta número 2 .....	66
Tabla 25 Consumo de agua y vapor para la propuesta 2 .....	68
Tabla 26 Consumos de servicios para la propuesta 3 .....	69
Tabla 27 Equipos nuevos requeridos para la tercera propuesta.....	69

Tabla 28 Consumo de agua y vapor para la propuesta 3 .....	71
Tabla 29 Comparación del caso actual y las propuestas. ....	72
Tabla 30 Costos de los servicios (los precios están en dólares) .....	73
Tabla 31 Ahorro estimado para cada una de las propuestas.....	73
Tabla 32 Reducción en el IIE .....	73
Tabla 33 Áreas calculadas para cada una de las propuestas.....	74
Tabla 34 Costos de los intercambiadores .....	75
Tabla 35 Costos de tubería. ....	76
Tabla 36 Costo total.....	77
Tabla 37 Tiempo de recuperación .....	78
Tabla 38 Factores de ajuste ( $F_b$ y $F_p$ ).....	92
Tabla 39 Material de la coraza/tubo ( $F_m$ ) .....	92
Tabla 40 Coeficiente para la ecuación 1 .....	97

## RESUMEN

Las herramientas para el diseño de procesos han sido desarrolladas en los últimos años para alcanzar mejoras en la conservación de los recursos materiales, la prevención de emisiones contaminantes y la administración de la energía. Actualmente este desarrollo ha llegado a niveles importantes dando paso al desarrollo de habilidades que llegan a estructurar esquemas de simulación totalmente compatibles con la realidad así como resultados confiables para futuros desarrollos.

Las redes de intercambio de calor juegan un rol muy importante en las plantas químicas, ya que en el periodo de vida de una planta se tienen que llevar a cabo varias modificaciones en ella para poder adaptarse a las nuevas exigencias ambientales y operativas, derivadas de las exigencias del consumidor y las normas ambientales, así como la variación en la materia prima utilizada. La planta catalítica de lecho fluidizado (FCC) es una de las plantas más importantes dentro de una refinería, ya que esta provee más del 35% de los productos para el mezclado de gasolinas siendo su buen funcionamiento vital para la rentabilidad de la planta. En este trabajo se elaboró la simulación de la planta catalítica de la Refinería de Salamanca utilizando el simulador Aspen-HYSYS y se comparó con la información de la planta, una vez validada, esta sirvió como base para la evaluación de la red de intercambio de calor utilizando la metodología pinch, con el objetivo de identificar las zonas que limitan la recuperación de energía. El objetivo de este trabajo fue proponer modificaciones a la red de intercambio de calor con las que se obtienen consumos de servicios de calentamiento y enfriamiento menores a los reportados actualmente en la planta, considerando los aspectos económicos. Estas propuestas tienen como finalidad reducir costos de operación y minimizar la emisión de contaminantes a la atmósfera derivado del uso de combustibles fósiles.

## CAPITULO 1

### 1. INTRODUCCIÓN

La Refinación del Petróleo en la actualidad es el proceso industrial de mayor importancia en nuestro país, ya que permite transformar el crudo en productos para el consumidor; tales como, el gas LP, gasolinas, kerosina (turbosina para la aviación), diesel para motores de combustión y combustóleo para el calentamiento en las operaciones industriales. Desde el comienzo del siglo pasado hasta hoy, el petróleo es la fuente de energía más importante del mundo. En México prácticamente, todas las actividades económicas se sustentan en el petróleo como fuente de energía; y en la utilización de sus derivados como materia prima para la industria petroquímica.

En los últimos años, la refinación del petróleo y la industria química han destacado la importancia de aumentar la calidad y la cantidad de los productos obtenidos en las diferentes plantas de proceso, las metas son trabajar a la máxima capacidad y confiabilidad para obtener el mayor rendimiento económico posible así como la reducción de las emisiones contaminantes que son arrojadas al medio ambiente. Estas metas han dado lugar a aumentar la capacidad y eficiencia de producción, ya sea construyendo nuevas plantas o modernizando las ya existentes.

El petróleo proveniente de los centros de distribución alimenta a las torres de destilación atmosférica, las cuales lo separan en: Gas Amargo, Gasolina Primaria, Turbosina Primaria, Gasóleo Primario, Kerosina Primaria y Residuo Primario. El residuo de la destilación atmosférica se envía a la destilación al vacío, que es un proceso que debido a la disminución de la presión se logra una mejor separación de los componentes ligeros del petróleo. En esta destilación los productos que se obtienen son: Gasóleo Ligero, Gasóleo Pesado y Residuo de Vacío. Estos productos contienen como principal impureza el azufre en forma de diversos componentes, el cual es eliminado de estas corrientes por medio de un proceso llamado hidrodesulfuración, en el cual el azufre es retirado de estas corrientes en forma de H<sub>2</sub>S para recuperarlo posteriormente.

Los gasóleos ligero y pesado de vacío son mezclados con el gasóleo atmosférico y alimentan a la unidad de desintegración catalítica, la cual convierte la alimentación en productos de mayor valor agregado, Gases Ligeros, Olefinas y Parafinas Ligeras, Gasolina



La demanda de gasolinas ha ido aumentando en los últimos años, ya que se ha visto un incremento importante en el parque vehicular en las grandes ciudades. Asimismo se requiere también una mayor producción de combustibles para industrias importantes como lo es la eléctrica, entre otras. Una parte importante de estos productos deficitarios son importados principalmente de Estados Unidos, lo cual incrementa el precio final de los mismos.

### **1.1. JUSTIFICACIÓN**

Las funciones básicas de PEMEX Refinación son los procesos industriales de refinación, elaboración de productos petrolíferos y derivados del petróleo, su distribución, almacenamiento y venta de primera mano.

Por lo anterior la Planta FCC es la más importante dentro de una refinería, ya que permite convertir productos pesados de escaso valor, en productos ligeros de mayor valor en el mercado, incrementando el rendimiento de gasolina de la mezcla del crudo y por lo tanto la rentabilidad de la refinería; además a nivel mundial, las tendencias en la formulación de las nuevas gasolinas están enfocadas a producir gasolinas de mayor calidad; es decir, productos con bajo contenido de azufre para cumplir con las regulaciones ambientales que son cada vez más estrictas.

Durante la refinación del crudo, PEMEX genera a la atmósfera emisiones contaminantes, la mayor parte de ellas provenientes del sistema de calentamiento. Esto es debido a que en este proceso se requieren grandes cantidades de combustibles para calentar las corrientes de proceso del sistema. La planta cuenta actualmente con una red de intercambio de calor pero para poder reducir las emisiones contaminantes y aumentar la eficiencia se requiere de un estudio detallado de la red de intercambio de calor.

Por estas razones, el aplicar la integración de procesos a la planta de desintegración catalítica de la Refinería de Salamanca que servirá como base para proponer una red de intercambio, lo cual permitirá utilizar eficientemente la energía y reduzca la cantidad de emisiones contaminantes que se desechan a la atmósfera así como el agua de servicio que en un futuro muy cercano será tan costosa como los servicios de calentamiento.

## **1.2. OBJETIVOS**

- Desarrollar un modelo de simulación en estado estacionario utilizando un simulador comercial que represente lo mejor posible la planta catalítica de la Refinería de Salamanca, Guanajuato.
- Evaluar la red de calor existente con el fin de determinar posibles mejoras al sistema, proponer y evaluar una nueva red de intercambio de calor que reduzca el consumo total de energía en la planta utilizando el método de análisis Pinch.
- Evaluar la reducción en el consumo del agua de servicio derivado del uso eficiente de la energía.
- Evaluar la factibilidad económica de las propuestas realizadas.

## CAPITULO 2

### 2. ANTECEDENTES

#### 2.1. FUNDAMENTOS

Como se mencionó anteriormente, el petróleo es un recurso natural que aporta el mayor porcentaje del total de la energía que se consume en el mundo, ha contribuido a la formación y crecimiento del mundo actual, haciendo que los países industrializados dependan de él en un grado extraordinario.

Las principales aplicaciones del petróleo son: transporte (terrestre, marítimo y aéreo), calefacción, plásticos, fibras textiles artificiales, pinturas, detergentes, explosivos, fertilizantes, asfaltos, etcétera. De esta manera, los derivados del petróleo se utilizan en prácticamente todos los sectores.

Debido a la dependencia de la economía mundial del petróleo, a la inestabilidad y fluctuaciones de precios al que es sometido en el mercado internacional y al impacto ambiental, el petróleo está sometido a normas de calidad. Todos los productos derivados del petróleo deben cumplir requisitos de calidad y de seguridad para garantizar y controlar tanto su utilización, como el impacto ambiental que tiene su producción y uso.

El petróleo (etimología del latín Petrus - piedra y óleum -aceite; significa aceite de piedra) es una mezcla compleja no homogénea de hidrocarburos, compuestos formados por hidrógeno y carbono. Difieren mucho entre sí, desde amarillentos y líquidos a negros y viscosos. Estas diferencias son debidas a las relaciones entre los tipos de hidrocarburos. Los componentes químicos del petróleo son separados y obtenidos por destilación mediante un proceso de Refinación, donde se extraen diferentes productos, tales como: propano y butano, gasolina, keroseno, gasóleo o diesel, aceites lubricantes, asfaltos, carbón de coque, etcétera. Todos éstos son productos de baja solubilidad (Uribe Vargas, 1999).

La industria petrolera clasifica de diversas formas el petróleo crudo, una de estas clasificaciones corresponde a su lugar de origen (por ejemplo, West Texas Intermediate o Brent), otra lo relaciona con su densidad o su viscosidad (ligero, medio o pesado); en Refinación también se clasifica como dulce y amargo, el primero hace referencia al bajo contenido en azufre, mientras que el segundo indica presencia de mayores cantidades de



azufre y, por lo tanto, para éste último se requerirán más operaciones de Refinación para cumplir con las especificaciones actuales de los productos refinados.

## 2.2. BASES TEÓRICAS

### 2.2.1. DISEÑO DE PROCESOS

El diseño de procesos es la creación de procesos para la transformación física y/o química de materiales, es la parte central de la ingeniería química y se puede considerar su cumbre, colocando a la ingeniería en un contexto social, económico, y ambiental.

En el diseño de procesos se generan los diagramas de flujo del proceso, se especifican los parámetros de diseño, se calculan los balances de materia y energía y las especificaciones para los equipos. Gran parte de las decisiones en el diseño del proceso son a largo plazo y no se pueden revertir de manera sencilla, principalmente cuando se necesita una fuerte inversión de capital. Por lo tanto, es importante que el proceso se diseñe con relación a la postura estratégica de largo plazo de la empresa o institución. El diseño se divide en tres etapas: síntesis, análisis y optimización. La Figura 1 muestra la estructura del diseño de procesos.

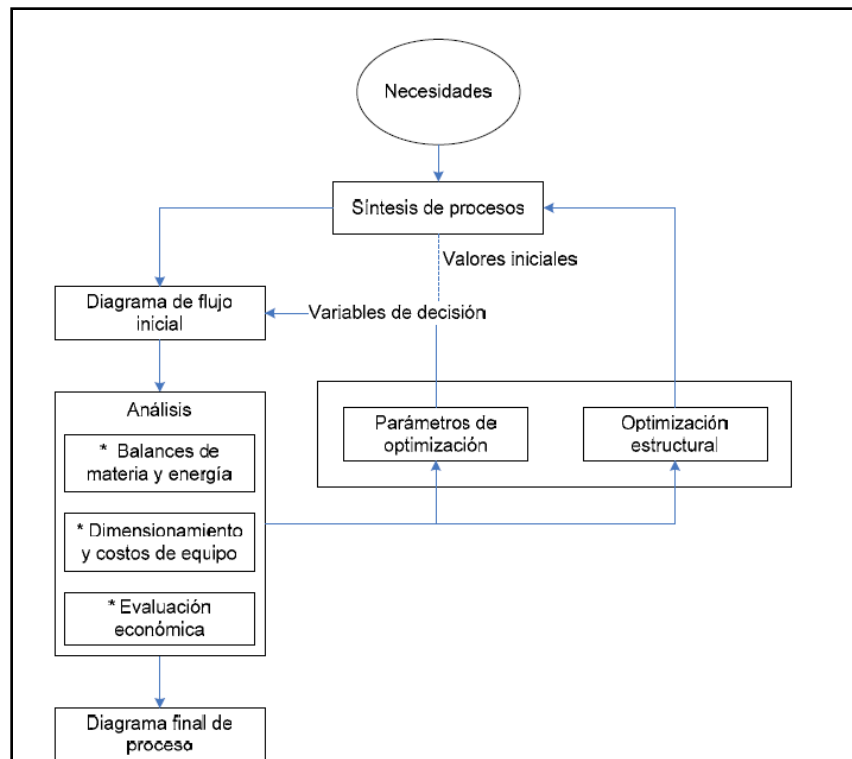


Figura 1 Estructura general del diseño de procesos

### **2.2.2. SÍNTESIS DE PROCESOS**

La síntesis de procesos es la parte creativa de la ingeniería. En esta etapa se definen las unidades involucradas en el proceso y cómo se encuentran vinculadas dentro del mismo, es decir, se propone la estructura básica del proceso (diagrama de flujo del proceso); se determinan estructuras alternativas que satisfagan las necesidades principales del proceso; además, se establecen los valores iniciales en las variables de procesos (entradas y salidas del sistema), en este caso las características de las materias primas y productos deseados. Los problemas de síntesis de procesos pueden clasificarse en las siguientes categorías:

- Rutas de reacción
- Redes de intercambio de calor
- Secuencias de separación
- Redes de recuperación de energía
- Sistemas de control
- Servicios
- Redes de tuberías
- Diagramas de flujo de proceso

### **2.2.3. ANÁLISIS DE PROCESOS**

La etapa de análisis de procesos consiste en evaluar las estructuras propuestas en la síntesis de procesos. Durante la evaluación del proceso es necesario determinar las variables relevantes y los valores que éstas adquieren durante el proceso, así como los modelos matemáticos que describen las operaciones del proceso, los métodos de convergencia y los modelos termodinámicos que permiten la correcta estimación de las propiedades termodinámicas.

Cada solución al problema original de la síntesis de un proceso implica un nuevo problema de análisis del proceso; una vez que se define el diagrama de flujo del problema original, se plantea el análisis de este proceso para establecer las salidas que se obtienen y compararlas con las que se habían estipulado originalmente.

El avance de la tecnología hace posible el uso de computadoras de alta velocidad, éstas permiten la simulación matemática compleja de procesos. Las simulaciones pueden

identificar las debilidades en el diseño y permiten a los ingenieros seleccionar las mejores alternativas.

#### **2.2.4. OPTIMIZACIÓN DE PROCESOS**

La información obtenida del análisis de procesos es utilizada para obtener el mejor proceso técnica y económicamente. Para optimizar un sistema se debe establecer una función objetivo, la cual trata de maximizar algún tipo de beneficio o salida del sistema, o de minimizar algún tipo de costo o entrada al proceso. Es necesario hacer notar que para que un método de optimización dé lugar a mejores resultados es necesario que la información proporcionada sea adecuada y suficiente; estos métodos sólo son formas eficientes de exploración, pero no pueden por sí sustituir el conocimiento cuantitativo de los fenómenos que ocurren en el proceso estudiado.

#### **2.2.5. SIMULACIÓN DE PROCESOS**

La simulación de procesos químicos es la representación de un proceso químico por medio de un modelo matemático, donde este modelo se resuelve para obtener información sobre el desempeño del proceso químico.

La simulación de procesos permite el análisis de sistemas complejos por medio de métodos matemáticos válidos. Por lo tanto, se busca describir el comportamiento de un sistema y usar un modelo para predecir una conducta futura, es decir, los efectos que se producirán por cambios en el sistema y en su operación.

Algunas ventajas que presenta la simulación son las siguientes:

- Estudio. Es posible estudiar procesos existentes de una forma más rápida, económica y completa que en una planta real.
- Extrapolación. Con un modelo matemático adecuado se pueden ensayar intervalos extremos de las condiciones de operación, que pueden ser impracticables o imposibles de realizar en una planta real.
- Estudio de conmutabilidad y evaluación de otros planes. Se pueden introducir nuevos factores o elementos de un sistema y suprimir otros antiguos al examinar el sistema con el fin de ver si estas modificaciones son compatibles. La simulación permite comparar

distintos diseños y procesos que todavía no están en operación y ensayar hipótesis sobre sistemas o procesos antes de llevarlos a la práctica.

- Repetición de experimentos. La simulación permite estudiar el efecto de la modificación de las variables y parámetros con resultados reproducibles. En el modelo matemático se puede introducir o retirar a voluntad un error, lo cual no es posible en la planta real.
- Cálculos de Control. La simulación constituye una importante ayuda material para el estudio de los sistemas de control con lazos abiertos y cerrados.
- Ensayos de sensibilidad. Se pueden ensayar la sensibilidad de los parámetros de costos y los parámetros básicos del sistema; por ejemplo, un incremento de un 10% en el flujo de alimentación podrá tener, según los casos, un efecto mínimo o un efecto muy importante sobre el funcionamiento de la instalación.
- Estudio de la estabilidad del sistema. Se puede examinar la estabilidad de sistemas y subsistemas frente a diferentes perturbaciones.
- Aunque la simulación tiene muchas fortalezas y ventajas, también presenta desventajas, tales como:

La simulación es una disciplina que requiere entrenamiento especializado y por lo tanto, las habilidades de los practicantes pueden variar ampliamente. La utilidad del estudio depende de la calidad del modelo y de la habilidad del modelador.

La obtención de información confiable es altamente cuestionable. La simulación no puede compensar la información inadecuada o la deficiente aptitud en la toma de decisiones. Los modelos de simulación son modelos de entrada y salida, proveen la información de salida probable sobre los datos de entrada proporcionados. Los modelos no dan una solución óptima, sirven como herramienta para el análisis del comportamiento de un sistema a las condiciones especificadas.

Existen diversos enfoques en los procesos de simulación, según el tipo de procesos (batch o continuo), si involucra el tiempo (estacionario o dinámico, incluye a los equipos batch), si maneja variables cuantitativas o cualitativas.

### **2.2.6. INTEGRACIÓN ENERGÉTICA**

La síntesis de redes de intercambio de calor tiene dos pasos básicos: el primero es determinar los requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento, y la segunda es el diseño o rediseño de una red que procure alcanzar estos requerimientos. El objetivo principal de una red de intercambio de calor es el de usar toda la energía disponible de manera más eficiente y minimizando la cantidad de servicios de calentamiento y enfriamiento dando como resultado costos más bajos de operación.

Existen diversas formas de realizar esto, por medio de métodos heurísticos, métodos evolutivos, métodos algorítmicos y en base a objetivos termodinámicos, este último es el más usado debido a la simplicidad del método (Ebrahim, M, 2000).

El análisis de las redes de intercambio identifica las fuentes de calor (corrientes calientes) y los sumideros de calor (corrientes frías) del balance de materia y energía.

### **2.2.7. MÉTODO DE PUNTO DE PLIEGUE (PINCH)**

La energía es fundamental en la economía de las industrias y a menudo pasa por alto cuando se pretende alcanzar la rentabilidad de un proceso. Recientes desarrollos en los mercados mundiales que incluyen nuevas regulaciones ambientales han incrementado el costo de los combustibles, además del efecto que tienen sobre el cambio climático han creado un nuevo énfasis en el uso eficiente de la energía.

El análisis pinch es un método riguroso con un enfoque estructurado para identificar ineficiencias en el uso de la energía de los procesos. Es una buena herramienta y tiene un historial generando proyectos económicamente atractivos que minimizan el consumo de energía y el capital de inversión. El principal interés del método es el uso de energía en procesos individuales, la cantidad mínima de servicios es calculada para todos los servicios disponibles como son vapor de baja, media, alta, agua de servicio, etc. El análisis pinch resulta en una evaluación de todas las mejoras que son viables para un proceso, individualmente o en combinación con otros.

Hay identificados valores típicos de ahorro en procesos al aplicar esta técnica (Natural Resources Canada). En la Tabla 1 se presentan algunos de ellos y el porcentaje de ahorro.

**Tabla 1 Porcentajes de ahorro típicos**

Refinación de petróleo	10-25%
Petroquímica	15-25%
Química	15-35%
Acero	10-30%

Estos porcentajes representan el total del consumo de combustible. Cabe aclarar que no todo el potencial de ahorro es alcanzado en la práctica, algunos proyectos no son implementados debido a malos criterios a la hora del cálculo de los costos de inversión o por representar muchos problemas operativos derivados de su implementación, estos pueden ser la operatividad de la planta, la variación de la calidad de los productos, entre otros.

#### **2.2.8. CURVA COMPUESTA**

Una de las principales herramientas de este método es la representación gráfica de las curvas compuestas, la cual es simple pero poderosa. Estas curvas son utilizadas para determinar la cantidad mínima de servicios para un determinado proceso.

Las curvas son perfiles de calor disponible de un proceso (curva compuesta caliente) y de demandas de calor (curva compuesta fría). El grado de sobre posición de estas dos curvas es el potencial de recuperación de calor, como se muestra en la Figura 2.

La construcción de estas curvas requiere solamente de un balance completo de materia y energía del proceso. Datos de estos balances son usados para definir las características de cada una de las corrientes, como son el MCp, la temperatura de suministro y salida. Una vez identificadas todas las corrientes estas se dividen en corrientes calientes y corrientes frías.

Las corrientes calientes corresponden a las que tienen calor disponible para ser recuperado o en su caso que tienen que ser enfriadas para satisfacer la condición del proceso. Las corrientes frías corresponden a las que deben ser calentadas.

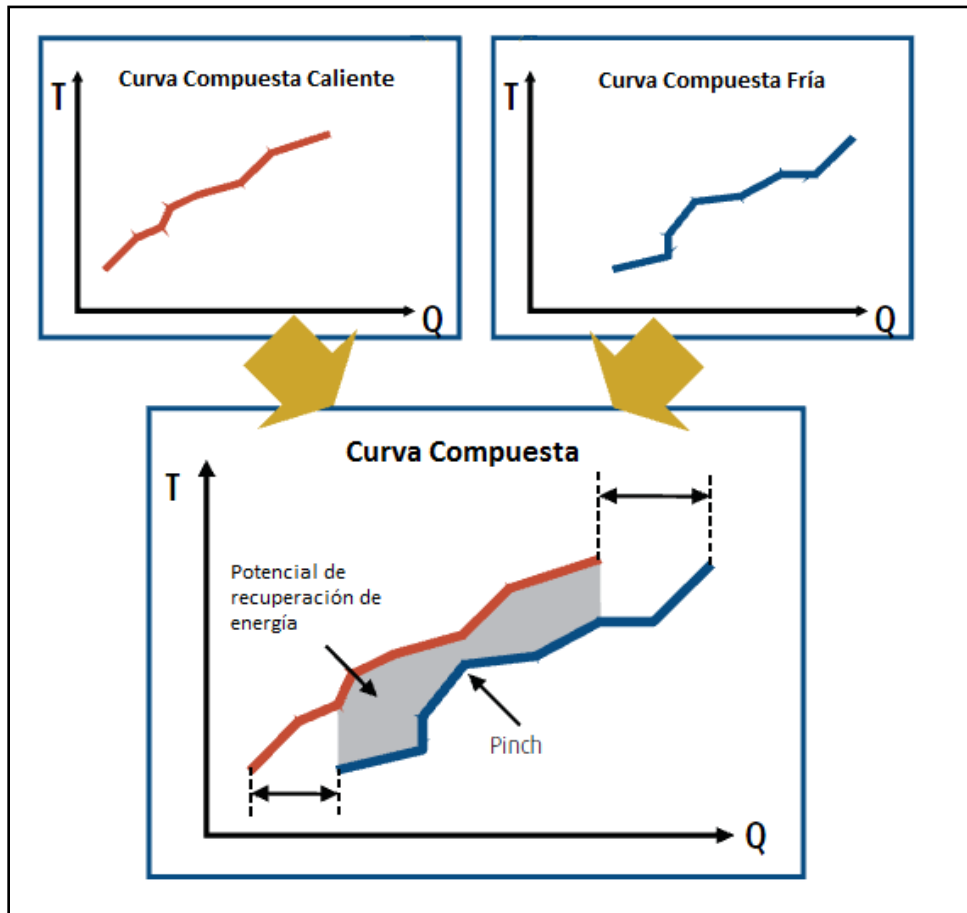


Figura 2 Generación de la curva compuesta

### 2.2.9. REQUERIMIENTOS MÍNIMOS DE SERVICIOS (TARGETS)

El mínimo acercamiento entre la curva compuesta caliente y la fría es definido como la diferencia de temperatura mínima permisible o  $\Delta T_{\min}$ . Este valor determina la mínima diferencia de temperatura aceptada en los intercambiadores. Como se había mencionado, la sobre posición entre las dos curvas compuestas determina la máxima cantidad de calor que puede ser recuperada, indicando que la cantidad restante son los servicios mínimos de calentamiento y enfriamiento para una  $\Delta T_{\min}$  dada, como se muestra en la Figura 3.

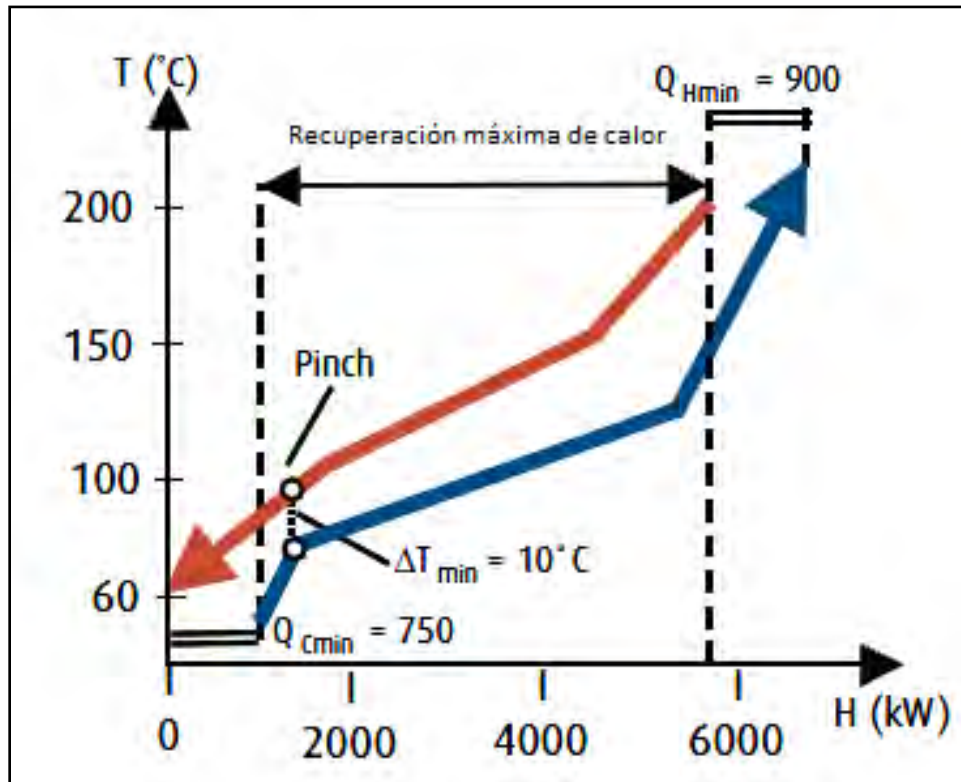


Figura 3 Requerimientos mínimos de servicios para una  $\Delta T_{\min}$

Usando el análisis pinch nosotros tenemos la posibilidad de determinar la cantidad mínima de energía necesaria antes de realizar el diseño de los intercambiadores lo que nos permite identificar el alcance del ahorro de energía en un punto muy temprano del análisis.

El punto más cercano entre las dos curvas, donde se alcanza la  $\Delta T_{\min}$  es conocido como punto de pliegue o “pinch”. Este punto divide el problema en dos partes completamente independientes, una es la región arriba del pinch, la cual en un principio solamente requiere servicios de calentamiento mientras que la región que queda por debajo del pinch solamente requiere servicios de enfriamiento (Figura 4).



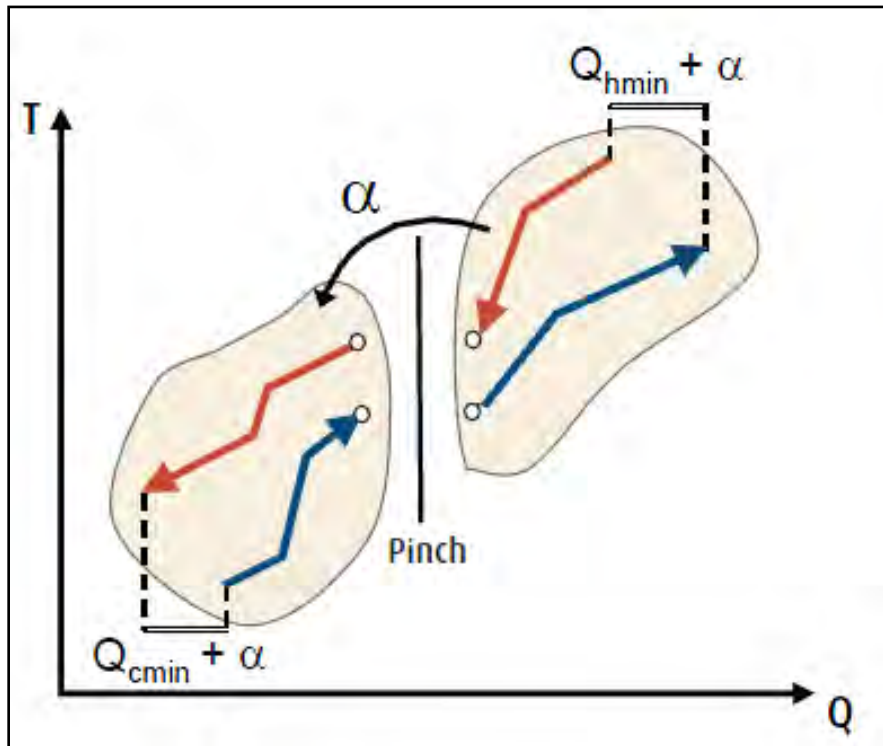


Figura 4 Ilustración del punto de pinch y sus zonas

El diseño del pinch nos dice que no debemos transferir calor a través de él, si nosotros transferimos calor de la parte caliente a través del pinch a la parte fría nunca alcanzaremos los requerimientos mínimos. En su lugar necesitaríamos remplazar esa cantidad de calor que cruza el pinch ( $\alpha$  en la Figura 4) con un cantidad de calor de un servicio de calentamiento abajo del pinch. De esta manera estaríamos creando una cascada innecesaria de energía a través de todo el sistema.

Para alcanzar los requerimientos mínimos se deben encontrar uniones adecuadas de las corrientes. Analizando la curva compuesta, podemos identificar por medio del pinch uniones inapropiadas que nos pueden llevar a mayores consumos de energía.

#### 2.2.10. DETERMINACIÓN DE LA $\Delta T_{MIN}$

Generalmente podemos asumir que hay una relación inversa entre la energía y el costo de inversión, y en ocasiones este análisis nos puede indicar la mejor combinación de ellas, ya

que generalmente la disminución de los servicios implica aumentar los costos de inversión, particularmente en los rediseños.

Nuevamente esto puede ser demostrado observando la curva compuesta, cuando la separación entre la curva compuesta caliente y fría se incrementa, la sobre posición de ellas se reduce, de este modo disminuye las oportunidades de recuperar calor de las corrientes y en consecuencia aumenta la demanda de servicios (Figura 5).

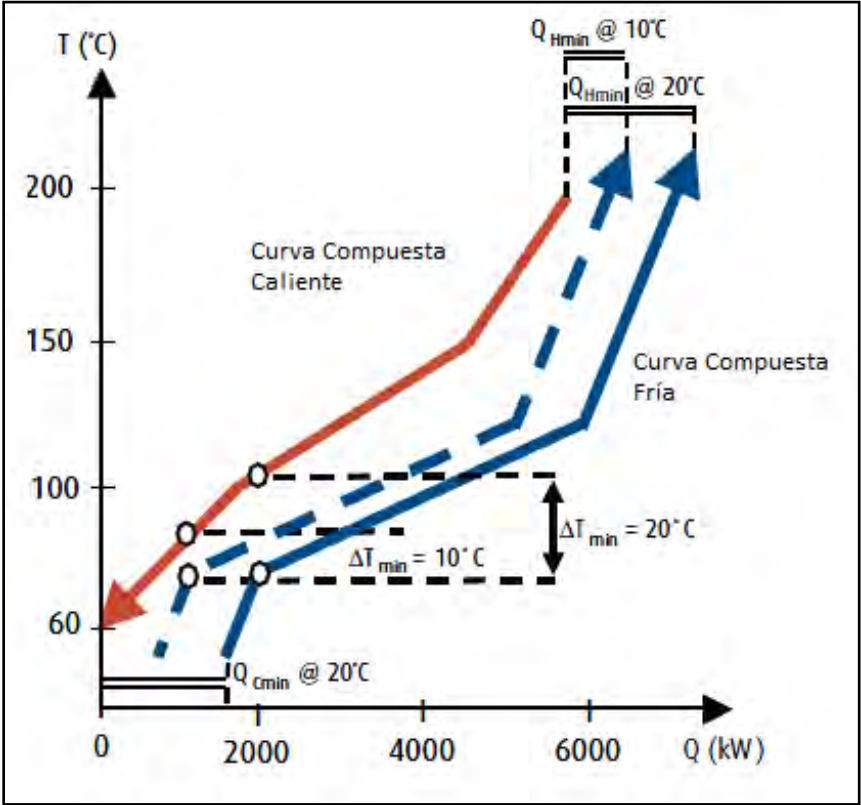


Figura 5 Relación de la  $\Delta T_{min}$  con los requerimientos mínimos de servicios

Al mismo tiempo hay un aumento en la distancia vertical entre las curvas, lo que lleva a mayores diferencias de temperaturas en los intercambiadores dando como resultados equipos más pequeños y baratos.

En la Figura 6 se presenta la relación entre el costo de inversión y el costo de servicios en función de la  $\Delta T_{min}$ .

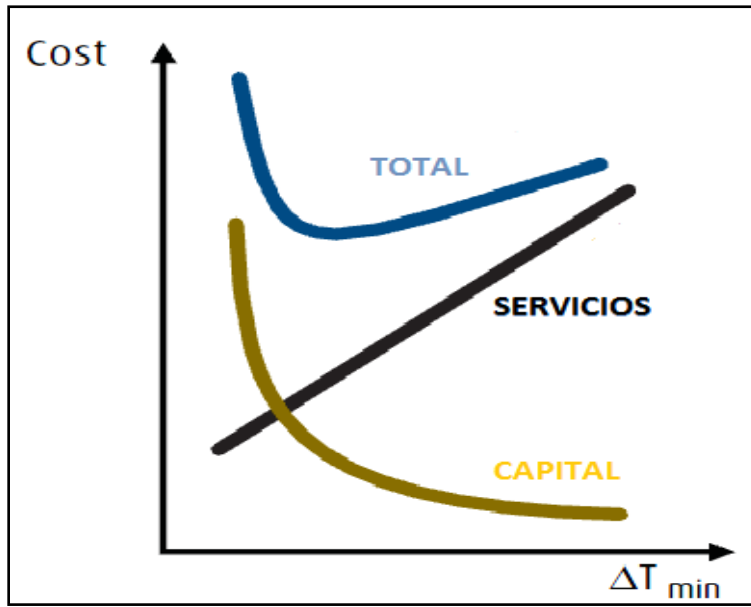


Figura 6 Relación de los costos de servicios e inversión con el costo total.

En la práctica, la selección de la  $\Delta T_{\min}$  se hace observando el comportamiento de las gráficas. Normalmente cuando las curvas compuestas son paralelas se escogen valores de  $\Delta T_{\min}$  altos en comparación con comportamientos divergentes. Esto es debido a que las diferencias de temperatura entre las corrientes calientes y frías en todos los intercambiadores son cercanas a la  $\Delta T_{\min}$ , lo que significa una gran área para cada uno de ellos y no solo para los que se encuentran en el pinch, representando altos costos de inversión. Otros casos, por ejemplo, en sistemas donde fácilmente hay problemas de ensuciamiento o donde los valores del coeficiente de transferencia son bajos, los valores típicos de la  $\Delta T_{\min}$  oscilan entre 30 y 40°C

### 2.2.11. INFORMACIÓN NECESARIA

La cantidad de información disponible en las plantas puede ser extensa y la mayoría de ella no es relevante para este estudio, es por ello que es necesario identificar cuidadosamente información que verdaderamente represente las zonas donde se requiere calentamiento y enfriamiento y su interacción con todo el proceso. La búsqueda de información puede llegar a ser lo más tardado del análisis y la más importante.

En general, la información requerida para cada una de las corrientes involucradas es la siguiente:

- Flujo másico
- Capacidad calorífica
- Temperatura de suministro y salida
- Calor de vaporización del vapor con cambio de fase.

Adicionalmente se debe recabar información de los servicios y de los intercambiadores existentes.

- Área existente
- Coeficiente de transferencia de los intercambiadores
- Servicios disponibles
- Costos de los servicios

### **2.2.12. REDISEÑO DE LAS REDES DE CALOR**

El rediseño por el método de análisis Pinch está enfocado al criterio de costos, ya que el rediseño de una red es considerado como bueno si cumple con requisitos previamente fijados, tales como tiempo de retorno de inversión. Para lograr esto es, preciso elegir una buena base para iniciar el rediseño, y lograr así un buen valor de retorno de inversión en la red resultante. La elección de una buena base se lleva a cabo con un análisis previo, para posteriormente rediseñar la red. El análisis previo proporciona el camino más adecuado para hacer el rediseño bajo el criterio de costos. Dicho análisis puede ser explicado dividiéndolo en dos partes: en una de ellas se explica la filosofía para el mismo y en la otra, el procedimiento para obtener los datos necesarios para iniciar el rediseño de la red.

La filosofía parte del entendimiento de la forma de evaluar el área requerida mínima y el requerimiento mínimo de servicios para cada  $\Delta T_{\min}$ . Estas cantidades se trazan para obtener un esquema equivalente al mostrado en la Figura 7, en la cual se puede dibujar el punto de la red existente (área existente y los requerimientos de servicios actuales).

En la Figura 7 se pueden observar cuatro puntos; de los cuales el más importante es el punto A; que representa el valor óptimo para un rediseño de la red existente. Pues equivale a emplear toda el área existente sin invertir nada en equipo; sin embargo, en la práctica se tiene que invertir cierto capital para hacer cambios en una red existente, con lo que se incrementa el área. En la Figura 8 se muestra la ruta que puede tomar el rediseño de una nueva red.

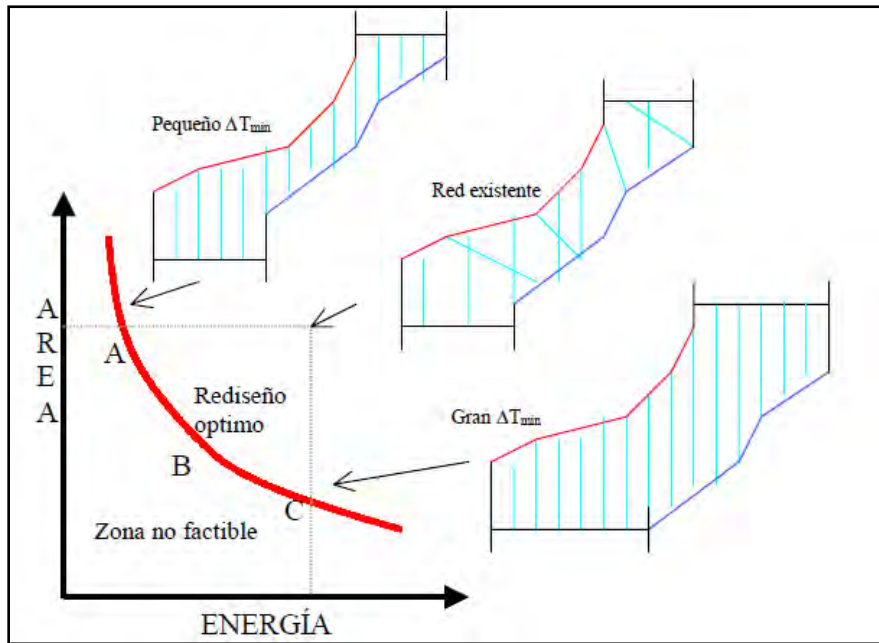


Figura 7 Diagrama área vs entalpía para una red existente

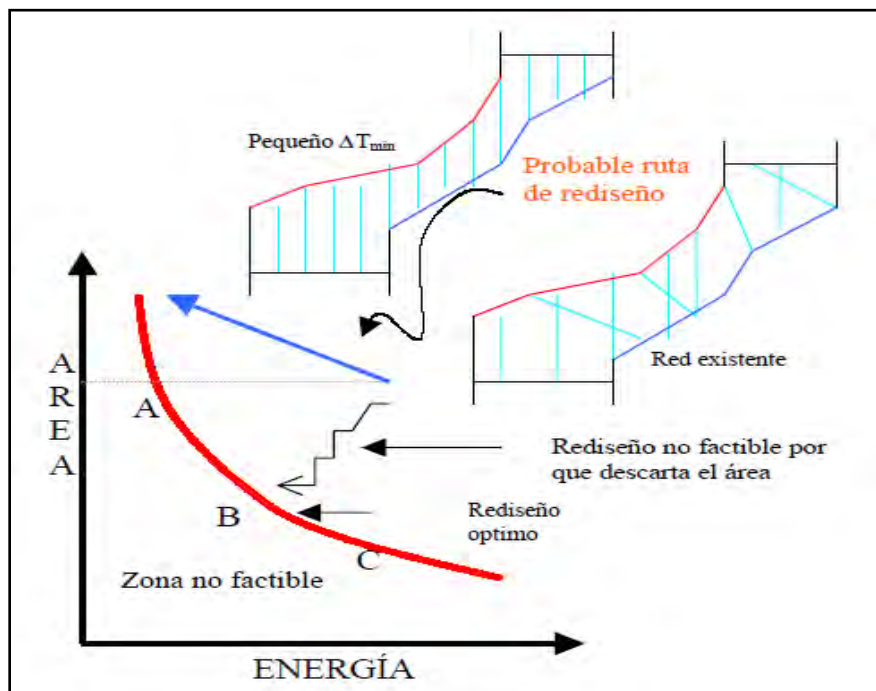


Figura 8 Ruta para el rediseño de una red existente.

Para elegir la mejor de ellas, es preciso transformar en costos el área y la energía requerida y así poder observar el tiempo de retorno para diferentes inversiones a realizar, con lo que se elegirá la inversión más adecuada. Una vez explicada la filosofía, se expondrá a continuación el procedimiento a seguir en el análisis previo.

El análisis previo inicia con la evaluación de la eficiencia del área existente en la red. La eficiencia del área se define como la relación entre el requerimiento mínimo de área (ATx) y el área empleada actualmente en la red (Ax), para una determinada cantidad de energía empleada (EE).

$$\alpha = \left( \frac{ATx}{Ax} \right) EE$$

En la práctica, el valor de  $\alpha$  esperado es menor a la unidad, e indica que tan bueno es el uso que se está haciendo del área existente. Si se supone que  $\alpha$  es constante a lo largo de la curva de requerimiento mínimo de área y energía, se obtiene una nueva curva (mostrada en la Figura 9), la cual se traza considerando la siguiente ecuación.

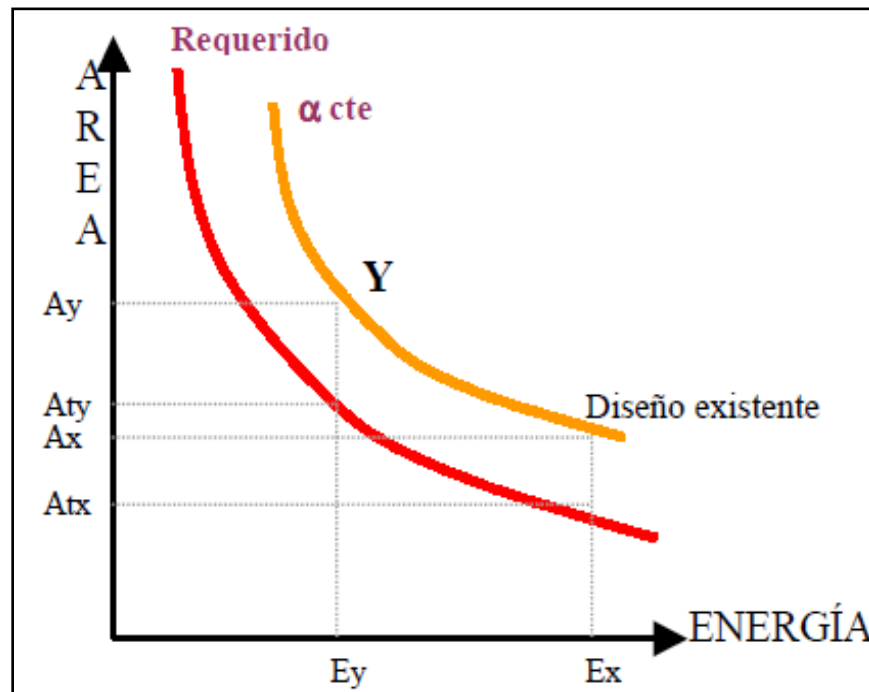


Figura 9 Gráfica de área vs entalpía con  $\alpha$  constante

En la Figura 10 se distinguen cuatro regiones: una en la cual los diseños son no factibles, dos regiones en las que desde el punto de vista económico no es conveniente rediseñar, y la cuarta donde se pueden hacer buenos rediseños. Esta zona se localiza entre la curva de área y requerimientos mínimos y la curva de  $\alpha$  constante.

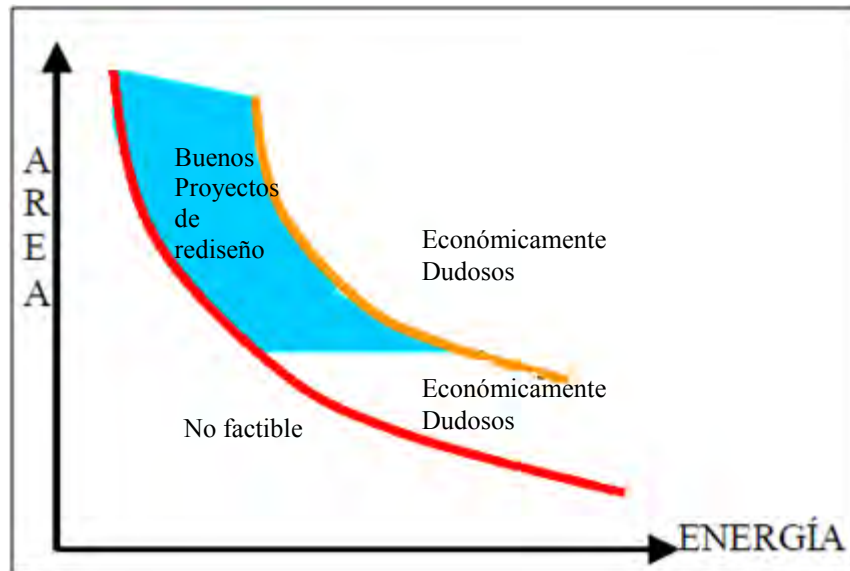


Figura 10 Regiones factibles para el rediseño de una red.

A partir del gráfico de área mínima contra energía, nos permitirá evaluar el costo de este incremento de área y contra es el ahorro de energía que se obtiene por el rediseño.

### 2.2.13. REDUCCIÓN DE EFLUENTES CONTAMINANTES

El cambio en la calidad del aire de la atmósfera está altamente relacionado con las emisiones de gases provenientes de las plantas químicas y generadoras de energía. En el pasado la contaminación del aire no era tan notoria debido a que el mismo ambiente tenía la capacidad de reducirla a través de los mecanismos naturales. Hoy en día es tanta la contaminación que el ambiente por sí solo no es capaz de absorberla dando como resultado lluvias ácidas, calentamiento global y el aumento del nivel del mar por mencionar algunos. La combustión de combustibles fósiles en las plantas químicas contribuye enormemente en las emisiones de dióxido de carbono, óxido de nitrógeno, óxido de azufre y otras partículas, esto acrecienta los problemas de contaminación en nuestro planeta. La relación que hay entre la eficiencia energética y las emisiones de gas contaminantes son muy claras, a

mayores deficiencias en el uso de la energía da como resultado mayor uso de combustibles fósiles lo que aumenta la cantidad de emisiones contaminantes a la atmósfera. Es por eso que hay que hacer énfasis hacia la reducción en el consumo de combustibles fósiles y una de las acciones más importantes para lograr esto es mejorar la eficiencia actual de las plantas por medio de el rediseño de las redes de calor. La prevención de efluentes contaminantes en las unidades de proceso son un conjunto de acciones encaminadas a reducir o eliminar las descargas de contaminantes al aire, agua o tierra e incluyen: el desarrollo de productos ecológicamente aceptables, optimar y/o mejorar los procesos industriales, reducir las fuentes de contaminantes y la neutralización de los efluentes contaminantes manteniendo la funcionalidad y operatividad de las unidades de proceso.

#### **2.2.14. ÍNDICE DE INTENSIDAD ENERGÉTICA**

El Índice de Intensidad Energética (IIE) de refinación se ha constituido en uno de los principales indicadores para la industria y se conoce como Índice Solomon, por la empresa que lo desarrolló. En la actualidad se considera que una refinería con un índice menor a 90 – 92 es eficiente; México mantiene aún valores altos en el índice Solomon, por lo que es indispensable continuar con los esfuerzos realizados e impulsar nuevos para mejorarlo. El Índice Solomon promedio publicado para las Refinerías de PEMEX se encuentra alrededor de 132. Entre otros factores que inciden en el IIE de las refinerías se encuentran la integración y el aprovechamiento energético, al que contribuyen los procesos de cogeneración. De la misma manera es conveniente revisar los esquemas de precalentamiento que generan, como resultado adicional, un incremento en la capacidad del calentador. La producción de hidrógeno es otro de los procesos intensivos en energía dentro de una refinería. Diversos procesos generan corrientes gaseosas que pueden contener cantidades de hidrógeno que no se utilizan, o bien, son generadas como subproducto de destilación de los procesos de conversión. El reducir la cantidad de hidrógeno desperdiciado o purificado más allá de los requerimientos específicos de cada proceso genera un ahorro de energía.



En términos generales, un tercio de la energía consumida en una refinería se destina a la generación de potencia y de servicios, y el 45-55% se utiliza para calentamiento. El análisis comparado del Índice de Intensidad Energética de Solomon indica que si se tiene un valor menor a 100, el desempeño de la planta es mejor que el estándar, si es superior, el desempeño es peor que el estándar (Solomon Associates).

## CAPITULO 3

### 3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

#### 3.1. DESINTEGRACIÓN CATALÍTICA DE LECHO FLUIDIZADO (FCC)

La unidad de desintegración catalítica de lecho fluidizado (FCC) es considerada como el corazón de una refinería ya que se encarga de transformar productos de bajo valor como son los gasóleos a gasolinas con mayor valor. Este proceso utiliza catalizador con un tamaño aproximado de 70 micrones que se comporta como fluido al ser aireado con vapor. El catalizador fluye continuamente entre el reactor y el regenerador, y funciona como medio de transferencia de calor del regenerador hacia la alimentación y al reactor. Dependiendo del arreglo del reactor y el regenerador, existen dos unidades en uso: “side-by-side” (lado por lado) y “orthoflow” o “stacked type” (flujo ortogonal o tipo estacado respectivamente). La Figura 1 muestra un esquema de la unidad FCC (Laguna Plata, 2001).

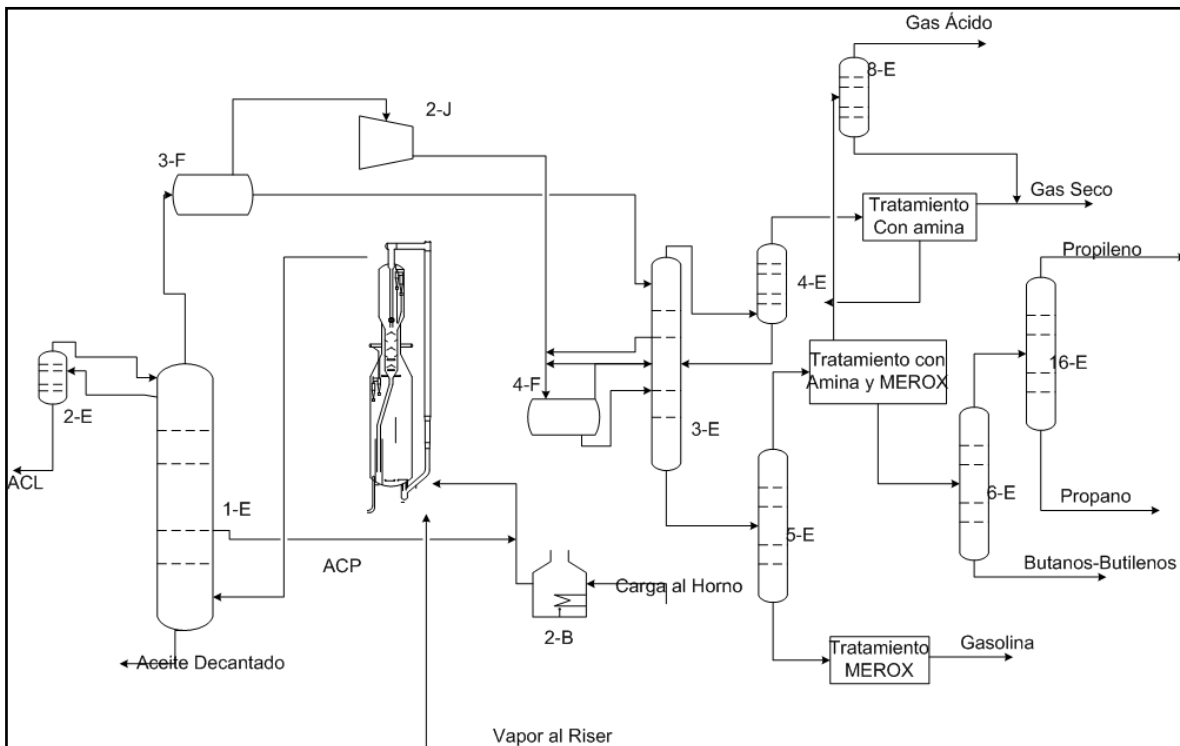


Figura 1 Esquema general de una planta catalítica

De acuerdo a su función, la FCC se puede dividir en las siguientes secciones: precalentamiento de la alimentación, reacción, regeneración, fraccionamiento, planta de gas y tratamiento de corrientes.

### **3.2. SECCIÓN DE PRECALENTAMIENTO**

La alimentación de la FCC proviene de diferentes unidades, estas corrientes se mezclan y envían a un tanque. Este tanque proporciona flujo continuo a las bombas de carga y también sirve como medio para separar agua y/o vapor que va en las corrientes de alimentación. Después, la alimentación se calienta a una temperatura que puede variar entre 270 y 375°C. Para calentar se utilizan generalmente los fondos de la sección de fraccionamiento. El precalentamiento de la alimentación es una forma de modificar la relación catalizador/alimentación.

### **3.3. SECCIÓN DE REACCIÓN**

El reactor-regenerador es el corazón de la FCC. La mayor parte de las reacciones ocurren en el tubo riser, con un tiempo de residencia menor a dos segundos, éstas suceden entre dos y cuatro segundos antes de que los productos y el catalizador se separen en el reactor. Sin embargo, algunas reacciones no selectivas continúan en el interior del reactor.

La alimentación proveniente de la sección de precalentamiento entra al tubo riser donde se mezcla con el catalizador regenerado y vapor. La relación entre catalizador y alimentación oscila entre 4:1 y 9:1 en peso. El calor absorbido por el catalizador en el regenerador provee la energía para calentar la alimentación a la temperatura deseada en el reactor. Por otro lado, las reacciones en el tubo riser son endotérmicas, por lo que requieren un suministro de energía. El catalizador que está en circulación provee esta energía. Las reacciones catalíticas ocurren en fase vapor, y éstas comienzan en el momento en que la alimentación se vaporiza. El aumento de volumen de los vapores que son generados, lleva al catalizador a la parte superior del riser.

Un riser ideal es semejante a un reactor de flujo tapón (PFR), donde el catalizador y el vapor viajan a lo largo del riser a la misma velocidad. El vapor se utiliza para atomizar la alimentación, con lo que aumenta la disponibilidad de ésta para encontrar los sitios activos

del catalizador. Como consecuencia de las reacciones de craqueo, hay deposición de coque en el catalizador, lo que provoca reducción en la actividad del catalizador.

Actualmente, el reactor se utiliza como espacio para separar el vapor y el catalizador, y aloja el ciclón. Casi todas las FCC cuentan con un sistema de separación que consiste en algún dispositivo conectado al final del riser. Algunas unidades tienen un deflector para cambiar la dirección de flujo del catalizador, otras tienen una serie de ciclones después del riser. Algunas unidades emplean ciclones de una o dos etapas para separar partículas de catalizador remanentes en los vapores craqueados.

Es importante la incorporación de estos equipos para separar los vapores y el catalizador rápidamente, ya que un contacto prolongado da lugar al craqueo de los productos deseados y promueve la formación de productos no deseados. Algunos hidrocarburos valiosos caen dentro de la sección de agotamiento junto con el catalizador. Se utiliza vapor para agotar estos hidrocarburos del catalizador. Un diseño eficiente busca un contacto óptimo en contracorriente entre el catalizador y el vapor. Desde luego, no todos los vapores de hidrocarburo pueden salir de los poros del catalizador que está en el agotador. Una parte de éstos va junto con el catalizador a la sección de regeneración.

### **3.4. REACCIONES DE LA FCC**

Una serie de reacciones se lleva a cabo cuando una molécula de gasóleo se pone en contacto con catalizador entre 1200 y 1400°F. La distribución de los productos depende de muchos factores, incluyendo la naturaleza y la fuerza de los sitios activos del catalizador. Aunque la mayor parte es desintegración catalítica, ciertas reacciones térmicas también ocurren. Factores como un contacto no ideal entre la alimentación y el catalizador en el riser y la ausencia de una rápida separación de los productos en el reactor pueden contribuir a que las reacciones de craqueo térmico se lleven a cabo.

En la Tabla 1 se muestran las principales reacciones de la FCC.

**Tabla 1 Principales reacciones en la FCC**

1) Reacciones de Craqueo: - Parafinas a olefinas y parafinas más pequeñas - Olefinas craqueadas a olefinas más Pequeñas - Escisión lateral de aromáticos -Naftenos (cicloparafinas) craqueados a olefinas y compuestos de anillo más pequeños	$C_{10}H_{22} \rightarrow C_3H_{10} + C_7H_{16}$ $C_8H_{16} \rightarrow C_5H_{10} + C_3H_6$ $ArC_{10}H_{21} \rightarrow ArC_5H_9 + C_5H_{12}$ $ciclo-C_{10}H_{20} \rightarrow C_6H_{12} + C_4H_8$
2) Reacción de Isomerización: - Olefinas a iso-oleofinas - Parafinas a isoparafinas	$C_4H_8 \rightarrow trans - 2 - C_4H_8$ $n -C_4H_{10} \rightarrow iso - C_4H_{10}$
3) Transferencia de hidrógeno - Ciclo-aromatización - Olefinas a parafinas y aromáticos	$C_6H_{12} + 3C_5H_{10} \rightarrow C_6H_6 + 3C_5H_{12}$ $4C_6H_{12} \rightarrow 3C_6H_{14} + C_6H_6$
4) Reacciones de transferencia trans-alquilación/grupo alquilo	$C_6H_4 (CH_3)^2 C_6H_6 \rightarrow 2C_6H_5CH_3$
5) Reacciones de formación de compuestos cíclicos de olefinas a naftenos.	$C_7H_{14} \rightarrow CH_3 - ciclo - C_6H_{11}$
6) Deshidrogenación	$n -C_8H_{18} \rightarrow C_8H_{16} + H_2$
7) Dealquilación	$iso -C_3H_7 -C_6H_5 \rightarrow C_6H_6 + C_3H_6$
8) Condensación	$Ar - CH=CH_2 + R_1CH=CHRS_2 \rightarrow Ar - Ar + 2H$

### 3.5. SECCIÓN DE REGENERACIÓN

Esta sección tiene dos funciones: regenerar el catalizador y suministrar la energía necesaria para craquear la alimentación. El catalizador gastado contiene entre 0.8 y 2.5% en peso de coque, dependiendo de la calidad de la carga de alimentación.

El oxígeno para la combustión se obtiene del aire, el cual es suministrado por medio de un ventilador. El ventilador mantiene la cama de catalizador fluidizada, ya que provee presión y velocidad al aire.

El regenerador presenta dos regiones: la de fase densa y la de fase diluida. En la primera se localiza la mayor concentración de catalizador, la cual se ubica por encima del distribuidor

de aire; la fase diluida se encuentra por arriba de la fase densa, está ubicada en la parte superior de la entrada al ciclón y presenta menor concentración de catalizador.

Después del regenerador, el catalizador fluye a una línea de transferencia conocida como “tubo vertical”. Este tubo vertical provee la presión necesaria para recircular el catalizador en la unidad. En algunas unidades, el tubo vertical se extiende al regenerador, donde la sección superior se le conoce como tolva. La función de la tolva es proporcionar el tiempo suficiente al catalizador para ser aireado antes de entrar al tubo vertical.

A medida que el gas de combustión abandona la fase densa del regenerador, éste arrastra partículas de catalizador. La cantidad de partículas arrastradas depende de la velocidad superficial del gas de combustión. Las partículas más grandes caen en la fase densa, mientras que las partículas pequeñas quedan suspendidas en la fase diluida y después se transportan a los ciclones.

El gas de combustión que abandona la cámara de calefacción contiene una cantidad de energía apreciable. Por esta razón, se han desarrollado diferentes esquemas para recuperar esta energía. En algunas unidades el gas de combustión se envía a un calentador de CO para generar vapor de alta presión, en otras se manda a un intercambiador de agua para producir vapor. En la mayoría de las unidades se reduce la presión del gas de combustión hasta alcanzar la atmosférica para dar presión a la válvula del regenerador. En unidades más grandes se utiliza una turbina para recuperar esta energía; un tren de recuperación de energía tiene un turbo expansor, éste consiste en: un expansor, un motor/generador, un ventilador y una turbina de vapor. Las partículas menores a 20 micrones escapan del reactor, a pesar de la operación adecuada del reactor y de los ciclones de regeneración. La presencia de estas partículas denominadas “finos” se deben principalmente a las velocidades de flujo de los gases y el vapor, a las propiedades físicas del catalizador y al desgaste de éste debido a las colisiones de las partículas con el interior del regenerador y otras partículas. Los finos que salen del regenerador son removidos por medio de un precipitador electrostático.

Por otro lado, la actividad del catalizador decae con el tiempo (sufre una desactivación). Esta pérdida se debe a las impurezas de la alimentación (níquel, vanadio y azufre), y a la temperatura (mecanismos de desactivación térmicos). Por esto, para mantener la actividad del catalizador, se agrega catalizador fresco continuamente. El catalizador se almacena en

una tolva y se adiciona al regenerador. El catalizador circulante se conoce como catalizador en equilibrio. Generalmente, algunas cantidades de catalizador en equilibrio se almacenan en una tolva de catalizador en equilibrio para su disposición futura (dependiendo de la calidad de las alimentaciones).

### **3.6. SECCIÓN DE FRACCIONAMIENTO**

El propósito del fraccionador principal es retirar calor y recuperar productos líquidos del vapor proveniente del reactor; estos vapores provenientes del reactor entran a la base del fraccionador. La función principal de fraccionador es condensar y separar los productos de la reacción. Todo esto se completa con la condensación y revaporización de los hidrocarburos mientras que el vapor asciende a través los platos de la columna. La operación de la columna principal es similar a la columna atmosférica pero tiene dos grandes diferencias. Primero, el vapor efluente debe enfriarse antes de que el fraccionamiento empiece. Segundo, hay grandes cantidades de gases que irán a los domos de la columna junto con la gasolina inestable para una separación posterior. El propósito de la sección de fondos de la columna es proveer una zona de transferencia de calor; las cubiertas, platos y rejillas son algunos de los dispositivos utilizados para retirar calor y enfriar el vapor. La recirculación enfriada (o pumparound: son sistemas enfriamiento laterales de la columna, para remover el calor del proceso, con el objetivo de mantener el reflujo adecuado en la torre) sirve también como un medio para limpiar los finos de catalizador arrastrados en el vapor. El flujo de apagado (quench) se ajusta para mantener la temperatura de los fondos por debajo de la temperatura que causa la coquización. Ésta corresponde a 370°C (700°F). El calor recuperado de los fondos de la columna es utilizado para precalentar la alimentación fresca, generar vapor, servir como medio de calentamiento para los rehervidores en la planta de gas o como medio de calentamiento para alguna combinación de estas corrientes..

Además del aceite decantado, la columna está diseñada para tener otros tres cortes laterales: aceite cíclico pesado, aceite cíclico ligero y naftas pesadas. En numerosas unidades, el aceite cíclico ligero es el único que sale de la columna como producto. Éste se retira de la columna y es enviado a un agotador. Después de ser agotado con vapor, el aceite cíclico ligero se bombea a un tanque para su almacenamiento o a un sistema de hidrotratamiento





### **3.7. PLANTA DE GAS Y TRATAMIENTO DE CORRIENTES**

La función de la planta de gas es separar la gasolina inestable y los gases ligeros en gases combustibles, compuestos C3, C4 (incluyendo propano, propileno, n-butano, isobutano y butileno) y gasolina. Los elementos principales en la sección de gas son el compresor de gas húmedo, el absorbedor-agotador, el absorbedor secundario y la columna debutanizadora. Dependiendo de los productos obtenidos, la sección de gas puede presentar también una columna depropanizadora o un divisor de gasolinas. La mayoría de las plantas de gas incluyen servicios de tratamiento para las diferentes corrientes de producto. Estos servicios pueden ser: unidades de tratamiento de aminas para la remoción de sulfuro de hidrógeno, así como unidades para la remoción o conversión de mercaptanos.

## **CAPITULO 4**

### **4. MATERIALES Y METODOS**

#### **4.1. LUGAR DE INVESTIGACIÓN.**

El estudio propuesto se realizó en el Laboratorio de Simulación y Optimización de Procesos de la Facultad de Química de la Universidad Nacional Autónoma de México, y la información fue recopilada en la Refinería “Ing. Antonio M. Amor”, ubicada en Salamanca, Guanajuato.

#### **4.2. MATERIALES.**

- Equipo de cómputo Athlon 64X2 con Windows 7.
- 2Gb de Ram.
- Licencia del simulador Aspen-HYSYS, Aspen Energy Analyzer y Aspen Exchanger Design.

#### **4.3. SIMULACIÓN DEL PROCESO ACTUAL**

En principio es necesario conocer el comportamiento estacionario del proceso, con el fin de tener un punto de partida para el análisis de la red de intercambio de calor y con ello poder calcular el balance de materia y energía de todo el proceso. Para este fin se utilizó el simulador comercial Aspen-HYSYS y se siguió un desarrollo secuencial del modelo.

Entre los parámetros más importantes que se deben considerar están los siguientes:

- Condiciones de la alimentación.
- Modelo termodinámico apropiado.
- Condiciones de operación de los equipos.

#### **4.4. SIMULACIÓN DE LA RED DE INTERCAMBIO DE CALOR**

Elaborada la simulación en estado estable, se realizó una simulación del estado de la red de calor actual en la planta. Esta se realizó utilizando el simulador Aspen Energy Analyzer, que emplea los datos que se tienen de la simulación en Aspen-HYSYS, los cuales son importados y analizados. Este simulador está diseñado para analizar y mejorar redes de intercambio de calor. Los parámetros exportados al simulador Aspen Energy Analyzer son:

- Flujo másico.

- Capacidad calorífica.
- Temperatura de suministro y salida.
- Calor de vaporización del vapor con cambio de fase.

Adicional a esta información se recabo datos de los servicios usados y de los intercambiadores existentes, los cuales fueron obtenidos de las hojas de diseño.

- Área existente.
- Coeficiente de transferencia de los intercambiadores.
- Servicios disponibles.
- Costos de los servicios.

#### **4.5. EVALUACIÓN ECONÓMICA Y DEL ÍNDICE DE INTENSIDAD ENERGÉTICA**

Una vez detectados los consumos de la red actual y cada una de las propuestas se debe realizar su evaluación económica con el fin de determinar su viabilidad. Para esto se considero lo siguiente:

- Costo de inversión de los intercambiadores propuestos.
- Costo de inversión aproximada de la tubería involucrada en cada intercambiador
- Costo de inversión de equipos de bombeo en caso de ser necesarios.

Otro punto importante para una propuesta de rediseño es la disminución en el índice de intensidad energético (IIE), el cual un punto equivale 365,000 MMBtu/año (Solomon, 2005).

## CAPITULO 5

### 5. SIMULACIÓN DE LA PLANTA CATALÍTICA

#### 5.1. MODELO TERMODINÁMICO

Las mezclas de petróleo son muy complejas debido a que manejan miles o incluso millones de compuestos, muchos de los cuales además no pueden ser identificados. Para resolver este problema se lleva a cabo una caracterización aproximada de los componentes pesados mediante el uso conjunto de métodos matemáticos y experimentales. La base más confiable para llevar a cabo una caracterización son los datos experimentales obtenidos por destilación a alta temperatura o por cromatografía de gases. Los paquetes de propiedades termodinámicas con los que cuenta el simulador Aspen-Hysys nos permiten predecir las propiedades de mezclas de crudo a partir de la información experimental con la que se cuenta. El simulador provee ecuaciones de estado para el tratamiento riguroso de sistemas de hidrocarburos; modelos semi-empíricos y de vapor de presión para sistemas de hidrocarburos pesados.

El modelo termodinámico utilizado fue la ecuación de Peng-Robinson debido a que es ampliamente utilizado en el modelado de sistemas de hidrocarburos, esta ecuación es aplicable a una gran variedad de sistemas en un intervalo muy grande de condiciones de operación.

#### 5.2. CONDICIONES DE OPERACIÓN

Para el estudio se consideraron dos corrientes de entrada, la primera es la carga de gasóleos de vacío provenientes de los tanques de almacenamiento y de la cual se utilizaron las correspondientes a un promedio ponderado del mes de noviembre del 2009, la cual se muestra en la Figura 1. La otra corriente corresponde a la alimentación de fraccionadora principal la cual proviene del reactor. Es muy importante señalar que para este estudio no se llevo a cabo la simulación del reactor debido a que la información que se tiene es muy limitada y a que el objetivo era el de evaluar la red de intercambio de calor. Una de las dificultades es que no se tienen muestras de laboratorio para esta corriente por lo que para poder conocerla se realizo un balance de masa utilizando la información que se tiene de las curvas de destilación de los productos pesados y de componente por componente para los

productos ligeros como se muestra en la Figura 2, en este esquema se puede observar corrientes en color azul claro, esto es debido a que solo se especifico flujo y composición, dejando la presión y temperatura únicamente para la corriente de salida, esto da como resultado las condiciones de operación que se muestra en la Figura 3.

Worksheet	Stream Name	CARGA GASOLEC
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0,0000
Properties	Temperature [F]	196,1
Composition	Pressure [psia]	70,00
K Value	Molar Flow [lbmole/hr]	2107
User Variables	Mass Flow [lb/hr]	4,536e+005
Notes	Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	3,735e+004
Cost Parameters	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-1,870e+005
	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	86,56
	Heat Flow [MMBtu/hr]	-394,0
	Liq Vol Flow @Std Cond [barrel/day]	3,737e+004
	Fluid Package	Basis-1
	Utility Type	

Figura 1 Condiciones de entrada del gasóleo de vacío

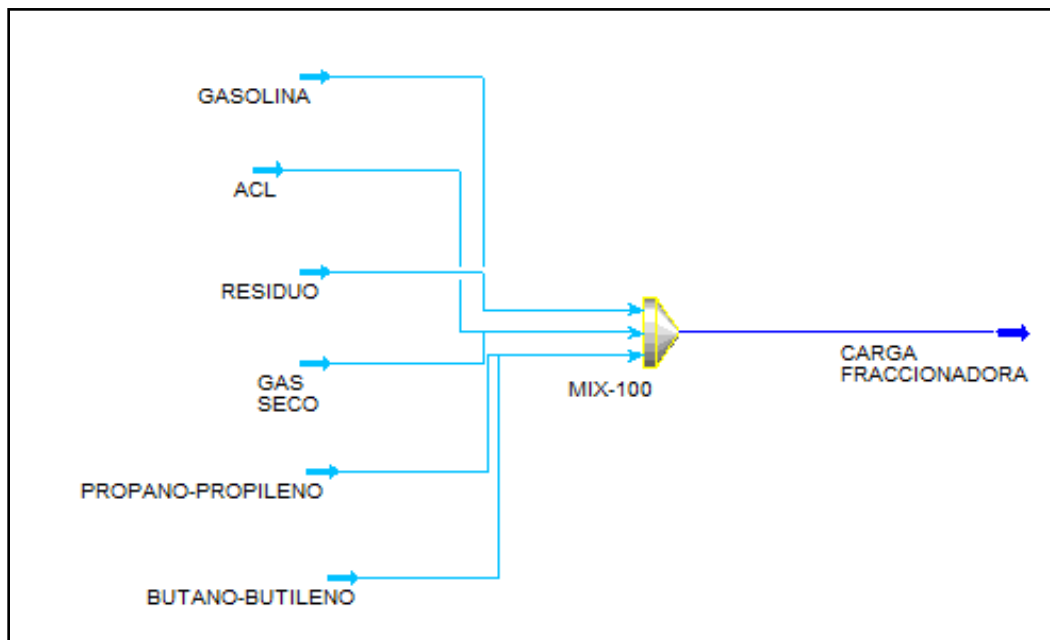


Figura 2 Esquema utilizado para determinar la carga a la fraccionadora

Worksheet		Stream Name	CARGA FRACCIOI
Conditions	Vapour / Phase Fraction		1,0000
Properties	Temperature [F]		960,0
Composition	Pressure [psia]		49,70
K Value	Molar Flow [lbmole/hr]		5162
User Variables	Mass Flow [lb/hr]		4,459e+005
Notes	Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]		4,405e+004
Cost Parameters	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]		-1,212e+004
	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]		100,1
	Heat Flow [MMBtu/hr]		-62,55
	Liq Vol Flow @Std Cond [barrel/day]		4,327e+004
	Fluid Package		Basis-1
	Utility Type		

**Figura 3 Condiciones de entrada de la carga a la fraccionadora**

La diferencia másica entre las dos corrientes es debida a la cantidad de coque que es quemado en la sección de regeneración del reactor. Básicamente la planta catalítica opera con una carga de gasóleos de vacío de 37,347.35 BPD proveniente de tanques el cual pasa por un tren de precalentamiento que eleva la temperatura de 91°C a 262°C a la entrada del reactor.

Las especificaciones de los equipos involucrados se tomaron de las hojas de diseño, las caracterizaciones de las corrientes de alimentación y productos se tomaron de la base de datos del laboratorio para el mismo mes.

### **5.3. CARACTERIZACIÓN DE LA CARGA Y PRODUCTOS**

Para este estudio se utilizaron ensayos de laboratorio D-1160 para la carga y el residuo, ensayos D-86 para la gasolina y el aceite cíclico ligero, y cromatografía de gases para los demás productos.

En Tabla 1 se presenta el ensayo de laboratorio de la carga de gasóleos de vacío y sus principales propiedades las cuales fueron utilizadas para la caracterización en la simulación y que corresponden al día 19 de noviembre de 2009.

**Tabla 1 Propiedades de la carga de gasóleos de vacío**

Propiedades	Valor	Unidad
Temperatura de inflamación pensky martens	78	°C
Azufre total (s)	2.1728	% peso
Agua por destilación	0	
Gravedad especifica A 20/4 °c	0.9106	---
Temperatura de escurrimiento	24	°C
Color ASTM	1ª Dilución	---
Temperatura de inflamación pensky martens	80	°C
Cenizas	0.041	% peso
Destilación D-1160 % Vol		
0	219	°C
5	264	°C
10	315	°C
30	390	°C
50	429	°C
70	461	°C
90	502	°C
95	511	°C
100	526	°C

Este ensayo se introdujo al simulador en el cual se genero la composición de la carga por medio de pseudo-componentes, a partir de estos se puede estimar las propiedades físicas y químicas a diferentes rangos de temperatura.

Para el caso de la alimentación a la fraccionadora la caracterización fue obtenida por el método mencionado en la sección 5.2 y la cual se presenta en la Figura 4.

Adicional a la carga de gasóleos se recabaron los ensayos y cromatografías de laboratorio de los productos de la planta catalítica para el mes de noviembre, estos ensayos incluyen al aceite cíclico ligero, aceite cíclico pesado, gasolina y el residuo, además se obtuvieron las cromatografías del gas seco, propano-propileno y butano-butileno.

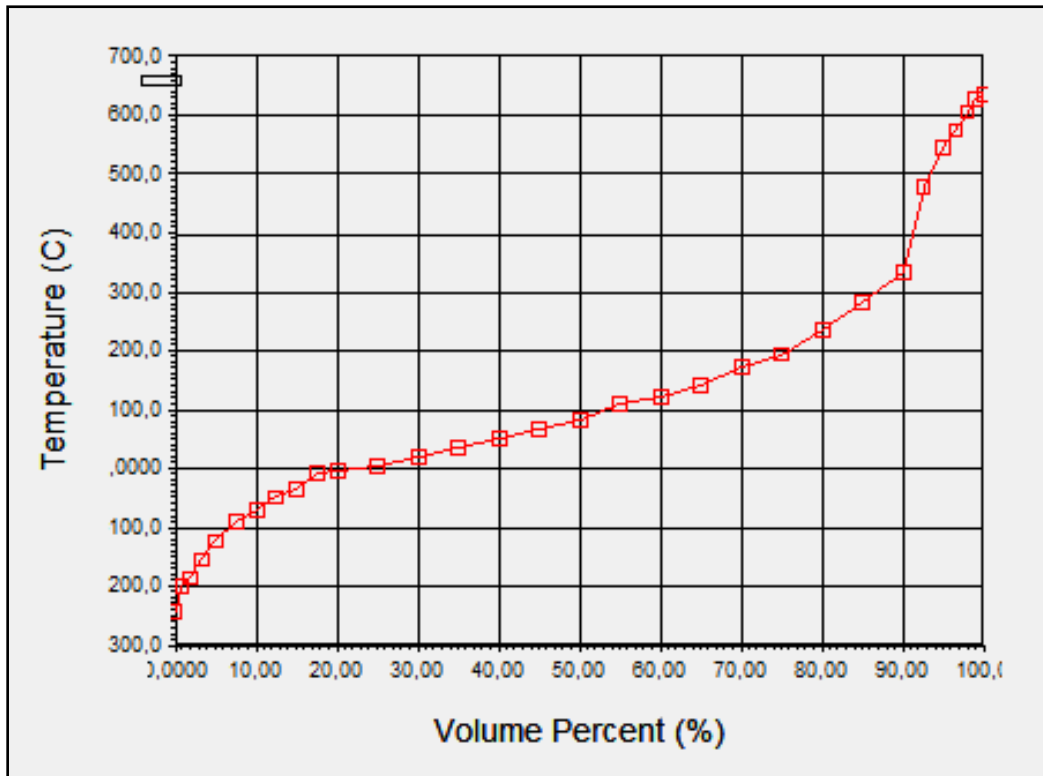


Figura 4 Caracterización de la alimentación a la fraccionadora principal obtenida en el simulador

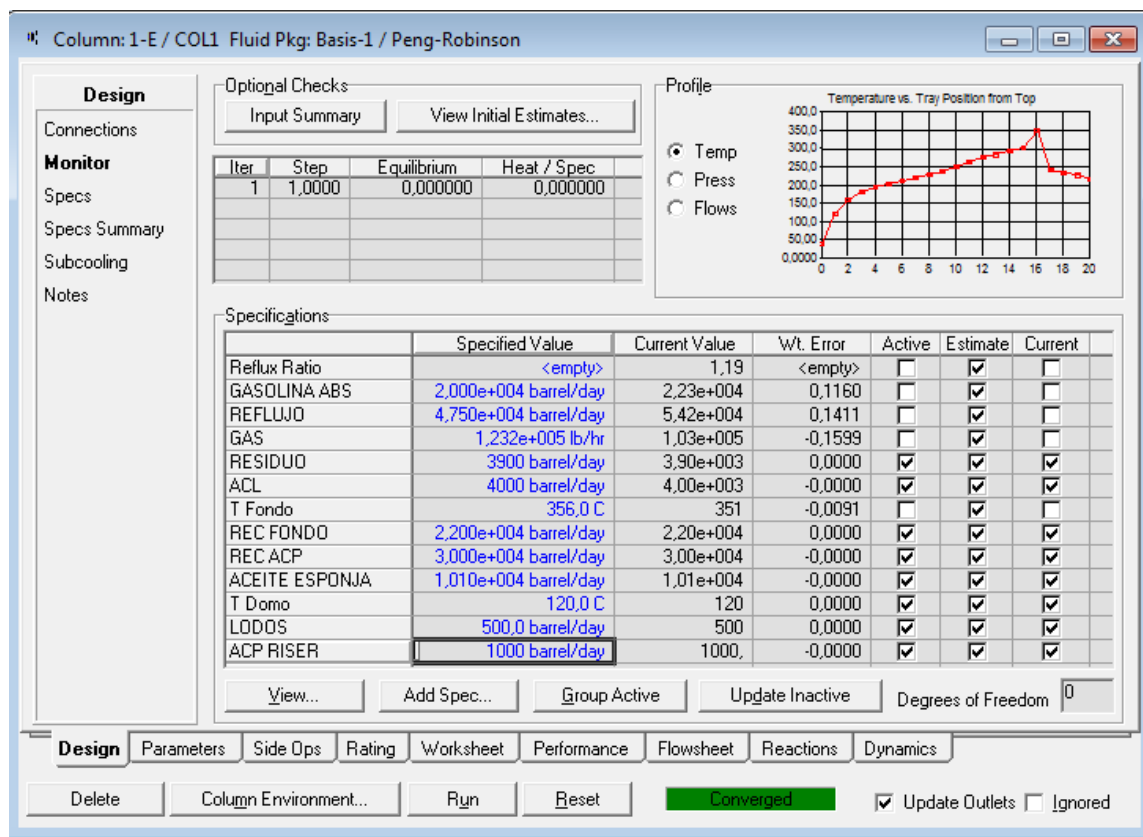
#### 5.4. FRACCIONADORA PRINCIPAL (1-E)

Inicialmente la torre principal estaba constituida por 16 platos de tres pasos, los cuales fueron sustituidos por empaques estructurados de alta eficiencia de manera que ahora la torre tiene cuatro secciones empacadas para la transferencia de calor, una sección de lavado y tres secciones para el fraccionamiento, las secciones son las siguientes:

- Bomba de calor del residuo
- Sección de lavado
- Bomba de calor del aceite cíclico pesado
- Sección de fraccionamiento entre en aceite cíclico pesado (ACP) y el aceite cíclico ligero (ACL)
- Sección de fraccionamiento entre el aceite cíclico ligero y la Nafta
- Condensador



Debido a que en este estudio no se analizará el comportamiento hidráulico de la torre, se consideraron únicamente los 16 platos teóricos de diseño pero con una eficiencia del 60% (R. Smith. Et, all, 2005). Este tipo de torre requiere que se les especifique al menos: número de etapas, flujos de salida lateral, presión del condensador y del fondo, temperatura del domo, plato de alimentación, y que todas las alimentaciones estén completamente definidas. En la Figura 5 se muestran los datos utilizados para especificar la fraccionadora, los cuales como se había mencionado anteriormente se tomaron de un promedio ponderado del mes de noviembre.



**Figura 5 Especificación de las condiciones de operación de la fraccionadora principal**

Las bombas de calor se simularon de forma separada de la torre, debido a que estos equipos intercambian calor con el tren de precalentamiento y de manejarse junto con la torre no podríamos utilizarlos para la integración. En la Figura 6 se indica la manera como se simulon las bombas de calor las cuales son la del residuo y la del aceite cíclico pesado.

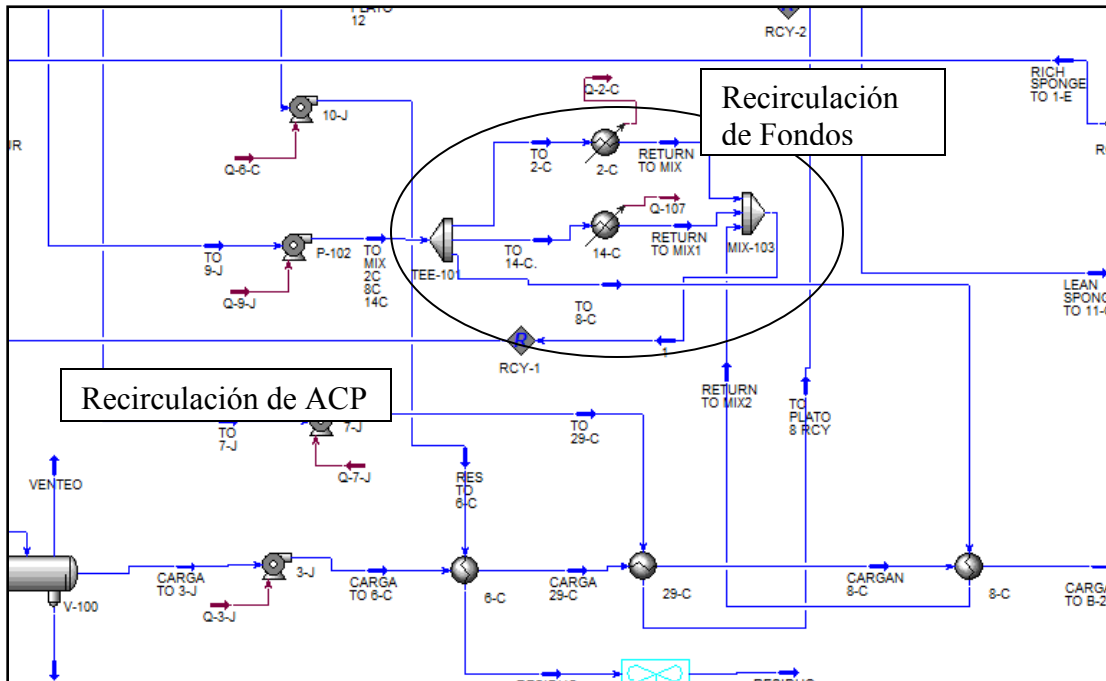


Figura 6 Esquema de la simulación de las bombas de calor

### 5.5. ABSORBEDOR-AGOTADOR (3-E)

El equipo 3-E fue simulado como dos equipos separados, por una parte el agotador y por otra el absorbedor, como se muestra en la Figura 7. Para la simulación de la torre de absorción se consideraron 24 platos teóricos con una eficiencia de 80% y 20 platos para la torre de agotamiento, considerando la misma eficiencia. Para el modelado de la columna de absorción solo se requiere el número de platos y la presión de operación, para la columna de agotamiento además de esto se requiere la temperatura ya sea del domo o del fondo.

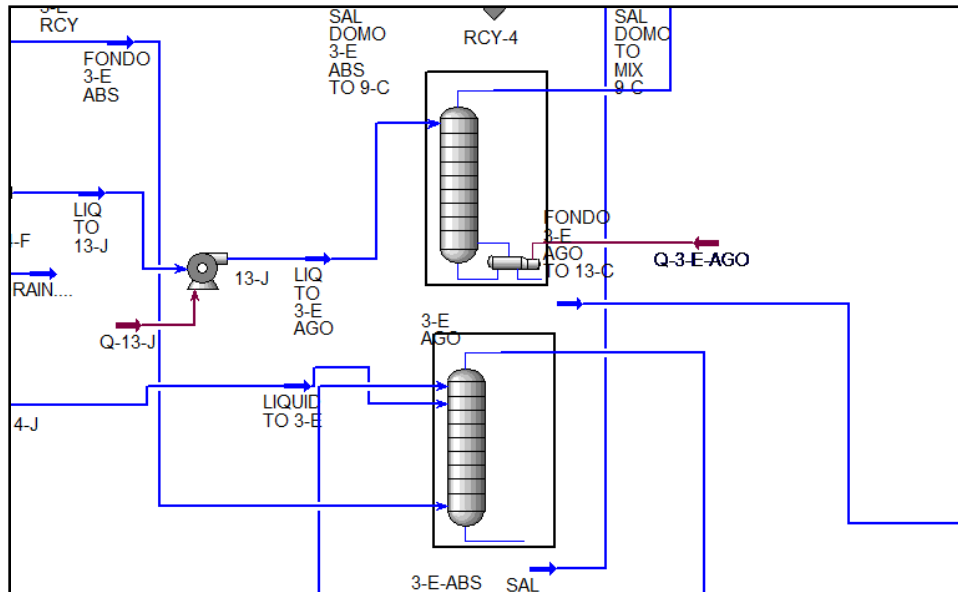


Figura 7 Esquema de simulación del absorbedor-agotador

En la Figura 8 se presentan la información requerida para la simulación de la torre de agotamiento, como se puede observar la cantidad de información requerida por una torre de absorción es mucho menor en comparación con la fraccionadora.

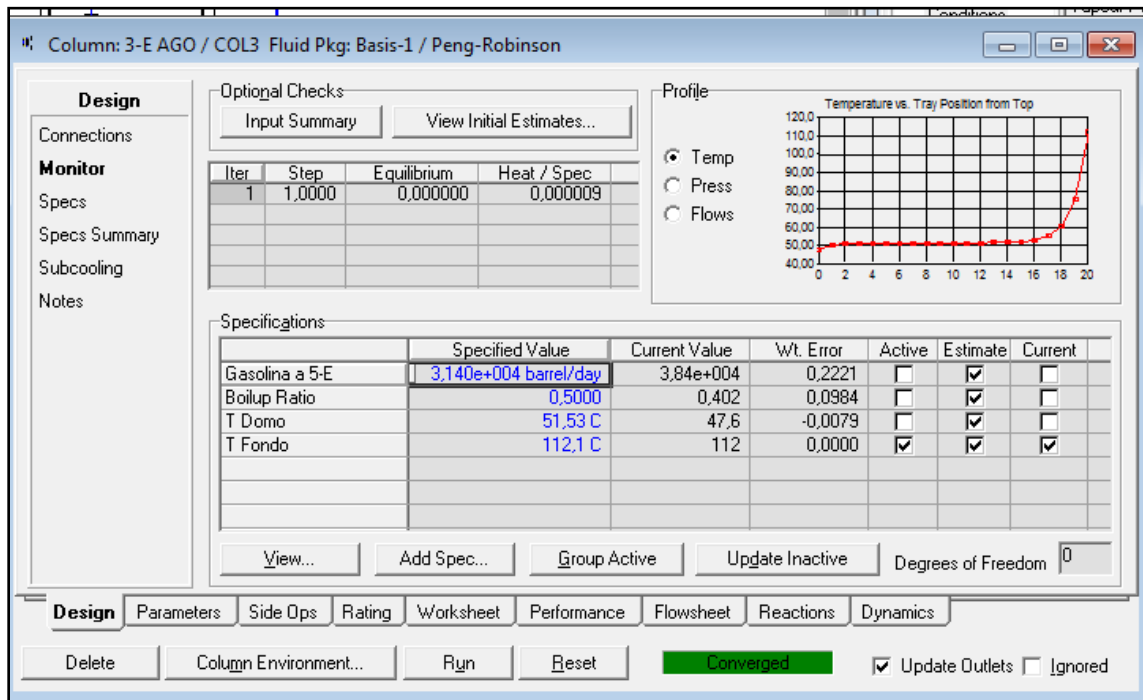


Figura 8 Especificación de las condiciones de operación de la columna de absorción

## 5.6. ABSORBEDOR SECUNDARIO (4-E)

El equipo de absorción secundario al igual que el absorbedor primario solamente requiere la presión de operación y el número de platos, este se simulo con 17 platos teóricos y una eficiencia en la separación de 85%.

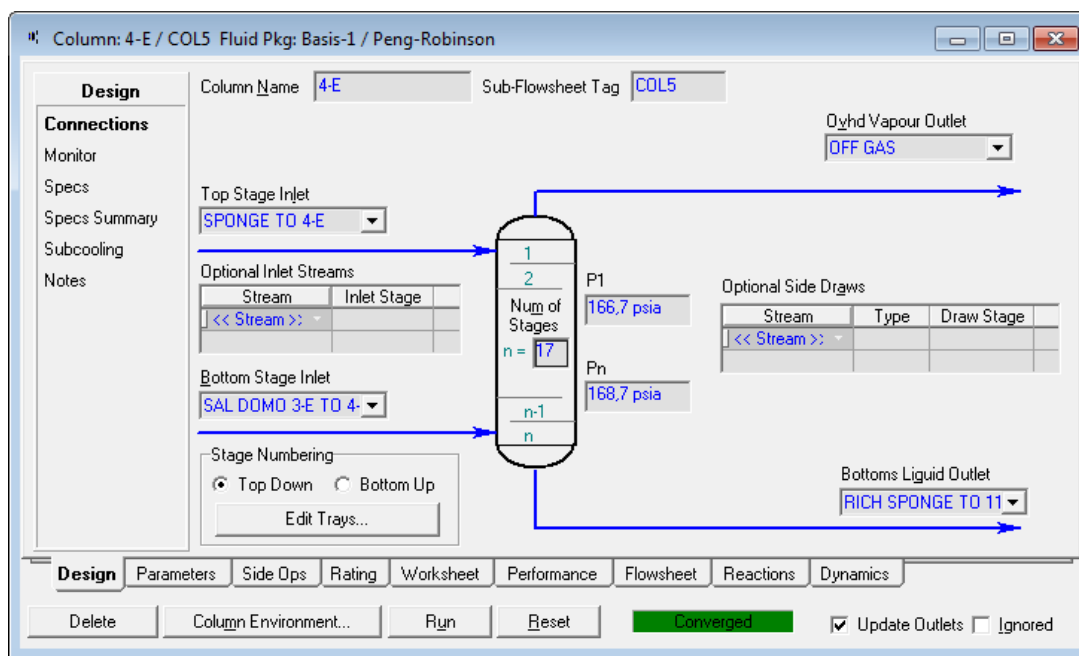


Figura 9 Especificación de las condiciones de operación de la columna de absorción secundaria

## 5.7. DEBUTANIZADORA (5-E) Y DEPROPANIZADORA (6-E)

Estas dos columnas se simularon con rehervidor y condensador, por lo que fue necesario especificar el número de platos, el plato de alimentación, presión de operación, temperatura del domo y el flujo de alguna de las corrientes de salida. La eficiencia utilizada para los platos teóricos fue de 80%. En la Figura 10 se muestra el esquema de simulación para la torre debutanizadora y depropanizadora, así como las especificaciones de estas dos en la Figura 11.

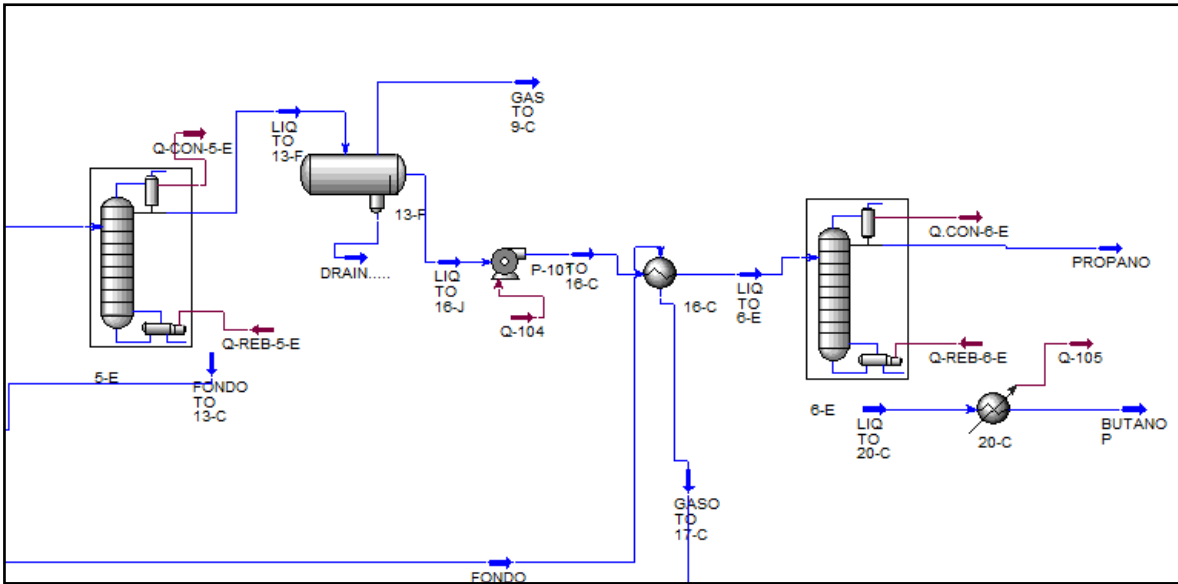


Figura 10 Esquema de simulación de las columnas debutanizadora y depropanizadora

Specifications						
	Specified Value	Current Value	Wt. Error	Active	Estimate	Current
Reflux Ratio	<empty>	1,73	<empty>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Distillate Rate	<empty>	1,18e+003	<empty>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Reflux Rate	1,226e+004 barrel/day	1,23e+004	-0,0000	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
Btms Prod Rate	<empty>	3,44e+003	<empty>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
T Domo	26,94 C	26,9	-0,0000	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
T Fondo	157,6 C	163	0,0111	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>

View... Add Spec... Group Active Update Inactive Degrees of Freedom 0

rs Side Ops Rating Worksheet Performance Flowsheet Reactions Dynamics

olumn Environment... Run Reset Converged  Update Outlets  Ignored

Specifications						
	Specified Value	Current Value	Wt. Error	Active	Estimate	Current
Reflux Ratio	<empty>	2,48	<empty>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Distillate Rate	<empty>	2,90e+003	<empty>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Reflux Rate	7202 barrel/day	7,20e+003	0,0000	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
Btms Prod Rate	<empty>	664	<empty>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
T FONDO	92,50 C	92,5	0,0000	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
T DOMO	38,30 C	30,4	-0,0157	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
T COND	24,80 C	19,9	-0,0099	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>

View... Add Spec... Group Active Update Inactive Degrees of Freedom 0

ers Side Ops Rating Worksheet Performance Flowsheet Reactions Dynamics

Column Environment... Run Reset Converged  Update Outlets  Ignored

Figura 11 Especificaciones para la torre debutanizadora y depropanizadora

En la Figura 12 se muestra el diagrama de simulación completo de la planta catalítica.

5.8. DIAGRAMA DE SIMULACIÓN DE LA PLANTA CATALÍTICA

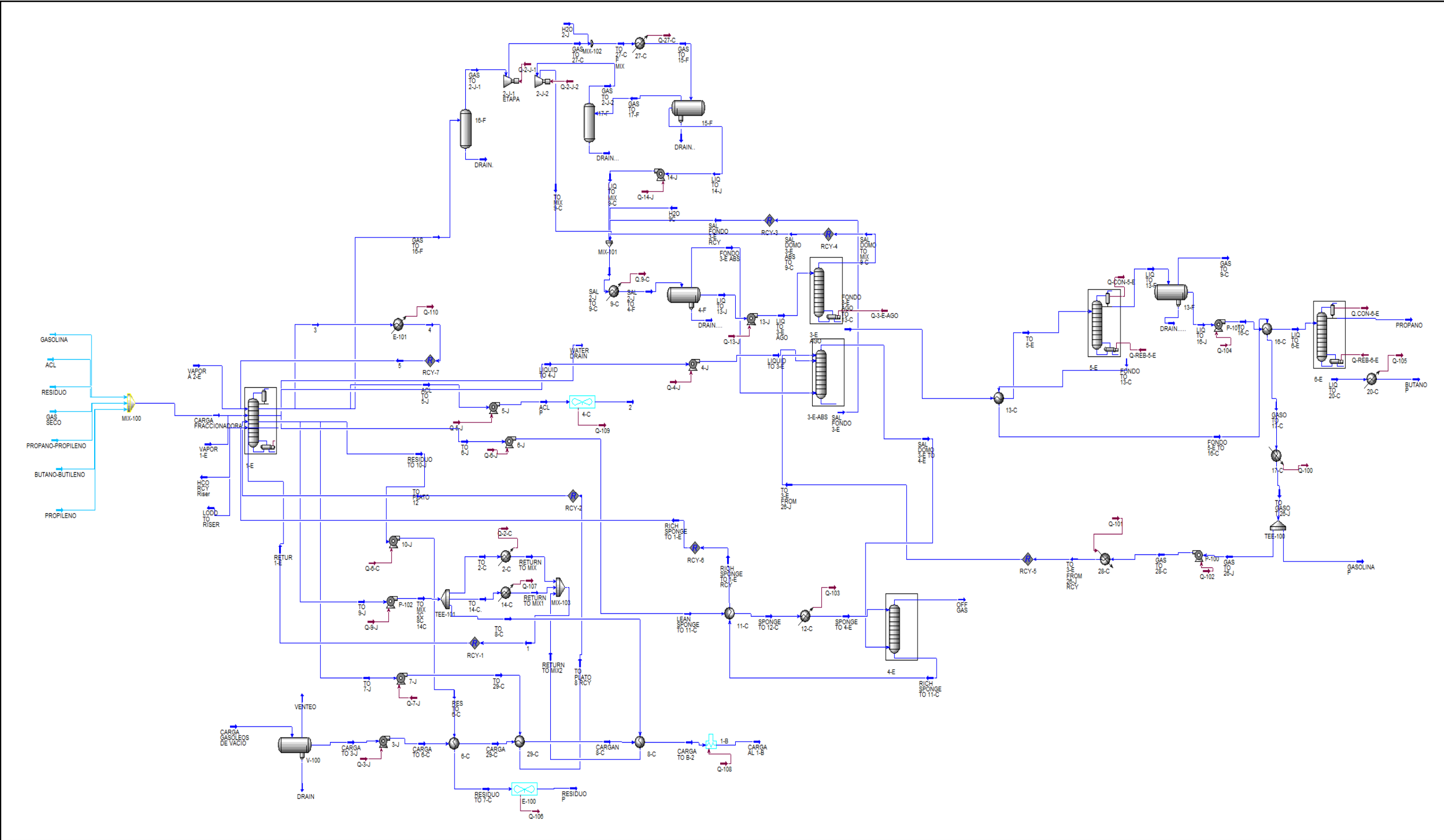


Figura 12 Diagrama de simulación

## 5.9. RESULTADOS OBTENIDOS DE LA SIMULACIÓN

Una vez realizada la simulación es necesario determinar si los resultados son confiables para su análisis, por lo cual se compararon las curvas TBP y los datos cromatograficos de los productos con los datos proporcionados por el laboratorio de la refinería, así como los rendimientos y las condiciones de operación de los equipos.

Al comparar los resultados obtenidos en la simulación con la información obtenida de la planta se puede determinar que el rendimiento de los productos se encuentran dentro del rango de operación aceptable. En la Tabla 2 se presentan la comparación de los rendimientos de la simulación y los datos recabados.

**Tabla 2 Comparación de los rendimiento de los productos**

TAG	DESCRIPCIÓN	UNIDAD	VALOR (PONDERADO MES NOVIEMBRE 2009)	VALOR (SIMULACIÓN)	Error (%)
FI-75.PV	GASOLINA	BPD	22,524.36	24,268.14	7.7%
FIC-49.SP	ACL	BPD	4,273.68	3,999.96	6.4%
FI-51.PV	RESIDUO CAT	BPD	3,757.79	3900.0	3.7%
FI-73.PV	PROPANO-P	BPD	2,724.59	2,903.68	6.5%
FI-74.PV	BUTANO-B	BPD	4,670.37	4,491.55	3.8%

De igual manera se compararon los parámetros más importantes de los equipos involucrados en el proceso y de las corrientes involucradas en la red de calor, como son flujos, temperaturas y presiones, cabe aclarar que se compararon los datos de la información con que se contaba ya que para algunos equipos era limitada debido a que no contaban con mucho monitoreo a través del panel de control distribuido, los datos comparativos se presentan en Tabla 3.

**Tabla 3 Resultado de la evaluación a la planta catalítica con datos del mes de noviembre del 2009**

TAG	DESCRIPCIÓN	UNIDAD	VALOR (PONDERADO MES NOVIEMBRE 2009)	VALOR (SIMULACIÓN)	Error (%)
TI-1-39.PV	DOMO FRAC	°C	120.8769	120	0.73075
TI-1-40.PV	TEMP 3F	°C	47.6129	47	1.30404255
TI-1-31.PV	FONDO DE 1E	°C	362.7242	356.236	1.8213207
TI-1-34.PV	SALIDA ACP	°C	308.0035	302.8257	1.70982846
TI-1-36.PV	ACL AL AGOT	°C	236.6661	228.653	3.50448059
PIC-13.SP	P FONDO 1-E	kg/cm2	1.4836	1.5008	1.14605544
FIC-42.SP	REFLUJO 1E	BPD	49045.36	54204.85	9.5185025
TI-1-46.PV	FONDO 3E AGO	°C	112.1195	112.118	0.00133788
TI-1-48.PV	VAPOR 3E AG	°C	51.5246	48.0023	7.3377734
FIC-52.SP	FONDO 3E AGO	BPD	33973.47	38372.97	11.4651016
TI-1-49.PV	FONDO 3E ABS	°C	56.9907	50.4538	12.9562094
TI-1-50.PV	VAPOR 3E ABS	°C	47.6129	42.2586	12.6703204
TI-1-77.PV	GNA FRIA 3E	°C	32.017	31.6	1.31962025
TI-1-53.PV	FONDO ABS 4E	°C	55.6192	49.1832	13.0857691
TI-1-54.PV	SAL DOMO 4E	°C	45.2476	44.1381	2.51370131
TI-1-55.PV	AC ESP A 4E	°C	41.0684	40	2.671
TI-1-56.PV	CARGA A 5E	°C	119.2782	119.9	0.51859883
TI-1-57.PV	FONDO 5E	°C	156.399	162.4448	3.72175656
TI-1-59.PV	DOMO 5E	°C	52.3275	53.27	1.76928853
PIC-17.SP	PRESION 5E	kg/cm2	9.4445	9.9132	4.72803938
FIC-68.SP	REF DEBUT 5E	BPD	12505.44	12262.86	1.97816823
TI-1-60.PV	ACUM 5F	°C	26.7729	26.9391	0.61694711
FIC-69.SP	CARGA A 6E	BPD	7002.15	7094.76	1.30532957
TI-1-62.PV	CARGA A 6E	°C	66.2479	65	1.91984615
PIC-19.SP	PRES DE 13F	kg/cm2	10	9.03444867	10.6874406
TI-1-63.PV	FONDO DE 6E	°C	90.721	97.4336	6.88940981
TI-1-64.PV	PLATO 22 6E	°C	69.2825	74.0162	6.3954918
TI-1-66.PV	DOMO 6E	°C	39.7939	39.74	0.13563161
TI-1-67.PV	ACUM 6F	°C	31.7881	30.6123	3.84093975
PIC-20.SP	PRES DEP 6E	kg/cm2	15.7327512	16.8736749	6.76156029

Como se puede ver los valores obtenidos son bastante congruentes con los observados en la planta. Igualmente se compararon las curvas TBP de los productos ACL, Gasolina y Residuo, con estos resultados se pudo observar que el comportamiento es muy parecido y no se encontró una diferencia mayor de 12°C, lo cual nos da una buena representación de



los datos obtenidos de laboratorio. Para los productos Propano y Butanos las comparaciones se realizaron con las cromatografías de laboratorio.

### 5.10. PRODUCTO-ACL

En la Figura 13 se presentan las curvas de destilación del aceite cíclico ligero obtenidas de la simulación y del laboratorio, se puede observar que el simulador predice de manera muy aceptable los datos de laboratorio y se encuentra un error máximo de 3.3%. En la Tabla 4 se presentan las diferencias entre estas dos curvas.

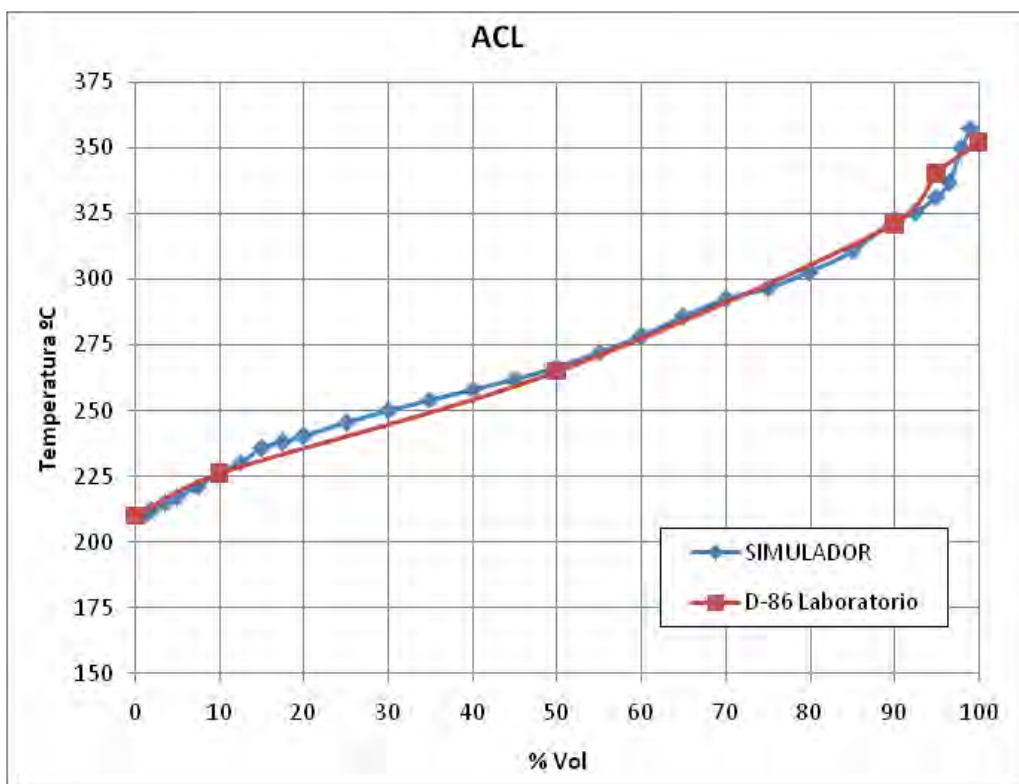


Figura 13 Comparación de ensayos D-1160 entre simulador y laboratorio para el corte de ACL.

Tabla 4 Cálculo del porcentaje de error para el corte de ACL

% Vol	Laboratorio (°C)	Simulación (°C)	%Error	Diferencia (°C)
0	210	209	0.4785	1
10	226	227	0.4403	1
50	265	267	0.6342	2
90	321	323	0.5091	2
95	340	331	2.5300	9
100	352	364	3.3074	12

### 5.11. PRODUCTO-GASOLINA

La Figura 14 muestra la curva de destilación de este producto, en el cual podemos apreciar que su comportamiento es semejante pero a diferencia del ACL encontramos que las diferencias son un poco mayores, dando como máximo 8.5% de error. En la Tabla 5 se presenta el porcentaje de error.

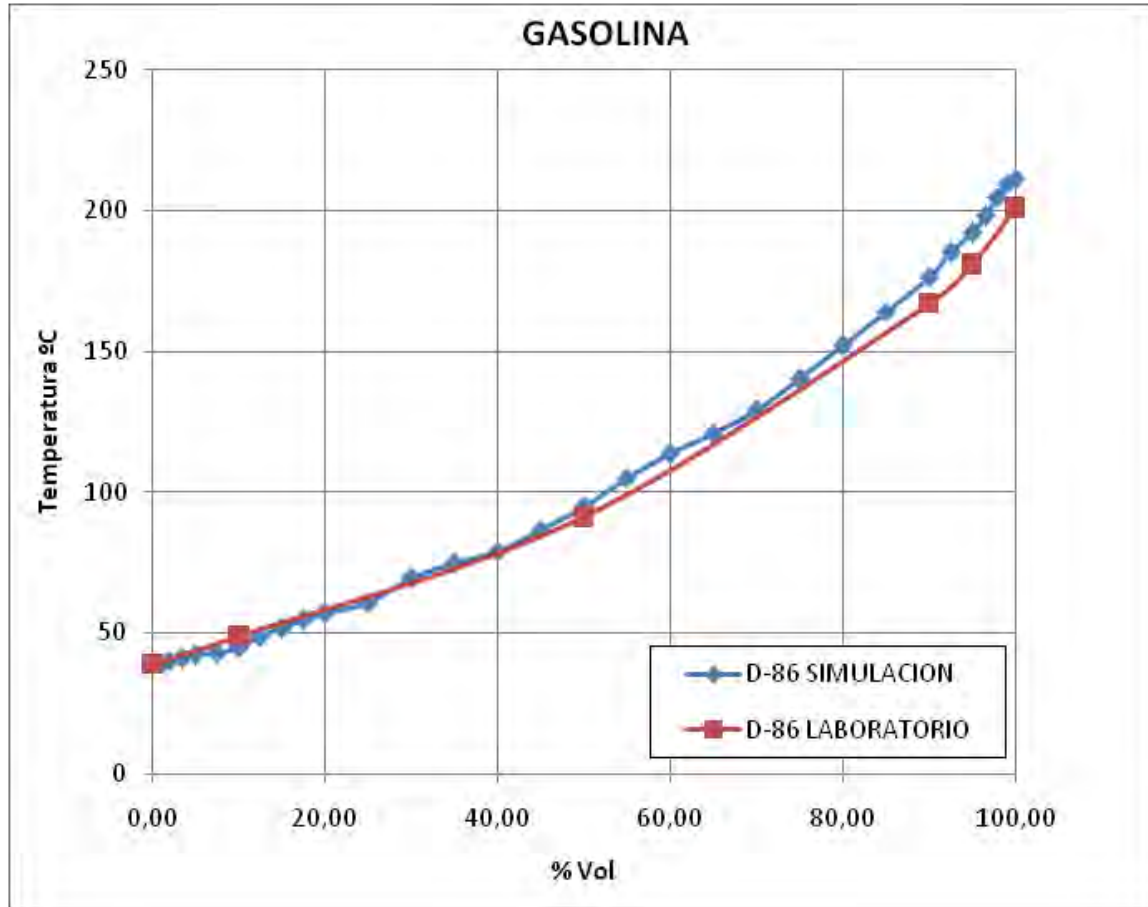


Figura 14 Comparación de ensayos D-1160 entre simulador y laboratorio para el corte de gasolina.

Tabla 5 Calculo del porcentaje de error para el corte de gasolina.

% Vol	Laboratorio (°C)	Simulación (°C)	%Error	DIFERENCIA (°C)
0	39	38.5	1.28	0.50
10	49	44.84	8.48	4.15
50	91	94.58	3.94	3.58
90	167	176.25	5.38	3.0
95	181	192.01	6.07	11.0
100	201	211.2	4.97	10.0

## 5.12. PRODUCTO-RESIDUO

La Figura 15 presenta el comportamiento del residuo de desintegración de la fraccionadora y en la Tabla 6 el porcentaje de error.

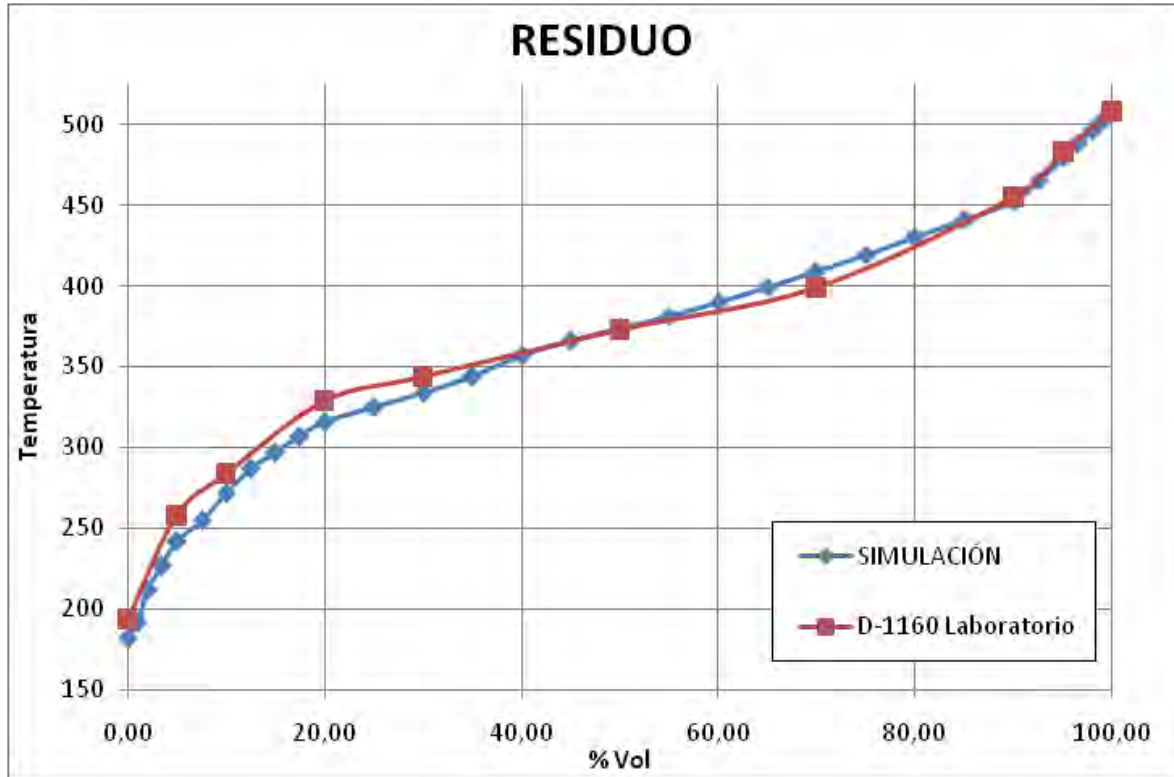


Figura 15 Comparación de ensayos D-1160 entre simulador y laboratorio para el corte de residuo.

Tabla 6 Calculo del porcentaje de error para el corte de residuo.

% Vol	Laboratorio (°C)	Simulación (°C)	%Error	Diferencia (°C)
0	194	190.02	6.1856	4.00
5	258	250.23	6.2016	8.00
10	284	280.54	4.2254	4.00
20	329	324.03	3.9514	5.00
30	344	342.1	2.9070	2.00
50	373	373.73	0.1961	0.73
70	399	409.19	2.5557	10.19
90	455	452.39	0.5726	2.60
95	483	479.36	3.6605	3.63
100	508	507.37	0.1236	0.62

### 5.13. PRODUCTO-PROPANOS Y BUTANOS

Para los productos de la depropanizadora se obtuvieron los resultados mostrados en la Tabla 7. Los datos del producto propano-propileno fueron tomados del domo de la columna y los de butano-butileno de los fondos, y estos se compararon con los respectivos datos de laboratorio para el mes de noviembre.

**Tabla 7 Resultados de los productos de la torre depropanizadora**

PROPANO-PROPILENO			BUTANO-BUTILENO		
COMPUESTO	%MOL SIMULACIÓN	%MOL LABORATORIO	COMPUESTO	%MOL SIMULACIÓN	%MOL LABORATORIO
ETHANE	0.09701	0	ETHANE	0.000001	0
PROPANE	0.281053	0.251	PROPANE	0.021827	0.02
PROPILENE	0.621442	0.688	PROPILENE	0.069253	0.02
I-BUTANE	0.000009	0.05	I-BUTANE	0.246946	0.305
N-BUTANE	0.000000	0.001	N-BUTANE	0.062495	0.105
1-BUTENE	0.000004	0.01	1-BUTENE	0.081552	0.105
I-BUTENE	0.000007	0	I-BUTENE	0.076083	0.10
TRS-BUTENE	0.000000	0	TRS-BUTENE	0.068226	0.095
CIS2-BUTENE	0.000000	0	CIS2-BUTENE	0.040662	0.05
ACETYLENE	0.000001	0	ACETYLENE	0.210209	0.198
IPENTANE	0.000000	0	IPENTANE	0.000007	.001
N-PENTANE	0.000000	0	N-PENTANE	0.000000	.001
1-3-BUTADIENE	0.000000	0	1-3-BUTADIENE	0.001180	0

#### 5.14. PRODUCTO-GAS SECO

Los datos del gas seco de desintegración catalítica se tomaron del domo del absorbedor secundario (4-E), antes de pasar a la sección de tratamiento con DEA, en la Tabla 8 se muestra los resultados para este producto.

**Tabla 8 Resultados del producto gas seco**

GAS SECO		
COMPUESTO	%MOL SIMULACIÓN	%MOL LABORATORIO
H2	0.192	0.154
N2	0.126	0.101
CO2	0.015	0.012
CO	0.0321	0.026
METHANE	0.3710	0.297
ETHANE	0.233	0.312
PROPANE	0.0019	0.015
PROPILENE	0.0142	0.064
I-BUTANE	0.0006	0.007
N-BUTANE	0.0	0.001
1-BUTENE	0.0	0.003

En general los resultados obtenidos en la simulación son satisfactorios con respecto a la información actual del proceso, de esta manera la simulación representa de manera confiable la operación de la planta y los resultados pueden ser tomados para el estudio de la red de calor.

Los resultados de la simulación se presentan en el anexo E.

## CAPITULO 6

### 6. SIMULACIÓN DE LA RED DE INTERCAMBIO DE CALOR

#### 6.1. RED DE INTERCAMBIO ACTUAL

La planta cuenta con un tren de precalentamiento que toma la carga a la temperatura de 91°C de los tanques de almacenamiento y la eleva hasta 262°C a la entrada del reactor. Este tren cuenta con 4 equipos, de los cuales tres son intercambiadores proceso-proceso y uno es un horno, adicional al tren de precalentamiento se pueden distinguir en la planta varios enfriadores e intercambiadores de los cuales resaltan dos secciones, estas son el circuito de gasolina y el circuito de aceite esponja los cuales involucran intercambiadores proceso-proceso y equipos de enfriamiento con agua y aire. En la Tabla 1 se presentan los equipos considerados para el estudio de la red de calor.

**Tabla 1 Intercambiadores involucrados (proceso-proceso P-P, enfriamiento E, calentamiento C).**

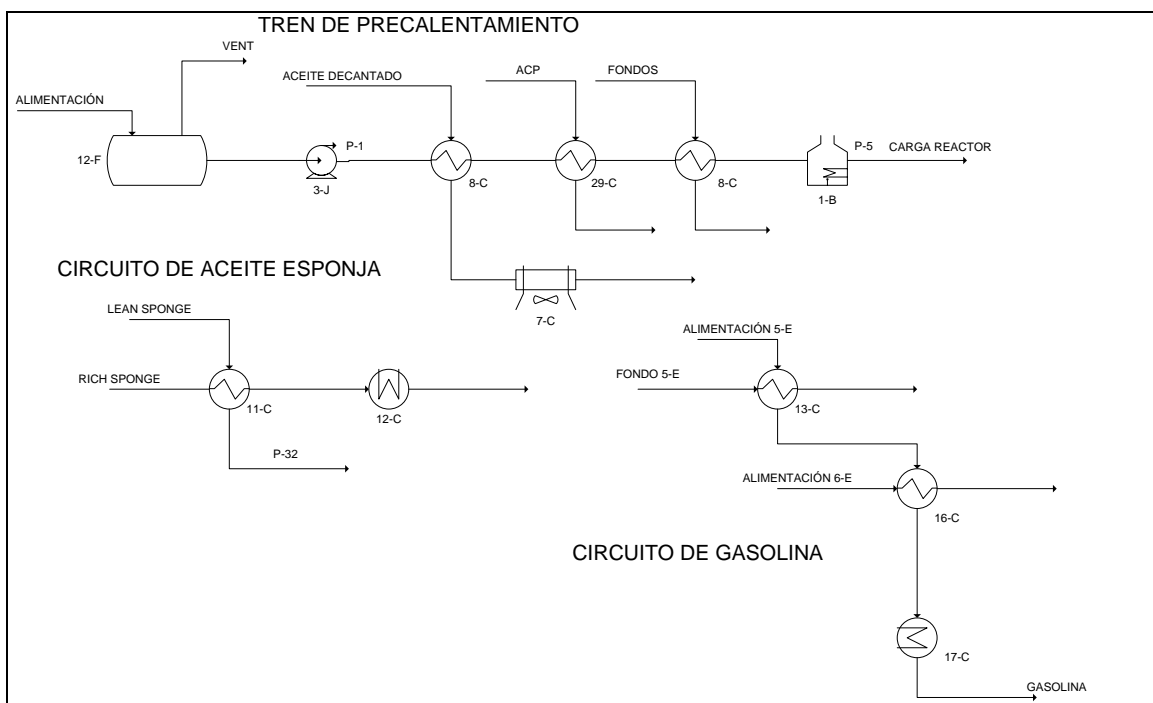
EQUIPO	TIPO	LADO TUBO	LADO CORAZA
13-C	P-P	Carga torre debutanizadora	Fondos torre debutanizadora
8-C	P-P	Recirculación fondos fraccionadora	Carga Gasóleos de vacío
14-C	P-P	Recirculación fondos fraccionadora	Rehervidor torre debutanizadora
11-C	P-P	Aceite Esponja pobre	Aceite Esponja rica
29-C	P-P	ACP	Carga Gasóleos de vacío
6-C	P-P	Residuo	Carga Gasóleos de vacío
16-C	P-P	Fondos torre debutanizadora	Carga torre depropanizadora
17-C	E	Gasolina	Agua de Enfriamiento
27-C	E	Gas seco del primer paso del compresor	Agua de Enfriamiento
12-C	E	Aceite Esponja pobre	Agua de Enfriamiento
7-C	E	Residuo	Aire
9-C	E	Condensado de alta presión	Agua de Enfriamiento
1-C	E	Gas del domo de la fraccionadora	Agua de Enfriamiento
4-C	E	ACL	Aire
1-B	C	Horno (Gas de combustión)	
10-C	C	Vapor de baja	Rehervidor torre de agotamiento
18-C	C	Vapor de baja	Rehervidor torre de debutanizadora

Esta información se obtuvo principalmente del diagrama de flujo de proceso en el cual se indican las unidades de intercambio de calor, ya sea proceso-proceso o de servicios auxiliares. En total se consideraron 7 intercambiadores de proceso, 7 enfriadores y 1 horno. La información de las corrientes fue tomada de la simulación realizada anteriormente en el simulador Aspen-Hysys las cuales fueron exportadas al simulador Aspen Energy Analyzer con el fin de tener valores más adecuados del coeficiente calorífico (Cp) para los diferentes rangos que pudieran presentarse ya que estos dependen de la temperatura y puede haber más de dos valores para una sola corriente debido al amplio rango de temperaturas. En la Tabla 2 se presentan las corrientes consideradas para el análisis y en las cuales se puede ver que algunas presentan intervalos de temperatura debido al cambio de Cp.

**Tabla 2 Corrientes consideradas para la integración.**

CORRIENTE	TIPO	T <sub>s</sub> (°C)	T <sub>m</sub> (°C)	Q (MMBtu/hrs)
1	Caliente	249.40	139.5	15.12
		139.5	40	11.4
2	Fría	126.83	139.6	10.58
		139.6	152.44	8.819
3	Caliente	161.67	99.8	22.75
		99.8	133.91	19.61
4	Caliente	120.02	98.2	37.49
		98.2	37	100
5	Caliente	351.62	280.5	10.58
		280.5	216.16	8.819
6	Caliente	351.62	237.7	7.5
		237.7	65.6	9.74
7	Caliente	351.62	280.4	5.91
		280.4	216	4.92
8	Fría	112.12	119.9	5.51
9	Fría	27.5	50.3	1.44
		50.3	65	4.58
10	Fría	48.59	97	5.727
		97	149.32	6.87
11	Caliente	72	55.9	3.75
		55.9	45.7	3.13
12	Caliente	65.74	54.8	7.35
		54.8	40.4	8.82
13	Fría	98	176.5	40.96
		176.5	234	34.25
14	Caliente	303.13	272	14.84
15	Fría	75	112.1	43.3
16	Caliente	214.8	34.2	8.78

La Figura 1 muestra el diagrama simplificado de la red de calor actual y los equipos involucrados. Cabe mencionar que no todos los equipos de la planta se consideraron para la red de calor, esto debido a que operativamente no podía sufrir modificaciones o no representaban oportunidades de mejora.



**Figura 1** Esquema general de la red calor actual.

## 6.2. DETERMINACIÓN DE LA $\Delta T$ MÍNIMA DEL PROCESO.

La  $\Delta T$  mínima se determinó evaluando todos los intercambiadores proceso-proceso involucrados obteniéndose una  $\Delta T$  de  $34.55^{\circ}\text{C}$ , este valor es el mínimo acercamiento encontrado en la red de calor. En la Tabla 3 se presentan las diferencias de temperatura de cada intercambiador.

**Tabla 3**  $\Delta T_{\min}$  del proceso.

Equipo	$\Delta T$ Corriente caliente ( $^{\circ}\text{C}$ )	$\Delta T$ Corriente fría ( $^{\circ}\text{C}$ )
13-C	41.77	34.55
8-C	181.48	66.63
14-C	199.18	89.32
11-C	100.08	109.17
29-C	153.77	151.09
6-C	230.72	61.05
16-C	81.68	102.73



### 6.3. DETERMINACIÓN DE LOS REQUERIMIENTOS MÍNIMOS

Conocida la  $\Delta T$  del proceso el siguiente paso es determinar por medio de un análisis pinch los requerimientos mínimos de servicios de calentamiento y enfriamiento, para ello se realiza una curva compuesta que involucra las corrientes frías y calientes. En la Figura 2 se muestra la gráfica de las curvas compuestas obtenida en el simulador.

Esta gráfica nos indica los requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento para el caso de estudio y nos dice que tenemos un punto de pliegue (pinch) ubicado en el intervalo 120-85°C, la Tabla 4 indica los valores mínimos de los servicios y los consumos actuales.

**Tabla 4 Requerimientos mínimos y actuales.**

	MÍNIMOS	ACTUALES
CALENTAMIENTO (MMBtu/hrs)	53.44	90.68
ENFRIAMIENTO (MMBtu/hrs)	182.18	238.8

Actualmente se tiene un consumo de servicios de calentamiento de 90.68 MMBtu/hrs lo que equivale a un 62.9% más de los requerimientos mínimos y que representa una muy buena oportunidad de mejora. El consumo de servicios de enfriamiento por su parte es de 238.8 MMBtu/hrs que es un 31.1% más de los requerimientos mínimos, aquí se puede observar una oportunidad para reducir la cantidad de agua de servicio. En la Figura 3 se presenta el arreglo actual de la red de intercambio de calor y en la cual se puede apreciar que algunos intercambiadores se encuentran cruzando el pinch, lo cual habría que corregir para obtener un mejor aprovechamiento de las corrientes de proceso. Otra cosa que podemos distinguir del análisis de esta red es que la corriente de ACL no es usada para intercambiar calor y esta llega a su temperatura final solo con servicios de enfriamiento, igual podemos observar otras corrientes desaprovechadas las cuales pueden ser intercambiadas para mejorar el aprovechamiento de la red como son la corriente de residuo de la fraccionadora principal y la corriente de aceite cíclico pesado.

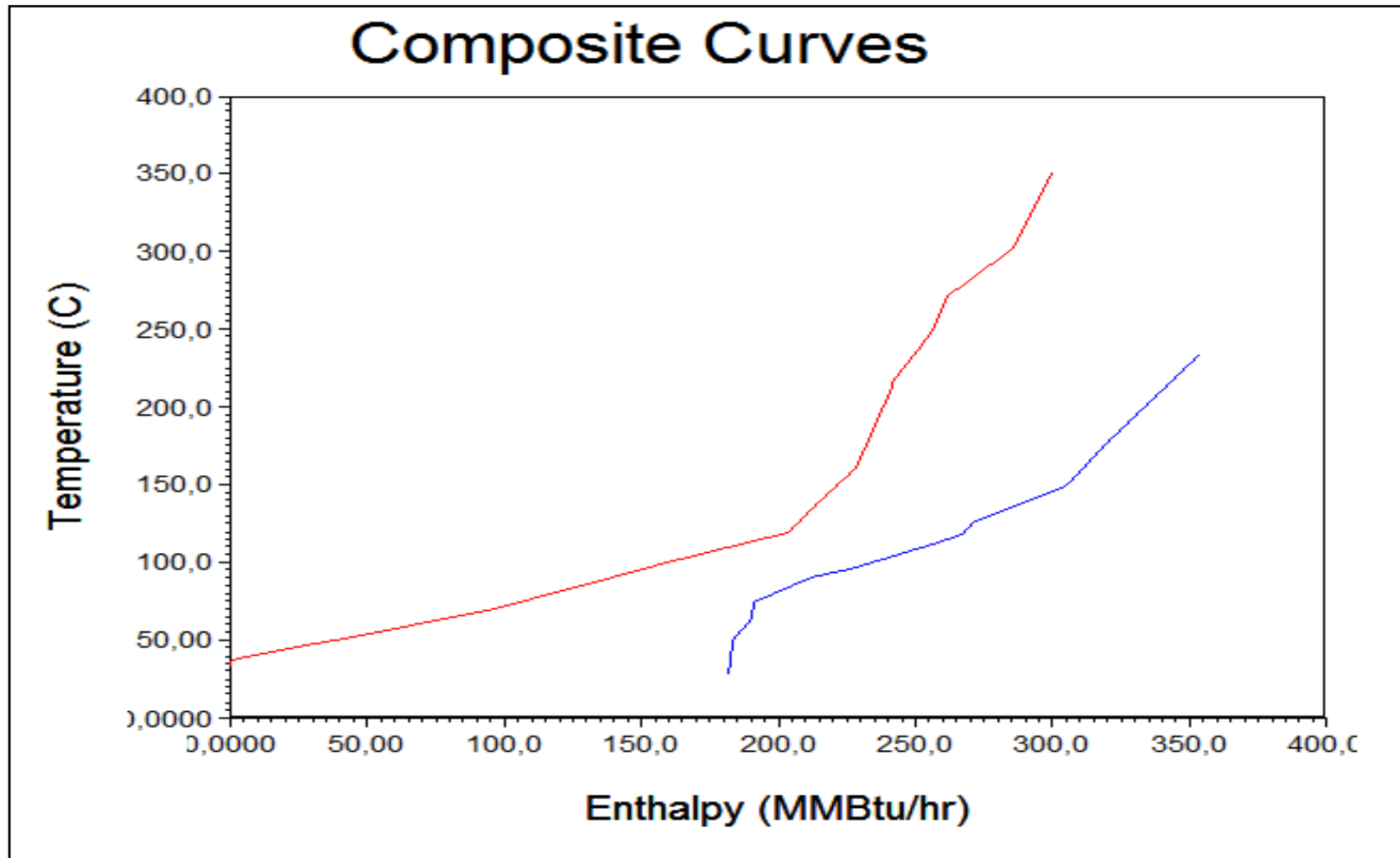


Figura 2 Curva Compuesta

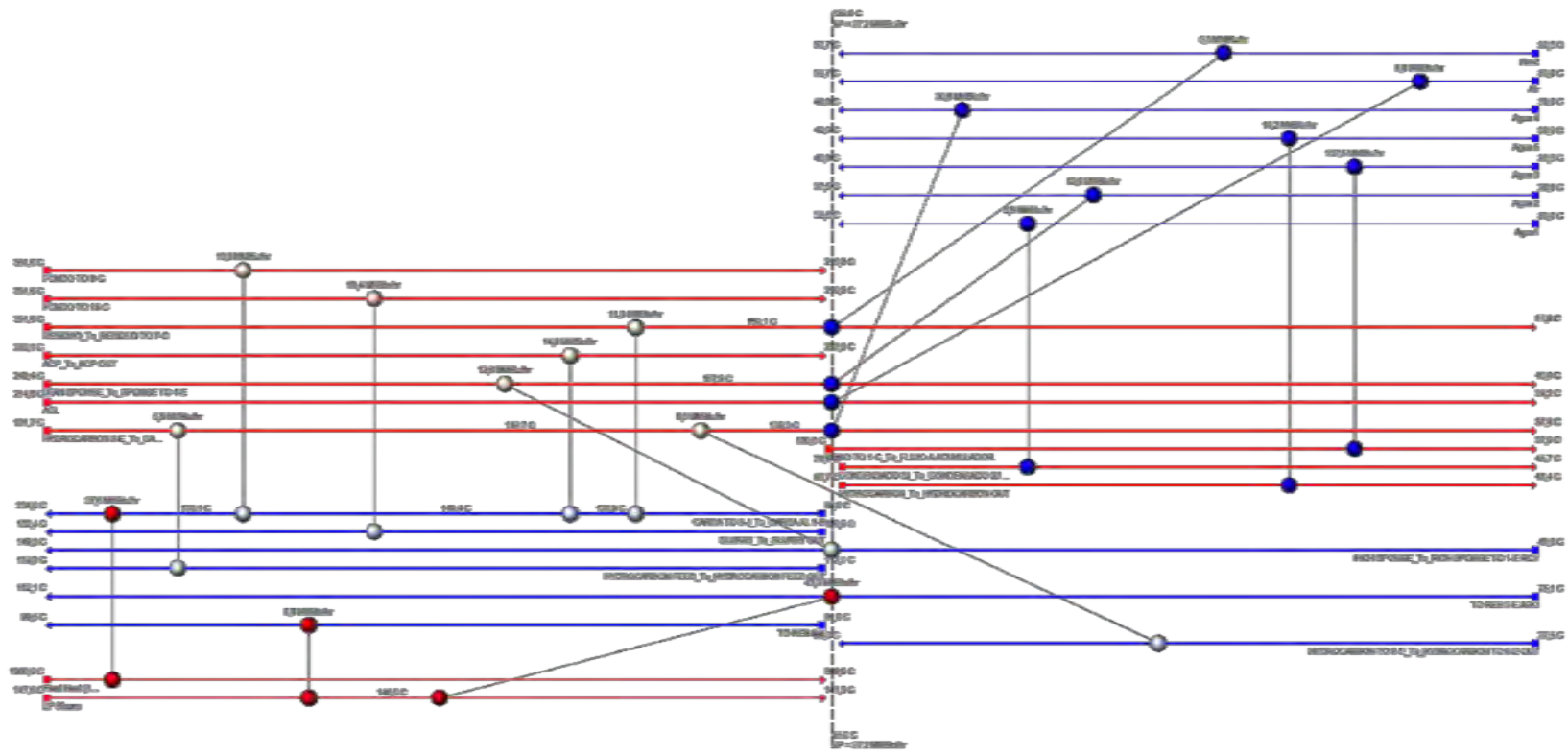


Figura 3 Red de intercambio actual

#### 6.4. CÁLCULO DEL ÁREA DE LOS INTERCAMBIADORES.

Para poder evaluar la red de intercambio de calor es necesario el calcular del área requerida para cada uno de los intercambiadores involucrados tanto en la red existente como para las propuestas, esto nos permitirá conocer el área excedente de estos equipos y si es necesario la adición de nuevas corazas para satisfacer las condiciones de existentes.

Para este propósito se utilizo el simulador Aspen Exchanger Desing que nos permite a partir de las condiciones de operación de las corrientes en un intercambiador y sus propiedades físicas calcular el área requerida. Hay que destacar que el área actualmente instalada fue diseñada para una condiciones de operación tales que pueden estar sobre diseñadas para las nuevas condiciones de operación, es por eso que el objetivo del cálculo del área requerida es observar esta diferencia para la red actual.

Para el caso de las propuestas esta área se vuelve más importante debido a que las modificaciones hechas a la red con el objetivo de mejorar la recuperación de calor pueden ocasionar que las áreas de los equipos existentes no sean lo suficientemente grandes para las nuevas condiciones, requiriendo la adición de nuevas corazas.

Para el caso de los nuevos intercambiadores se utilizo el programa antes mencionado para calcular su área y dimensiones.

En la Figura 4 se presenta la gráfica de área requerida mínima contra el requerimiento mínimo de calentamiento para cada  $\Delta T_{\min}$ , esta área es calculada considerando que ambas curvas compuestas transfieren su calor verticalmente a lo largo de todos los intervalos, la ecuación usada es la siguiente:

$$A_{\min} = \sum_i^{\text{intervalos}} \frac{1}{\Delta TML_i} \left[ \sum_j^{\text{corriente}} \frac{q_i}{h_j} \right]_i$$

Como se puede ver a menores requerimientos de servicios, mayor es la cantidad de área requerida. De igual manera se puede observar la ubicación de la red actual en esta gráfica ya que se conoce el área instalada que es de 6951.7 m<sup>2</sup> y el consumo actual de energía por medio del análisis pinch, esta gráfica nos da además una pauta para realizar las modificaciones a la red de calor, ya que nos dice que para el consumo actual de servicios de

calentamiento requerimos un área menor al que se tiene, la cual podría ser reubicada para mejorar el aprovechamiento de la red, aunque generalmente la adición de área nueva siempre es necesaria debido al sobre diseño de los equipos actuales.

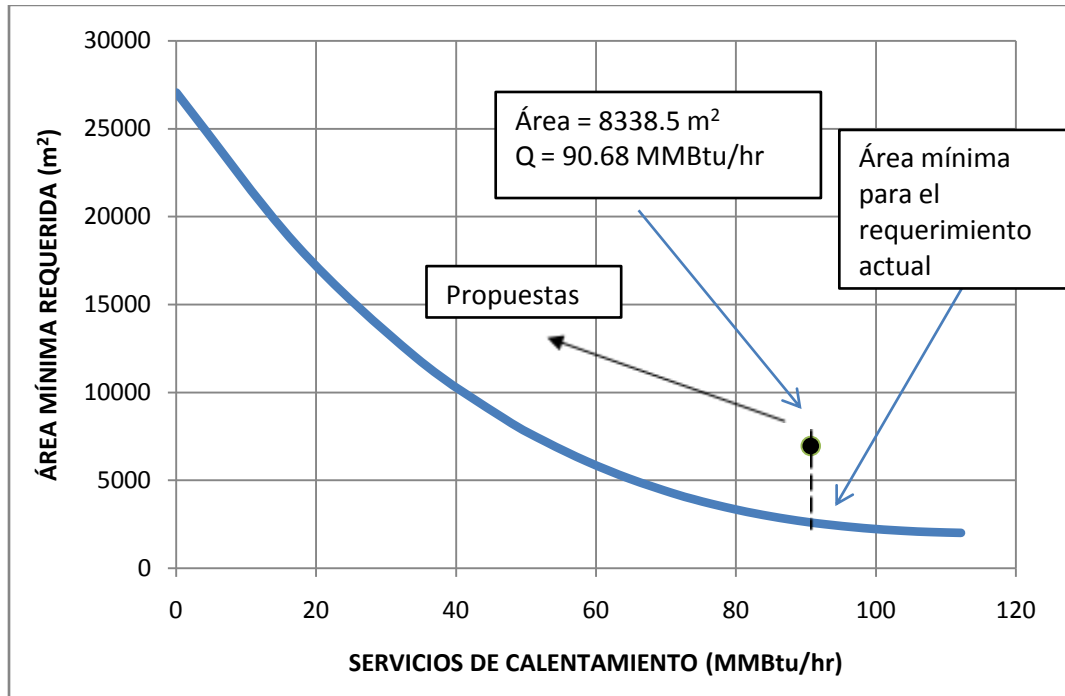


Figura 4 Gráfica de área vs entalpía

### 6.5. CONSUMO DE GAS COMBUSTIBLE Y VAPOR DE CALENTAMIENTO

Se cálculo el consumo de gas combustible y vapor de calentamiento para el caso estudiado correspondiente al mes de noviembre del 2009, esto se hizo para determinar si los consumos de calentamiento simulados corresponden a los utilizados en la planta para ese mes, ya que en planta no se mide la carga de calor de los equipos sino que se mide el consumo del servicio de calentamiento, como es el flujo de gas combustible para el caso del horno y el flujo de vapor para los rehervidores. Por medio de la base de datos de PEMEX Refinación se tiene que el horno de proceso 1-B reporta un consumo promedio de gas de 1545.2 m<sup>3</sup> el cual se obtuvo de la base de datos, además se tiene la carga de calor obtenida en la simulación en MMBtu/hr y esta se convirtió a consumo de gas ya que se conoce el potencial calorífico (11,023.00 cal/gr) y su densidad (0.6 kg/m<sup>3</sup>). Para el caso de vapor se conoce igualmente el consumo promedio de vapor de los rehervidores 10-C y 18-C directamente del panel de control distribuido, que es de 24.88 TPH (toneladas por hora), así como la capacidad calorífica (1 cal/gr°C) y la entalpía de condensación (509.28 cal/gr), por

lo que nuevamente se convirtió la carga de calor de estos dos equipos en flujo de vapor, en la Tabla 5 se presentan los valores actuales y los calculados, y en el Anexo B se presenta la hoja de cálculo completa para todos los casos.

**Tabla 5 Comparación de los consumos de calentamiento reales con la simulación**

TAG (Descripción)	Unidad	VALOR (ponderado mes noviembre 2009)	VALOR (Calculado)	Error
FI-89 (Gas combustible a 2-B)	M <sup>3</sup> /hrs	1,545.24	1,432.53	7.3%
FI-65 y FI-72 (Vapor de baja)	TPH	24.8843	26.2392	5.4%

## 6.6. CONSUMO DE AGUA DE ENFRIAMIENTO.

Para el caso del agua de enfriamiento no se cuenta con información del consumo actual de los equipos, esto debido a la falta de sistemas de medición, por lo que para poder cuantificar este consumo fue necesario tomar datos de las hojas de diseño de los equipos de enfriamiento, los cuales sirvieron para validar el método de cuantificación. Esto se realizó básicamente aplicando un balance de energía en los intercambiadores y comparando los resultados de este balance con los reportados en la hoja de datos, luego se aplicó el mismo cálculo para determinar el consumo del mes de noviembre pero utilizando la carga de calor de los equipos de enfriamiento para el mes de noviembre. En la Tabla 6 se indican los consumos para estos equipos.

**Tabla 6 Comparación de los consumos de enfriamiento de diseño**

Descripción	Unidad	VALOR (Diseño)	VALOR (Calculado para el diseño)	Error	VALOR (calculado para el mes noviembre 2009)
Agua de enfriamiento	GPM	27,402.22	26,676.63	2.3%	19,594.70

Los equipos que utilizan agua como servicio de enfriamiento son los siguientes: 1-C, 9-C, 12-C, 17-C y 27-C. En el Anexo B se presenta con más detalle este cálculo.

Con estos valores se pudo determinar que el consumo de los servicios de calentamiento y enfriamiento observados en la planta son representados en un rango aceptable por la simulación, lo cual nos permite continuar con el desarrollo de las propuestas.

#### **6.7. DESARROLLO DE UNA NUEVA RED DE INTERCAMBIO DE CALOR**

Se realizaron tres propuestas para mejorar el aprovechamiento de la red de calor, en las cuales se pretendió que la mayoría de los equipos no intercambien calor a través del pinch, así como la reducción de los consumos de calentamiento y enfriamiento al mínimo posible, esto mediante la instalación de nuevos equipos de intercambio o la reubicación de los ya existentes considerando el factor económico. Es importante notar que habría que adicionar un intercambiador nuevo por cada equipo que se encuentre intercambiando calor a través de las temperaturas del pinch.

## 6.8. PROPUESTA 1

En la primera propuesta se adicionaron cuatro nuevos equipos y se aumento el área de dos de ellos, esto con el motivo de corregir el intercambio de calor a través del pinch y aprovechar la mayor cantidad de energía disponible a costa de los servicios de calentamiento. Los consumos de servicios alcanzados con esta propuesta se indican en la Tabla 7.

**Tabla 7 Consumos de servicios para la propuesta 1**

	Propuesta	Disminución
Calentamiento (MMBtu/hrs)	66.15	24.52
Enfriamiento (MMBtu/hrs)	219.4	24.5

Con estas modificaciones se lograron corregir 5 de los 7 equipos que intercambian calor a través del pinch. Los cuatro nuevos equipos propuestos son mostrados en la Tabla 8, además debido a las modificaciones hechas a la red es necesario aumentar el área del equipo 6-C (Carga – Residuo) esto se lograra adicionando una coraza del mismo tamaño. En la Figura 5 se muestra como quedaría la red de calor con las modificaciones de esta propuesta.

**Tabla 8 Equipos nuevos requerido para la primera propuesta.**

Intercambiador	Lado Coraza	Lado Tubo	T <sub>s</sub> / T <sub>m</sub> coraza °C	T <sub>s</sub> / T <sub>m</sub> tubos °C	Área nueva (m <sup>2</sup> )	Corazas nuevas
1-N	Carga	Lean Sponge	98/115.3	189.1/120	203.2	1
2-N	Rehervidor 6-E	Gasolina	91/99.3	146.7/120	246.3	1
3-N	Rich Sponge	Lean Sponge	48.6/85.2	120/82.2	164	2
4-N	Carga	ACL	115.5/124.2	214.8/120	240	2
6-C	Carga	Residuo	124.2/149.1	351.6/140	175.8	1



En la Tabla 9 se presenta el área calculada para todos los intercambiadores de la propuesta número 1, en ella se indica el área instalada y la calculada para las nuevas condiciones así como el área necesaria para los nuevos intercambiadores.

**Tabla 9 Evaluación del área de la propuesta número 1**

PROPUESTA 1				
Intercambiador	Área Instalada (m <sup>2</sup> )	Área calculada (m <sup>2</sup> )	Área nueva necesaria	Corazas nuevas necesarias
17-C	535	387.8	0	0
13-C	59	55.9	0	0
27-C	532.6	218.5	0	0
8-C	700.4	692.92	0	0
18-C	59	0	0	0
14-C	350.2	341.19	0	0
10-C	59	50.32	0	0
11-C	350.2	195.2	0	0
29-C	350.2	310.2	0	0
6-C	155.7	175.8	175.8	2
12-C	534	239	0	0
16-C	59	44.4	0	0
9-C	1068	968.5	0	2
1-C	2136	2022	0	0
1-N	-	203.2	203.2	1
2-N	-	246.3	246.3	1
3-N	-	164	164	2
4-N	-	240	240	2

En esta tabla se puede observar que el intercambiador 6-C, debido a las nuevas condiciones propuestas para el caso, requiere de 20 m<sup>2</sup> de área adicional, debido a que en la práctica no es común encontrarnos con intercambiadores interconectados de diferentes dimensiones y en el caso de instalar un intercambiador de las mismas dimensiones al 6-C se estaría desaprovechando una gran cantidad de su área, por estas razones se propone eliminar el equipo ya instalado y sustituirlo por 2 intercambiadores de 87.9 m<sup>2</sup> interconectados para satisfacer el área requerida, la hoja de datos de este intercambiador se presenta en el anexo F.

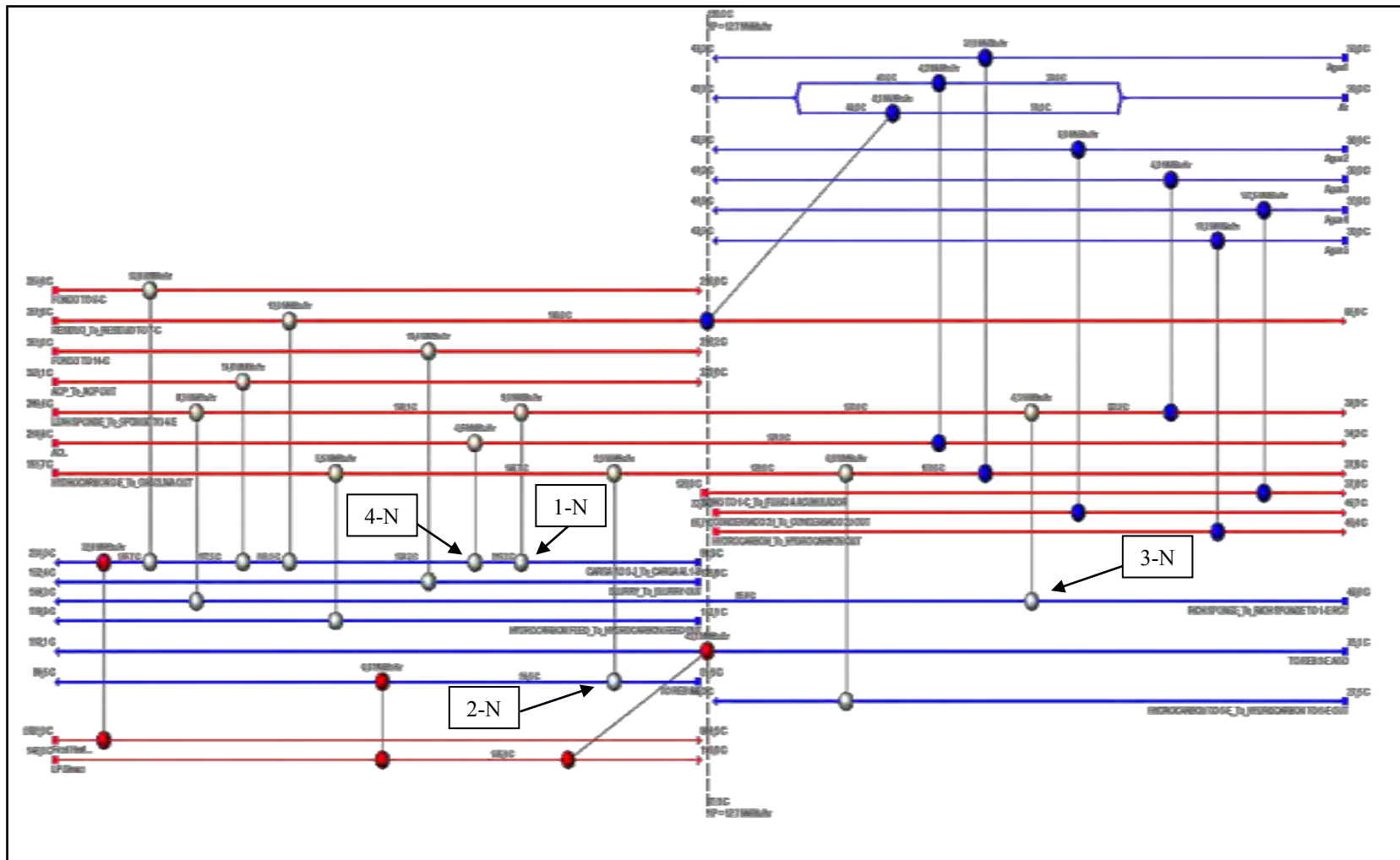


Figura 5 Red de intercambio de la propuesta 1

### 6.8.1. CONSUMO DE SERVICIOS

En la Tabla 10 se indican los consumos de los servicios para la propuesta 1.

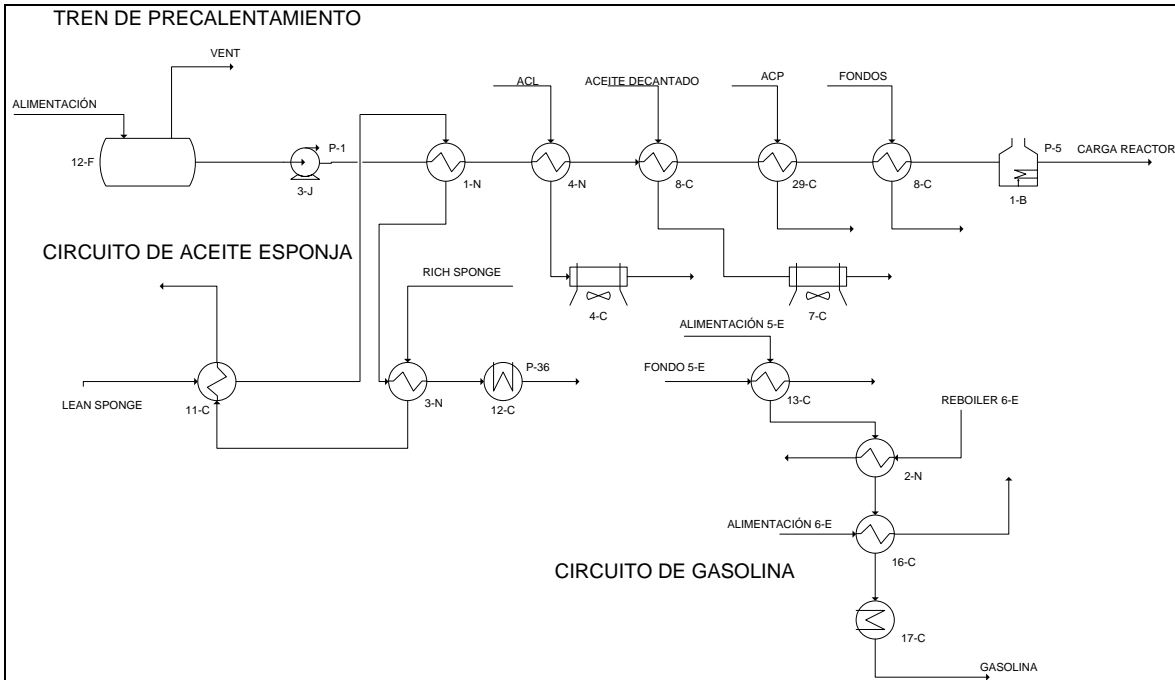
**Tabla 10 Consumo de agua y vapor para la propuesta 1**

	Caso Base	Propuesta 1	Disminución	Ahorro
Agua de enfriamiento (GPM)	21573.56	19594.70	1978.85	9.17%
Vapor de baja (TPH)	26.24	21.4	4.84	18.45%
Gas combustible (m <sup>3</sup> /hrs)	1432.23	871.07	561.45	39.2%

### 6.8.2. ARREGLO DE LA PROPUESTA # 1

En la

Figura 6 se muestra como quedaría la configuración de la propuesta 1 que involucra la adición de 4 nuevos intercambiadores.



**Figura 6 Arreglo de los intercambiadores de la primera propuesta.**

## 6.9. PROPUESTA # 2

En esta segunda propuesta se adicionaron cinco intercambiadores nuevos y el área de dos de ellos aumento. Con esta propuesta se logra alcanzar los requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento aunque como se podrá ver el número de modificaciones es mayor. En la Tabla 11 se presentan resultados de esta propuesta.

**Tabla 11 Consumos de servicios para la propuesta 2**

	Propuesta	Disminución
Calentamiento (MMBtu/hrs)	53.45	37.22
Enfriamiento (MMBtu/hrs)	182.2	37.2

Con esta propuesta se eliminaron todos los equipos que intercambian calor a través del pinch. Los cinco nuevos equipos propuestos son mostrados en la Tabla 8. Al igual que en la propuesta número uno hay que adicionar una coraza para el equipo 6-C (Carga – Residuo). Otra diferencia es la reubicación del intercambiador 16-C el cual será utilizado para calentar el fondo del absorbedor 3-E y reducir la cantidad de vapor utilizado, en la Tabla 13 se indican las nuevas corrientes de esta modificación. La red de intercambio para esta propuesta se muestra en la Figura 7.

**Tabla 12 Equipos nuevos requerido para la segunda propuesta.**

Intercambiador	Lado Coraza	Lado Tubo	T <sub>s</sub> / T <sub>m</sub> coraza °C	T <sub>s</sub> / T <sub>m</sub> tubos °C	Área nueva (m <sup>2</sup> )	Corazas necesarias
1-N	Alimentación 6-E	Gasolina	27/65	86.7/67.67	198.8	2
2-N	Carga	ACL	98/106.8	214.8/120	93.2	1
3-N	Fondo 3-E	Lean Sponge	85/92.7	189.1/120	275.5	1
4-N	Lean Sponge	Rich Sponge	120/82.2	48.6/85	162	1
5-N	Fondo 6-E	Gasolina	91/99.45	146/120	215.6	1
6-C	Carga	Residuo	120.9/98	351.6/159.1	160.5	1

**Tabla 13 Cambio de servicio del equipo 16-C**

Intercambiador	Coraza/Tubo (Caso Base)	Coraza/Tubo (Propuesta 2)	Área nueva (m <sup>2</sup> )	Corazas necesarias
16-C	Alimentación 6-E / Gasolina	Rehervidor 3-E / Gasolina	279.4	3

El intercambiador 16-C originalmente tiene un área de diseño de 59 m<sup>2</sup>, debido al cambio de servicio propuesto para este caso el área requerida aumento a 279.4 m<sup>2</sup> lo que básicamente representa la sustitución de este intercambiador por uno nuevo, en el anexo E se presenta su hoja de diseño. En la Tabla 14 se presenta el comparativo de las áreas de todos los intercambiadores.

**Tabla 14 Evaluación del área de la propuesta número 2**

PROPUESTA 2				
Intercambiador	Área Instalada (m <sup>2</sup> )	Área calculada (m <sup>2</sup> )	Área nueva necesaria	Corazas nuevas necesarias
17-C@Main	535	258.5	0	0
13-C@Main	59	55.9	0	0
27-C@Main	532.6	218.5	0	0
8-C@Main	700.4	693	0	0
18-C	59	0	0	0
14-C@Main	350.2	341.19	0	0
10-C	59	50.32	0	0
11-C@Main	350.2	195.2	0	0
29-C@Main	350.2	305.2	0	0
6-C@Main	155.7	210.6	155.7	2
12-C@Main	534	239	0	0
16-C@Main	59	279.4	279.4	3
9-C@Main	1068	968.5	0	0
1-C@Main	2136	2022	0	0
1-N	-	198.8	198.8	2
2-N	-	93.2	93.2	1
3-N	-	275.2	275.5	1
4-N	-	162	162	1
5-N	-	215.6	215.6	1



### 6.9.1. CONSUMO DE SERVICIOS

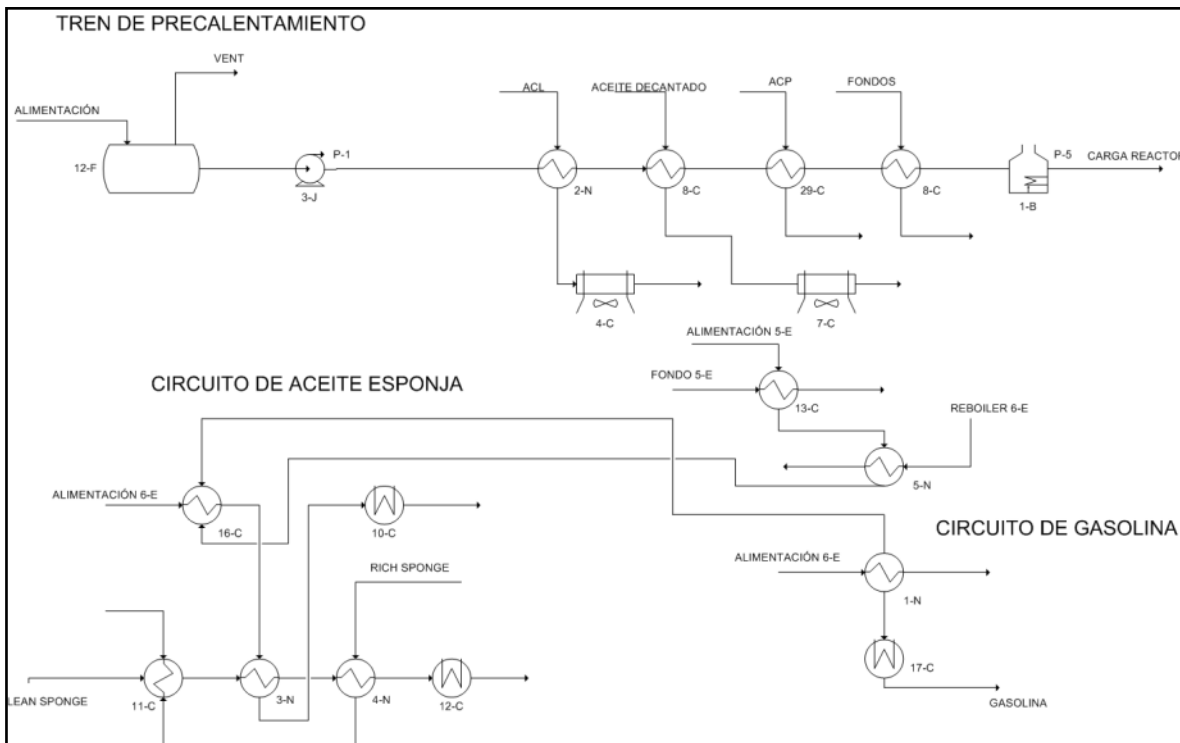
Los resultados obtenidos para los consumos de agua, vapor y gas combustible de esta propuesta se muestran en la Tabla 15.

**Tabla 15 Consumo de agua y vapor para la propuesta 2**

	Caso Base	Propuesta 2	Disminución	Ahorro
Agua de enfriamiento (GPM)	21,573.56	18,379.15	3,194.41	14.8%
Vapor de baja (TPH)	26.24	11.21	15.02	57.25%
Gas combustible (m <sup>3</sup> /hrs)	1,432.23	1,172.46	260.06	18.15%

### 6.9.2. ARREGLO DE LA PROPUESTA # 2

En la Figura 8 se muestra como quedaría la configuración de la propuesta 2 que involucra 4 nuevos intercambiadores y una reubicación.



**Figura 8 Arreglo de los intercambiadores para la segunda propuesta**

### 6.10. PROPUESTA # 3

En la tercera propuesta se pretendió hacer la menor cantidad de modificaciones y adiciones de equipos, aunque este hecho involucra una menor recuperación de calor se tomo en cuenta los aspectos operativos que no se habían tomado en las propuestas anteriores, ya que una mayor cantidad de modificaciones no solo implica los aspectos económicos si no que también está relacionado con la operatividad de la planta y la complejidad en los cambios. En esta última se adicionaron solamente dos equipos nuevos y se aumento el área de uno. En la Tabla 16 se presentan resultados de esta propuesta.

**Tabla 16 Consumos de servicios para la propuesta 3**

	Propuesta	Disminución
Calentamiento (MMBtu/hrs)	81.33	9.34
Enfriamiento (MMBtu/hrs)	210.1	9.3

Con esta propuesta solo se eliminan 2 de los 7 equipos que intercambian calor a través del pinch y solo se propone la instalación de dos equipos nuevos los cuales se indican en la Tabla 8. En esta propuesta y debido a que se efectuaron muy pocas modificaciones no se encontraron áreas calculadas mayores a las de diseño como ocurrió en las dos primeras propuestas, por lo que básicamente el área requerida es únicamente de los dos nuevos intercambiadores propuestos. La red de intercambio para esta propuesta se muestra en la Figura 9.

**Tabla 17 Equipos nuevos requeridos para la tercera propuesta.**

Intercambiador	Lado Coraza	Lado Tubo	T <sub>s</sub> coraza °C	T <sub>m</sub> coraza °C	T <sub>s</sub> tubos °C	T <sub>m</sub> tubos °C
1-N	Carga GV	ACL	98	106	214.8	120
2-N	Carga GV	Lean Sponge	106.8	115.9	249.4	215

En el anexo E se presentan las hojas de datos de los nuevos intercambiadores de cada una de las propuestas antes mencionadas.



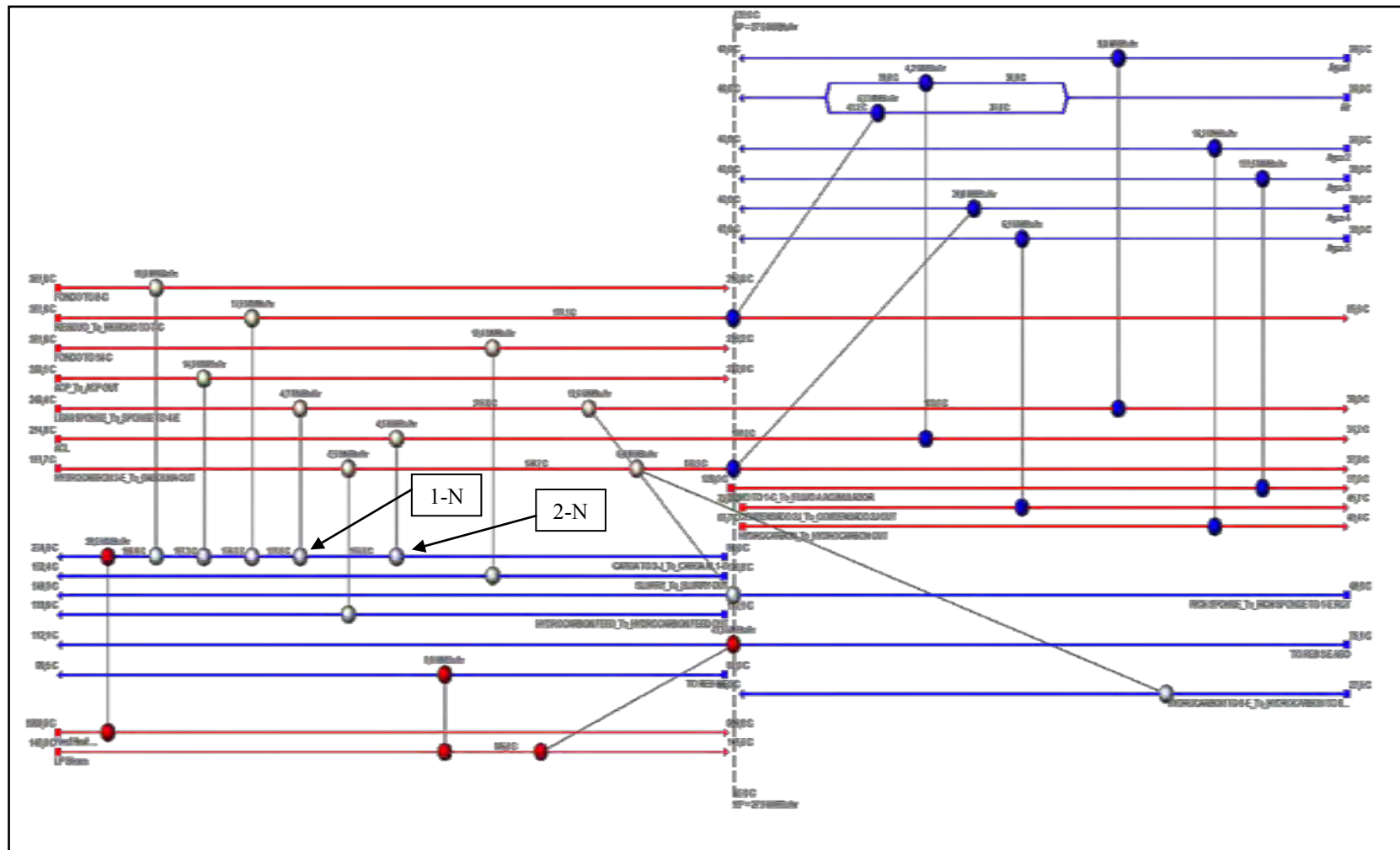


Figura 9 Red de intercambio de la propuesta 3

### 6.10.1. CONSUMO DE SERVICIOS

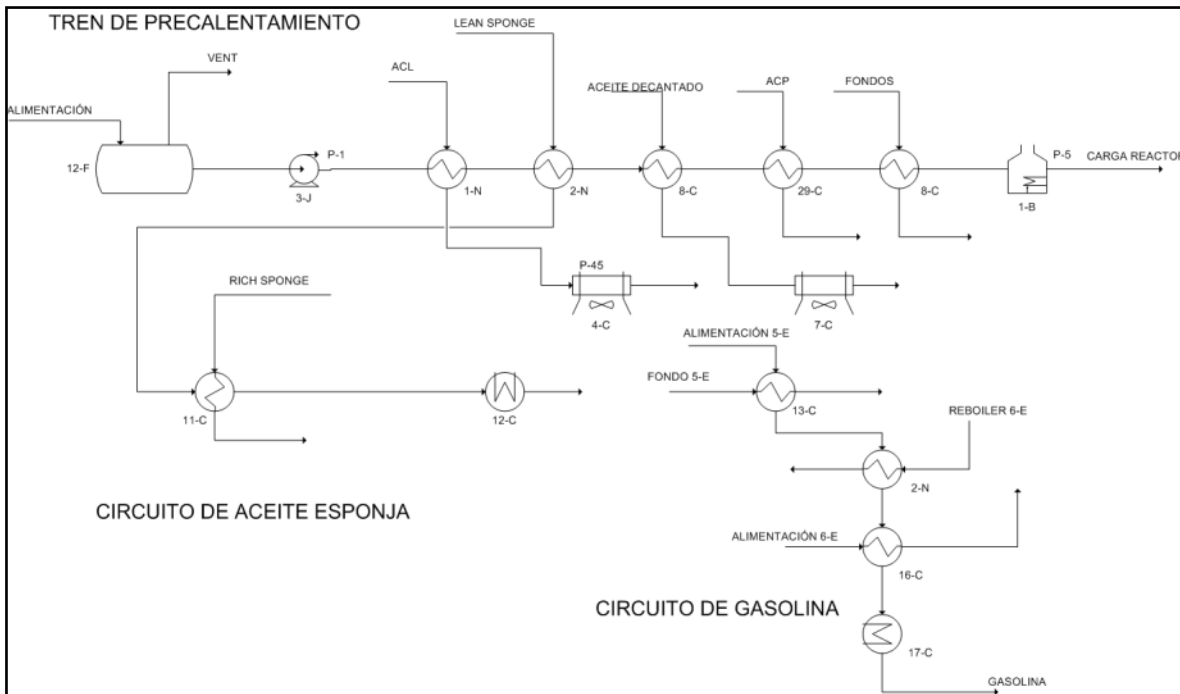
Los resultados obtenidos para los consumos de agua, vapor y gas combustible de esta propuesta se muestran en la Tabla 15.

**Tabla 18 Consumo de agua y vapor para la propuesta 3**

	Caso Base	Propuesta 3	Disminución	Ahorro
Agua de enfriamiento (GPM)	21,573.56	2,1076.6	496.96	2.3%
Vapor de baja (TPH)	26.24	26.24	0	0%
Gas combustible (m <sup>3</sup> /hrs)	1,432.23	1,076.36	356.16	24.84%

### 6.10.2. ARREGLO DE LA PROPUESTA # 3

En la Figura 10 se muestra como quedaría la configuración de la propuesta 1 que involucra 4 nuevos intercambiadores y una reubicación.



**Figura 10 Arreglo de los intercambiadores para la propuesta 3**

## 6.11. ANÁLISIS DE LAS PROPUESTAS

En la Tabla 19 se presentan el comparativo de los consumos del caso base y cada una de las propuestas.

**Tabla 19 Comparación del caso actual y las propuestas.**

	CASO ACTUAL	TARGET	PROPUESTA 1	PROPUESTA 2	PROPUESTA 3
SERVICIOS CALENTAMIENTO (MMBtu/hrs)	90.67	53.45	66.15	53.45	81.33
CONSUMO DE GAS m <sup>3</sup> /hrs	1,432.53	-	871.07	1,172.46	1,076.36
CONSUMO DE VAPOR DE BAJA (TPH)	26.23	-	21.39	11.21	26.23
SERVICIOS DE ENFRIAMIENTO (MMBtu/hrs)	219.4	182.2	194.9	182,74	210.10
CONSUMO DE AGUA (GPM)	21,573.56	-	19,594.70	18,379.15	21,076.60

Se puede observar que la propuesta número dos recupera una mayor cantidad de energía ya que con esta se alcanzan los requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento, pero a su vez es la que requiere de una mayor cantidad de equipos. Además se puede observar que los consumos de gas y vapor son diferentes para cada propuesta y esto involucra diferentes costos de operación. La propuesta número tres presenta un menor ahorro de consumo de servicios pero involucra menos cambios a la red actual lo que operativamente puede ser un punto decisivo a la hora de elegir la más adecuada. Para poder determinar qué propuesta es la mejor se tiene que evaluar los costos de operación y la inversión, y así poder decir cual es económicamente más viable.

## 6.12. REDUCCIÓN EN EL COSTOS DE OPERACIÓN

El costo de la energía consumida depende de cuantos servicios sean considerados, para el presente estudio se tomo en cuenta los costos del gas combustible utilizado en el horno, el vapor de baja presión utilizado en los rehervidores y el agua de enfriamiento. Estos valores fueron tomados de la base de datos de la refinería y se indican en la Tabla 20.

**Tabla 20 Costos de los servicios (los precios están en dólares)**

Costo gas combustibles	4.41	\$USD/MMBtu
Costo Vapor de baja presión	9.43	\$USD/TON
Costo agua de enfriamiento	0.0006	\$USD/GAL

Para cada propuesta presentada en este estudio se tiene una disminución en los consumos de los servicios tanto de calentamiento como de enfriamiento, y esto a su vez representa un ahorro anual en los gastos de la planta. En la Tabla 21 se presentan la cantidad de dinero que se puede ahorrar para cada una de las propuestas.

**Tabla 21 Ahorro estimado para cada una de las propuestas**

Propuesta/Ahorro	Ahorro de gas (\$/año)	Ahorro de vapor (\$/año)	Ahorro de agua (\$/año)	Ahorro Total anual (\$/año)
Propuesta 1	568,895.97	399,982.94	118,731.52	1,592,931.80
Propuesta 2	263,509.10	1,241,107.69	191,664.74	2,512,006.67
Propuesta 3	360,886.09	0.00	156,723.21	517,609.00

### **6.13. REDUCCIÓN EN EL ÍNDICE DE INTENSIDAD DE ENERGÍA**

Se puede ver además una reducción en el índice de intensidad energética, la cual es calculada utilizando la siguiente relación:

$$1 \text{ punto en el IIE} = 365,000.00 \text{ MMBtu/año}$$

la cual está relacionada con la eficiencia en la recuperación de energía de la planta, en la Tabla 22 se presenta los resultados del efectos de los cambios en el IIE.

**Tabla 22 Reducción en el IIE**

Propuesta	Puntos de reducción en el índice de intensidad energética
Propuesta 1	.58
Propuesta 2	.89
Propuesta 3	.22

## 6.14. COSTOS DE INVERSIÓN

Los costos de inversión se realizaron en base a la cantidad de área que se necesitaría para cada uno de los nuevos intercambiadores y se consideraron además costos aproximados de la tubería. En la Tabla 23 se presentan los resultados del cálculo de área requerida para cada una de las propuestas, para la cual se realizaron las siguientes consideraciones.

- Se toma como base el área existente de la red actual.
- Se considero el área calculada por el simulador Aspen Exchanger Desing and Rating de los nuevos intercambiadores para el calcular su costo.
- Así mismo se considera el área de las nuevas corazas de los equipos que así lo necesitaran (estos equipos se indican con color rojo en la tabla).

**Tabla 23 Áreas calculadas para cada una de las propuestas**

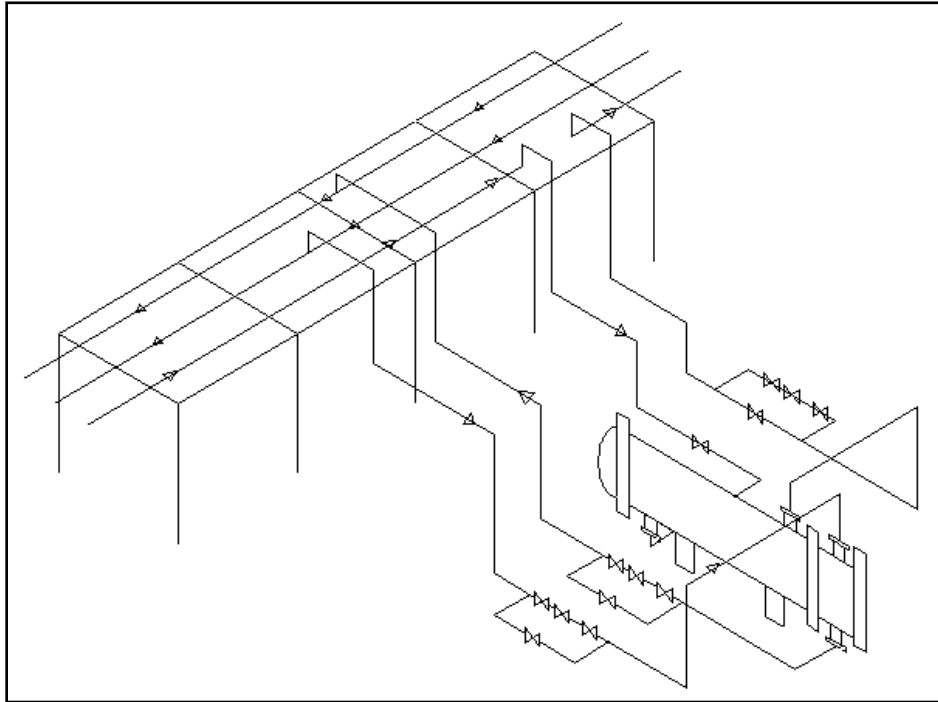
Intercambiador	Área existente (m <sup>2</sup> )	Área calculada Caso Base (m <sup>2</sup> )	Área calculada Propuesta 1 (m <sup>2</sup> )	Área calculada Propuesta 2 (m <sup>2</sup> )	Área calculada Propuesta 3 (m <sup>2</sup> )
17-C	535	482.1	387.8	258.5	482.1
13-C	59	55.9	55.9	55.9	55.9
27-C	535	218.5	218.5	218.5	218.5
8-C	700.4	676.8	692.92	693	692
18-C	59	43.5	0	0	43.5
14-C	350.2	341.19	341.19	341.19	341.19
10-C	59	50.32	50.32	50.32	52.04
11-C	350.2	151.7	195.2	195.2	244.9
29-C	350.2	301.2	310.2	305.2	292.5
6-C	155.7	75.1	<b>175.8</b>	<b>210.6</b>	113.5
12-C	535	321.8	239	239	340
16-C	59	26.6	44.4	<b>279.4</b>	26.6
9-C	1068	968.5	968.5	968.5	968.5
1-C	2136	2022	2022	2022	2022
1-N	-	-	203.2	198.8	137.2
2-N	-	-	246.3	93.2	37.9
3-N	-	-	164	275.2	-
4-N	-	-	240	162	-
5-N	-	-	-	215.6	-

Teniendo el área requerida de cada uno de los equipos y conociendo su ubicación se determino el tipo de intercambiador y la presión de operación. El tipo de material considerado para todos los equipos fue acero al carbón. En la Tabla 24 se presenta el costo de todos los intercambiadores para cada propuesta. En el Anexo C se presenta la hoja de cálculo para los costos de los nuevos intercambiadores en cada una de las propuestas.

**Tabla 24 Costos de los intercambiadores**

COSTO/PROPUESTA	Propuesta 1	Propuesta 2	Propuesta 3
Costos total de los intercambiadores (\$USD)	\$1,586,067.074	\$2,051,417.39	\$304,665.94

Debido a que el costo de la tubería representa normalmente un 25% de la inversión del capital (Peters et al., 2003) se consideró necesario evaluar su impacto en el costo total de cada una de las propuestas. Para realizar este cálculo es necesario estimar los costos del material y de la instalación para cada intercambiador, además se requiere conocer el diagrama de tuberías, especificaciones, costos de pruebas, pintura entre otras cosas. Debido a que en un punto inicial del análisis como es este, generalmente no es posible conocer muchas de estas cosas, se estimo el costo de tubería asumiendo un arreglo general para cada uno de los intercambiadores. Se considero además que todos ellos están colocados de forma horizontal y están localizados perpendicularmente a las líneas de tuberías principales o racks. En la Figura 11 muestra un diagrama isométrico típico de un intercambiador de carcasa y tubos montado horizontalmente.



**Figura 11 Arreglo general de los intercambiadores en planta.**

Tomando en cuenta el costo de los materiales involucrados para este arreglo se pueden determinar los costos totales para diferentes diámetros (M. Akbarnia, et al., 2009). De el cual se desprende la siguiente correlación para determinar el costo aproximado de la tubería.

$$\text{Costo de tubería} = AD + Be^{CD}$$

Donde A es el coeficiente de construcción e instalación, B es el coeficiente del rango de presión, C es un exponente y D es el diámetro de la tubería. Esta correlación es válida para un rango de 1/2" a 24". En el anexo D se presentan los valores de estos coeficientes así como el cálculo del costo de tubería para cada propuesta. En la Tabla 25 se presenta el costo de la tubería para cada una de las propuestas.

**Tabla 25 Costos de tubería.**

COSTO/PROPUESTA	Propuesta 1	Propuesta 2	Propuesta 3
Costos total de tuberías (\$USD)	\$257,946.66	\$265,693.04	\$86,136.85

Después de analizar la cantidad de equipos nuevos y su ubicación en cada una de las propuestas se determinó el aumento en la caída de presión en cada una de las corrientes, basándose en los datos obtenidos de las hojas de datos de los intercambiadores los cuales presentan una caída máxima de 15psig. En base a esto se tomó el valor de 15 psig para los equipos nuevos y así se determinó el aumento de presión en la descarga de las bombas, dando como resultado un máximo de 20 psig. Debido a que la mayoría de las bombas operan con flujo restringido y a menor presión de descarga que la de diseño no se consideró necesario introducir nuevas bombas. Cabe mencionar que solo se está considerando la caída de presión por efecto de los intercambiadores y no por los tramos de tubería que habría que adicionar en cada propuesta, aunque esta por lo general suele ser mucho menor que la de los intercambiadores.

El costo total de la inversión requerida que considera el costo de los intercambiadores y el de la tubería para cada una de las propuestas se presenta en la Tabla 26.

**Tabla 26 Costo total**

COSTO/PROPUESTA	Propuesta 1	Propuesta 2	Propuesta 3
Costos total (\$USD)	\$1,844,013.66	\$2,317,110.43	\$390,792.79

En la Figura 12 se muestra la gráfica de entalpía contra área en la cual podemos visualizar la localización de cada una de las propuestas presentadas, además esta gráfica nos permite visualizar que tan factibles pueden ser. Podemos observar que todas las propuestas son económicamente factibles ya que todas ellas se ubican dentro la curva mínima y la curva alfa constante como se explica en el capítulo 2.



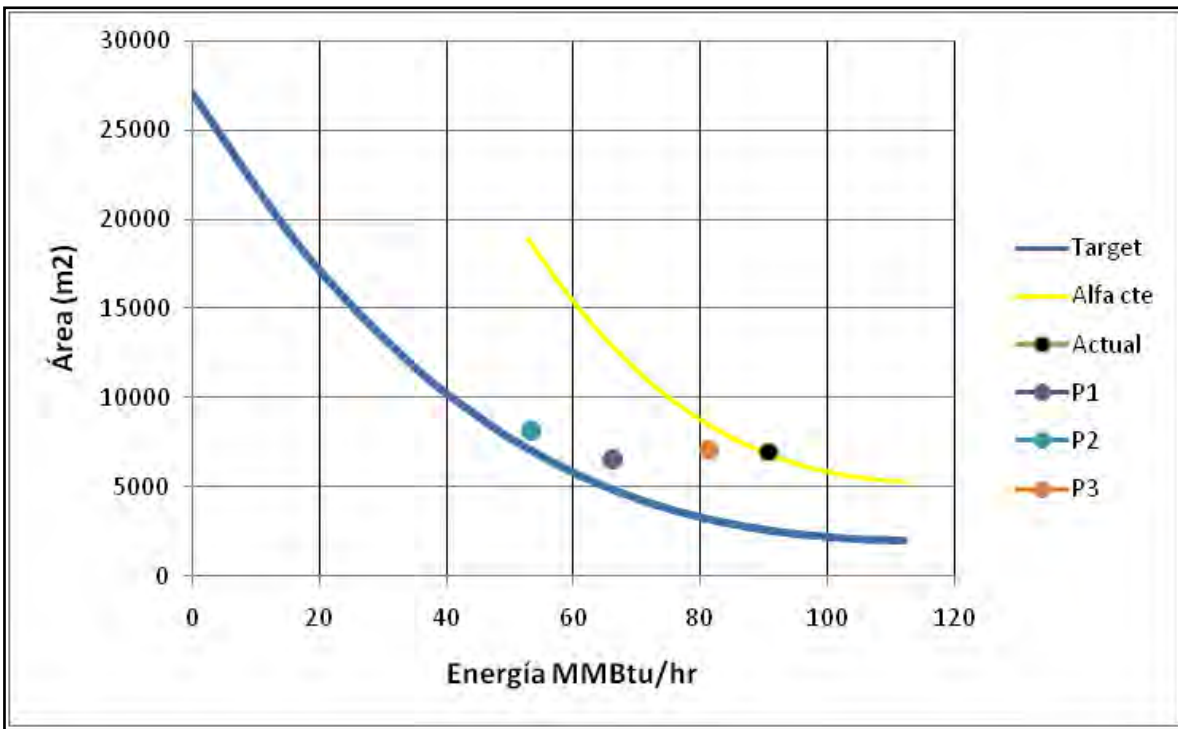


Figura 12 Gráfica de entalpía vs área para cada propuesta.

### 6.15. TIEMPO DE RECUPERACIÓN

El tiempo de recuperación para cada propuesta como resultado del estudio se estimó de la siguiente manera:

$$\text{período de recuperación} = \frac{\text{Inversión Total (\$)}}{\text{Ahorro de energía (\$/año)}}$$

Dando como resultado para cada propuesta los siguientes valores (Tabla 27).

Tabla 27 Tiempo de recuperación

	Propuesta 1	Propuesta 2	Propuesta 3
Tiempo de Recuperación (meses)	14	11	9

## CAPITULO 7

### 7. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Se desarrolló un modelo de simulación en estado estacionario el cual representa de una manera apropiada el comportamiento de la planta catalítica estudiada, y la cual sirvió de base para el estudio de la red de intercambio de calor.

Analizando los resultados obtenidos de la integración energética se obtuvo que la planta presenta un margen de mejora de 69.7% en los consumos de servicios de calentamiento y un 20.4% en los servicios de enfriamiento, lo cual nos conduce a la presentación de tres propuestas, las cuales están encaminadas a contribuir al mejor aprovechamiento de la energía, aunque es necesario considerar cuestiones operativas y económicas.

Se tomaron en cuenta tres aspectos fundamentales, las cuales son la recuperación de energía, el costo de inversión y factibilidad operativa. En cuestión de recuperación de energía la propuesta número dos es la mejor ya que reducimos los consumos de energía al mínimo posible, se logran reducir los consumos de agua de servicio, vapor de baja presión y gas combustible. Aunque esta propuesta involucra mayor capital de inversión y mayores modificaciones a la planta.

En cuestiones operativas la propuesta número tres es la más factible ya que solo involucra la instalación de dos nuevos equipo además de que la inversión es pequeña en comparación con las otras dos propuestas. Aunque el aprovechamiento de la energía es la menor.

La primera propuesta se encuentra en una sección intermedia, ya que el costo de inversión y la recuperación de energía no es la mayor, además la cantidad de modificaciones que habría que hacer a la planta en menor que la segunda propuesta.

Otro punto importante como resultado de este análisis es la parte ambiental, ya que se obtiene una reducción en el consumo de agua para los equipos de enfriamiento y gas combustible para el horno, lo cual reduce la cantidad de emisiones contaminantes a la atmósfera y al manto freático.

Aunque normalmente el costo del agua de enfriamiento es muy pequeño y en algunos casos despreciable, es una cantidad de agua que tiene que ser tratada para eliminar contaminantes

antes de regresarla al ambiente y esto suele ser en muchos casos operativamente difícil y además no genera beneficios económicos. Otro factor importante para reducir el consumo de agua es la escases que año con año va en aumento.

También es importante mencionar que estos procesos tienen variaciones en la operación a lo largo del año, meses e incluso de un día a otro, ya sea por la variación en el crudo, condiciones climáticas, fallos imprevistos, cambios en la calidad del producto, entre otras y aunque este estudio se realizó con información del mes de noviembre del 2009, lo que propone es una metodología que puede ser aplicada a cualquier periodo ya que las herramientas utilizadas nos lo permiten. Este estudio propone que con una serie de modificaciones se lograría alcanzar mejores consumos de energía sin importar la fecha en la que se tome la información ya que aunque hay variaciones estas se encuentran en un cierto rango operativo y por lo tanto el porcentaje de mejora estaría en un rango semejante.

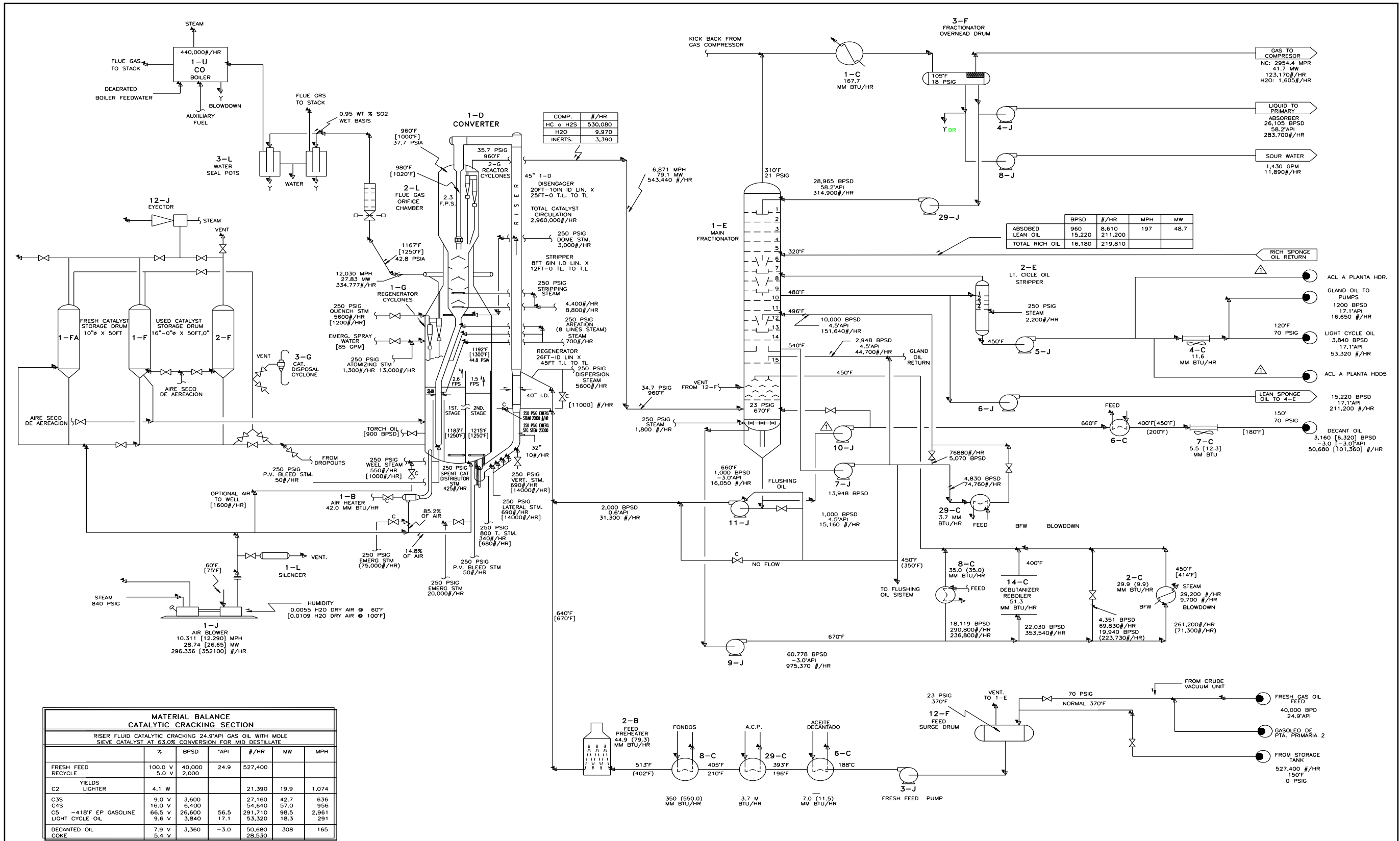
## CAPITULO 8

### 8. BIBLIOGRAFIA

1. Grande Mejía, Gustavo, 1997. Integración térmica y reducción de efluentes contaminantes en unidades de destilación del crudo de la refinería de Tula, Hidalgo, Universidad Nacional Autónoma de México, Facultad de Química, tesis con opción a grado de Maestría en Ingeniería Química (Procesos), 1997, México, D.F.
2. Uribe Vargas, Verónica, 1999. Mejoramiento Operacional de la sección de fraccionamiento de una planta catalítica (FCC), Universidad Nacional Autónoma de México, Facultad de Química, México, D.F.
3. Santos Ramírez, Sarai, 2006. Análisis y simulación de la sección de gas de la planta FCC de la refinería Ing. Antonio M. Amor de Salamanca, Guanajuato, Universidad Nacional Autónoma de México, Facultad de Química, México, D.F.
4. Laguna Plata, Santa, 2001. Propuesta de mejoramiento del tren de intercambio de calor de la planta atmosférica de Tula, Hgo, Universidad Nacional Autónoma de México, Facultad de Química, México, D.F.
5. Natural Resources Canada, 2003. Pinch Analysis: For the efficient use of energy, wáter and hydrogen. Canada.
6. Akbarnia, M., Amidpour, M., Shadaram, A., (2009). A new approach in pinch technology considering piping costs in total cost targeting for heat exchanger network, Department of Energy system Engineering, K.N. Toosi University of Technology, No. 15.
7. Peters, M, S., Timmerhaus, K.D, and West, R.E, 2003. Plant Design and Economics for Chemical Engineers, (McGraw Hill).
8. Smith, R., (2005). Chemical Process Design and Integration. (John Wiley & Sons Ltd).
9. Jiménez Gutiérrez, Arturo, (2003). Diseño de Procesos en Ingeniería Química. (Reverte S.A)
10. API, 1993. Environmental desing considerations for petroleum refining crude processing units, Health and environmental affairs department, API publications No. 311.
11. Dunn, R.F., El-Halwagi, M. M., 2003. Process integration technology review: background and applications in the chemical process industry, Journal of Chemical Technology and Biotechnology, Vol.78, pp. 1011-1021, 2003.
12. Ebrahim, M., Kawari, A., 2000. Pinch technology: an efficient tool for chemical-plant energy and capital-cost saving, Applied Energy, Elsevier, Vol. 65, pp. 45-49, 2000.

13. Panjeh, M., Hhoshgard, A., 2006. Heat Exchanger Networks Targeting and Design with Unequal Heat Transfer Coefficient Regarding Allowable Pressure Drop of Streams, *Chemical Engineering Progress*, Vol 7, No. 9, 2006.
14. El-Halwagi, M., Lovelady, E., Abdel-Wahab, A., Linke, P., Alfadala, H., 2009. Apply process integration to environmental impact assessment, *Chemical Engineering Progress*, Vol. 105, No. 2, pp. 36, Febrero 2009.
15. Mahmoud, A., Shuhaimi, M., Abdel Samed M., A combined process integration and fuel switching strategy for emissions reduction in chemical process plants, *Energy*, Elsevier, No. 34, pp. 190-195, 2009.
16. Refinery Comparative Performance Analylis Methodology, Solomon Associates, 2005.

## **ANEXOS A - DFP's**



**MATERIAL BALANCE CATALYTIC CRACKING SECTION**

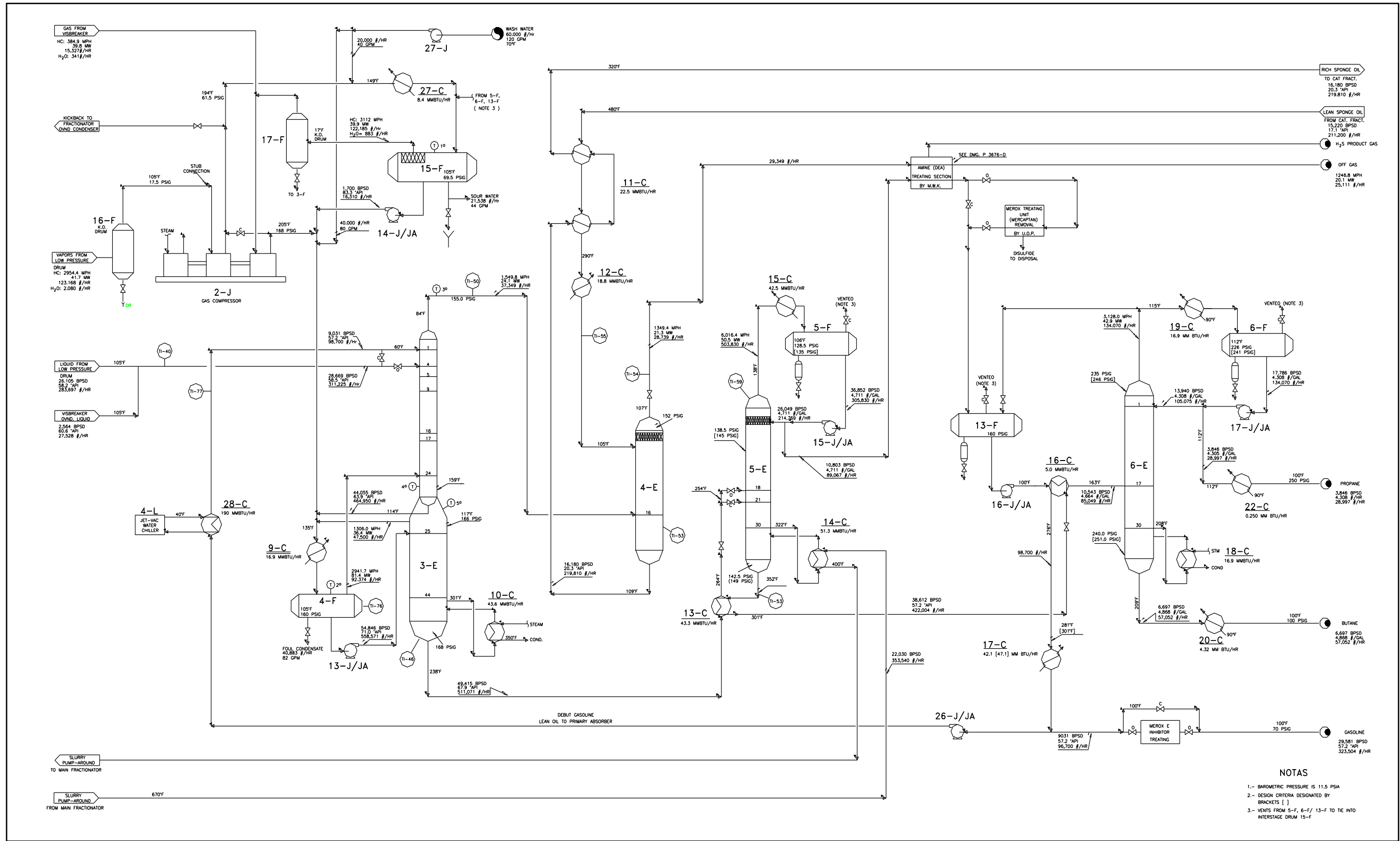
RISE RFLUID CATALYTIC CRACKING 24.9°API GAS OIL WITH MOLE SIEVE CATALYST AT 63.0% CONVERSION FOR MID DESTILLATE

	%	BPSD	°API	#/HR	MW	MPH
FRESH FEED	100.0 V	40,000	24.9	527,400		
RECYCLE	5.0 V	2,000				
<b>C2</b>	<b>YIELDS</b>					
Lighter	4.1 W			21,390	19.9	1,074
C3S	9.0 V	3,600		27,160	42.7	636
C4S	16.0 V	6,400		54,640	57.0	956
C5	-418°F EP GASOLINE	66.5 V	56.5	291,710	98.5	2,961
Light Cycle Oil	9.6 V	3,840	17.1	53,320	18.3	291
Decanted Oil	7.9 V	3,160	-3.0	50,680	308	165
Coke	5.4 V			28,530		

COMP.	#/HR
HC o H2S	530,080
H2O	9,970
INERTS.	3,390

	BPSD	#/HR	MPH	MW
ABSORBED LEAN OIL	960	8,610	197	48.7
TOTAL RICH OIL	16,180	219,810		

UNIT	TEMPERATURE	FLOW RATE
2-B FEED PREHEATER	513°F (402°F)	350 (550.0) MM BTU/HR
8-C	405°F	3.7 M BTU/HR
29-C	393°F	7.0 (11.5) MM BTU/HR
6-C	188°C	



- NOTAS**
- 1.- BAROMETRIC PRESSURE IS 11.5 PSIA
  - 2.- DESIGN CRITERIA DESIGNATED BY BRACKETS [ ]
  - 3.- VENTS FROM 5-F, 6-F/ 13-F TO THE INTO INTERSTAGE DRUM 15-F



## **ANEXOS B - CÁLCULO DEL CONSUMO DE SERVICIOS**

A continuación se presentan las hojas de cálculo elaboradas para determinar los consumos de agua del caso base estudiada y cada una de las propuestas, así como el vapor de baja y el gas combustible del horno.

### AGUA DE ENFRIAMIENTO

Debido a que no se tiene información del consumo de agua de servicio en la planta, fue necesario hacer un balance de energía en los equipos de enfriamiento para poder determinarla para cada uno de los casos estudiados. Para validar el cálculo se utilizó la información de diseño, ya que ahí se tenían las cargas de calor, las temperaturas y la cantidad de agua utilizada, además se consideró únicamente transferencia de calor sensible para lo cual se empleó la expresión  $Q=MCp\Delta T$  y no se tomaron en cuenta las pérdidas de calor en los equipos. En la siguiente tabla se puede observar que la diferencia entre el valor calculado y el reportado en las hojas de diseño únicamente es del 2.3% por lo cual se consideró adecuado para los demás casos. Otro punto que hay que resaltar es que como la metodología es la misma para cada equipo no fue necesario repetirlo para todos, únicamente se sumó la carga de todos los enfriadores que utilizaban agua como medio de enfriamiento.

CÁLCULO DEL AGUA DE SERVICIO					
	Diseño	Caso Base	Propuesta 1	Propuesta 2	Propuesta 3
Q(BTU/hrs)=	253,900,000.00	205,331,367	186,497,126	174,927,816	200,601,379.
Q(CAL/HRS)=	6.4024E+10	5.1777E+10	4.7027E+10	4.4110E+10	5.0584E+10
T IN=	30.00	30.00	30.00	30.00	30.00
T OUT=	40.00	40.00	40.00	40.00	40.00
CP(Cal/g C)=	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
M(gramos/hrs)=	6,402,367,447	5,177,656,027	4,702,729,932	4,410,997,066	5,058,384,175
M(Kg/hrs)=	6,402,367.45	5,177,656.03	4,702,729.93	4,410,997.07	5,058,384.18
M(GPM)=	26,676.53	21,573.57	19,594.71	18,379.15	21,076.60
M(lb/hrs)=	14,115,997.37	11,415,742.61	10,368,621.28	9,725,406.03	11,152,770.95
M(lb/hrs) Reportado=	14,500,000.00	-	-	-	-

Cabe mencionar que tampoco se contaba con las temperaturas de entrada y salida del agua de enfriamiento en ninguno de los equipos estudiados, debido a esto se consideró la

temperatura de las hojas de diseño las cuales corresponden a 30°C de suministro y 40°C para la descarga, esto claro involucra un error ya que la temperaturas no son las mismas en cada equipo, pero debido a la falta de información se considero igual para todos.

## VAPOR DE CALENTAMIENTO

El vapor de baja presión es utilizado como medio de calentamiento en los equipos 10-C y 18-C, aquí se utilizó la misma metodología que en el caso del agua de servicio, con la diferencia de que en este caso tenemos cambio de fase del vapor y es necesario tomar en cuenta el calor latente de condensación. De la misma manera que el apartado anterior se valido el cálculo utilizando la información de diseño de los equipos y ya que el vapor es suministrado a la misma temperatura y presión se sumaron las cargas de los dos equipos, Se encontró un error de 2.51% para la información de diseño. En la tabla siguiente se indican los consumos de los casos estudiados.

CÁLCULO DEL VAPOR DE SERVICIO					
	Diseño	Caso Base	Propuesta 1	Propuesta 2	Propuesta 3
Q(BTU/hrs)=	60,500,000	53,098,426	43,300,000	22,694,874	53,098,426.
Q(cal/hrs)=	1.5256E+10	1.3389E+10	1.0919E+10	5.7228E+09	1.3389E+10
T <sub>s</sub> =	146.00	146.00	146.00	146.00	146.00
T <sub>m</sub> =	145.00	145.00	145.00	145.00	145.00
CP(cal/g C)=	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
λ(cal/gr)=	-509.28	-509.28	-509.28	-509.28	-509.28
M(g/hrs)=	29,896,801	26,239,224.55	21,397,214.70	11,214,944.53	26,239,224.55
M(Kg/hrs)=	29,896.80	26,239.22	21,397.21	11,214.94	26,239.22
M(Ton/hrs)	29.90	26.24	21.40	11.21	26.24
M(lb/hrs)=	65,916.74	57,852.48	47,176.77	24,726.81	57,852.48
M(lb/hrs) Reportada=	64,300.00	57,501.41	-	-	-

## GAS COMBUSTIBLE

Para gas combustible utilizado en el horno 1-B no se encontró información de consumos de diseño, por lo que no se pudo comparar este, aunque si se tiene el consumo para el mes de noviembre del 2009 obtenido de la planta y se tiene además su poder calorífico lo cual nos permitió determinar el consumo en base a la carga de calor trasferida a la corriente de gasóleos, el error calculado utilizando la metodología descrita anteriormente fue de 7.3% que es un poco mayor en comparación con los otros servicios y que puede deberse a cuestiones operativas o de medición. Puede verse además que la simulación y el método de cálculo empleado representan bastante bien el comportamiento de la planta.

CÁLCULO DEL GAS COMBUSTIBLE					
	Diseño	Caso Base	Propuesta 1	Propuesta 2	Propuesta 3
Q(BTU/hrs)=	-	37,573,150	22,846,968.1	30,752,073.4	28,231,417
Q(cal/hrs)=	-	9,474,482,559	5,761,114,018	7,754,473,172	7,118,861,974
Poder Calorífico(cal/gr)=	-	11,023	11,023	11,023	11,023
M(Kg/hrs)=		859.519419	522.644835	703.481191	645.818922
M (m <sup>3</sup> /hrs) =		1,432.53237	871.074725	1,172.46865	1,076.36487
M(lb/hrs) Reportada=	-	1,545.2	-	-	-

## **ANEXOS C - CÁLCULO DEL COSTO DE LOS INTERCAMBIADORES**

## MÉTODO DE GUTHRIE

Guthrie publicó en 1969 una de las mejores recopilaciones que se tengan sobre estimación de costos. Esta técnica se usa para estimar el costo de una unidad. La metodología se presenta a continuación:

- a) Obtener el costo base para una geometría base, acero al carbón y 1968.
- b) Ajustar el costo base por efecto de la geometría requerida para el equipo y el material de construcción. Se obtiene el costo  $C_{fob}$ , que implica que no se incluyen costos de transporte y por la base de datos usados se aplica al año 1968.
- c) Para obtener el costo del modulo :
  - Usar factor de modulo desnudo:  $C_b * \text{factor} = C_{md}$
  - Sumar diferencia entre la unidad deseada y la base:  $C_{md} + (C_{fob} - C_b) = C_{mda}$
  - Ajustar el costo hacia el año deseado usando índice de costos.
  - Añadir un 15% de contingencias.

### Intercambiadores de carcasa y tubo

La gráfica empleada para calcular el costo base se muestra en la Figura 1.

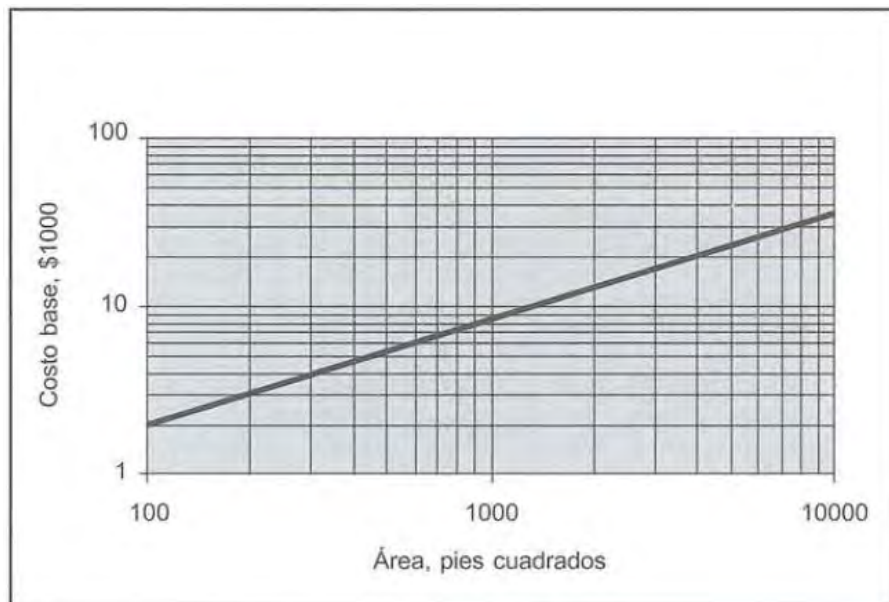


Figura 1 Costo base para intercambiadores de calor.

Los factores de ajuste son los siguientes:

**Tabla 1 Factores de ajuste ( $F_b$  y  $F_p$ )**

Tipo de diseño	$F_d$	Presión de diseño	$F_p$
Rehervidor, Kettler	1.35	inferior a 150	0
Cabezal flotante	1	300	0.1
Tubo U	0.85	400	0.25
Hoja de tubos fijos	0.8	800	0.52
		1000	0.55

**Tabla 2 Material de la coraza/tubo ( $F_m$ )**

Área ft <sup>2</sup>	AC/AC	AC/Latón	AC/Mo	Al/Al	AC/Monel	AC/Ti	Ti/Ti
Inf. A 100	1	1.05	1.6	2.5	2	4.1	10.28
100 a 500	1	1.1	1.75	3.1	2.3	5.2	10.6
500 a 1000	1	1.15	1.82	3.26	2.5	6.15	10.75
1000 a 5000	1	1.3	2.15	3.75	3.1	8.95	13.05
5000 a 10000	1	1.52	2.5	4.5	3.75	11.1	16.6

PROPUESTA1			
# DE INTERCAMBIADORES NUEVOS	4.00	Inversión (\$)=	1,586,067.07
ÁREA NUEVA (m <sup>2</sup> )=	1,013.30		
CARCASAS NUEVAS	1.00		

	1-N	2-N	3-N	4-N	6-C (1 carcasa)
Área calculada=	2,187.22	2,651.15	1,765.28	2,583.34	1,722.22
Costo base=	15,000.00	17,000.00	12,000.00	16,000.00	12,000.00
$F_d$ =	1.00	1.35	1.00	1.00	1.00
$F_p$ =	0.10	1.00	0.10	0.10	0.10
$F_m$ =	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
$C_{fob}$ =	16,500.00	39,950.00	13,200.00	17,600.00	13,200.00
F modulo=	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39
$C_{md}$ =	50,850.00	57,630.00	40,680.00	54,240.00	40,680.00
$C_{md}$ para 1696=	52,350.00	80,580.00	41,880.00	55,840.00	41,880.00
Índice 1969=	113.70	113.70	113.70	113.70	113.70
Índice 2008=	575.40	575.40	575.40	575.40	575.40
Costo=	264,926.91	407,790.08	211,941.53	282,588.71	211,941.53
Costo +15% cont=	304,665.95	468,958.59	243,732.76	324,977.01	243,732.76

PROPUESTA2			
# DE INTERCAMBIADORES NUEVOS	5.00	Inversión (\$)=	1,685,818.26
ÁREA NUEVA (m <sup>2</sup> )=	1,105.20		
CARCASAS NUEVAS	1		

	1-N	2-N	3-N	4-N
Área calculada=	2,139.86	1,003.20	2,962.23	1,743.75
Costo base=	15,000.00	9,000.00	18,000.00	12,000.00
Fd =	1.00	1.00	1.00	1.00
Fp =	0.10	0.10	0.10	0.10
Fm =	1.00	1.00	1.00	1.00
Cfob=	16,500.00	9,900.00	19,800.00	13,200.00
F modulo=	3.39	3.39	3.39	3.39
Cmd=	50,850.00	30,510.00	61,020.00	40,680.00
Cmd para 1696=	52,350.00	31,410.00	62,820.00	41,880.00
Índice 1969=	113.70	113.70	113.70	113.70
Índice 2008=	575.40	575.40	575.40	575.40
Costo=	264,926.91	158,956.15	317,912.30	211,941.53
Costo +15% cont=	304,665.95	182,799.57	365,599.14	243,732.76

	5-N	6-C (2 carcasa)	16-C (3 carcasa)
Área calculada=	2,320.70	1,727.61	3,007.43
Costo base=	17,000.00	12,000.00	18,000.00
Fd =	1.00	1.00	1.00
Fp =	0.10	0.10	0.10
Fm =	1.00	1.00	1.00
Cfob=	18,700.00	13,200.00	19,800.00
F modulo=	3.39	3.39	3.39
Cmd=	57,630.00	40,680.00	61,020.00
Cmd para 1696=	59,330.00	41,880.00	62,820.00
Índice 1969=	113.70	113.70	113.70
Índice 2008=	575.40	575.40	575.40
Costo=	300,250.50	211,941.53	317,912.30
Costo +15% cont=	345,288.08	243,732.76	365,599.14



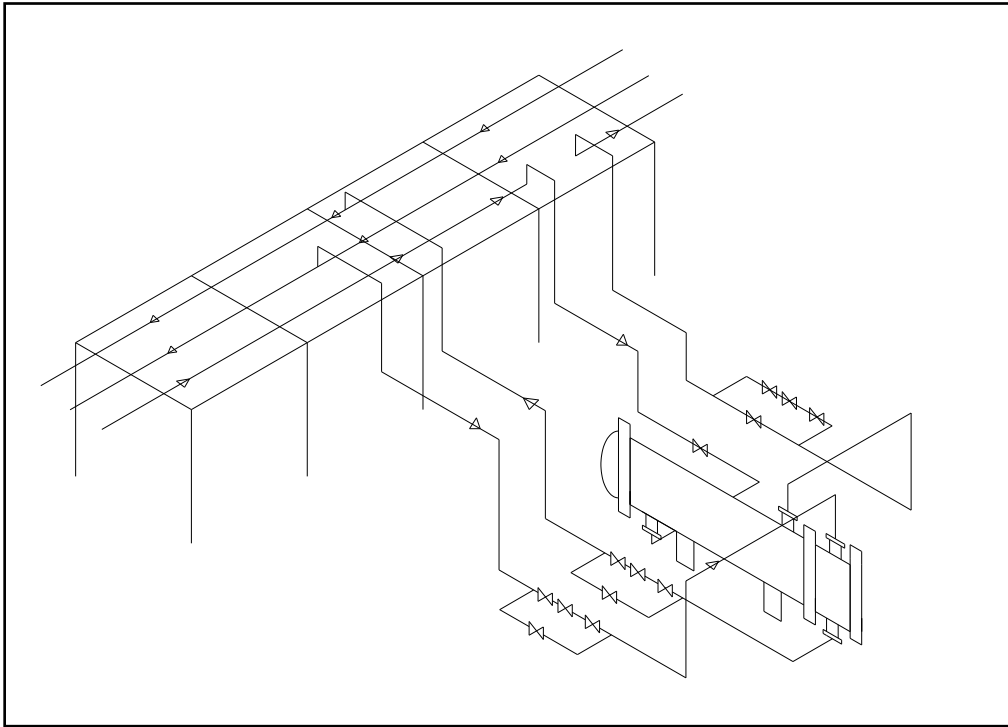
PROPUESTA3			
# DE INTERCAMBIADORES NUEVOS	2.00	Inversión (\$)=	304,665.95
ÁREA NUEVA (m <sup>2</sup> )=	175.00		
CARCASAS NUEVAS	0.00		

	1-N	2-N
Área=	1,476.81	407.95
Costo base=	10,000.00	5,000.00
Fd (Cab flotante)=	1.00	1.00
Fp (169 psia)=	0.10	0.10
Fm (AC/AC)=	1.00	1.00
Costo ajustado (fob)=	11,000.00	5,500.00
Factor de modulo=	3.39	3.39
Costo modulo (md)=	33,900.00	16,950.00
Costo modulo ajustado para 1696=	34,900.00	17,450.00
Índice 1969=	113.70	113.70
Índice 2008=	575.40	575.40
Costo=	176,617.94	88,308.97
Costo +15% contingencias=	203,110.63	101,555.32

## **ANEXO D – CÁLCULO DEL COSTO DE TUBERÍA**

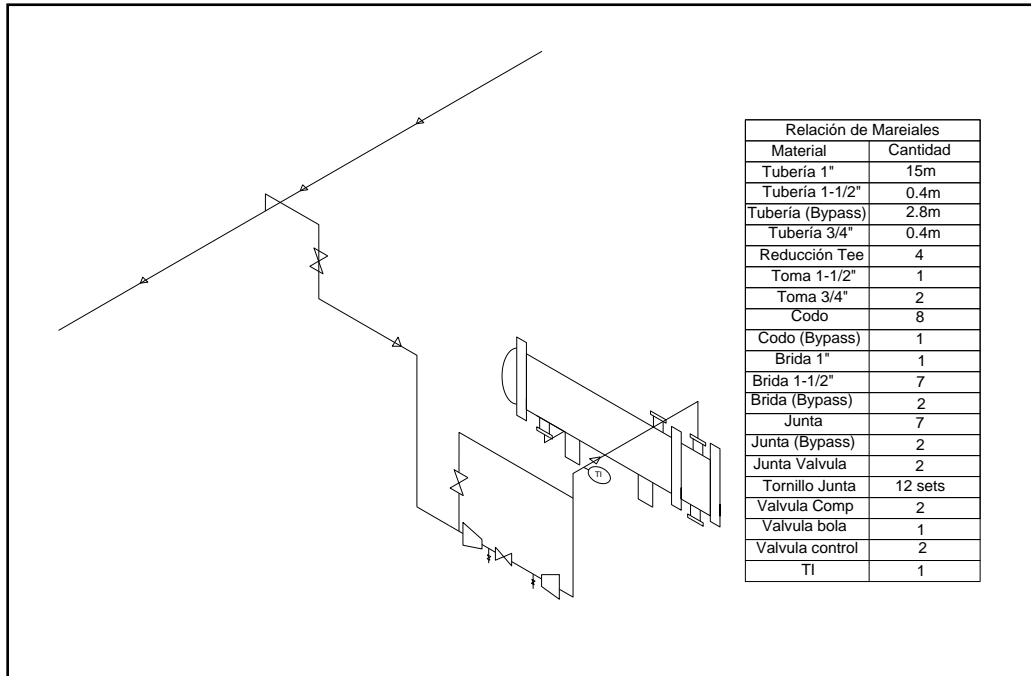
## ESTIMACIÓN DEL CONTO DE TUBERÍAS

Para determinar el costo de la tubería generalmente es necesario contar con los isométricos de las tuberías de los equipos, especificaciones, costo de materiales, costos de instalación, sistemas auxiliares, soporte para los tubos, pintura, etc. En esta etapa del análisis es imposible contar con esta información por lo que se asume un arreglo general para todos los intercambiadores. En la Figura 2 se muestra el arreglo considerado en base al cual se determinara el costo de la tubería.



**Figura 2 Diagrama general de un intercambiador**

Posteriormente se determina la cantidad de material necesario así como los accesorios. En la Figura 3 se muestran los materiales necesarios para el caso de una línea.



**Figura 3 Materiales utilizados generalmente para una línea de vapor**

Conociendo la cantidad de materiales se puede determinar el costo de la tubería para un intercambiador (Peters et al., 2003). De esta forma se puede determinar el costo para diferentes diámetros de tubería. A continuación se muestra la correlación utilizada para este cálculo:

$$\text{Costo de tubería} = AD + Be^{CD}$$

**Tabla 3 Coeficiente para la ecuación 1**

Stream Service	Piping Material	Pressure Rating	Coeficiente		
			A	B	C
Steam supply line	C.S	150	2400	4700	0.182
		300	2400	5200	0.182
Condensate	C.S	150	2100	2000	0.31
		300	2100	2200	0.31
Process Inlet and outlet	C.S	150	3500	5000	0.185
		300	3500	5500	0.185
	S.S	150	3500	12800	0.17
		300	3500	13400	0.17
Coling water	C.S	150	2900	3400	0.16

## PROPUESTA 1

	D(in)	A	B	C	Costo (\$USD)
INTERCAMBIADOR 1-N( Carga - Lean Sponge)	8	3500	5000	0.185	49964.9457
INTERCAMBIADOR 2-N (Reb 6-E - Gasolina)	12	3500	5000	0.185	88037.3375
INTERCAMBIADOR 3-N (Rehervidor 3-E - Lean Sponge)	10	3500	5500	0.185	69979.44
INTERCAMBIADOR 4-N (Carga - ACL)	8	3500	5000	0.185	49964.9457
					257946.669


## PROPUESTA 2

	D(in)	A	B	C	Costo (\$USD)
INTERCAMBIADOR 1-N( Alimentación 6-E - Gasolina)	8	2400	4700	0.182	39357.4156
INTERCAMBIADOR 2-N (Carga - ACL)	8	3500	5500	0.185	52161.4403
INTERCAMBIADOR 3-N (Rehervidor 3-E - Lean Sponge)	8	3500	5000	0.185	49964.9457
INTERCAMBIADOR 4-N Lean Sponge - Rich Sponge	6	3500	5000	0.185	36171.9046
INTERCAMBIADOR 5-N (Rehervidor 6-E - Gasolina)	12	3500	5000	0.185	88037.3375
					265693.044


### PROPUESTA 3

	D(in)	A	B	C	Costo (\$USD)
INTERCAMBIADOR 1-N (Carga - ACL)	6	3500	5000	0.185	36171.9046
INTERCAMBIADOR 2-N (Carga - ACP)	8	3500	5000	0.185	49964.9457
					86136.8503

## **ANEXO E – RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN**

1	 <b>LEGENDS</b> Burlington, MA USA		Case Name: FCC SALAMANCA V0.14D.HSC			
2			Unit Set: NewUser1			
3			Date/Time: Wed Jun 23 20:03:27 2010			
4						
5						
6	<b>Workbook: 1-E (COL1)</b>					
7						
8						
9	<b>Material Streams</b>					Fluid Pkg: All
10						
11	Name	Reflux @COL1	3 @COL1	RESIDUO TO 10-J @COL1	LIQUID TO 4-J @COL1	GAS TO 2-J @COL1
12	Vapour Fraction	0.0000	0.7637	0.0000	0.0000	1.0000
13	Temperature (C)	40.26	120.0	351.4	40.26	40.26
14	Pressure (kg/cm2_g)	1.266	1.476	1.501	1.266	1.266
15	Molar Flow (lbmole/hr)	5969	1.123e+004	109.0	2457	2551
16	Mass Flow (lb/hr)	5.632e+005	8.934e+005	5.272e+004	2.319e+005	1.035e+005
17	Liquid Volume Flow (barrel/day)	5.421e+004	8.923e+004	3900	2.232e+004	1.344e+004
18	Heat Flow (MMBtu/hr)	-473.4	-624.9	-29.57	-194.9	-55.90
19	Name	CARGA FRACCIONA	WATER DRAIN @COL1	SS ACL Draw @COL1	SS ACL Return @COL1	ACL TO 5-J @COL1
20	Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000
21	Temperature (C)	515.6	40.26	248.8	240.3	214.6
22	Pressure (kg/cm2_g)	2.461	1.266	1.485	1.485	1.485
23	Molar Flow (lbmole/hr)	5162	407.4	340.7	331.0	226.5
24	Mass Flow (lb/hr)	4.459e+005	7340	6.894e+004	2.426e+004	4.859e+004
25	Liquid Volume Flow (barrel/day)	4.405e+004	503.6	5724	1993	4000
26	Heat Flow (MMBtu/hr)	-62.55	-49.93	-48.08	-33.84	-36.14
27	Name	VAPOR A 2-E @COL1	TO 9-J @COL1	RETUR 1-E @COL1	TO 7-J @COL1	TO PLATO 12 @COL1
28	Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
29	Temperature (C)	250.0	351.4	216.2	302.8	272.0
30	Pressure (kg/cm2_g)	17.55	1.501	2.482	1.490	4.570
31	Molar Flow (lbmole/hr)	216.8	615.0	615.0	1389	1389
32	Mass Flow (lb/hr)	3906	2.974e+005	2.974e+005	3.746e+005	3.746e+005
33	Liquid Volume Flow (barrel/day)	268.0	2.200e+004	2.200e+004	3.000e+004	3.000e+004
34	Heat Flow (MMBtu/hr)	-21.90	-166.8	-216.3	-235.1	-249.7
35	Name	TO 6-J @COL1	RICH SPONGE TO 1-E @COL1	VAPOR 1-E @COL1	LODO TO RISER @COL1	5 @COL1
36	Vapour Fraction	0.0000	0.0415	1.0000	0.0000	0.2281
37	Temperature (C)	248.8	149.3	250.0	351.4	37.00
38	Pressure (kg/cm2_g)	1.485	10.12	17.58	1.501	1.005
39	Molar Flow (lbmole/hr)	601.3	746.3	277.5	13.98	1.124e+004
40	Mass Flow (lb/hr)	1.217e+005	1.289e+005	5000	6759	8.945e+005
41	Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.010e+004	1.101e+004	343.1	500.0	8.934e+004
42	Heat Flow (MMBtu/hr)	-84.86	-102.6	-28.03	-3.790	-766.7
43	Name	HCO RCY Riser @COL1				
44	Vapour Fraction	0.0000				
45	Temperature (C)	302.8				
46	Pressure (kg/cm2_g)	1.490				
47	Molar Flow (lbmole/hr)	46.29				
48	Mass Flow (lb/hr)	1.249e+004				
49	Liquid Volume Flow (barrel/day)	1000				
50	Heat Flow (MMBtu/hr)	-7.835				
51						



1	 <b>LEGENDS</b> Burlington, MA USA		Case Name: FCC SALAMANCA V0.14D.HSC			
2			Unit Set: NewUser1			
3			Date/Time: Wed Jun 23 20:03:27 2010			
4						
5						
6	<b>Workbook: 3-E-ABS (COL2)</b>					
7						
8	<b>Material Streams</b>					
9						Fluid Pkg: All
10						
11	Name	TO 3-E FROM 26-J @	FONDO 3-E ABS @C	SAL DOMO 3-E @CO	SAL FONDO 3-E @CO	LIQUID TO 3-E @CC
12	Vapour Fraction	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000	0.0000
13	Temperature (C)	31.60	40.43	40.30	49.88	40.74
14	Pressure (kg/cm2_g)	10.97	11.55	10.90	11.67	11.60
15	Molar Flow (lbmole/hr)	771.5	1740	1085	3884	2457
16	Mass Flow (lb/hr)	7.285e+004	4.979e+004	2.561e+004	3.289e+005	2.319e+005
17	Liquid Volume Flow (barrel/day)	7010	7999	4333	3.299e+004	2.232e+004
18	Heat Flow (MMBtu/hr)	-62.91	-41.49	-27.85	-271.3	-194.7
19						
20	<b>Workbook: 3-E AGO (COL3)</b>					
21						
22	<b>Material Streams</b>					
23						Fluid Pkg: All
24	Name	SAL DOMO TO MIX 9	To Reboiler @COL3	Boilup @COL3	FONDO TO 4-E @CO	LIQ TO 3-E AGO @C
25	Vapour Fraction	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000
26	Temperature (C)	47.10	74.92	112.1	112.1	40.44
27	Pressure (kg/cm2_g)	11.67	11.81	12.16	12.16	11.81
28	Molar Flow (lbmole/hr)	554.1	6487	1872	4616	5170
29	Mass Flow (lb/hr)	1.877e+004	4.772e+005	9.603e+004	3.811e+005	3.999e+005
30	Liquid Volume Flow (barrel/day)	3011	5.024e+004	1.191e+004	3.833e+004	4.134e+004
31	Heat Flow (MMBtu/hr)	-16.19	-320.6	-29.00	-261.1	-307.7
32						
33	<b>Workbook: 5-E (COL4)</b>					
34						
35	<b>Material Streams</b>					
36						Fluid Pkg: All
37	Name	Reflux @COL4	To Condenser @COL4	Boilup @COL4	To Reboiler @COL4	LIQ TO 13-F @COL4
38	Vapour Fraction	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000	0.0000
39	Temperature (C)	26.94	56.89	163.2	142.0	26.94
40	Pressure (kg/cm2_g)	9.034	9.386	9.913	9.562	9.034
41	Molar Flow (lbmole/hr)	2036	3212	2653	6092	1177
42	Mass Flow (lb/hr)	9.770e+004	1.542e+005	1.955e+005	5.201e+005	5.648e+004
43	Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.226e+004	1.935e+004	2.028e+004	5.152e+004	7089
44	Heat Flow (MMBtu/hr)	-20.67	-6.457	-87.80	-357.6	-11.95
45	Name	FONDO TO 13-C @C	TO 5-E @COL4			
46	Vapour Fraction	0.0000	0.0755			
47	Temperature (C)	163.2	119.9			
48	Pressure (kg/cm2_g)	9.913	11.67			
49	Molar Flow (lbmole/hr)	3439	4616			
50	Mass Flow (lb/hr)	3.246e+005	3.811e+005			
51	Liquid Volume Flow (barrel/day)	3.124e+004	3.833e+004			
52	Heat Flow (MMBtu/hr)	-235.6	-255.6			

Workbook: 4-E (COL5)						
Material Streams						
						Fluid Pkg: All
Name	SPONGE TO 4-E @C	SAL DOMO 3-E TO 4-	OFF GAS @COL5	RICH SPONGE TO 11		
Vapour Fraction	0.0000	0.9982	1.0000	0.0000		
Temperature (C)	40.00	41.93	42.05	49.08		
Pressure (kg/cm2_g)	11.17	10.80	10.89	10.83		
Molar Flow (lbmole/hr)	801.3	1085	940.1	746.3		
Mass Flow (lb/hr)	1.217e+005	2.561e+004	1.835e+004	1.289e+005		
Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.010e+004	4333	3428	1.101e+004		
Heat Flow (MMBtu/hr)	-111.2	-27.85	-23.85	-115.2		
Workbook: 6-E (COL6)						
Material Streams						
						Fluid Pkg: All
Name	Reflux @COL6	To Condenser @COL6	Boilup @COL6	To Reboiler @COL6	LIQ TO 22-C @COL6	
Vapour Fraction	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000	0.0000	
Temperature (C)	19.80	30.40	97.47	92.50	19.80	
Pressure (kg/cm2_g)	15.89	16.10	18.87	16.88	15.89	
Molar Flow (lbmole/hr)	1275	1788	1076	1740	513.0	
Mass Flow (lb/hr)	4.945e+004	6.933e+004	5.814e+004	9.473e+004	1.989e+004	
Liquid Volume Flow (barrel/day)	7202	1.010e+004	6785	1.096e+004	2897	
Heat Flow (MMBtu/hr)	-20.19	-18.13	1.363	-8.614	-8.120	
Name	LIQ TO 20-C @COL6	LIQ TO 6-E @COL6				
Vapour Fraction	0.0000	0.5320				
Temperature (C)	97.47	65.00				
Pressure (kg/cm2_g)	18.87	14.70				
Molar Flow (lbmole/hr)	863.8	1177				
Mass Flow (lb/hr)	3.659e+004	5.648e+004				
Liquid Volume Flow (barrel/day)	4192	7089				
Heat Flow (MMBtu/hr)	-0.9692	-5.916				
Workbook: Case (Main)						
Material Streams						
						Fluid Pkg: All
Name	GAS SECO	ACL	GASOLINA	RESIDUO	CARGA GASOLEOS	
Vapour Fraction	---	---	---	---	0.0000	
Temperature (C)	---	---	---	---	91.16 *	
Pressure (kg/cm2_g)	---	---	---	---	3.888 *	
Molar Flow (lbmole/hr)	1189	386.6	2477	91.52	2107	
Mass Flow (lb/hr)	2.672e+004	8.324e+004	2.312e+005	5.174e+004	4.536e+005	
Liquid Volume Flow (barrel/day)	4800 *	6863 *	2.241e+004 *	3771 *	3.735e+004 *	
Heat Flow (MMBtu/hr)	---	---	---	---	-394.0	
Name	PROPANO-PROPILE	BUTANO-BUTILENO	CARGA FRACCIONA	PROPILENO	WATER DRAIN	
Vapour Fraction	---	---	1.0000	---	0.0000	
Temperature (C)	---	---	515.8 *	---	40.28	
Pressure (kg/cm2_g)	---	---	2.461 *	---	1.266	
Molar Flow (lbmole/hr)	130.8	703.4	5182	204.4	407.4	
Mass Flow (lb/hr)	5880	3.871e+004	4.459e+005	8608	7340	
Liquid Volume Flow (barrel/day)	746.0 *	4336 *	4.405e+004	1132 *	503.8	
Heat Flow (MMBtu/hr)	---	---	-62.55	---	-49.93	

Workbook: Case (Main) (continued)						
Material Streams (continued)						Fluid Pkg: All
11	Name	GAS TO 16-F	LIQUID TO 4-J	RESIDUO TO 10-J	RES TO 6-C	VAPOR A 2-E
12	Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000
13	Temperature (C)	40.26	40.26	351.4	351.6	250.0
14	Pressure (kg/cm2_g)	1.266	1.266	1.501	6.328	17.58
15	Molar Flow (lbmole/hr)	2551	2457	109.0	109.0	216.8
16	Mass Flow (lb/hr)	1.035e+005	2.319e+005	5.272e+004	5.272e+004	3906
17	Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.344e+004	2.232e+004	3900	3900	268.0
18	Heat Flow (MMBtu/hr)	-55.90	-194.9	-29.57	-29.54	-21.90
19	Name	ACL TO 5-J	ACL P	TO 9-J	TO 2-C	RETURN TO MIX
20	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
21	Temperature (C)	214.6	214.8	351.4	351.5	216.4
22	Pressure (kg/cm2_g)	1.485	7.031	1.501	3.185	2.834
23	Molar Flow (lbmole/hr)	226.5	226.5	615.0	240.4	240.4
24	Mass Flow (lb/hr)	4.859e+004	4.859e+004	2.974e+005	1.163e+005	1.163e+005
25	Liquid Volume Flow (barrel/day)	4000	4000	2.200e+004	8600	8600
26	Heat Flow (MMBtu/hr)	-36.14	-36.11	-166.8	-65.18	-84.53
27	Name	RETUR 1-E	TO 7-J	TO 29-C	TO PLATO 12	TO PLATO 8 RCY
28	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
29	Temperature (C)	216.2	302.8	303.0	272.0	272.0
30	Pressure (kg/cm2_g)	2.482	1.490	5.273	4.570	4.570
31	Molar Flow (lbmole/hr)	615.0	1389	1389	1389	1389
32	Mass Flow (lb/hr)	2.974e+005	3.746e+005	3.746e+005	3.746e+005	3.746e+005
33	Liquid Volume Flow (barrel/day)	2.200e+004	3.000e+004	3.000e+004	3.000e+004	3.000e+004
34	Heat Flow (MMBtu/hr)	-216.3	-235.1	-234.9	-249.7	-249.7
35	Name	TO 6-J	LEAN SPONGE TO 11	LIQUID TO 3-E	GAS TO 2-J-1	DRAIN.
36	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000
37	Temperature (C)	246.8	249.4	40.74	40.26	40.26
38	Pressure (kg/cm2_g)	1.485	11.62	11.60	1.266	1.266
39	Molar Flow (lbmole/hr)	601.3	601.3	2457	2551	0.0000
40	Mass Flow (lb/hr)	1.217e+005	1.217e+005	2.319e+005	1.035e+005	0.0000
41	Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.010e+004	1.010e+004	2.232e+004	1.344e+004	0.0000
42	Heat Flow (MMBtu/hr)	-84.86	-84.76	-194.7	-55.90	0.0000
43	Name	GAS TO 27-C	GAS TO 15-F	GAS TO 17-F	LIQ TO 14-J	DRAIN..
44	Vapour Fraction	1.0000	0.7718	1.0000	0.0000	0.0000
45	Temperature (C)	83.10	45.66	45.66	45.66	45.66
46	Pressure (kg/cm2_g)	4.324	4.218	4.218	4.218	4.218
47	Molar Flow (lbmole/hr)	2551	3078	2376	136.7	565.7
48	Mass Flow (lb/hr)	1.035e+005	1.130e+005	9.295e+004	9822	1.019e+004
49	Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.344e+004	1.410e+004	1.237e+004	1031	699.2
50	Heat Flow (MMBtu/hr)	-52.62	-122.4	-46.32	-6.904	-69.22
51	Name	GAS TO 2-J-2	DRAIN..	TO MIX 9-C	LIQ TO MIX 9-C	SAL 2-J TO 9-C
52	Vapour Fraction	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.3219
53	Temperature (C)	45.66	45.66	93.07	46.11	66.01
54	Pressure (kg/cm2_g)	4.218	4.218	11.60	11.60	11.60
55	Molar Flow (lbmole/hr)	2376	0.0000	2376	136.7	7568
56	Mass Flow (lb/hr)	9.295e+004	0.0000	9.295e+004	9822	4.615e+005
57	Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.237e+004	0.0000	1.237e+004	1031	5.015e+004
58	Heat Flow (MMBtu/hr)	-46.32	0.0000	-43.20	-6.898	-413.2

**Workbook: Case (Main) (continued)**

Material Streams (continued)							Fluid Pkg:	All
11	Name	H2O 2-J	TO 27-C F MIX	H2O 9C	SAL 2-J TO 4-F	LIQ TO 13-J		
12	Vapour Fraction	0.0000	0.8524	0.0000	0.2299	0.0000		
13	Temperature (C)	82.39	70.08	46.00	40.43	40.43		
14	Pressure (kg/cm2_g)	4.324	4.324	11.80	11.55	11.55		
15	Molar Flow (lbmole/hr)	527.6	3078	619.5	7588	5170		
16	Mass Flow (lb/hr)	9505	1.130e+005	1.118e+004	4.615e+005	3.999e+005		
17	Liquid Volume Flow (barrel/day)	652.1	1.410e+004	765.7	5.015e+004	4.134e+004		
18	Heat Flow (MMBtu/hr)	-83.91	-118.5	-75.79	-429.9	-307.7		
19	Name	FONDO 3-E ABS	DRAIN....	SAL DOMO 3-E TO 4-	SAL FONDO 3-E	SAL FONDO 3-E RC)		
20	Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.9982	0.0000	0.0000		
21	Temperature (C)	40.43	40.43	41.93	49.88	49.85		
22	Pressure (kg/cm2_g)	11.55	11.55	10.90	11.67	11.67		
23	Molar Flow (lbmole/hr)	1740	657.9	1085	3884	3883		
24	Mass Flow (lb/hr)	4.979e+004	1.185e+004	2.561e+004	3.289e+005	3.289e+005		
25	Liquid Volume Flow (barrel/day)	7999	813.3	4333	3.299e+004	3.299e+004		
26	Heat Flow (MMBtu/hr)	-41.49	-80.61	-27.85	-271.3	-271.2		
27	Name	LIQ TO 3-E AGO	SAL DOMO TO MIX 9	FONDO 3-E AGO TO	SAL DOMO 3-E ABS	TO 5-E		
28	Vapour Fraction	0.0000	0.9998	0.0000	0.9998	0.0755		
29	Temperature (C)	40.44	47.23	112.1	47.24	119.9		
30	Pressure (kg/cm2_g)	11.81	11.67	12.18	11.67	11.67		
31	Molar Flow (lbmole/hr)	5170	554.1	4818	552.5	4816		
32	Mass Flow (lb/hr)	3.999e+005	1.877e+004	3.811e+005	1.871e+004	3.811e+005		
33	Liquid Volume Flow (barrel/day)	4.134e+004	3011	3.833e+004	3002	3.833e+004		
34	Heat Flow (MMBtu/hr)	-307.7	-16.19	-261.1	-16.13	-255.6		
35	Name	FONDO TO 13-C	LIQ TO 13-F	FONDO 5-E TO 16-C	GAS TO 9-C	DRAIN....		
36	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000		
37	Temperature (C)	183.2	26.94	149.2	26.94	26.94		
38	Pressure (kg/cm2_g)	9.913	9.034	9.632	9.034	9.034		
39	Molar Flow (lbmole/hr)	3439	1177	3439	0.0000	0.0000		
40	Mass Flow (lb/hr)	3.248e+005	5.648e+004	3.248e+005	0.0000	0.0000		
41	Liquid Volume Flow (barrel/day)	3.124e+004	7089	3.124e+004	0.0000	0.0000		
42	Heat Flow (MMBtu/hr)	-235.6	-11.95	-241.0	0.0000	0.0000		
43	Name	LIQ TO 16-J	LIQ TO 6-E	GASO TO 17-C	TO GASO T 26-J	GASOLINA P		
44	Vapour Fraction	0.0000	0.5320	0.0000	0.0000	0.0000		
45	Temperature (C)	26.94	65.00	133.3	37.78	37.78		
46	Pressure (kg/cm2_g)	9.034	14.70	9.351	9.249	9.249		
47	Molar Flow (lbmole/hr)	1177	1177	3439	3439	2667		
48	Mass Flow (lb/hr)	5.648e+004	5.648e+004	3.248e+005	3.248e+005	2.518e+005		
49	Liquid Volume Flow (barrel/day)	7089	7089	3.124e+004	3.124e+004	2.423e+004		
50	Heat Flow (MMBtu/hr)	-11.95	-5.916	-247.0	-278.5	-216.0		
51	Name	GAS TO 26-J	TO 3-E FROM 26-J R)	GAS TO 28-C	TO 3-E FROM 26-J	SPONGE TO 12-C		
52	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
53	Temperature (C)	37.78	31.60	37.89	31.60	159.5		
54	Pressure (kg/cm2_g)	9.249	10.97	11.87	10.97	11.27		
55	Molar Flow (lbmole/hr)	771.6	771.6	771.6	771.5	601.3		
56	Mass Flow (lb/hr)	7.285e+004	7.285e+004	7.285e+004	7.285e+004	1.217e+005		
57	Liquid Volume Flow (barrel/day)	7010	7010	7010	7010	1.010e+004		
58	Heat Flow (MMBtu/hr)	-62.49	-62.89	-62.47	-62.91	-97.33		

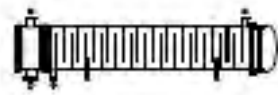
Workbook: Case (Main) (continued)						
Material Streams (continued)						
						Fluid Pkg: All
11	Name	SPONGE TO 4-E	OFF GAS	RICH SPONGE TO 11	RICH SPONGE TO 1-	RICH SPONGE TO 1-
12	Vapour Fraction	0.0000	0.9984	0.0000	0.0415	0.0415
13	Temperature (C)	40.00	43.78	49.06	149.3	149.3
14	Pressure (kg/cm2_g)	11.17	10.69	10.83	10.12	10.12
15	Molar Flow (lbmole/hr)	801.3	940.1	746.3	746.3	746.3
16	Mass Flow (lb/hr)	1.217e+005	1.835e+004	1.289e+005	1.289e+005	1.289e+005
17	Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.010e+004	3428	1.101e+004	1.101e+004	1.101e+004
18	Heat Flow (MMBtu/hr)	-111.2	-23.85	-115.2	-102.6	-102.6
19	Name	PROPANO	LIQ TO 20-C	TO 16-C	BUTANO P	VAPOR 1-E
20	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000
21	Temperature (C)	19.80	97.47	27.54	32.45	250.0
22	Pressure (kg/cm2_g)	15.89	16.87	15.40	16.17	17.58
23	Molar Flow (lbmole/hr)	513.0	683.8	1177	683.8	277.5
24	Mass Flow (lb/hr)	1.989e+004	3.659e+004	5.648e+004	3.659e+004	5000
25	Liquid Volume Flow (barrel/day)	2897	4192	7089	4192	343.1
26	Heat Flow (MMBtu/hr)	-8.120	-0.9692	-11.91	-3.709	-28.03
27	Name	LODO TO RISER	CARGA TO 3-J	DRAIN	VENTEO	CARGA TO 8-C
28	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000
29	Temperature (C)	351.4	91.16	91.16	91.16	91.31
30	Pressure (kg/cm2_g)	1.501	3.888	3.888	3.888	8.310
31	Molar Flow (lbmole/hr)	13.98	2107	0.0000	0.0000	2107
32	Mass Flow (lb/hr)	6759	4.536e+005	0.0000	0.0000	4.536e+005
33	Liquid Volume Flow (barrel/day)	500.0	3.735e+004	0.0000	0.0000	3.735e+004
34	Heat Flow (MMBtu/hr)	-3.790	-394.0	0.0000	0.0000	-393.9
35	Name	CARGA 20-C	RESIDUO TO 7-C	RESIDUO P	CARGAN 8-C	TO MIX 2C 8C 14C
36	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
37	Temperature (C)	118.9	159.6	65.56	151.0	351.5
38	Pressure (kg/cm2_g)	8.107	5.203	4.500	7.404	3.185
39	Molar Flow (lbmole/hr)	2107	109.0	109.0	2107	615.0
40	Mass Flow (lb/hr)	4.536e+005	5.272e+004	5.272e+004	4.536e+005	2.974e+005
41	Liquid Volume Flow (barrel/day)	3.735e+004	3900	3900	3.735e+004	2.200e+004
42	Heat Flow (MMBtu/hr)	-381.8	-41.57	-46.31	-367.0	-166.7
43	Name	TO 8-C	RETURN TO MIX2	1	CARGA TO B-2	CARGA AL REACTOR
44	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
45	Temperature (C)	351.5	216.0	216.2	173.4	262.0
46	Pressure (kg/cm2_g)	3.185	2.482	2.482	6.701	6.630
47	Molar Flow (lbmole/hr)	134.2	134.2	615.0	2107	2107
48	Mass Flow (lb/hr)	6.489e+004	6.489e+004	2.974e+005	4.536e+005	4.536e+005
49	Liquid Volume Flow (barrel/day)	4800	4800	2.200e+004	3.735e+004	3.735e+004
50	Heat Flow (MMBtu/hr)	-36.38	-47.21	-216.3	-356.2	-309.3
51	Name	HCO RCY Riser	ACL	3	4	5
52	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.7637	0.2501	0.2501
53	Temperature (C)	302.8	34.20	120.0	37.00	37.00
54	Pressure (kg/cm2_g)	1.490	6.328	1.476	0.7734	0.7734
55	Molar Flow (lbmole/hr)	46.29	226.5	1.123e+004	1.123e+004	1.123e+004
56	Mass Flow (lb/hr)	1.249e+004	4.859e+004	8.934e+005	8.934e+005	8.934e+005
57	Liquid Volume Flow (barrel/day)	1000.	4000	8.923e+004	8.923e+004	8.923e+004
58	Heat Flow (MMBtu/hr)	-7.835	-44.90	-624.9	-762.6	-762.6

Workbook: Case (Main) (continued)						
Material Streams (continued)						Fluid Pkg: All
11	Name	8	7Agua	7agua	8	agua7
12	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13	Temperature (C)	37.95	28.00	28.00	50.55	30.00
14	Pressure (kg/cm2_g)	3.413	3.515	3.515	3.413	3.515
15	Molar Flow (lbmole/hr)	4.174e+004	4.174e+004	4.174e+004	4.174e+004	3.752e+004
16	Mass Flow (lb/hr)	7.520e+005	7.520e+005	7.520e+005	7.520e+005	6.760e+005
17	Liquid Volume Flow (barrel/day)	5.160e+004	5.160e+004	5.160e+004	5.160e+004	4.638e+004
18	Heat Flow (MMBtu/hr)	-5118	-5132	-5132	-5101	-4611
19	Name	9	TO 14-C.	RETURN TO MIX1	14	Agua..
20	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
21	Temperature (C)	43.24	351.5	216.2	92.06	30.00
22	Pressure (kg/cm2_g)	3.413	3.185	2.834	2.812	3.515
23	Molar Flow (lbmole/hr)	3.752e+004	240.4	240.4	6.608e+004	6.608e+004
24	Mass Flow (lb/hr)	6.760e+005	1.163e+005	1.163e+005	1.190e+006	1.190e+006
25	Liquid Volume Flow (barrel/day)	4.638e+004	8600	8600	8.168e+004	8.168e+004
26	Heat Flow (MMBtu/hr)	-4595	-65.18	-84.56	-7983	-8121
27	Name	15agua	15			
28	Vapour Fraction	0.0000	0.0000			
29	Temperature (C)	30.00	34.26			
30	Pressure (kg/cm2_g)	3.515	2.812			
31	Molar Flow (lbmole/hr)	4.174e+004	4.174e+004			
32	Mass Flow (lb/hr)	7.520e+005	7.520e+005			
33	Liquid Volume Flow (barrel/day)	5.160e+004	5.160e+004			
34	Heat Flow (MMBtu/hr)	-5130	-5124			




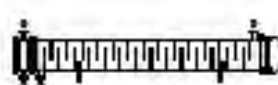
## **ANEXO F – HOJA DE DATOS DE LOS NUEVOS INTERCAMBIADORES**

1	Intercambiador 1-N, de la propuesta número 1									
2										
3										
4										
5										
6	Size	37-240	In	Type	AES	Hor	Connected in	1 parallel	1 series	
7	Surf/unit(eff.)	203,2	m <sup>2</sup>	Shells/unit	1		Surf/shell (eff.)	203,2	m <sup>2</sup>	
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT									
9	Fluid allocation			Shell Side		Tube Side				
10	Fluid name			Lean sponge		Carga				
11	Fluid quantity, Total			kg/s		15,3325				
12	Vapor (In/Out)			kg/s		0				
13	Liquid			kg/s		15,3325				
14	Noncondensable			kg/s		0				
15										
16	Temperature (In/Out)			°C		189,1				
17	Dew / Bubble point			°C		130,9				
18	Density Vapor/Liquid			kg/m <sup>3</sup>		98				
19	Viscosity			mPa s		115,3				
20	Molecular wt, Vap					/ 695,99				
21	Molecular wt, NC					/ 695,99				
22	Specific heat			kJ/(kg K)		/ 773,28				
23	Thermal conductivity			W/(m K)		/ 773,28				
24	Latent heat			kJ/kg		/ 2,207				
25	Pressure			bar		/ 2,207				
26	Velocity			m/s		/ 0,1104				
27	Pressure drop, allow./calc.			bar		/ 0,1104				
28	Fouling resist. (min)			m <sup>2</sup> K/W		/ 0,1347				
29	Heat exchanged			7,93		MBTU/h				
30	Transfer rate, Service			243,4		Dirty				
31				246,9		Clean				
32				486,2		W/(m <sup>2</sup> K)				
33	CONSTRUCTION OF ONE SHELL						Sketch			
34	Design/Test pressure			bar		14,479/				
35	Design temperature			°C		287,78				
36	Number passes per shell					1				
37	Corrosion allowance			mm		3,18				
38	Connections			In mm		127/ -				
39	Sizing			Out		101,6/ -				
40	Nominal			intermediate		/ -				
41	Tube No. 587			OO 19,05		Tks-Avg 1,65				
42	Tube type			Plain		#/m Material Carbon Steel				
43	Shell			Carbon Steel		ID 939,8				
44	Channel or bonnet			Carbon Steel		Shell cover -				
45	Tubesheet-stationary			Carbon Steel		Channel cover Carbon Steel				
46	Floating head cover			Carbon Steel		Tubesheet-floating Carbon Steel				
47	Baffle-crossing			Carbon Steel		Impingement protection None				
48	Baffle-long			-		Type Single segmental				
49	Supports-tube			U-bend		Out(%d) 20,1				
50	Bypass seal			-		H Spacing: o/c 209,55				
51	Expansion joint			-		Seal type Inlet 272,25				
52	RhoV2-Inlet nozzle			2028		Type				
53	Gaskets - Shell side			Flat Metal Jacket Fibe		Tube-tubesheet joint Exp.				
54	Gaskets - Shell side			Flat Metal Jacket Fibe		Type				
55	Code requirements			ASME Code Sec VIII Div 1		Bundle entrance 158				
56	Weight/Shell			8090,2		Bundle exit 255				
57	Remarks					kg/m <sup>2</sup>				
58										





1	Intercambiador 2-N, Propuesta número 1											
2												
3												
4												
5												
6	Size	1041,4-6096	mm	Type	AES	Hor	Connected in	1 parallel	1 series			
7	Surf/unit(eff.)	246,3	m <sup>2</sup>	Shells/unit	1		Surf/shell (eff.)	246,3	m <sup>2</sup>			
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT											
9	Fluid allocation			Shell Side		Tube Side						
10	Fluid name			Gasolina		Fondo 6-E						
11	Fluid quantity, Total	kg/h		147260		396010						
12	Vapor (In/Out)	kg/s		0		0						
13	Liquid	kg/s		40,9056		110,0028						
14	Noncondensable	kg/s		0		0						
15												
16	Temperature (In/Out)	°C		146,7		120,67						
17	Dew / Bubble point	°C										
18	Density	Vapor/Liquid	kg/m <sup>3</sup>	/	581,32	/	581,32	/	328,59			
19	Viscosity	mPa s		/	0,147	/	0,147	/	0,0107			
20	Molecular wt, Vap											
21	Molecular wt, NC											
22	Specific heat	kJ/(kg K)		/	2,735	/	2,735	/	3,114			
23	Thermal conductivity	W/(m K)		/	0,0776	/	0,0776	/	0,0244			
24	Latent heat	kJ/kg										
25	Pressure	bar		10,45907		10,26016						
26	Velocity	m/s		0,91		4,79						
27	Pressure drop, allow/calc.	bar		0,68948		0,19891						
28	Fouling resist. (min)	m <sup>2</sup> K/W		0,0009		0,0009						
29	Heat exchanged	9,94	MBTU/h	MTD corrected		36,75 °C						
30	Transfer rate, Service	321,6	Dirty	327,8	Clean	841,3	W/(m <sup>2</sup> K)					
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL						Sketch					
32			Shell Side		Tube Side							
33	Design/Test pressure	bar	3,10004/	/Code	19,9948/	/Code						
34	Design temperature	°C	248,89		198,89							
35	Number passes per shell	1		2								
36	Corrosion allowance	mm	3,18		3,18							
37	Connections	in	mm	254/	-	457,2/				-		
38	Size/rating	Out	203,2/		355,6/							
39	Nominal	Intermediate	/		/							
40	Tube No. 717	OD	19,05	Thk-Avg	1,65	mm				Length	6096	mm
41	Tube type	Plain	#/m	Material	Carbon Steel	Tube pattern				90		
42	Shell	Carbon Steel	ID	1041,4	OD	1066,8	mm	Shell cover	-			
43	Channel or bonnet	Carbon Steel	Channel cover		Carbon Steel							
44	Tubesheet-stationary	Carbon Steel	Tubesheet-floating		Carbon Steel							
45	Floating head cover	Carbon Steel	Impingement protection		None							
46	Baffle-crossing	Carbon Steel	Type	Single segmental	Cut(%d)	19,97	H	Spacing: c/c	196,85			
47	Baffle-long	-	Seal type			Inlet	421,7		mm			
48	Supports-tube	U-bend		Type								
49	Bypass seal	Tube-tubesheet joint		Exp.								
50	Expansion joint	Type										
51	RhoV <sup>2</sup> -inlet nozzle	1112	Bundle entrance	243	Bundle exit	484	kg/(m s <sup>2</sup> )					
52	Gaskets - Shell side	Flat Metal Jacket Fibe	Tube Side	Flat Metal Jacket Fibe								
53	Floating head	Flat Metal Jacket Fibe										
54	Code requirements	ASME Code Sec VIII Div 1		TEMA class		R - refinery service						
55	Weight/Shell	11013,6	Filled with water	17591,4	Bundle	5086,1	kg					
56	Remarks											
57												
58												

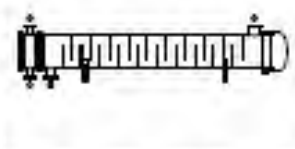
1	Intercambiador 3-N, Propuesta número 1											
2												
3												
4												
5												
6	Size	609,6-6096	mm	Type	AES	Hor	Connected in	1 parallel	2 series			
7	Surf/unit(eff.)	164	m <sup>2</sup>	Shell/unit	2		Surf/shell (eff.)		82 m <sup>2</sup>			
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT											
9	Fluid allocation			Shell Side		Tube Side						
10	Fluid name			Lean Sponge		Rich Sponge						
11	Fluid quantity, Total	kg/h		55197		58490						
12	Vapor (In/Out)	kg/s		0	0	0	0					
13	Liquid	kg/s		15,3325	15,3325	16,2472	16,2472					
14	Noncondensable	kg/s		0	0	0	0					
15												
16	Temperature (In/Out)	°C		120	83,54	48,6	85,02					
17	Dew / Bubble point	°C										
18	Density Vapor/Liquid	kg/m <sup>3</sup>		/ 750,58	/ 750,58	/ 791,9	/ 791,9					
19	Viscosity	mPa s		/ 0,6223	/ 0,6223	/ 1,2633	/ 1,2633					
20	Molecular wt, Vap											
21	Molecular wt, NC											
22	Specific heat	kJ/(kg K)		/ 2,308	/ 2,308	/ 2,017	/ 2,017					
23	Thermal conductivity	W/(m K)		/ 0,1275	/ 0,1275	/ 0,1297	/ 0,1297					
24	Latent heat	kJ/kg										
25	Pressure	bar		12,41057	12,21872	11,63118	11,44573					
26	Velocity	m/s		0,43		0,77						
27	Pressure drop, allow/calc.	bar		0,69	0,19185	0,69	0,18545					
28	Fouling resist. (min)	m <sup>2</sup> KW		0,0009		0,0009	0,00101 Ao based					
29	Heat exchanged	4,24	MBTU/h	MTD corrected		33,36	°C					
30	Transfer rate, Service	227	Dirty	231,1	Clean	413,3	W/(m <sup>2</sup> K)					
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL						Sketch					
32			Shell Side		Tube Side							
33	Design/Test pressure	bar	5,16847/	/Code	18,78952/	/Code						
34	Design temperature	°C	221,11		187,78							
35	Number passes per shell		1		2							
36	Corrosion allowance	mm	3,18		3,18							
37	Connections	in mm	127/	-	127/	-						
38	Size/rating	Out	101,5/	-	101,5/	-						
39	Nominal	Intermediate	101,5/	-	101,5/	-						
40	Tube No. 235	OD 19,05	Tks-Avg 1,02	mm	Length 6096	mm				Pitch 31,75	mm	
41	Tube type Plain	#/m	Material Carbon Steel		Tube pattern 90							
42	Shell Carbon Steel	ID 609,6	OD 628,65	mm	Shell cover	-						
43	Channel or bonnet Carbon Steel				Channel cover	Carbon Steel						
44	Tubesheet-stationary Carbon Steel				Tubesheet-floating Carbon Steel							
45	Floating head cover Carbon Steel				impingement protection	None						
46	Baffle-crossing Carbon Steel	Type	Single segmental		Cut(%d) 30,21	H Spacing: o/c 196,85	mm					
47	Baffle-long -		Seal type		Inlet 257,98		mm					
48	Supports-tube	U-bend		Type								
49	Bypass seal				Tube-tubesheet joint	Exp.						
50	Expansion joint	-		Type								
51	Rho/V2-Inlet nozzle	1880	Bundle entrance 207		Bundle exit 252		kg/(m c/s)					
52	Gaskets - Shell side	Flat Metal Jacket Fibre		Tube Side		Flat Metal Jacket Fibre						
53	Floating head	Flat Metal Jacket Fibre										
54	Code requirements	ASME Code Sec VIII Div 1			TEMA class		R - refinery service					
55	Weight/Shell	2955,9	Filled with water 4957,4		Bundle 1117,4		kg					
56	Remarks											
57												
58												



1	Intercambiador 4-N, Propuesta 1									
2										
3										
4										
5										
6	Size	28-240	In	Type	AES	Hor	Connected in	1 parallel	2 series	
7	Surf/unit(eff.)	240.6	m <sup>2</sup>	Shells/unit	2	Surf/shell (eff.)		120.3	m <sup>2</sup>	
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT									
9	Fluid allocation		Shell Side		Tube Side					
10	Fluid name		ACL		Carga					
11	Fluid quantity, Total		kg/h		22042		223838			
12	Vapor (In/Out)		kg/s		0		0			
13	Liquid		kg/s		6,1228		6,1228			
14	Noncondensable		kg/s		0		0			
15										
16	Temperature (In/Out)		°C		214,8		120			
17	Dew / Bubble point		°C							
18	Density Vapor/Liquid		kg/m <sup>3</sup>		/ 683,51		/ 683,51			
19	Viscosity		mPa s		/ 0,279		/ 0,279			
20	Molecular wt, Vap									
21	Molecular wt, NC									
22	Specific heat		kJ/(kg K)		/ 2,704		/ 2,704			
23	Thermal conductivity		W/(m K)		/ 0,1117		/ 0,1117			
24	Latent heat		kJ/kg							
25	Pressure		bar		7,90801		7,9074			
26	Velocity		m/s		0,3		1,22			
27	Pressure drop, allow/calc.		bar		0,68948		0,11727			
28	Fouling resist. (min)		m <sup>2</sup> K/W		0,0009		0,0009			
29	Heat exchanged		5,36		MBTU/h		MTD corrected			
30	Transfer rate, Service		228,6		Dirty		230,2			
31					Clean		425,4			
32							W/(m <sup>2</sup> K)			
33	CONSTRUCTION OF ONE SHELL						Sketch			
34	Design/Test pressure		bar		0,34214/		/Code			
35	Design temperature		°C		315,56		326,67			
36	Number passes per shell				1		1			
37	Corrosion allowance		mm		3,18		3,18			
38	Connections		in mm		88,9/ -		254/ -			
39	Sizing rating		Out		63,5/ -		203,2/ -			
40	Nominal		intermediate		63,5/ -		203,2/ -			
41	Tube No. 345		OD 19,05		Tks-Avg 1,65		mm			
42	Tube type		Plain		#/m		Material Carbon Steel			
43	Shell		Carbon Steel		ID 736,6		OD 755,65			
44	Channel or bonnet		Carbon Steel		Shell cover		-			
45	Tubesheet-stationary		Carbon Steel		Channel cover		Carbon Steel			
46	Floating head cover		Carbon Steel		Tubesheet-floating		Carbon Steel			
47	Baffle-crossing		Carbon Steel		Impingement protection		None			
48	Baffle-long		-		Type		Single segmental			
49	Supports-tube		U-bend		Type		Cut(%d): 19,83			
50	Expansion joint		-		Type		H Spacing: c/c 158,75			
51	Rho/V2-Inlet nozzle		1348		Bundle entrance		226			
52	Gaskets - Shell side		Flat Metal Jacket Fibe		Tube Side		Flat Metal Jacket Fibe			
53	Floating head		Flat Metal Jacket Fibe							
54	Code requirements		ASME Code Sec VIII Div 1		TEMA class		R - refinery service			
55	Weight/Shell		4892,4		Filled with water		7980,7			
56	Remarks				Bundle		2397,9			
57										
58										



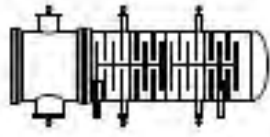
1	Intercambiador I-N, Propuesta número 2									
2										
3										
4										
5										
6	Size	27-240	In	Type	AEIS	Hor	Connected in	1 parallel	2 series	
7	Surf/unit(eff.)	198,8	m <sup>2</sup>	Shells/unit	2		Surf/shell (eff.)		99,4 m <sup>2</sup>	
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT									
9	Fluid allocation			Shell Side		Tube Side				
10	Fluid name			Gasolina		Carga 6-E				
11	Fluid quantity, Total			kg/h		68758				
12	Vapor (In/Out)			kg/s		0				
13	Liquid			kg/s		40,9056				
14	Noncondensable			kg/s		0				
16	Temperature (In/Out)			°C		86,73				
17	Dew / Bubble point			°C		68,17				
18	Density Vapor/Liquid			kg/m <sup>3</sup>		/ 647,97				
19	Viscosity			mPa s		/ 0,2369				
20	Molecular wt, Vap									
21	Molecular wt, NC									
22	Specific heat			kJ/(kg K)		/ 2,362				
23	Thermal conductivity			W/(m K)		/ 0,1003				
24	Latent heat			kJ/kg						
25	Pressure			bar		16,11545				
26	Velocity			m/s		0,93				
27	Pressure drop, allow/calc.			bar		0,68948				
28	Fouling resist. (min)			m <sup>2</sup> K/W		0,0009				
29	Heat exchanged			MBTU/h		MTD corrected				
30	Transfer rate, Service			Dirty		Clean				
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL						Sketch			
32				Shell Side		Tube Side				
33	Design/Test pressure			bar		12,41057/				
34	Design temperature			°C		187,78				
35	Number passes per shell					1				
36	Corrosion allowance			mm		3,18				
37	Connections			in mm		254/-				
38	Sizing rating			Out		203,2/-				
39	Nominal			Intermediate		203,2/-				
40	Tube No. 286			OD 19,05		Tks-Avg 1,65 mm				
41	Tube type Plain			#/m		Material Carbon Steel				
42	Shell Carbon Steel			ID 685,8		OD 704,85 mm				
43	Channel or bonnet Carbon Steel					Shell cover -				
44	Tubesheet-stationary Carbon Steel					Channel cover Carbon Steel				
45	Floating head cover Carbon Steel					Tubesheet-floating Carbon Steel				
46	Baffle-crossing Carbon Steel			Type Single segmental		Impingement protection None				
47	Baffle-long -			Seal type		Cut(%d) 31,02 H Spacing: c/c 247,65 mm				
48	Supports-tube			U-bend		Inlet 550,87 mm				
49	Bypass seal			Type						
50	Expansion joint -			Type						
51	RhoV2-Inlet nozzle			998		Bundle entrance 195				
52	Gaskets - Shell side			Flat Metal Jacket Fibre		Bundle ext 330 kg/(m s <sup>2</sup> )				
53	Floating head			Flat Metal Jacket Fibre		Tube Side Flat Metal Jacket Fibre				
54	Code requirements			ASME Code Sec VIII Div 1		TEMA class R - refinery service				
55	Weight/Shell			4231,6		Filled with water 6755,7				
56	Remarks					Bundle 1821,6 kg				
57										
58										



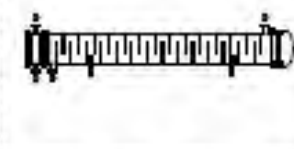


1	Intercambiador 2-N, Propuesta número 2								
2									
3									
4									
5									
6	Size	27-240	in	Type	AES	Hor	Connected in	1 parallel	1 series
7	Surf/unit (eff.)	93,2	m <sup>2</sup>	Shells/unit	1			Surf/shell (eff.)	93,2 m <sup>2</sup>
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT								
9	Fluid allocation			Shell Side		Tube Side			
10	Fluid name			Carga		ACL			
11	Fluid quantity, Total	kg/h		205772		20246			
12	Vapor (In/Out)	kg/s		0		0			
13	Liquid	kg/s		57,1589		5,6239			
14	Noncondensable	kg/s		0		0			
15									
16	Temperature (In/Out)	°C		98		109,43			
17	Dew / Bubble point	°C							
18	Density	Vapor/Liquid		kg/m <sup>3</sup>		/ 773,28		/ 683,52	
19	Viscosity	mPa s		/ 0,9159		/ 0,9159		/ 0,279	
20	Molecular wt, Vap								
21	Molecular wt, NC								
22	Specific heat	kJ/(kg K)		/ 2,207		/ 2,207		/ 2,704	
23	Thermal conductivity	W/(m K)		/ 0,1347		/ 0,1347		/ 0,1117	
24	Latent heat	kJ/kg							
25	Pressure	bar		9,65266		9,01062		7,90801	
26	Velocity	m/s		1,27		1,27			
27	Pressure drop, allow/calc.	bar		0,68948		0,64204		0,68948	
28	Fouling resist. (min)	m <sup>2</sup> K/W		0,0009		0,0009		0,00109 Ao based	
29	Heat exchanged	4,92		MBTU/h		MTD corrected		49,41 °C	
30	Transfer rate, Service	313,2		Dirty		320,5		Clean 887,6 W/(m <sup>2</sup> K)	
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL						Sketch		
32		Shell Side		Tube Side					
33	Design/Test pressure	bar 2,41057/		/Code 10,34214/		/Code			
34	Design temperature	°C 210		315,56					
35	Number passes per shell	1		8					
36	Corrosion allowance	mm 3,18		3,18					
37	Connections	in mm 25,4/ -		76,2/ -					
38	Size/rating	Out 203,2/ -		63,5/ -					
39	Nominal	Intermediate / -		/ -					
40	Tube No. 267	OD 19,05		Tks-Avg 1,65		mm Length 6096		mm Pitch 31,75 mm	
41	Tube type Plain	#/m		Material Carbon Steel		Tube pattern 90			
42	Shell Carbon Steel	ID 685,8		OD 704,86		mm		Shell cover -	
43	Channel or bonnet Carbon Steel							Channel cover Carbon Steel	
44	Tubesheet-stationary Carbon Steel							Tubesheet-floating Carbon Steel	
45	Floating head cover Carbon Steel							Impingement protection None	
46	Baffle-crossing Carbon Steel	Type Single segmental		Cut/(id) 25		H Spacing: o/c 203,2		mm	
47	Baffle-long -	Seal type				Inlet 375,45		mm	
48	Supports-tube	U-bend		Type					
49	Bypass seal	Tube-tubesheet joint		Exp.					
50	Expansion joint	-		Type					
51	Rho/V2-Inlet nozzle	1632		Bundle entrance 608		Bundle exit 1189		kg/(m s <sup>2</sup> )	
52	Gaskets - Shell side	Flat Metal Jacket Fibe		Tube Side		Flat Metal Jacket Fibe			
53	Floating head	Flat Metal Jacket Fibe							
54	Code requirements	ASME Code Sec VIII Div 1				TEMA class R - refinery service			
55	Weight/Shell	3994,7		Filled with water 6460,1		Bundle 1759		kg	
56	Remarks								
57									
58									



1	Intercambiador 3-N, Propuesta número 2												
2													
3													
4													
5													
6	Size	50-144	In	Type	AHU	Hor	Connected in	1 parallel	1 series				
7	Surf/unit(eff.)	275,6	m <sup>2</sup>	Shells/unit	1		Surf/shell (eff.)	275,6	m <sup>2</sup>				
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT												
9	Fluid allocation	Shell Side			Tube Side								
10	Fluid name	Lean Sponge			Fondo 3-E								
11	Fluid quantity, Total	kg/h			55197								
12	Vapor (In/Out)	kg/s			0 / 0								
13	Liquid	kg/s			15,3325 / 15,3325								
14	Noncondensable	kg/s			0 / 0								
15													
16	Temperature (In/Out)	°C			189,1 / 120								
17	Dew / Bubble point	°C											
18	Density Vapor/Liquid	kg/m <sup>3</sup>			/ 696,07 / 696,07								
19	Viscosity	mPa s			/ 0,3188 / 0,3188								
20	Molecular wt, Vap				45,13 / 46,74								
21	Molecular wt, NC												
22	Specific heat	kJ/(kg K)			/ 2,604 / 2,604								
23	Thermal conductivity	W/(m K)			/ 0,1104 / 0,1104								
24	Latent heat	kJ/kg			195,8 / 195,8								
25	Pressure	bar			12,06583 / 12,03638								
26	Velocity	m/s			0,08 / 9,42								
27	Pressure drop, allow./calc.	bar			0,68948 / 0,02945								
28	Fouling resist. (min)	m <sup>2</sup> K/W			0,0009 / 0,0009								
29	Heat exchanged	9,42	MBTU/h	MTD corrected		60,59 °C							
30	Transfer rate, Service	155,3	Dirty	178,2	Clean	276,3	W/(m <sup>2</sup> K)						
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL						Sketch						
32	Shell Side			Tube Side									
33	Design/Test pressure	bar	14,479/	/Code	15,16847/	/Code							
34	Design temperature	°C	287,78		193,33								
35	Number passes per shell		2		2								
36	Corrosion allowance	mm	3,18		3,18								
37	Connections	In mm	88,9/	-	660,4/	-							
38	Size/rating	Out	76,2/	-	457,2/	-							
39	Nominal	Intermediate	/	-	/	-							
40	Tube No.	580	OD	19,05	Tks-Avg	1,65				mm	Length	3657,6	mm
41	Tube type	Plain	#/m	Material	Carbon Steel	Tube pattern	90						
42	Shell	Carbon Steel	ID	1270	OD	1295,4	mm	Shell cover	Carbon Steel				
43	Channel or bonnet	Carbon Steel				Channel cover	Carbon Steel						
44	Tubesheet-stationary	Carbon Steel				Tubesheet-floating	-						
45	Floating head cover	-				Impingement protection	None						
46	Baffle-crossing	Carbon Steel	Type	Single segmental	Out/(id)	15,25	H	Spacing: c/c	196,85	mm			
47	Baffle-long	Carbon Steel	Seal type				Inlet	169,54	mm				
48	Supports-tube	U-bend				Type							
49	Bypass seal				Tube-tubesheet joint	Exp.							
50	Expansion joint	-				Type							
51	Rho/2-inlet nozzle	2075	Bundle entrance	34	Bundle exit	34	kg/(m c <sup>2</sup> )						
52	Gaskets - Shell side	Flat Metal Jacket Fibe	Tube Side				Flat Metal Jacket Fibe						
53	Floating head	-											
54	Code requirements	ASME Code Sec VIII Div I				TEMA class	R - refinery service						
55	Weight/Shell	11646,7	Filled with water	17313,7	Bundle	5727,5	kg						
56	Remarks												
57													
58													



1	Intercambiador 4-N, de la propuesta número 2											
2												
3												
4												
5												
6	Size	24-240	in	Type	AES	Hor	Connected in	1 parallel	2 series			
7	Surf/unit (eff.)	164	m <sup>2</sup>	Shells/unit	2			Surf/shell (eff.)	82 m <sup>2</sup>			
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT											
9	Fluid allocation	Shell Side			Tube Side							
10	Fluid name	Lean Sponge			Rich Sponge							
11	Fluid quantity, Total	kg/h			55197							
12	Vapor (In/Out)	kg/s			0							
13	Liquid	kg/s			15,3325							
14	Noncondensable	kg/s			0							
15												
16	Temperature (In/Out)	°C			120							
17	Dew / Bubble point	°C			83,54							
18	Density	Vapor/Liquid	kg/m <sup>3</sup>			/ 750,58						
19	Viscosity	mPa s			/ 0,6223							
20	Molecular wt, Vap											
21	Molecular wt, NC											
22	Specific heat	kJ/(kg K)			/ 2,308							
23	Thermal conductivity	W/(m K)			/ 0,1275							
24	Latent heat	kJ/kg										
25	Pressure	bar			12,41057							
26	Velocity	m/s			0,43							
27	Pressure drop, allow/calc.	bar			0,69							
28	Fouling resist. (min)	m <sup>2</sup> KW			0,0009							
29	Heat exchanged	4,24	MBTU/h			MTD corrected						
30	Transfer rate, Service	227	Dirty			231,1	Clean					
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL							Sketch				
32				Shell Side		Tube Side						
33	Design/Test pressure	bar	5,16847/	/Code		19,78952/	/Code					
34	Design temperature	°C	221,11		187,78							
35	Number passes per shell	1		2								
36	Corrosion allowance	mm	3,18		3,18							
37	Connections	in	mm	127/	-	127/	-					
38	Size/rating	Out	101,6/		-		101,6/			-		
39	Nominal	Intermediate	101,6/		-		101,6/			-		
40	Tube No.	235	OD	19,05	Thk-Avg	1,02	mm			Length	6096	mm
41	Tube type	Plain	#/m	Material	Carbon Steel	Tube pattern	90					
42	Shell	Carbon Steel	ID	609,6	OD	628,65	mm	Shell cover	-			
43	Channel or bonnet	Carbon Steel	Channel cover			Carbon Steel						
44	Tubesheet-stationary	Carbon Steel	Tubesheet-floating			Carbon Steel						
45	Floating head cover	Carbon Steel	Impingement protection			None						
46	Baffle-crossing	Carbon Steel	Type	Single segmental		Cut(%d)	30,21	H	Spacing: c/c	196,85	mm	
47	Baffle-long	-	Seal type			Inlet		257,98			mm	
48	Supports-tube	U-bend		Type								
49	Bypass seal	Tube-tubesheet joint			Exp.							
50	Expansion joint	Type										
51	RhoV2-inlet nozzle	1880	Bundle entrance		207	Bundle exit	252	kg/(m s <sup>2</sup> )				
52	Gaskets - Shell side	Flat Metal Jacket Fibe			Tube Side		Flat Metal Jacket Fibe					
53	Floating head			Flat Metal Jacket Fibe								
54	Code requirements	ASME Code Sec VIII Div 1			TEMA class			R - refinery service				
55	Weight/Shell	2955,9	Filled with water		4957,4	Bundle	1117,4				kg	
56	Remarks											
57												
58												

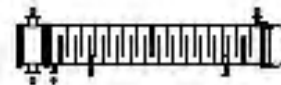
1	Intercambiador S-N, Propuesta número 2								
2									
3									
4									
5									
6	Size	26-240	In	Type AHU	Hor	Connected in	1 parallel	1 series	
7	Surf/unit (eff.)	127,5	m <sup>2</sup>	Shells/unit	1	Surf/shell (eff.)	127,5	m <sup>2</sup>	
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT								
9	Fluid allocation	Shell Side			Tube Side				
10	Fluid name	Gasolina			Fondo 6-E				
11	Fluid quantity, Total	kg/h			141591				
12	Vapor (In/Out)	kg/s			0 / 0				
13	Liquid	kg/s			39,3309 / 39,3309				
14	Noncondensable	kg/s			0 / 0				
15									
16	Temperature (In/Out)	°C			146,7 / 120				
17	Dew / Bubble point	°C			99,2 / 90,61				
18	Density Vapor/Liquid	kg/m <sup>3</sup>			/ 581,32 / 581,32				
19	Viscosity	mPa s			/ 0,147 / 0,147				
20	Molecular wt, Vap				52,45 / 75,38				
21	Molecular wt, NC								
22	Specific heat	kJ/(kg K)			/ 2,735 / 2,735				
23	Thermal conductivity	W/(m K)			/ 0,0776 / 0,0776				
24	Latent heat	kJ/kg			135,3 / 135,3				
25	Pressure	bar			10,45907 / 10,30781				
26	Velocity	m/s			1,06 / 6,99				
27	Pressure drop, allow/calc.	bar			0,68948 / 0,15126				
28	Fouling resist. (min)	m <sup>2</sup> K/W			0,0001 / 0,0001				
29	Heat exchanged	MBTU/h			MTD corrected				
30	Transfer rate, Service	624,7			Dirty 641,4				
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL						Sketch		
32	Shell Side			Tube Side					
33	Design/Test pressure	bar			13,10004 / 15,9948				
34	Design temperature	°C			248,89 / 210				
35	Number passes per shell	2			2				
36	Corrosion allowance	mm			3,18 / 3,18				
37	Connections	in mm			152,4 / 203,2				
38	Size/rating	Out			127 / 203,2				
39	Nominal	intermediate			/ /				
40	Tube No. 128	OD 35,4			Tks-Avg 1,65				
41	Tube type Plain	#/m			Material Carbon Steel				
42	Shell Carbon Steel	ID 660,4			OD 679,45				
43	Channel or bonnet Carbon Steel				Shell cover Carbon Steel				
44	Tubesheet-stationary Carbon Steel				Channel cover Carbon Steel				
45	Floating head cover -				Tubesheet-floating -				
46	Baffle-crossing Carbon Steel	Type Single segmental			Impingement protection None				
47	Baffle-long Carbon Steel	Seal type			Cut(%d) 15,15				
48	Supports-tube	U-bend			H Spacing: c/c 133,35				
49	Bypass seal	Tube-tubesheet joint			Inlet 174,4				
50	Expansion joint	-			Type				
51	RhoV2-Inlet nozzle	1915			Bundle entrance 384				
52	Gaskets - Shell side	Flat Metal Jacket Fibe			Bundle exit 384				
53	Floating head	-			kg/(m <sup>2</sup> s)				
54	Code requirements	ASME Code Sec VIII Div 1			TEMA class R - refinery service				
55	Weight/Shell	4309,9			Filled with water 6291,6				
56	Remarks				Bundle 2312,5				
57									
58									



1	Intercambiador 15-C, nuevo para la propuesta número 2.								
2									
3									
4									
5									
6	Size	34-240	In	Type	AET	Hor	Connected in	1 parallel	2 series
7	Surf/unit(eff.)	279,4	m <sup>2</sup>	Shells/unit	2			Surf/shell (eff.)	139,7 m <sup>2</sup>
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT								
9	Fluid allocation	Shell Side			Tube Side				
10	Fluid name	Fondo 5-E			Carga 6-E				
11	Fluid quantity, Total	kg/h			147260				
12	Vapor (In/Out)	kg/s			0				
13	Liquid	kg/s			40,9056				
14	Noncondensable	kg/s			0				
15									
16	Temperature (In/Out)	°C			120				
17	Dew / Bubble point	°C			86,17				
18	Density Vapor/Liquid	kg/m <sup>3</sup>			/ 612,95				
19	Viscosity	mPa s			/ 0,1809				
20	Molecular wt, Vap								
21	Molecular wt, NC								
22	Specific heat	kJ/(kg K)			/ 2,557				
23	Thermal conductivity	W/(m K)			/ 0,0894				
24	Latent heat	kJ/kg							
25	Pressure	bar			10,45907				
26	Velocity	m/s			0,84				
27	Pressure drop, allow./calc.	bar			0,68948				
28	Fouling resist. (min)	m <sup>2</sup> K/W			0,0003				
29	Heat exchanged	12,07	MBTU/h	MTD corrected			20,75 °C		
30	Transfer rate, Service	610,3	Dirty	612	Clean	1029,8	W/(m <sup>2</sup> K)		
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL								
32	Shell Side			Tube Side					
33	Design/Test pressure	bar	3,10004/	/Code	18,61585/	/Code			
34	Design temperature	°C	221,11		187,78				
35	Number passes per shell		1		1				
36	Corrosion allowance	mm	3,18		3,18				
37	Connections	In mm	254/	-	457,2/	-			
38	Size/rating	Out	203,2/	-	355,6/	-			
39	Nominal	Intermediate	203,2/	-	355,6/	-			
40	Tube No. 399	OD 0,75	Tks-Avg 0,065	In	Length 6096	mm	Pitch 1,25	In	
41	Tube type Plain	#/m	Material Carbon Steel		Tube pattern	90			
42	Shell Carbon Steel	ID 863,6	OD 885,82	mm	Shell cover	-			
43	Channel or bonnet Carbon Steel		Channel cover	Carbon Steel					
44	Tubesheet-stationary Carbon Steel		Tubesheet-floating	Carbon Steel					
45	Floating head cover Carbon Steel		Impingement protection	None					
46	Baffle-crossing Carbon Steel	Type	Single segmental	Out(%id)	25,18	H Spacing: c/c	209,55	mm	
47	Baffle-long -		Seal type		Inlet	515,15	mm		
48	Supports-tube	U-bend		Type					
49	Bypass seal		Tube-tubesheet joint	Exp.					
50	Expansion joint	-	Type						
51	Rho/V2-Inlet nozzle	1055	Bundle entrance	191	Bundle exit	254	kg/(m s <sup>2</sup> )		
52	Gaskets - Shell side	Flat Metal Jacket Fibre	Tube Side	Flat Metal Jacket Fibre					
53	Floating head	Flat Metal Jacket Fibre							
54	Code requirements	ASME Code Sec VIII Div 1		TEMA class	R - refinery service				
55	Weight/Shell	7071,3	Filled with water	11245,5	Bundle	2889,8	kg		
56	Remarks								
57									
58									



1	Intercambiador I-N, Propuesta número 3								
2									
3									
4									
5									
6	Size	31-240	In	Type	AES	Hor	Connected in	1 parallel	1 series
7	Surf/unit(eff.)	137,2	m <sup>2</sup>	Shells/unit	1		Surf/shell (eff.)		137,2 m <sup>2</sup>
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT								
9	Fluid allocation		Shell Side		Tube Side				
10	Fluid name		ACL		Carga				
11	Fluid quantity, Total		22042		223992				
12	Vapor (In/Out)		kg/s		0		0		0
13	Liquid		kg/s		6,1228		6,1228		62,2201
14	Noncondensable		kg/s		0		0		0
15									
16	Temperature (In/Out)		°C		214,8		120		98
17	Dew / Bubble point		°C						109,43
18	Density Vapor/Liquid		kg/m <sup>3</sup>		/ 683,51		/ 683,51		/ 773,28
19	Viscosity		mPa s		/ 0,279		/ 0,279		/ 0,7339
20	Molecular wt, Vap								
21	Molecular wt, NC								
22	Specific heat		kJ/(kg K)		/ 2,704		/ 2,704		/ 2,207
23	Thermal conductivity		W/(m K)		/ 0,1117		/ 0,1117		/ 0,1347
24	Latent heat		kJ/kg						
25	Pressure		bar		7,90801		7,87175		9,65266
26	Velocity		m/s		0,15				2,1
27	Pressure drop, allow/calc.		bar		0,68948		0,03626		0,68948
28	Fouling resist. (min)		m <sup>2</sup> K/W		0,0009		0,0009		0,00109 Ao based
29	Heat exchanged		5,36 MBTU/h		MTD corrected		49,13		°C
30	Transfer rate, Service		232,9 Dirty		233,1 Clean		435,4		W/(m <sup>2</sup> K)
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL						Sketch		
32			Shell Side		Tube Side				
33	Design/Test pressure		bar		0,34214/ /Code		12,41057/ /Code		
34	Design temperature		°C		315,56		210		
35	Number passes per shell				1		2		
36	Corrosion allowance		mm		3,18		3,18		
37	Connections		in mm		88,9/ -		254/ -		
38	Size/rating		Out		63,5/ -		203,2/ -		
39	Nominal		Intermediate		/ -		/ -		
40	Tube No. 394		OD 19,05		Tks-Avg 1,65		mm Length 6096		mm Pitch 31,75
41	Tube type Plain		#/m		Material Carbon Steel		Tube pattern 90		
42	Shell Carbon Steel		ID 787,4		OD 809,62		mm Shell cover -		
43	Channel or bonnet Carbon Steel				Channel cover Carbon Steel				
44	Tubesheet-stationary Carbon Steel				Tubesheet-floating Carbon Steel				
45	Floating head cover Carbon Steel				Impingement protection None				
46	Baffle-crossing Carbon Steel		Type Single segmental		Cut(%d) 25,4		H Spacing: o/c 190,5		mm
47	Baffle-long -		Seal type		Inlet		336,56		mm
48	Supports-tube		U-bend		Type				
49	Bypass seal		Tube-tubesheet joint		Exp.				
50	Expansion joint -		Type						
51	Rho/V2-Inlet nozzle		1348		Bundle entrance 14		Bundle exit 14		kg/(m s <sup>2</sup> )
52	Gaskets - Shell side		Flat Metal Jacket Fibre		Tube Side		Flat Metal Jacket Fibre		
53	Floating head		Flat Metal Jacket Fibre						
54	Code requirements		ASME Code Sec VIII Div 1		TEMA class R - refinery service				
55	Weight/Shell		5660,6		Filled with water 9115,4		Bundle 2646,8		kg
56	Remarks								
57									
58									





1	Intercambiador 2-N, Propuesta número 3							
2								
3								
4								
5								
6	Size	17-240	In	Type AES	Hor	Connected in	1 parallel	1 series
7	Surf/unit(eff.)	37,9	m <sup>2</sup>	Shells/unit	1	Surf/shell (eff.)	37,9	m <sup>2</sup>
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT							
9	Fluid allocation	Shell Side			Tube Side			
10	Fluid name	Lean sponge			Carga			
11	Fluid quantity, Total	kg/h			55197			
12	Vapor (In/Out)	kg/s			0			
13	Liquid	kg/s			15,3325			
14	Noncondensable	kg/s			0			
15								
16	Temperature (In/Out)	°C			249,4			
17	Dew / Bubble point	°C			215			
18	Density Vapor/Liquid	kg/m <sup>3</sup>			/ 643,22			
19	Viscosity	mPa s			/ 0,1974			
20	Molecular wt, Vap							
21	Molecular wt, NC							
22	Specific heat	kJ/(kg K)			/ 2,865			
23	Thermal conductivity	W/(m K)			/ 0,094			
24	Latent heat	kJ/kg						
25	Pressure	bar			11,01			
26	Velocity	m/s			0,67			
27	Pressure drop, allow/calc.	bar			0,68948			
28	Fouling resist. (min)	m <sup>2</sup> KW			0,0009			
29	Heat exchanged	5,16 MBTU/h			MTD corrected			
30	Transfer rate, Service	334,1 Dirty			336,5 Clean			
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL						Sketch	
32				Shell Side		Tube Side		
33	Design/Test pressure	bar		3,10004/ /Code		12,41057/ /Code		
34	Design temperature	°C		354,44		215,56		
35	Number passes per shell			1		1		
36	Corrosion allowance	mm		3,18		3,18		
37	Connections	in mm		127/ -		254/ -		
38	Size/rating	Out		101,6/ -		203,2/ -		
39	Nominal	Intermediate		/ -		/ -		
40	Tube No. 108	OD 19,05		Tks-Avg 1,65		mm Length 6096		
41	Tube type: Plain	#/m		Material Carbon Steel		Tube pattern 90		
42	Shell Carbon Steel	ID 438,15		OD 457,2		mm Shell cover -		
43	Channel or bonnet Carbon Steel					Channel cover Carbon Steel		
44	Tubesheet-stationary Carbon Steel					Tubesheet-floating Carbon Steel		
45	Floating head cover Carbon Steel					Impingement protection None		
46	Baffle-crossing Carbon Steel	Type Single segmental		Cut(%d) 33,7		H Spacing: c/c 196,85		
47	Baffle-long -	Seal type				Inlet 274,64		
48	Supports-tube	U-bend		Type				
49	Bypass seal			Tube-tubesheet joint		Exp.		
50	Expansion joint	-		Type				
51	RhoV <sup>2</sup> -inlet nozzle	2194		Bundle entrance 251		Bundle exit 408		
52	Gaskets - Shell side	Flat Metal Jacket Fibre		Tube Side		Flat Metal Jacket Fibre		
53	Floating head	Flat Metal Jacket Fibre						
54	Code requirements	ASME Code Sec VIII Div 1				TEMA class R - refinery service		
55	Weight/Shell	1915,6		Filled with water 2969,1		Bundle 686,8		
56	Remarks							
57								
58								

