



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

**PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN
INGENIERÍA**

INTEGRACIÓN Y ESTUDIO DE MEJORA DEL
DESEMPEÑO ENERGÉTICO EN LAS PLANTAS
ATMOSFÉRICA “AA” Y DE VACÍO “AI” DE LA
REFINERÍA “ING. ANTONIO M. AMOR”, EN
SALAMANCA, GTO., CON VINCULACIÓN A OBJETIVOS
DE PRODUCCIÓN

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. HUGO ANTONIO ORTIZ BAUTISTA

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 GARCIA.

SECRETARIO: M.I. JOSE ANTONIO ORTIZ RAMIREZ.

1er SUPLENTE: DR. PEDRO ROQUERO TEJEDA.

2do SUPLENTE: ING. CELESTINO MONTIEL MALDONADO.

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA:

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

TUTOR DE LA TESIS

I.Q. Celestino Montiel Maldonado

ÍNDICE

Introducción.....	2
Capítulo 1	6
1. Estrategias para Uso Eficiente de Energía.....	6
1.1. Eficiencia Energética en la Industria de la Refinación	6
1.1.1. Consumo de energía.....	6
1.1.2. Índice de operación de refinerías.....	6
1.1.3. Producción de refinados.	6
1.1.4. Consumo energético.....	7
1.1.5. Índice Solomon para el SNR.....	7
1.1.6. Recomendaciones tecnológicas	9
1.1.6.1. Eficiencia energética.	9
1.1.6.2. Ampliación de la red de ductos.	10
1.1.6.3. Cogeneración.....	10
1.1.6.4. Integración Energética.	10
1.1.6.5. Identificación de oportunidades.....	11
1.2. Potencial de cogeneración en PEMEX Refinación.....	12
1.3. Integración Energética.	12
Capítulo 2.....	15
2. Generalidades.....	15
2.1. Refinación del Petróleo	15
2.2. Estructura de una Refinería	15
2.3. Función de las Refinerías.....	16
2.4. Procesos de Separación	17
2.5. Proceso de Destilación Atmosférica	17
2.6. Descripción del Proceso.	17
2.6.1. Gases y gasolina natural	19
2.6.2. Turbosina	19
2.6.3. Destilados intermedios	20
2.6.4. Residuo	20
2.6.5. Proceso de Destilación al Vacío.....	20
2.6.6. Aceites lubricantes.....	20

2.6.7.	Carga a Planta Catalítica (FCC).....	21
2.6.8.	Carga a Plantas de Hidrotratamiento.....	21
2.6.9.	Presión de vacío.....	21
2.6.10.	Eyectores de vacío.....	21
2.6.11.	Descripción del Proceso.....	21
2.7.	Ingeniería de los Procesos.....	23
2.8.	Síntesis, análisis y optimización.....	25
2.9.	Simulación de Procesos.....	28
2.10.	Simulador de Procesos Aspen-HYSYS.....	30
2.11.	Paquete de Propiedades.....	30
2.12.	Componentes.....	31
2.13.	Caracterización del Petróleo.....	32
2.14.	Operaciones Unitarias.....	33
2.15.	Integración Térmica de los Procesos.....	34
2.16.	Metodología Pinch.....	35
2.17.	Representación de la Red de Intercambio de Calor.....	37
2.18.	Curvas Compuestas.....	38
2.19.	Determinación de la ΔT mínima.....	39
2.20.	Rediseño de redes de intercambio de calor.....	40
Capítulo 3.....		46
3.	Plantas Atmosférica “AA” y de Vacío “AI”.....	46
3.1.	Descripción del Proceso.....	46
3.2.	Sección de Precalentamiento de Crudo.....	48
3.3.	Sección de Despunte.....	50
3.4.	Sección de Destilación Atmosférica.....	52
3.5.	Sección de Destilación al Vacío.....	56
Capítulo 4.....		60
4.	Simulación de las Plantas.....	60
4.1.	Bases de Estudio.....	60
4.2.	Metodología.....	60
4.3.	Planta Atmosférica “AA”.....	61
4.4.	Validación de Simulación mediante Curvas de Destilación de Productos.....	66

4.5.	Condiciones de Proceso	72
4.6.	Planta de Destilación al Vacío “A1”	73
4.7.	Validación de Simulación mediante Curvas de Destilación de Productos	74
4.8.	Tren de Pre calentamiento de Crudo.....	78
Capítulo 5.....		84
5.	Integración Térmica.....	84
5.1.	Red de Intercambio Actual.....	84
5.2.	Determinación de la ΔT_{min} del Proceso.....	88
5.3.	Determinación de requerimientos mínimos.	88
5.4.	Desarrollo de propuestas de redes de intercambio de calor	94
5.5.	Propuesta No. 1.....	94
5.5.1.	Consumo de Servicios.....	96
5.6.	Propuesta No. 2.....	98
5.6.1.	Consumo de Servicios.....	101
5.7.	Propuesta No. 3.....	104
5.7.1.	Consumo de Servicios.....	107
Capítulo 6.....		111
6.	Resultados Obtenidos.....	111
6.1.	Análisis de los Resultados.....	111
6.2.	Análisis de Costos de Operación.	112
6.3.	Análisis de Costos de Inversión.....	114
6.4.	Propuesta No. 1.....	118
6.5.	Propuesta No. 2.....	118
6.6.	Propuesta No. 3.....	119
6.7.	Retorno de la Inversión	121
Capítulo 7.....		123
7.	Conclusiones	123
Capítulo 8.....		126
8.	Bibliografía.....	126
A n e x o “A”		128
A n e x o “B”		129
A n e x o “C”		130

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1 Capacidad de proceso en Refinerías.....	7
Figura 2 Comparación del índice Solomon para varias refinerías	8
Figura 3 Principales Productos de una Refinería.....	16
Figura 4 Torre Atmosférica	18
Figura 5 Concepto Fundamental de la Etapa de Síntesis	26
Figura 6 Concepto Fundamental de la Etapa de Análisis	27
Figura 7 Modelo de Operación Unitaria.....	29
Figura 8 Paquete de Propiedades Peng-Robinson.....	31
Figura 9 Especificación de Componentes	32
Figura 10 Propiedades del Crudo	32
Figura 11 Destilación de Crudo TBP	33
Figura 12 Operaciones Unitarias Disponibles	34
Figura 13 ΔT_{min} entre dos corrientes.....	36
Figura 14 Diagrama de curvas compuestas.....	39
Figura 15 Relación de la ΔT_{min} con los requerimientos mínimos de servicios	40
Figura 16 Evaluación del área y requerimientos mínimos requeridos.....	41
Figura 17 Curva de requerimiento mínimo de área y energía.....	42
Figura 18 Curvas para identificar rediseños óptimos	42
Figura 19 Esquema General de la Planta Atmosférica “AA”	46
Figura 20 Esquema General de la Planta Atmosférica “Al”	47
Figura 21 Pre calentamiento de Crudo.....	49
Figura 22 Pre calentamiento Sección de Despunte.....	51
Figura 23 Sección de Destilación Atmosférica.....	55
Figura 24 Sección de Destilación al Vacío	58
Figura 25 Curva de Destilación TBP.....	63
Figura 26 Condiciones de entrada de crudo a la Torre AA-T1.....	63
Figura 27 Torre Atmosférica AA-T-1 (modificada).....	64
Figura 28 Torre Atmosférica AA-T-1.....	65
Figura 29 Perfil de Temperaturas	66
Figura 30 Gráfica de curvas de destilación Nafta Primaria.....	67
Figura 31 Gráfica de curvas de destilación Turbosina	68
Figura 32 Gráfica de curvas de destilación Kerosina	69
Figura 33 Gráfica de curvas de destilación Diesel	70

Figura 34 Gráfica de curvas de destilación Gasóleo Pesado	71
Figura 35 Condiciones de entrada de carga a la Torre AI-T1	73
Figura 36 Torre de Destilación al Vacío AI-T-1	74
Figura 37 Gráfica de curvas de destilación Gasóleo Lig. de Vacío	75
Figura 38 Gráfica de curvas de destilación Gasóleo Pes. de Vacío	76
Figura 39 Tren de Pre calentamiento I (27.1°C a 132.4°C).....	78
Figura 40 Tren de Pre calentamiento II (27.1°C a 132.4°C).....	79
Figura 41 Tren de Pre calentamiento III (123°C a 190°C).....	79
Figura 42 Tren de Pre calentamiento IV (186°C a 230°C)	80
Figura 43 Tren de Pre calentamiento Residuo Primario V (181.6°C a 260°C)	80
Figura 44 Esquema de Simulación de Integración de Plantas Atmosférica “AA” y de Vacío “AI”	81
Figura 45 Esquema de Simulación de Tren de Pre calentamiento con Integración al Proceso.	82
Figura 46 Extracción de la Red de Calor Actual	86
Figura 47 Curvas Compuestas.....	89
Figura 48 Gráfica de Área vs Requerimientos de Servicios de Calentamiento	91
Figura 49 Red de Intercambio de Calor Actual	92
Figura 50 Equipo 1N de la Propuesta 1	94
Figura 51 Red de Intercambio de Calor Propuesta 1.....	97
Figura 52 Equipo 1N de la Propuesta 2.....	98
Figura 53 Equipo 2N de la Propuesta 2.....	99
Figura 54 Equipo 3N de la Propuesta 2.....	99
Figura 55 Equipo 4N de la Propuesta 2.....	100
Figura 56 Red de Intercambio de Calor Propuesta 2.....	103
Figura 57 Equipo 1N de la Propuesta 3.....	104
Figura 58 Equipo 2N de la Propuesta 3.....	105
Figura 59 Equipo 3N de la Propuesta 3.....	105
Figura 60 Red de Intercambio de Calor Propuesta 3.....	108
Figura 61 Grafica de Área contra Energía requerida para cada red de calor	111
Figura 62 Grafica para obtener costo base de Intercambiadores de Calor.	116

INDICE DE TABLAS

Tabla 1 Reporte de caracterización de crudo de carga a planta atmosférica.....	62
Tabla 2 Datos comparativos de destilación Nafta Primaria	67
Tabla 3 Datos comparativos de destilación Turbosina	68
Tabla 4 Datos comparativos de destilación Kerosina	69
Tabla 5 Datos comparativos de destilación Diesel.....	70
Tabla 6 Datos comparativos de destilación Gasóleo Pesado	71
Tabla 7 Resultados de flujos y rendimientos de productos AA-T1	72
Tabla 8 Comportamiento de temperaturas en Torre AA-T1	73
Tabla 9 Datos comparativos de destilación Gasóleo Ligero Vacío	75
Tabla 10 Datos comparativos de destilación Gasóleo Pesado Vacío	76
Tabla 11 Resultados de flujos y rendimientos de productos AI-T1.....	77
Tabla 12 Datos comparativos de destilación Gasóleo Pesado Vacío AI-T1	78
Tabla 13 Equipos de servicio de enfriamiento en red existente.....	84
Tabla 14 Equipos de intercambio de calor en red existente.....	85
Tabla 15 Corrientes de la red de calor actual	87
Tabla 16 ΔT mínima del proceso.	88
Tabla 17 Consumos actuales de servicios de Calentamiento y Enfriamiento.....	90
Tabla 18 Validación de simulación de consumo de energía gas combustible.....	90
Tabla 19 Servicio de calentamiento y enfriamiento Propuesta 1	94
Tabla 20 Cambio de servicio de intercambiadores propuesta 1	95
Tabla 21 Evaluación de Área de Intercambiadores propuesta 1	95
Tabla 22 Servicio de calentamiento y enfriamiento Propuesta 2	98
Tabla 23 Cambio de servicio de intercambiadores propuesta 2	100
Tabla 24 Evaluación de Área de Intercambiadores propuesta 2	101
Tabla 25 Consumo servicio de calentamiento y enfriamiento Propuesta 3.....	104
Tabla 26 Cambio de servicio de intercambiadores propuesta 3	106
Tabla 27 Evaluación de Área de Intercambiadores propuesta 3	106
Tabla 28 Comparativo de resultados caso actual vs propuestas.....	112
Tabla 29 Costos de Servicios.	112
Tabla 30 Costos y ahorros anuales por servicio de calentamiento caso actual y propuestas.	113
Tabla 31 Costos y ahorros anuales por consumo agua de enfriamiento.	113
Tabla 32 Ahorro anual de cada propuesta.	114

Tabla 33 Áreas calculadas para cada Propuesta.....	115
Tabla 34 Factores de ajuste para intercambiadores de calor.....	117
Tabla 35 Calculo de costo de Intercambiadores de Propuesta 1.	118
Tabla 36 Calculo de costo de Intercambiadores de Propuesta 2.	118
Tabla 37 Calculo de costo de Intercambiadores de Propuesta 3.	119
Tabla 38 Coeficientes para la ecuación de costo de tuberías.	120
Tabla 39 Coeficientes para la ecuación de costo de tuberías propuesta 1.	120
Tabla 40 Coeficientes para la ecuación de costo de tuberías propuesta 2.	120
Tabla 41 Coeficientes para la ecuación de costo de tuberías propuesta 3.	120
Tabla 42 Costos de Inversión de cada Propuesta.	121
Tabla 43 Periodo de Recuperación de la Inversión.	121

Introducción:

Objetivos y Alcances

Introducción

Objetivos y Alcances

La industria de refinación del país atraviesa por una situación crítica que dificulta cada vez más su capacidad de cumplir los objetivos de eficiencia y rentabilidad en el abastecimiento de la demanda interna de derivados del petróleo; sin embargo, existen ahorros potenciales en los procesos de refinación cuya utilización representa la oportunidad de implantar tecnologías que mejoren en forma integral la calidad y demanda de la producción.

El nivel de competitividad de la Industria de la Refinación aumentará en términos de una política de minimización de costos, maximización del valor agregado de los crudos que se procesan y de los productos que se obtienen, una mejor calidad de la producción, una disminución de pérdidas de energía, generadas a través del desarrollo de metodologías de cada proceso y un menor impacto ambiental.

En forma paralela al proceso de reconfiguración y de aumento de capacidad, se requiere mejorar en forma importante el desempeño operativo de las refinerías existentes. El Sistema Nacional de Refinerías presenta rezagos importantes respecto a la media de nuestro mercado de referencia en los índices de intensidad energética, rendimientos de destilados, utilización de la capacidad, índices de paros no programados y personal equivalente.

El caso de este estudio toma como base a la Unidad de Destilación Atmosférica "AA", la cual fue diseñada para procesar 54 690 BPD de crudo proveniente de los yacimientos de Poza Rica enriquecido con ligeros, así como la Planta Preparadora de Carga de Alto Vacío "AI" la cual fue diseñada para procesar 46,000 BPD de un residuo primario. Posteriormente se les hicieron modificaciones para aumentar su capacidad. Para 1991, PEMEX trasladó varias plantas de la Refinería "18 de marzo", ubicada en Azcapotzalco a la Refinería "Ing. Antonio M. Amor" de Salamanca, Gto., para su reinstalación; entre estas unidades se encuentra precisamente la Unidad de Destilación Atmosférica "AA" y la Preparadora de Carga de Alto Vacío "AI", ambas plantas fueron instaladas en un área común con el fin de aprovechar la disponibilidad de las corrientes calientes de la Planta "AI".

En el presente trabajo tiene como objetivo la aplicación de la Metodología Pinch como herramienta para realizar una propuesta de integración térmica entre las redes de calor existentes en la planta atmosférica "AA" y de vacío "AI" en la Refinería de Salamanca; proceso existente que se considera no utiliza sus recursos energéticos eficientemente y por lo tanto es susceptible de ser mejorado. Con ello se pretende analizar y mejorar sus consumos de energía y por lo tanto una importante reducción en sus costos de operación. El análisis podría extenderse a otras plantas de la Refinería, las cuales también podrían ser mejoradas energéticamente.

Dentro de las líneas de acción establecidas en el programa sectorial de energía del país es fortalecer los sistemas de generación de estadísticas e indicadores de

eficiencia energética. Es por ello que se ha detectado un área de oportunidad para establecer un procedimiento que permita homologar y vincular los índices de intensidad de energía con los programas de producción en cada centro de refinación del SNR.

Así también es compromiso de la Industria de la Refinación combatir el deterioro ambiental y, especialmente mitigar los factores que elevan el cambio climático global, sobre la base del reconocimiento de ese fenómeno como uno de los mayores desafíos ambientales para la humanidad y para contribuir a dicho fin, se propone impulsar el uso eficiente de la energía, así como la utilización de tecnologías que permitan disminuir el impacto ambiental generado por los combustibles fósiles tradicionales.

Primera Parte:

Antecedentes

Capitulo 1

Estrategias para Uso Eficiente de Energía

Capítulo 1

1. Estrategias para Uso Eficiente de Energía

PEMEX-Refinación (PR) está orientado a la producción, distribución y comercialización de petrolíferos en el país. La industria de refinación involucra el procesamiento del petróleo crudo para obtener diversos hidrocarburos, principalmente combustibles. Las operaciones que determinan normalmente la capacidad de una refinería son las de destilación atmosférica.

El Sistema Nacional de Refinación se integra por 6 Refinerías (Cadereyta, Madero, Tula, Salamanca, Minatitlán y Salina Cruz) con una capacidad de refinación equivalente a 1,560 millones de barriles por día de destilación atmosférica. Desde hace algunos años, PEMEX ha destinado importantes recursos para modernizar la industria de la refinación.

1.1. Eficiencia Energética en la Industria de la Refinación

1.1.1. Consumo de energía

La industria de refinación involucra una serie de procesos a los que se somete al petróleo. La configuración de una refinería depende del tipo de crudo a procesar y de las características de los productos; sin embargo, los procesos que se incluyen más frecuentemente son:

- Destilación primaria o atmosférica
- Destilación secundaria o al vacío
- Desulfuración (hidrodesulfuración)
- Reformación de naftas
- Alquilación
- Isomerización
- Desintegración catalítica
- Desintegración térmica
- Reducción de viscosidad

1.1.2. Índice de operación de refinerías.

Durante los últimos años las refinerías de países de la Unión Europea y los Estados Unidos han operado a un nivel que excede el 90% de capacidad. En México en el año 2000, el SNR operaba por debajo del 80% debido a diversos problemas que se han ido resolviendo para mejorar su operación.

1.1.3. Producción de refinados.

La mayor parte de los productos obtenidos en el proceso de destilación primaria se someten a hidrotreamiento, para eliminar principalmente el azufre. Para la producción de gasolinas se incorporan los procesos de reformación catalítica, síntesis de éteres (MTBE y TAME), alquilación e isomerización de pentanos-hexanos, diseñados para una especificación establecida.

Los gasóleos de vacío se someten a desintegración catalítica para generar mayor cantidad de gasolinas. El residuo de vacío puede también someterse a coquización para aumentar el rendimiento de destilados, o bien a hidrotratamiento o reducción de viscosidad para generar combustóleo.

La elaboración de productos en refinerías asciende aproximadamente a 1,338 miles de barriles diarios. De éstos, el 34% corresponde a producción de gasolinas, el 26% a producción de combustóleo y el 24% a producción de diesel. Cabe resaltar que, antes del 2003, la producción de combustóleo era mayor a la de gasolina, como se puede observar en la Figura 1.

Refinería	Destilación atmosférica (MBD)	Capacidad equivalente de destilación (x 1000)	Índice de complejidad
Cadereyta	275	3,313	13.1
Madero	195	2,996	15.8
Minatitlán	200	1,538	7.7
Salamanca	245	1,929	8.8
Salina Cruz	330	2,869	8.8
Tula	320	3,408	11.0
TOTAL	1,565	2,675	11.3

Fuente: Panorama de PEMEX 2006, PEMEX 2006, México.

Figura 1 Capacidad de proceso en Refinerías

El índice de complejidad refleja la estructura de una refinería, mientras mayor sea su valor, más compleja será su configuración.

1.1.4. Consumo energético.

PEMEX Refinación consumió gas natural para complementar su demanda energética hasta el 2003, a partir de esta fecha lo utiliza básicamente como materia prima para la producción de hidrógeno. PEMEX Refinación emplea el combustóleo para satisfacer la demanda energética de las instalaciones, y como corriente de alimentación para las coquizadoras

1.1.5. Índice Solomon para el SNR

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 ^[1]. 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 refinerías en los Estados Unidos es de 91.

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. 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.

Ubicando la posición específica de cada refinería dentro de una gráfica Figura 2, si la intensidad energética de la planta está dentro de las 4 primeras, la planta se puede considerar como una innovadora en el uso de la energía. Debe mantener ese desempeño, monitoreando el uso de la energía, y las prácticas de operación de planta, y continuar buscando oportunidades para mejorar la eficiencia.

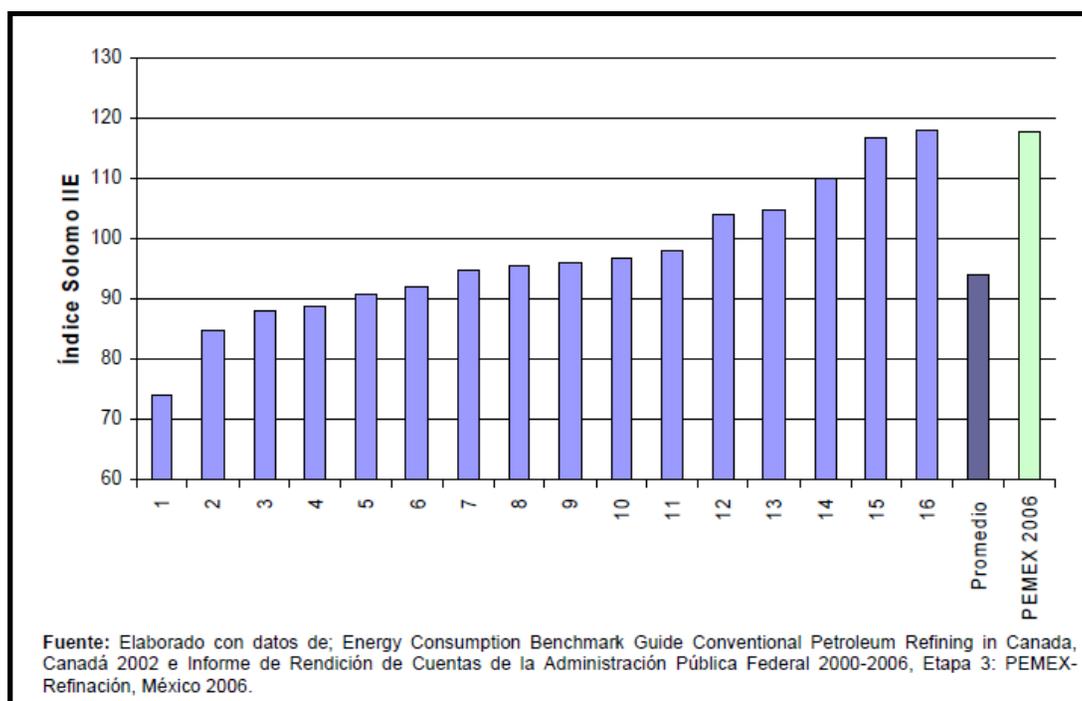


Figura 2 Comparación del índice Solomon para varias refinerías

Si el desempeño de la planta está entre los lugares 5 al 11, deben hacerse esfuerzos por determinar cómo mejorar el uso de la energía. Si el consumo de energía se encuentra entre los lugares 12 y 16, la refinería no es eficiente a nivel mundial, por lo que se debe de implementar una auditoría energética para identificar en qué áreas se puede mejorar el desempeño energético.

Si bien las medidas implementadas para reducir el consumo de energía en las refinerías han mostrado buenos resultados, se deben de reforzar e implementar otras

medidas, ya que el consumo que presenta PEMEX-Refinación, es del doble del que presentan las Refinerías de Estados Unidos.

El SNR requiere incrementar la capacidad de proceso de crudos pesados, mejorar la eficiencia operativa, aumentar la capacidad de producción de productos refinados de alto valor agregado e incrementar la calidad de combustibles a fin de cumplir con los nuevos estándares de calidad.

A diez años de haberse iniciado los procesos de reconfiguración de las refinerías, se ha concluido la reconfiguración de Cadereyta y Madero y la modernización e incorporación de plantas nuevas en Tula y Salamanca, con lo cual se procesa una mayor proporción de crudo pesado en la mezcla de carga al SNR y se producen combustibles con menor contenido de azufre. En 2005, se inició la reconfiguración de la refinería de Minatitlán, en la que PEMEX planea aumentar la capacidad de procesamiento de crudo en Minatitlán de los 180,000 barriles diarios que procesan actualmente a 240,000 (BPD).

Debe considerarse sin embargo, que la eficiencia energética de las refinerías no es solo cuestión de implementación de mejores tecnologías y mejores prácticas; cada refinería, tiene particularidades, tanto por el tipo de crudos que procesa, como por el tipo de productos que elabora. Actividades como la revisión de los procesos, instalación de nuevos sistemas de recuperación de calor, implementación de prácticas de mantenimiento y actualización, así como la elaboración de estudios o auditorías energéticas, pueden todas contribuir en mejorar la eficiencia energética de una planta.

En algunos casos los niveles de eficiencia energética pueden deberse a las especificaciones iniciales de construcción de la planta, en estos casos, las ineficiencias energéticas son estructurales, por lo que sólo se podrá mejorar el desempeño energético mediante la modernización de las plantas.

En cuanto al tipo de crudo utilizado en las refinerías de México, se ha incrementado el porcentaje de crudo maya alimentado, y se espera que en un tiempo relativamente corto se comiencen a utilizar los crudos denominados “super pesados” como el de la región Ku Maloob Zap.

1.1.6. Recomendaciones tecnológicas

Las opciones identificadas en PEMEX Refinación son:

1.1.6.1. Eficiencia energética.

Las principales áreas con potencial de mejora en eficiencia energética en las refinerías son las de servicios. El programa PEMEX-CONUEE constituye un marco guía para la administración energética comprometido con la mejora continua de la eficiencia energética basada en el monitoreo, el establecimiento de objetivos y el control de procesos ^[2]. Entre las acciones desarrolladas permanentemente en ese programa se encuentran las siguientes:

- Instalación de precalentadores de aire en los calentadores primarios

- Optimización del exceso de aire en calderas y calentadores
- Eliminación de fugas de vapor y condensado
- Cambio del aislamiento en calderas
- Rehabilitación de calderas
- Rehabilitación de refractarios de calentadores
- Alimentación de corriente de condensado caliente a calderas
- **Precalentamiento de cargas de proceso**
- Monitoreo del índice ocupacional de calderas
- Capacitación del personal
- Incremento en la eficiencia de hornos mediante el cambio de quemadores
- Monitoreo de los gases de combustión
- Evaluación energética de torres de enfriamiento
- Evaluación y monitoreo de motores
- Limpieza y modernización de dispositivos internos en columnas de separación

1.1.6.2. Ampliación de la red de ductos.

El transporte de productos por medio de ductos es la forma más eficiente y económica de llevar los combustibles a su destino. Se han identificado varias oportunidades para construir nuevos ductos y ampliar la capacidad de los existentes que conllevan una mejora en la eficiencia de transporte y cuantiosos ahorros de combustibles y de emisiones.

1.1.6.3. Cogeneración.

En el sector petrolero se puede implementar utilizando como energéticos primarios, el gas natural, los residuales del petróleo ó el coque del petróleo. Actualmente el coque se produce solamente en las refinerías de Cadereyta y Madero, sin embargo la mayoría de las refinerías producen residuales del petróleo.

A fin de incrementar la eficiencia energética de las refinerías, aumentar la confiabilidad del sistema de generación de vapor y energía eléctrica, reducir costos y utilizar combustibles alternos, es necesario considerar esquemas de cogeneración utilizando residuales líquidos y sólidos del Sistema Nacional de Refinación.

1.1.6.4. Integración Energética.

Los procesos de refinación más demandantes en términos de energía son la unidad de destilación atmosférica, las de hidrot ratamiento, el reformador, la unidad de destilación a vacío y la desintegración catalítica.

La refinación petrolera es una de las industrias más intensivas en energía. Su uso varía a través del tiempo debido a los cambios que se presentan en el tipo de crudo procesado, la mezcla de productos y la calidad de los refinados. La operación también determina la cantidad de energía que se demanda, debido al nivel de aprovechamiento de capacidad, las condiciones de mantenimiento y la antigüedad de los equipos.

El diseño y uso óptimo de los sistemas de intercambio de calor constituye un área clave en términos de energía ya que las operaciones de calentamiento y enfriamiento

se presentan en todos los puntos de la refinería. Las técnicas de integración energética dan respuesta a las necesidades de reducir los consumos de vapor y combustible, mediante la optimización en el diseño y operación de las redes de intercambio térmico. La metodología de integración energética parte del desarrollo de las curvas compuestas con los perfiles disponibles para calentamiento y enfriamiento sobre diagramas temperatura-entalpía, sobre las cuales se localizan los puntos de acercamiento de temperatura y los requerimientos termodinámicos mínimos de calentamiento y enfriamiento.

La unidad de destilación atmosférica (CDU) procesa toda la corriente de crudo que entra a la refinería y es por consiguiente la mayor demandante entre los procesos de refinación. La cantidad de energía está determinada por la cantidad y tipo de crudo procesado. Otra unidad que consume una cantidad considerable de energía dentro de una refinería es la planta de desintegración catalítica (FCC). En función del diseño original y de la mezcla de productos que se pretende obtener en una refinería, la unidad FCC puede consumir hasta un 6% de la energía total, si bien depende también del diseño, tipo de catalizador utilizado y el grado de integración térmica.

También es posible obtener una mejora a través de la integración energética de los economizadores de las calderas de vapor residual en las unidades de reformación. 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.

Casi el 80% de la energía eléctrica consumida en una refinería se destina al accionamiento de los motores que sirven a las bombas, compresores, ventiladores y equipos de agitación, por lo que se debe emplear también un enfoque de integración al sistema completo de motores, para optimizar el suministro y demanda de energía.

1.1.6.5. Identificación de oportunidades

El proceso de crudo en el Sistema Nacional de Refinerías observará durante los próximos años una serie de cambios. La mezcla alimentada será más rica en crudo pesado. Se concluirá la reconfiguración de Minatitlán y la construcción de una nueva Refinería que se ubicará en Tula, Hgo. Las inversiones en el Sistema Nacional de Refinerías permitirán incrementar la capacidad de proceso de crudos pesados, mejorar la eficiencia operativa, aumentar la capacidad de producción de productos refinados de alto valor agregado e incrementar la calidad de gasolinas y diesel, para satisfacer los nuevos estándares de calidad.

Por su alto consumo de energía, las seis refinerías del país presentan oportunidades para reducir el consumo de energía, incrementando la eficiencia y productividad de las instalaciones. El Índice de Intensidad Energética de PEMEX Refinación fue de

134 en el 2008, cifra superior al promedio mundial que muestra la existencia de un potencial de mejora.

Las oportunidades que existen para incrementar la eficiencia energética de PEMEX Refinación, se pueden agrupar en dos grandes categorías:

1. Sistemas de administración energética-programas de ahorro energético.

- Programas de mantenimiento
- Instalación de equipos recuperadores de calor
- Transporte de combustibles

2. Programas de reconfiguración tecnológica.

- Cogeneración
- Integración energética

Es necesario reforzar los programas comprendidos en la primera categoría, que incluyen aquellos apoyados por CONUEE. Las principales áreas con potencial de mejora en eficiencia energética son las de servicios, calentadores a fuego directo, optimización de procesos, intercambiadores de calor y los motores, incluyendo los equipos que accionan.

A pesar de las medidas implementadas por los programas de ahorro de energía, el consumo energético por barril de productos elaborado en las refinerías de PEMEX, es prácticamente el doble que el de las de Estados Unidos, lo que implica la necesidad de incrementar sustancialmente la eficiencia de las refinerías en México, por lo que se tienen que implantar programas de ahorro energético más intensivos, tales como la cogeneración y la integración energética de las refinerías.

1.2. Potencial de cogeneración en PEMEX Refinación.

Es además conveniente profundizar en el análisis de cogeneración utilizando coque como materia prima, toda vez que este material será producido en las refinerías reconfiguradas.

Para su implementación se requiere impulsar alguna combinación de las siguientes acciones:

- Establecer un convenio entre Comisión Federal de Electricidad y Petróleos Mexicanos, a fin de que los excedentes de electricidad cogenerados puedan ser aprovechados en su totalidad, con un beneficio para ambos organismos.
- Establecer una sociedad de autoconsumo con industrias aledañas a las Instalaciones de Petróleos Mexicanos para aprovechar los excedentes de electricidad cogenerada, y que sean las empresas privadas las que financien las inversiones necesarias.

1.3. Integración Energética.

Las operaciones de calentamiento y enfriamiento se encuentran en todos los procesos de la refinería, de tal manera que el diseño y uso óptimo de los sistemas de intercambio de calor constituye un área clave en términos de energía. La integración

energética involucra el aprovechamiento de las sinergias potenciales que son inherentes a los sistemas en los que diversos componentes funcionan de manera simultánea.

Los procesos de integración se centran en la integración de flujos de vapor tanto dentro de los procesos como entre procesos diferentes. Una de las mayores oportunidades se presenta en la integración de las unidades de destilación atmosférica y de destilación a vacío, en donde los ahorros pueden llegar hasta un 20% del consumo de energía comparado con el que se presenta en unidades no integradas.

Debido a que las refinerías de PEMEX no han sido sometidas a estos esquemas, se considera conveniente establecer un programa de integración energética para todas las refinerías de PEMEX, que iniciaría conjuntamente con la reconfiguración de Tula, Salina Cruz y Salamanca.

PEMEX Refinación se ha planteado como meta mejorar en 10% su índice de eficiencia energética. Con programas similares a los que se han implantado en numerosas refinerías en el mundo, se podría llevar el Índice Solomon de Intensidad Energética al nivel de 100 puntos para las refinerías mexicanas. Esta meta ambiciosa requiere de inversiones significativas y de la adopción de tecnologías y de sistemas de trabajo orientados a maximizar la eficiencia.

Capitulo 2

Generalidades

Capítulo 2

2. Generalidades

2.1. Refinación del Petróleo

El Petróleo es una sustancia aceitosa de color oscuro, que está formada básicamente por carbono e hidrógeno, por lo cual se le denomina “hidrocarburo”, aunque también se encuentran presentes en su composición el azufre y el nitrógeno. Este hidrocarburo se encuentra en estado líquido o gaseoso. En el primer caso es un aceite al que se le denomina crudo. En el segundo, gas natural.

El petróleo contiene una cantidad importante de gas natural en solución, que se mantiene disuelto debido a las altas presiones del depósito. Cuando el petróleo pasa a la zona de baja presión del pozo, el gas deja de estar disuelto y empieza a expandirse. Esta expansión, junto con la dilución de la columna de petróleo por el gas menos denso, hace que el petróleo aflore a la superficie.

El petróleo, al extraerse, se envía a plantas de refinación, donde se procesará para obtener sustancias químicas útiles para la obtención de diferentes materias primas.

Para obtener productos de características precisas y utilizar de la manera más rentable posible las diversas fracciones presentes en el petróleo, es necesario efectuar una serie de operaciones de tratamiento y transformación que, en conjunto, constituyen el proceso de refinación de crudos.

Para procesar el petróleo se realiza primero un análisis en laboratorio del petróleo a refinar, puesto que no todos los petróleos son iguales, ni de todos pueden extraerse las mismas sustancias, y se realizan una serie de refinaciones «piloto» que, después de analizarlas, definirán el mejor proceso de refinación.

La primera etapa en la refinación del petróleo crudo consiste en separarlo en partes, o fracciones, según la masa molecular. El crudo se calienta en un horno y se hace pasar a la columna de fraccionamiento, donde la temperatura disminuye con la altura. Las fracciones más ligeras como las naftas y destilados intermedios son extraídas en la zona de rectificación y domo de la columna fraccionadora, mientras que las fracciones más pesadas como el gasóleo pesado y los residuos se extraen por el fondo o zona de agotamiento de la columna.

2.2. Estructura de una Refinería

Una refinería es un conjunto de instalaciones, constituida principalmente por plantas industriales de procesos en donde se transforma el petróleo crudo en productos útiles y valiosos que son muy importantes en nuestra vida diaria y que se utilizan principalmente como combustibles automotrices, para la aviación e industriales ^[3].

Además de las plantas industriales de procesos, las refinerías cuentan con instalaciones adicionales que sirven de apoyo para su eficiente operación, como son:

- Oficinas técnico-administrativas.
- Almacenamiento de hidrocarburos y de materias primas.
- Plantas:
 - De tratamiento de agua.
 - Generadoras de energía eléctrica.
 - Generadoras de vapor.
- Talleres de mantenimiento.
- Laboratorios.
- Seguridad industrial.
- Protección ambiental.
- Servicios médicos.

2.3. Función de las Refinerías

El crudo, es un aceite que como tal no tiene ninguna aplicación útil, como combustible es muy pobre y difícil de quemar y contiene muchas impurezas (como azufre y metales), por lo que es necesario procesarlos para convertirlos en productos útiles que tengan demanda en el mercado. En la Figura 1 se muestran los principales productos de una refinería.

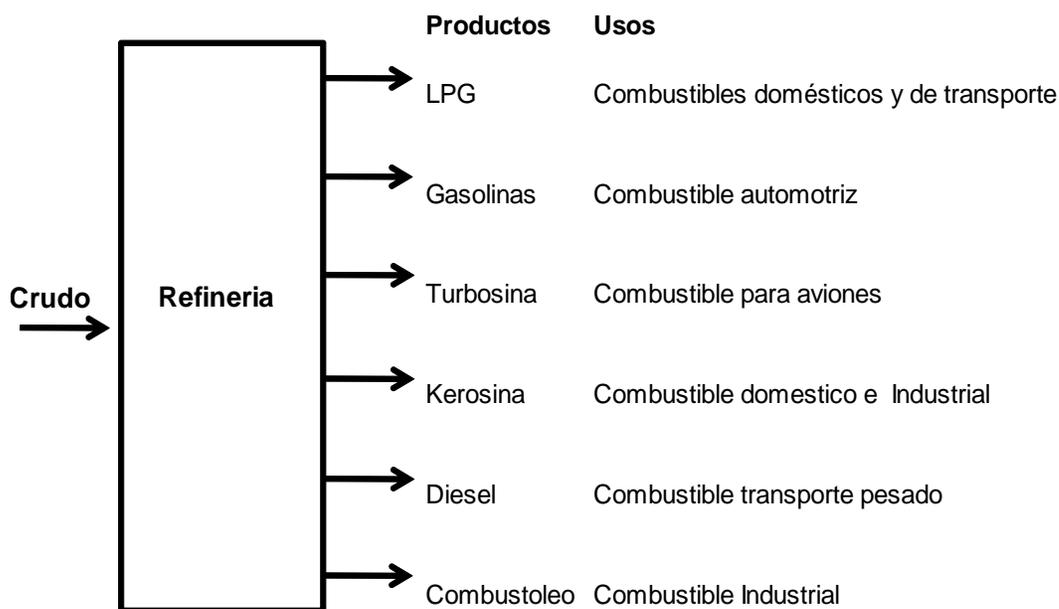


Figura 1 Principales Productos de una Refinería

En la industria de la refinación es común denominar como destilados a las fracciones o productos que se separan del crudo, evaporándose por calentamiento (posteriormente se condensan); de esta forma, cuando se habla en forma general de destilados, se hace referencia a la gasolina, kerosina, turbosina y el diesel, principalmente. Cuando se habla de destilados ligeros, se incluyen las gasolinas y los gases (metano, etano, propano y butano). Los intermedios incluyen la kerosina, la turbosina, y el gasóleo ligero (diesel). El residuo o “fondo de barril” es lo que queda del crudo después de extraerle los destilados.

2.4. Procesos de Separación

Como se indicó en párrafos anteriores, este proceso es un proceso físico (no ocurren reacciones químicas) que separa al crudo en sus fracciones, las cuales constituyen los primeros productos intermedios.

2.5. Proceso de Destilación Atmosférica

El primer proceso de separación en una refinería es la “destilación atmosférica”, llamada así porque la separación del crudo se lleva a cabo a una presión de 0.3 a 0.5 kg/cm² manométricos, ligeramente arriba de la presión atmosférica.

Tiene como objetivo principal, separar el crudo en varias corrientes, llamadas productos primarios o fracciones, es por esto que a esta separación se le llama también fraccionamiento del crudo.

Estas fracciones contienen impurezas principalmente compuestas de azufre y metales y no reúnen las especificaciones requeridas para ser utilizadas como productos finales, por esto constituyen la materia prima para otros procesos en donde se eliminan estas impurezas y se adecuan a las especificaciones de calidad requeridas.

A las instalaciones donde se llevan a cabo estos procesos se les llama “Plantas Primarias”. Cada una de estas plantas tiene una capacidad para procesar crudo que van de 50,000 a 250,00 barriles por día (B.P.D).

2.6. Descripción del Proceso.

El petróleo que se procesa en las refinerías, es una mezcla de los crudos mexicanos Maya, Istmo y Olmeca, esta es enviada a través de una red de oleoductos, desde las zonas productoras, y es recibida en las refinerías en tanques de almacenamiento, donde se les proporciona un tiempo adecuado de reposo, con la finalidad de separar el agua y sedimento que pudieran haber arrastrado. Los tanques se purgan periódicamente para desalojar estos contaminantes.

En estos tanques se toman muestras para hacer los análisis necesarios en el laboratorio y determinar las propiedades físicas, composición y la cantidad de impurezas que contiene el crudo que se va a procesar en la refinería; de esta forma, se efectúan los ajustes operativos necesarios.

El resultado de estos análisis se conoce como ensayos de laboratorio, los cuales proporcionan los siguientes datos del crudo a procesar: Destilación, peso específico, viscosidad, contenido de sales, agua y sedimento.

De los tanques de almacenamiento, el crudo es enviado a las plantas primarias por medio de bombas centrifugas o por gravedad, aquí es recibido por las bombas de carga que le proporcionan la presión suficiente para fluir por la planta. Las bombas de carga toman el crudo y lo envían hacia la planta, primero entra al tren de precalentamiento, donde se calienta, con las corrientes calientes que salen de la

torre fraccionadora y de esta forma aprovechar el calor que sale del sistema y enfriar esas corrientes para su posterior proceso.

El crudo intercambia calor con la corriente de gasolina que sale del domo de la torre fraccionadora (en algunos procesos), luego con la turbosina, reflujo intermedio ligero (RIL) y kerosina, elevando su temperatura hasta 180° C; en seguida, entra a la desaladora que opera a una presión entre 15 a a 20 kg/cm², suficiente para mantener los gases en estado liquido, en donde la emulsión de crudo con agua es sometido a un campo eléctrico para separar el agua salada.

El crudo sale de la desaladora con menos de 5 libras por cada mil barriles de sal (5 lb/mb) y 0.1% de agua como máximo y en seguida intercambia calor con las corrientes de gasóleo ligero (GL), reflujo intermedio pesado (RIP) y gasóleo pesado (GP), elevando su temperatura hasta 300°C para alcanzar la temperatura de alimentación de la torre (350° C); el crudo es calentado en el “calentador de carga” vaporizándose parcialmente. Al entrar al calentador, el crudo se divide en varios serpentines para su mejor calentamiento, se usa gas o combustóleo, con quemadores distribuidos en la base del calentador. El crudo parcialmente vaporizado que sale del calentador y es conducido a través de las “líneas de transfer” a la torre fraccionadora atmosférica, que contiene normalmente 35 platos, como se muestra en la Figura 2; aquí el crudo se separa en sus diferentes fracciones.

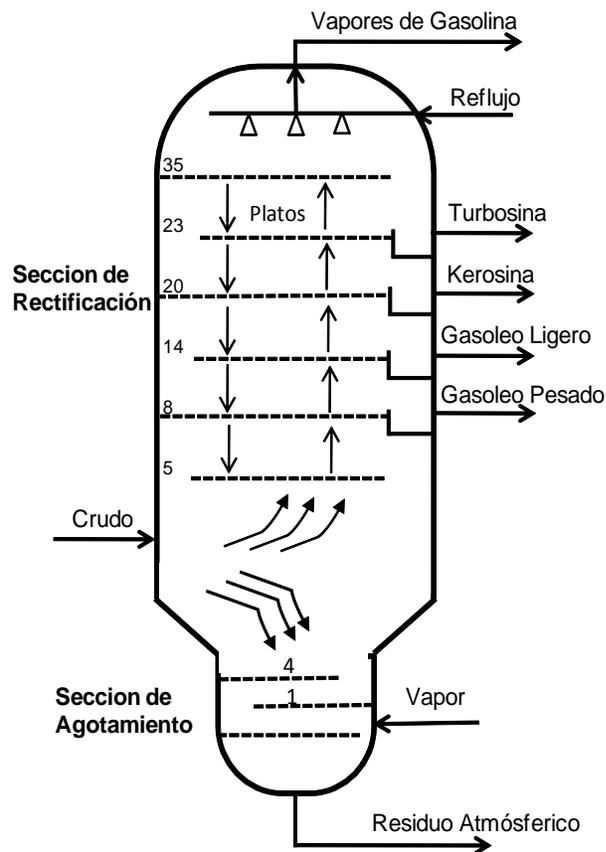


Figura 2 Torre Atmosférica

Los platos dentro de la torre sirven para poner en contacto los vapores ascendentes con la corriente líquida descendente, originada en el reflujo del domo (parte superior). Al ponerse en contacto estas dos corrientes intercambian calor, los vapores se enfrían y como resultado los componentes más pesados se condensan, estos se suman a la corriente líquida que sale del plato. La corriente líquida se calienta y como consecuencia los componentes ligeros se vaporizan uniéndose a la corriente de vapores que asciende. La temperatura de los platos va aumentando del domo hacia abajo.

La torre fraccionadora consta de dos secciones principales, la de agotamiento que comprende de la entrada de alimentación hacia la parte inferior de la torre y la sección de rectificación que comprende de la entrada de alimentación hacia el domo de la torre.

Al entrar la corriente del crudo a la torre fraccionadora los vapores se separan y ascienden hacia el domo, poniéndose en contacto a través de los platos con la corriente líquida que desciende. La concentración de los componentes ligeros en los vapores va aumentando conforme asciende y la concentración de componentes pesados en la corriente líquida aumenta conforme desciende.

2.6.1. Gases y gasolina natural

Los vapores que salen por el domo de la torre están compuestos por gases (metano, etano, propano y butano) más los componentes de la gasolina o nafta, estos llegan a un “condensador de gasolina” enfriado por agua, donde se condensan los vapores de gasolina, pasando posteriormente a un “acumulador de gasolina”, en el cual se separan los gases que no se condensaron (metano, etano, propano y butano).

La gasolina líquida del acumulador a temperatura de 40°C, la toman las bombas de reflujo del domo para mantener una temperatura en el domo de 130° C. El resto de la gasolina, constituye la gasolina cruda o gasolina primaria y es enviada almacenamiento o directamente a las plantas de hidrotreatmento para desulfurarla.

Los gases que no se condensaron salen por la parte superior del acumulador hacia la sección de un compresor para ser enviados a la sección de fraccionamiento y tratamiento de gases de la planta catalítica. La presión de la torre es controlada entre 0.5 a 0.8 kg/cm² por una válvula que regula la salida de los gases del acumulador.

La temperatura final de la gasolina (TFE) se controla entre 190 y 210°C por medio de la temperatura del domo de la torre que a su vez se controla con el reflujo. La gasolina que sale de la planta primaria es de bajo octano (alrededor de 52 octanos); además, contiene azufre y metales, por lo que es necesario enviarla a otra planta para quitarle estas impurezas y aumentarle el número de octano.

2.6.2. Turbosina

La turbosina se extrae del plato núm. 28 de la torre fraccionadora, el cual tiene una temperatura de 180°C. En seguida pasa a un agotador en donde se pone en contacto con vapor sobrecalentado para regresar a la torre los componentes ligeros que se hayan arrastrado y, de esta manera, controlar la temperatura de inflamación

inferior a 50°C. La turbosina sale del agotador y la toman unas bombas centrifugas que la envían a la planta hidrodesulfuradora de destilados intermedios para eliminarle los compuestos de azufre o almacenamiento, intercambiando calor previamente con el crudo de carga y enfriándose con agua en sus respectivos bancos de cambiadores de calor.

2.6.3. Destilados intermedios

Las extracciones de la torre fraccionadora de kerosina, gasóleo ligero y gasóleo pesado, siguen la misma trayectoria de flujo que la turbosina. La kerosina y el gasóleo ligero se envían a las plantas hidrodesulfuradoras de destilados intermedios. El gasóleo pesado se envía a la planta de desintegración catalítica (FCC).

La torre fraccionadora cuenta además con dos reflujo intermedios reflujo intermedio ligero(RIL) y reflujo intermedio pesado (RIP), los cuales equilibran la carga térmica dentro de la torre, evitando el tránsito de grandes cantidades de vapores en la sección de rectificación.

2.6.4. Residuo

El residuo atmosférico sale de la torre fraccionadora con temperatura cercana a 340° C, lo toman las bombas de residuo atmosférico, y lo envían al banco de cambiadores de calor, donde se enfría parcialmente, intercambiando calor con el crudo de carga. De aquí, se envía a la planta de destilación al vacío o a almacenamiento, enfriándose previamente en una caja enfriadora con agua. El vapor recalentado que se inyecta en el fondo de la torre sirve para despojar al residuo de los componentes ligeros.

2.6.5. Proceso de Destilación al Vacío

El proceso de la destilación al vacío tiene como objetivo principal extraer los destilados ligeros que contiene el residuo atmosférico (llamado también crudo reducido), debido a que estos destilados ligeros ya separados, tienen mayor valor económico y aprovechamiento en la refinería.

Los gasóleos y el residuo de vacío que se obtienen pueden tener varios usos, dependiendo del tipo de crudo procesado, la configuración de la refinería, la capacidad de los procesos y la demanda de los productos.

Esto significa, que la función general de la torre de vacío es recuperar la máxima cantidad de destilados, obteniendo las especificaciones de los gasóleos y del residuo de vacío, de acuerdo a la aplicación que se les vaya a proporcionar.

Los gasóleos de vacío tienen varios usos y aunque tienen las mismas propiedades generales, cada aplicación tiene consideraciones especiales en sus especificaciones, las cuales se describen brevemente a continuación:

2.6.6. Aceites lubricantes.

Para producir fracciones o cortes lubricantes, las principales especificaciones a controlar son: la viscosidad, impurezas pesadas, color y en cierto grado la temperatura inicial y final de ebullición.

2.6.7. Carga a Planta Catalítica (FCC).

Como carga a la planta catalítica, en este caso, requieren estar libres de impurezas principalmente metales y materiales asfálticos.

2.6.8. Carga a Plantas de Hidrotratamiento

Como carga a las plantas de hidrotratamiento o hidrocracking no es muy importante que estén libres de metales, ya que estos son utilizados en los catalizadores de hidrogenación; sin embargo, es importante que estén limitados en el contenido del carbón y de material asfáltico.

Las propiedades del residuo de vacío pueden ser ajustadas en diferentes formas:

Cuando la producción de gasóleos esta debe ser la mayor posible y, por consecuencia, la presencia de ellos es mínima en el residuo, este puede enviarse a mezclado para elaborar combustibles residuales. En las refinerías modernas es enviado a procesos de desintegración térmica o catalítica como son la reductora de viscosidad, coking o hidrocracking, donde se transforman en productos más ligeros y valiosos para la gasolina.

Una cantidad apropiada de gasóleos debe permanecer en el residuo de vacío para proporcionar a este el grado apropiado de plasticidad cuando va a ser utilizado posteriormente para elaborar asfalto, únicamente aquellos residuos que tienen las propiedades adecuadas para proporcionar en forma conveniente las aplicaciones de asfalto.

2.6.9. Presión de vacío

Para disminuir la temperatura de ebullición de una mezcla, se utiliza presión negativa o de vacío. Se le llama presión negativa o de vacío a aquella que tiene un valor menor a la presión atmosférica y presión positiva a la que es mayor. El valor de la presión atmosférica es variable y depende de la altitud del lugar donde se mide. Al nivel del mar su valor es de 760 mmHg, 14.7 psi, o 1.03 kg/cm² y entonces se le llama presión atmosférica “estándar”.

2.6.10. Eyectores de vacío

Los eyectores son equipos auxiliares sencillos en su construcción que se utilizan en las plantas para hacer vacío en equipos mayores como torres de destilación y acumuladores, para su funcionamiento normalmente utilizan vapor al que se le llama “vapor motriz”.

Los gases que no se condensan dentro de la torre de vacío, aparecen en el domo de la torre y son los que tienden a elevar la presión. Para provocar el vacío se utilizan los eyectores, los cuales succionan los gases y los envían a un enfriador para que puedan ser condensados y así recuperarlos. Los que no se condensan son enviados a un quemador.

2.6.11. Descripción del Proceso.

El residuo atmosférico proveniente de la Planta de Destilación Atmosférica, es tomado por las bombas de carga, que lo envían a través del circuito de

precalentamiento, intercambiando calor con la corriente de gasóleo pesado caliente que sale de la torre; posteriormente, llega a un calentador, en donde se calienta a una temperatura cercana a 385° C, ocurriendo con ello la evaporación parcial de los destilados (gasóleos).

La carga parcialmente vaporizada sale del calentador, entra a la “zona flash” de la torre de destilación al vacío, en donde termina de evaporarse por efecto del vacío.

Los vapores que se separan en la “zona flash” ascienden hacia el domo de la torre, y se pone en contacto en una sección de empaque tipo rejilla, con una recirculación caliente de gasóleo pesado, con el propósito de eliminar los posibles arrastres de líquido y carbón y así evitar que el producto salga manchado. Esta sección está completada con una malla de separación líquido-vapor, que evita el arrastre de líquidos pesados con la corriente de vapor que asciende a la siguiente sección superior.

Aquí, los vapores se ponen en contacto con una recirculación fría de gasóleo pesado, en una sección de empaque de tipo rejilla y anillos, lo que ocasiona que se condensen parcialmente los vapores. El líquido condensado se extrae de la torre como gasóleo pesado hacia el tanque acumulador de gasóleo pesado.

Los vapores que no condensaron, ascienden a la siguiente sección y se ponen en contacto, a través de una sección de empaques de anillos, con una corriente de lavado de gasóleo ligero caliente, que sirve para eliminar los arrastres de líquido provenientes de la sección inferior.

Los vapores lavados ascienden a la siguiente sección, donde se ponen en contacto, a través de un lecho combinado de empaque tipo rejilla y anillos, con una corriente fría de gasóleo ligero, el líquido condensado se extrae la torre plato de extracción total, que alimenta a las bombas de gasóleo ligero.

Los vapores residuales que no condensaron a través de la torre constituyen “los gases de carga a los eyectores” y están constituidos principalmente de hidrocarburos ligeros que son arrastrados, vapor de agua y aire infiltrado.

La parte inferior de la torre constituye la sección de agotamiento por donde baja la fase líquida llamada residuo de vacío que se separó en la zona flash; esta sección, normalmente está constituida por platos perforados de mampara, mezclándose con vapor de agotamiento en la parte inferior del último plato con el objeto de separar los hidrocarburos ligeros que se presentan en el residuo.

El residuo de vacío después de haber sido agotado por el vapor de agua, sale y es tomado por las bombas de fondos y enviado hacia la sección de calentamiento de la carga.

Al salir de los cambiadores, una parte del residuo es recirculado hacia la bota del fondo de la torre, para mantener una temperatura relativamente baja del residuo del

vacío (360° C) y así evitar la descomposición térmica del mismo. El resto del residuo puede ser enviado a las siguientes plantas: reductoras de viscosidad, H-Oil, coking o de asfalto.

El gasóleo pesado que sale de la torre de vacío, pasa al tanque acumulador del gasóleo pesado; en donde una parte retorna a la torre de recirculación de gasóleo pesado caliente, y la otra, se dirige a los cambiadores de calor de carga, donde se enfría parcialmente (el gasóleo), y en seguida se divide en dos corrientes, una retorna a la torre de vacío, como recirculación de gasóleo pesado frio, y la otra, sale del acumulador de gasóleo pesado a la planta de desintegración catalítica (FCC).

El gasóleo ligero se extrae de la sección de condensación superior de la torre de vacío por medio de las bombas de gasóleo ligero, esta corriente se divide en tres partes; la primera regresa a la torre de vacío como recirculación de gasóleo ligero caliente; la segunda, regresa al domo de la torre como reflujo de gasóleo ligero frio; la tercera sale a control de nivel del plato de extracción del gasóleo ligero, hacia los límites de batería y se une con el gasóleo pesado para constituir la carga a la Planta de Desintegración Catalítica.

Por el domo de la torre se extraen los gases por medio de dos trenes de eyectores que operan en paralelo, en donde se condensan los hidrocarburos ligeros. El condensado se envía a un tanque de sellos, donde se separan los hidrocarburos, el agua y los gases incondensables se envían a la atmósfera.

2.7. Ingeniería de los Procesos.

En el seno de la Ingeniería Química han madurado nuevas concepciones y surgido innovadoras tendencias que la enriquecen y la convierten en una disciplina cada vez más compleja y en donde el Diseño de Procesos adquiere una nueva dimensión.

A partir de 1963 se utilizó por primera vez, dentro de la Ingeniería Química, la terminología de "*Ingeniería de Procesos*", aplicada sobre la dinámica y control de algunas operaciones unitarias, sin abordar conceptos de optimización de decisiones.

Su significado y contenido ha cambiado con el tiempo y desde la fecha en que se creó esta terminología, buscando recopilar y ordenar la información que estaba siendo generada en forma abundante, pero desarticulada, actualmente la Ingeniería de Procesos se ha constituido como un campo académico y tecnológico referente a las metodologías para la toma de decisiones en la Ingeniería Química. De aquí que la Ingeniería de Procesos pueda definirse como el conjunto de actividades encaminadas hacia la creación, cuantificación y análisis de flujo de procesos, los cuales formarán parte de una planta química, fácilmente operable y segura.

Los procesos químicos están compuestos de un número relativamente pequeño de operaciones unitarias ^[4], comparado con el gran número de procesos existentes. Desde este punto de vista todos los procesos deben ser construidos razonablemente de acuerdo a los principios de diseño para operaciones unitarias, es decir, cada

proceso químico puede ser considerado como un sistema de operaciones unitarias en combinación.

Con el objeto de desarrollar nuevas operaciones unitarias y perfeccionar las ya existentes, es importante entender cuantitativamente los fenómenos fundamentales que son generados en ellas. De esta concepción han surgido las llamadas *Ciencias de la Ingeniería Química*, tales como *Fenómenos de Transporte*, *Dinámica de Fluidos*, *Termodinámica*, *Cinética de Reacciones Químicas*, y otras que han venido desarrollándose.

En otras palabras, cada operación unitaria puede ser identificada como un sistema combinado de fenómenos fundamentales.

La Ingeniería de Procesos busca la mejor tecnología y desarrolla con la información necesaria la mejor combinación de equipos y condiciones de operación, como son: presión, temperatura y velocidad de flujo, para obtener los máximos rendimientos en función de las especificaciones requeridas para cada proceso. Evalúa las distintas tecnologías para obtener la mejor propuesta, de acuerdo con las necesidades actuales, de una manera económica y eficiente. Dentro de la Ingeniería de Procesos existen tres etapas: Desarrollo del Proceso, Innovación de Procesos y el Diseño de Procesos ^[5].

El **Desarrollo del Proceso**, es el primer paso de la Ingeniería que con los mínimos datos requeridos y una necesidad, es posible construir una secuencia de operaciones unitarias, de las cuales se obtenga el producto con las características deseadas.

Dentro de esta rama, lo primordial es encontrar un arreglo que cumpla con las necesidades actuales, con un mínimo de inversión, y con mejoras a estos procesos obsoletos, en este caso la limitación se encuentra en la inversión.

La **Innovación de Procesos**, se encuentra orientada hacia la evaluación de procesos nuevos, esto es la búsqueda de arreglos para el mejoramiento integral del proceso, basado en una necesidad, pero en este caso es necesario contar con información clara y precisa de los procesos actuales, para poder realizar el cambio a una nueva propuesta, además de realizar nuevamente una inversión en equipos y asignar recursos en investigación, pruebas y desarrollo del proceso.

Es posible generar diversas actividades orientadas hacia la generación de un nuevo proceso, con ayuda de tecnologías, equipo, instrumentación y parámetros de procedimientos conocidos, en donde sería aplicable una simulación del proceso actual y del nuevo, para poder realizar una comparación tanto económica como del beneficio obtenido.

El **Diseño de Procesos** realiza actividades relacionadas como son: las bases de diseño, los balances de materia y energía, el análisis de flujo de proceso, cálculo de dimensionamientos y costos de los equipos.

El diseño lo componen tres etapas: la *síntesis*, *el análisis* y *la optimización*. En donde éstas se utilizan en forma iterativa y secuencial, ya que es necesaria la utilización de las tres etapas para realizar la evaluación del proceso que se desea mejorar.

2.8. Síntesis, análisis y optimización.

La Síntesis de Procesos es la etapa inventiva en el diseño, en la cual se deciden las unidades de proceso requeridas y su interconexión, es decir, se proponen tanto la estructura como los flujos de materia y energía necesarios para obtener los productos deseados.

A partir de esta situación existente, estando presentes tanto una necesidad social como una oportunidad económica, se conciben una serie de ideas que involucran materias primas y una secuencia de operaciones que logran su transformación en los productos deseados.

Usualmente los productos de un sistema son especificados con claridad, mientras que las materias primas pueden ser especificadas con exactitud, o bien, formar parte de un conjunto de condiciones disponibles.

En cualquier caso, el diseñador deberá identificar la naturaleza y estructura del bloque desconocido, en una forma en que los objetivos iniciales sean alcanzados de la mejor manera.

En la síntesis de nuevos procesos es posible distinguir dos etapas:

- Elección de una ruta química de proceso.
- Desarrollo del diagrama de flujo del proceso.

La elección de una ruta química del proceso, referida a las transformaciones químicas que unen materias primas con productos; y el desarrollo del diagrama de flujo del proceso, que incluye la secuencia de operaciones unitarias, recirculación de materias e integración de energía. En cada fase se debe realizar una elección, dentro de un gran número de posibilidades, algunas de las cuales no están descritas en términos matemáticos. Nishida, Stephanopoulos y Westerberg (1980), describen ampliamente una forma racional de abordar estas dos etapas, sobre la base de modelos mecanísticos y a correlaciones empíricas y heurísticas.

La síntesis de un proceso puede ser considerada desde el punto de vista de un sistema mayor, el cual incluye al sistema a ser sintetizado como un subsistema, concepto que es ilustrado en la Figura 3, si las condiciones deseadas de entrada, X, y de salida, Y, son conocidas el sistema S puede ser sintetizado usando la información analítica. En general los valores de X y Y no pueden ser especificados arbitrariamente, puesto que debieron ser fijados tomando en cuenta que forman parte del sistema S1, el cual incluye al sistema S como un subsistema. Las condiciones de X y Y para diseñar el sistema S1 pueden ser también restringidas por el hecho de que el mismo sistema S1 puede ser un subsistema de un sistema mayor, el S2.

Desde el punto de vista habría una proyección infinita de sistemas hasta alcanzar el sistema universo, sin embargo, esto es esencialmente imposible y deberá elegirse un nivel apropiado y racional de proyección de sistemas.

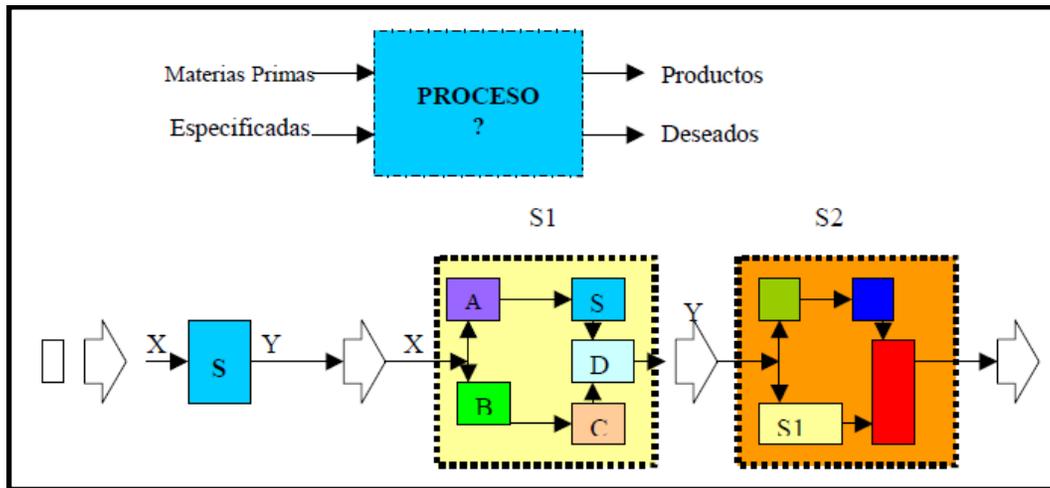


Figura 3 Concepto Fundamental de la Etapa de Síntesis

En los problemas de síntesis en **redes de intercambio de calor**, se encuentra una gran aceptación debido a la gama de posibilidades que pueden llevarse a cabo debido a su naturaleza, en donde se debe encontrar una red que integre eficientemente toda la energía disponible al menor costo posible, con la ventaja de una gran disminución de los servicios que generalmente son utilizados en el proceso actual.

El Análisis de Procesos es la evaluación tanto de su viabilidad técnica, como económica.

A partir de la estructura de proceso propuesta, se establecen sus bases de diseño, las cuales consisten de la determinación de las variables de diseño, la elección de los valores de las variables de diseño fijas o dependientes y la selección de los modelos matemáticos para todas y cada una de las operaciones del proceso, para las correlaciones de propiedades termofísicas y servicios auxiliares del proceso. A continuación se determina una estrategia de diseño, la cual incluye la estimación inicial de los valores para las variables de diseño no fijadas (variables independientes, libres o manipuladas). También se procede a elegir los métodos de cálculo y criterios de convergencia adecuados para desarrollar el balance de materia y energía.

Una vez reunida toda la información anterior se procede a transformarla a fin de producir un diseño del proceso. Esta etapa comprende varias actividades, de las cuales, la obtención del balance de materia y energía, a través de simulación en estado estacionario, es la que reviste importancia capital y será objeto de estudio en este trabajo. Otras actividades que contribuyen al diseño es la obtención de información resumida de cada corriente de proceso, información de las especificaciones de diseño de cada equipo, información acerca de los requerimientos

de servicios auxiliares, presentación del diagrama de flujo de proceso, análisis termodinámicos, etc.

Hasta el nivel de desarrollo se tienen elementos suficientes para realizar un estudio económico preliminar, considerando aspectos tales como el del capital requerido, costos de operación, criterios de plausibilidad, etc.

El siguiente paso es la confrontación de aspectos técnicos y económicos mediante la consideración de factores tales como la eficiencia termodinámica, eficiencia de operación, riesgos de salud, seguridad y ambientales, etc.

La forma en que el análisis opera sobre la estructura del proceso propuesta, es aplicando total o parcialmente las Bases de Diseño en la forma indicada por la estrategia de Diseño, con el objeto de definir las condiciones de salida, que antes del Análisis eran desconocidos, tal como se muestra en la Figura 4.

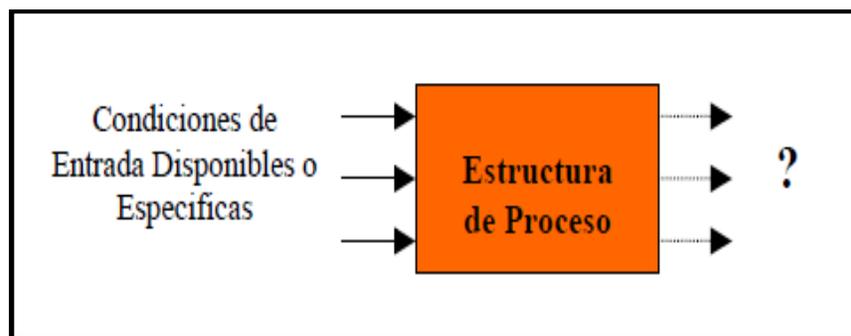


Figura 4 Concepto Fundamental de la Etapa de Análisis

Desde el punto de vista de la Ingeniería de Procesos, la etapa de Análisis consiste en descomponer el sistema objetivo (en este caso, la estructura de proceso propuesta), en varios subsistemas (operaciones unitarias, corrientes de proceso, ciclos de recirculación, etc), definiendo las relaciones entre cada uno.

A partir de la información obtenida en las etapas de **Síntesis y Análisis**, se establece una estrategia de **Optimización**, aplicada a una función objetivo adecuado.

La Optimización puede ser realizada tanto en la estructura como en los parámetros (condiciones de operación) del proceso.

Cuando se evalúan los datos de la etapa de Análisis, usualmente se descubre que ciertos niveles en las condiciones de operación (presiones, temperaturas, etc), pueden influir profundamente en el dimensionamiento del equipo, en su operación, etc.; por lo tanto, se conserva la estructura propuesta en la etapa de Síntesis y únicamente se varían los valores de los parámetros de operación y diseño, ajuste que es conocido como **Optimización de Parámetros**, la cual influye directamente en una reconsideración de la estrategia de diseño.

En algunas ocasiones se puede decidir alterar el número y tipo de equipos, así como su interconexión, a fin de mejorar el proceso o porque el anterior arreglo resulta ser muy costoso, entonces se realiza una **Optimización Estructural**, la cual tiene una influencia directa en la etapa de Síntesis del Proceso o por extensión también modifica la etapa de Análisis.

De modo general, las bases teóricas para el desarrollo de la Optimización de Parámetros están más avanzadas que las teorías para la Optimización de la Estructura.

Una vez obtenido el diseño óptimo del proceso, se emite un reporte conteniendo la información generada en todas y cada una de las etapas de su concepción, así como detalles adicionales del diseño de equipo, útiles para la fase de construcción.

Actualmente, la gran mayoría de esas etapas son realizadas en forma computarizada, mediante la aplicación de programas de simulación de diversa estructura y complejidad. Por lo tanto, el punto de vista con respecto al Diseño de Procesos ha surgido modificaciones y hoy en día se pretende desarrollar procesos con el más alto grado de optimización posible, con base al empleo justificado de los más sofisticados modelos y herramientas computacionales que se tengan disponibles.

2.9. Simulación de Procesos

La simulación de procesos es la representación de un proceso mediante modelos matemáticos por medio de una computadora, gracias a ésta se tiene un considerable ahorro de tiempo y de recursos de ingeniería y entonces se pueden considerar mayores alternativas de diseño, a la vez que el proceso creado puede ser más eficiente^[6].

La simulación puede ser dinámica o en estado estacionario. La primera se refiere a situaciones de arranque y de paro, y a las fluctuaciones que se puedan presentar en la operación de corrientes de alimentación o de proceso. La simulación en estado estacionario se refiere a condiciones de operación que se encuentran dentro de los límites considerados como normales en su diseño y operación.

La información en estado estacionario se hace a partir de información sobre el proceso químico a nivel de detalle de diagrama de flujo y de ella se obtiene el balance de masa y energía del proceso, con el cual posteriormente se puede hacer el análisis en su operación y diseño, el dimensionamiento de equipo y la evaluación económica, así como la optimización en un proceso existente. La simulación realizada en este trabajo se refiere al estado estacionario.

Al abordar un problema de simulación, se pueden dar las variables de las corrientes de alimentación y los parámetros de funcionamiento de ciertos equipos y calcularse los perfiles de las variables dependientes y/o la información de las corrientes de salida; o, cuando se trate de ajustar cierto parámetro de equipos para satisfacer

ciertas especificaciones de diseño, el número de variables a ser ajustadas será igual al número de especificaciones de diseño impuestas.

Un sistema de simulación debe disponer de los siguientes elementos: Modelos, Algoritmos, Soporte Computacional (Hardware y Software) y una Interfase con el usuario.

Los modelos utilizados por un sistema de simulación son todas las relaciones matemáticas derivadas de las leyes de conservación, correlaciones de las propiedades termodinámicas, relaciones de conexión y restricciones de diseño y control. Estos modelos matemáticos se representan por ecuaciones algebraicas y/o diferenciales que definen el proceso. Estos modelos deben ser los más apropiados en términos de rigor, nivel de detalle, precisión, validez y generalidad para las aplicaciones que se desean y así obtener una mejor representación de la realidad; aunque a veces es preferible un modelo que proporcione información global o aproximada a cambio de un ahorro en el tiempo de computo.

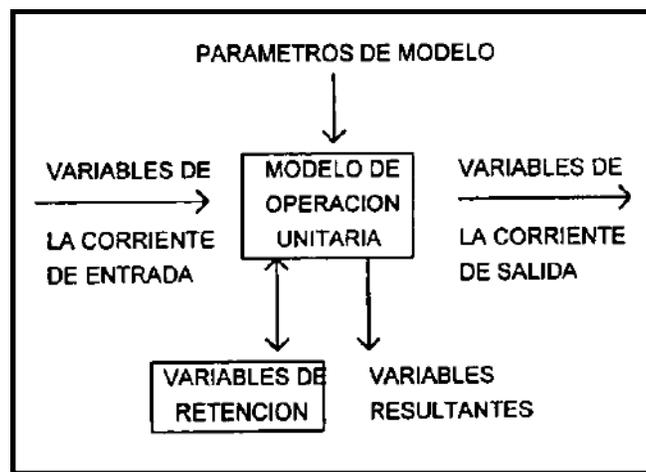


Figura 5 Modelo de Operación Unitaria

Para el funcionamiento de un modelo (Figura 5) es necesario contar con información de las variables de las corrientes de entrada y los parámetros del modelo y éste queda determinado por el número de grados de libertad de la operación unitaria. A partir de la solución de las ecuaciones diferenciales y algebraicas, el modelo nos proporciona información sobre las variables de las corrientes de salida. Las variables en cuestión: presión, temperatura, composición, flujo, entalpías, fracción de vapor, etc.

Las variables resultantes se refieren a características de la operación unitaria como son: potencia de una bomba, carga térmica de un intercambiador, etc. Las variables de retención son las que utiliza el modelo para calcular las variables resultantes y las de salida.

El algoritmo es el método de cálculo que sigue el modelo para resolver los problemas matemáticos que se generan, Éstos deben ser tan generales como sea posible y eficientes en términos de ejecución.

El soporte computacional incluye el software y hardware necesario para instalar y utilizar el sistema de simulación en la computadora, El software se refiere a programas, lenguajes de programación, estructuras de datos, interfases con el sistema de archivos, arquitectura del sistema, etc. El hardware se refiere al procesador, monitor, coprocesador, etc.

La Interfase con el usuario incluye el lenguaje de entrada por medio del cual el usuario describe su problema particular, la generación de reportes que resumen los resultados, la documentación adecuada para el uso del sistema así como los protocolos para la interacción con otros programas y/o sistemas.

2.10. Simulador de Procesos Aspen-HYSYS

El simulador que se utilizó en este trabajo fue Aspen-HYSYS V7.0. Es una herramienta comercial que permite modelar procesos para diseños conceptuales, optimización, planeación de negocios, realizar monitoreos de la producción de gas y crudo, refinación del petróleo, entre otras muchas funciones. La simulación generada por Aspen-HYSYS puede ser utilizada para estudiar el diseño del proceso, su operación, para hacer estudios de flexibilidad de la alimentación, para mejorar rendimientos de productos, para reducir el consumo de energía, etc.

Tiene una estructura que permite ingresar la información en el orden que mejor le parezca al usuario. Para iniciar la simulación en Aspen-HYSYS se requirió la siguiente información:

- Paquete de propiedades
- Componentes
- Caracterización del Petróleo
- Operaciones Unitarias.

2.11. Paquete de Propiedades

Estos paquetes proveen un acceso rápido y fácil a las predicciones de las propiedades termodinámicas, así como a las predicciones de las propiedades físicas y de transporte, para hidrocarburos, no hidrocarburos, fluidos químicos y petroquímicos ^[7].

Los paquetes de propiedades de los que dispone Aspen-HYSYS permiten predecir propiedades de mezclas desde sistema de hidrocarburos ligeros bien definidos hasta mezclas complejas de crudo y sistemas químicos altamente no ideales. Aspen-HYSYS provee ecuaciones de estado para tratamiento riguroso de sistemas de hidrocarburos; modelos semi-empíricos y de vapor de presión para sistemas de hidrocarburos pesados, correlaciones de vapor para una apropiada predicción de las propiedades de vapor, y modelos de coeficientes de actividad para sistemas químicos. Aspen-HYSYS contiene los paquetes de propiedades que a continuación se mencionan:

- Peng Robinson
- Soave Redlich Kwong

- Chao Seader
- Grayson Streed
- Modelos de Actividad
- Presión de Vapor
- Aminas
- Opciones PR
- Opciones SRK
- Vapor
- Definidas por el Usuario

Para este trabajo se seleccionó el paquete Peng-Robinson (Figura 6), ya que es el recomendado para aplicaciones de crudo, gas y petroquímicos.

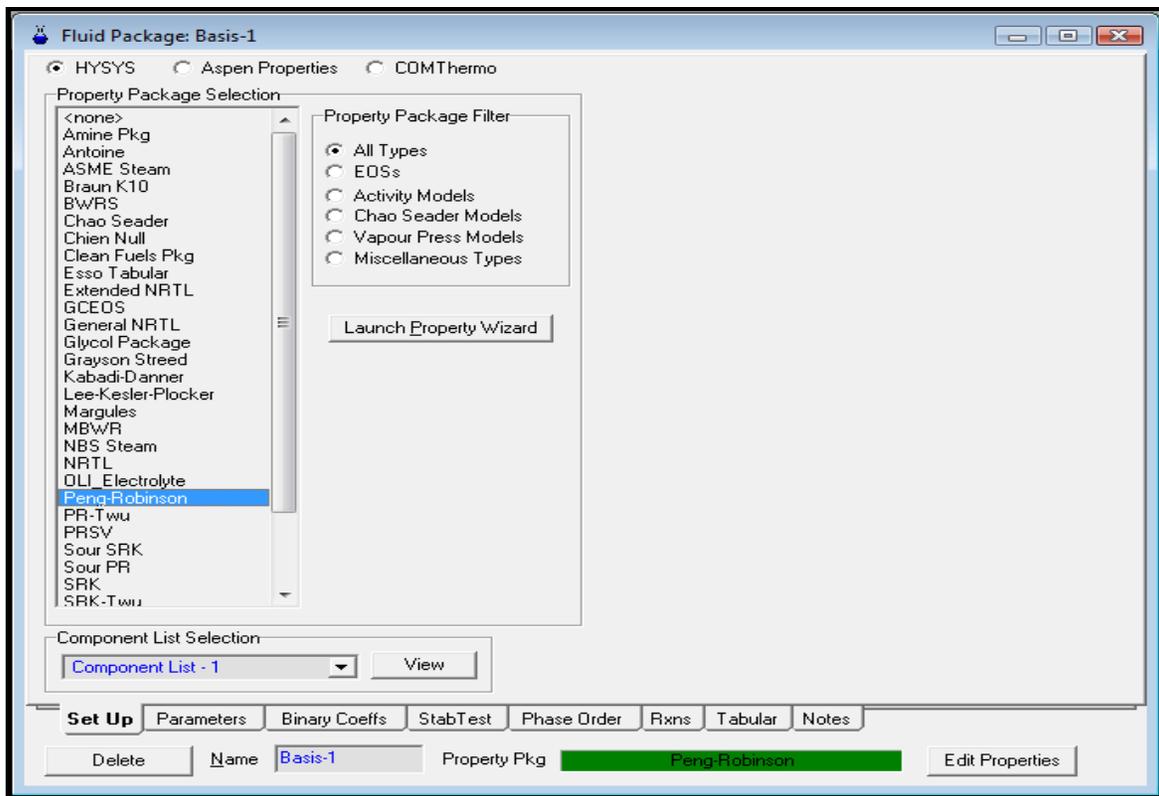


Figura 6 Paquete de Propiedades Peng-Robinson

Esta ecuación de estado es aplicable a una gran variedad de sistemas en un intervalo muy amplio de condiciones. Rigorosamente resuelve cualquier sistema simple, de dos o tres gases con alto grado de eficiencia y exactitud, y es aplicado a un amplio intervalo de condiciones para una gran variedad de sistemas.

2.12. Componentes

Se definen los componentes que se requieren para las composiciones de las corrientes. En esta etapa no se da todavía ninguna composición de alguna de las corrientes. Aspen-HYSYS cuenta con una librería bastante amplia en la que se encuentran los componentes con los que se llevara a cabo la simulación (Figura 7).

Se introducen los compuestos puros que están presentes en el crudo, tomando en cuenta también el agua que posteriormente se necesitará para definir la composición del vapor en la columna atmosférica y de vacío.

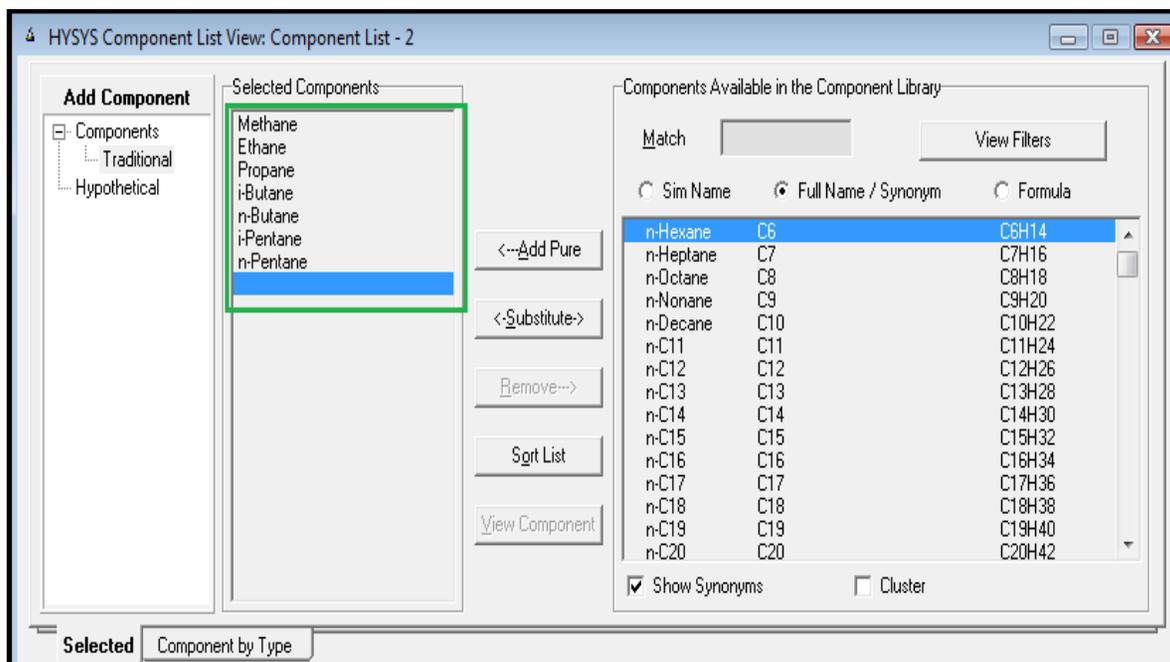


Figura 7 Especificación de Componentes

2.13. Caracterización del Petróleo

El método de caracterización del petróleo de Aspen-HYSYS convierte los ensayos de laboratorio, crudos, cortes de petróleo en una serie de componentes hipotéticos. Estos pseudo componentes proveerán la base para las predicciones de propiedades termodinámicas.

Para el caso que nos ocupa, se trata de una mezcla que corresponde a los resultados de laboratorio de las propiedades y destilaciones técnicas realizadas al crudo alimentado a las plantas primarias durante el año 2009 en la Refinería de Salamanca, Figura 8 y Figura 9.

Input Data	
<input checked="" type="radio"/> Bulk Props	
<input type="radio"/> Distillation	
Molecular Weight	<empty>
Standard Density	30.700000 API_E
Watson UOPK	11.900000
Viscosity Type	Kinematic
Viscosity 1 Temp	37.777778 C
Viscosity 1	<empty>
Viscosity 2 Temp	98.888889 C
Viscosity 2	<empty>

Figura 8 Propiedades del Crudo

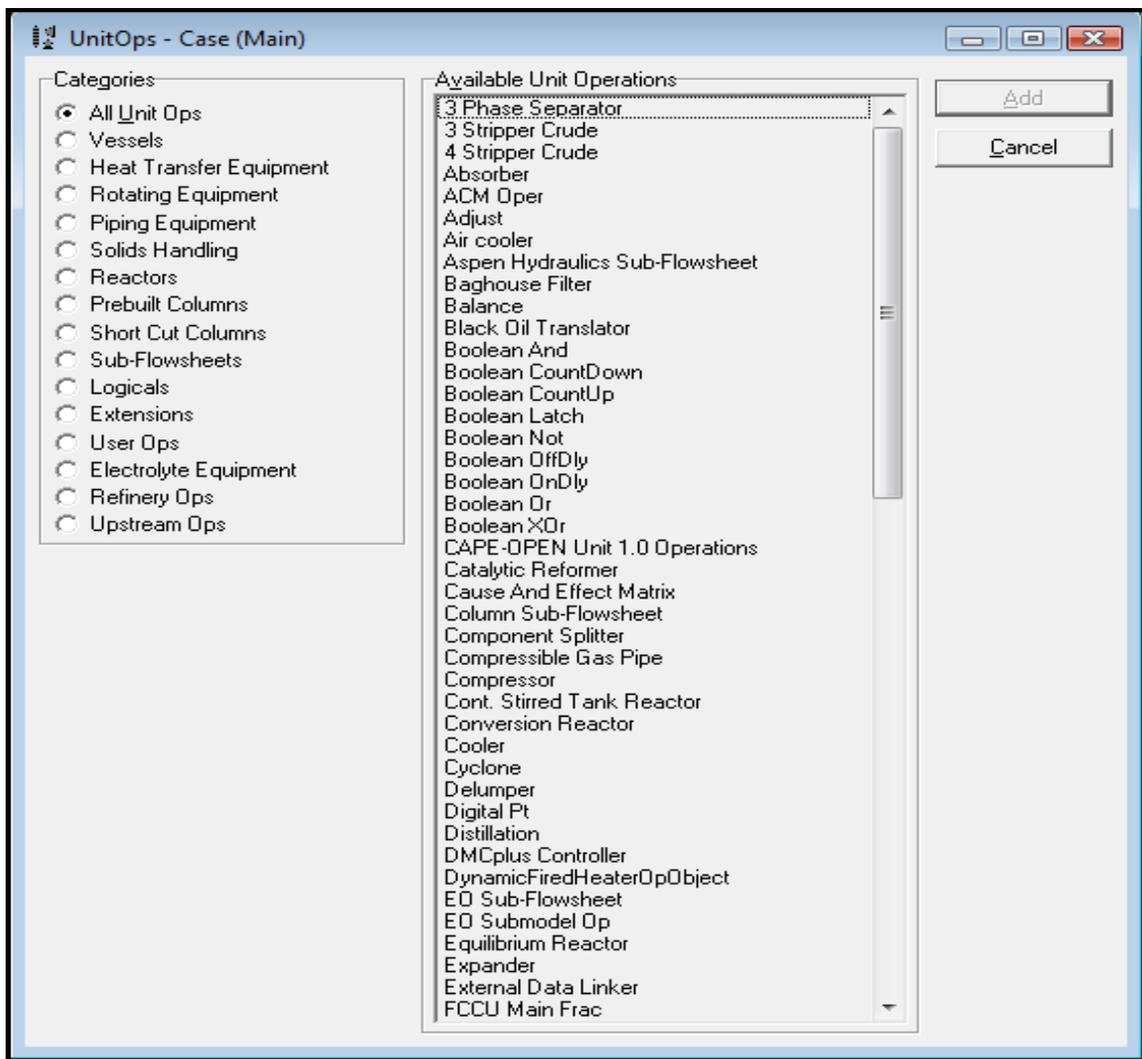


Figura 10 Operaciones Unitarias Disponibles

2.15. Integración Térmica de los Procesos

Dentro de sistemas de Ingeniería de Procesos hemos elegido la síntesis de intercambio de calor, que se representaran en este trabajo debido a su importancia para Pemex Refinación.

Los primeros datos con que se deben de contar son los flujos de las corrientes, la capacidad calorífica, la temperatura de entrada y salida, se tiene que tener muy claro que el objetivo es seleccionar una red de intercambiadores que integre eficientemente la energía disponible. Existen diferentes formas de realizar esto, ya sea por métodos heurísticos ^[8], métodos evolutivos, métodos algorítmicos, con base a objetivos termodinámicos, este último se ha utilizado principalmente para simplificar las redes de intercambio de calor.

Para las redes de intercambio de calor, el primer objetivo utilizado es el mínimo de servicios, los cuales disminuyen los costos de combustible, vapor, agua de

enfriamiento o cualquier forma de energía que se utilice para calentar o enfriar las corrientes utilizadas en el proceso.

Es posible establecer una tabla de factibilidad, es el primer camino riguroso en el cual se establece un requerimiento mínimo de servicios, y en donde el mínimo de intercambiadores en una red es $N-1$, donde N es el número de corrientes. El siguiente paso es demostrar el rango, en el cual la solución es factible, esto lleva a desarrollar una metodología para calcular un intervalo de temperatura y así ver cuál es el requerimiento mínimo de servicios, esto se realiza con la ayuda del cálculo de curvas compuestas, para analizar la recuperación de energía y el establecimiento del acercamiento mínimo de la temperatura para intercambiadores de calor.

El diagrama de la cascada de calor y la red de corrientes, ilustra la idea básica del algoritmo de la tabla problema y forma una representación grafica de las corrientes frías y calientes, del Punto de Pliegue (Pinch) en donde no se logra intercambiar calor, entre las corrientes. A esta forma grafica de representar el problema de intercambio de calor de le llama comúnmente la red de intercambio de calor.

Es posible considerar un objetivo para la síntesis, que nos dará como consecuencia un diseño sub-óptimo, esto quiere decir que el empleo del objetivo de requerimiento mínimo de servicios genera redes en las cuales el costo de energía es bajo, pero la inversión de capital es alta, el objetivo de minimizar el número de equipos aumenta el costo de los servicios pero se encuentran altos consumos de energía, y bajo costos de capital; el minimizar el área trae como consecuencia general un mayor número de equipos y la división de las corrientes de proceso.

Teniendo a la mano tantas alternativas se emplean los costos anualizados como un parámetro de decisión entre los diferentes objetivos a optimizar a mediano y largo plazo, esto quiere decir que es posible trazar una curva de inversión de equipo, en el que aumenta el valor de ahorro de energía para cada acercamiento mínimo de temperatura, con esto es posible calcular el tiempo de retorno de la inversión.

En el caso de realizar una optimización de un equipo en funcionamiento, el rediseño se puede realizar por medio de una inspección, esto es, una búsqueda con ayuda de la computadora y por medio de la tecnología de Pinch, en la cual se realiza todo un análisis del proceso.

Las redes de intercambio de calor son formadas por una serie de intercambiadores de calor, que tienen como objetivo intercambiar calor entre las corrientes de proceso haciéndolas llegar a las temperaturas deseadas.

2.16. Metodología Pinch

El análisis de punto de pliegue (Pinch) es una metodología para el diseño de sistemas de intercambio de calor más eficientes que lleven a un mejor diseño del proceso a través de consideraciones sistemáticas para el mejor consumo de energía, en la inversión de capital y en la reducción de emisiones. Esta metodología demuestra que es posible el establecimiento de diseños o rediseños de intercambio

térmico con un número mínimo tanto de unidades de intercambio de calor como de área de transferencia de calor maximizando la recuperación de calor y distribuyendo de forma óptima el uso de los servicios auxiliares ^[9].

Linnhoff y Hindmarsh desarrollaron este método en 1983, planteando la división del problema en dos subproblemas: arriba y abajo del Pinch, así mismo presentan esta metodología que es un acercamiento gráfico que permite entender cómo se comporta el proceso termodinámico y como se utilizan las leyes de la termodinámica para alcanzar el diseño óptimo de la red de intercambio de calor. Este método se basa en la utilización de datos sencillos como el flujo másico de las corrientes, Capacidad calorífica (C_p) de las corrientes, Temperatura de suministro (T_s), Temperatura meta (T_m) y Acercamiento de temperatura (ΔT_{min}).

Con estos datos y simples ecuaciones termodinámicas se puede obtener la cantidad mínima de energía que se requiere de servicios de calentamiento y enfriamiento, el calor intercambiado, los requisitos para diseñar o rediseñar la red, las corrientes y el número mínimo de unidades que componen la red de intercambio de calor.

En términos de la metodología Pinch, una corriente de proceso generalmente se define como una corriente que sale de una unidad de proceso con dirección hacia otra, y en su recorrido puede ser calentada o enfriada mediante intercambio térmico con otro fluido. Las corrientes de servicio son utilizadas para calentar o enfriar a una o varias corrientes de proceso, cuando el intercambio térmico entre las corrientes de proceso no es factible o económico.

Otro concepto importante para poder desarrollar la metodología Pinch es el Acercamiento de Temperatura (ΔT_{min}) y es la más baja diferencia permisible de temperaturas entre las corrientes que han de intercambiar energía. Como se muestra en la Figura 11.

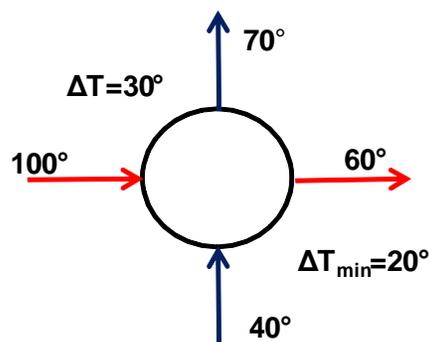


Figura 11 ΔT_{min} entre dos corrientes

Se parte de un conjunto de corrientes calientes a enfriar y un conjunto de corrientes frías a calentar, de las cuales se conoce su temperatura de suministro o de entrada (T_s); y además se cuenta con una fuente de servicios tanto de calentamiento (SC) como de enfriamiento (SE).

Para un diseño eficiente tenemos que darnos cuenta que un Intercambiador que intercambia calor entre las corrientes de proceso, reducirá los servicios de

calentamiento y enfriamiento. Para cada acercamiento mínimo de temperatura (ΔT_{\min}), los servicios cambian, y al reducir este valor disminuyen los servicios.

El método de punto de pliegue tiene las siguientes restricciones:

- No es posible transferir calor a través del Pinch
- No utilizar servicios de enfriamiento a temperaturas mayores de la línea de Pinch
- No utilizar servicios de calentamiento a temperaturas menores de las de Pinch.

Para iniciar con el análisis tenemos que conjuntar los datos necesarios mediante una tabla, en la cual se deberán identificar las corrientes, los MC_p para cada corriente, las temperaturas de suministro y las temperaturas de salida de las corrientes. Se fija un ΔT_{\min} , que indica la eficiencia con la cual es posible intercambiar calor entre las corrientes que tenemos en el sistema, este valor depende de los flujos manejados y de la forma de los intercambiadores de calor con que cuente el sistema, es por ello que no podemos generalizarla a un solo valor mínimo.

2.17. Representación de la Red de Intercambio de Calor

La red de intercambio de calor es representada en forma de malla, donde las corrientes de proceso se indican mediante flechas que al inicio y al final presentan las temperaturas a las cuales se encuentran las corrientes y la temperatura a la cual se requieren terminado su paso a través del tren de intercambio de calor. Los intercambiadores de calor se representan por círculos unidos por una línea que indica cuales son las corrientes involucradas, generalmente cada uno cuenta con una cantidad de calor que intercambia en la parte inferior del círculo. Se comparan los intervalos de las subredes y son eliminados los que tengan gradiente de cero.

Si las corrientes calientes y frías igualaran su temperatura en un intercambiador de calor, significaría que transfieren toda la energía que termodinámicamente es posible transferir entre ellas; también, que sería necesario transferir poca energía entre las corrientes del proceso y los servicios auxiliares. Sin embargo, para alcanzar el equilibrio térmico, sería necesario utilizar un intercambiador de área infinita, esto es imposible por esto el valor de ΔT_{\min} no puede ser igual a cero.

Por el contrario, si la temperatura de acercamiento es muy grande, se requerirá de menor área para la transferencia; pero mayor cantidad de servicios. Por consiguiente, se deduce, que la temperatura de acercamiento está relacionada con el área de transferencia, el calor máximo integrado y la cantidad de servicios a utilizar; de tal manera que se necesitará un balance económico para determinar su valor más adecuado.

Para realizar el encadenamiento de la subred caliente se ordenan las temperaturas de las corrientes calientes de mayor a menor, y de igual forma las frías sumándoles el ΔT_{\min} , después se encadenan de mayor a menor, los límites no deben exceder la más alta temperatura de las corrientes calientes ni ser menor a la temperatura más baja de las corrientes frías. De igual forma se hace el encadenamiento para la subred fría en donde a las corrientes calientes se les resta el ΔT_{\min} y se ordenan como la

anterior. Una vez realizado los encadenamientos se obtienen las subredes caliente y fría para cada intervalo, por lo que el siguiente paso consiste en dibujar la red considerando los intervalos de temperatura obtenidos antes; en la cual se traza cada una de las corrientes por medio de flechas. Se calcula el calor de cada intervalo correspondiente a cada corriente y al intervalo de temperatura, se produce un balance de calor entre las corrientes calientes y frías por intervalo.

$$Q_i^H = M * Cp * \Delta T \quad \text{y} \quad Q_i^C = M * Cp * \Delta T$$

$$Q_i^H = \text{Calor de la corriente caliente [=]} \frac{\text{energía}}{\text{tiempo}}$$

$$Q_i^C = \text{Calor de la corriente fría [=]} \frac{\text{energía}}{\text{tiempo}}$$

ΔQ = Diferencia de cargas térmicas caliente y fría de cada intervalo:

$$\Delta Q_i = [Q_i^H - Q_i^C]$$

Después se coloca en forma cascada el ΔQ de cada intervalo, ordenándose de la parte caliente a la fría. A continuación se suma cero al inicio del primer intervalo de la cascada y se va obteniendo la suma algebraica de cada intervalo. Se observa el mayor número negativo en la cascada. Se toma este valor con signo contrario y se coloca al inicio de la cascada realizando nuevamente la suma algebraica.

Con esto la cascada presenta el Pinch (punto de pliegue, donde la suma es igual a cero). El requerimiento mínimo de servicios auxiliares es obtenido de la cascada. El valor de la energía que sale del último intervalo podrá ser transferido a los servicios de enfriamiento y la que entra al primer intervalo debe ser adicionado por los servicios de calentamiento; estos valores son la cantidad mínima de energía que las corrientes deben transferir con los servicios.

2.18. Curvas Compuestas

El calor que se intercambi6 entre varias corrientes de proceso ya sean calientes o frías se analiza de la misma manera que se analiza el intercambio de calor entre dos corrientes. Cuando se efectúa entre varias corrientes se realiza una curva compuesta de las calientes y una de las frías, las cuales se grafican en un diagrama Temperatura vs. Entalpia (T/H), como se muestra en la Figura 12. El hecho de que la curva compuesta caliente este por encima de la fría significa que entre la energía disponible en las corrientes calientes y la requerida en las frías existe un potencial térmico, y por tanto, es posible el intercambio de calor entre ellas.

Las curvas compuestas darán la mejor combinación entre corrientes frías y calientes, otra ventaja de la construcción de estas curvas es el poder ver a que ΔT_{min} se debe trabajar, ya que de esta forma se facilita el cálculo de este.

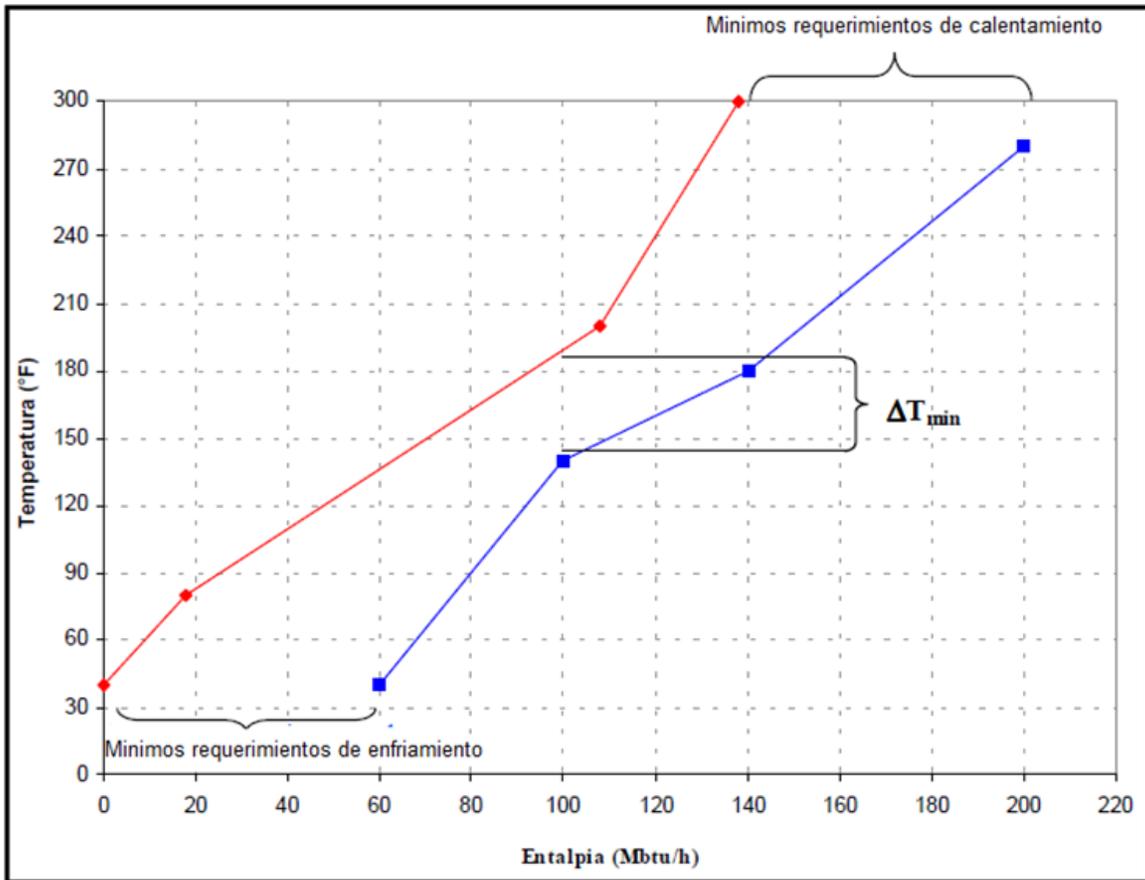


Figura 12 Diagrama de curvas compuestas

Las regiones donde las curvas no coinciden representan los requerimientos mínimos de servicios ya sea de enfriamiento en la parte inferior de la curva o de calentamiento en la parte superior.

El valor de acercamiento corresponde al ΔT_{min} , es cuando la distancia entre las curvas es mínima, esto corresponde al punto de pliegue (Pinch). Es posible cuantificar el mínimo de servicios requeridos para la red en este caso, al cambiar el acercamiento mínimo de temperatura cambian los requerimientos de la red.

El punto de pliegue divide al proceso en dos sistemas termodinámicamente separados, cada uno con su balance y sus propios requerimientos energéticos, que son reflejados en los servicios. El diseño del Pinch indica 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.

2.19. Determinación de la ΔT mínima

Con base a lo anterior, es factible suponer que existe una relación inversa entre la energía y el costo de inversión, y en ocasiones este análisis puede indicarnos la mejor combinación de ellas, ya que generalmente la disminución de los servicios implica aumentar los costos de inversión, particularmente en los rediseños de redes de intercambio de calor.

Esto puede observarse mediante la curva compuesta, cuando la separación entre la curva compuesta caliente y fría es mayor, 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, como se indica en la Figura 13.

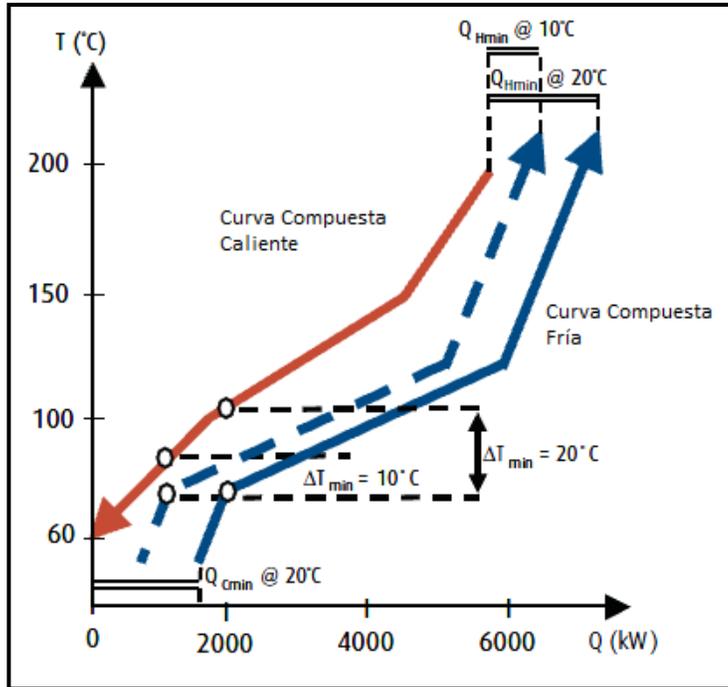


Figura 13 Relación de la ΔT_{min} con los requerimientos mínimos de servicios

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

La selección de la ΔT_{min} se hace observando el comportamiento de las gráficas. Normalmente cuando las curvas compuestas son paralelas se escogen valores de ΔT_{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 ΔT_{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.

2.20. Rediseño de redes de intercambio de calor

El rediseño por medio de la metodología de 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 ^[10].

El análisis previo proporciona un camino más adecuado para rediseñar bajo el criterio de costos. Este 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 en la forma de evaluar el área requerida mínima y el requerimiento mínimo de servicios para cada ΔT_{min} . Estas cantidades se trazan para obtener un esquema equivalente al mostrado en la Figura 14, en la cual se puede dibujar el punto de la red existente (área existente y los requerimientos de servicios actuales). Así también se puede observar 4 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.

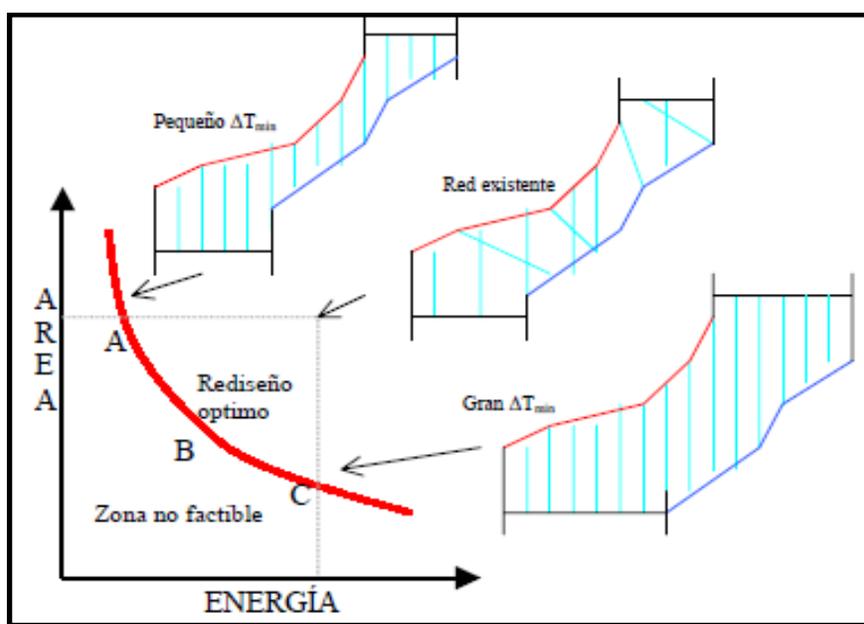


Figura 14 Evaluación del área y requerimientos mínimos requeridos.

El análisis previo al rediseño 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 (AT_x) y el área empleada actualmente en la red (A_x), para una determinada cantidad de energía empleada (EE).

$$\alpha = \left(\frac{AT_x}{A_x} \right) EE$$

En la práctica, el valor de α 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 α es constante a lo largo de la curva de requerimiento mínimo de área y energía; se obtiene una nueva curva (mostrada en la Figura 15), la cual se traza considerando la siguiente ecuación.

$$\frac{ATy}{Ay} = \frac{ATx}{Ax} = \alpha$$

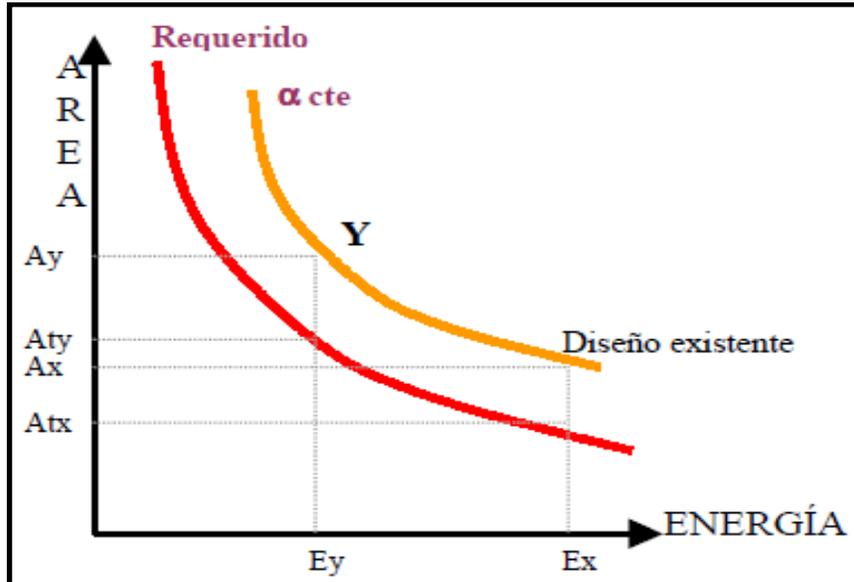


Figura 15 Curva de requerimiento mínimo de área y energía

En la siguiente Figura 16 se distinguen 4 regiones: una en la cual los diseños no son factibles, dos regiones en las que desde el punto de vista económico no es conveniente rediseñar, y en la cuarta donde se pueden hacer buenos rediseños. Esta zona se localiza entre la curva de área y requerimientos mínimos y la curva de α es constante.

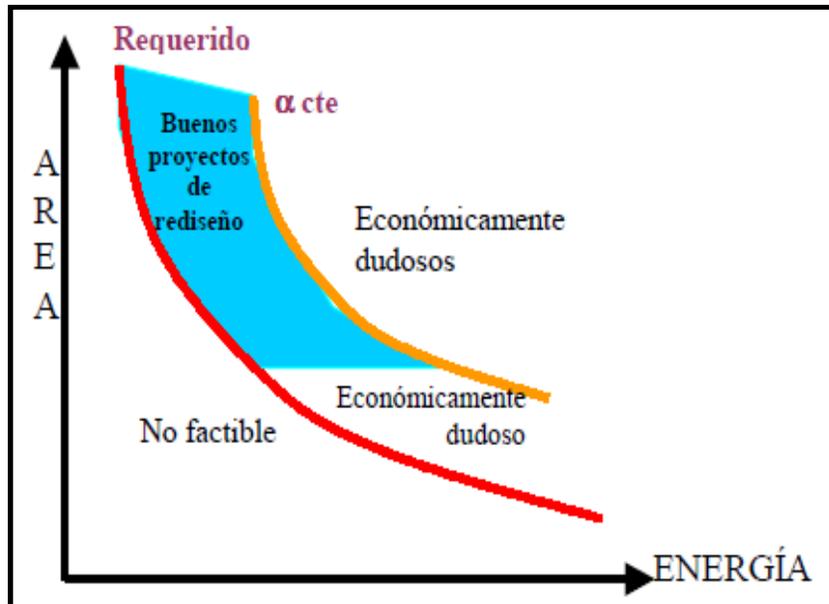


Figura 16 Curvas para identificar rediseños óptimos

Para elegir el rediseño más adecuado debe hacerse la transformación a costos, se procede de la siguiente manera:

- A partir del grafico de área mínima contra energía se obtiene el área que debe ser incrementada para ahorrar una cierta cantidad de energía
- Se evalúa el costo de este incremento de área y cuál es el ahorro de energía que se calcula.

El incremento de área constituye una inversión, que conjuntamente con el dinero ahorrado por los servicios no consumidos son transformados a costos, y con un tiempo de retorno establecido nos permite obtener el mejor valor de ΔT_{min} , que será considerado para iniciar el rediseño de la red.

Una vez que se hayan obtenido los resultados del análisis previo: ΔT_{min} base, requerimientos mínimos de calentamiento y área mínima requerida (A_t); se continúa con el rediseño, para esto se deben realizar lo siguiente:

- Análisis de los intercambiadores de calor existentes, calculando la eficiencia con su ΔT_{min} real.
- Corrección de los malos intercambiadores debido a la ubicación de los mismos.
- Se consideran nuevos intercambiadores de calor de acuerdo a las condiciones de flujo y del proceso.

Por lo expuesto, la mejor red será la que después de realizar un análisis del proceso y costos para resulte ser la más adecuada por tiempo de retorno de la inversión considerando los distintos servicios para la operación de dicha red, o elegir la que tiene un resultado menor a la suma de los costos, el tipo de proceso, de acuerdo con el lugar de operación y de las condiciones ecológicas.

Segunda Parte:

Estructura del Análisis

Capitulo 3

Plantas Atmosférica “AA” y de Vacío “AI”

Capítulo 3

3. Plantas Atmosférica “AA” y de Vacío “AI”

3.1. Descripción del Proceso

Para este estudio de integración y desempeño energético se consideraron las condiciones reales de operación de ambas plantas de proceso atmosférica “AA” y de vacío “AI”, tomando como base la información operativa del sistema del control distribuido (SCD) y consolidándose en forma ponderada y mensual con el sistema “PI” (Información del Proceso), esta información fue revisada y validada en conjunto con personal encargado de las plantas mencionadas. Dentro de las consideraciones relevantes se encuentran las modificaciones recientes a la Torre Atmosférica AA-T-1 en base al incremento de platos en la misma; esta planta cuenta con un calentador (horno) AA-F-1 de alta eficiencia, intercambiadores de calor para precalentar la carga con corrientes de la Planta Preparadora “AI”. La unidad opera normalmente con dos trenes de intercambiadores para el precalentamiento de la carga, dos desaladoras y dos torres despuntadoras, que permiten hacer reparaciones parciales más cortas de la planta. En la siguiente Figura 1 se presenta el esquema general de la Planta Atmosférica “AA”.

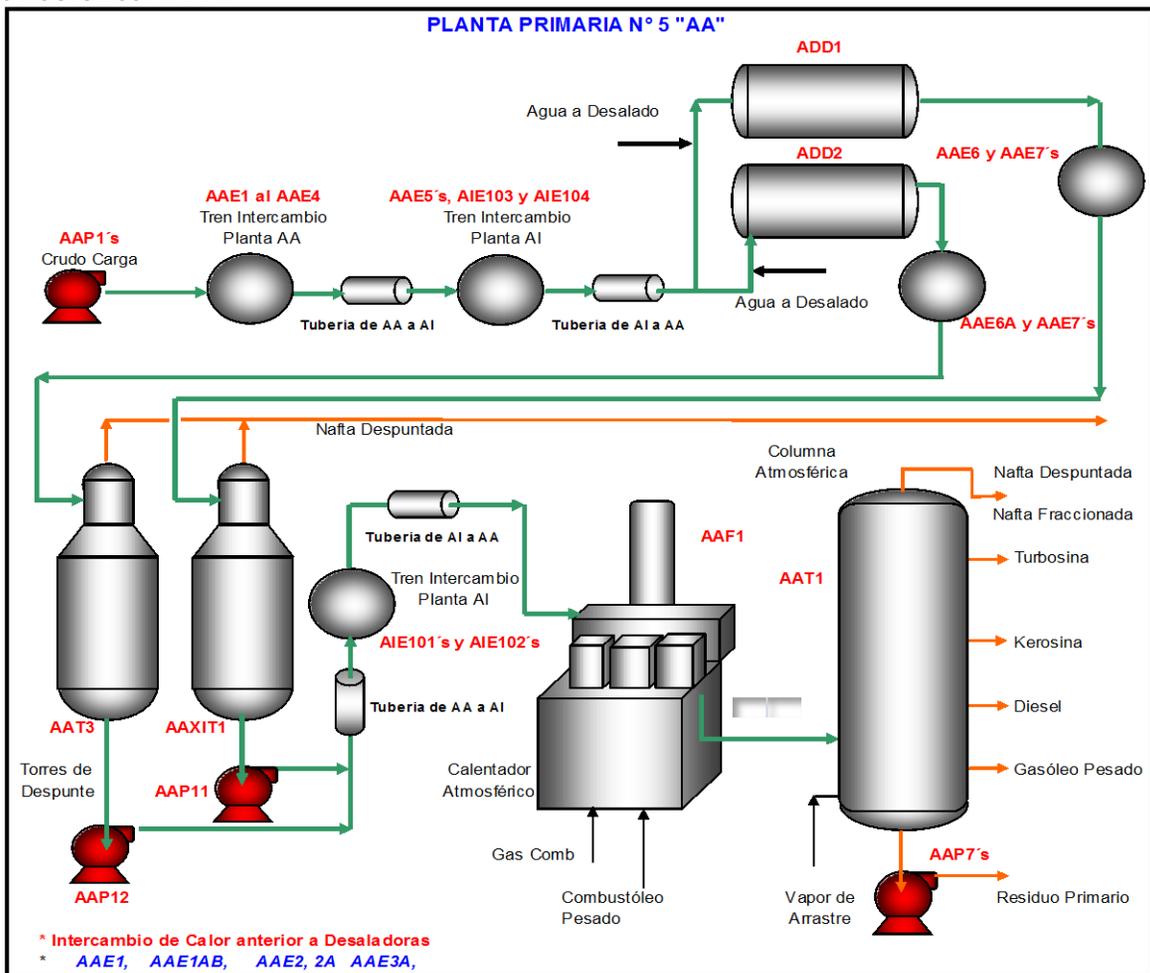


Figura 1 Esquema General de la Planta Atmosférica “AA”

Operando en condiciones normales; se obtienen seis productos de la destilación Atmosférica: Nafta, Turbosina, Kerosina, Diesel, Gasóleo Pesado y Residuo Primario. Para el caso de la Planta de Vacío "AI" su función será la de procesar el residuo primario y obtener por destilación fraccionada al vacío: Gasóleo Ligero de Vacío, Gasóleo Pesado de Vacío y Residuo de Vacío. Los gasóleos se enviarán conjuntamente con el gasóleo pesado primario como carga a la planta de desintegración catalítica. En la Figura 2 se presenta el esquema general de la planta "AI".

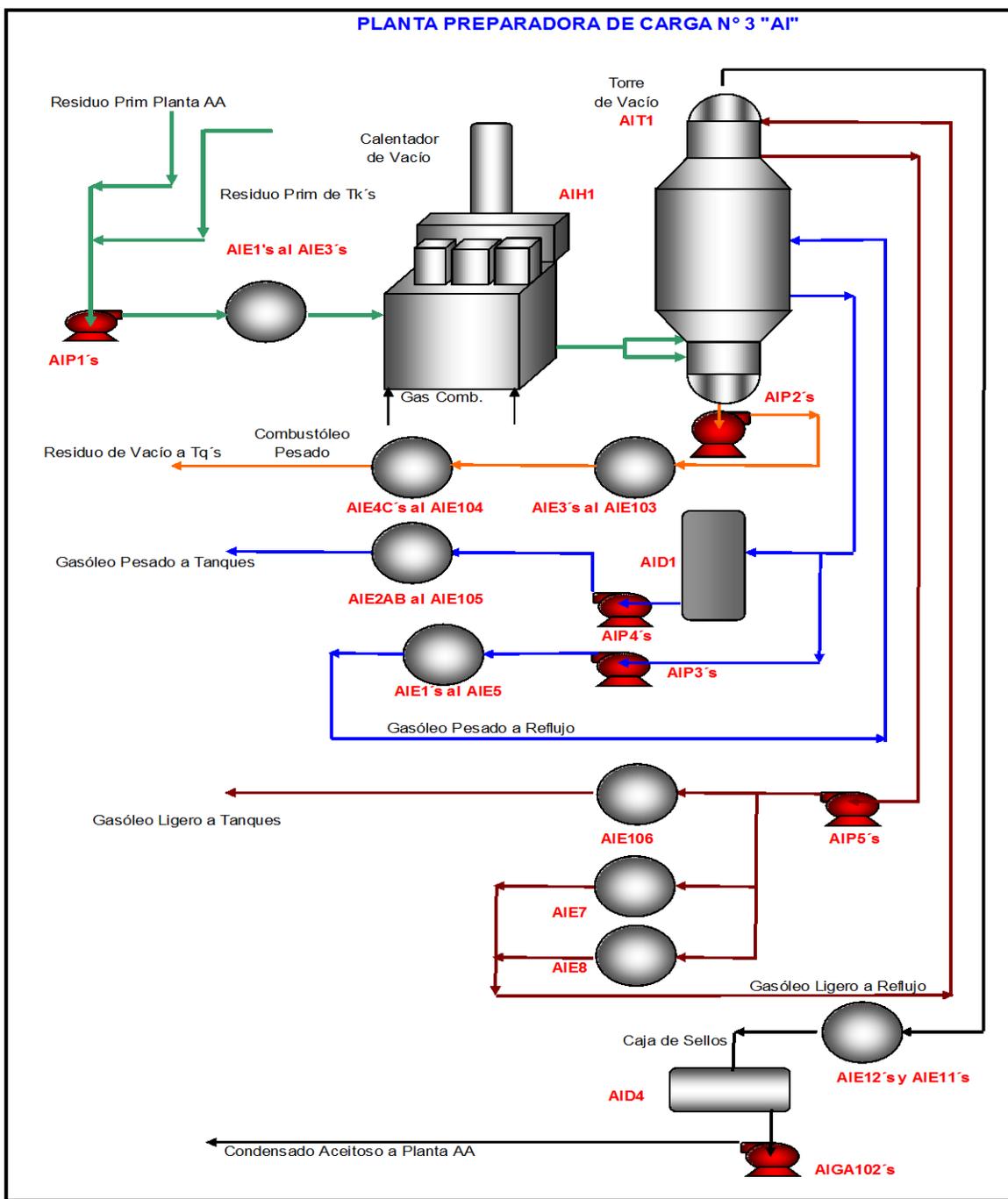


Figura 2 Esquema General de la Planta Atmosférica "AI"

3.2. Sección de Precalentamiento de Crudo

En esta sección se recibe por tubería el crudo proveniente de tanques a 3.5 Kg/cm² man. y 27 °C, precalentándose hasta alcanzar la temperatura requerida para el desalado (Figura 3), para tal efecto se aprovechan las corrientes de productos de la Torre Atmosférica AA-T-1, los reflujos (“pumparounds”) de la misma y las corrientes de residuo de vacío, y recirculación de gasóleo pesado y ligero de Vacío, de la Unidad de Destilación al Vacío "AI".

Con la finalidad de que el crudo pueda recorrer el tren de precalentamiento y llegue a las torres despuntadoras, las bombas AA-P-1AB aumenta la presión de esta corriente, de 3.0 a 11.3 kg/cm² man., así el crudo se precalienta en los siguientes equipos: Intercambiador Crudo/Turbosina AA-E-1, Intercambiador Crudo/kerosina AA-E-1A/1B, Intercambiador Crudo/Diesel AA-E-2/2A, Intercambiador Crudo/Recirculación Intermedia Ligera AA-E-3/3A, Intercambiador Crudo/Gasóleo Pesado Atm AA-E-4, alcanzando una Temperatura a la salida de este equipo de 89°C.

Inmediatamente a la salida de este equipo, la corriente de crudo pasa a los Intercambiadores Crudo/Recirculación GOPV AA-E-5/5A que operan en paralelo, e Intercambiadores de Crudo/Residuo de Vacío, AI-E-103 y AI-E-104, estos tres últimos equipos están ubicados en la Unidad de Vacío “AI”. Mediante el intercambio térmico anterior, el crudo alcanza una temperatura de 132°C. Una vez alcanzada la temperatura indicada, el crudo se dirige a la etapa de desalado.

El crudo que sale de los Intercambiadores AI-E-103 y 104 llega a la entrada de la Desaladora Norte AD-D1 y a dos metros antes de entrar, se le adiciona una cantidad de agua y en seguida la corriente pasa a la válvula mezcladora, en donde se termina de mezclar el agua y el aceite para terminar el proceso de lavado de crudo, luego pasa al tanque separador. Posteriormente la corriente de crudo desalado sale de la Desaladora Norte AD-D1 a una temperatura de 123°C y pasa al Intercambiador AA-E-6 y continúa su calentamiento antes de entrar como carga a la torre de despunte.

La otra mitad de la corriente que sale de los intercambiadores AI-E-103 y 104 llega paralela a la Desaladora Sur AD-D2 y continuando la misma secuencia sale el crudo ya desalado a una temperatura de 120°C hacia el Intercambiador AA-E-6A para continuar con su calentamiento.

La temperatura en la carga a las Desaladoras debe ser de 132°C para lograr un mejor desalado y separación máxima de la humedad. Cuando la carga está formada por un crudo pesado de Peso Especifico 0.870/0.880, la temperatura de entrada de la mezcla debe ser de 130°/135°C para reducir la viscosidad de la mezcla, aumentar la conductividad del aceite y facilitar la solubilidad de la salmuera, así como la separación de la emulsión en el tanque. Para un crudo de peso especifico de 0.850/0.865 una temperatura de 125°/130°C es la adecuada para mezcla de crudo-agua.

CIRCUITO DE CARGA

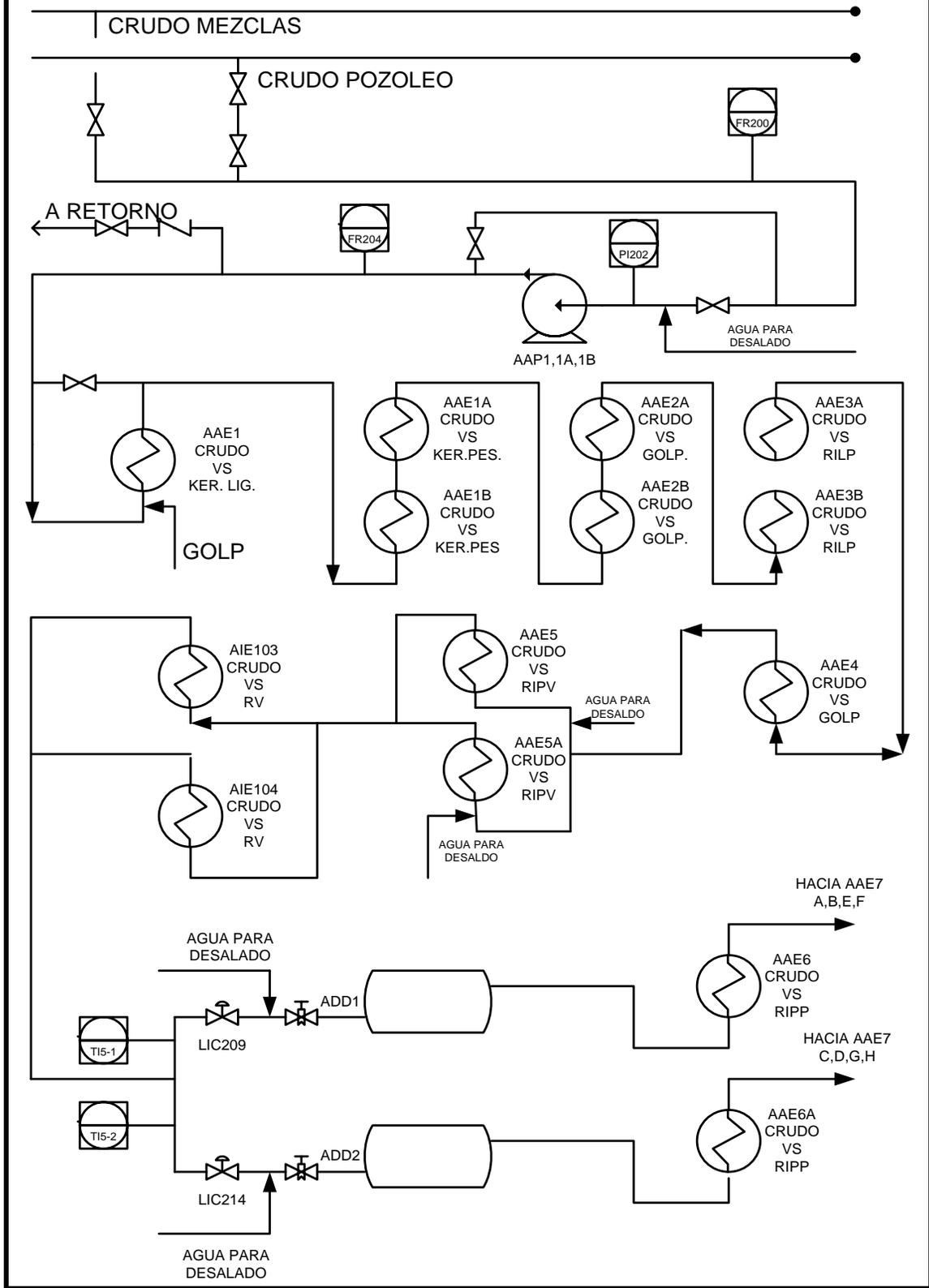


Figura 3 Pre calentamiento de Crudo

3.3. Sección de Despunte

El crudo desalado efluente de las desaladoras continua su precalentamiento, alimentándose en forma paralela a los intercambiadores AA-E-6/6A Crudo Desalado/Recirculación Intermedia Pesada y posteriormente la corriente que sale del AA-E-6 pasa en forma dividida a los Intercambiadores de Crudo Desalado/Residuo Primario AA-E-7A/7B y AA-E-7E/7F, la otra corriente de crudo desalado que sale del AA-E-6A también pasa en forma dividida a los Intercambiadores de Crudo Desalado/Residuo Primario AA-E-7C/7D y AA-E-7G/7H a partir de la salida de los bancos de Intercambiadores el crudo se divide en dos trenes simétricos en paralelo incrementándose su temperatura a 190°C. El crudo a la temperatura indicada se encuentra parcialmente vaporizado y de esta forma se alimenta a las torres despuntadoras AA-X1-T1 y AA-T-3 a control de nivel con el fondo de las columnas, como se observa en la Figura 4.

Las torres despuntadoras tienen la finalidad eliminar los gases incondensables y separar la fracción ligera del crudo.

Estas torres tienen 6 platos tipo cachucha en su parte superior; la carga se alimenta abajo del primer plato y las fracciones ligeras así como incondensables se extraen por la parte superior de cada torre, mientras que el crudo ya despuntado se obtiene por el fondo. Las torres operan a 1.9 kg/cm² man. y 140°C en el domo, usando como reflujo una corriente de gasolina generado de los acumuladores que se admite a control de flujo, en cascada con el control de temperatura de los gases efluentes del domo. El reflujo tiene la finalidad de disminuir las pérdidas de hidrocarburos (C₅+) en los vapores.

Los vapores provenientes del domo de las torres despuntadoras son condensados en los equipos AA-X1-E1/1A y AA-E-14/14A a 38°C y 1.6 kg/cm² man. La mezcla efluente de cada uno de estos equipos, se envía a sus respectivos Acumuladores de las Torres Despuntadoras AA-X1-D2 y AA-D-2, para la separación de las fases líquida y vapor, la línea de vapor es normalmente sin flujo.

El destilado líquido obtenido de los acumuladores a control de nivel de los mismos, se le denomina gasolina ligera y se envía por medio de las respectivas Bombas de Nafta de Torre Despuntadora Sur y Norte AA-P-10/9A y AA-P-9/9A, al Filtro de Nafta AB-S-1, desviando previamente una parte como reflujo a cada Torre Despuntadora, posteriormente la gasolina producto a 4.5 Kg/cm² man. y 38°C, se envía a límite de batería a las Unidades Estabilizadoras. La bomba AAP-9A sirve como relevo común de las bombas AA-P-9 y AA-P-10.

Por el fondo de las Torres Despuntadoras se obtiene crudo despuntado a una temperatura de 186°C y 181°C que se envía mediante las Bombas de Crudo Despuntado de Torre Norte AA-P-12/12A y Torre Sur AA-P-11/11A respectivamente, para continuar con su precalentamiento.

CIRCUITO DE CARGA 2

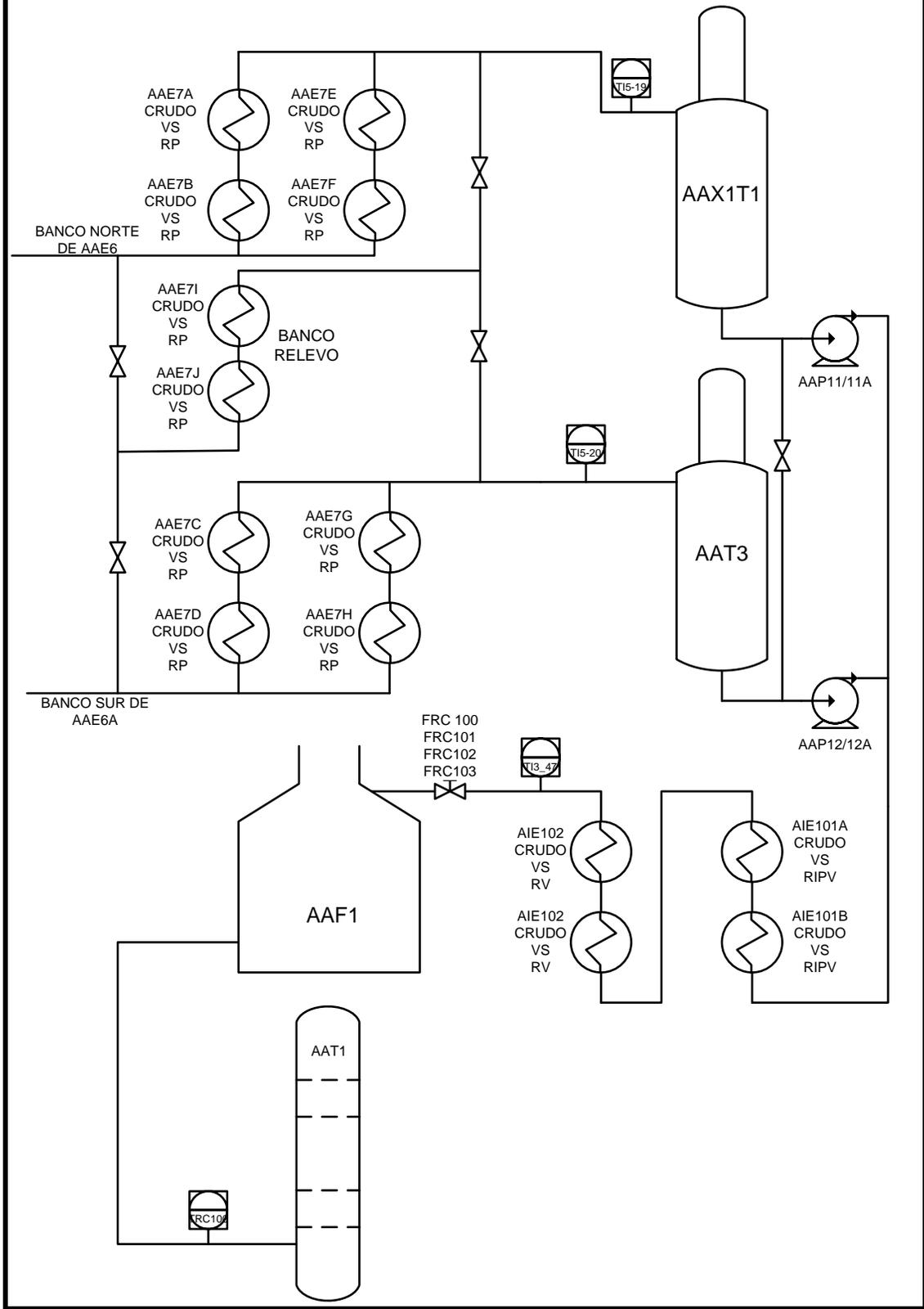


Figura 4 Pre calentamiento Sección de Despunte

3.4. Sección de Destilación Atmosférica.

Las líneas de crudo despuntado provenientes de las columnas despuntadoras se juntan para calentarse en el Intercambiador Crudo Despuntado/Gasóleo Pesado de Vacío AI-E-101A/B, seguido del Intercambiador Crudo Despuntado/Residuo de Vacío AI-E-102A/B alcanzando una temperatura de 230°C, ésta se envía a control de flujo al Calentador de Crudo AA-F-1. El Calentador de Crudo AA-F-1 tiene como objetivo elevar la temperatura del crudo despuntado hasta un valor de 345°C, antes de entrar a la Columna Atmosférica AA-T-1 (Figura 5).

El combustible para el calentador puede ser gas o combustóleo. El suministro de cualquiera de los combustibles mencionados al calentador, se hace en función de la señal de flujo de combustible y de una señal de retroalimentación.

En la sección de Destilación Atmosférica como se puede observar en la figura 3.4 se lleva a cabo la operación fundamental de la planta, separación del crudo en los diversos productos deseados: Gasolina, Turbosina, kerosina, Diesel, Gasóleo Pesado y Residuo Primario. Para el fraccionamiento del crudo se usa la columna AA-T-1. Esta columna cuenta básicamente en su sección de rectificación con 28 platos y un lecho de empaque estructurado de alta eficiencia. La zona de agotamiento está constituida por 6 platos.

La alimentación a la columna se hace en el plato 4, en él se descarga el fluido que sale del calentador de crudo. Simultáneamente a la alimentación de crudo, la torre recibe por abajo del plato 1, una alimentación de vapor sobrecalentado de baja presión que proviene del calentador AA-F-1. Este vapor tiene como finalidad agotar el crudo que cae al fondo de la columna, mediante la reducción de la presión parcial de los hidrocarburos.

El domo de la columna opera a 0.52 Kg/cm² man y 143°C, en este punto se extrae la corriente más ligera, la cual está compuesta por vapores de nafta y agua que se envían a los Condensadores de la Columna Atmosférica AA-E-13 AH. En estos equipos se condensan totalmente los vapores de gasolina, el vapor de agua usado en el agotamiento; y los vapores provenientes del agotador de turbosina AA-T-2C, posteriormente la mezcla de condensados pasa al Acumulador de la Columna Atmosférica AA-D-1, donde el agua separada sale por la pierna colectora y la gasolina se extrae del acumulador por medio de las Bombas de Nafta de Reflujo de Columna Atmosférica AA-P-8,8A;8B estas bombas envía la nafta a dos destinos que son: reflujo a la torre atmosférica y torres despuntadoras y gasolina a almacenamiento.

La Columna Atmosférica AA-T-1 tiene varias extracciones laterales de productos y retorno de sus vapores respectivos, independientemente de las recirculaciones que ceden calor en el tren de precalentamiento.

La extracción de turbosina, kerosina, diesel está íntimamente ligada a la Sección de rectificación no así la extracción del gasóleo pesado que se hace por la parte inferior del lecho empacado, este productos se envía a ceder calor en el Intercambiador

Crudo/Gasóleo pesado atm AA-E-4 y finalmente pasa al Enfriador de Gasóleo Pesado Atmosférico AA-E-101 por medio de la Bomba de Gasóleo Pesado atmosférico AA-P-4B/4R, su temperatura de salida es 57°C y se regula por medio de un controlador de flujo.

La extracción de productos laterales y retorno de vapores se hará partiendo del domo de la columna hacia el fondo; siendo la primera extracción lateral la turbosina, que se extrae del plato 24, para alimentarse al Agotador de Turbosina AA-T-2C. Del fondo del agotador, se obtiene la turbosina producto, que se envía por medio de las Bombas AA-P-4/4A a intercambiar calor con el crudo de carga en el equipo AAE-1, completándose su enfriamiento en el Enfriador de Turbosina AA-E-11, finalmente a control de flujo se envía a límite de batería a una presión de 3.2 kg/cm² man. y 27°C.

Los vapores que salen del agotador se envían a mezclarse con los vapores del plato 28 de la columna atmosférica.

La segunda extracción de producto de la columna corresponde a la kerosina extraída del plato 16, enviándose esta corriente al Agotador de kerosina AA-T-2A. El producto ya dentro de especificaciones, se obtiene por el fondo succionado por la Bomba de Kerosina AA-P-2/2A para incrementar su presión a 6.6 kg/cm² man. Posteriormente precalienta la carga en el Intercambiador AA-E-1A/1B, donde se enfría hasta 128°C. y finalmente se envía a control de flujo a límite de batería previo paso en el Enfriador de Kerosina AA-E-8 saliendo a una temperatura de 60°C.

Los vapores resultantes del agotamiento de kerosina, así como el vapor de agua inyectado en el fondo salen por el domo del agotador y retorna a la columna atmosférica abajo del plato 17.

El diesel es la siguiente extracción sobre la columna en la sección superior de la zona de empaque, la cual se envía al Agotador de Diesel AA-T-2B. El diesel, dentro de especificaciones, se obtiene por el fondo del agotador, y por medio de la Bomba de Diesel AA-P-3/2A, extrae el diesel, descargando a una presión de 6.9 kg/cm² man. permitiendo que esta corriente fluya a través de los Intercambiadores AA-E-2/2A y en el Enfriador de Diesel AA-E-9, donde cede calor enfriándose hasta la temperatura de 70°C para mandarse a límite de batería a control de flujo.

Los vapores ligeros así como el vapor de agua empleado en el agotamiento se extraen por el domo y retornan abajo del plato 8 de la columna atmosférica.

Las recirculaciones externas o “pumparounds”, son extracciones parciales de líquido que se hacen en la columna para ceder una parte de su calor en el tren de calentamiento y retornar varios platos arriba de donde se hizo la extracción.

Se tienen dos recirculaciones parciales que reciben el nombre de: recirculación Intermedia Ligera (RIL) y Recirculación Intermedia Pesada (RIP), su finalidad es normalizar el perfil de flujos y temperaturas en la columna atmosférica por medio de

la condensación de vapores que se efectúa abajo de los platos donde retornan las recirculaciones.

En el caso del RIL, el circuito se inicia con la extracción del fluido en el plato 12 de la columna a 253°C, y por medio de la Bomba de Recirculación Intermedia Ligera AA-P-6/5A se envía a 5.4 kg/cm² man. a los Intercambiadores Crudo/Recirculación Intermedia Ligera AA-E3/3A después la RIL alcanza su temperatura de 127 °C y retorna a control de flujo en el plato 15 de la columna AA-T1, se tiene el Enfriador AA-E-10 normalmente sin flujo.

La RIP se extrae en el fondo de la primera sección de la zona de empaque, y se envía a la succión de la Bomba de Recirculación Intermedia Pesada AA-P-5/5A; descargando a una presión de 4.7 kg/cm² man., en seguida se divide en dos corrientes, una de ellas se envía a enfriamiento y la otra se manda a control de flujo al plato 7 (opción). La corriente que se enfría, pasa por el Intercambiador Crudo/Recirculación Intermedia Pesada AA-E-6/6A, donde cede una parte de su calor; a continuación el total de la RIP se pasa por el Enfriador de Recirculación Intermedia Pesada AA-E-16 saliendo a una temperatura de 162°C, finalmente a control de flujo retorna a la parte superior de la primera sección de la zona de empaque de la columna atmosférica.

El residuo resultante de la destilación del crudo, se obtiene por el fondo de la torre, este producto se extrae por medio de la Bomba de Residuo Atmosférico AA-P-7/7A a una presión de 6.2 kg/cm² man. y a una temperatura de 336°C, se envía a la sección de vacío "A1" regulando su salida mediante el control de nivel de fondo de la torre atmosférica; antes de su envío a la sección de vacío se aprovecha para calentar el crudo desalado que va a las torres de despunte por medio de los intercambiadores AA-E-7A/7B, AA-E-7E/7F, AA-E-7C/7D y AA-E-7G/7H .

La operación de agotamiento tiene como finalidad afinar la composición de los productos laterales, de tal forma que se cumplan las especificaciones requeridas en estos productos. Esta operación se realiza básicamente en el Agotador de Productos Laterales AA-T-2, que a su vez consta de tres agotadores individuales que se denominan, Agotador de Kerosina (AA-T-2A), ubicado en la parte superior; Agotador de Diesel (AA-T-2B), ubicado en la parte media y Agotador de Turbosina (AA-T-2C), ubicado en la parte inferior.

Los tres agotadores existentes tienen 4 platos de cachucha y en cada caso la corriente que se pretende agotar se alimenta al plato superior, regulando su flujo por medio de la válvula que controla el nivel en cada recipiente.

CIRCUITOS DE KEROSINA LIGERA, KEROSINA PESADA, GASOLEO LIGERO, GASOLEO PESADO, RILP Y RIPP.

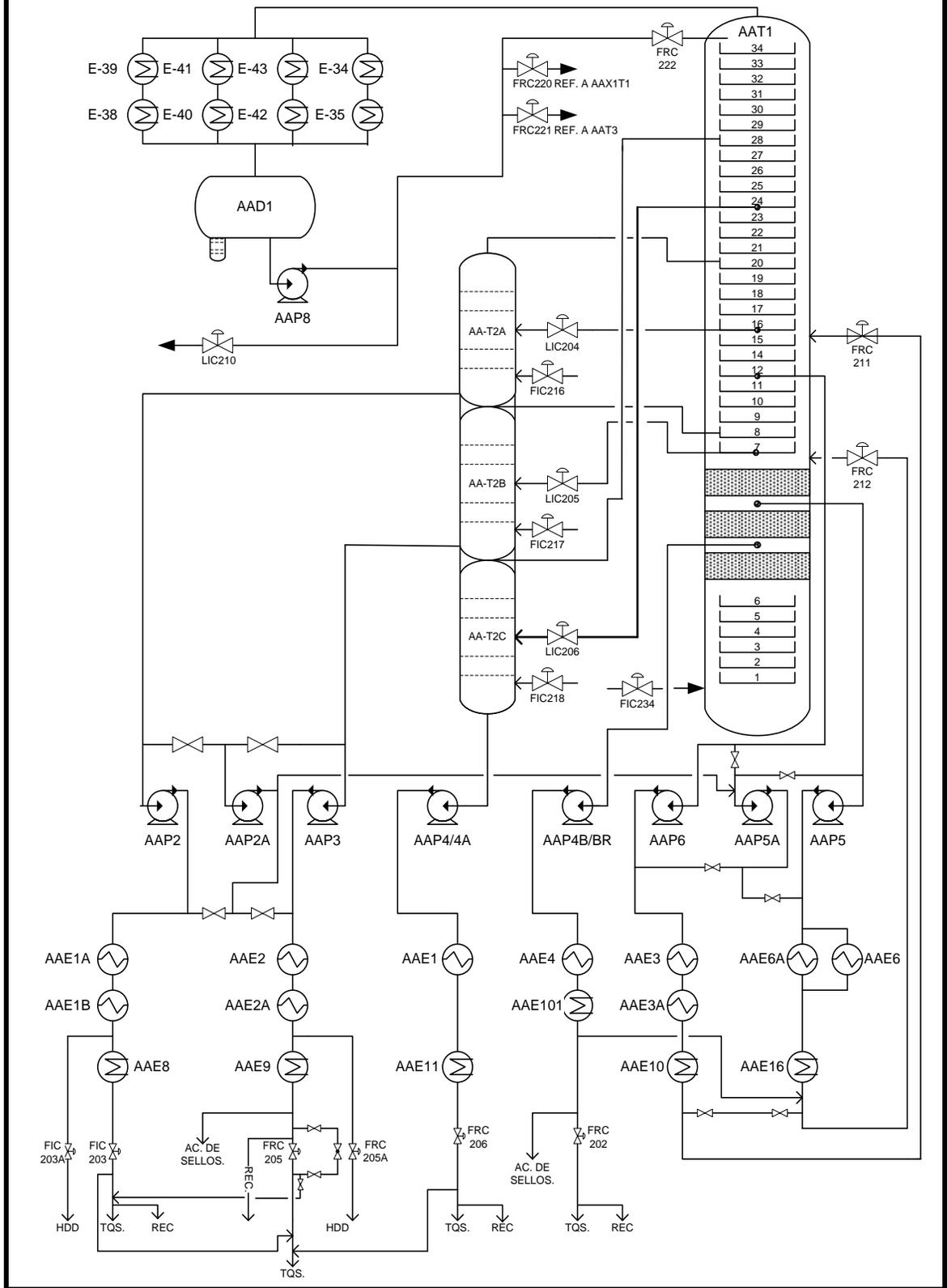


Figura 5 Sección de Destilación Atmosférica

3.5. Sección de Destilación al Vacío

La destilación al vacío tiene el propósito de recuperar material destilable del residuo atmosférico (Figura 6), debido a que su temperatura de ebullición es alta, la destilación se realiza al vacío para no sufrir así descomposición térmica. La Unidad Preparadora de Carga de Alto Vacío "AI" procesará crudo atmosférico proveniente de la sección atmosférica "AA", sin embargo se tendrá una capacidad extra para procesar residuo atmosférico proveniente de la planta primaria No. 5 TCC y de tanques de almacenamiento. La capacidad de diseño de esta planta de vacío es de 46,000 BPD; sin embargo en la actualidad y en condiciones normales de operación esta planta procesa un promedio de 27,200 BPD de residuo primario, situación con la que se desarrolló la simulación de esta planta.

El residuo atmosférico proveniente de la TCC se mezcla con el residuo proveniente de la columna atmosférica AA-T-1, el cual una vez que calentó al crudo desalado se encuentra a 200°C, esta mezcla es succionada en la Bomba de Carga AI-P-1/A a una temperatura de 181°C y se envía a 11.0 kg/cm² al Precalentador de Carga/Recirculación de GOPV AI-E-1-AD, en seguida intercambia calor con la corriente de gasóleo pesado de vacío producto en el Precalentador de Carga/GOPV Producto AI-E-2AB, finalmente en el Precalentador de Carga/Residuo de Vacío AI-E-3 A-D teniendo una temperatura final de 260°C.

Posteriormente el residuo es alimentado a control de flujo al Calentador de Carga AI-H-I para obtener una temperatura de 385°C. La columna de vacío es de tipo base "seca", es decir sin vapor de agotamiento. La torre de destilación al vacío opera a 15 mm Hg abs y 53°C en el domo y 370°C y 25 mm Hg abs en el fondo; estaba constituida originalmente por platos, sin embargo actualmente está constituida por 3 secciones empacadas que son: Sección de Gasóleo Ligero, Sección de Gasóleo Pesado y Sección de Lavado. Del fondo de la columna se obtiene una corriente de residuo de vacío la cual se envía a precalentar en primer término a la carga de residuo primario atmosférico mediante la Bomba de Fondos de Vacío AI-P-2/A. Una vez que esta corriente precalienta el residuo primario en el Intercambiador AI-E-3 AD, se envía a los intercambiadores AI-E-102 AB Crudo Despuntado/Residuo de vacío, y a los intercambiadores AI-E-103 y AI-E-104 utilizados para calentar la carga de crudo a las Desaladoras, finalmente antes de enviarla a límite de batería, se enfría con agua hasta 157°C en el Enfriador de Residuo de Vacío AI-E4C1/CII.

De la torre de vacío se extrae una corriente de gasóleo pesado de vacío la cual se divide en dos, una que constituye la recirculación Intermedia a la torre y la otra, el producto a límite de batería. La primera de ellas es enviada mediante la Bomba de Recirculación de GOPV AI-P-3/A a una presión de 7.4 kg/cm² man. a precalentar la carga en el Precalentador de Carga/Recirculación de GOPV AI-E-1AD, posteriormente se envía a precalentar el crudo despuntado en el Intercambiador AI-E-101-AB así como al crudo de carga de la sección atmosférica, en el Intercambiador Crudo/Recirculación de Gasóleo Pesado de Vacío AA-E-5/5A. Finalmente, antes de regresar a la torre esta recirculación pasa por un by-pass localizado en el Enfriador de Recirculación de GOPV AI-E-5, la temperatura a la cual entra a la torre es de 161°C.

La otra corriente que constituye el producto es alimentada al Tanque de Extracción de Gasóleo Pesado de Vacío AI-D-I, para ser enviada posteriormente a través de la Bomba de Gasóleo Pesado de Vacío Producto AI-P-4/A, a dos destinos, una parte que constituye el reflujo de lavado y que se envía a control de flujo a la sección de lavado de la torre, mientras que la otra se envía a intercambiar calor con la carga a vacío en el Precalentador de Carga/GOPV Producto AI-E-2 AB, Esta corriente finalmente se enfría hasta 61°C en el Enfriador de Gasóleo Pesado de Vacío Producto AI-E-105-A y una presión de 3.9 kg/cm² man. a límite de batería.

La extracción superior de la torre de vacío es la corriente de gasóleo ligero de vacío, la cual se envía a intercambiar calor mediante la Bomba de Gasóleo Ligero de Vacío AI-P-5/A, descargando a una presión de 7.2 kg/cm² man.

El gasóleo producto pasa al Enfriador de Gasóleo ligero de Vacío Producto AI-E-106 en donde por medio de agua se enfría hasta 61°C, enviándose a límite de batería. La otra corriente que constituye el reflujo superior, se divide a su vez en dos, estas corrientes entran en paralelo a los intercambiadores siguientes: 1er. Pre-enfriador de Recirculación de GOLV AI-E-7, 2do. Pre-enfriador de Recirculación de GOLV AI-E-8, a la salida de estos cambiadores se unen otra vez las dos corrientes, obteniéndose una temperatura de 73°C. Posteriormente esta mezcla se envía al Enfriador de Recirculación de GOLV AI-E-4CIII para llegar al domo de la torre de vacío a una temperatura de 53°C.

Capitulo 4

Simulación de las Plantas

Capitulo 4

4. Simulación de las Plantas

4.1. Bases de Estudio

Con el fin de obtener la composición estable de cada una de las corrientes de proceso de las plantas atmosférica "AA" y de Vacío "AI", se desarrollo el cálculo detallado del balance de materia y energía a través de la simulación en estado estacionario utilizando el simulador Aspen-HYSYS V7.0 y los Diagramas de Flujo del Proceso (Anexo A). Esta simulación se efectuó de manera integral, es decir todos y cada uno de los equipos se encuentran interconectados entre sí, de tal forma que la simulación representa el comportamiento real de las unidades de proceso. Lo anterior con el propósito de reproducir las condiciones reales de operación y de calidad de las corrientes que intervienen en el tren de precalentamiento de crudo, ya que el objetivo es realizar una integración térmica con información real y generar propuestas de ahorro de energía.

4.2. Metodología

Para llevar a cabo la simulación de manera exitosa fue necesario llevar cierto orden en su realización, es por ello importante determinar los pasos a seguir para realizar el esquema de simulación, que facilite el manejo de datos y por consecuencia se obtengan resultados correctos y confiables.

1) Definir sistema de unidades.

Se especifican las unidades que se requieren utilizar para cada variable, será un factor importante para que la introducción de datos e interpretación de resultados se lleve a cabo con mayor rapidez. Aspen- HYSYS permite el cambio de unidades durante cualquier etapa de la simulación, sin embargo es preferible definir las desde el inicio.

2) Abrir nuevo caso.

En la ventana "*Simulation Basis Manager*", se llevan a cabo los principales pasos a definir y caracterizar el crudo que se utilizara en la simulación.

3) Definir el Modelo para el cálculo de Propiedades Termodinámicas.

El modelo elegido para la simulación fue Peng-Robinson, ya que es una de las ecuaciones de estado que mejor se aproxima a los valores reales de las propiedades de hidrocarburos.

4) Definir componentes.

Se capturan los compuestos puros que están presentes en el crudo (Metano, Etano, Propano, Isobutano, n-Butano, Iso-Pentano, n-Pentano, H₂S, CO₂ y H₂O).

5) Caracterización del Crudo.

En este paso se captura la mayor información posible para caracterizar el crudo, creando un "Assay", donde se defina:

- Curva de destilación.
- Propiedades de Bulto (Bulk Properties)
- Densidad Estándar
- Composición de ligeros (light Ends)
- Definir cortes (blend)
- Instalar corrientes (Install Oil)

6) Especificar Módulos de Cálculo.

Se determinan que módulos representan a cada unidad de proceso. (Column Absorber, Cooler, Heater, etc.).

7) Especificar condiciones de diseño.

Se especifican las variables necesarias en cada equipo de proceso, tales como flujo, presión y temperatura de las principales corrientes de proceso. Dependiendo de la unidad de proceso que se esté calculando será el número de variables a especificar para que el simulador pueda resolver dicho equipo. Es decir, el número de grados de libertad para cada uno de los equipos debe ser igual a cero.

8) Validez de la Simulación.

Con base en los datos reales proporcionados por la Refinería de Salamanca, se procedió a comparar esta información con los resultados obtenidos de la simulación, con el fin de determinar la validez de los mismos.

4.3. Planta Atmosférica "AA"

Para la simulación de la Planta Atmosférica "AA", se tomaron los datos de destilación del crudo mezcla correspondiente al mes de Noviembre del 2009 (Tabla 1).

Tabla 1 Reporte de caracterización de crudo de carga a planta atmosférica

	REF. ING. ANTONIO M. AMOR SUPERINTENDENCIA DE QUIMICA LABORATORIO EXPERIMENTAL		CARACTERIZACION MENSUAL nov-09 INFORME No.			
	SALAMANCA	GUANAJUATO				
NOMBRE DEL CRUDO : MEZCLA PROCEDENCIA : CARGA A PLANTA PRIMARIA AA FECHA DE MUESTREO :						
					FECHA DE IMPRESIÓN <u>22-jun-10</u>	
Rev 1.4 Jun 1998 BORRAR ESTA NOTA: CELDAS EN VERDE PARA REGISTRO DE DATOS						
T A B L A # 1 CARACTERISTICAS DEL CRUDO				DESTILACION DEL CRUDO		
P r u e b a s	Unidades	Métodos	Resultados	% DEST	T B P	HEMPEL
Peso Especifico a 20/4 °C	-----	ASTM D 1298	0.8684	0	57.0	
Gravedad a 60 °F ó API	-----	ASTM D 287	30.7	5	97.0	
Visc. Saybolt Universal a 21.1 °C	Seg.	ASTM D 445	-	10	112.0	
Visc. Saybolt Universal a 37.8 °C	Seg.	ASTM D 88	59.5	15	163.0	
Agua y Sedimento	% Vol.	ASTM D 4007	0.025	20	184.0	
Agua por Destilación	% Vol.	ASTM D 4006	0.00	25	212.0	
Sedimento por Extracción	% Vol.	ASTM D 473	-	30	265.0	
NaCl	Lb/1000 Bls.	ASTM D 3230	0.48	35	274.0	
Azufre Total	% Peso	ASTM D 4294	2.0944	40	304.0	
Cenizas	% Peso	ASTM D 482	0.025	45	336.0	
Carbón Rams bottom	% Peso	ASTM D 524	6.62	50	372.0	
Presión Vapor Reid	Lb/Pulg ²	ASTM D 323	-	55	406.0	
Temp. de Escurrimiento	°C	ASTM D 97	<-25	60	444.0	
Poder Calorífico Bruto	BTU/Lb	ASTM D 4868	19062	65	480.0	
Asfáltenos en n-Heptano	% Peso	ASTM D 3279	6.1	70	516.0	
Factor de Caracterización	K	UOP 375	11.9	75		
Fierro	ppm	ASTM E 885	1.74	80		
Cobre	ppm	ASTM E 885	0.18	85		
Níquel	ppm	ASTM D 5863	12.64	90		
Vanadio	ppm	ASTM D 5863	124.0	95		
Sodio	ppm	ASTM D 5863	1.45	100		
Calcio	ppm	ASTM E 885	3.72			
Magnesio	ppm	ASTM E 885	1.67	DESTILADO A		*****
Potasio	ppm	ASTM E 885	1.89	538	2%	*****
Plomo	ppm	ASTM E885	0.0	DEST. HEMPEL VOLAT % V		
Acidez	mg KOH/g	ASTM D 664				
Acidos Nafténicos	ppm	UOP 565		185°C		
Cloruros Orgánicos (1)	ppm	ASTM D 4929		205°C		
H ₂ S	ppm	U O P 163		260°C		
Pentanos	% Vol Liq	ASTM D2427		300°C		
Nitrógeno Total	ppm	ASTM D 4629	2.595	320°C		

Con los datos obtenidos del reporte anterior se capturó en el simulador Aspen-HYSYS V7.0 la composición del crudo, generándose la curva TBP, la cual en la grafica de la Figura 1 se muestran los puntos de ebullición de los compuestos puros que constituyen el crudo. Conforme la temperatura aumenta el número de compuestos que presentan puntos de ebullición cercanos también lo hace, es por ello que los pasos disminuyen hasta que se convierten en una curva. Normalmente las destilaciones TBP se obtienen para un crudo y no para una fracción del mismo. Un punto de corte se define como la temperatura dentro de la curva TBP que representa los límites de la fracción producida. Un intervalo de temperaturas de ebullición se encuentra entre dos puntos o temperaturas de corte.

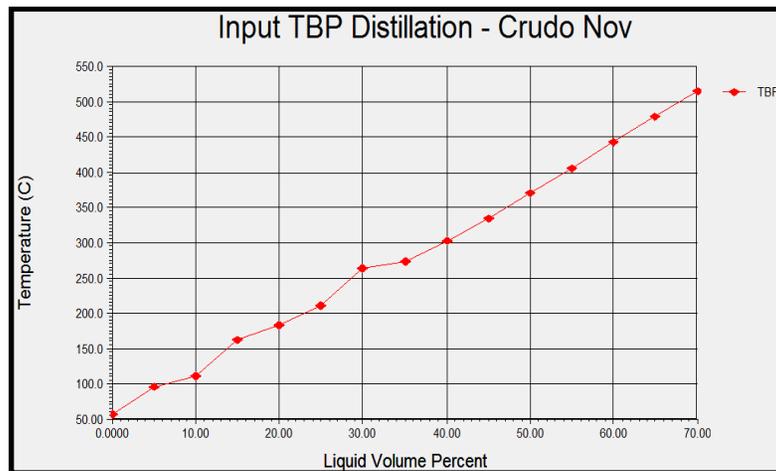


Figura 1 Curva de Destilación TBP

Las condiciones operativas de entrada del crudo mezcla a la torre atmosférica, se indican en la Figura 2, estas condiciones son reales y son obtenidas del sistema de control distribuido para el mes de noviembre 2009.

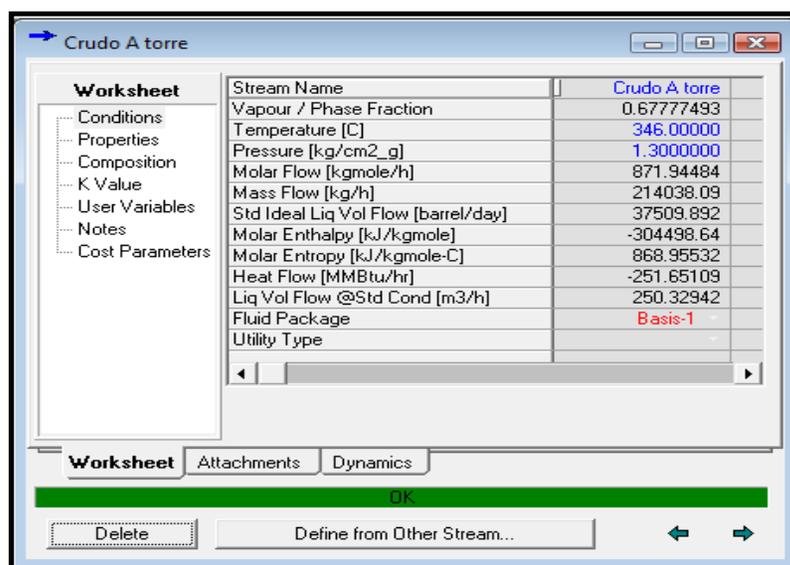


Figura 2 Condiciones de entrada de crudo a la Torre AA-T1

Es importante indicar que durante el desarrollo de esta simulación se consideraron las recientes modificaciones en la estructura interna de la torre atmosférica AA-T-1 (Figura 3).

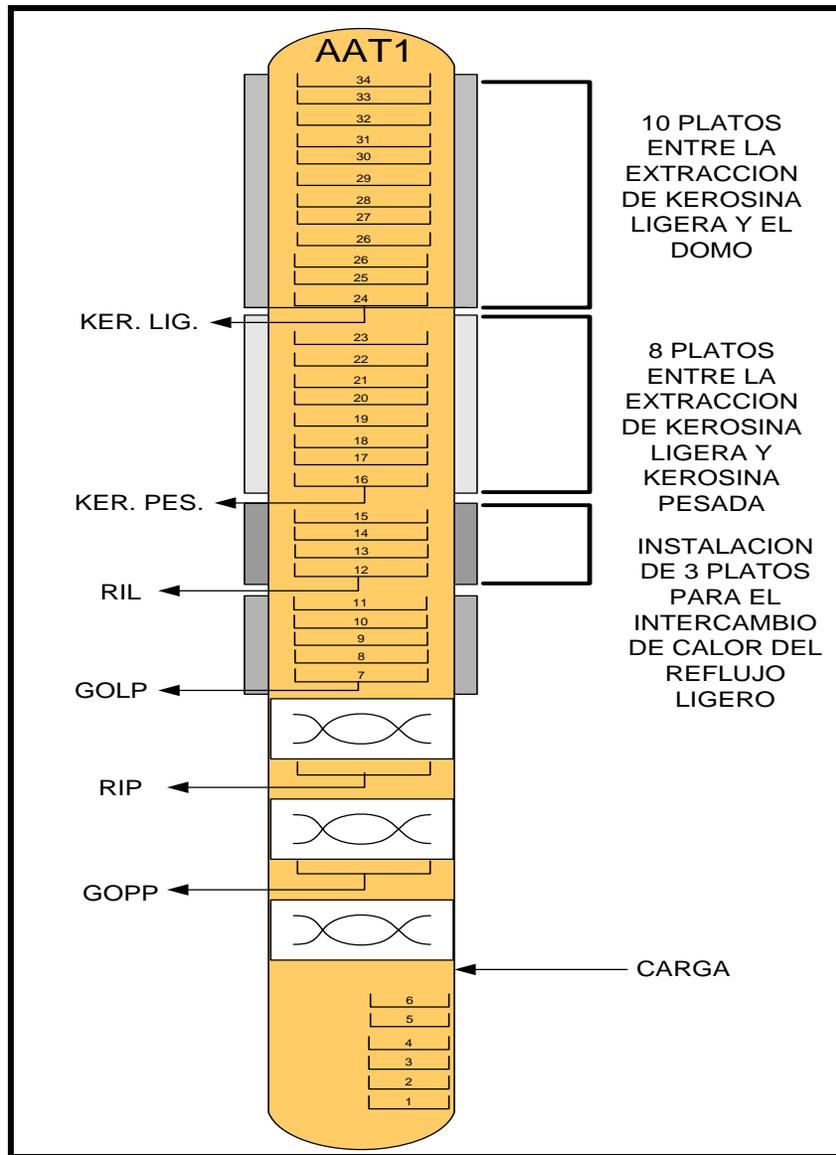


Figura 3 Torre Atmosférica AA-T-1 (modificada)

Debido a que los platos de la torre AAT-1 tenían una separación de 762 y 944 mm, existía la oportunidad de mejorar el fraccionamiento de la torre instalando nuevos platos con una separación de 457 mm, esto debía permitir mejorar el fraccionamiento entre los productos mejorando su calidad y/o el rendimiento de los mismos.

La torre tenía 17 platos por encima de la extracción de diesel distribuidos de la siguiente manera:

- Domo y Extracción de turbosina 5 platos, pero con tres extracciones en el plato 1, 3 y 5
- Extracción de turbosina – extracción Kerosina 3 platos

En la Figura 5 se muestra la grafica de los perfiles de temperaturas de la torre atmosférica obtenida a partir del simulador Aspen-HYSYS. El comportamiento de esta grafica se explica partiendo del hecho de que el perfil se representa en forma dependiente de las etapas o platos teóricos en los cuales se llevó a cabo cada corte. La curva inicia en el plato del fondo a una temperatura de 336°C. Para cada uno de los 3 agotadores se consideraron 4 etapas, que sumados a los 42 platos de la columna atmosférica suman las 54 etapas que se muestran en la grafica. De igual forma se puede observar cómo mientras se avanza a lo largo de la columna empezando del fondo hasta llegar al domo, la temperatura va decreciendo. Por lo tanto esta grafica es una imagen clara de cómo se lleva a cabo el proceso de destilación a lo largo de la columna mediante la visualización de las temperaturas de ebullición.

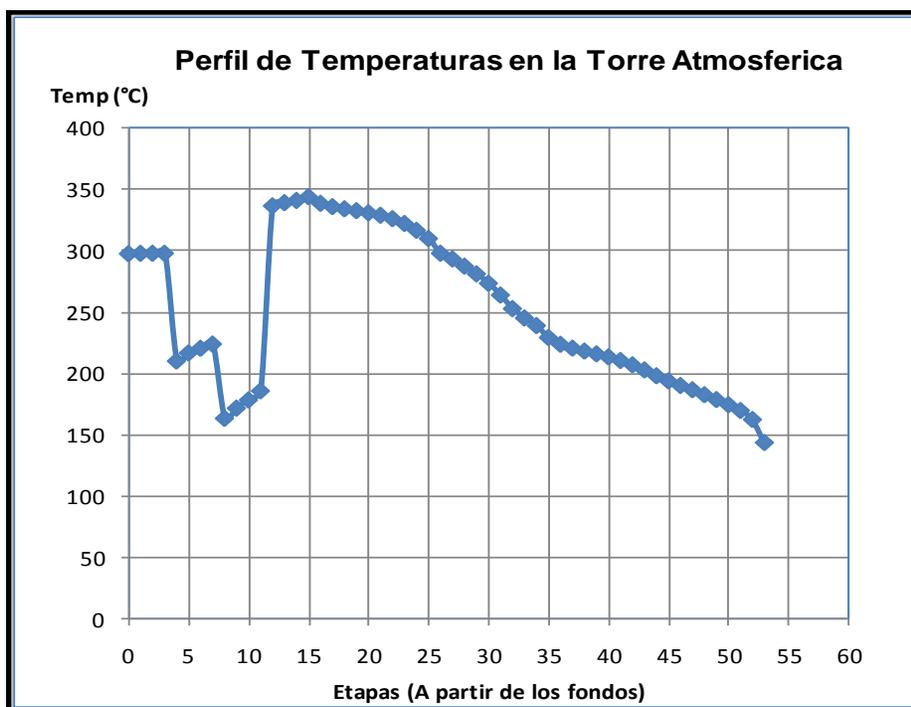


Figura 5 Perfil de Temperaturas

4.4. Validación de Simulación mediante Curvas de Destilación de Productos

Para determinar si el esquema generado en el Aspen-HYSYS es confiable se realiza el análisis de resultados comparando las curvas de destilación ASTM D-86 de los productos obtenidos en el simulador contra los datos de laboratorio proporcionados por la Refinería correspondientes al mes de noviembre 2009.

Al comparar los resultados obtenidos en la simulación en Aspen-HYSYS con los datos reales de laboratorio (SICOLAB), se observa que los productos de la columna atmosférica están dentro del intervalo esperado ($\leq 5\%$ error). En las siguientes tablas y graficas se presentan los comportamientos para cada uno de los productos de la torre atmosférica.

Tabla 2 Datos comparativos de destilación Nafta Primaria

NAFTA PRIMARIA				
ASTM D-86	SICOLAB Nov 2009	HYSYS	%Error	
% Vol	°C			
10	67.0	70.5	-5.21%	
15	72.0	77.2	-7.26%	
20	78.0	81.1	-3.97%	
25	83.0	85.1	-2.59%	
30	88.0	89.4	-1.59%	
35	92.0	93.8	-2.01%	
40	98.0	98.4	-0.43%	
45	103.0	103.4	-0.38%	
50	108.0	108.9	-0.80%	
55	111.0	115.2	-3.82%	
60	115.0	119.6	-4.03%	
65	120.0	125.2	-4.34%	
70	125.0	130.5	-4.42%	
75	131.0	135.1	-3.11%	
80	137.0	140.8	-2.77%	
85	145.0	149.3	-2.95%	
90	157.0	160.0	-1.94%	
95	163.0	167.7	-2.91%	
			Promedio	-3.03%

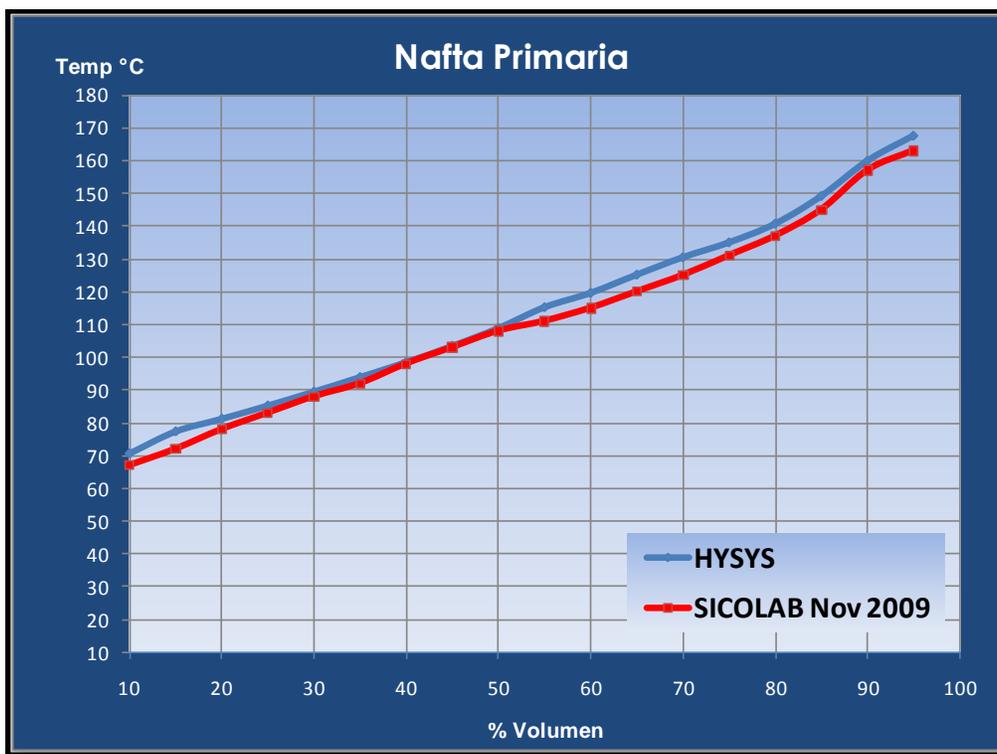


Figura 6 Gráfica de curvas de destilación Nafta Primaria

Tabla 3 Datos comparativos de destilación Turbosina

TURBOSINA				
ASTM D-86	SICOLAB Nov 2009	HYSYS	%Error	
% Vol	°C			
10	182.0	192.0	-5.52%	
15	188.0	196.5	-4.50%	
20	191.0	199.9	-4.63%	
25	192.0	201.2	-4.79%	
30	194.0	202.5	-4.40%	
35	196.0	204.9	-4.56%	
40	198.0	205.6	-3.86%	
45	199.0	206.5	-3.78%	
50	201.0	207.8	-3.39%	
55	203.0	209.2	-3.04%	
60	205.0	210.6	-2.73%	
65	207.0	212.2	-2.49%	
70	209.0	213.9	-2.36%	
75	212.0	216.1	-1.95%	
80	215.0	218.3	-1.56%	
85	218.0	219.5	-0.70%	
90	224.0	223.0	0.47%	
95	233.0	228.3	2.01%	
Promedio			-2.88%	

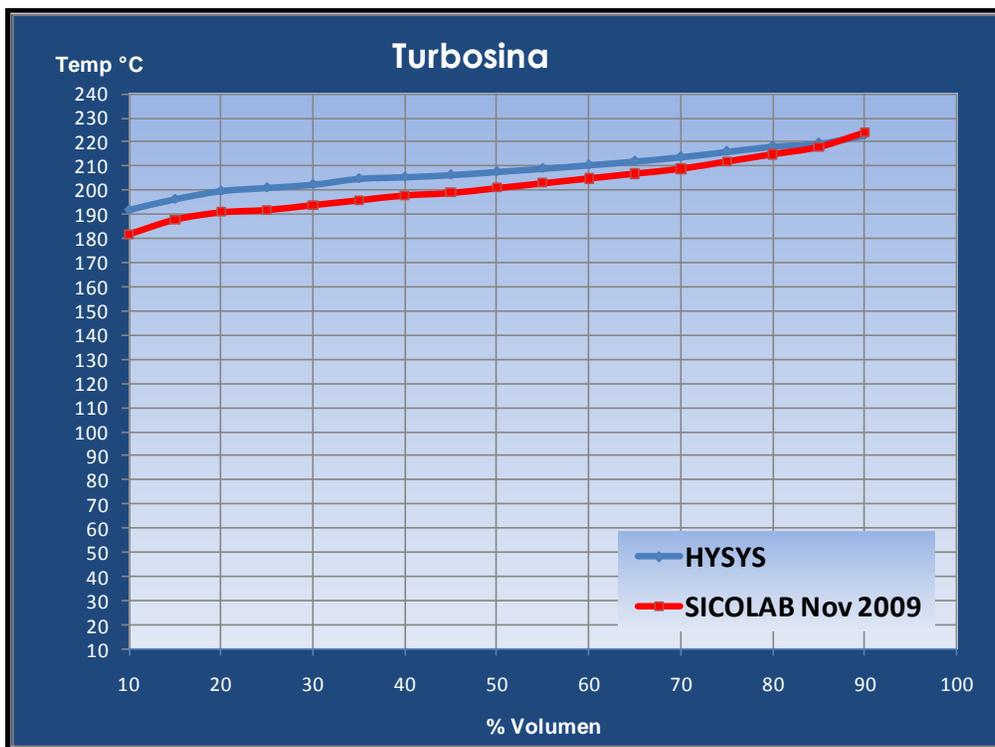


Figura 7 Gráfica de curvas de destilación Turbosina

Tabla 4 Datos comparativos de destilación Kerosina

KEROSINA				
ASTM D-86	SICOLAB Nov 2009	HYSYS	%Error	
% Vol	°C			
10	204.0	214.0	-4.90%	
15	206.0	216.2	-4.97%	
20	211.0	219.8	-4.16%	
25	213.0	220.6	-3.56%	
30	215.0	221.9	-3.22%	
35	216.0	223.1	-3.28%	
40	218.0	224.2	-2.86%	
45	219.0	225.5	-2.99%	
50	220.0	227.2	-3.29%	
55	221.0	229.3	-3.76%	
60	223.0	228.9	-2.64%	
65	226.0	232.0	-2.65%	
70	230.0	235.8	-2.54%	
75	234.0	239.9	-2.50%	
80	238.0	245.3	-3.09%	
85	243.0	251.9	-3.67%	
90	248.0	260.0	-4.85%	
95	258.0	269.9	-4.61%	
Promedio			-3.53%	

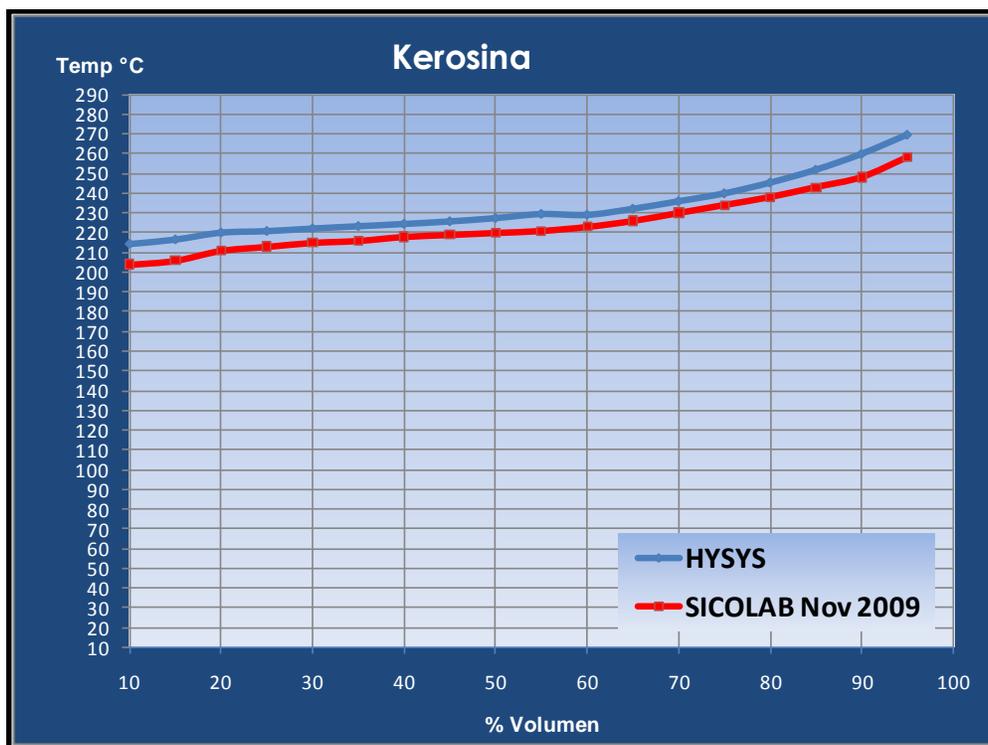


Figura 8 Gráfica de curvas de destilación Kerosina

Tabla 5 Datos comparativos de destilación Diesel

DIESEL			
ASTM D-86	SICOLAB Nov 2009	HYSYS	%Error
% Vol	°C		
10	275.0	277.2	-0.81%
15	281.0	295.1	-5.03%
20	290.0	302.3	-4.23%
25	294.0	307.1	-4.47%
30	295.0	309.8	-5.02%
35	298.0	312.0	-4.69%
40	300.0	313.7	-4.56%
45	302.0	315.1	-4.34%
50	305.0	316.8	-3.88%
55	307.0	318.6	-3.79%
60	310.0	321.0	-3.54%
65	313.0	323.8	-3.46%
70	317.0	327.6	-3.34%
75	320.0	332.5	-3.91%
80	324.0	335.4	-3.53%
85	329.0	342.1	-4.00%
90	338.0	352.3	-4.24%
95	356.0	364.3	-2.33%
Promedio			-3.84%

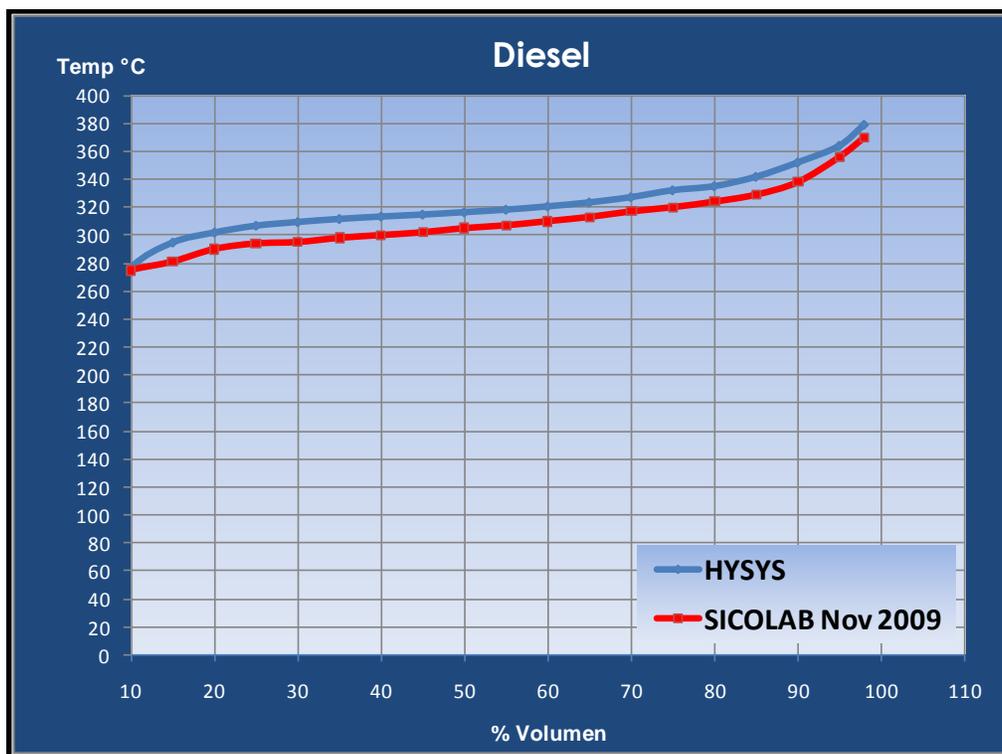


Figura 9 Gráfica de curvas de destilación Diesel

Tabla 6 Datos comparativos de destilación Gasóleo Pesado

GASOLEO PESADO				
ASTM D-1160	SICOLAB Nov 2009	HYSYS	%Error	
% Vol	°C			
10	335.0	335.1	-0.04%	
15	344.0	345.2	-0.36%	
20	345.0	358.6	-3.93%	
25	358.0	371.2	-3.69%	
30	360.0	375.0	-4.18%	
35	361.0	376.5	-4.28%	
40	362.0	382.8	-5.74%	
45	366.0	386.6	-5.62%	
50	369.0	389.4	-5.54%	
55	371.0	392.0	-5.65%	
60	373.0	394.5	-5.78%	
65	376.0	397.6	-5.75%	
70	380.0	402.1	-5.81%	
75	384.0	408.6	-6.41%	
80	390.0	413.6	-6.04%	
85	396.0	426.6	-7.72%	
90	406.0	447.1	-10.12%	
95	419.0	462.7	-10.42%	
Promedio			-5.39%	

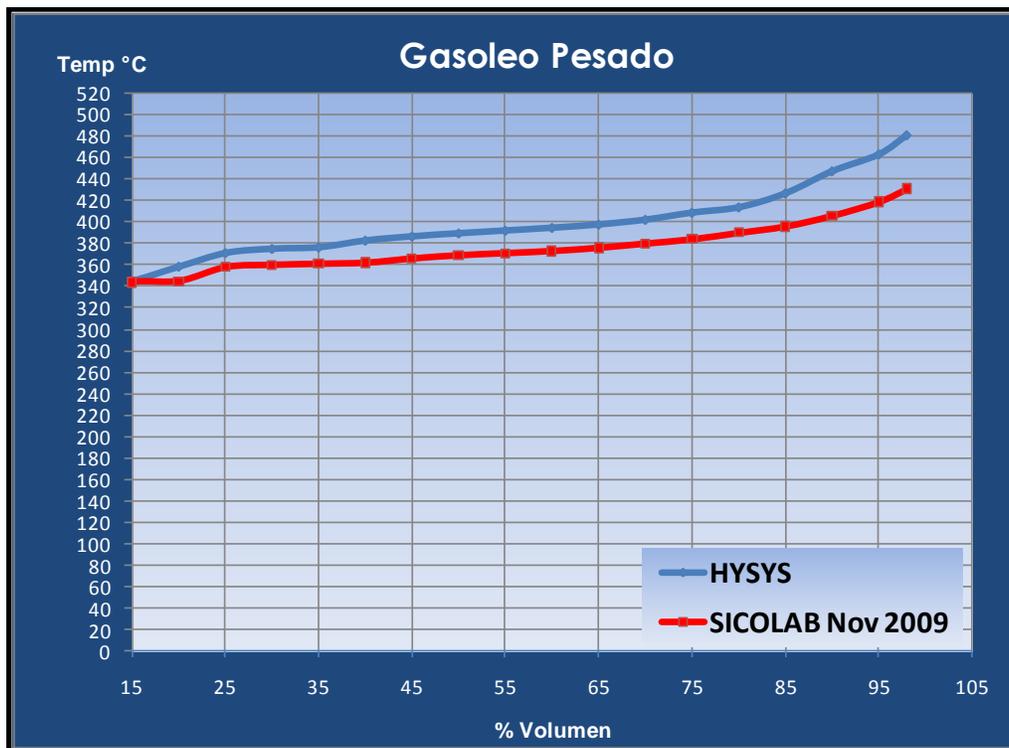


Figura 10 Gráfica de curvas de destilación Gasóleo Pesado

4.5. Condiciones de Proceso

Aun cuando ya ha sido validada la simulación con los resultados obtenidos de las curvas de destilación ASTM D-86 que se mostró en las graficas anteriores; es importante efectuar la comparación de los resultados de flujos y rendimientos (Tabla 7) y perfiles de temperatura obtenidos de la simulación contra los datos reales ponderados del mes de noviembre/09 (Tabla 8) recabados por el sistema de control distribuido de la planta atmosférica.

Tabla 7 Resultados de flujos y rendimientos de productos AA-T1

Comparación de flujos y rendimientos de productos en la Torre Atmosférica							
Variable	TAG	Unidades	Nov-2009	HYSYS	% Error		
Carga de crudo	FR-200	BPD	44,560.00	44,560.00	0.0%		
Carga a Torre AA-T1	N/A	BPD	37,081.00	37,509.89	-1.2%		
Gasolina Despuntada	FR-209	BPD	8,619.36	8,150.11	5.4%		
Reflujo a Despuntadoras	FIC-220/221	BPD	987.87	1,100.00	-11.4%		
						% Rend. Nov 2009	% Rend. HYSYS
Nafta Primaria	FR-255	BPD	11,603.24	14,650.11	-26.3%	26.0%	32.9%
Turbosina	FRC-206	BPD	2,567.55	2,560.02	0.3%	5.8%	5.7%
Kerosina	FRC-203	BPD	5,292.53	4,250.09	19.7%	11.9%	9.5%
Diesel	FRC-205	BPD	5,583.15	4,779.98	14.4%	12.5%	10.7%
Gasoleo Pesado	FIC-202	BPD	1,441.28	1,440.05	0.1%	3.2%	3.2%
Residuo	FR-210	BPD	17,985.39	16,950.17	5.8%	40.4%	38.0%
BALANCE			44,473.14	44,630.42	-0.4%	100%	100%

Como se observa en la tabla anterior, los flujos y rendimientos obtenidos por la simulación son muy congruentes con los datos operativos reales; sin embargo es importante señalar que la mayor diferencia se observa en el rendimiento de Naftas y esto es factible por las recientes modificaciones que se le realizaron a la torre atmosférica AA-T1, cuyo propósito fue recuperar mayor volumen de gasolinas a expensas de los destilados (Turbosina y Kerosina).

Para el propósito de este estudio sobre integración térmica, el comportamiento de la simulación en esta planta atmosférica es muy aceptable, sin embargo para complementar la validez de la misma se efectúa el comparativo del perfil de temperaturas de extracción y retorno a la torre AA-T1, algunas de las cuales interactúan con el tren de precalentamiento de crudo.

Tabla 8 Comportamiento de temperaturas en Torre AA-T1

Comparación de temperaturas en la Torre Atmosférica						
Variable	TAG	Unidades	Nov-2009	HYSYS	% Error	
Temp. Carga Crudo	T11_01	°C	346.20	346.00	0.1%	
Temp. Domo	T12_11	°C	146.65	143.78	2.0%	
Ext. Turbosina	T12_72	°C	194.80	198.19	-1.7%	
Turbosina salida Agot.	T12_18	°C	156.73	163.48	-4.3%	
Ext. Kerosina	T12_66	°C	224.40	229.39	-2.2%	
Kerosina salida Agot.	T12_16	°C	214.40	210.21	2.0%	
Ext. Diesel	T12_14	°C	286.90	293.0	-2.1%	
Diesel salida Agot.	T12_17	°C	275.80	283.0	-2.6%	
Ext. RIP	T12_68	°C	316.89	316.7	0.1%	
Ret. RIP	T12_10	°C	161.70	161.7	0.0%	
Ext. RIL	T12_65	°C	255.81	252.9	1.1%	
Ret. RIL	T12_08	°C	125.01	127.1	-1.7%	
Ext GOP	T12_96	°C	333.65	334.3	-0.2%	
Salida Residuo Primario	T12_13	°C	336.30	336.7	-0.1%	

4.6. Planta de Destilación al Vacío “A1”

Para la simulación de la Planta de Destilación al Vacío “A1”, se tomaron los datos de destilación del Residuo Atmosférico obtenidos a través de los resultados de la simulación de la planta atmosférica. En el presente estudio se reproduce la operación de esta planta con las condiciones operativas reales para el mes de noviembre del 2009; sin embargo es importante comentar que se consideró una capacidad extra para procesar residuo atmosférico proveniente de la planta primaria No. 5 TCC y de tanques de almacenamiento. La capacidad de diseño de esta planta de vacío es de 46,000 BPD; en la actualidad y en condiciones normales de operación esta planta procesa un promedio de 27,648 BPD de residuo atmosférico, situación con la que se desarrolló la simulación de esta planta (Figura 11).

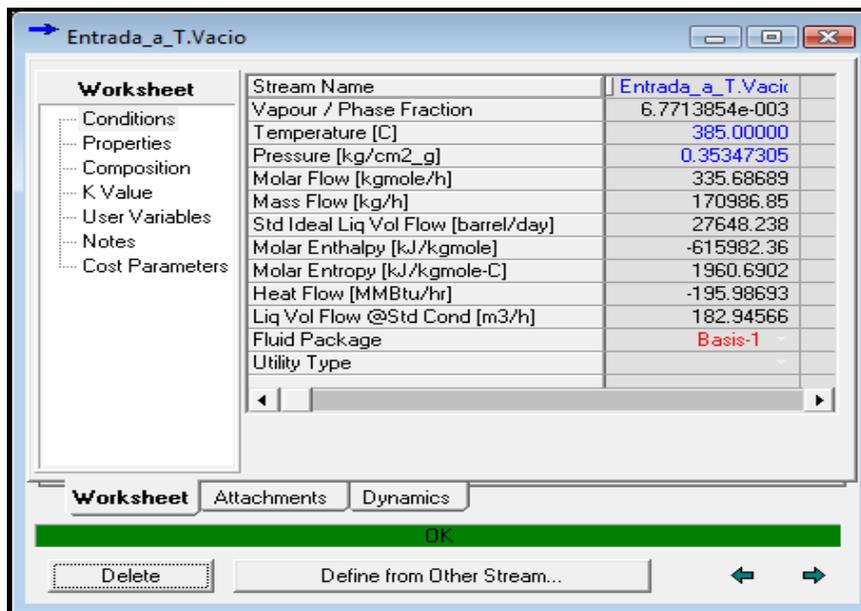


Figura 11 Condiciones de entrada de carga a la Torre AI-T1

Esta planta cuenta con una torre de destilación al vacío que opera a 15 mm Hg abs. y 53°C en el domo y 370°C y 25 mm Hg abs. en el fondo, actualmente está constituida por 3 secciones empacadas que son: Sección de Gasóleo Ligero, Sección de Gasóleo Pesado y Sección de Lavado. Sin embargo, para efectos de simulación se consideraron para el simulador que la zona empacada correspondía a 12 platos teóricos (Figura 12) considerando la eficiencia de los mismos.

Es también relevante comentar que esta torre opera en base “seca”, es decir no cuenta con inyección de vapor de arrastre, lo que se asume que la recuperación en rendimientos de gasóleos debe ser menor a la de una torre de base “húmeda”.

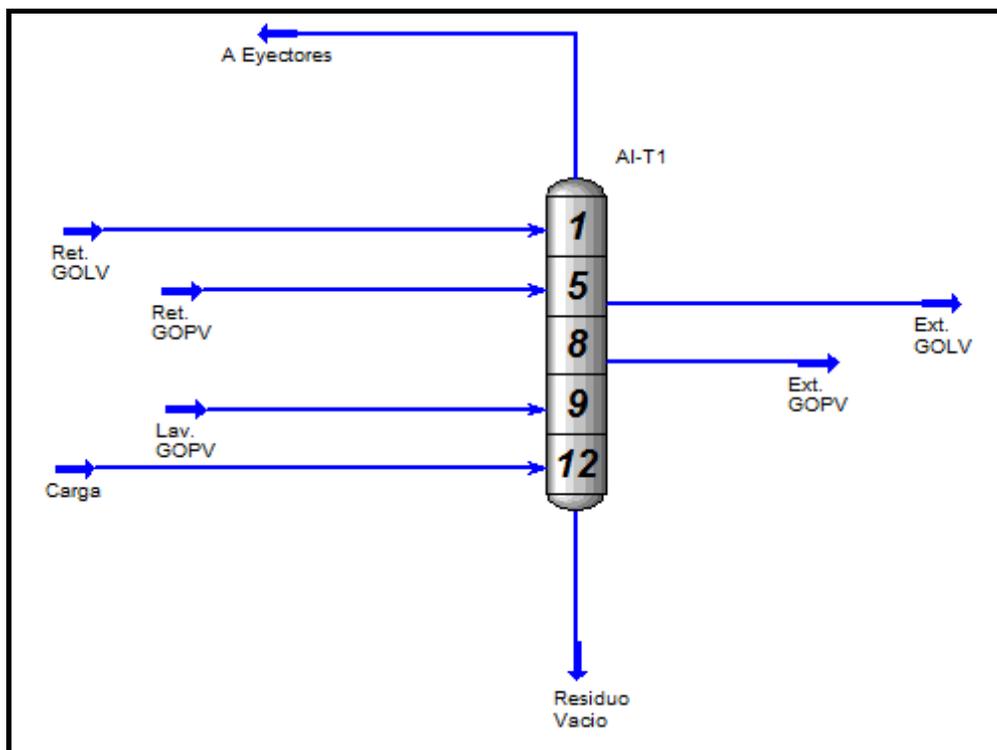


Figura 12 Torre de Destilación al Vacío AI-T-1

4.7. Validación de Simulación mediante Curvas de Destilación de Productos

Para determinar si el esquema generado en el Aspen HYSYS es confiable se realiza el análisis de resultados comparando las curvas de destilación ASTM D-1160 de los productos obtenidos en el simulador (Gasóleo Ligero de Vacío y Gasóleo Pesado de Vacío) contra los datos de laboratorio proporcionados por la Refinería correspondientes a un promedio ponderado del 2009, lo anterior tomando como base que para el mes de noviembre/09, no se dispuso de la información de las destilaciones técnicas de los productos de la torre de vacío.

Al comparar los resultados obtenidos en la simulación en Aspen-HYSYS con los datos reales de laboratorio (SICOLAB), se observa que los productos de la columna de vacío están dentro del intervalo esperado ($\leq 10\%$ error). En las siguientes tablas y gráficas se presentan los comportamientos para cada uno de los productos.

Tabla 9 Datos comparativos de destilación Gasóleo Ligero Vacío

Gasoil Lig Vacío		SICOLAB Nov 2009	HYSYS	%Error
ASTM D-1160	% Vol	°C		
	10	325.0	347.5	-6.93%
	15	331.0	354.8	-7.18%
	20	338.0	362.7	-7.30%
	25	344.0	371.4	-7.97%
	30	351.0	380.7	-8.47%
	35	357.0	389.8	-9.19%
	40	363.0	397.6	-9.54%
	45	367.0	404.5	-10.21%
	50	371.0	409.7	-10.43%
	55	376.0	414.8	-10.33%
	60	382.0	420.8	-10.15%
	65	390.0	428.3	-9.82%
	70	399.0	438.5	-9.91%
	75	405.0	451.0	-11.36%
	80	410.0	463.6	-13.06%
	85	417.0	472.2	-13.23%
	90	424.0	477.3	-12.57%
	95	443.0	480.2	-8.39%
			Promedio	-9.78%

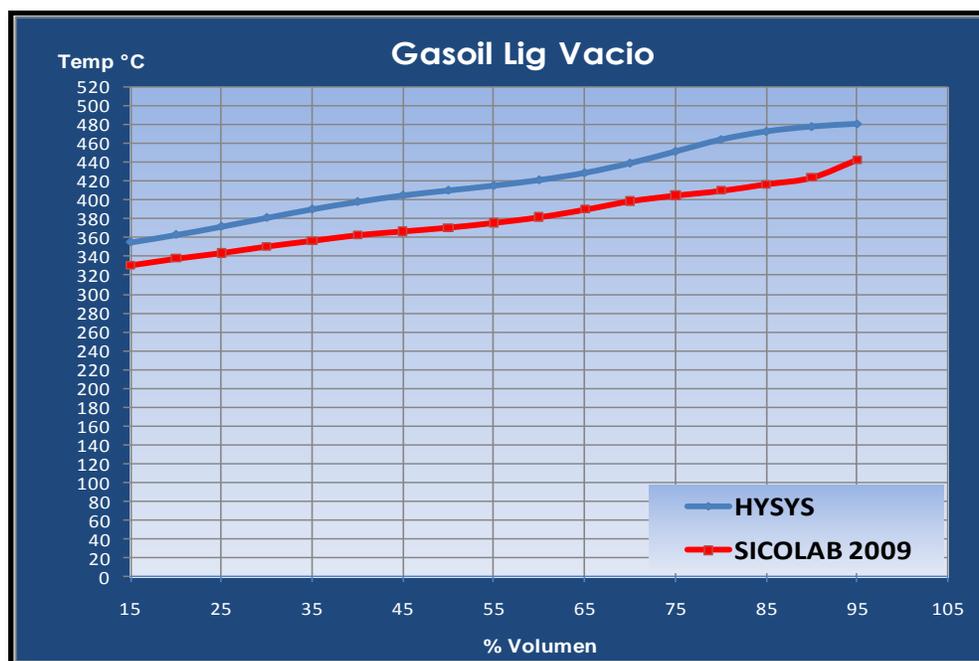


Figura 13 Gráfica de curvas de destilación Gasóleo Lig. de Vacío

Tabla 10 Datos comparativos de destilación Gasóleo Pesado Vacío

Gasoil Pes. Vacío			
ASTM D-1160	SICOLAB Nov 2009	HYSYS	%Error
% Vol	°C		
10	402.0	385.7	3.59%
15	421.0	396.5	5.36%
20	441.0	406.3	7.45%
25	452.0	414.5	7.88%
30	463.0	421.5	8.56%
35	468.0	426.8	8.40%
40	473.0	431.3	8.43%
45	477.0	435.9	8.23%
50	482.0	441.7	7.97%
55	484.0	449.2	6.80%
60	487.0	458.1	5.55%
65	520.0	468.9	7.34%
Promedio			7.13%

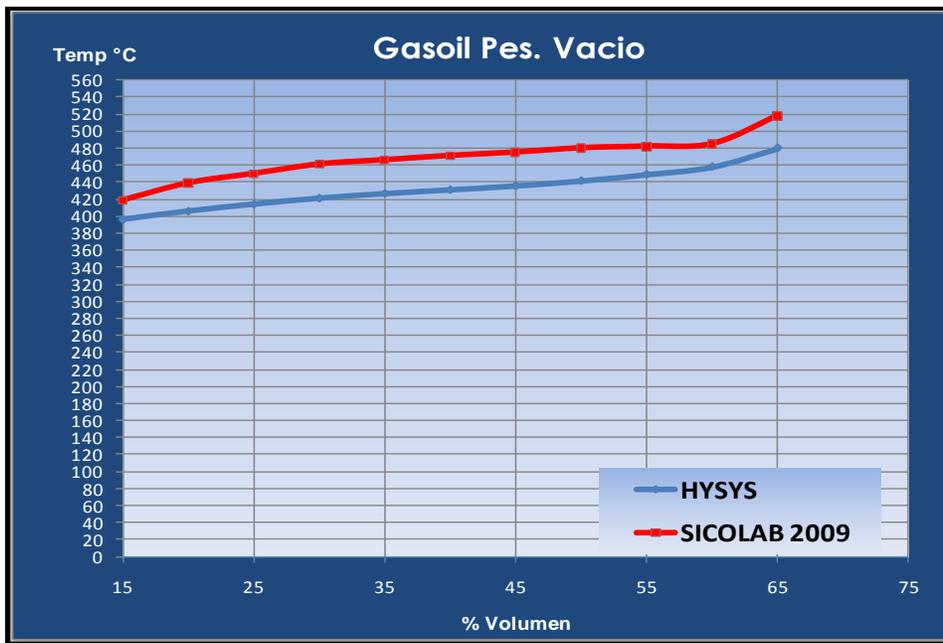


Figura 14 Gráfica de curvas de destilación Gasóleo Pes. de Vacío

Cabe señalar que los datos de operación actual de la planta no corresponden al diseño original, ya que actualmente esta planta está operando por debajo de su diseño; así mismo la carga a la torre de vacío esta complementada con corrientes de residuo atmosférico de otra planta atmosférica, la cual para esta simulación se consideró un mismo comportamiento en la destilación técnica de este residuo primario.

El propósito de esta simulación, como ya se estableció en los objetivos del presente trabajo, se limita únicamente al esquema de simulación del proceso de destilación atmosférica y de vacío, para ser utilizada en un análisis de integración y desempeño energético. Adicionalmente a la validación de la simulación de la torre de vacío, mediante el comparativo de las curvas de destilaciones técnicas de los productos, se consideró efectuar un comparativo de flujos, temperaturas y rendimientos de los productos obtenidos, con el fin de dar mayor certidumbre a la simulación de esta planta.

Tabla 11 Resultados de flujos y rendimientos de productos AI-T1

Comparación de flujos y rendimientos de productos en la Torre de Vacío							
Variable	TAG	Unidades	Nov-2009	HYSYS	% Error		
Carga a Torre AI-T1	FR-318	BPD	27,389.41	27,648.24	-0.9%		
Residuo Atm a planta AI	FR-210	BPD	17,985.39	16,948.24	5.8%		
Residuo Atm de Pta. TCC	S/I	BPD	9,404.01	10,700.00	-13.8%		
Reflujo a Domo GOLV	FRC-306	BPD	17,975.88	17,000.14	5.4%		
Reflujo de GOPV	FRC-305	BPD	17,730.00	14,299.71	19.3%		
Reflujo Lav. GOPV	FRC-335	BPD	3,669.09	2,639.98	28.0%		
						% Rend. Nov 2009	% Rend. HYSYS
Gasoleo Lig Vacío	FR-324	BPD	5,009.65	5,000.00	0.2%	18.3%	18.1%
Gasoleo Pes Vacío	FRC-350	BPD	5,385.89	5,060.06	6.0%	19.7%	18.3%
Residuo de Vacío	FR-328	BPD	13,817.93	17,579.00	-27.2%	50.4%	63.6%
BALANCE			24,213.47	27,639.06	-14.1%	88.4%	100.0%

En la Tabla 11 se observa que los flujos y rendimientos de los productos obtenidos por la simulación son aceptables comparándolos con los datos operativos reales; sin embargo, el rendimiento del Residuo de Vacío difiere con el flujo calculado por la simulación y esto es posible que sea afectado por las discrepancias en el flujo de carga a la torre y el flujo total de sus productos, es decir existe una incertidumbre importante en el balance de esta planta.

Como se ha mencionado el propósito es efectuar una integración térmica, para lo cual el comportamiento de la simulación en esta planta de vacío es aceptable, para complementar la validez de la misma, se presenta el comparativo del perfil de temperaturas de extracción y retorno a la torre AI-T1 (Tabla 12) algunas de las cuales interactúan con el tren de precalentamiento de crudo.

Tabla 12 Datos comparativos de destilación Gasóleo Pesado Vacío AI-T1

Comparación de temperaturas en la Torre de Vacío						
Variable	TAG	Unidades	Nov-2009	HYSYS	% Error	
Temp. Carga a Planta AI	TI3_31/32	°C	382.28	385.00	-0.7%	
Temp. Domo	TRC-306	°C	52.97	53.00	-0.1%	
Ext. GOLV	TRC-326	°C	135.85	138.48	-1.9%	
Ext. GOPV	TI3_27	°C	276.61	272.50	1.5%	
Ret. GOPV	TI3_33	°C	160.18	163.00	-1.8%	
Salida Residuo Vacío	TI3_23	°C	370.11	365.64	1.2%	

4.8. Tren de Pre calentamiento de Crudo

Una vez validadas las simulaciones de las Plantas Atmosférica “AA” y la de Destilación al Vacío “AI” se procedió a integrarlas, conectando las corrientes involucradas con el tren de pre calentamiento de crudo (Anexo B).

El análisis del tren de pre calentamiento de crudo inicia con la recepción de crudo mezcla por tubería proveniente de tanques a 3.5 Kg/cm² man. y 27.1 °C, pre calentándose hasta alcanzar la temperatura de 132.4°C para el desalado (Figura 15 y Figura 16), debido a la adición de agua para la remoción de sales la temperatura de salida de las Desaladoras disminuye aproximadamente 10°C.

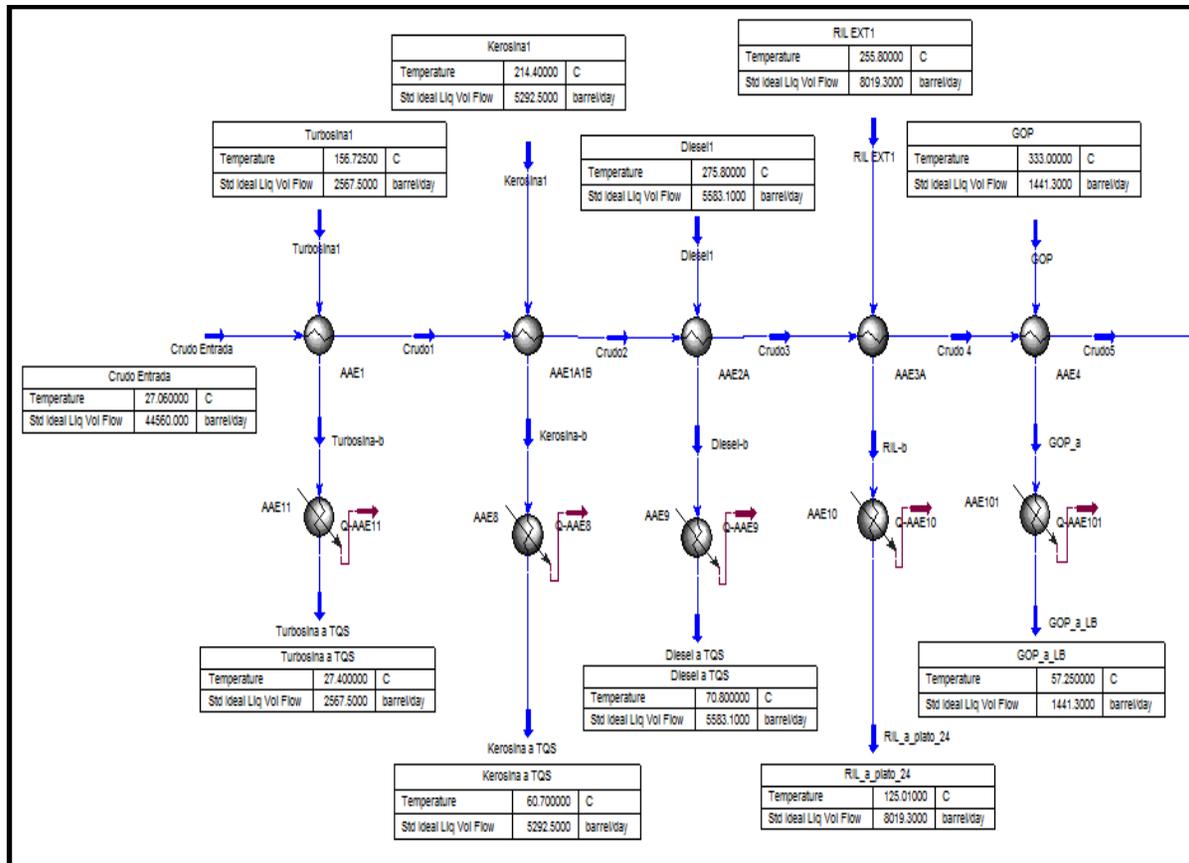


Figura 15 Tren de Pre calentamiento I (27.1°C a 132.4°C)

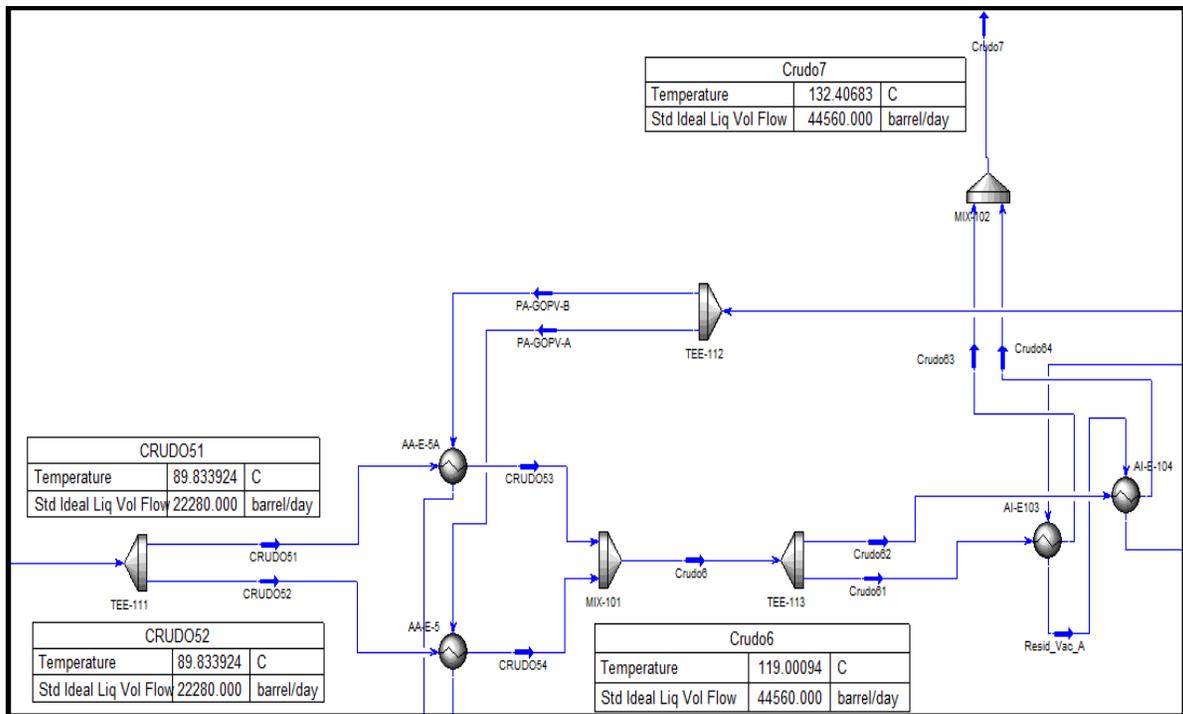


Figura 16 Tren de Precaentamiento II (27.1°C a 132.4°C)

Por lo tanto la siguiente sección del precalentamiento de crudo corresponde de las Desaladoras hacia las Torres Despuntadoras iniciando con una temperatura de 123°C aproximadamente hasta llegar a las Torres Despuntadoras a una temperatura de 190°C (Figura 17), donde debido a la separación de los ligeros y la recirculación de naftas primarias, la temperatura disminuye aproximadamente 4°C.

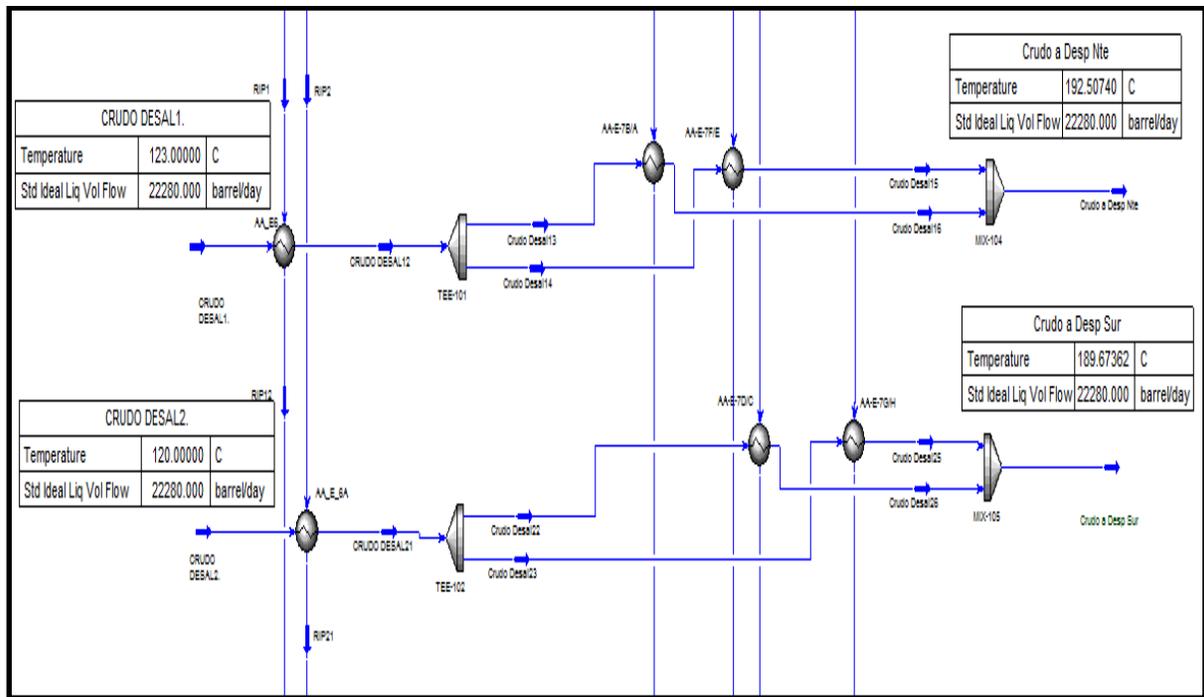


Figura 17 Tren de Precaentamiento III (123°C a 190°C)

En la siguiente sección del tren de precalentamiento la temperatura de la corriente de crudo inicia con 186°C hasta alcanzar la temperatura de 230°C a la entrada del Horno AA-F1 (Figura 18).

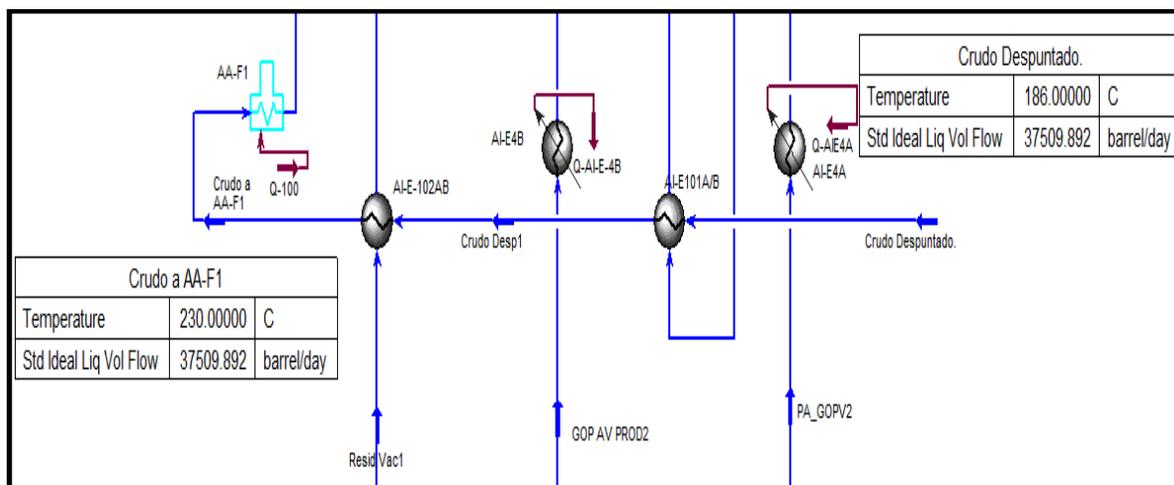


Figura 18 Tren de Precalentamiento IV (186°C a 230°C)

Otra sección de precalentamiento corresponde al residuo primario, el cual es alimentado como carga a la torre de vacío, esta sección inicia con una temperatura de 181.6°C hasta alcanzar la temperatura de 260°C a la entrada del horno AI-H1 (Figura 19).

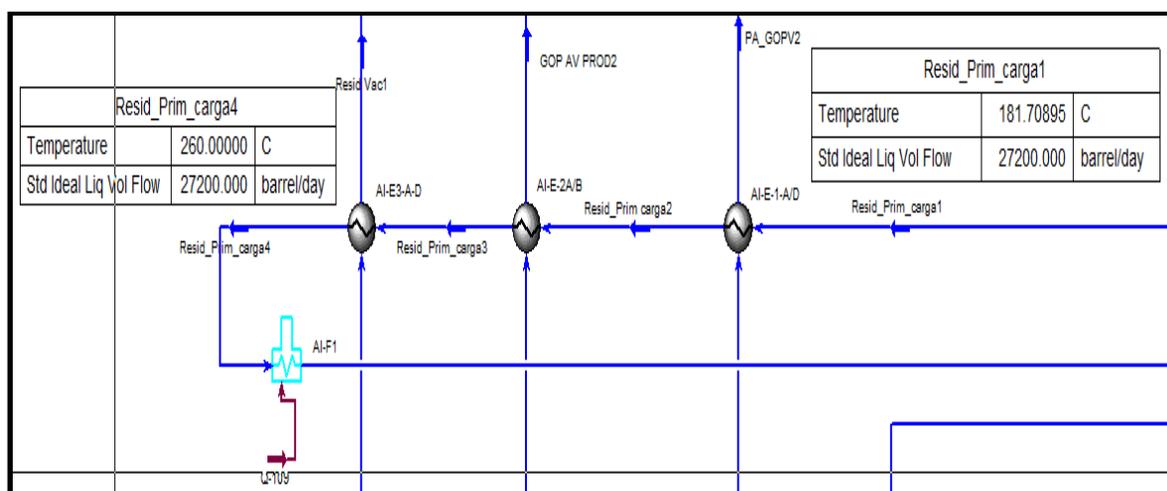


Figura 19 Tren de Precalentamiento Residuo Primario V (181.6°C a 260°C)

El precalentamiento de cada de las secciones se efectúa mediante el aprovechamiento de las corrientes de productos de la Torre Atmosférica AA-T-1, los reflujos (“pumparounds”) de la misma y las corrientes de residuo de vacío, y recirculación de gasóleo pesado y ligero de Vacío, de la Unidad de Destilación al Vacío "AI". En las siguientes figuras Figura 20 y Figura 21 se presentan los Diagramas de la Simulación de las Plantas Atmosférica “AA” y de Vacío “AI” integradas y el Diagrama de Simulación del tren de precalentamiento de crudo respectivamente.

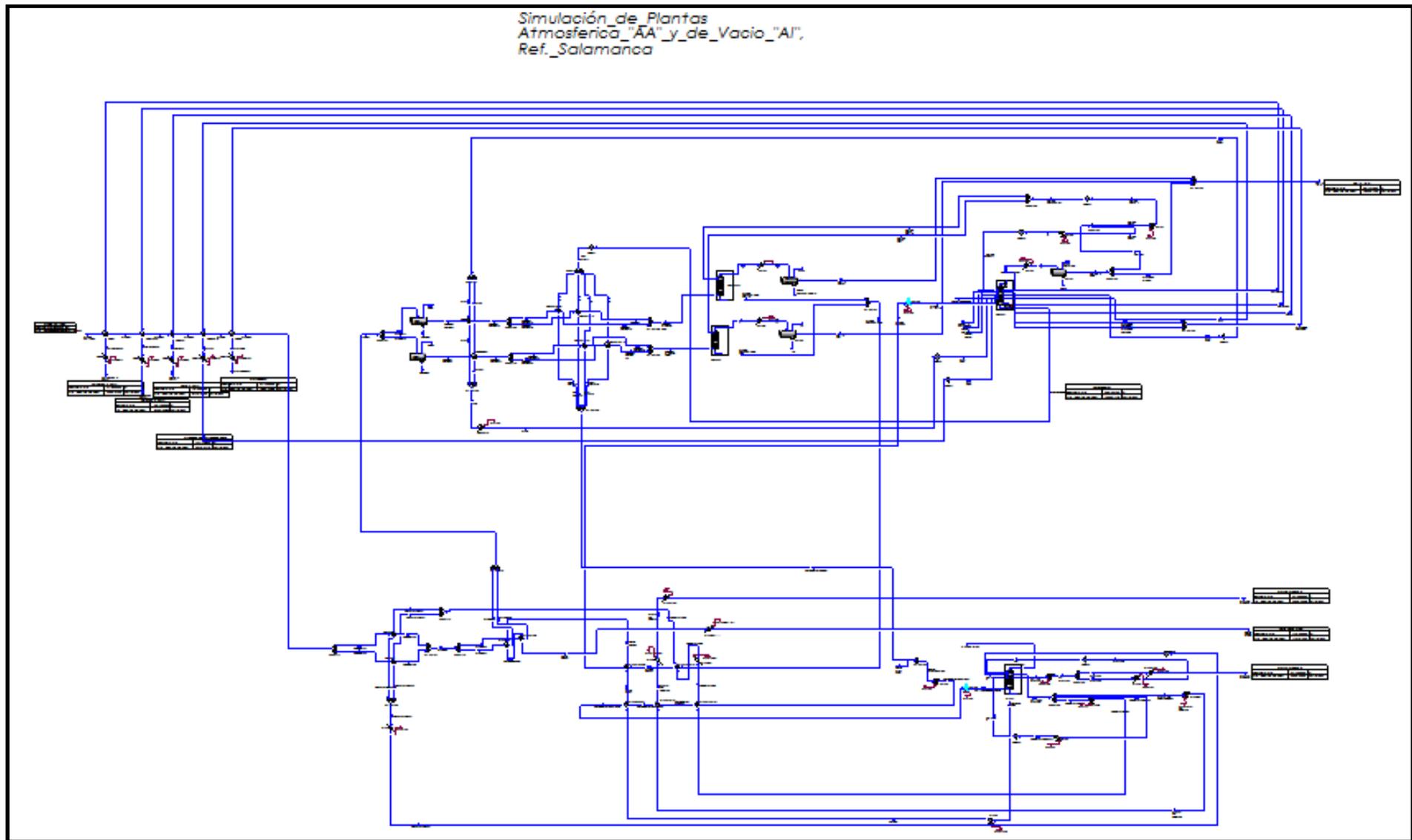


Figura 20 Esquema de Simulación de Integración de Plantas Atmosférica "AA" y de Vacío "AI"

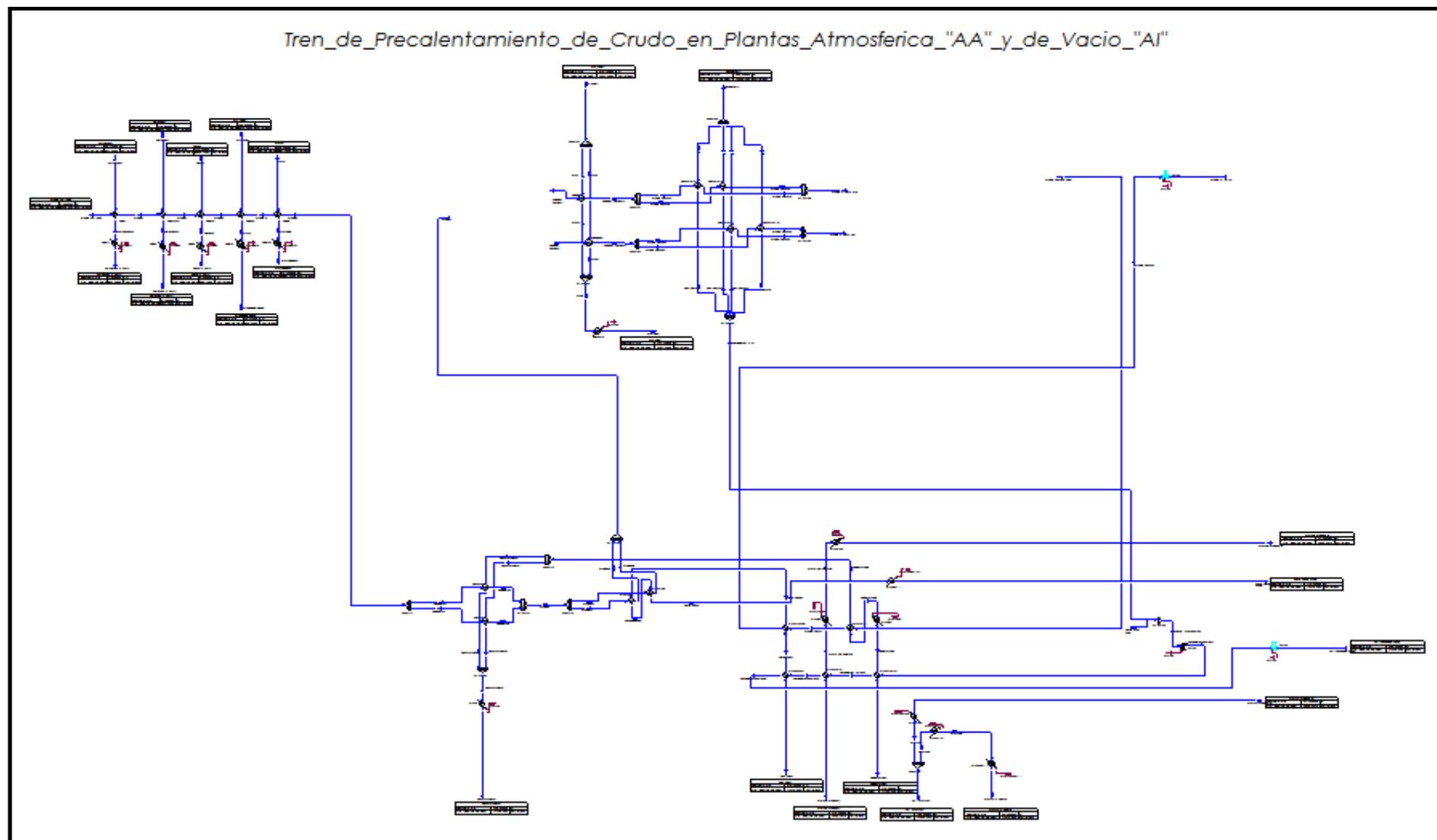


Figura 21 Esquema de Simulación de Tren de Precalentamiento con Integración al Proceso.

Capitulo 5

Integración Térmica

Capítulo 5

5. Integración Térmica

5.1. Red de Intercambio Actual

Para la aplicación de la tecnología Pinch en el tren de precalentamiento es necesario el utilizar la síntesis de procesos para realizar un mejor uso de la energía con un intercambio de calor, esto debe disminuir el costo del proceso.

El primer paso consiste en obtener un buen punto de inicio para el rediseño de la red, que reduce la necesidad de evaluar alternativas de redes que no sean factibles en el proceso. El objetivo de este estudio es utilizar el área disponible y con esto disminuir los servicios auxiliares realizando un mejor uso del área existente en la red actual, combinando adecuadamente las distintas corrientes, considerando los costos de inversión y el ahorro de servicios, utilizando el tiempo de retorno de la inversión como una herramienta de decisión para un futuro proyecto.

Se cuenta con una serie de enfriadores con agua que tienen el propósito de mantener las condiciones de temperatura necesarias en diferentes secciones del proceso y para almacenamiento de los productos de estas plantas de proceso. En la Tabla 1 se presentan la relación de los 14 equipos de enfriamiento existentes en la red de intercambio de calor.

Tabla 1 Equipos de servicio de enfriamiento en red existente

Intercambiadores de Enfriamiento en Tren de Precalentamiento			
No.	TAG	Fluido x Tubos	Fluido x Envoltente
1	AAE9	Agua	Diesel
2	AAE8	Agua	Kerosina
3	AAE101	Agua	Gasoleo Pesado
4	AI-E4A	Gasoleo Pesado Vacio	Agua
5	AI-E4B	Gasoleo Pesado Vacio	Agua
6	AI-E5	Agua	Gasoleo Pesado Vacio
7	AA-E-16	Agua	Recirc. Interm. Pesada
8	AAE10	Agua	Recirc. Interm. Ligera
9	AAE11	Agua	Turbosina
10	AI-E-4CIII.	Gasoleo Ligero Vacio	Agua
11	AI-E-7/8.	Agua	Gasoleo Ligero Vacio
12	AI-E4CI/II	residuo de vacio	Agua
13	AI-E-105	Agua	Gasoleo Pesado Vacio
14	AI-E-106.	Agua	Gasoleo Ligero Vacio

El tren actual de precalentamiento de crudo involucra 20 intercambiadores proceso-proceso y dos hornos AA-F1 y AI-F1 de las Plantas Atmosférica y de Vacío respectivamente. Los equipos de intercambio de calor que conforman a esta red se muestran en la siguiente Tabla 2.

Tabla 2 Equipos de intercambio de calor en red existente

Intercambiadores de Proceso en Tren de Precalentamiento									
No.	TAG	Área Diseño m2(Data Sheet)	Q (MMBtu/hr)	Cold T in (°C)	Cold Out (°C)	Hot T in (°C)	Hot T Out (°C)	Fluido x Tubos	Fluido x Envolvente
1	AAE1	132.32	3.036	27.06	33.46	156.73	53.11	Crudo	Turbosina
2	AAE4	132.32	2.615	84.46	89.40	333.00	218.03	Crudo	Gasoleo Pesado
3	AI-E103	105.85	3.653	118.49	132.29	222.06	208.89	Crudo	Residuo de Vacío
4	AI-E-102AB	1007.90	19.445	204.00	230.55	289.91	222.06	Crudo	Residuo de Vacío
5	AA-E-7G/H	264.63	8.941	131.76	189.67	336.30	204.89	Crudo	Residuo Atm.
6	AA-E-5	132.32	7.969	89.40	119.52	225.64	163.79	Crudo	Gasoleo Pes. Vacío
7	AA-E-7D/C	351.81	8.940	131.76	189.67	336.30	204.90	Crudo	Residuo Atm.
8	AAE3A	264.63	13.788	55.95	84.46	255.80	130.15	Crudo	Recirc. Interm. Lig.
9	AI-E-1-A/D	672.48	2.510	181.61	187.48	276.60	267.56	Residuo Atm.	Gasoleo Pes. Vacío
10	AAE2A	264.63	4.715	46.01	55.95	275.80	217.96	Crudo	Diesel
11	AA_E_6A	132.32	3.286	120.00	131.76	316.76	163.89	Crudo	Recirc. Interm. Pes.
12	AI-E3-A-D	734.75	26.724	195.98	258.48	375.00	289.91	Residuo Atm.	Residuo de Vacío
13	AA-E-5A	132.32	7.426	89.40	117.46	225.64	168.04	Crudo	Gasoleo Pes. Vacío
14	AI-E-2A/B	217.93	3.637	187.48	195.98	276.60	229.03	Residuo Atm.	Gasoleo Pes. Vacío
15	AI-E-104	261.60	3.713	118.49	132.52	208.89	195.51	Crudo	Residuo de Vacío
16	AA-E-7B/A	351.81	9.251	134.69	192.50	336.30	200.12	Crudo	Residuo Atm.
17	AA-E-7F/E	264.63	9.254	134.69	192.51	336.30	200.08	Crudo	Residuo Atm.
18	AA_E6	132.32	3.284	123.00	134.69	316.76	164.00	Crudo	Recirc. Interm. Pes.
19	AAE1A1B	264.63	5.951	33.46	46.01	214.40	128.36	Crudo	Kerosina
20	AI-E101A/B	733.55	11.632	186.00	204.00	267.56	225.64	Crudo	Gasoleo Pes. Vacío

En el Capitulo anterior se obtuvo el tren de precalentamiento de crudo considerando la simulación por medio de Aspen-HYSYS de las plantas integradas. Por medio de Aspen Energy Analyzer se importaron las corrientes del tren de precalentamiento para simular el estado de la red de calor actual. (Figura 1).

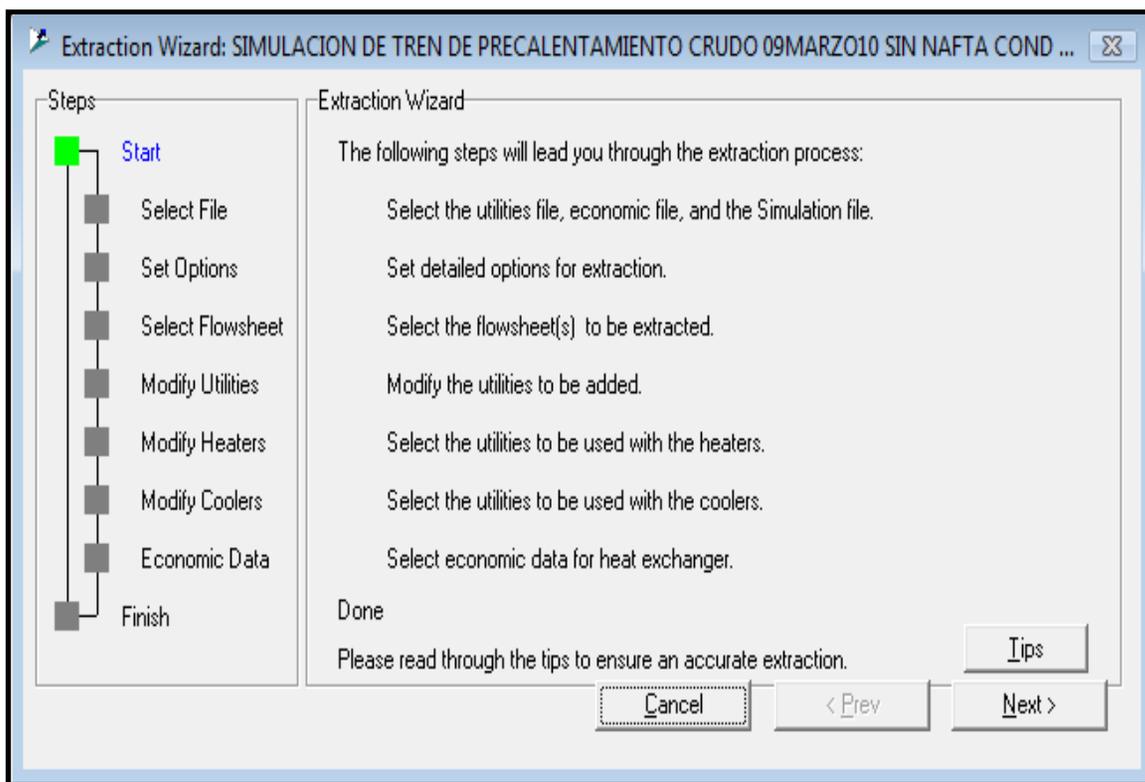


Figura 1 Extracción de la Red de Calor Actual

Los datos de las corrientes que se extrajeron del tren de precalentamiento se presentan en la Tabla 3, cabe comentar que sirvieron de base para los cálculos siguientes, se tomó en consideración que los valores tanto de capacidad calorífica (C_p) como del coeficiente de transferencia de calor individual (h), estos cambian con la temperatura, por eso fueron divididas las corrientes principales frías para obtener una mejor caracterización y valores más reales, ya que no sería válido el realizar un promedio entre estas corrientes debido a que abarca un gran intervalo de temperatura.

Tabla 3 Corrientes de la red de calor actual

No.	Tipo	Ts (°C)	Tm (°C)	Q (MMBTU/hr) Segmento	Q (MMBTU/hr) Total
1	Caliente	214.4 137.2	137.2 60.7	5.410 4.679	10.090
2	Caliente	275.8 170.0	170.0 70.8	8.627 6.845	15.472
3	Caliente	375.0 273.0	273.0 157	32.028 32.193	64.221
4	Caliente	255.8 190.7	190.7 125.0	7.521 6.799	14.320
5	Caliente	156.7 84.1	84.1 50.0	2.208 0.911	3.119
6	Fria	27.1 79.7	79.7 132.4	24.986 27.881	52.867
7	Fria	123.0 152.7 181.1	152.7 181.1 192.5	8.333 8.410 5.047	21.789
8	Fria	120.0 149.2 182.2	149.2 182.2 189.7	8.163 9.753 3.251	21.167
9	Caliente	135.8 96.4	96.4 61.2	2.498 2.081	4.579
10	Caliente	135.8 96.7	96.7 53.0	8.900 9.196	18.096
11	Fria	186.0 204.0 225.4	204.0 225.4 346.0	11.632 15.910 82.692	110.234
12	Fria	181.6 284.1	284.1 384.5	43.842 48.567	92.410
13	Caliente	333.0 193.5	193.5 57.3	3.174 2.515	5.689
14	Caliente	276.6 168.9	168.9 61.0	8.234 6.956	15.190
15	Caliente	276.6 220.4	220.4 160.5	15.591 15.333	30.924
16	Caliente	336.3 267.4	267.4 202.5	19.492 16.895	36.386
17	Caliente	316.8 237.5	237.5 161.7	3.585 3.076	6.661

5.2. Determinación de la ΔT_{min} del Proceso.

Una vez identificadas las corrientes se procedió a analizar los equipos que intercambian calor a fin de identificar el ΔT_{min} al que la red fue diseñada, este análisis mostró que el mínimo acercamiento se dio en los equipos AI-E-102AB que tienen un ΔT_{min} de 18.1°C tal como se presenta en la Tabla 4, es por ello que la red se analizará a esta ΔT_{min} .

Tabla 4 ΔT mínima del proceso.

Intercambiador	ΔT CC	ΔT CF
AAE1	123.3	26.0
AAE4	243.6	133.6
AI-E103	89.8	90.4
AI-E-102AB	59.4	18.1
AA-E-7G/H	146.6	73.1
AA-E-5	106.1	74.4
AA-E-7D/C	146.6	73.1
AAE3A	171.3	74.2
AI-E-1-A/D	89.1	85.9
AAE2A	219.9	172.0
AA_E_6A	185.0	43.9
AI-E3-A-D	116.5	93.9
AA-E-5A	108.2	78.6
AI-E-2A/B	80.6	41.6
AI-E-104	76.4	77.0
AA-E-7B/A	143.8	65.4
AA-E-7F/E	143.8	65.4
AA_E6	182.1	41.0
AAE1A1B	168.4	94.9
AI-E101A/B	63.6	39.6

5.3. Determinación de requerimientos mínimos.

Como ya se obtuvo el ΔT_{min} del proceso, se procede por medio de un análisis Pinch a determinar los requerimientos mínimos de los servicios de calentamiento y de enfriamiento, con este análisis podremos observar cómo se encuentra el sistema actual y con esto conocer las deficiencias con las cuales cuenta la red.

En la Figura 2 se muestra la gráfica de las curvas compuestas, la cual se construyó a partir de los datos de la Entalpia vs Temperatura, la línea superior nos representa las corrientes calientes y la inferior se construye con los datos respectivos a las frías. Estas curvas nos permiten observar los requerimientos de servicios mínimos, requiriéndose para este caso de estudio solo el requerimiento de servicio de calentamiento, ya que no presenta punto de pliegue.

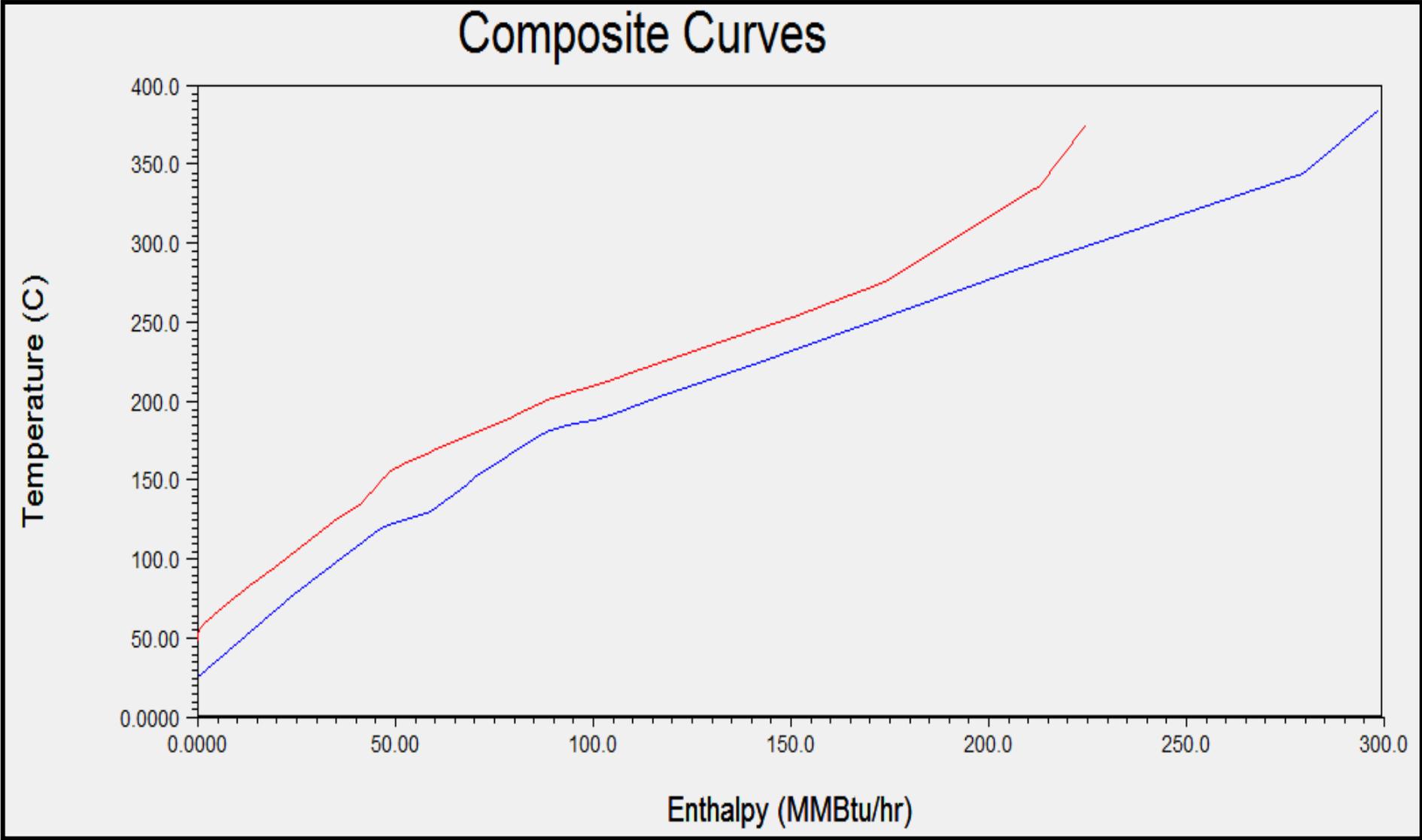


Figura 2 Curvas Compuestas

Como se mencionó en párrafo anterior, las curvas compuestas indican que solo se presenta el requerimiento mínimo de servicio de calentamiento; sin embargo, el simulador Aspen Energy Analyzer también reporta los valores calculados sobre los consumos actuales por el servicio de calentamiento y enfriamiento (Tabla 5)

Tabla 5 Consumos actuales de servicios de Calentamiento y Enfriamiento

Network Performance	
	HEN
Heating [MMBtu/hr]	138.7
Cooling [MMBtu/hr]	64.98

Para validar el consumo por el servicio de calentamiento que resulta de la simulación que es de 138.7 MMBtu/hr, se hace la comparación con lo reportado por la Refinería de Salamanca en la BDR (Base de Datos de Pemex Refinación) para las plantas Atmosféricas "AA" y de Vacio "AI" correspondiente al mes de noviembre de 2009 (Tabla 6)

Tabla 6 Validación de simulación de consumo de energía gas combustible.

REF. DE SALAMANCA		NOV-09 REAL		NOV-09 SIMULACIÓN	% Error
		MMBtu/Mes	MMBtu/hr	MMBtu/hr	
SAPRE	PRIMARIA # 5 AA				
10023	GAS SECO COMBUSTIBLE	44,059	61.194		
SADVC	PREPARADORA DE CARGA # 3 AI				
10023	GAS SECO COMBUSTIBLE	60,375	83.854		
TOTAL CONSUMO DE ENERGIA GAS COMB.		104,434	145.048	138.695	4.38%

Como se puede observar, la simulación calculó un consumo de energía de gas combustible de 138.7 MMBtu/hr para la red actual y el consumo real reportado del mes de noviembre fue de 145.048 MMBtu/hr, resultando un error de 4.38%; por lo que podemos considerar que esta diferencia es muy admisible debido a las condiciones operativas no estables e incertidumbres en las mediciones, concluyendo que la simulación reproduce en forma aceptable la red de intercambio de calor actual.

Con respecto al consumo de servicio de enfriamiento la simulación reporta un consumo actual de 64.98 MMBtu/hr, representando que las plantas registran consumos de enfriamiento mayores al requerimiento mínimo, debido a que no se están aprovechando adecuadamente las corrientes del proceso; por lo tanto el objetivo es disminuir el servicio de calentamiento aprovechando las corrientes que utilizan servicios de enfriamiento, lo cual a su vez deberá reducir el consumo de agua de enfriamiento.

Se puede observar que existen doce corrientes calientes que requieren enfriamiento y cinco corrientes frías que requieren calentamiento. Se obtuvieron datos de capacidad calorífica por flujo (MCp) y coeficientes de calor de película (h) para diferentes intervalos de temperatura, dividiendo las corrientes originales en segmentos para tener una mejor caracterización de sus propiedades.

Es conveniente indicar que las líneas auxiliares de agua de enfriamiento que se muestran en la red solo tienen un cabezal, situación por la cual aparecen 14 líneas de agua de enfriamiento que corresponden a los 14 enfriadores considerados en la red actual, ya que estos no se encuentran en serie, debido a que el agua de enfriamiento no lleva una ruta consecutiva de circulación por la red.

En la Figura 3 se muestra una curva que corresponde al área de los intercambiadores contra energía en función de la ΔT , donde el área se refiere a la superficie mínima que se requiere para el servicio de calentamiento. Se observa que a menor requerimiento de servicio de calentamiento mayor será el área requerida.

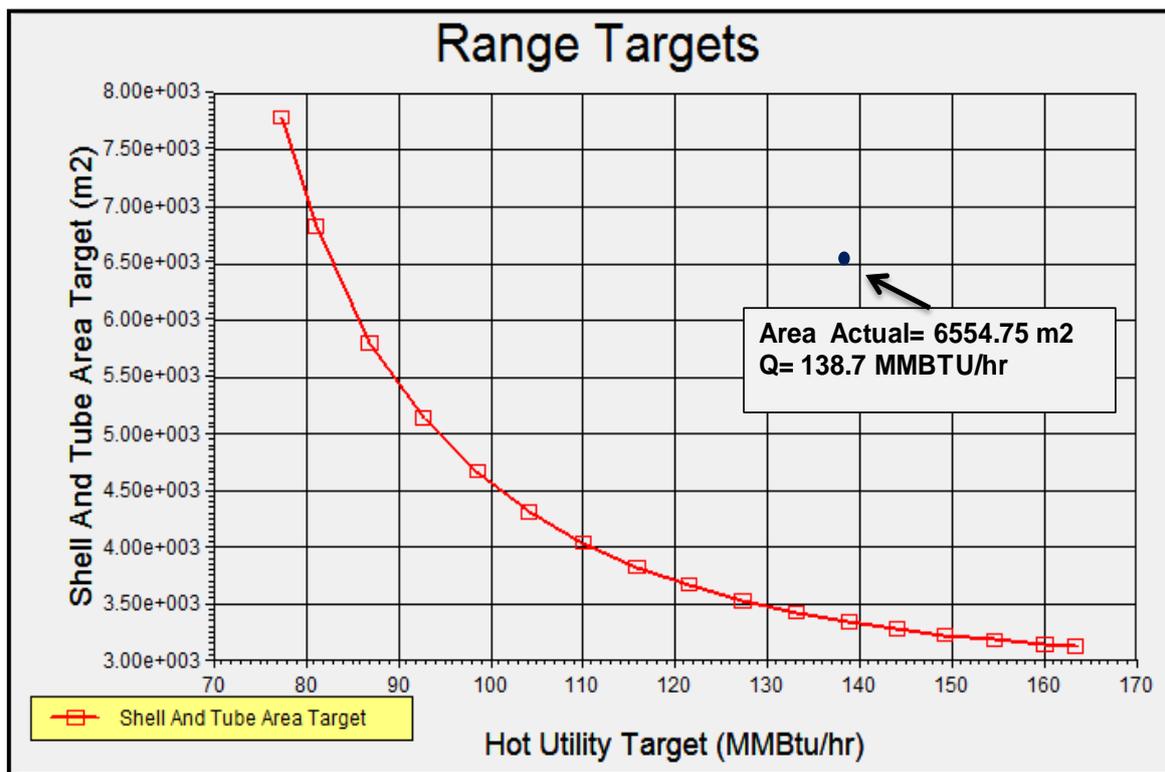


Figura 3 Gráfica de Área vs Requerimientos de Servicios de Calentamiento

En la Figura 4 se presenta el arreglo de la red de intercambio de calor actual representada por medio del simulador, observándose que no presenta Pinch, tal como se indicó anteriormente.

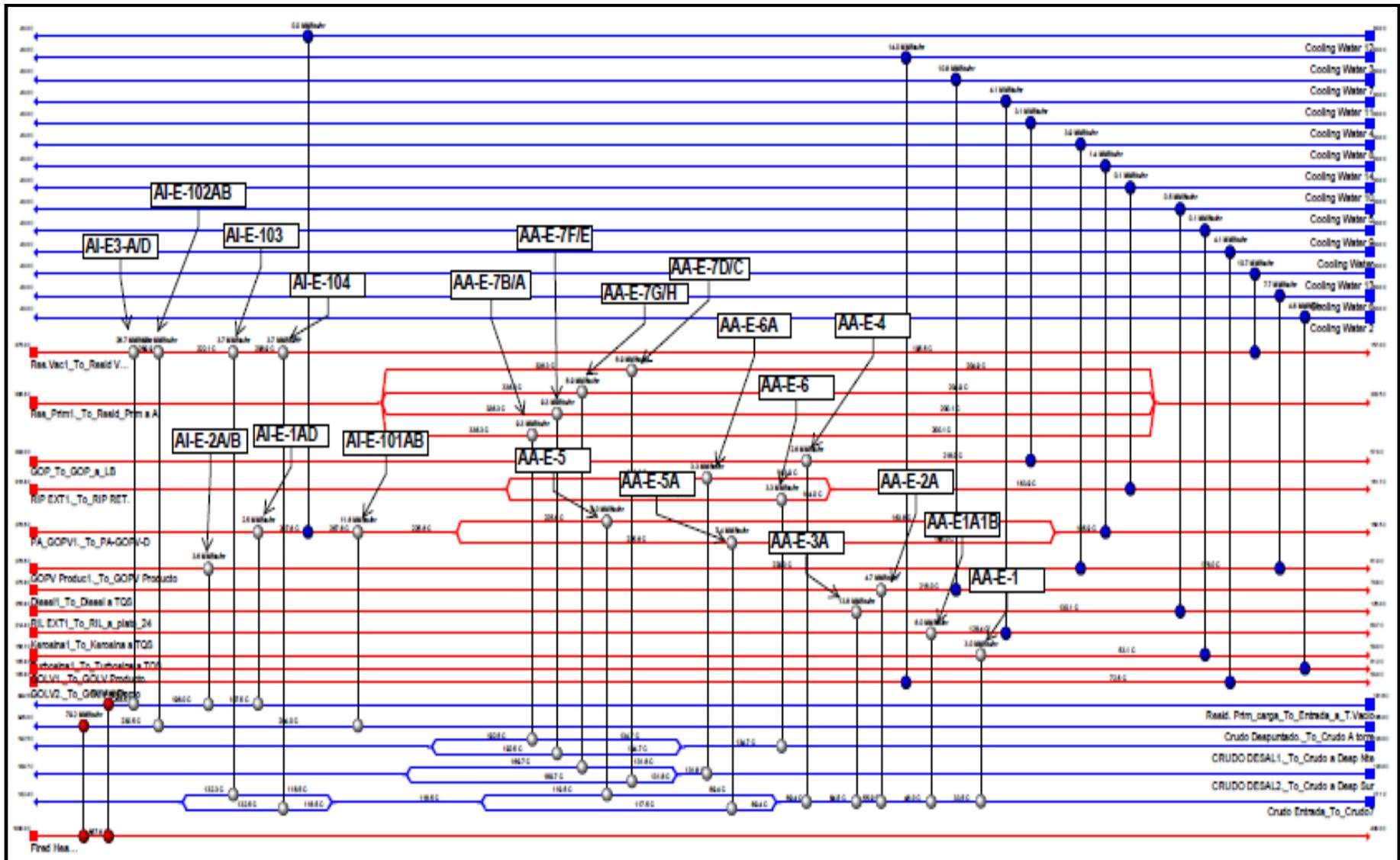


Figura 4 Red de Intercambio de Calor Actual

Es importante señalar que el área de diseño de los intercambiadores existentes generalmente es mayor con respecto al área requerida actualmente por el proceso; en parte esto se debe a que el área instalada corresponde a un diseño de operación de 60,000 MBD para la planta atmosférica y esta condición de red de intercambio de calor actual se encuentra operando a una carga de 44,560 BPD.

Como el propósito de este estudio es proponer alternativas de mejora en el desempeño energético del tren de precalentamiento en estas plantas, a partir del gráfico anterior y conociendo la ubicación de la red actual se realizan los siguientes análisis para disminuir el consumo de energía en el servicio de calentamiento.

Con respecto al agua de enfriamiento, se presenta en cada una de las propuestas un análisis de ahorro en el consumo de agua y como consecuencia de lo mismo, nos representa un ahorro económico por el tratamiento de estas aguas, ya que a mayor consumo será mayor el volumen que requiera tratamiento a fin de cumplir con las normatividades ambientales de este efluente.

5.4. Desarrollo de propuestas de redes de intercambio de calor

5.5. Propuesta No. 1

Como análisis inicial de la red actual, se propone adicionar un nuevo equipo de intercambio de calor en la corriente fría “Crudo Desaladora2_a Despuntadora Sur” y la corriente caliente “Residuo de Vacío1_a_Resid Vacío Producto”, con esta adición de este equipo en la red se logra aumentar la temperatura que llega al horno de la Torre de Vacío de 258.5°C a 279.4°C, lo que disminuye el consumo de combustible.

Los consumos de servicios alcanzados con esta propuesta se indican en la Tabla 7, observándose una reducción en el consumo de servicios de calentamiento del caso base de 138.7 a 129.8 MMBTU/hr y el de enfriamiento de 64.98 a 56.04 MMBTU/hr.

Tabla 7 Servicio de calentamiento y enfriamiento Propuesta 1

Network Performance	
	HEN
Heating [MMBtu/hr]	129.8
Cooling [MMBtu/hr]	56.04

El equipo propuesto se muestra en el siguiente esquema (Figura 5), siendo el área de este nuevo intercambiador de 226.30 m², por lo que el área de la red existente se incrementaría de 6,554.75 a 6,781.05 m². En el anexo C se presenta la hoja de datos calculada para este intercambiador 1N_Prop_1 mediante el Aspen Exchanger Designer and Rating.

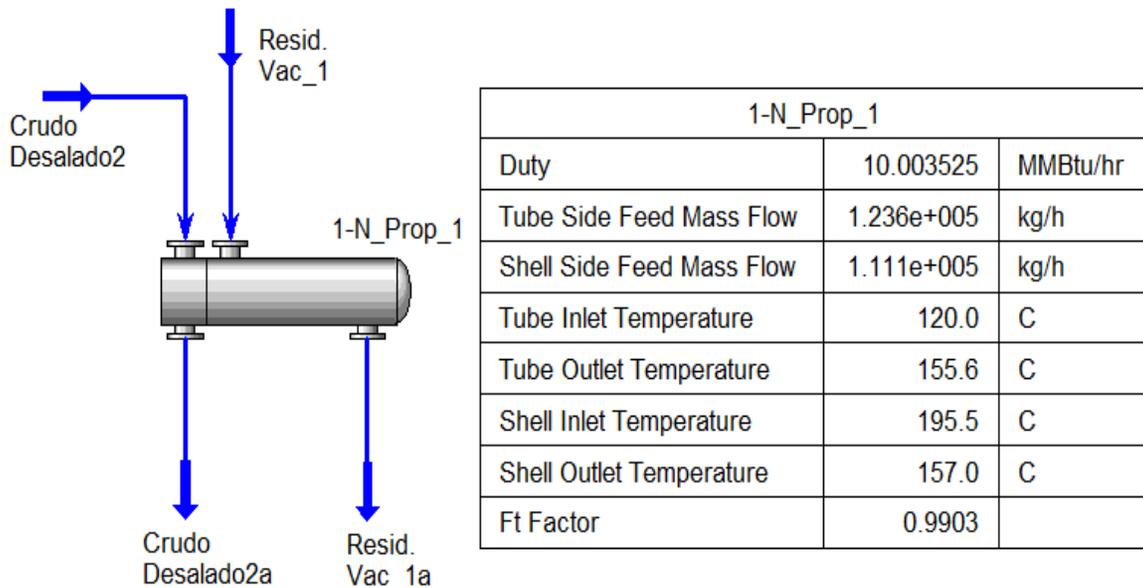


Figura 5 Equipo 1N de la Propuesta 1

Con la adición de este nuevo equipo, es necesario realizar el cambio de servicio del intercambiador AA-E-7G/H, como se indica en la siguiente Tabla 8

Tabla 8 Cambio de servicio de intercambiadores propuesta 1

Intercambiador	Área Diseño m2(Data Sheet)	Actual	Propuesta 1	Area Requerida Prop. 1(m2)
		Cold Stream/Hot Stream	Cold Stream/Hot Stream	
AA-E-7G/H	264.63	Crudo Desalado/Residuo Primario	Residuo Primario Carga/Residuo Primario	209.70

En la Tabla 9 se presenta el área calculada para todos los intercambiadores de la propuesta 1, se indica el área de diseño y la calculada para las nuevas condiciones.

Tabla 9 Evaluación de Área de Intercambiadores propuesta 1

Intercambiador	Área Diseño (m2) Data Sheet	Área calculada (m ²) Aspen Exch. Designer
AAE1	132.32	75.80
AAE4	132.32	45.90
AI-E103	105.85	73.50
AI-E-102AB	1007.90	853.30
AA-E-7G/H	264.63	209.70
AA-E-5	132.32	88.50
AA-E-7D/C	351.81	163.70
AAE3A	264.63	160.20
AI-E-1-A/D	672.48	476.80
AAE2A	264.63	70.20
AA_E_6A	132.32	117.80
AI-E3-A-D	734.75	419.40
AA-E-5A	132.32	88.50
AI-E-2A/B	217.93	117.20
AI-E-104	261.60	104.30
AA-E-7B/A	351.81	163.70
AA-E-7F/E	264.63	163.70
AA_E6	132.32	64.20
AAE1A1B	264.63	143.20
AI-E101A/B	733.55	330.80
1-N		226.3

Pudiendo observar que los intercambiadores de calor existentes en la red no requieren de un aumento de área, solo se consideró el área del nuevo equipo.

5.5.1. Consumo de Servicios

Con respecto al consumo de agua de enfriamiento, se consideró una temperatura de diseño de entrada de 30°C y de 40°C a la salida, una capacidad calorífica de 1 cal/g °C y no se consideraron pérdidas de calor en los enfriadores.

Para esta propuesta 1; como se indicó en la Tabla 5.8, se redujo el consumo de agua de enfriamiento de 64.98 a 56.04 MMBtu/hr, para expresar esta reducción como flujo de agua de enfriamiento en GPM y en base a que no se cuenta con medidores de flujo para esta variable, se consideró lo siguiente:

$$Q = m * Cp * \Delta T$$

$$m = \frac{Q}{Cp * \Delta T}$$

Caso Actual

Q= 64,975,771.36 Btu/hr	Tent= 30.0 °C
16,373,621,244.98 cal/hr	Tsal= 40.0 °C
	Cp= 1.00 cal/g °C
	Densidad= 1.00 g/cm ³

Propuesta 1

Q= 56,035,057.13 Btu/hr	Tent= 30.0 °C
14,120,598,841.90 cal/hr	Tsal= 40.0 °C
	Cp= 1.00 cal/g °C
	Densidad= 1.00 g/cm ³

Servicio	Caso Actual	Propuesta 1	Reducción
Agua de Enfriamiento (GPM)	7,209.11	6,217.13	991.98

Con respecto al gas combustible, la reducción fue de 138.7 a 129.8 MMBTU/hr; sin embargo con el propósito de expresar estas variables en consumo en m³/hr se consideraron las siguientes expresiones:

Caso Actual

Q= 138,695,233.78 Btu/hr	Poder Calorifico= 11,023.00 cal/g
34,950,615,881.98 cal/hr	Densidad Gas= 0.60 kg/m ³

Propuesta 1

Q= 129,754,519.55 Btu/hr	Poder Calorifico= 11,023.00 cal/g
32,697,593,478.90 cal/hr	Densidad Gas= 0.60 kg/m ³

Servicio	Caso Actual	Propuesta 1	Reducción
Gas Combustible (m ³ /hr)	5,284.50	4,943.84	340.65

En el Figura 6 se presenta el arreglo de esta red de intercambio de calor propuesta No. 1.

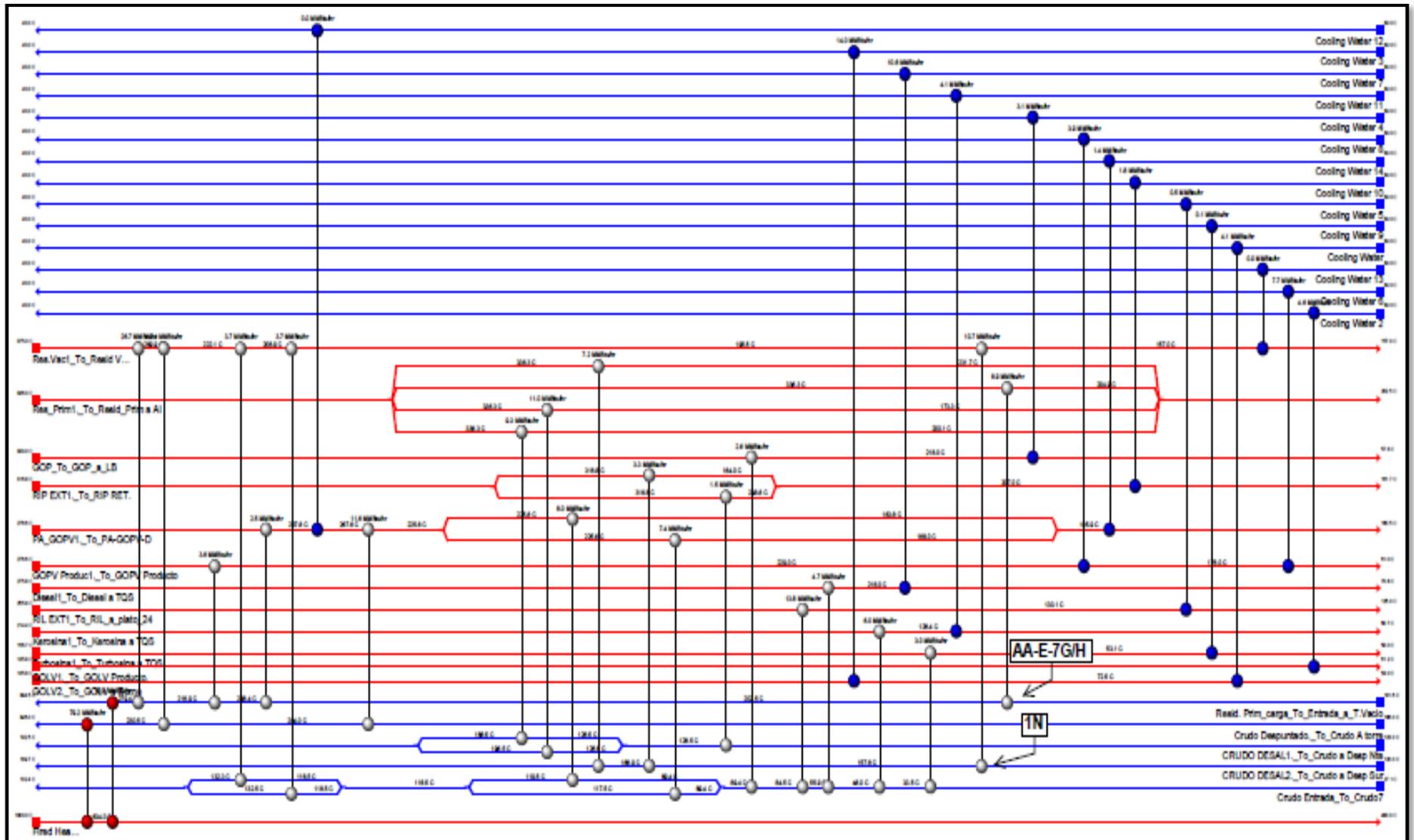


Figura 6 Red de Intercambio de Calor Propuesta 1

5.6. Propuesta No. 2

En esta propuesta se propone adicionar cuatro nuevos equipos de intercambio de calor y un incremento de área de un equipo, con este arreglo se aumenta la temperatura de entrada al horno de la Torre de Vacio de 258.5°C a 286.1°C; así también se incrementa la temperatura de entrada al horno de la Torre Atmosférica de 230.5°C a 243.6°C.

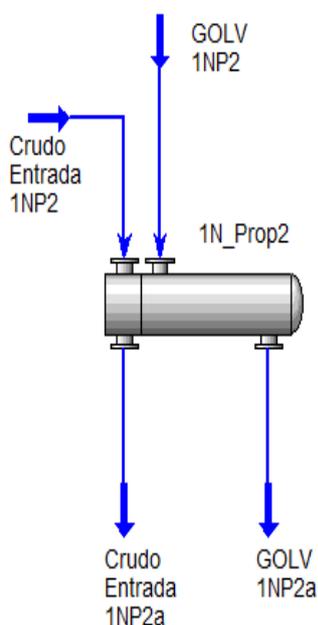
Los consumos de servicios alcanzados con esta propuesta se indican en la Tabla 10, observándose una reducción en consumo de servicios de calentamiento del caso base de 138.7 a 117.8 MMBTU/hr y el de enfriamiento de 64.98 a 44.10 MMBtu/hr.

Tabla 10 Servicio de calentamiento y enfriamiento Propuesta 2

Network Performance	
	HEN
Heating [MMBtu/hr]	117.8
Cooling [MMBtu/hr]	44.10

Los cuatro equipos nuevos propuestos se muestran en los siguientes esquemas (Figura 7, Figura 8, Figura 9 y Figura 10). En el anexo C se presentan las hojas de datos calculadas para estos equipos mediante el Aspen Exchanger Designer and Rating.

Para el intercambiador de calor 1N_Prop2 el área calculada es de 169.50 m².



1N_Prop2		
Duty	1.8946247	MMBtu/hr
Tube Side Feed Mass Flow	2.472e+005	kg/h
Shell Side Feed Mass Flow	1.063e+005	kg/h
Tube Inlet Temperature	118.5	C
Tube Outlet Temperature	122.0	C
Shell Inlet Temperature	135.8	C
Shell Outlet Temperature	127.7	C
Ft Factor	0.9618	

Figura 7 Equipo 1N de la Propuesta 2

El primer equipo 1N se ubicaría en la corriente fría de “Crudo Entrada a las Desaladoras” y estaría localizado entre la salida de la ramificación de los Intercambiadores AA-E-5/5A y el Intercambiador AI-E-104 y en la corriente caliente “GOLV2_ a GOLV a Domo” antes del enfriador AI-E-7/8.

Para el intercambiador de calor 2N_Prop2 el área calculada es de 271.90 m².

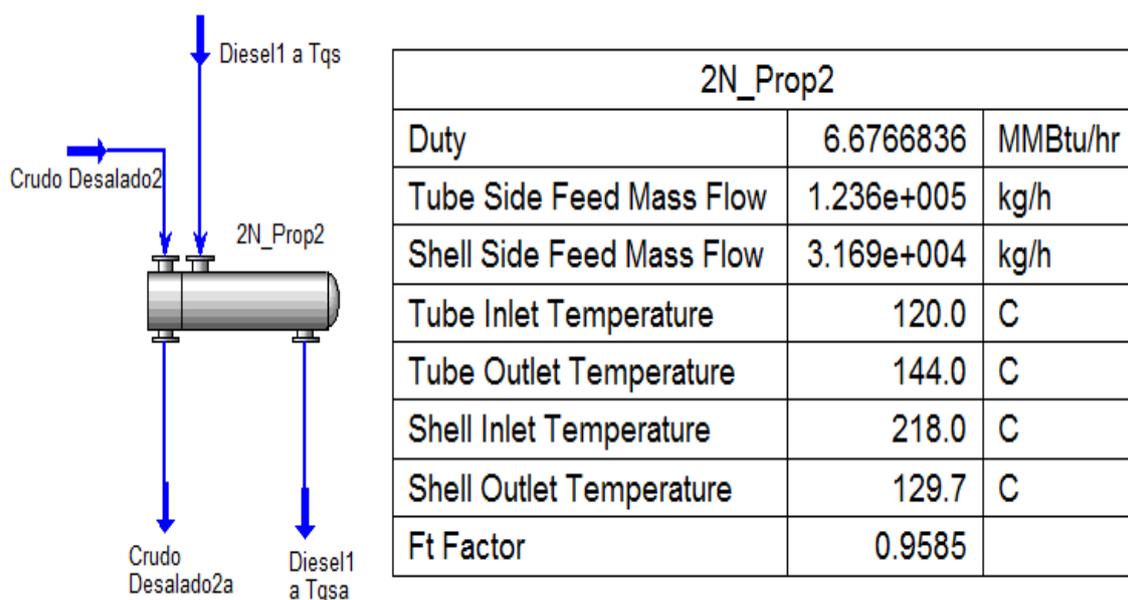


Figura 8 Equipo 2N de la Propuesta 2

El segundo equipo 2N se localizaría en la entrada de la corriente fría “Crudo desal2 a Crudo a Desp. Sur” antes del AA-E-6A y en la corriente caliente “Diesel1 a Diesel a TQS” entre AA-E-2A y el enfriador AA-E-9.

Para el intercambiador de calor 3N_Prop2 el área calculada es de 199.20 m².

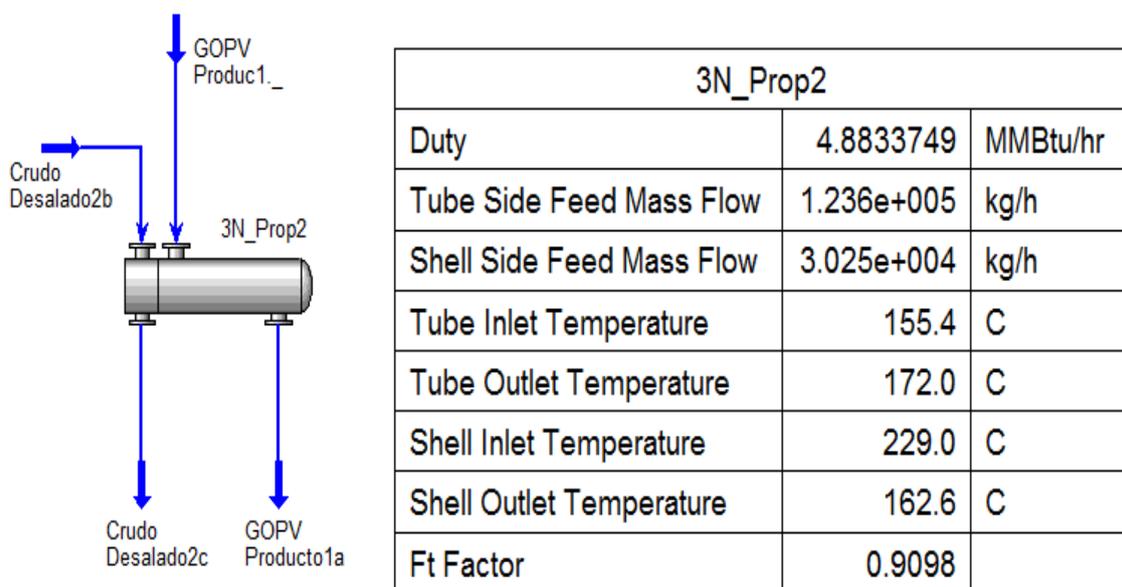


Figura 9 Equipo 3N de la Propuesta 2

El tercer equipo 3-N se localizaría en la corriente fría “Crudo desal2 a Crudo a Desp. Sur” después del AA-E-6A y antes del equipo 4N y en la corriente caliente “GOPV Product1 a GOPV Producto” entre AI-E-2A/B y el enfriador AI-E-4B.

Para el intercambiador de calor 4N_Prop2 el área calculada es de 334.80 m².

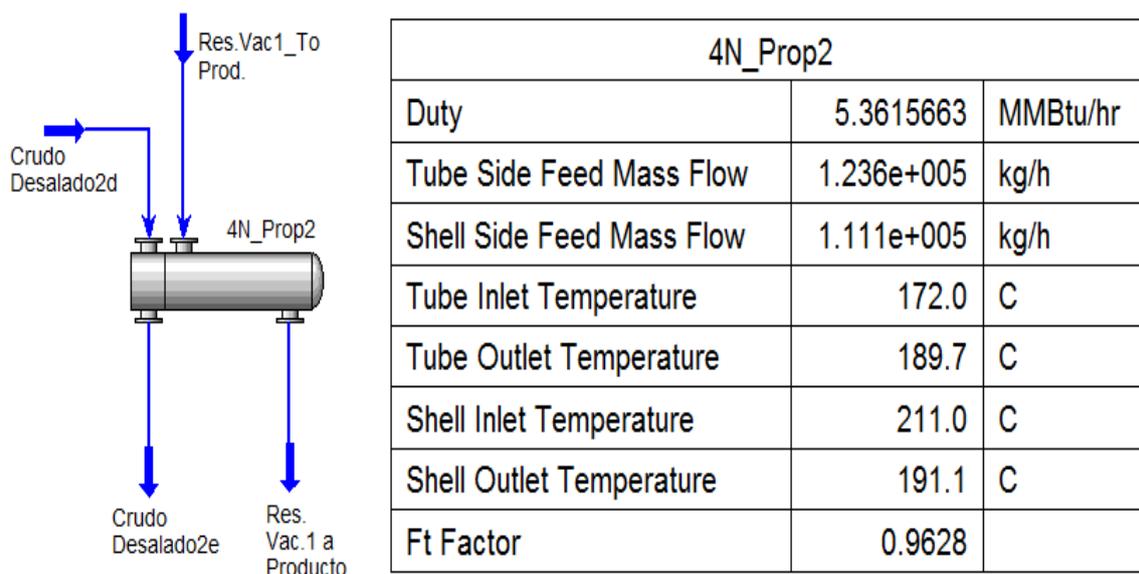


Figura 10 Equipo 4N de la Propuesta 2

El cuarto equipo 4-N se localizaría en la corriente fría “Crudo desal2 a Crudo a Desp. Sur” después del 3-N y en la corriente caliente “Res. Vac1 a Resid Vacio Prod.” entre AI-E-103 y el AI-E-104.

Para esta propuesta No. 2 es necesario realizar algunos cambios de servicio en los siguientes intercambiadores, tal como se muestra en la Tabla 11.

Tabla 11 Cambio de servicio de intercambiadores propuesta 2

Intercambiador	Área Diseño m ² (Data Sheet)	Actual	Propuesta 2	Area Requerida Prop. 2(m ²)
		Cold Stream/Hot Stream	Cold Stream/Hot Stream	
AI-E103	105.85	Crudo Entrada/Residuo de Vacio	Residuo Prim. Carga/Residuo de Vacio	283.40
AA-E-7G/H	264.63	Crudo Desalado/Residuo Primario	Crudo Desp./Residuo Primario	198.20
AA-E-7D/C	351.81	Crudo Desalado/Residuo Primario	Residuo Primario Carga/Residuo Primario	206.80

En la Tabla 12 se presenta el área calculada para todos los intercambiadores de la propuesta No. 2 y se indica el área de diseño y la calculada para las nuevas condiciones.

Tabla 12 Evaluación de Área de Intercambiadores propuesta 2

Intercambiador	Área Diseño (m ²) Data Sheet	Área calculada (m ²) Aspen Exch. Designer
AAE1	132.32	75.80
AAE4	132.32	45.90
AI-E103	105.85	283.40
AI-E-102AB	1007.90	939.40
AA-E-7G/H	264.63	198.20
AA-E-5	132.32	88.50
AA-E-7D/C	351.81	206.80
AAE3A	264.63	160.20
AI-E-1-A/D	672.48	474.00
AAE2A	264.63	70.20
AA_E_6A	132.32	72.90
AI-E3-A-D	734.75	441.40
AA-E-5A	132.32	88.50
AI-E-2A/B	217.93	155.00
AI-E-104	261.60	68.70
AA-E-7B/A	351.81	163.70
AA-E-7F/E	264.63	163.70
AA_E6	132.32	64.20
AAE1A1B	264.63	143.20
AI-E101A/B	733.55	335.10
1-N		169.50
2-N		271.90
3-N		199.20
4-N		334.80

Pudiendo observar que los intercambiadores de calor existentes en la red requieren de un incremento de área en el intercambiador AI-E-103, siendo necesario adicionar 2 corazas de 105.85 m², así como considerar el área de los nuevos intercambiadores que es de 975.4 m²; por lo que el área de la red se incrementa de 6,554.75 a 7,741.86 m².

5.6.1. Consumo de Servicios

Con respecto al consumo de agua de enfriamiento, se considera una temperatura de diseño de entrada de 30°C y de 40°C a la salida, una capacidad calorífica de 1 cal/g °C y no se consideraron pérdidas de calor en los enfriadores.

Para esta propuesta 2; como se indicó en la Tabla 5.10, se redujo el consumo de agua de enfriamiento de 64.98 a 44.10 MMBtu/hr, para expresar esta reducción como flujo de agua de enfriamiento en GPM y en base a que no se cuenta con medidores de flujo para esta variable, se consideró lo siguiente:

$$Q = m * Cp * \Delta T$$

$$m = \frac{Q}{Cp * \Delta T}$$

Caso Actual

Q= 64,975,771.36 Btu/hr 16,373,621,244.98 cal/hr	Tent= 30.0 °C Tsal= 40.0 °C Cp= 1.00 cal/g °C Densidad= 1.00 g/cm ³
---	---

Propuesta 2

Q= 44,098,338.51 Btu/hr 11,112,595,928.93 cal/hr	Tent= 30.0 °C Tsal= 40.0 °C Cp= 1.00 cal/g °C Densidad= 1.00 g/cm ³
---	---

Servicio	Caso Actual	Propuesta 2	Reducción
Agua de Enfriamiento (GPM)	7,209.11	4,892.74	2,316.37

Con respecto al gas combustible, la reducción fue de 138.7 a 117.8 MMBTU/hr; sin embargo con el propósito de expresar estas variables en consumo en m³/hr se consideraron las siguientes expresiones:

Caso Actual

Q= 138,695,233.78 Btu/hr 34,950,615,881.98 cal/hr	Poder Calorifico= 11,023.00 cal/g Densidad Gas= 0.60 kg/m ³
--	---

Propuesta 2

Q= 117,814,187.47 Btu/hr 29,688,679,989.01 cal/hr	Poder Calorifico= 11,023.00 cal/g Densidad Gas= 0.60 kg/m ³
--	---

Servicio	Caso Actual	Propuesta 2	Reducción
Gas Combustible (m ³ /hr)	5,284.50	4,488.90	795.60

En el Figura 11 se presenta el arreglo de esta red de intercambio de calor Propuesta No.2.

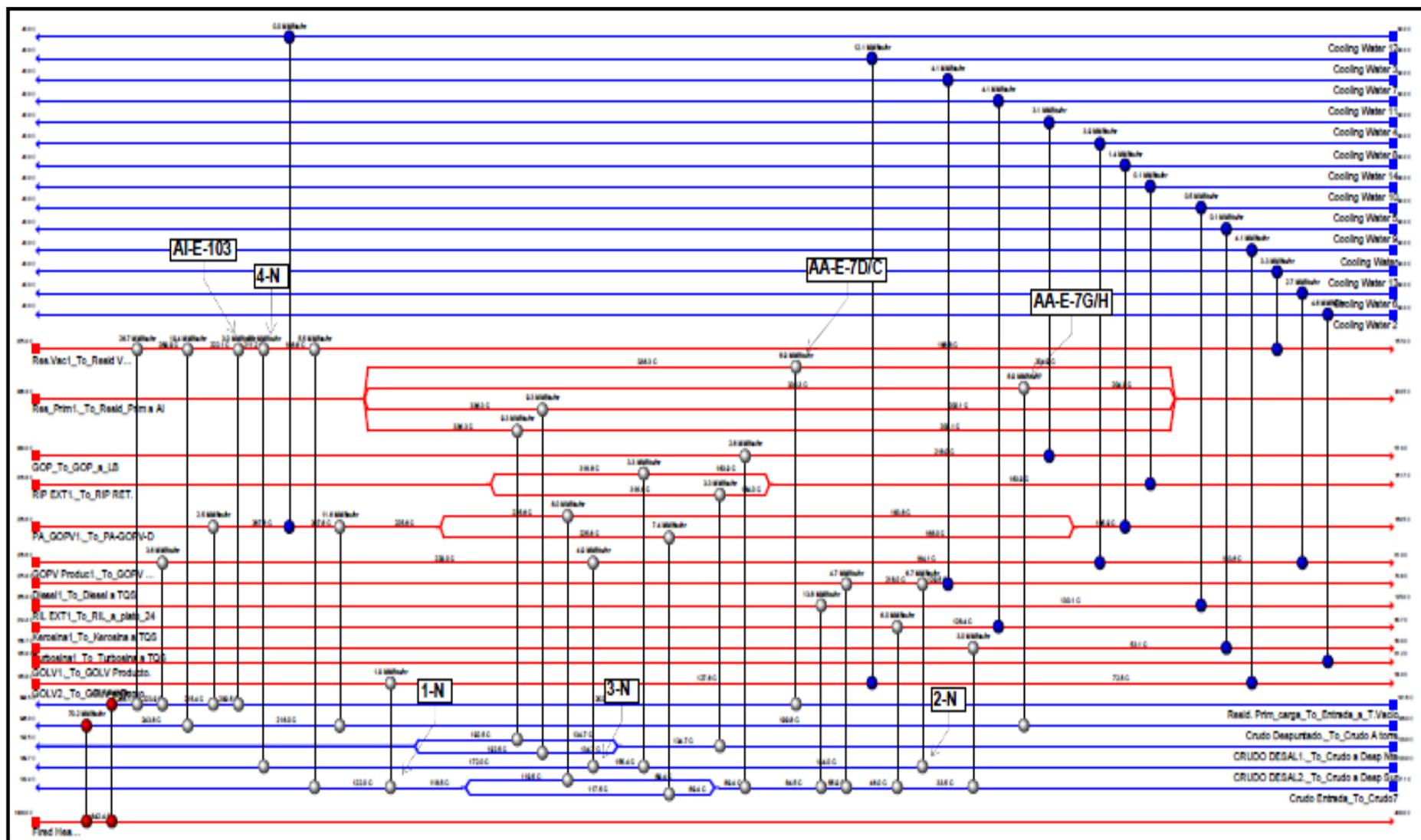


Figura 11 Red de Intercambio de Calor Propuesta 2

5.7. Propuesta No. 3

En esta propuesta se propone adicionar tres nuevos equipos de intercambio de calor y un aumento de área en un equipos, con este arreglo se aumenta la temperatura de entrada al horno de la Torre de Vacío de 258.5°C a 294.7°C; así también se incrementa la temperatura de entrada al horno de la Torre Atmosférica de 230.5°C a 240.5°C.

Los consumos de servicios alcanzados con esta propuesta se indican en la Tabla 13, observándose una reducción en consumo de servicios de calentamiento del caso base de 138.7 a 115.8 MMBTU/hr y el de enfriamiento de 64.98 a 42.06 MMBtu/hr.

Tabla 13 Consumo servicio de calentamiento y enfriamiento Propuesta 3

Network Performance	
	HEN
Heating [MMBtu/hr]	115.8
Cooling [MMBtu/hr]	42.06

Los tres equipos nuevos propuestos se muestran en los siguientes esquemas (Figura 12, Figura 13 y Figura 14). En el anexo A se presentan las hojas de datos calculadas para estos equipos mediante el Aspen Exchanger Designer and Rating.

Para el intercambiador de calor 1N_Prop3 el área calculada es de 230.30 m².

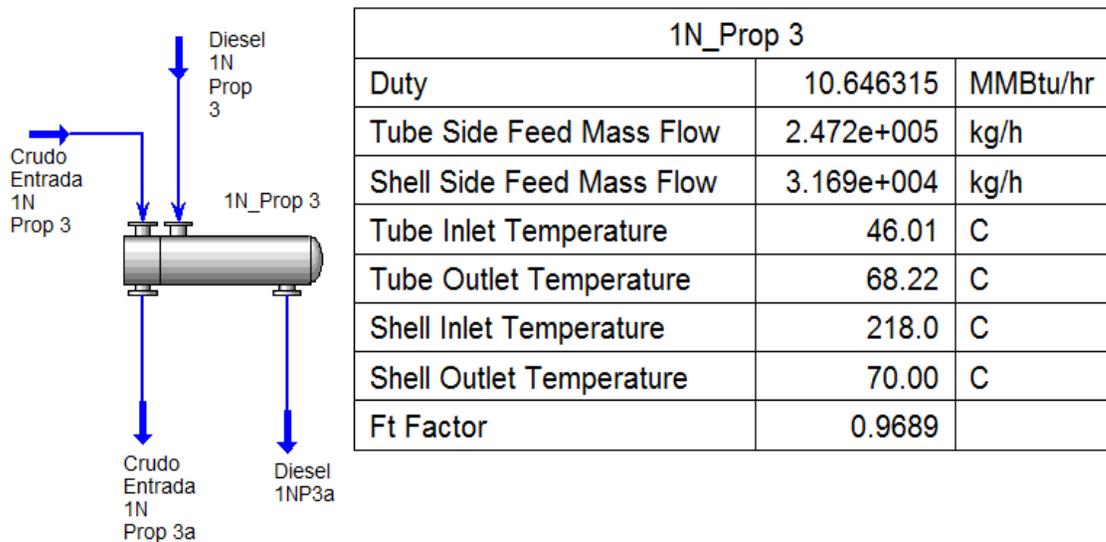


Figura 12 Equipo 1N de la Propuesta 3

El primer equipo 1-N se ubicaría en la corriente fría de “Crudo Entrada a las Desaladoras” y estaría localizado entre la salida del Intercambiador AA-E-1A1B y el Intercambiador AA-E-2A y en la corriente caliente “Diesel1 a Diesel a TQS” antes del enfriador AA-E-9.

Para el intercambiador de calor 2N_Prop3 el área calculada es de 204.40 m².

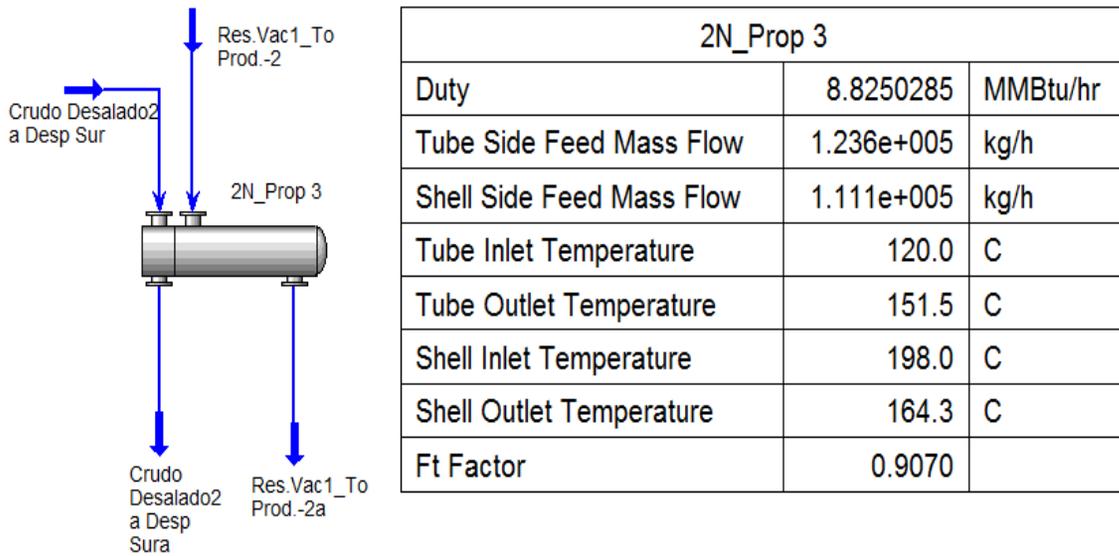


Figura 13 Equipo 2N de la Propuesta 3

El segundo equipo 2-N se ubicaría en la corriente fría de “Crudo *Desal2 a Crudo a Desp.Sur*” y estaría localizado en la entrada de la corriente y antes del Intercambiador AA-E-6A y en la corriente caliente “Res.Vac1 a Resid Vacio Prod.” entre el equipo AI-E-104 y el enfriador AI-E-4CI/II.

Para el intercambiador de calor 3N_Prop3 el área calculada es de 164.70 m².

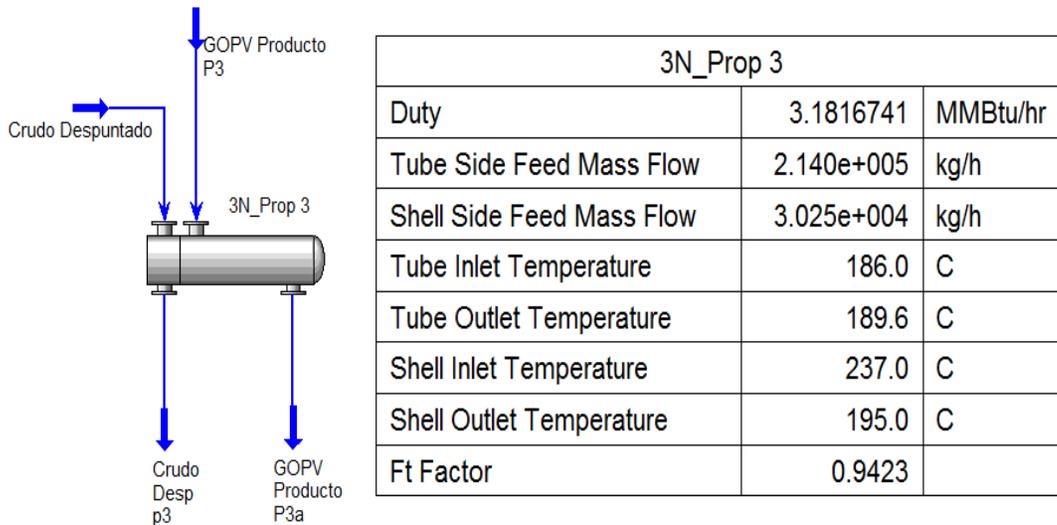


Figura 14 Equipo 3N de la Propuesta 3

El tercer equipo 3-N se ubicaría en la corriente fría de “Crudo *Despuntado a Crudo a Torre Atm*” y estaría localizado en la entrada de la corriente y antes del Intercambiador AI-E-104 y en la corriente caliente “GOPV *Product1 a GPOV Producto.*” entre el equipo AI-E-2A/B y el enfriador AI-E-4B.

Para esta propuesta No. 2 es necesario realizar algunos cambios de servicio en los siguientes intercambiadores, tal como se muestra en la Tabla 14.

Tabla 14 Cambio de servicio de intercambiadores propuesta 3

Intercambiador	Área Diseño m2(Data Sheet)	Actual	Propuesta 3	Area Requerida Prop. 3(m2)
		Cold Stream/Hot Stream	Cold Stream/Hot Stream	
AI-E103	105.85	Crudo Entrada/Residuo de Vacio	Residuo Prim. Carga/Residuo de Vacio	103.90
AA-E-7G/H	264.63	Crudo Desalado/Residuo Primario	Residuo Prim. Carga/Residuo Primario	261.30
AA-E-5	132.32	Crudo Entrada/PA GOPV	Residuo Primario Carga/PA GOPV	111.00
AI-E-104	261.60	Crudo Entrada/Residuo de Vacio	Crudo Despuntado/Residuo de Vacio	250.00

En la Tabla 15 se presenta el área calculada para todos los intercambiadores de la propuesta No. 3 y se indica el área de diseño y la calculada para las nuevas condiciones.

Tabla 15 Evaluación de Área de Intercambiadores propuesta 3

Intercambiador	Área Diseño (m2) Data Sheet	Área calculada (m ²) Aspen Exch. Designer
AAE1	132.32	75.80
AAE4	132.32	45.90
AI-E103	105.85	103.90
AI-E-102AB	1007.90	995.20
AA-E-7G/H	264.63	261.30
AA-E-5	132.32	111.00
AA-E-7D/C	351.81	129.70
AAE3A	264.63	219.20
AI-E-1-A/D	672.48	486.00
AAE2A	264.63	79.40
AA_E_6A	132.32	124.60
AI-E3-A-D	734.75	505.60
AA-E-5A	132.32	224.10
AI-E-2A/B	217.93	199.20
AI-E-104	261.60	250.00
AA-E-7B/A	351.81	163.70
AA-E-7F/E	264.63	163.70
AA_E6	132.32	23.00
AAE1A1B	264.63	143.20
AI-E101A/B	733.55	362.20
1-N		230.30
2-N		204.40
3-N		164.70

Pudiendo observar que los intercambiadores de calor existentes en la red requieren de un incremento de área solo en el intercambiador AA-E-5A, siendo necesario adicionar 1 coraza de 132.32 m2, así como considerar el área de los nuevos

intercambiadores que es de 599.4 m²; por lo que el área de la red se incrementa de 6,554.75 a 7,286.15 m²

5.7.1. Consumo de Servicios

Con respecto al consumo de agua de enfriamiento, se considera una temperatura de diseño de entrada de 30°C y de 40°C a la salida, una capacidad calorífica de 1 cal/g °C y no se consideraron perdidas de calor en los enfriadores.

Para esta propuesta 3; como se indicó en la Tabla 5.13, se redujo el consumo de agua de enfriamiento de 64.98 a 42.06 MMBtu/hr, para expresar esta reducción como flujo de agua de enfriamiento en GPM y en base a que no se cuenta con medidores de flujo para esta variable, se consideró lo siguiente:

$$Q = m * Cp * \Delta T \qquad m = \frac{Q}{Cp * \Delta T}$$

Caso Actual

Q= 64,975,771.36 Btu/hr	Tent= 30.0 °C
16,373,621,244.98 cal/hr	Tsal= 40.0 °C
	Cp= 1.00 cal/g °C
	Densidad= 1.00 g/cm ³

Propuesta 3

Q= 42,055,656.79 Btu/hr	Tent= 30.0 °C
10,597,848,721.85 cal/hr	Tsal= 40.0 °C
	Cp= 1.00 cal/g °C
	Densidad= 1.00 g/cm ³

Servicio	Caso Actual	Propuesta 3	Reducción
Agua de Enfriamiento (GPM)	7,209.11	4,666.11	2,543.00

Con respecto al gas combustible, la reducción fue de 138.7 a 115.8 MMBTU/hr; sin embargo con el propósito de expresar estas variables en consumo en m³/hr se consideraron las siguientes expresiones:

Caso Actual

Q= 138,695,233.78 Btu/hr	Poder Calorifico= 11,023.00 cal/g
34,950,615,881.98 cal/hr	Densidad Gas= 0.60 kg/m ³

Propuesta 3

Q= 115,775,119.21 Btu/hr	Poder Calorifico= 11,023.00 cal/g
29,174,843,358.86 cal/hr	Densidad Gas= 0.60 kg/m ³

Servicio	Caso Actual	Propuesta 3	Reducción
Gas Combustible (m ³ /hr)	5,284.50	4,411.21	873.29

En la Figura 15, se presenta el arreglo de la red de intercambio de calor de la propuesta No. 3.

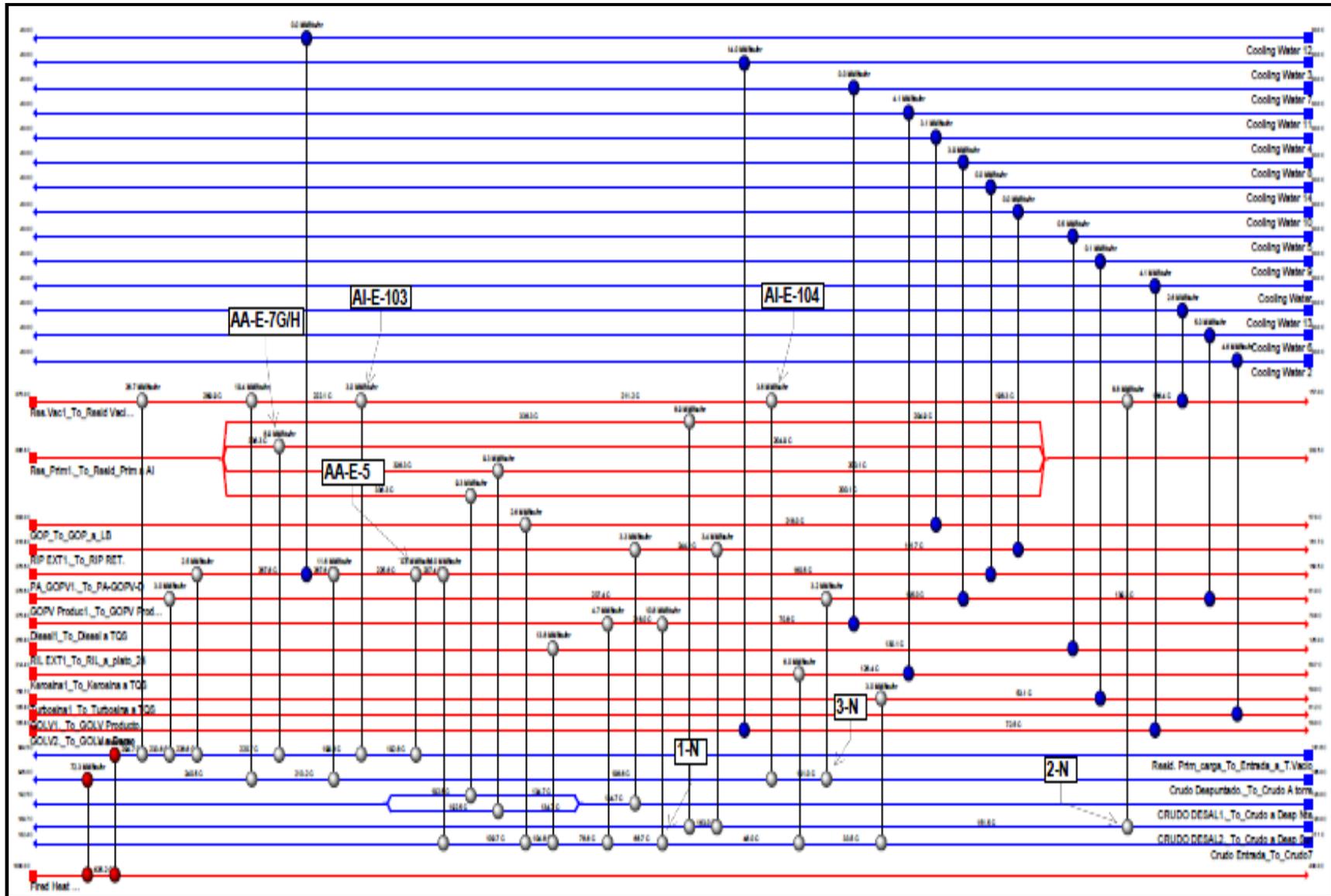


Figura 15 Red de Intercambio de Calor Propuesta 3

Tercera Parte:

Resultados

Capitulo 6

Resultados Obtenidos

Capítulo 6

6. Resultados Obtenidos

6.1. Análisis de los Resultados

En la siguiente Figura 1 se ubica el caso de la red actual y de las tres propuestas analizadas, en esta gráfica se puede observar en que región se localiza cada propuesta y nos auxilia para distinguir la factibilidad económica de cada una de ellas; así también nos da una orientación de la conveniencia de incrementar área a fin de reducir los consumos de energía y tal como se indicó en la sección de integración térmica del capítulo 2, recomienda en que zona deberían ubicarse nuestras propuestas; siendo esta zona aquella que se localiza entre la “curva de área y requerimientos mínimos” y la “curva de α constante”.

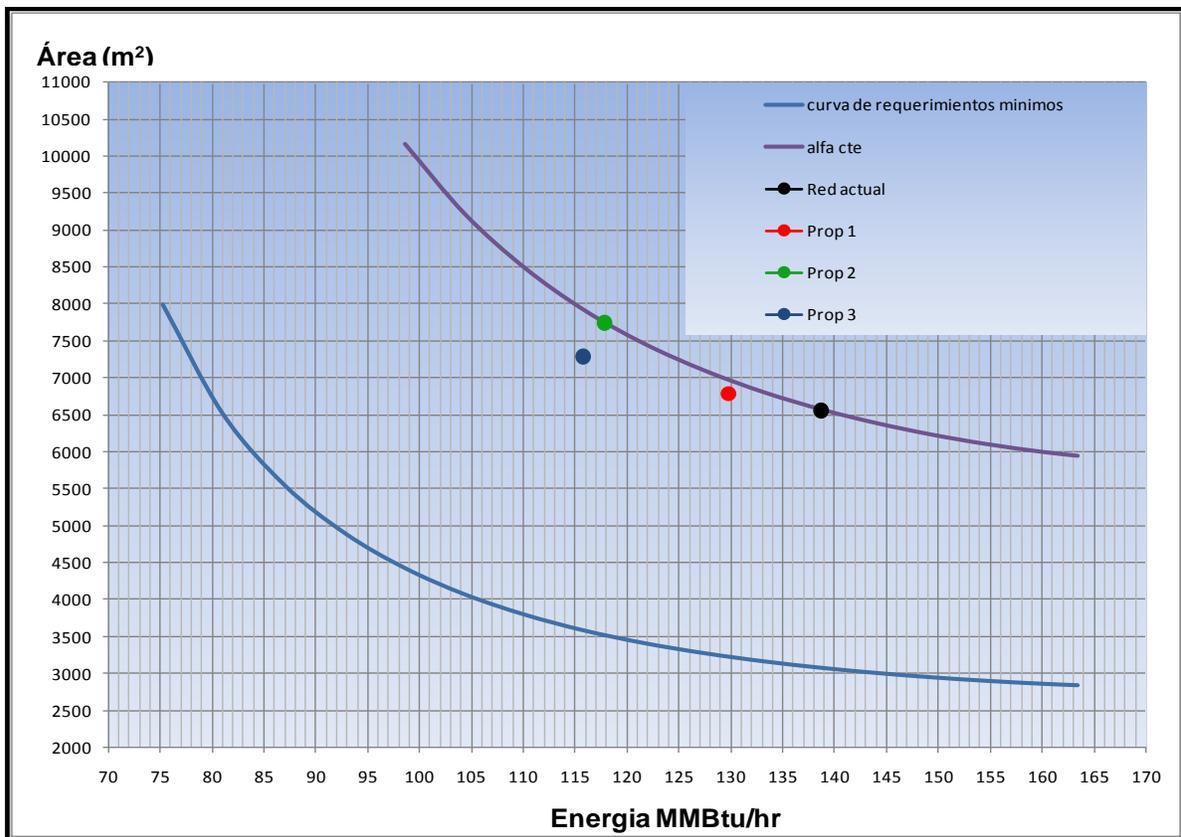


Figura 1 Grafica de Área contra Energía requerida para cada red de calor

Aun cuando la gráfica anterior, da la orientación hacia donde debemos ubicar nuestras propuestas, es necesario realizar el análisis económico de cada una de ellas, es por ello que para efectuar el análisis de los resultados obtenidos, se realizó el comparativo de las propuestas en función del ahorro de energía y de los consumos de gas combustible y agua de enfriamiento, posteriormente se realizará el análisis de costos por la inversión de adiciones y/o modificaciones de equipos existentes.

En la Tabla 1 se presentan los resultados del caso actual y de las propuestas analizadas.

Tabla 1 Comparativo de resultados caso actual vs propuestas

Red de Intercambio de Calor	Servicios de Calentamiento (MMBtu/hr)	Servicios de Enfriamiento (MMBtu/hr)	Consumo de Gas Combustible (m ³ /hr)	Consumo de Agua de Enfriamiento (GPM)
Red Actual	138.70	64.98	5,284.50	7,209.11
Red Propuesta No.1	129.75	56.04	4,943.84	6,217.13
Red Propuesta No.2	117.81	44.10	4,488.90	4,892.74
Red Propuesta No.3	115.78	42.06	4,411.21	4,666.11

Considerando los resultados obtenidos en la tabla anterior, podemos observar que la reducción por el servicio de calentamiento se presenta en cada propuesta; sin embargo podríamos suponer que las Propuestas No. 2 y 3 serian las más convenientes por obtener el mayor ahorro de energía por el concepto de consumo de gas combustible; sin embargo, para asegurar lo anterior; debemos calcular los costos de operación y de inversión, evaluando el impacto que estos tienen para la selección de la propuesta más económica.

Para el caso de los servicios de enfriamiento, se presenta un análisis en la reducción del consumo de agua de enfriamiento, el cual también es considerado desde el punto de vista económico; sin embargo este tiene un valor adicional por el rubro del impacto ambiental.

6.2. Análisis de Costos de Operación.

Continuando con el análisis de las propuestas, en la Tabla 2 se presentan los costos correspondientes al mes de noviembre/09, de acuerdo a los precios interorganismos de Pemex y calculados para la Refinería de Salamanca.

Tabla 2 Costos de Servicios.

Costo de Gas Combustible	USD\$/MMBtu	4.7846
Costo de Agua de Enfriamiento	USD\$/m³	0.1628

En la Tabla 3 se realizan los cálculos para estimar los costos anuales de operación por el servicio de calentamiento del caso de la red actual y de cada una de las propuestas, para el caso de la red actual el servicio de calentamiento es de 138.7 MMBtu/hr, por lo tanto de manera anual corresponde a 1,214,970.25 MMBtu/año y tomando como base el costo de referencia para el mes de noviembre/09 que es de 4.7846 USD\$/MMBtu , resulta que el costo por este servicio de calentamiento anual es de USD\$5,813,146.65. De igual forma se estiman los costos de cada una de las propuestas y mediante las diferencias de los costos de las propuestas y el caso actual se obtienen los ahorros por el concepto de operación del servicio de calentamiento.

Tabla 3 Costos y ahorros anuales por servicio de calentamiento caso actual y propuestas.

Red de Intercambio de Calor	Servicios de Calentamiento (MMBtu/año)	Costo de Gas Combustible (USD\$/año)	Ahorro Anual (USD\$)
Red Actual	1,214,970.25	5,813,146.65	
Red Propuesta No.1	1,136,649.59	5,438,413.63	374,733.01
Red Propuesta No.2	1,032,052.28	4,937,957.35	875,189.30
Red Propuesta No.3	1,014,190.04	4,852,493.69	960,652.96

Con respecto a la reducción en el consumo de agua de enfriamiento, mediante la Tabla 4 se reportan los ahorros económicos que representan la reducción en por el servicio de enfriamiento haciendo el comparativo del caso actual y de cada una de las propuestas.

Tabla 4 Costos y ahorros anuales por consumo agua de enfriamiento.

Red de Intercambio de Calor	Consumo de Agua de Enfriamiento (GPM)	Consumo de Agua de Enfriamiento (Gal/Año)	Costo de Agua de Enfriamiento (USD\$/Año)	Ahorro Anual (USD\$)
Red Actual	7,209.11	3,789,108,736.36	2,273,465.24	
Red Propuesta No.1	6,217.13	3,267,724,569.53	1,960,634.74	312,830.50
Red Propuesta No.2	4,892.74	2,571,626,257.13	1,542,975.75	730,489.49
Red Propuesta No.3	4,666.11	2,452,505,806.61	1,471,503.48	801,961.76

Una vez obtenidos los costos de operación del caso de la red actual y de cada una de sus propuestas por los conceptos de servicio de calentamiento y por el consumo de agua de enfriamiento, fue posible calcular los ahorros que representan cada una de las propuestas, una vez que fueron comparadas con el caso de la red actual de intercambio de calor, en la Tabla 5 se presentan los resultados obtenidos.

Tabla 5 Ahorro anual de cada propuesta.

Propuesta	Ahorro Anual (USD\$)
Red Propuesta No.1	687,563.51
Red Propuesta No.2	1,605,678.79
Red Propuesta No.3	1,762,614.72

6.3. Análisis de Costos de Inversión.

Para el cálculo de los costos de inversión y considerando que cada una de las propuestas propone la instalación de nuevos intercambiadores y en algunos casos el incremento de área de algunos equipos existentes, se toma como base la cantidad de área que necesitaría cada una de las propuestas para estimar los costos por este concepto. En la Tabla 6 se presentan los resultados del área requerida de cada propuesta; es conveniente indicar que se establece como área inicial la de diseño y a cada propuesta se le adiciona el área calculada de los nuevos intercambiadores; así como el área adicional requerida de cada intercambiador en caso de que resulte ser mayor a la de diseño. Para obtener las nuevas áreas se utilizó el simulador Aspen Exchanger Design and Rating, cuyos resultados obtenidos fueron validados mediante el cálculo y dimensionamiento de los intercambiadores existentes.

Tabla 6 Áreas calculadas para cada Propuesta.

Intercambiador	Área Existente m2	Área calculada (m2) Caso Base	Área calculada Prop 1 (m2)	Área calculada Prop 2 (m2)	Área calculada Prop 3 (m2)
AAE1	132.32	75.80	75.80	75.80	75.80
AAE4	132.32	45.90	45.90	45.90	45.90
AI-E103	105.85	42.20	73.50	283.40	103.90
AI-E-102AB	1007.90	853.30	853.30	939.40	995.20
AA-E-7G/H	264.63	163.70	209.70	198.20	261.30
AA-E-5	132.32	88.50	88.50	88.50	111.00
AA-E-7D/C	351.81	163.70	163.70	206.80	129.70
AAE3A	264.63	160.20	160.20	160.20	219.20
AI-E-1-A/D	672.48	453.20	476.80	474.00	486.00
AAE2A	264.63	70.20	70.20	70.20	79.40
AA_E_6A	132.32	64.20	117.80	72.90	124.60
AI-E3-A-D	734.75	314.60	419.40	441.40	505.60
AA-E-5A	132.32	88.50	88.50	88.50	224.10
AI-E-2A/B	217.93	100.40	117.20	155.00	199.20
AI-E-104	261.60	55.30	104.30	68.70	250.00
AA-E-7B/A	351.81	163.70	163.70	163.70	163.70
AA-E-7F/E	264.63	163.70	163.70	163.70	163.70
AA_E6	132.32	64.20	64.20	64.20	23.00
AAE1A1B	264.63	143.20	143.20	143.20	143.20
AI-E101A/B	733.55	330.80	330.80	335.10	362.20
1-N			226.30	169.50	230.30
2-N				271.90	204.40
3-N				199.20	164.70
4-N				334.80	

Para estimar con mayor certidumbre los costos de inversión, se considera adicionalmente el costo aproximado de la tubería para cada una de las propuestas.

La metodología utilizada para el cálculo del costo de los nuevos intercambiadores se conoce como “Método de Guthrie”^[11], el cual se basa con información del área requerida de cada uno de los equipos; así como el tipo de intercambiador y la presión de su operación. Se tomo base que el material de los nuevos equipos es acero al carbón.

Esta técnica se usa para estimar el costo de una unidad. La metodología puede resumirse de la siguiente manera^[12]:

1. Para obtener el **costo base (Cb)** de la unidad se utiliza el área calculada por el simulador en ft² y mediante la grafica de la Figura 2 se traza una línea que haga intersección con la recta del grafico.

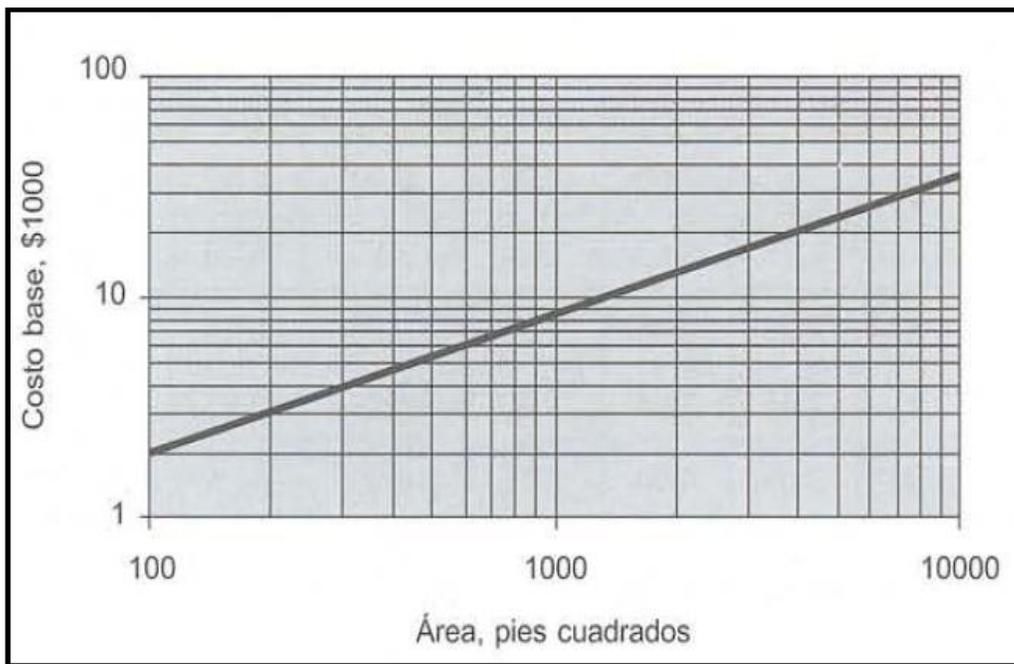


Figura 2 Grafica para obtener costo base de Intercambiadores de Calor.

2. Ajustar el costo base por efecto del Tipo de Diseño (F_d), Presión de Diseño (F_p) y Material de Construcción (F_m). Se obtiene el Costo Ajustado (C_{fob}) según tablas de factores de ajuste (Tabla 7)

$$C_{fob} = C_b * (F_d + F_p) * F_m$$

Tipo de diseño	F_d
Reboiler, Kettle	1.35
Cabezal flotante	1.00
Tubo U	0.85
Hoja de tubos fijos	0.80

Presión de diseño (psi)	F_p
Inferior a 150	0.00
300	0.10
400	0.25
800	0.52
1000	0.55

Tabla 7 Factores de ajuste para intercambiadores de calor.

Material de la coraza / tubo, Fm								
Área, ft ²	AC/ AC	AC/ Latón	AC/ Mo	AC/ Al	Al/ Al	AC/ Monel	Monel/ Monel	AC/ Ti
Inf. a 100	1.00	1.05	1.60	1.54	2.50	2.00	3.20	4.10
100 a 500	1.00	1.10	1.75	1.78	3.10	2.30	3.50	5.20
500 a 1000	1.00	1.15	1.82	2.25	3.26	2.50	3.65	6.15
1000 a 5000	1.00	1.30	2.15	2.81	3.75	3.10	4.25	8.95
5000 a 10000	1.00	1.52	2.50	3.52	4.50	3.75	4.95	11.1

3. Se obtiene el **Costo del módulo (Cmd)** mediante la siguiente expresión:

$$Cmd = Cb * Factor$$

El factor del modulo de Intercambiadores de calor según el método Guthrie es: 3.39

4. Al costo del módulo (Cmd) se le suma la diferencia entre la unidad deseada y la base y se obtiene el Costo de Módulo Ajustado:

$$Cnda = Cmd + (Cfob - Cb)$$

5. Ajustar el costo hacia el año deseado usando índice de costos como los del Chemical Engineering
 Para 1968: 113.7
 Para 2008: 575.4.
6. La metodología recomienda añadir un 15% de contingencias.

Utilizando la metodología anterior se obtuvieron los costos de los intercambiadores nuevos de cada propuesta, cabe señalar que el incremento de área requerido en los equipos existentes, también se le aplicó la misma metodología para obtener el costo de las corazas necesarias para el aumento de área. En las tablas siguientes se presentan los cálculos efectuados:

6.4. Propuesta No. 1

Costo del Intercambiador de Calor: **USD\$ 324,977.01**

Área nueva: **226.30 m²**

Equipo	1-N
Area nueva m ²	226.30
Area nueva ft ²	2,435.87
Costo Base	16,000
Factores de Ajuste	
Fd (cabezal flotante)	1
Fp (presion de diseño:300)	0.1
Fm (acero al carbon)	1

Tabla 8 Calculo de costo de Intercambiadores de Propuesta 1.

Costo Ajustado (fob)	17,600.00	$C_{fob}=C_b*(F_d+F_p)*F_m$
Factor del Modulo	3.39	
Costo del Modulo	54,240.00	$C_{md}=C_b*Factor$
Costo del Modulo Ajustado	55,840.00	$C_{mda}=C_{md}+(C_{fob}-C_b)$
Indices de Costos: 1968	113.70	
Indices de Costos: 2008	575.40	
Costo con indice de costos	282,588.71	$C_i=C_{mda}*(575.4/113.70)$
Costo +15% contingencias	324,977.01	$C=C_i+15%$

6.5. Propuesta No. 2

Costo de los Intercambiadores de Calor: **USD\$ 1,563,951.88**

Área nueva: **1,187.11 m²**

Tabla 9 Calculo de costo de Intercambiadores de Propuesta 2.

Equipo	1-N	2-N	3-N	4-N	AI-E103
Area nueva m ²	169.50	271.90	199.20	334.80	211.71
Area nueva ft ²	1,824.48	2,926.71	2,144.17	3,603.76	2,278.80
Costo Base	12,000	18,000	14,000	18,000	15,000
Factores de Ajuste					
Fd (cabezal flotante)	1	1	1	1	1
Fp (presion de diseño:300 psia)	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1
Fm (acero al carbon)	1	1	1	1	1
Costo Ajustado (fob)	13,200.00	19,800.00	15,400.00	19,800.00	16,500.00
Factor del Modulo	3.39	3.39	3.39	3.39	3.39
Costo del Modulo	40,680.00	61,020.00	47,460.00	61,020.00	50,850.00
Costo del Modulo Ajustado	41,880.00	62,820.00	48,860.00	62,820.00	52,350.00
Indices de Costos: 1968	113.70	113.70	113.70	113.70	113.70
Indices de Costos: 2008	575.40	575.40	575.40	575.40	575.40
Costo con indice de costos	211,941.53	317,912.30	247,265.12	317,912.30	264,926.91
Costo +15% contingencias	243,732.76	365,599.14	284,354.89	365,599.14	304,665.95

6.6. Propuesta No. 3
Costo de los Intercambiadores de Calor: USD\$ 1,035,864.23
Área nueva: 731.72 m²

Tabla 10 Calculo de costo de Intercambiadores de Propuesta 3.

Equipo	1-N	2-N	3-N	AA-E-5A
Area nueva m ²	230.30	204.40	164.70	132.32
Area nueva ft ²	2,478.93	2,200.14	1,772.82	1,424.25
Costo Base	16,000	14,500	11,000	9,500
<u>Factores de Ajuste</u>				
Fd (cabezal flotante)	1	1	1	1
Fp (presion de diseño:300 psia)	0.1	0.1	0.1	0.1
Fm (acero al carbon)	1	1	1	1
Costo Ajustado (fob)	17,600.00	15,950.00	12,100.00	10,450.00
Factor del Modulo	3.39	3.39	3.39	3.39
Costo del Modulo	54,240.00	49,155.00	37,290.00	32,205.00
Costo del Modulo Ajustado	55,840.00	50,605.00	38,390.00	33,155.00
Indices de Costos: 1968	113.70	113.70	113.70	113.70
Indices de Costos: 2008	575.40	575.40	575.40	575.40
Costo con indice de costos	282,588.71	256,096.02	194,279.74	167,787.04
Costo +15% contingencias	324,977.01	294,510.42	223,421.70	192,955.10

Con respecto al cálculo del costo de las tuberías, en forma estricta debemos contar con los isométricos de las líneas de los equipos, especificaciones, costo de materiales, costos de instalación, sistemas auxiliares, soporte para los tubos, pintura, etc. Sin embargo, para fines de este estudio se consideró un arreglo general para todos los intercambiadores. Este arreglo es muy común en las plantas de proceso, ya que están colocados de forma horizontal y están localizados perpendicularmente a las líneas de tuberías principales o racks.

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 obtener el costo para diferentes diámetros de tubería. A continuación se muestra la correlación utilizada para este cálculo: (Esta correlación es válida para un rango de ½" a 24") Tabla 11.

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

- 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.

Tabla 11 Coeficientes para la ecuación de costo de tuberías.

Stream Service	Piping Material	Pressure Rating	Coeficient		
			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
Cooling water	C.S	150	2900	3400	0.16

El diámetro calculado para cada intercambiador propuesto fue en base a las hojas de datos de los intercambiadores existentes que tuvieran el área similar a los propuestos. Se consideraron presiones de 300 psia y el material fue de acero al carbón. Los costos de la tubería se presentan en la Tabla 12, Tabla 13 y Tabla 14.

Tabla 12 Coeficientes para la ecuación de costo de tuberías propuesta 1.

	D(in)	A	B	C	Costo (\$)
1-N	12	3500	5500	0.185	92,641.07
					92,641.07

Tabla 13 Coeficientes para la ecuación de costo de tuberías propuesta 2.

	D(in)	A	B	C	Costo (\$)
1-N	10	3500	5500	0.185	69,979.44
2-N	12	3500	5500	0.185	92,641.07
3-N	8	3500	5500	0.185	52,161.44
4-N	12	3500	5500	0.185	92,641.07
					307,423.02

Tabla 14 Coeficientes para la ecuación de costo de tuberías propuesta 3.

	D(in)	A	B	C	Costo (\$)
1-N	12	3500	5500	0.185	92,641.07
2-N	10	3500	5500	0.185	69,979.44
3-N	8	3500	5500	0.185	52,161.44
					162,620.51

El costo total de la inversión requerida que considera el costo de los intercambiadores (incluyendo los que requirieron un aumento de área) y el de la tubería para cada una de las propuestas se presenta en la Tabla 15.

Tabla 15 Costos de Inversión de cada Propuesta.

Red de Intercambio	Costo de Intercambiadores USD\$	Costo de Tubería USD\$	Costo de Inversión USD\$
Propuesta No. 1	324,977.01	92,641.07	417,618.08
Propuesta No. 2	1,563,951.88	307,423.02	1,871,374.90
Propuesta No. 3	1,035,864.23	162,620.51	1,198,484.74

6.7. Retorno de la Inversión

Dado que ya se calcularon los ahorros de energía de cada propuesta y se obtuvieron los montos económicos de las mismas, y después de haber estimado los costos de la inversión que se requiere para cada propuesta considerando la adquisición de nuevos intercambiadores de calor y el aumento de área de algunos equipos; así como ya se estimaron los costos de la tubería que se necesita para la ubicación de los nuevos equipos, es posible calcular el tiempo de recuperación de la inversión para cada una de las propuestas, utilizando la siguiente ecuación para determinar el periodo de recuperación:

$$\text{Periodo de Recuperación de la Inversión} = \frac{\text{Inversión de la Propuesta (USD\$)}}{\text{Ahorro de Energía} \left(\frac{\text{USD\$}}{\text{Año}} \right)}$$

En la Tabla 16 se presentan los periodos de recuperación de las inversiones de cada una de las propuestas, observándose que las tres propuestas analizadas están dentro del periodo de 2 años de recuperación; sin embargo la inversión requerida para la propuesta No. 2 es la de mayor impacto económico, aún cuando el ahorro de energía es mayor que la propuesta No. 1; con respecto a la propuesta No. 1 es la de menor ahorro energético y su recuperación de inversión es la de menor plazo. Desde el punto de vista económico la Propuesta No. 3 es la más factible, ya que es la que presenta mayor ahorro de energía, un costo de inversión medio y el retorno de su inversión es de menor plazo que la propuesta 2. Sin embargo, es importante manifestar que aun cuando hayan sido analizadas mediante las metodologías antes descritas es fuertemente recomendable que el personal operativo de las plantas aquí analizadas validen la factibilidad de estas redes de intercambio de calor en el sitio.

Tabla 16 Periodo de Recuperación de la Inversión.

Red de Intercambio	Ahorro Anual (USD\$)	Costo de Inversión USD\$	Periodo de Recuperación (año)	Periodo de Recuperación (meses)
Propuesta No. 1	687,563.51	417,618.08	0.61	7.3
Propuesta No. 2	1,605,678.79	1,871,374.90	1.17	14.0
Propuesta No. 3	1,762,614.72	1,198,484.74	0.68	8.2

Capitulo 7

Conclusiones

Capítulo 7

7. Conclusiones

El propósito de este estudio fue realizar la integración y mejora energética en las Plantas Atmosférica “AA” y de Vacío “AI”; para el logro de este objetivo fue necesario utilizar los simuladores de Aspen-HYSYS, Aspen Energy Analyzer y Aspen Exchanger Design and Rating.

Como primer parte de este análisis, fue necesario desarrollar una simulación en estado estacionario de la operación real de ambas Plantas Industriales, cabe comentar que las condiciones de diseño de estas plantas fueron modificadas sustancialmente, ya que originalmente estas Plantas estaban localizadas en la Ex-Refinería de Azcapotzalco y fueron trasladadas a la Ref. de Salamanca, así mismo la Torre Atmosférica AA-T1 en forma reciente se le adicionaron platos de alta eficiencia y de acuerdo con la documentación disponible la condición de carga actual de las plantas están por debajo de la carga de diseño.

Por lo tanto, para reproducir las condiciones reales de las Plantas, se utilizaron datos operativos reales suministrados por el sistema de control distribuido y recopilado por el “PI” (Información de Proceso); así también datos de Laboratorio, correspondientes al mes de noviembre del 2009.

Una vez que fueron validadas las simulaciones de las Plantas “AA” y la “AI” fueron integradas a fin de simularlas conjuntamente y a su vez generar las corrientes calientes y frías que intervienen en el tren de precalentamiento de crudo; una vez obtenidas las corrientes en cuanto composición y condiciones operativas validadas con respecto a sus condiciones reales, se generó en el sistema la red de calor actual.

La red de intercambio de calor actual permitió verificar que existe un área de oportunidad importante para desarrollar propuestas que nos lleven a un mejor consumo de energía y que a su vez representen ahorros económicos considerables y permitan un mejor aprovechamiento de los recursos disponibles que en forma directa es el uso eficiente del gas combustible y la utilización responsable del agua de enfriamiento.

Como resultado del análisis se observó que el consumo de energía actual es de 138.70 MMBtu/hr y que este podía ser reducido, una vez que las propuestas fueron analizadas bajo las metodologías descritas en capítulos anteriores, se encontró que la mejor propuesta económica fue aquella que nos llevaba a una reducción del servicio de calentamiento a 115.78 MMBtu/hr.

Como resultado final de este análisis, se reporta que la Propuesta No. 3 es la mejor condición de red de calor, la cual permite registrar ahorros económicos de hasta USD\$ 1,762,614.72 en forma anual y cuyos costos de inversión ascienden a USD\$ 1,198,484.74; lo que significa que el retorno de la inversión se estima en 8.2 meses.

Otro beneficio directo, es el referente a la reducción en el Índice de Intensidad de Energía (IIE), tomando como base los resultados reportados en forma anual en las Refinerías de Pemex Refinación; es factible considerar como referencia, que 365,000 MMBtu al año equivalen a un punto en el Índice de Intensidad de Energía (*Solomon MR*); por lo tanto bajo los resultados de este estudio podemos reportar que la integración y mejora de la red de calor en estas Plantas Industriales es posible disminuir el IIE hasta un 0.55 con solo esta integración energética. Esta relación se calculó de la siguiente manera:

Red de Intercambio de Calor	MM Btu/hr	MM Btu/año
Red de Calor Actual	138.70	1,214,970.25
Red Calor Propuesta No. 3	115.78	1,014,190.04
Reducción en Energía	22.92	200,780.20

Por lo tanto si 365,000 MMBtu/año es 1.00 en Índice de Intensidad de Energía (IIE); entonces con el consumo de energía de la red de calor propuesta, el IIE puede reducirse en un 0.55.

Otro punto relevante, es la parte ambiental, ya que se logra reducir el consumo de agua para los equipos de enfriamiento. Aunque normalmente el costo del agua de enfriamiento es bajo y en algunos casos despreciable en forma económica, no deja de ser un volumen adicional de agua que requiere ser tratado para eliminar contaminantes antes de regresarlo al ambiente, tal como lo exigen las normas de carácter ambiental, además suele ser en muchos casos operativamente complejo y estas actividades no generan beneficios económicos al proceso.

Es importante mencionar que aun cuando las herramientas y metodologías utilizadas ayuden a seleccionar la mejor propuesta económica y nos garanticen el mejor uso eficiente de la energía, debe siempre y en todo momento considerarse las condiciones operativas reales, esto con el propósito de no afectar los programas de producción y no modificar las condiciones operativas que requieren los procesos, es por ello que durante este estudio fue posible validar las corrientes que intervienen en la red de calor propuesta; sin embargo es recomendable tomar en cuenta antes, durante y después de un proyecto como éste, cualquier modificación que alteren las condiciones que se consideraron para este proceso.

Capitulo 8

Bibliografía

Capítulo 8

1. Bibliografía

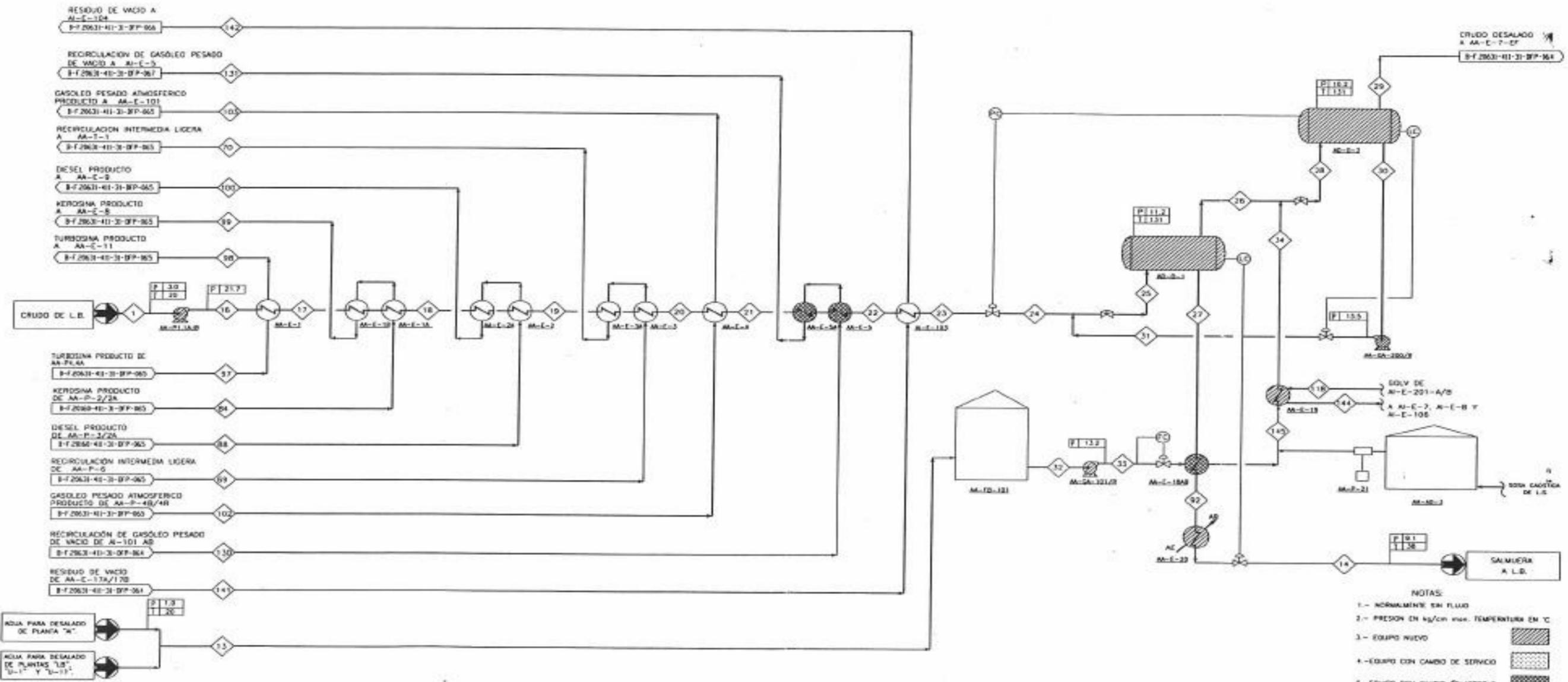
1. Refinery Comparative Performance Analylis Methodology, 2004, Solomon Associates.
2. Centro Mario Molina. 2007. Formulación de Lineamientos de Política en Materia de Eficiencia Energética en Sectores Clave de la Economía Mexicana para el Programa Especial de Cambio Climático. Instituto Nacional de Ecología. México, D.F.
3. García Calvo, Filadelfo. 1996. Principios Básicos de Refinación. Instituto Mexicano del Petróleo. México, D.F.
4. Smith, R., (2005). Chemical Process Design and Integration. (John Wiley & Sons Ltd).
5. 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.
6. Strassburguer Sayago, Delia, 1998. Simulación de la Planta Combinada No.1 de la Refinería Miguel Hidalgo, Universidad Nacional Autónoma de México, Facultad de Química, México, D.F.
7. Hernández Torres, Alma Delia. Análisis del Comportamiento de la Planta Combinada No. 2 de la Refinería Miguel Hidalgo, para el manejo del crudo (maya), Universidad Nacional Autónoma de México, Facultad de Química, México, D.F.
8. Toledo Rivera, Martin. Redes de intercambio de calor (Método heurístico). Universidad Iberoamericana. México, D.F.
9. Linnhoff, B, 1984. A User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy. University of Manchester Institute of Science and Technology. The Institution of Chemical Engineers. Rugby, England.
10. Montiel Maldonado, Celestino. Ocampo Barrera, René. 2001. Metodologías para el Diseño de Redes de Intercambio de Calor. Universidad Nacional Autónoma de México. Facultad de Química. Laboratorio de Simulación y Optimización de Procesos. México, D.F.
11. Peters, M, S., Timmerhaus, K.D, and West, R.E, 2003. Plant Design and Economics for Chemical Engineers, (McGraw Hill).
12. Jiménez Gutiérrez, Arturo, 2003. Diseño de Procesos en Ingeniería Química. (Reverte S.A).
13. 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.

14. Ernst Worrell and Christina Galitsky. 2005. Energy Efficiency Improvement and Cost Saving Opportunities for Petroleum Refineries. Berkeley National Laboratory. U.S. Environmental Protection Agency.
15. API, 1993. Environmental design considerations for petroleum refining crude processing units, Health and environmental affairs department, API publications No. 311.
16. 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.
17. 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.
18. Oil Refineries in the 21st Century, 2005. Ozren Ocic, Wiley-VCH.

A n e x o “A”

Diagramas de Flujo de Proceso

AA-E-1. INTERCAMBIADOR CRUDO/TURBOSINA 1.668 MMcol/h
 AA-E-1A/1B INTERCAMBIADOR CRUDO/KEROSENA 2.342 MMcol/h
 AA-E-2/2A INTERCAMBIADOR CRUDO/DIESEL 3.606 MMcol/h
 AA-E-3/3A INTERCAMBIADOR CRUDO/RECIRCULACION INTERMEDIA LIG. 5.763 MMcol/h
 AA-E-4 INTERCAMBIADOR CRUDO/GASOLEO PESADO ATM 1.267 MMcol/h
 AA-E-5/5A (5) INTERCAMBIADOR CRUDO/RECIRCULACION COPV 5.157 MMcol/h
 AI-E-103 INTERCAMBIADOR CRUDO/RESIDUO DE VACIO 1.180 MMcol/h
 AD-D-1 (3) DESALADORA PRIMARIA DE CRUDO (7) mm. D1. mm. T-1
 AO-D-2 (3) DESALADORA SECUNDARIA DE CRUDO (7) mm. D1. mm. T-1



PROPIEDADES	1	2	3	4	5	6
FLUJO kg/h	243.580	48.125	10.922	36.817	53.501	25.557
FLUJO kg/m ² /h	1483	428,0	180,9	240,4	181,4	149,1
OPD @ 15,5 °C	60.000	8.454	4.079	8.814	5.184	5.285
DENSIDAD @ P y T kg/cm ³	881,2	706,1	718,0	726,2	801,0	831,5
μP/h @ P y T	389,8	57,6	37,7	45,1	41,8	4,7
PRESSION kg/cm ² max.	3,0	4,5	5,1	5,2	5,9	4,2
TEMPERATURA °C	33	38	38	40	40	50

AA-P-1.1A.1B (3) BOMBA DE CARGA DE CRUDO 287,7 m³/h ΔP=18,1kg/cm²

AA-FB-101 TANQUE DE AGUA PARA DESALADO (10)

AA-GA-101/R (3) BOMBA DE AGUA DE DESALADO 15,9 m³/h ΔP=12,2kg/cm²

AA-P-21 BOMBA DE SOSA CAUSTICA (10)

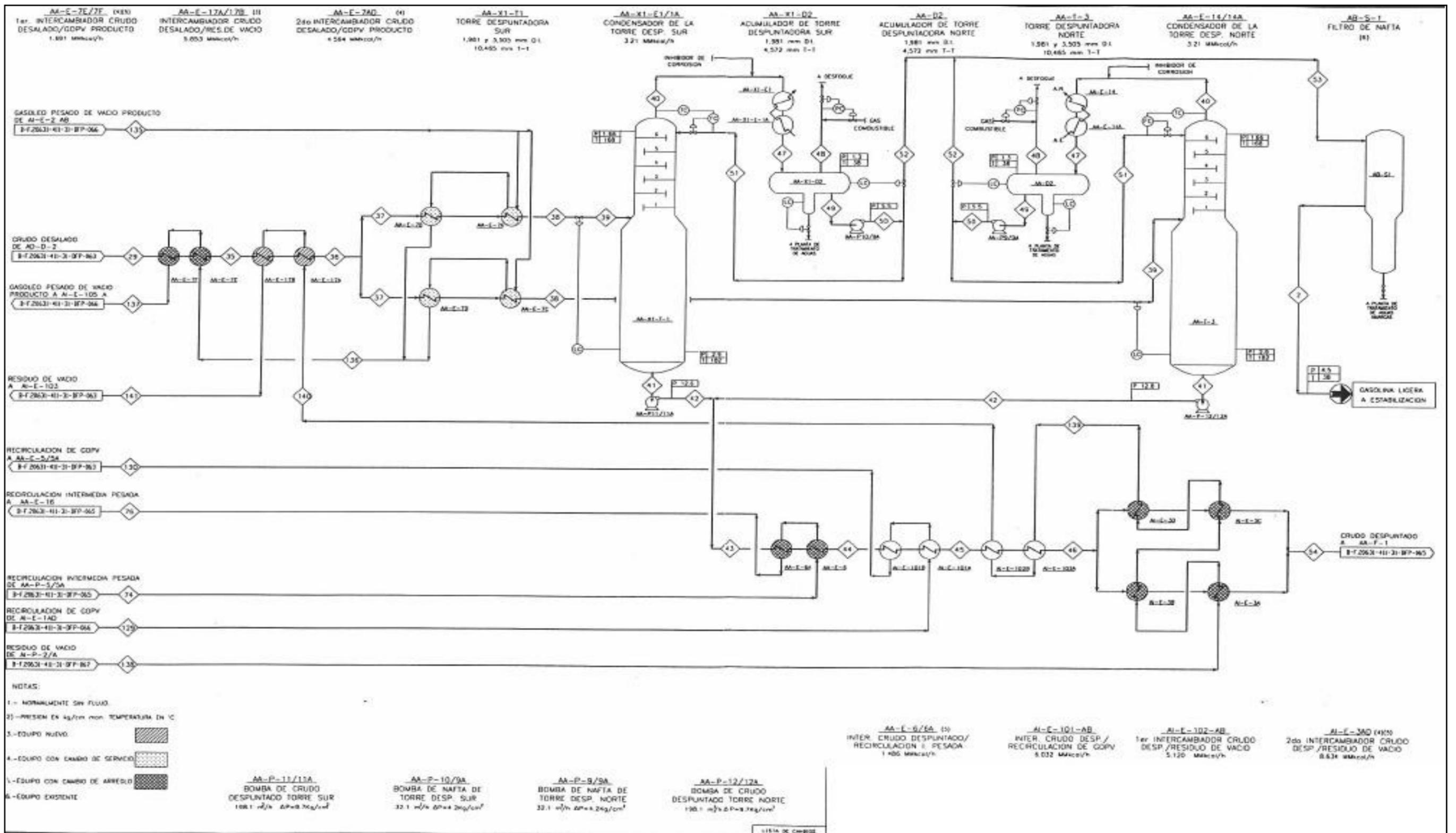
AA-AD-1 TANQUE DE SOSA CAUSTICA (16)

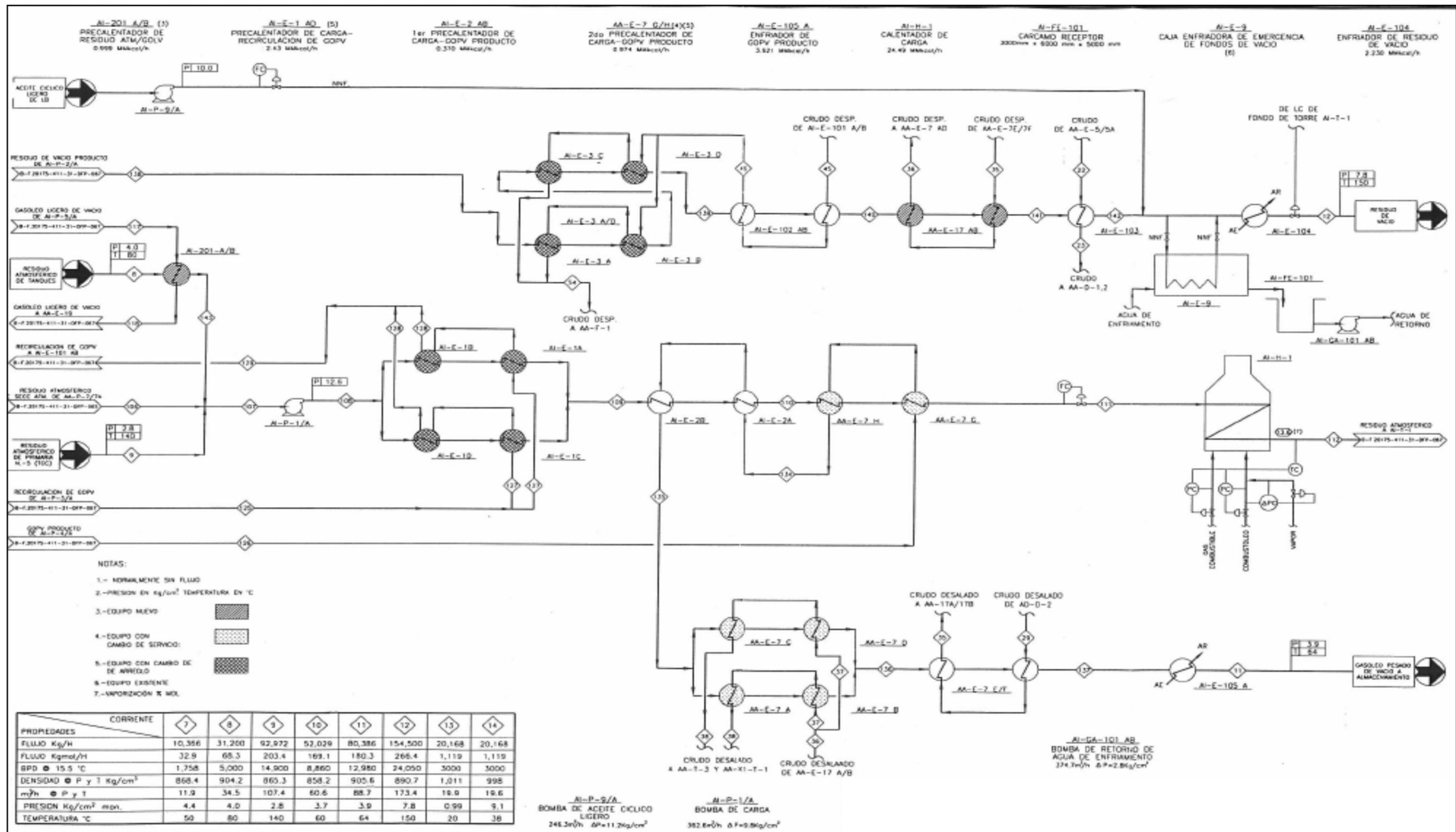
AA-E-20 (3) ENFRIADOR DE SALMUERA 0.567 MMcol/h

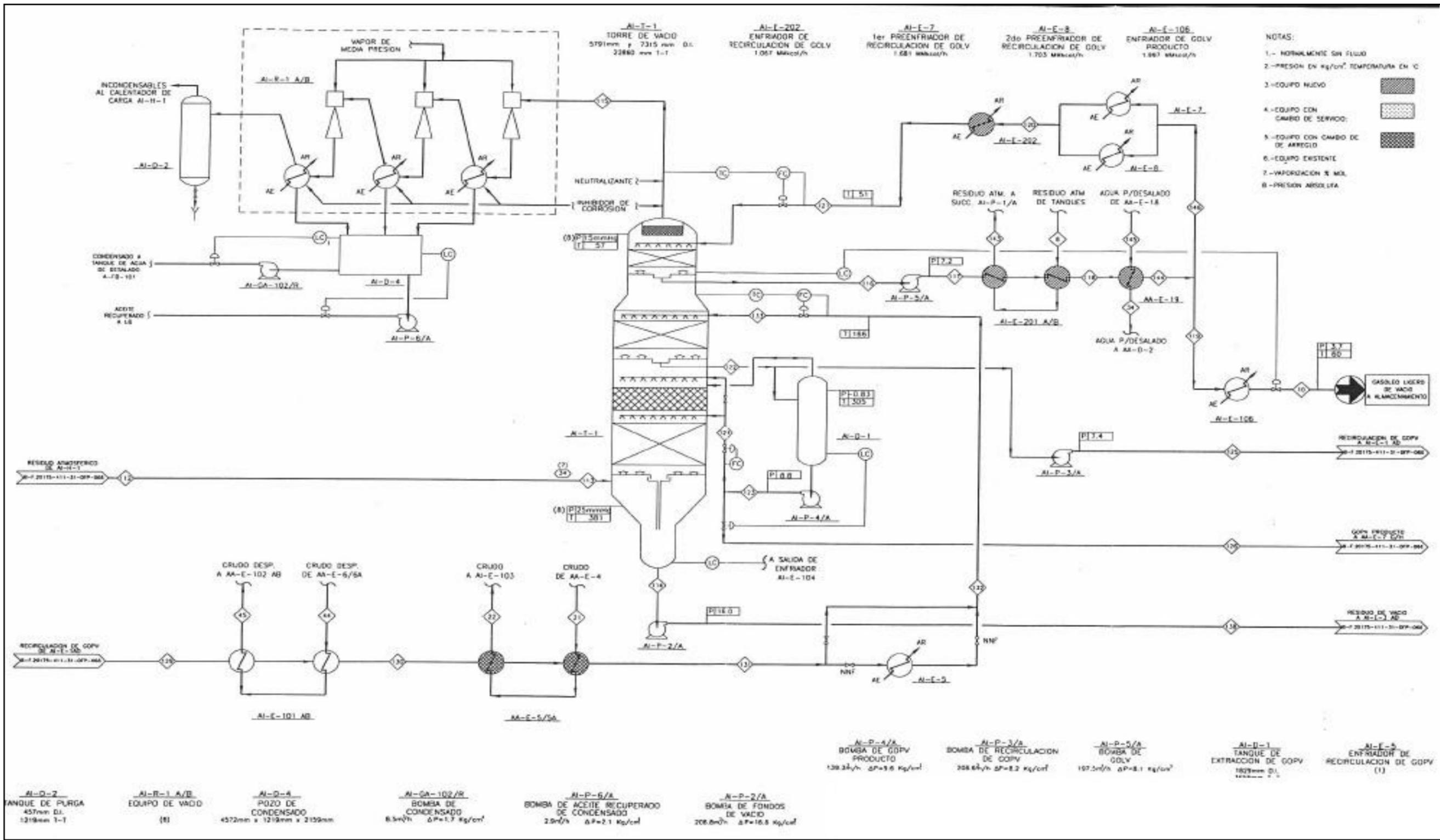
AA-GA-200/R BOMBA DE RECIRCULACION DE SALMUERA 21,9 m³/h ΔP=3,2kg/cm²

AA-E-19 (3) INTERCAMBIADOR AGUA PARA DESALADO/GOLV 1.042 MMcol/h

- NOTAS:
- 1.- NORMALMENTE EN FLUIDO
 - 2.- PRESSION EN kg/cm max. TEMPERATURA EN °C
 - 3.- EQUIPO NUEVO
 - 4.- EQUIPO CON CAMBIO DE SERVICIO
 - 5.- EQUIPO CON CAMBIO DE ARREGLO
 - 6.- EQUIPO EXISTENTE
 - 7.- VER HOJA DE ESPECIFICACION DE DESALADORAS.







A n e x o “B”

Diagrama y Resultados de la Simulación

1 2 3 4 5	 LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name: SIMULACION DE PLANTA ATMOSFERICA AA Y DE VACIO AI INTEG
		Unit Set: NewUser1
		Date/Time: Sun Jun 27 22:54:54 2010

Workbook: Case (Main)

Material Streams						Fluid Pkg	AI
11	Name	Residuo_Prim	Turboquina	Vapor a Turboquina	Vapor Diesel	Diesel	
12	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000	
13	Temperature (C)	396.7	163.5	300.0 *	315.6 *	297.7	
14	Pressure (kg/cm2_g)	1.108	0.8506	3.486 *	3.486 *	0.9079	
15	Molar Flow (bmole/hr)	453.4	187.0	83.26	0.5405	220.9	
16	Mass Flow (lb/hr)	2.311e+005	2.992e+004	1500 *	9.737 *	5.981e+004	
17	Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.695e+004	2580	102.9	0.6681	4780	
18	Heat Flow (MMBtu/hr)	-135.2	-24.13	-8.320	-5.388e-002	-38.14	
19	Name	Vapor Kerosina	Gasoleo Pesado	Gasoleo Pesado1	Vapor de Baja	Nafta Desp.	
20	Vapour Fraction	1.0000	0.0001	0.0000	1.0000	0.0000	
21	Temperature (C)	315.6 *	334.3	338.8	371.1 *	38.00	
22	Pressure (kg/cm2_g)	3.486 *	1.022	1.051	2.482 *	1.845	
23	Molar Flow (bmole/hr)	56.04	27.66	25.63	484.3	449.1	
24	Mass Flow (lb/hr)	1010 *	9274	9393	8365 *	4.225e+004	
25	Liquid Volume Flow (barrel/day)	69.26	720.0	720.0	573.9	4061	
26	Heat Flow (MMBtu/hr)	-5.586	-5.483	-5.471	-45.87	-39.37	
27	Name	Gas	Crudo Despuntado No	Crudo A toma	3	4	
28	Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.8776	1.0000	0.0000	
29	Temperature (C)	38.00	188.6	346.0 *	152.4	38.00 *	
30	Pressure (kg/cm2_g)	1.845	2.100	1.300 *	2.000	1.845 *	
31	Molar Flow (bmole/hr)	0.0000	986.8	1922	449.1	449.1	
32	Mass Flow (lb/hr)	0.0000	2.393e+005	4.719e+005	4.225e+004	4.225e+004	
33	Liquid Volume Flow (barrel/day)	0.0000	1.905e+004	3.751e+004	4061	4061	
34	Heat Flow (MMBtu/hr)	0.0000	-182.9	-251.7	-29.17	-39.37	
35	Name	Agua Despuntadora	Reflujo Despuntat	To condenser	5	Gas Amargo	
36	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	
37	Temperature (C)	38.00	40.05 *	143.8	40.00 *	40.00	
38	Pressure (kg/cm2_g)	1.845	2.100 *	0.5220	0.7104 *	0.7104	
39	Molar Flow (bmole/hr)	0.0000	109.4	2627	2627	0.0000	
40	Mass Flow (lb/hr)	0.0000	1.191e+004	2.318e+005	2.318e+005	0.0000	
41	Liquid Volume Flow (barrel/day)	0.0000	1100 *	2.118e+004	2.118e+004	0.0000	
42	Heat Flow (MMBtu/hr)	0.0000	-11.05	-214.7	-278.1	0.0000	
43	Name	Agua Amarga	Reflujo a Tee	Gasolina Frecc.	Reflujo1	Reflujo ATM	
44	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
45	Temperature (C)	40.00	40.00	40.00	40.00	40.00	
46	Pressure (kg/cm2_g)	0.7104	0.7104	0.7104	0.7104	0.7104	
47	Molar Flow (bmole/hr)	595.4	2032	646.7	1385	1276	
48	Mass Flow (lb/hr)	1.073e+004	2.211e+005	7.036e+004	1.507e+005	1.388e+005	
49	Liquid Volume Flow (barrel/day)	735.9	2.042e+004	6500 *	1.302e+004	1.282e+004	
50	Heat Flow (MMBtu/hr)	-72.97	-205.1	-85.29	-139.9	-128.8	
51	Name	Reflujo Desp	6	Reflujo ATM1	Reflujo Desp 1	Resid_Prim_a_AI	
52	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
53	Temperature (C)	40.00	40.01	40.01 *	40.05	197.9	
54	Pressure (kg/cm2_g)	0.7104	0.8400 *	0.8400 *	2.100 *	0.8580	
55	Molar Flow (bmole/hr)	109.4	1276	1281	109.4	453.4	
56	Mass Flow (lb/hr)	1.191e+004	1.388e+005	1.395e+005	1.191e+004	2.311e+005	
57	Liquid Volume Flow (barrel/day)	1100 *	1.282e+004	1.288e+004 *	1100	1.695e+004	
58	Heat Flow (MMBtu/hr)	-11.05	-128.8	-129.4	-11.05	-173.8	

 LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name: SIMULACION DE PLANTA ATMOSFERICA AA Y DE VACIO AI INTEG
	Unit Set: NewUser1
	Date/Time: Sun Jun 27 22:54:54 2010

Workbook: Case (Main) (continued)

Material Streams (continued)						Fluid Pkg:	All
Name	1	Crudo Despuntado Su	Crudo Despuntado	Reflujo Desp Norte	Reflujo Desp Sur		
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000		
Temperature (C)	171.4	189.9	189.2	40.05	40.05		
Pressure (kg/cm2_g)	1.880	2.100	2.100	2.100	2.100		
Molar Flow (lbmole/hr)	443.5	935.5	1922	83.15	26.28		
Mass Flow (lb/hr)	4.282e+004	2.326e+005	4.719e+005	9047	2860		
Liquid Volume Flow (barrel/day)	4089	1.846e+004	3.751e+004	835.8 *	264.2		
Heat Flow (MMBtu/hr)	-28.78	-177.3	-360.2	-8.394	-2.654		
Name	11	Nafta Sur	14	15	Nafta total		
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000		
Temperature (C)	30.00 *	30.00	30.00	30.00	36.72		
Pressure (kg/cm2_g)	2.000 *	2.000	2.000	2.000	0.7104		
Molar Flow (lbmole/hr)	443.5	443.5	0.0000	0.0000	1539		
Mass Flow (lb/hr)	4.282e+004	4.282e+004	0.0000	0.0000	1.554e+005		
Liquid Volume Flow (barrel/day)	4089	4089	0.0000	0.0000	1.465e+004		
Heat Flow (MMBtu/hr)	-40.18	-40.18	0.0000	0.0000	-144.8		
Name	Gasoleo Pesado.	Kerosina	PA_GOPV1	GOP AV PRODUCTO	A Eyectores		
Vapour Fraction	0.0003	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000		
Temperature (C)	336.5	210.2	272.5	272.5	53.00		
Pressure (kg/cm2_g)	1.022	0.7793	-1.004	-1.004	-1.013		
Molar Flow (lbmole/hr)	53.30	265.7	462.3	163.6	7.110		
Mass Flow (lb/hr)	1.867e+004	5.091e+004	1.884e+005	6.668e+004	128.6		
Liquid Volume Flow (barrel/day)	1440	4250	1.430e+004	5060	8.832		
Heat Flow (MMBtu/hr)	-10.93	-38.23	-125.6	-44.45	-0.7364		
Name	Residuo Vac	PA_GOPV_Lav	PA_GOPV_Lav1	Ret GOLV	Extrac GOLV		
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
Temperature (C)	365.6	272.5	272.7	53.00 *	138.5		
Pressure (kg/cm2_g)	-0.9992	-1.004	5.000 *	-1.009 *	-1.008		
Molar Flow (lbmole/hr)	393.9	85.35	85.35	597.8 *	773.3		
Mass Flow (lb/hr)	2.450e+005	3.479e+004	3.479e+004	2.215e+005	2.867e+005		
Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.758e+004	2640	2640	1.700e+004	2.200e+004		
Heat Flow (MMBtu/hr)	-133.4	-23.19	-23.17	-198.8	-234.3		
Name	GOLV2	GOLV1	Exit GOLV1	GOLV Producto	GOLV3		
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
Temperature (C)	138.6	138.6	138.6	61.20 *	53.00 *		
Pressure (kg/cm2_g)	7.200	7.200	7.200 *	6.200 *	-1.009 *		
Molar Flow (lbmole/hr)	597.5	175.7	773.3	175.7	597.5		
Mass Flow (lb/hr)	2.215e+005	6.515e+004	2.867e+005	6.515e+004	2.215e+005		
Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.700e+004	5000 *	2.200e+004	5000	1.700e+004		
Heat Flow (MMBtu/hr)	-180.9	-53.21	-234.1	-57.97	-198.8		
Name	Return 5	Return 9	Extracc GOPV	Crudo Entrada	Crudo 1		
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
Temperature (C)	163.0 *	272.7 *	272.5	27.06 *	34.26		
Pressure (kg/cm2_g)	4.950 *	5.000 *	-1.004	11.30 *	10.73		
Molar Flow (lbmole/hr)	462.3 *	85.36 *	711.3	2706 *	2706		
Mass Flow (lb/hr)	1.884e+005	3.479e+004	2.899e+005	5.450e+005	5.450e+005		
Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.430e+004	2640	2.200e+004	4.456e+004	4.456e+004		
Heat Flow (MMBtu/hr)	-149.0	-23.17	-193.2	-502.3	-499.1		

1	 LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name: SIMULACION DE PLANTA ATMOSFERICA AA Y DE VACIO AI INTEG
2		Unit Set: NewUser1
3		Date/Time: Sun Jun 27 22:54:54 2010
4		
5		

Workbook: Case (Main) (continued)

Material Streams (continued)						Fluid Pkg:	All
11	Name	Turbosina-b	Crudo2	Kerosina-b	Crudo3	Diesel-b	
12	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
13	Temperature (C)	54.30 *	44.15	128.8 *	56.28	220.0 *	
14	Pressure (kg/cm2_g)	0.5506	9.630	0.6593	8.660	0.8079	
15	Molar Flow (lbmole/hr)	187.0	2706	265.7	2706	220.9	
16	Mass Flow (lb/hr)	2.992e+004	5.450e+005	5.091e+004	5.450e+005	5.981e+004	
17	Liquid Volume Flow (barrel/day)	2560	4.456e+004	4250	4.456e+004	4780	
18	Heat Flow (MMBtu/hr)	-27.37	-494.6	-42.76	-488.9	-43.85	
19	Name	Diesel a TQG	Turbosina a TQG	Kerosina a TQG	Crudo 4	RIL-b	
20	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
21	Temperature (C)	70.80 *	27.40 *	60.70 *	83.23	132.0 *	
22	Pressure (kg/cm2_g)	0.7079	0.4506	0.5593	7.730	0.6821	
23	Molar Flow (lbmole/hr)	220.9	187.0	265.7	2706	477.2	
24	Mass Flow (lb/hr)	5.981e+004	2.992e+004	5.091e+004	5.450e+005	9.667e+004	
25	Liquid Volume Flow (barrel/day)	4780	2560	4250	4.456e+004	8020	
26	Heat Flow (MMBtu/hr)	-53.06	-28.06	-46.08	-475.6	-80.65	
27	Name	RIL_a_plato_24	Crudo5	GOP_a	GOP_a_LB	Crudo6	
28	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
29	Temperature (C)	127.1 *	89.78	190.0 *	57.25 *	121.0	
30	Pressure (kg/cm2_g)	-1.785e-002	7.260	1.022	0.9222	6.220	
31	Molar Flow (lbmole/hr)	477.2	2706	53.30	53.30	2706	
32	Mass Flow (lb/hr)	9.667e+004	5.450e+005	1.867e+004	1.867e+004	5.450e+005	
33	Liquid Volume Flow (barrel/day)	8020	4.456e+004	1440	1440	4.456e+004	
34	Heat Flow (MMBtu/hr)	-81.13	-472.3	-14.26	-16.71	-455.8	
35	Name	Crudo7	Crudo72	Crudo71	VAP	CRUDO DEBAL1	
36	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	
37	Temperature (C)	128.0	128.0	128.0	128.0	128.0	
38	Pressure (kg/cm2_g)	5.660	5.660	5.660	5.660	5.660	
39	Molar Flow (lbmole/hr)	2706	1353	1353	0.0000	1353	
40	Mass Flow (lb/hr)	5.450e+005	2.725e+005	2.725e+005	0.0000	2.725e+005	
41	Liquid Volume Flow (barrel/day)	4.456e+004	2.228e+004	2.228e+004	0.0000	2.228e+004	
42	Heat Flow (MMBtu/hr)	-451.9	-226.0	-226.0	0.0000	-226.0	
43	Name	HEAVY	VAP1	HEAVY1	CRUDO DEBAL2	RIP2	
44	Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0002	
45	Temperature (C)	128.0	128.0	128.0	128.0	316.7	
46	Pressure (kg/cm2_g)	5.660	5.660	5.660	5.660	0.9365	
47	Molar Flow (lbmole/hr)	0.0000	0.0000	0.0000	1353	61.86	
48	Mass Flow (lb/hr)	0.0000	0.0000	0.0000	2.725e+005	1.800e+004	
49	Liquid Volume Flow (barrel/day)	0.0000	0.0000	0.0000	2.228e+004	1425	
50	Heat Flow (MMBtu/hr)	0.0000	0.0000	0.0000	-226.0	-11.02	
51	Name	RIP1	CRUDO DEBAL2	RIP12	CRUDO DEBAL21	RIP21	
52	Vapour Fraction	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
53	Temperature (C)	316.7	139.2	171.9	138.9	175.9	
54	Pressure (kg/cm2_g)	0.9365	4.940	0.8365	4.940	0.8365	
55	Molar Flow (lbmole/hr)	61.86	1353	61.86	1353	61.86	
56	Mass Flow (lb/hr)	1.800e+004	2.725e+005	1.800e+004	2.725e+005	1.800e+004	
57	Liquid Volume Flow (barrel/day)	1425	2.228e+004	1425	2.228e+004	1425	
58	Heat Flow (MMBtu/hr)	-11.02	-222.8	-14.15	-222.9	-14.07	

1	 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: SIMULACION DE PLANTA ATMOSFERICA AA Y DE VACIO AI INTEG			
2			Unit Set: NewUser1			
3			Date/Time: Sun Jun 27 22:54:54 2010			
4						
5						
6	Workbook: Case (Main) (continued)					
7						
8						
9	Material Streams (continued)					Fluid Pkg: All
10						
11	Name	Res Prim1	CRUDO DESAL13	CRUDO DESAL14	CRUDO DESAL15	CRUDO DESAL16
12	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.1148	0.1523
13	Temperature (C)	336.7 *	139.2	139.2	198.8	197.1
14	Pressure (kg/cm2_g)	1.108 *	4.940	4.940	4.600	4.080
15	Molar Flow (lbmole/hr)	453.4 *	676.4	676.4	676.4	676.4
16	Mass Flow (lb/hr)	2.311e+005	1.363e+005	1.363e+005	1.363e+005	1.363e+005
17	Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.695e+004	1.114e+004	1.114e+004	1.114e+004	1.114e+004
18	Heat Flow (MMBtu/hr)	-135.1	-111.4	-111.4	-101.8	-101.8
19	Name	CRUDO A DESP NTE	RES PRIMAa	RES PRIMb	R1	R2
20	Vapour Fraction	0.1523	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
21	Temperature (C)	197.1	198.9	198.9	336.7	336.7
22	Pressure (kg/cm2_g)	4.080	1.008	0.8580	1.108	1.108
23	Molar Flow (lbmole/hr)	1353	113.3	113.3	113.3	113.3
24	Mass Flow (lb/hr)	2.725e+005	5.777e+004	5.777e+004	5.777e+004	5.777e+004
25	Liquid Volume Flow (barrel/day)	2.228e+004	4237	4237	4237	4237
26	Heat Flow (MMBtu/hr)	-203.6	-43.39	-43.39	-33.79	-33.79
27	Name	R3	R4	CRUDO DESAL22	CRUDO DESAL23	CRUDO DESAL24
28	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.1182
29	Temperature (C)	336.7	336.7	138.9	138.9	199.2
30	Pressure (kg/cm2_g)	1.108	1.108	4.940	4.940	4.600
31	Molar Flow (lbmole/hr)	113.3	113.3	676.4	676.4	676.4
32	Mass Flow (lb/hr)	5.777e+004	5.777e+004	1.363e+005	1.363e+005	1.363e+005
33	Liquid Volume Flow (barrel/day)	4237	4237	1.114e+004	1.114e+004	1.114e+004
34	Heat Flow (MMBtu/hr)	-33.79	-33.79	-111.5	-111.5	-101.7
35	Name	CRUDO DESAL 25	RES PRIMc	RES PRIMd	CRUDO A DESP SUR	CRUDO51
36	Vapour Fraction	0.1418	0.0000	0.0000	0.1418	0.0000
37	Temperature (C)	198.2	196.9	196.9	198.2	89.78
38	Pressure (kg/cm2_g)	4.270	0.9980	0.8780	4.270	7.260
39	Molar Flow (lbmole/hr)	676.4	113.3	113.3	1353	1353
40	Mass Flow (lb/hr)	1.363e+005	5.777e+004	5.777e+004	2.725e+005	2.725e+005
41	Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.114e+004	4237	4237	2.228e+004	2.228e+004
42	Heat Flow (MMBtu/hr)	-101.7	-43.52	-43.52	-203.5	-236.1
43	Name	CRUDO52	CRUDO53	CRUDO54	Crudo Desp1	Crudo Desp2
44	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0408	0.2851
45	Temperature (C)	89.78	121.0 *	121.0 *	193.2	224.0 *
46	Pressure (kg/cm2_g)	7.260	6.220	6.220	1.920	1.210
47	Molar Flow (lbmole/hr)	1353	1353	1353	1922	1922
48	Mass Flow (lb/hr)	2.725e+005	2.725e+005	2.725e+005	4.719e+005	4.719e+005
49	Liquid Volume Flow (barrel/day)	2.228e+004	2.228e+004	2.228e+004	3.751e+004	3.751e+004
50	Heat Flow (MMBtu/hr)	-236.1	-227.9	-227.9	-357.3	-334.9
51	Name	Resid_Prim_carga4	Resid_Prim carga2	Crudo51	Crudo52	Crudo53
52	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
53	Temperature (C)	255.9	192.0 *	121.0	121.0	128.0 *
54	Pressure (kg/cm2_g)	8.210	10.95	6.220	6.220	5.660
55	Molar Flow (lbmole/hr)	740.1	740.1	1353	1353	1353
56	Mass Flow (lb/hr)	3.770e+005	3.770e+005	2.725e+005	2.725e+005	2.725e+005
57	Liquid Volume Flow (barrel/day)	2.765e+004	2.765e+004	2.228e+004	2.228e+004	2.228e+004
58	Heat Flow (MMBtu/hr)	-258.3	-285.7	-227.9	-227.9	-226.0

1	 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: SIMULACION DE PLANTA ATMOSFERICA AA Y DE VACIO AI INTEG			
2			Unit Set: NewUser1			
3			Date/Time: Sun Jun 27 22:54:54 2010			
4						
5						
6	Workbook: Case (Main) (continued)					
7						
8	Material Streams (continued)					
9						Fluid Pkg: All
10						
11	Name	Crudo64	Resid Vac1	RIL RET	RIL EXT	RIP RET
12	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13	Temperature (C)	128.0 *	289.4 *	127.1 *	252.9	161.7 *
14	Pressure (kg/cm2_g)	5.970	6.512	-1.785e-002 *	0.8221	0.3365 *
15	Molar Flow (lbmole/hr)	1353	393.9	477.2 *	477.2	123.7 *
16	Mass Flow (lb/hr)	2.725e+005	2.450e+005	9.667e+004	9.667e+004	3.600e+004
17	Liquid Volume Flow (barrel/day)	2.228e+004	1.758e+004	8020	8020	2850
18	Heat Flow (MMBtu/hr)	-226.0	-157.4	-81.13	-67.38	-28.69
19	Name	RIP EXT	RIP EXT 1	PA_GOPV_1	RESAV	Resid Vacio2
20	Vapour Fraction	0.0002	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
21	Temperature (C)	316.7	316.7 *	272.7	365.8	211.6
22	Pressure (kg/cm2_g)	0.9365	0.9365 *	7.400 *	6.962	6.132
23	Molar Flow (lbmole/hr)	123.7	123.7 *	462.3	393.9	393.9
24	Mass Flow (lb/hr)	3.600e+004	3.600e+004	1.884e+005	2.450e+005	2.450e+005
25	Liquid Volume Flow (barrel/day)	2850	2850	1.430e+004	1.758e+004	1.758e+004
26	Heat Flow (MMBtu/hr)	-22.05	-22.05	-125.5	-133.3	-179.8
27	Name	Resid_Vac_A	Resid VacB	Resid Vacio Prod.	PA_GOPV2	PA_GOPV3
28	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
29	Temperature (C)	204.7	197.6	157.0 *	251.1	251.1
30	Pressure (kg/cm2_g)	3.712	3.052	2.952	7.010	6.910
31	Molar Flow (lbmole/hr)	393.9	393.9	393.9	462.3	462.3
32	Mass Flow (lb/hr)	2.450e+005	2.450e+005	2.450e+005	1.884e+005	1.884e+005
33	Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.758e+004	1.758e+004	1.758e+004	1.430e+004	1.430e+004
34	Heat Flow (MMBtu/hr)	-181.7	-183.6	-194.2	-130.4	-130.4
35	Name	PA_GOPV4	PA-GOPV-A	PA-GOPV-B	PA-GOPV-B1	PA-GOPV-A1
36	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
37	Temperature (C)	238.0 *	238.0	238.0	158.9	158.9
38	Pressure (kg/cm2_g)	6.300	6.300	6.300	5.450	5.450
39	Molar Flow (lbmole/hr)	462.3	231.2	231.2	231.2	231.2
40	Mass Flow (lb/hr)	1.884e+005	9.422e+004	9.422e+004	9.422e+004	9.422e+004
41	Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.430e+004	7150	7150	7150	7150
42	Heat Flow (MMBtu/hr)	-133.3	-66.67	-66.67	-74.92	-74.92
43	Name	PA-GOPV-C	PA-GOPV-D	GOP AV PROD1	GOP AV PROD2	GOP AV PROD3
44	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
45	Temperature (C)	158.9	163.0 *	272.7	231.0 *	178.7
46	Pressure (kg/cm2_g)	5.450	4.950	7.000 *	6.080	5.580
47	Molar Flow (lbmole/hr)	462.3	462.3	163.6	163.6	163.6
48	Mass Flow (lb/hr)	1.884e+005	1.884e+005	6.668e+004	6.668e+004	6.668e+004
49	Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.430e+004	1.430e+004	5060	5060	5060
50	Heat Flow (MMBtu/hr)	-149.8	-149.0	-44.40	-47.72	-51.63
51	Name	GOPV Producto	RIP4	RIP3	Resid. Prim_carga	Resid Prim TCC
52	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
53	Temperature (C)	61.00 *	161.7 *	173.9	179.8	150.0 *
54	Pressure (kg/cm2_g)	5.080	0.3365	0.8365	0.8500	0.8500 *
55	Molar Flow (lbmole/hr)	163.6	123.7	123.7	740.1	285.7
56	Mass Flow (lb/hr)	6.668e+004	3.600e+004	3.600e+004	3.770e+005	1.459e+005
57	Liquid Volume Flow (barrel/day)	5060	2850	2850	2.765e+004	1.070e+004 *
58	Heat Flow (MMBtu/hr)	-59.28	-28.69	-28.22	-290.9	-117.1

1	 LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name: SIMULACION DE PLANTA ATMOSFERICA AA Y DE VACIO AI INTEGR
2		Unit Set: NewUser1
3		Date/Time: Sun Jun 27 22:54:54 2010
4		

Workbook: Case (Main) (continued)

Material Streams (continued)				Fluid Pkg:	All
11	Name	Resid_Prim_carga1	Resid_Prim_carga3	Entrada_a_T.Vacio	
12	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0079	
13	Temperature (C)	179.9	200.1	395.0 *	
14	Pressure (kg/cm2_g)	11.10 *	10.00	0.3535 *	
15	Molar Flow (lbmole/hr)	740.1	740.1	740.1	
16	Mass Flow (lb/hr)	3.770e+005	3.770e+005	3.770e+005	
17	Liquid Volume Flow (barrel/day)	2.765e+004	2.765e+004	2.765e+004	
18	Heat Flow (MMBtu/hr)	-290.7	-282.4	-190.8	

Workbook: AA-T-1 (COL1)

Material Streams						Fluid Pkg:	All
24	Name	Residuo @COL1	Turbosina_Draw @COL1	Turbosina_Return @COL1	Turbosina @COL1	Vapor a Turbosina @COL1	
25	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	
26	Temperature (C)	336.7	199.2	195.9	163.5	300.0	
27	Pressure (kg/cm2_g)	1.108	0.6506	0.6506	0.6506	3.466	
28	Molar Flow (lbmole/hr)	453.4	271.2	167.4	187.0	83.26	
29	Mass Flow (lb/hr)	2.311e+005	4.230e+004	1.388e+004	2.992e+004	1500	
30	Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.695e+004	3638	1180	2560	102.9	
31	Heat Flow (MMBtu/hr)	-135.2	-32.33	-16.52	-24.13	-8.320	
32	Name	Diesel AA-T-2B_Draw	Diesel AA-T-2B_Return	Diesel @COL1	Vapor a Diesel @COL1	Kerosina AA-T-2A_Draw	
33	Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	
34	Temperature (C)	298.0	298.1	297.7	315.6	229.4	
35	Pressure (kg/cm2_g)	0.9079	0.9079	0.9079	3.466	0.7793	
36	Molar Flow (lbmole/hr)	222.3	2.001	220.9	0.5405	337.8	
37	Mass Flow (lb/hr)	6.007e+004	273.7	5.981e+004	9.737	6.264e+004	
38	Liquid Volume Flow (barrel/day)	4802	23.11	4780	0.6681	5256	
39	Heat Flow (MMBtu/hr)	-38.27	-0.1874	-38.14	-5.388e-002	-45.48	
40	Name	Kerosina AA-T-2A_Return	Kerosina @COL1	Vapor a Kerosina @COL1	Gasoleo Pesado @COL1	Gasoleo Pesado1 @COL1	
41	Vapour Fraction	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	
42	Temperature (C)	224.1	210.2	315.6	334.3	338.8	
43	Pressure (kg/cm2_g)	0.7793	0.7793	3.466	1.022	1.051	
44	Molar Flow (lbmole/hr)	128.2	265.7	56.04	27.66	25.63	
45	Mass Flow (lb/hr)	1.274e+004	5.091e+004	1010	9274	9393	
46	Liquid Volume Flow (barrel/day)	1075	4250	69.26	720.0	720.0	
47	Heat Flow (MMBtu/hr)	-12.84	-38.23	-5.586	-5.463	-5.471	
48	Name	Vapor de Baja @COL1	Crudo A torre @COL1	To condensers1 @COL1	7 @COL1	RIL RET @COL1	
49	Vapour Fraction	1.0000	0.6778	1.0000	0.0000	0.0000	
50	Temperature (C)	371.1	346.0	143.8	40.01	127.1	
51	Pressure (kg/cm2_g)	2.482	1.300	0.5220	0.8400	-1.785e-002	
52	Molar Flow (lbmole/hr)	464.3	1922	2627	1281	477.2	
53	Mass Flow (lb/hr)	8365	4.719e+005	2.318e+005	1.395e+005	9.667e+004	
54	Liquid Volume Flow (barrel/day)	573.9	3.751e+004	2.116e+004	1.288e+004	8020	
55	Heat Flow (MMBtu/hr)	-45.87	-251.7	-214.7	-129.4	-81.13	

1	 LEGENDS Burlington, MA USA			Case Name: SIMULACION DE PLANTA ATMOSFERICA AA Y DE VACIO AI INTEG		
2				Unit Set: NewUser1		
3				Date/Time: Sun Jun 27 22:54:54 2010		
4						
5						
6	Workbook: AA-T-1 (COL1) (continued)					
7						
8	Material Streams (continued)					
9						Fluid Pkg: All
10						
11	Name	RIL EXT @COL1	RIP RET @COL1	RIP EXT @COL1		
12	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000		
13	Temperature (C)	252.9	161.7	316.7		
14	Pressure (kg/cm2_g)	0.8221	0.3365	0.9365		
15	Molar Flow (lbmole/hr)	477.2	123.7	123.7		
16	Mass Flow (lb/hr)	9.667e+004	3.600e+004	3.600e+004		
17	Liquid Volume Flow (barrel/day)	8020	2850	2850		
18	Heat Flow (MMBtu/hr)	-67.38	-28.69	-22.05		
19						
20	Workbook: AI-T1 (COL2)					
21						
22	Material Streams					
23						Fluid Pkg: All
24	Name	30 @COL2	A EYECTORES @COL2	RESIDUO AV @COL2	Top Inlet @COL2	Extrac 4 @COL2
25	Vapour Fraction	0.0079	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000
26	Temperature (C)	395.0	53.00	365.6	53.00	138.5
27	Pressure (kg/cm2_g)	0.3535	-1.013	-0.9992	-1.009	-1.008
28	Molar Flow (lbmole/hr)	740.1	7.110	393.9	597.8	773.3
29	Mass Flow (lb/hr)	3.770e+005	128.6	2.450e+005	2.215e+005	2.867e+005
30	Liquid Volume Flow (barrel/day)	2.765e+004	8.832	1.758e+004	1.700e+004	2.200e+004
31	Heat Flow (MMBtu/hr)	-190.8	-0.7364	-133.4	-198.8	-234.3
32	Name	Extrac 8 @COL2	Return 9 @COL2	Return 5 @COL2		
33	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000		
34	Temperature (C)	272.5	272.7	163.0		
35	Pressure (kg/cm2_g)	-1.004	5.000	4.950		
36	Molar Flow (lbmole/hr)	711.3	85.36	462.3		
37	Mass Flow (lb/hr)	2.899e+005	3.479e+004	1.884e+005		
38	Liquid Volume Flow (barrel/day)	2.200e+004	2640	1.430e+004		
39	Heat Flow (MMBtu/hr)	-193.2	-23.17	-149.0		
40						
41	Workbook: AA-T-3 (COL3)					
42						
43	Material Streams					
44						Fluid Pkg: All
45	Name	Reflujo Desp Sur @COL3	1 @COL3	2 @COL3	CRUDO A DESP SUR	
46	Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.0000	0.1418	
47	Temperature (C)	40.05	171.4	189.9	198.2	
48	Pressure (kg/cm2_g)	2.100	1.880	2.100	4.270	
49	Molar Flow (lbmole/hr)	26.28	443.5	935.5	1353	
50	Mass Flow (lb/hr)	2860	4.282e+004	2.326e+005	2.725e+005	
51	Liquid Volume Flow (barrel/day)	264.2	4089	1.846e+004	2.228e+004	
52	Heat Flow (MMBtu/hr)	-2.654	-28.78	-177.3	-203.5	
53						
54						
55						
56						
57						
58						
59						
60						



LEGENDS
Burlington, MA
USA

Case Name: SIMULACION DE PLANTA ATMOSFERICA AA Y DE VACIO AI INTEGR

Unit Set: NewUser1

Date/Time: Sun Jun 27 22:54:54 2010

Workbook: AA-X1-T1 (COL4)

Material Streams

Fluid Pkg: All

Name	3 @COL4	Crudo Despuntado @	Reflujo Desp Norte @	CRUDO A DESP NTE	
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.0000	0.1523	
Temperature (C)	152.4	188.6	40.05	197.1	
Pressure (kg/cm2_g)	2.000	2.100	2.100	4.080	
Molar Flow (lbmole/hr)	449.1	986.8	83.15	1353	
Mass Flow (lb/hr)	4.225e+004	2.393e+005	9047	2.725e+005	
Liquid Volume Flow (barrel/day)	4061	1.905e+004	835.8	2.228e+004	
Heat Flow (MMBtu/hr)	-29.17	-182.9	-8.394	-203.6	

A n e x o “C”

Hojas de Datos de Intercambiadores de Calor

1	Intercambador 1N-Propuesta 1								
2									
3									
4									
5									
6	Size	725-4650	mm	Type	AES	Hor	Connected In	1 parallel 2 series	
7	Surf/unit(eff.)	213,7	m ²	Shells/unit	2		Surf/shell (eff.)	106,8 m ²	
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT								
9	Fluid allocation	Shell Side			Tube Side				
10	Fluid name	Residuo de Vacío			Crudo desalado				
11	Fluid quantity, Total	104233			123613				
12	Vapor (In/Out)	kg/h			kg/h				
13	Liquid	kg/h			kg/h				
14	Noncondensable	kg/s			kg/s				
15									
16	Temperature (In/Out)	°C			°C				
17	Dew / Bubble point	°C			°C				
18	Density Vapor/Liquid	kg/m ³			kg/m ³				
19	Viscosity	mPa s			mPa s				
20	Molecular wt, Vap								
21	Molecular wt, NC								
22	Specific heat	kJ/(kg K)			kJ/(kg K)				
23	Thermal conductivity	W/(m K)			W/(m K)				
24	Latent heat	kJ/kg			kJ/kg				
25	Pressure	bar			bar				
26	Velocity	m/s			m/s				
27	Pressure drop, allow/calc.	bar			bar				
28	Fouling resist. (min)	m ² K/W			m ² K/W				
29	Heat exchanged	10,28	MBTU/h		MTD corrected	34,26	°C		
30	Transfer rate, Service	411,7	Dirty	421,7	Clean	465,2	W/(m ² K)		
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL							Sketch	
32		Shell Side			Tube Side				
33	Design/Test pressure	bar	10/	/Code	9/	/Code			
34	Design temperature	°C	300			260			
35	Number passes per shell		1			4			
36	Corrosion allowance	mm	3,18			3,18			
37	Connections	In mm	203,2/	-	203,2/	-			
38	Size/rating	Out	203,2/	-	152,4/	-			
39	Nominal	Intermediate	203,2/	-	152,4/	-			
40	Tube No. 305	OD 25,4	Tks-Avg 1,65	mm	Length 4650	mm	Pitch 31,75 mm		
41	Tube type Plain	#/m	Material Carbon Steel		Tube pattern 90				
42	Shell Carbon Steel	ID 725	OD 745	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) 29,64	H Spacing: c/c 310	mm				
47	Baffle-long -	Seal type		Inlet 489,71	mm				
48	Supports-tube	U-bend	Type						
49	Bypass seal		Tube-tubesheet joint	Exp.					
50	Expansion joint -	Type							
51	Rho/V2-Inlet nozzle 959	Bundle entrance 222	Bundle exit 346	kg/(m c ²)					
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 4113,2	Filled with water 6405	Bundle 1852,9	kg					
56	Remarks								
57									
58									

Process Engineering - Equipment - Process

1									
2									
3									
4									
5									
6	Size	775-5850	mm	Type	ABS	Hor	Connected In	1 parallel	1 series
7	Surf/unit(eff.)	161,9	m ²	Shells/unit	1			Surf/shell (eff.)	161,9 m ²
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT								
9	Fluid allocation			Shell Side		Tube Side			
10	Fluid name			GOLV2		Crudo Entrada			
11	Fluid quantity, Total		kg/s	29,4177		68,6736			
12	Vapor (In/Out)		kg/s	0	0	0	0	0	0
13	Liquid		kg/s	29,4177	29,4177	68,6736	68,6736		
14	Noncondensable		kg/s	0	0	0	0		
15									
16	Temperature (In/Out)		°C	135,8	127,7	118,5	122		
17	Dew / Bubble point		°C						
18	Density Vapor/Liquid		kg/m ³	/ 812,79	/ 812,79	/ 756,21	/ 756,21		
19	Viscosity		mPa s	/ 1,7174	/ 1,7174	/ 1,0362	/ 1,0362		
20	Molecular wt, Vap								
21	Molecular wt, NC								
22	Specific heat		kJ/(kg K)	/ 2,34	/ 2,34	/ 2,319	/ 2,319		
23	Thermal conductivity		W/(m K)	/ 0,1419	/ 0,1419	/ 0,1134	/ 0,1134		
24	Latent heat		kJ/kg						
25	Pressure		bar	7,06079	6,86748	6,09974	5,97402		
26	Velocity		m/s	0,75		1,3			
27	Pressure drop, allow./calc.		bar	0,26	0,19331	0,55898	0,12572		
28	Fouling resist. (min)		m ² KW	0,0005		0,0005	0,00057 Ao based		
29	Heat exchanged	1,9	MBTU/h	MTD corrected			10,91	°C	
30	Transfer rate, Service	315,5	Dirty	315,7	Clean	479,3		W/(m ² K)	
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL						Sketch		
32				Shell Side		Tube Side			
33	Design/Test pressure	bar	9/	/Code	9/	/Code			
34	Design temperature	°C	240		220				
35	Number passes per shell		1		2				
36	Corrosion allowance	mm	3,18		3,18				
37	Connections	In mm	203,2/	-	304,8/	-			
38	Size rating	Out	152,4/	-	203,2/	-			
39	Nominal	Intermediate	/	-	/	-			
40	Tube No.	363	OD 25,4	Tks-Avg 1,65	mm	Length 5850	mm	Pitch 31,75	mm
41	Tube type	Plain	#/m	Material Carbon Steel		Tube pattern	90		
42	Shell	Carbon Steel	ID 775	OD 799	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)	24,5	H Spacing: c/c	275	mm
47	Baffle-long	-	Seal type				Inlet	457,21	mm
48	Supports-tube	U-bend			Type				
49	Bypass seal				Tube-tubesheet joint	Exp.			
50	Expansion joint	-			Type				
51	Rho/V2-Inlet nozzle	1022		Bundle entrance 192		Bundle exit 629		kg/(m s ²)	
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	5584,2		Filled with water 8834,7		Bundle	2648	kg	
56	Remarks								
57									
58									



1									
2									
3									
4									
5									
6	Size	650-5550	mm	Type	AES	Hor	Connected in	1 parallel	2 series
7	Surf/unit(eff.)	219,6	m ²	Shells/unit	2		Surf/shell (eff.)	109,8	m ²
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT								
9	Fluid allocation			Shell Side			Tube Side		
10	Fluid name			Diesel 1			Crudo Entrada		
11	Fluid quantity, Total			7,8468			68,6739		
12	Vapor (In/Out)			0			0		
13	Liquid			7,8468			68,6739		
14	Noncondensable			0			0		
15									
16	Temperature (In/Out)			218			70,8		
17	Dew / Bubble point						46,01		
18	Density Vapor/Liquid			/ 711,76			/ 814,71		
19	Viscosity			/ 0,3282			/ 3,8882		
20	Molecular wt, Vap								
21	Molecular wt, NC								
22	Specific heat			/ 2,697			/ 2,001		
23	Thermal conductivity			/ 0,1158			/ 0,1313		
24	Latent heat								
25	Pressure			0,8826			0,80987		
26	Velocity			0,36			1,69		
27	Pressure drop, allow/calc.			0,10883			0,07272		
28	Fouling resist. (min)			0,0009			0,0009		
29	Heat exchanged			10,63 MBTU/h			MTD corrected 67,22 °C		
30	Transfer rate, Service			211 Dirty 212,8			Clean 362,3		
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL						Sketch		
32				Shell Side		Tube Side			
33	Design/Test pressure			3/ /Code		12/ /Code			
34	Design temperature			320		170			
35	Number passes per shell			1		2			
36	Corrosion allowance			3,18		3,18			
37	Connections			88,9/ -		254/ -			
38	Sizing rating			127/ -		203,2/ -			
39	Nominal			127/ -		203,2/ -			
40	Tube No. 260			OD 25,4		Thk-Avg 1,65			
41	Tube type Plain			#1m Material Carbon Steel		Tube pattern 90			
42	Shell Carbon Steel			ID 650		OD 670		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) 24,6		H Spacing: c/c 210 mm	
47	Baffle-long -			Seal type		Inlet		441,21 mm	
48	Supports-tube			U-bend		Type			
49	Bypass seal			Tube-tubesheet joint		Exp.			
50	Expansion joint -			Type					
51	Rho/V2-Inlet nozzle 2287			Bundle entrance 45		Bundle exit 49		kg/(m c ²)	
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 3801,3			Filled with water 5927,4		Bundle 1798,7		kg	
56	Remarks								
57									
58									

1									
2									
3									
4									
5									
6	Size	675-6000	mm	Type	AES	Hor	Connected in	1 parallel	2 series
7	Surf/unit(eff.)	260,8	m ²	Shells/unit	2		Surf/shell (eff.)		130,4 m ²
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT								
9	Fluid allocation			Shell Side		Tube Side			
10	Fluid name			Diesel1		Crudo Diesel2			
11	Fluid quantity, Total		kg/s	8,0496		34,3369			
12	Vapor (In/Out)		kg/s	0	0	0	0	0	0
13	Liquid		kg/s	8,0496	8,0496	34,3369	34,3369		
14	Noncondensable		kg/s	0	0	0	0		
15									
16	Temperature (In/Out)		°C	218	129,7	120	144		
17	Dew / Bubble point		°C						
18	Density Vapor/Liquid		kg/m ³	/ 711,75	/ 711,75	/ 754,86	/ 754,86		
19	Viscosity		mPa s	/ 0,3282	/ 0,3282	/ 1,0146	/ 1,0146		
20	Molecular wt, Vap								
21	Molecular wt, NC								
22	Specific heat		kJ/(kg K)	/ 2,697	/ 2,697	/ 2,326	/ 2,326		
23	Thermal conductivity		W/(m K)	/ 0,1158	/ 0,1158	/ 0,113	/ 0,113		
24	Latent heat		kJ/kg						
25	Pressure		bar	0,8826	0,77804	5,55056	5,40157		
26	Velocity		m/s		0,43		0,84		
27	Pressure drop, allow./calc.		bar	0,10883	0,10456	0,55898	0,14899		
28	Fouling resist. (min)		m ² K/W		0,0005		0,0005	0,00057	As based
29	Heat exchanged	1648237	kkal/h			MTD corrected		28,48	°C
30	Transfer rate, Service	258,1		Dirty 268,5		Clean 376,9			W/(m ² K)
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL						Sketch		
32				Shell Side		Tube Side			
33	Design/Test pressure	bar		3/	/Code	8/	/Code		
34	Design temperature	°C		320		240			
35	Number passes per shell			1		2			
36	Corrosion allowance	mm		3,18		3,18			
37	Connections	In	mm	101,6/	-	203,2/	-		
38	Size/rating	Out		127/	-	152,4/	-		
39	Nominal	Intermediate		127/	-	152,4/	-		
40	Tube No. 284	OD 25,4	Tks-Avg 1,65	mm	Length 6000	mm	Pitch 31,75	mm	
41	Tube type	Plain	#/m	Material Carbon Steel		Tube pattern 90			
42	Shell	Carbon Steel	ID 675	OD 695	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) 19,66	H Spacing: c/c	180	mm	
47	Baffle-long	-	Seal type			Inlet	267,21	mm	
48	Supports-tube	U-bend	Type						
49	Bypass seal		Tube-tubesheet joint	Exp.					
50	Expansion joint	-	Type						
51	Rho/V2-Inlet nozzle	1407	Bundle entrance	164		Bundle exit	279	kg/(m s ²)	
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	4157,6	Filled with water	6552,7		Bundle	2121,4	kg	
56	Remarks								
57									
58									



1										
2										
3										
4										
5										
6	Size	600-5700	mm	Type	AES	Hor	Connected in	1 parallel	2 series	
7	Surf/unit(eff.)	190,8	m ²	Shells/unit	2		Surf/shell (eff.)		95,4 m ²	
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT									
9	Fluid allocation			Shell Side			Tube Side			
10	Fluid name			GOPV Producto			Crudo Desalado			
11	Fluid quantity, Total		kg/s	8,0723			34,3369			
12	Vapor (In/Out)		kg/s	0	0	0	0	0		
13	Liquid		kg/s	8,0723	8,0723	34,3369	34,3369			
14	Noncondensable		kg/s	0	0	0	0	0		
15										
16	Temperature (In/Out)		°C	229,03	164	155,4	172			
17	Dew / Bubble point		°C							
18	Density Vapor/Liquid		kg/m ³	/ 757,47	/ 757,47	/ 724,39	/ 724,39			
19	Viscosity		mPa s	/ 0,4235	/ 0,4235	/ 0,646	/ 0,646			
20	Molecular wt, Vap									
21	Molecular wt, NC									
22	Specific heat		kJ/(kg K)	/ 2,691	/ 2,691	/ 2,479	/ 2,479			
23	Thermal conductivity		W/(m K)	/ 0,128	/ 0,128	/ 0,1025	/ 0,1025			
24	Latent heat		kJ/kg							
25	Pressure		bar	6,86466	6,66553	5,55056	5,35716			
26	Velocity		m/s	0,6			1,13			
27	Pressure drop, allow/calc.		bar	0,26	0,19913	0,55898	0,1934			
28	Fouling resist. (min)		m ² K/W	0,0005			0,0005	0,00057 Ao based		
29	Heat exchanged	4,82	MBTU/h	MTD corrected			23,64	°C		
30	Transfer rate, Service	313,1	Dirty	317,4	Clean	480,9		W/(m ² K)		
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL						Sketch			
32				Shell Side		Tube Side				
33	Design/Test pressure	bar	9/	/Code	8/	/Code				
34	Design temperature	°C	330		270					
35	Number passes per shell		1		2					
36	Corrosion allowance	mm	3,18		3,18					
37	Connections	in mm	88,9/ -		203,2/ -					
38	Size/rating	Out	101,5/ -		152,4/ -					
39	Nominal	Intermediate	101,5/ -		152,4/ -					
40	Tube No. 219	OD 25,4	Thk-Avg 1,65	mm	Length 5700	mm	Pitch 31,75	mm		
41	Tube type	Plain	#/m	Material Carbon Steel		Tube pattern 90				
42	Shell	Carbon Steel	ID 600	OD 620	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) 20,1	H Spacing: c/c 135	mm			
47	Baffle-long	-		Seal type		Inlet 228,4	mm			
48	Supports-tube		U-bend		Type					
49	Bypass seal			Tube-tubesheet joint	Exp.					
50	Expansion joint	-		Type						
51	RhoV2-Inlet nozzle	2168	Bundle entrance 209		Bundle exit 208		kg/(m o?)			
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	3309,8	Filled with water 5096,4		Bundle 1628,1		kg			
56	Remarks									
57										
58										

1									
2									
3									
4									
5									
6	Size	600-5700	mm	Type	AES	Hor	Connected in	1 paralel	2 series
7	Surf/unit(eff.)	190,8	m ²	Shells/unit	2		Surf/shell (eff.)	95,4	m ²
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT								
9	Fluid allocation			Shell Side			Tube Side		
10	Fluid name			GOPV/Producto			Crudo Desalado		
11	Fluid quantity, Total			8,0723			34,3369		
12	Vapor (In/Out)			0			0		
13	Liquid			8,0723			34,3369		
14	Noncondensable			0			0		
15									
16	Temperature (In/Out)			229,03			164		
17	Dew / Bubble point								
18	Density Vapor/Liquid			/ 757,47			/ 724,39		
19	Viscosity			/ 0,4235			/ 0,646		
20	Molecular wt, Vap								
21	Molecular wt, NC								
22	Specific heat			/ 2,691			/ 2,479		
23	Thermal conductivity			/ 0,128			/ 0,1025		
24	Latent heat								
25	Pressure			6,86466			6,66553		
26	Velocity			0,6			1,13		
27	Pressure drop, allow/calc.			0,26			0,19913		
28	Fouling resist. (min)			0,0005			0,0005 0,00057 Ao based		
29	Heat exchanged			4,82 MBTU/h			23,64 MTD corrected °C		
30	Transfer rate, Service			313,1 Dirty			480,9 Clean		
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL						Sketch		
32				Shell Side			Tube Side		
33	Design/Test pressure			9/ /Code			8/ /Code		
34	Design temperature			330			270		
35	Number passes per shell			1			2		
36	Corrosion allowance			3,18			3,18		
37	Connections			88,9/ -			203,2/ -		
38	Sizerafting			101,6/ -			152,4/ -		
39	Nominal			101,6/ -			152,4/ -		
40	Tube No. 219			OD 25,4			Tks-Avg 1,65		
41	Tube type			Plain			Material Carbon Steel		
42	Shell			Carbon Steel			ID 600 OD 620 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			Impingement protection None		
47	Baffle-long			-			Type Single segmental		
48	Supports-tube			U-bend			Cut(%d) 20,1		
49	Bypass seal			-			H Spacing: c/c 135 mm		
50	Expansion joint			-			Inlet 228,4 mm		
51	RhoV2-Inlet nozzle			2168			Type		
52	Gaskets - Shell side			Flat Metal Jacket Fibe			Bypass seal Exp.		
53	Gaskets - Floating head			Flat Metal Jacket Fibe			Type		
54	Code requirements			ASME Code Sec VIII Div 1			Bundle entrance 209		
55	Weight/Shell			3309,8			Bundle exit 208		
56	Remarks						kg/(m s ²)		
57							kg		
58									

1									
2									
3									
4									
5									
6	Size	800-5550	mm	Type	AES	Hor	Connected in	1 parallel	2 series
7	Surf/unit(eff.)	318,9	m ²	Shells/unit	2		Surf/shell (eff.)	159,5	m ²
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT								
9	Fluid allocation			Shell Side			Tube Side		
10	Fluid name			Resid Vacio 1			Crudo Desalado		
11	Fluid quantity, Total		kg/s	30,8674			40,0869		
12	Vapor (In/Out)		kg/s	0	0	0	0	0	0
13	Liquid		kg/s	30,8674	30,8674	40,0869	40,0869	40,0869	40,0869
14	Noncondensable		kg/s	0	0	0	0	0	0
15									
16	Temperature (In/Out)		°C	211,24	188,64	172	189,7	189,7	189,7
17	Dew / Bubble point		°C						
18	Density	Vapor/Liquid	kg/m ³	/ 828,26	/ 828,26	/ 709,42	/ 709,42	/ 709,42	/ 709,42
19	Viscosity		mPa s	/ 4,7814	/ 4,7814	/ 0,536	/ 0,536	/ 0,536	/ 0,536
20	Molecular wt, Vap								
21	Molecular wt, NC								
22	Specific heat		kJ/(kg K)	/ 2,595	/ 2,595	/ 2,551	/ 2,551	/ 2,551	/ 2,551
23	Thermal conductivity		W/(m K)	/ 0,145	/ 0,145	/ 0,0974	/ 0,0974	/ 0,0974	/ 0,0974
24	Latent heat		kJ/kg						
25	Pressure		bar	6,82543	6,63413	5,55056	5,06523	5,06523	5,06523
26	Velocity		m/s	0,48			1,56		
27	Pressure drop, allow./calc.		bar	0,26	0,1913	0,55898	0,49534	0,49534	0,49534
28	Fouling resist. (min)		m ² K/W	0,0005			0,0005	0,00057	As based
29	Heat exchanged	6,18	MBTU/h	MTD corrected			18,06	°C	18,06
30	Transfer rate, Service	314,2	Dirty	314,5	Clean	474,3	W/(m ² K)	W/(m ² K)	W/(m ² K)
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL						Sketch		
32				Shell Side		Tube Side			
33	Design/Test pressure	bar	s/ /Code	8/ /Code		8/ /Code			
34	Design temperature	°C	310		290				
35	Number passes per shell		1		4				
36	Corrosion allowance	mm	3,18		3,18				
37	Connections	In mm	203,2/ -		203,2/ -				
38	Size/rating	Out	203,2/ -		203,2/ -				
39	Nominal	Intermediate	203,2/ -		203,2/ -				
40	Tube No. 378	OD 25,4	Tks-Avg 1,65	mm	Length 5550	mm	Pitch 31,75	mm	mm
41	Tube type	Plain	#/m	Material Carbon Steel		Tube pattern	90		
42	Shell	Carbon Steel	ID 800	OD 824	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) 29,56	H Spacing: c/c	375	mm	mm
47	Baffle-long	-	Seal type			Inlet	580,71	mm	mm
48	Supports-tube		U-bend		Type				
49	Bypass seal			Tube-tubesheet joint	Exp.				
50	Expansion joint	-		Type					
51	Rho/2-Inlet nozzle	1104	Bundle entrance	224		Bundle exit	290	kg/(m c ²)	kg/(m c ²)
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	5669	Filled with water	8903,6		Bundle	2627,4	kg	kg
56	Remarks								
57									
58									

