

UNIVERSIDAD DE ORIENTE  
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI  
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS  
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA



“EVALUACIÓN DEL TREN DE PRECALENTAMIENTO DE LA UNIDAD 16  
DE HIDROCRAQUEO DE GASÓLEOS PESADOS DEL MEJORADOR PDVSA  
PETROPIAR ESTADO ANZOÁTEGUI”

Presentado por:  
ALEXIS JOSÉ MATA FERNÁNDEZ

Trabajo de Grado presentado ante la Universidad de Oriente como requisito parcial  
para optar al título de  
INGENIERO QUÍMICO

Puerto La Cruz, Abril 2010

UNIVERSIDAD DE ORIENTE  
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI  
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS  
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA



“EVALUACIÓN DEL TREN DE PRECALENTAMIENTO DE LA UNIDAD 16  
DE HIDROCRAQUEO DE GASÓLEOS PESADOS DEL MEJORADOR PDVSA  
PETROPIAR ESTADO ANZOÁTEGUI”

ASESORES

Lucas Álvarez Martínez, Ph.D.  
Asesor Académico

Químico Elba Ayala  
Asesor Industrial

Puerto La Cruz, Abril 2010

UNIVERSIDAD DE ORIENTE  
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI  
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS  
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA



“EVALUACIÓN DEL TREN DE PRECALENTAMIENTO DE LA UNIDAD 16  
DE HIDROCRAQUEO DE GASÓLEOS PESADOS DEL MEJORADOR PDVSA  
PETROPIAR ESTADO ANZOÁTEGUI”

JURADO

El jurado hace constar que asignó a esta Tesis la calificación de:

Jurado Principal  
Ing. Químico Yraima Salas

Jurado Principal.  
Ing. Químico Freddy Santamaría

Puerto La Cruz, Abril 2010

## **RESOLUCIÓN**

De acuerdo a Artículo 41 del Reglamento de Trabajos de Grado: “los trabajos de grado son de exclusiva propiedad de la Universidad de Oriente, sólo podrán ser utilizados para otros fines con el consentimiento del Consejo de Núcleo respectivo, el cual lo participará al Consejo Universitario”

## **DEDICATORIA**

A Dios, por darme la engría necesaria para seguir adelante y permitirme alcanzar esta importante meta en mi vida.

## **AGRADECIMIENTO**

A mis padres por brindarme su apoyo, comprensión y por enseñarme el valor de los estudios y del aprendizaje, los cuales me ayudarán para seguir adelante.

A la Universidad de Oriente por darme la oportunidad de crecer cada día más.

A mis asesores por el tiempo dedicado, por su excelente ayuda y sus valiosas orientaciones e ideas que me sirvieron para la realización de este trabajo de grado.

Al personal de la empresa PDVSA PetroPiar, que intervino en la elaboración de este trabajo. Gracias a todos por la colaboración que me brindaron.

A mis compañeros pasantes, gracias por su ayuda.

**A Todos Mil Gracias**

## INDICE GENERAL

RESOLUCIÓN .....	iv
DEDICATORIA .....	v
AGRADECIMIENTO .....	vi
INDICE GENERAL .....	vii
INDICE DE TABLAS .....	xi
INDICE DE FIGURAS.....	xii
RESUMEN.....	xiv
CAPITULO I.....	15
INTRODUCCIÓN .....	15
1.1 Identificación de la empresa.....	16
1.1.1 La empresa .....	16
1.1.2 Descripción general del mejorador de crudo pdvsa petropiar.....	21
1.2 Planteamiento del problema.....	23
1.3 Objetivos .....	26
1.3.1 Objetivo general .....	26
1.3.2 Objetivos específicos .....	26
CAPITULO II .....	27
MARCO TEÓRICO.....	27
2.1 Antecedentes .....	27
2.2 Mejoramiento de crudo .....	28
2.3 Descripción de las areas del mejorador.....	29
2.3.1 Área de crudo.....	29
2.3.2 Area de coquificación retardada .....	29
2.3.3 Area de hidroprocesamiento .....	29
2.3.4 Area de azufre .....	30
2.3.5 Regeneración de amina (unidad 24).....	31

2.3.6 Unidad de aguas agrias (unidad 26).....	31
2.3.7 Unidad de recuperación de azufre (unidad 28) .....	31
2.3.8 Procesos claus .....	32
2.3.9 Unidad de formación de azufre (unidad 32) .....	32
2.3.10 Unidad de manejo de azufre (unidad 64).....	32
2.3.11 Area de servicios industriales .....	32
2.3.12 Sistema de agua potable y de servicios (unidad 44) .....	33
2.3.13 Sistema de ósmosis inversa (unidad 42) .....	33
2.3.14 Sistema de aguas de calderas y recuperación de condensado (unidad 43).....	33
2.3.15 Sistema de generación y distribución de vapor (unidad 41) .....	33
2.3.16 Sistemas de aguas de enfriamiento (unidad 47).....	34
2.3.17 Plantas de tratamientos de aguas residuales (unidad 65) .....	34
2.3.18 Sistemas de aires de plantas e instrumentación (unidad 46).....	34
2.3.19 Sistema de gas inerte (unidad 48) .....	34
2.4 Area de hidroprocesamiento .....	35
2.4.1 Hidrotratamiento de aceites livianos (unidad 14) .....	35
2.4.2 Hidrocraqueo de gasóleos pesados (unidad 16).....	37
2.4.3 Química del proceso.....	38
2.4.4 Hidrocraqueo de parafinas .....	39
2.4.5 Hidrocraqueo de naftenos .....	39
2.4.6 Hidrocraqueo de aromáticos .....	39
2.4.7 Reacciones colaterales .....	40
2.4.8 Características del catalizador.....	40
2.4.9 Activación del catalizador.....	41
2.4.10 Causa de desactivación del catalizador .....	41
2.5 Descripción del proceso de hidrocraqueo en pdvsa petropiar.....	42
2.5.1 Sección de alimentación.....	43
2.5.2 Sección de reacción.....	43



2.5.3 Sección de enfriamiento, separación y gas de recicló.....	44
2.5.4 Soporte al hidropcesamiento (unidad 15).....	44
2.6 Proceso de transferencia de calor.....	45
2.6.1 Clasificación y aplicaciones de los intercambiadores de calor más usados.....	46
2.6.2 Intercambiador del tipo tubo y carcaza.....	47
2.6.2.1 Según Su Construcción.....	48
2.6.2.2 Tubos.....	49
2.6.2.3 Placa De Tubos.....	50
2.6.2.4 Carcaza.....	50
2.6.2.5 Cabezales.....	51
2.6.2.6 Deflectores O <i>Baffles</i> .....	55
2.6.3 Según su servicio.....	56
2.7 Simulación de procesos químicos.....	57
2.7.1 Simulación cualitativa y cuantitativa.....	58
2.7.2 Simulación estacionaria y dinámica.....	58
2.7.3 Interpretación de los resultados.....	59
2.7.4 HEXTRAN.....	60
2.7.5 PRO II.....	62
2.7.6 Modelo termodinámico.....	63
2.8 Aspen Process Explorer.....	66
2.9 Tipos y usos de estimado de costos.....	70
CAPITULO III.....	73
DESARROLLO DEL TRABAJO.....	73
3.1 Metodología aplicada.....	73
3.1.1 Recopilación de información.....	73
3.2 Opciones de mejoramiento del proceso.....	85
3.3 Estimado de costos.....	86
CAPITULO IV.....	87

DISCUSIÓN DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES .	87
4.1 Discusión de resultados.....	87
4.1.1 Simulación del tren de precalentamiento. Caso diseño.....	87
4.1.2 Simulación del tren de precalentamiento. Caso operación .....	89
4.1.3 Propuestas de mejoramiento del proceso .....	90
4.1.3.1 Incorporación de otro intercambiador de calor .....	90
4.1.3.2 Modificación del tren de precalentamiento existente.....	92
4.1.4 Estimación de costos clase v de las opciones propuestas .....	95
4.1.5 Selección de la mejor alternativa técnico-económica .....	98
4.2 Conclusiones .....	99
4.3 Recomendaciones.....	100
BIBLIOGRAFÍA .....	101
ANEXOS .....	<b>¡Error! Marcador no definido.</b>
METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO .....	104

## INDICE DE TABLAS

Tabla 2.1. Tipos de cabezales anteriores.....	52
Tabla 2.2. Tipos de cabezales posteriores: resumen de aplicaciones.....	54
Tabla 2.4. Modelos termodinámicos. <sup>[11]</sup> .....	64
Tabla 2.5. Herramientas del Aspen Process Explorer.....	67
Tabla 3.1. Recipientes indicados por la ASTM para la toma de muestras de la unidad 16 .....	75
Tabla 3.2. Métodos de ensayo utilizados en el laboratorio para los análisis de las muestras de la unidad 16 .....	76
Tabla 3.3. Nomenclatura de las etiquetas ( <i>Tags</i> ) en Aspen Process Explorer .....	79
Tabla 3.4. Características de los intercambiadores del tren de precalentamiento de la unidad de hidrocraqueo de PDVSA PetroPiar.....	81
Tabla 3.5 Parámetros operacionales caso diseño del tren de precalentamiento de la unidad de hidrocraqueo .....	83
Tabla 3.6 Parámetros operacionales caso operación del tren de precalentamiento de la unidad de hidrocraqueo.....	84
Tabla 4.1 Comparación de las temperaturas de diseño a las de simulación obtenidas en Hextran .....	88
Tabla 4.2 Comparación de las temperaturas de operación con respecto a las de simulación obtenidas en Hextran .....	89
Tabla 4.3 Estimado de costos para la propuesta de incorporación de otro intercambiador de calor .....	96
Tabla 4.4 Estimado de costos para la propuesta de modificación del tren de precalentamiento existente .....	97

## INDICE DE FIGURAS

Figura 1.1. Accionistas y organización de la filial PDVSA PetroPiar.....	17
Figura 1.2. Ubicación geográfica del mejorador de crudo PDVSA PetroPiar.....	19
Figura 1.3. Ubicación geográfica de la Faja Petrolífera del Orinoco.....	20
Figura 1.4. Diagrama de bloques del Mejorador de crudo extra pesado. <sup>[2]</sup> .....	22
Figura 1.5 Diagrama de procesos de la unidad de hidrocrqueo. <sup>[2]</sup> .....	24
Figura 2.1. Características del proceso de la unidad de hidrotratamiento. <sup>[2]</sup> Capacidad de diseño: 60 (Mil Barriles Por Día de Operación, MBPDO).....	36
Figura 2.2. Reacciones de la unidad de hidrotratamiento. <sup>[2]</sup> .....	37
Figura 2.3. Características del proceso de la unidad de hidrocrqueo. <sup>[2]</sup> Capacidad de diseño: 55 (Mil Barriles Por Día de Operación, MBPDO). .....	38
Figura 2.4. Descripción del proceso de hidrocrqueo.[2] .....	43
Figura 2.5.Características del proceso de la unidad de soporte al Hidroprocesamiento. <sup>[2]</sup> .....	45
Figura 2.6. Intercambiador de calor carcaza y tubo. <sup>[8]</sup> .....	49
Figura 2.7. Haz tubular de un intercambiador de carcaza y tubos. <sup>[9]</sup> .....	50
Figura 2.8. Placa de tubos de un intercambiador de carcaza y tubos. <sup>[9]</sup> .....	50
Figura 2.9. Nomenclatura TEMA para intercambiadores de calor. <sup>[6]</sup> .....	55
Figura 2.10. Tipos de deflectores transversales. <sup>[8]</sup> .....	56
Figura 2.11. Ventana de presentación del simulador Hextran. <sup>[11]</sup> .....	61
Figura 2.12. Ventana de presentación del simulador Pro II. <sup>[12]</sup> .....	62
Figura 2.13. Modelo termodinámico del simulador Hextran. <sup>[11]</sup> .....	66
Figura 2.14. Modelo termodinámico del simulador Pro II. <sup>[12]</sup> .....	66
Figura 2.15. Ventana de presentación del Aspen Process Explorer. <sup>[14]</sup> .....	67
Figura 2.16. Componentes principales del Aspen Process Explorer. <sup>[14]</sup> .....	69

Figura 2.17. Esquemático de la unidad de hidrocrqueo. <sup>[14]</sup> .....	70
Figura 3.1. Portal principal del laboratorio de la empresa PDVSA PetroPiar .....	77
Figura 3.2. Muestra de reporte generado del laboratorio de la empresa PDVSA PetroPiar .....	78
Figura 3.3. Herramienta de Aspen en Office Microsoft Excel (2003) . <sup>[18]</sup> .....	80
Figura 3.4. Tren de precalentamiento de la unidad de hidrocrqueo caso diseño y Operación .....	83
Figura 4.1. Tren de precalentamiento de la unidad de hidrocrqueo caso <i>intercambiador adicional</i> .....	90
Figura 4.2. Diagrama simplificado del proceso de la unidad de hidrocrqueo.....	92
Figura 4.3. Tren de precalentamiento modificado de la unidad de hidrocrqueo.....	94

## RESUMEN

En este trabajo se reporta la evaluación de los intercambiadores de calor del tren de precalentamiento de la unidad de hidrocraqueo de gasóleos pesados del mejorador PDVSA PetroPiar, enfocada en los siguientes objetivos específicos: validar el tren de precalentamiento con el simulador Hextran a condiciones de diseño y de operación actual; proponer opciones de mejoramiento del proceso de precalentamiento; estimar costos de clase V a las opciones propuestas; y seleccionar la mejor alternativa considerando el análisis técnico-económico. Los casos de *diseño* y de *operación* actual fueron validados mediante las simulaciones en base a las diferencias de temperaturas de entrada y salida de las corrientes (lados coraza y tubos) de los intercambiadores, al concluirse que las desviaciones de temperatura resultaron ser menores que 1% en la mayoría de los datos de diseño, y aceptables en todos los datos de operación; aunque en el *caso diseño* a la salida del lado tubo en los intercambiadores 16-E-002 AB y 16-E-004 ABC, dichas desviaciones fueron significativas (13,8% y 17,5 %, respectivamente). Como opciones de mejoramiento al proceso de precalentamiento se propuso la incorporación de otro intercambiador de calor, y la modificación del actual tren de intercambiadores mediante el desvío de la mitad del flujo másico de la carga líquida de gasóleos por medio de tuberías a otro equipo intercambiador. Tras las simulaciones, ninguna de las propuestas logró mejorar el proceso. La adición de un intercambiador de calor al sistema produjo factor de ensuciamiento negativo en el lado de los tubos de los equipos de intercambio y el descarte de dicha opción, aunque con ésta haya disminuido el diferencial de temperatura en el punto de mezcla (carga líquida de gasóleos con hidrógeno) por debajo de 250 °F. Tampoco la modificación del proceso resultó factible, ya que el diferencial obtenido fue muy superior a 250 °F, arrojando también ensuciamiento negativo; siendo ésta la propuesta más económica que la de agregar un intercambiador al tren de precalentamiento, en proporción de costos 1:10.

# CAPITULO I

## INTRODUCCIÓN

En Venezuela, las exploraciones en la Faja del Orinoco se iniciaron en 1920, pero los resultados fueron decepcionantes. El petróleo que se encontró era demasiado pesado para su explotación comercial, de acuerdo con las condiciones tecnológicas y económicas de entonces. La misma historia se repitió en la década de los años 30, cuando se perforaron unos 45 pozos. De hecho, en aquella época a la faja se le conocía por el nombre de Faja Bituminosa del Orinoco. Un tercer esfuerzo se realizó en 1956/1957, llegándose a producir unos 20.000 barriles diarios de crudo pesado; y fue entonces cuando la faja fue rebautizada como Faja Petrolífera del Orinoco. En efecto, las exploraciones revelan que la faja contenía predominantemente petróleo pesado, más precisamente extra pesado, de acuerdo con la nomenclatura actual, y no una materia bituminosa como se pensaba previamente.<sup>[1]</sup>

La faja consiste básicamente de crudo extra pesado, es decir, crudo de menos de 10 °API; lo cual significa que es más pesado que el agua, la cual tiene 10 °API. A la temperatura ambiental y a la presión atmosférica, este tipo de crudo se vuelve pastoso como un bitumen. De allí que el crudo extra pesado es calificado como petróleo no convencional, lo cual significa que es un líquido, tanto dentro del yacimiento como afuera en la superficie.

En consecuencia, el crudo extra pesado tiene dificultades para ser transportado, para lo cual tradicionalmente se han aplicado dos soluciones. Primero, puede ser calentado para mantenerlo en estado líquido durante su transporte, sea por oleoducto o por barco; esto es lo que se hace corrientemente con los crudos pesados y extra pesados destinados a la producción de asfalto. Segundo, puede ser mezclado con un

diluyente, sea un crudo más liviano o un derivado, como por ejemplo la nafta o el kerosén.

Sin embargo, dado el tamaño de la faja y la existencia relativamente baja de crudos livianos en Venezuela, había buenas razones para buscar soluciones para el transporte del crudo extra pesado. Luego el crudo mejorado se comercializaría como crudo convencional. De hecho, es lo que se ha venido haciendo a partir de la construcción de cuatro plantas mejoradoras de crudos no convencionales de la faja. Así, el crudo extra pesado solo tiene que ser transportado por oleoducto y en distancias relativamente cortas. Por lo tanto, ahora es posible utilizar un diluyente para el transporte de crudo extra pesado en oleoductos, pero recuperándolo posteriormente en plantas de procesamiento para su reciclaje al campo de producción. Entre las dos alternativas para el transporte de crudo extra pesado, de mezclarlo con agua, por una parte, o con un diluyente, por la otra, en definitiva fue esta última la que resultó superior económicamente, y la que está siendo utilizada en los proyectos de la faja.

## **1.1 Identificación de la empresa**

### **1.1.1 La empresa**

PDVSA PetroPiar (antiguamente llamada Petrolera Ameriven S.A.) fue creada en 1997, siendo una de las operadoras de las cuatro asociaciones estratégicas que formó PDVSA para la explotación del crudo extra pesado de la Faja Petrolífera del Orinoco. En esta sociedad participaron PDVSA (30%), Conoco Phillips (40%) y Chevron Texaco (30%). Esta asociación era también conocida como Proyecto Hamaca, porque así se llamaba el área de la Faja donde están ubicados los yacimientos adjudicados a esta empresa; actualmente recibe el nombre de campo Ayacucho y cuenta con un área de 463,07 km<sup>2</sup>.



La firma del convenio de asociación se efectuó en julio de 1997 e inmediatamente arrancó la fase de ingeniería básica. En mayo de 1998 se comenzó con la sísmica tridimensional y a mediados del año 1999 la empresa comenzó con la licitación de los paquetes de ingeniería, procura y construcción, proceso que concluyó en agosto de 2000 con la adjudicación del mismo consorcio liderado por Fluor Daniel y la empresa venezolana Inelectra. La producción temprana se inició en 2002, y el mejoramiento se comenzó en el último trimestre de 2004.

Según el decreto 5200 publicado en gaceta oficial el 26 de febrero de 2007, Petrolera Ameriven pasó a ser empresa mixta, siendo ahora una asociación entre PDVSA (70%) y Chevron-Texaco (30%). El 1 de mayo de 2007, la empresa se nacionalizó y a partir del 1 de enero de 2008, pasó a ser PDVSA PetroPiar. Se observa en la figura 1.1.

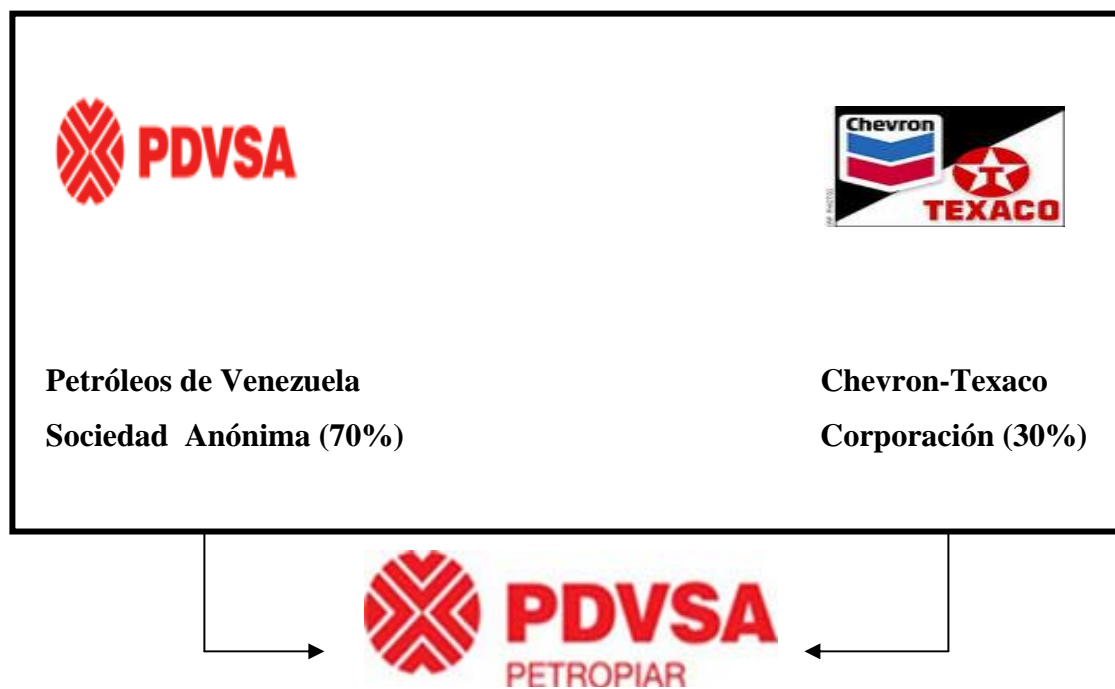


Figura 1.1. Accionistas y organización de la filial PDVSA PetroPiar

PDVSA PetroPiar se encuentra ubicada en el Condominio Industrial de Jose, estado Anzoátegui (figura 1.2). Encargándose de la producción de crudo extra pesado proveniente del campo Ayacucho de la Faja Petrolífera del Orinoco, en el este de Venezuela. El Campo Petrolero Ayacucho se encuentra ubicado, aproximadamente, a 200 kilómetros al sur de la costa del Mar Caribe, entre los municipios Independencia, Simón Rodríguez y Francisco de Miranda, de las ciudades de Soledad, El Tigre y Pariaguán en el estado Anzoátegui (figura 1.3).

Este crudo extra pesado requiere ser diluido con nafta pesada, para reducir dos propiedades importantes (densidad y viscosidad), y así poder realizar su bombeo al mejorador. Esto es posible utilizando bombas multifásicas para trasladar la producción del pozo a la estación central COB (Centro de Operaciones Bare, estado Anzoátegui), donde se separan el gas y el agua del crudo. Dichas bombas son necesarias debido a que el crudo está compuesto por tres fases: dos líquidas (crudo y agua) y una gaseosa (gas); esta última es separada, comprimida y enviada a una estación de flujo central para su desulfuración, secado y envío a PDVSA Gas.<sup>[2]</sup>

En la estación central de producción COB, también se realiza la remoción de agua (deshidratación) y posteriormente el crudo diluido es enviado a almacenaje intermedio PTO (Patio de Tanques Oficina). Desde aquí el crudo diluido es bombeado por lotes al mejorador, a través del sistema de tuberías, el cual comparte con la empresa Petro Monagas, anteriormente denominada Cerro Negro. Del mismo modo, la nafta diluyente es bombeada por lotes a través de una tubería paralela separada, compartida con Petro Monagas, de regreso hacia el campo de producción.

En PDVSA PetroPiar se procesa la mezcla de 190 MBDO (Miles de Barriles Diarios de Operación) de crudo extra pesado de 8,5 °API, diluido con 58 MBDO de nafta de 47 °API, para una carga total de crudo diluido de 248 MBDO de 16 °API. Dicha carga contiene los siguientes contaminantes: 3,16% de azufre, 1.244 ppmp de

nitrógeno básico, 4.577 ppmp de nitrógeno total, 63 ppmp de níquel y 249 ppmp de vanadio. Al final del proceso se obtiene 180 MBDO de crudo sintético de 26 °API, al cual se le ha mejorado considerablemente su calidad, con un menor contenido de contaminantes: 1,6 % p/p de azufre, 2.700 ppmp de nitrógeno, 49 ppmp de níquel y 171 ppmp de vanadio.<sup>[2]</sup>

Las actividades de PetroPiar están pautadas para desarrollarse en un período de 35 años, con una inversión cercana a los 4 mil millones de dólares.

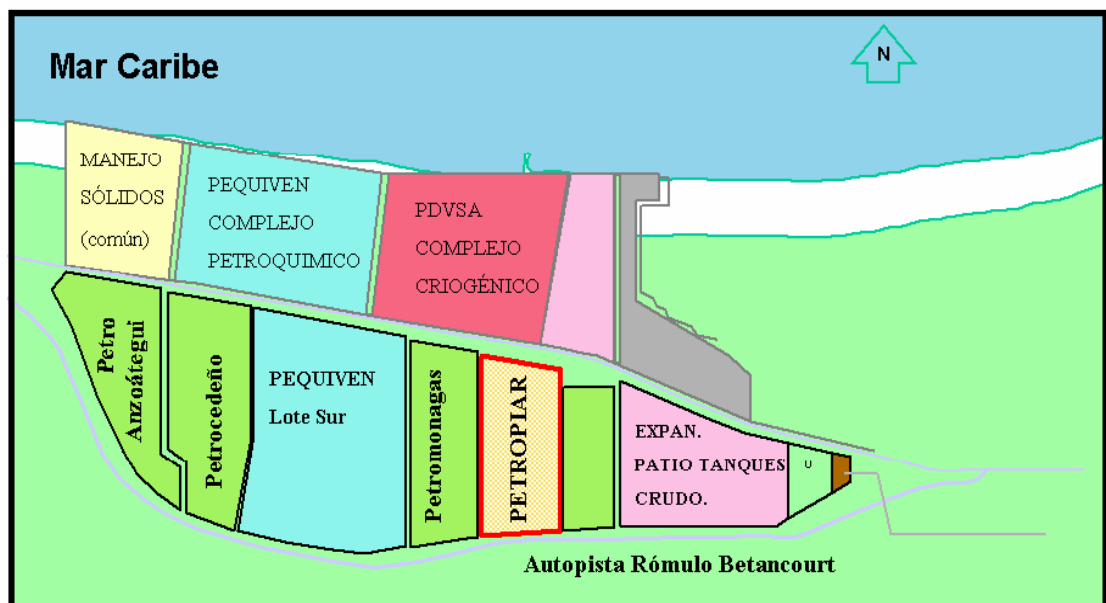


Figura 1.2. Ubicación geográfica del mejorador de crudo PDVSA PetroPiar

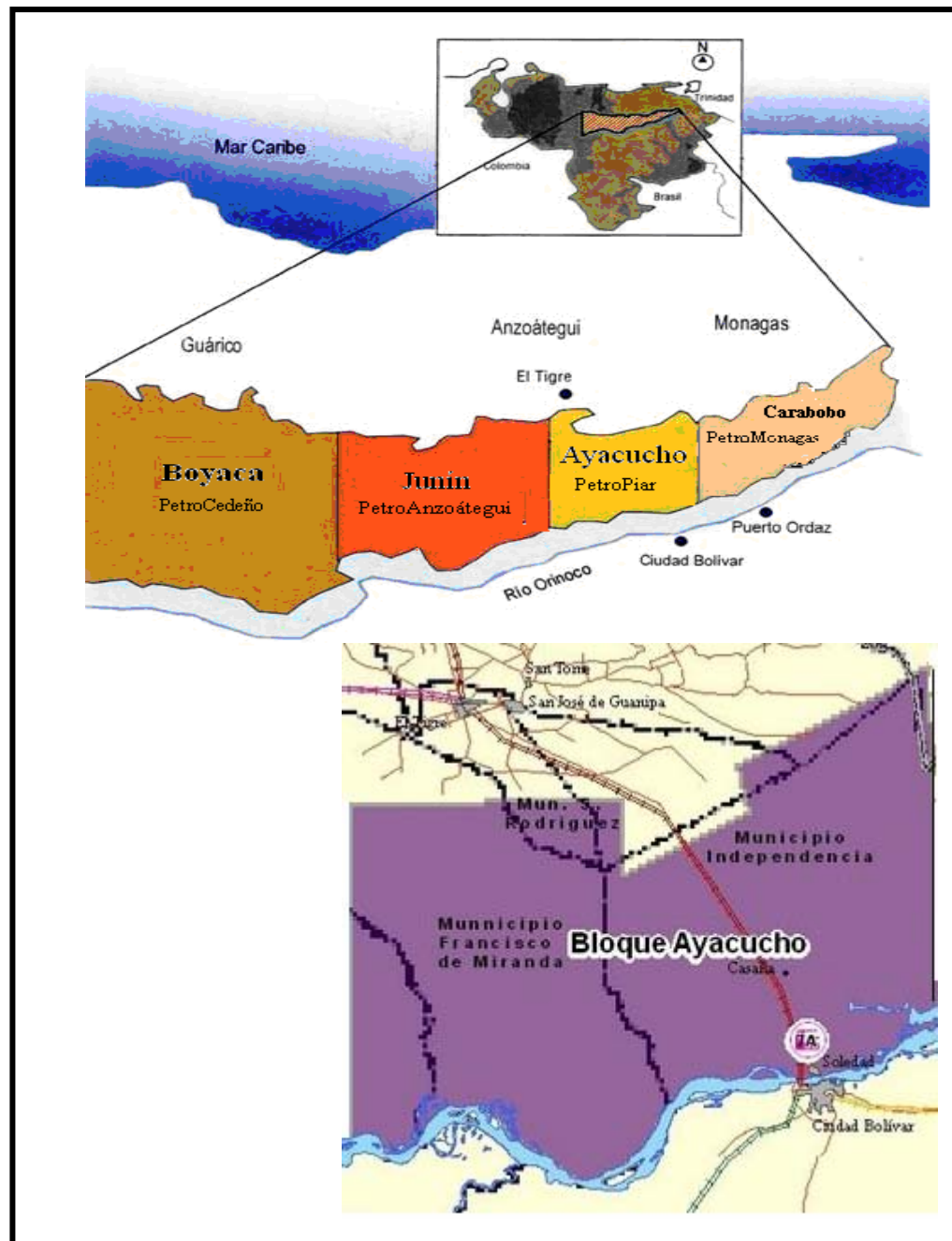


Figura 1.3. Ubicación geográfica de la Faja Petrolífera del Orinoco

### **1.1.2 Descripción general del mejorador de crudo pdvsa petropiar**

La transformación del crudo se realiza en ciertas unidades de proceso, las cuales a su vez se apoyan en unidades de generación o distribución de servicios utilitarios y otras unidades externas como los patios de tanques, mechurrios, tratamiento de efluentes, etc.

El crudo diluido es desalado y fraccionado en nafta, destilados livianos y pesados, y residual por el fondo de la columna de destilación atmosférica de la unidad de crudo. La nafta es recirculada al campo de producción para ser reutilizada como diluyente del crudo virgen. El residual atmosférico es fraccionado en gasóleos livianos, medianos y pesados, y residuo de vacío por el fondo en la columna de destilación al vacío, de la unidad de crudo. La mayor parte del residuo de vacío se alimenta a la unidad de coquificación retardada, donde es térmicamente craqueado para producir: gas combustible, gas licuado de petróleo, nafta, gasóleos livianos y pesados y coque; éste coque es triturado y despachado. El gas combustible y el gas licuado de petróleo son enviados a la planta de gas que se encarga de mezclar y distribuir el gas obtenido en las plantas de proceso y el gas natural importado. El residuo de vacío restante es desviado del coquificador retardado y está directamente mezclado en el crudo comercial.

El mejorador de crudo cuenta con dos unidades de hidroprocesamiento, una unidad de hidrotratamiento de aceites livianos y una unidad de hidrocraqueo de gasóleos. Estas unidades cuentan con sistemas catalíticos que tienen capacidad para remover azufre y nitrógeno mediante hidrotratamiento y para elevar la gravedad API mediante hidrocraqueo, con el objetivo de producir crudo de alto valor comercial a partir del crudo extra pesado. Todo esto se logra mediante el tratamiento con hidrógeno, el cual proviene de la unidad de Producción de hidrógeno. Los productos de las unidades de hidroprocesamiento son tratados a continuación en la unidad de

Soporte al hidroprocesamiento. En esta unidad se realiza la separación de los productos y posteriormente el tratamiento con amina, requeridos por las unidades de hidrotratamiento e hidrocrackeo, donde se lleva a cabo la mezcla de crudo comercial. Los compuestos contaminantes a base de azufre, nitrógeno y otros presentes en los productos de las unidades de hidrotratamiento e hidrocrackeo, son removidos por lavado con agua o absorción con soluciones acuosas de aminas, y posteriormente tratados en la unidad de tratamiento de aguas agrias y en la unidad de regeneración de aminas. Gases ricos en azufre y amoníaco provenientes de estas unidades son procesados en la unidad de recuperación de azufre como un subproducto, y para la destrucción del amoníaco. En la figura 1.4 se presenta un diagrama general del proceso.<sup>[2]</sup>

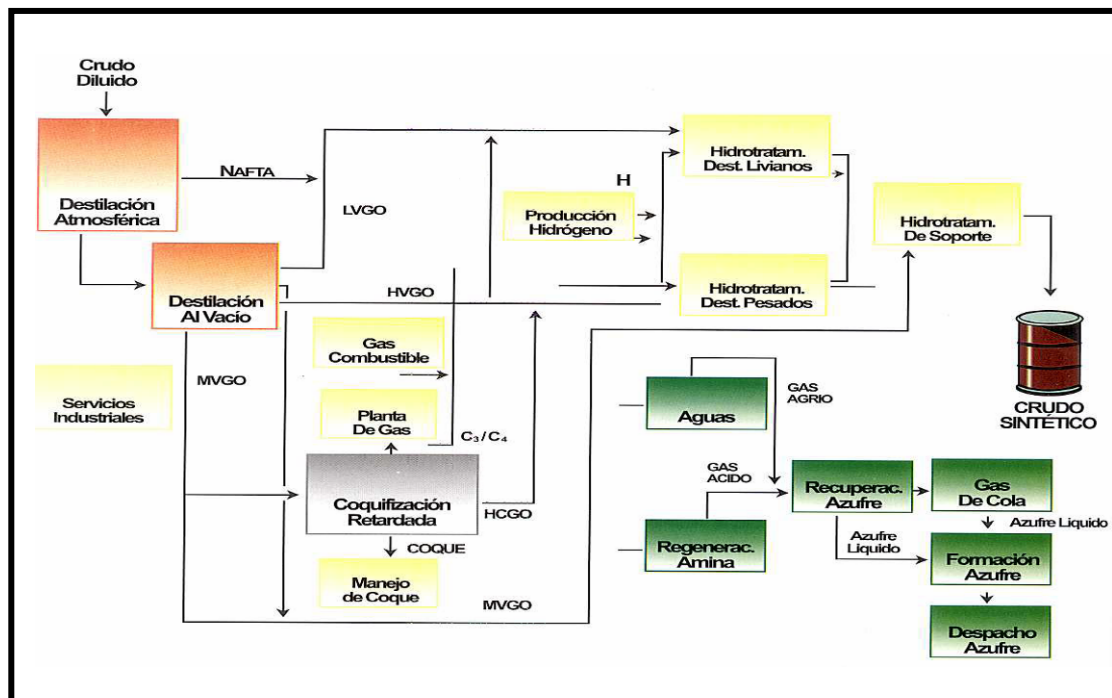


Figura 1.4. Diagrama de bloques del Mejorador de crudo extra pesado.<sup>[2]</sup>

## 1.2 Planteamiento del problema

El área de Hidroprocesamiento está conformada por las unidades de Hidrotratamiento de Aceites Livianos (Unidad 14); soporte al Hidroprocesamiento (Unidad 15) e Hidrocraqueo de Gasóleos Pesados (Unidad 16), que fueron diseñadas y adquiridas bajo la licencia de UOP (*Universal Oil Products*). Las unidades 14 y 16, cuentan con sistemas catalíticos que tienen capacidad para remover azufre y nitrógeno mediante hidrotratamiento y para elevar la gravedad API mediante hidrocraqueo, con el objetivo de producir crudo de alto valor comercial a partir del crudo extra pesado. La unidad 15, se realiza la separación de los productos y posteriormente tratamiento con amina, requeridos por las unidades de hidrotratamiento e hidrocraqueo, donde se lleva a cabo la mezcla de crudo comercial.

Desde el arranque del mejorador se han observado algunas desviaciones que evidencian limitaciones dentro del sistema catalítico y operativo de los reactores de la unidad 16 (16-R-001 A y B). Entre estas desviaciones se encuentran:

- Incremento de presión diferencial en los primeros lechos de los reactores unidad 16.
- Alto diferencial de temperatura en el punto de mezcla entre el gas hidrógeno y la carga líquida que entra a los reactores.

Basándose en lo antes mencionado, este estudio está dirigido hacia la búsqueda de posibles soluciones a la problemática existente del alto diferencial de temperatura en el punto de mezcla de los reactores de hidrocraqueo, y su influencia en el incremento de la presión diferencial en los primeros lechos de dicho reactores. En la Figura 1.5 se ilustra el proceso de hidrocraqueo.

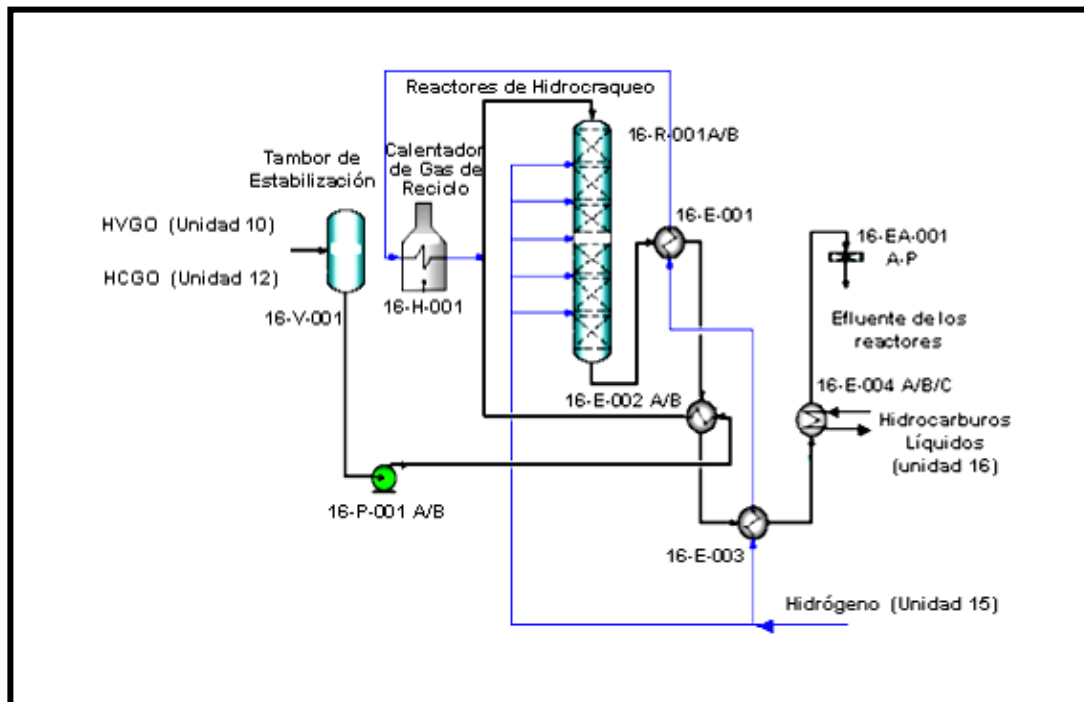


Figura 1.5 Diagrama de procesos de la unidad de hidrocrackeo.<sup>[2]</sup>

La alimentación es una mezcla de carga líquida de (HVGO) (*Heavy Vacuum Gas Oil*) Gasóleo Pesado de Vacío y (HCGO) (*Heavy Coker Gas Oil*) Gasóleo Pesado de Coquificación, provenientes de la unidad 10 de crudo y de la unidad 12 de coquificación retardada respectivamente, que pasa a través de un tambor de estabilización. La carga líquida es succionada por las bombas de carga 16-P-001 A/B, es transferida a los intercambiadores de calor por el lado tubo 16-E-002A/B, donde la alimentación es calentada con el efluente de los reactores 16-R-001A/B. Luego el hidrógeno gaseoso proveniente de la unidad 15 de soporte al hidroprocesamiento es calentado por medio del horno 16-H-001 (calentador de gas de reciclo), posteriormente es mezclado (punto de mezcla) con la carga líquida proveniente del intercambiador de calor 16-E-002A/B, se dirige a los reactores 16-R-001 A/B, a lo largo de ellos se encuentran instalados puntos de inyección de hidrógeno, provenientes de la unidad 15, los cuales se emplean como medio de



enfriamiento (*quench*) para mantener en control las temperaturas de las reacciones exotérmicas dentro del reactor, obteniéndose el efluente de los reactores, el mismo es enfriado al pasar por los intercambiadores 16-E-001, 16-E-002 A/B, 16-E-003, 16-E-004A/B/C. El efluente fluye hacia los enfriadores/condensadores 16-EA-001A-P, continua su recorrido aguas abajo, obteniéndose los hidrocarburos líquidos, que es enviado por lado tubos a los intercambiadores 16-E-004 A/B/C, donde es calentado contra el efluente de los reactores y posteriormente fluye hacia la unidad 15.

Se conoce que diferenciales de temperatura en el punto de mezcla mayores a los 250 °F provocan la polimerización de aromáticos. La acción propia del catalizador genera la formación de compuesto aromáticos poli-nucleares promovidos por la parte ácida del mismo la cual puede protonar un anillo aromático, y favorecer la unión del anillo con otro anillo aromático, para formar compuestos aromáticos más grandes.

Esta nueva molécula puede someterse a un proceso de condensación, para formar una molécula poli-aromática, producida sobre el catalizador la cual puede crecer y hacerse mas pesada. Este tipo de compuestos puede depositarse sobre el catalizador y formar coque conllevando a la desactivación del mismo, o bien pueden salir del reactor y producir taponamiento aguas abajo.

Actualmente se opera con diferenciales de temperatura de 313 °F superiores al mencionado anteriormente, por lo que se presume formación de polímeros en ese punto, trayendo como consecuencia el incremento del diferencial de presión de los primeros lechos de los reactores. Cuando este diferencial se incrementa hasta 75 psig, que es la máxima presión permisible para garantizar la integridad física de los reactores, se realiza un despojamiento con hidrógeno caliente, el cual consiste en eliminar el coque blando que se forma a lo largo del reactor y así reducir el diferencial de presión en el primer lecho.

La frecuencia de ejecución del despojamiento con hidrógeno ha venido aumentando, así como también el impacto de las desviaciones antes mencionadas, lo que induce a tener que evaluar las posibles alternativas a ser consideradas para la reducción de dichos diferenciales de presión en este punto de mezcla, los cuales son consecuencia de la elevación del diferencial de temperatura antes mencionado.

Por lo tanto, el presente estudio técnico contempla la evaluación del tren de precalentamiento de la carga líquida de los reactores de la Unidad 16.

### **1.3 Objetivos**

#### **1.3.1 Objetivo general**

Evaluar el tren de precalentamiento de la unidad 16 de Hidrocrackeo de Gasóleos Pesados del Mejorador PDVSA PetroPiar estado Anzoátegui

#### **1.3.2 Objetivos específicos**

1. Validar el tren de precalentamiento con el simulador Hextran a condiciones de diseño y a condiciones de operación actual.
2. Proponer opciones de mejoramiento del proceso de precalentamiento.
3. Estimar costos de clase V a las opciones propuestas.
4. Seleccionar la mejor alternativa considerando el análisis técnico-económico.

## CAPITULO II

### MARCO TEÓRICO

#### 2.1 Antecedentes

En 2006 Acosta<sup>[3]</sup>, evaluó la transferencia de calor del tren de precalentamiento de la unidad de crudo del mejorador Petrolera Ameriven utilizando el paquete de simulación Hextran. Para alcanzar el objetivo propuesto se desarrollaron las siguientes etapas: descripción del tren de precalentamiento y simulaciones posteriores del mismo, tanto para especificaciones de diseño como para variables operacionales actuales; comparación y verificación del funcionamiento del tren, con los resultados de ambas simulaciones. Por último, realización de un balance térmico utilizando la simulación bajo condiciones actuales, para determinar la factibilidad o no del uso del tren de precalentamiento sin las corrientes de la torre de vacío.

En el año 2004, en su trabajo de grado en las instalaciones de la empresa, Benítez<sup>[4]</sup> estudió el desempeño de los intercambiadores de calor de tubo y carcaza de un fluido monofásico del mejorador, y estableció herramientas que permitieran dar un efectivo seguimiento de las variables principales del proceso (temperatura, presión y flujo) de los intercambiadores con servicio de agua de enfriamiento.

Por su parte, Soto<sup>[5]</sup> realizó en 2006 la evaluación de las limitaciones operacionales más importantes de la unidad de soporte de hidropcesos, contemplando un aumento de carga a las unidades de hidropcesamiento del 110% de su capacidad de diseño. Adicionalmente desarrolló la ingeniería conceptual de una nueva columna depuradora de GLP, cuya instalación era requerida en la unidad. Incluyó además los balances de masa y energía modificados del sistema de amina del

mejorador, en función de los requerimientos de amina de la nueva columna a instalar, contemplados en el proyecto.

## 2.2 Mejoramiento de crudo

Es el proceso mediante el cual se "mejoran" las características físicas de un crudo, tales como su gravedad API, viscosidad y contenido de metales y azufre, con el objeto de elevar su atractivo económico. El crudo resultante de un proceso de mejoramiento se denomina "crudo mejorado" o "crudo sintético". Venezuela es el principal productor de este tipo de crudo en el mundo.

Los mejoradores son plantas físicas de tratamiento de crudos para "mejorar" a éstos. En Venezuela existen cuatro proyectos para la producción de crudo sintético a partir del crudo extra pesado de la Faja del Orinoco, que utilizan diferentes crudos y esquemas técnicos de mejoramiento, dependiendo del destino final del crudo mejorado. La producción diaria total de estos proyectos es de 87.443,01 m<sup>3</sup> (550.000,00 barriles), aproximadamente.

Los procesos de mejoramiento se pueden agrupar en: *separación física* en base a las diferencias entre las propiedades físicas de los crudos, (por ejemplo destilación atmosférica y al vacío, la absorción y la extracción con solventes); *conversión*, que involucra cambios en la estructura o el tamaño molecular de los hidrocarburos (como por ejemplo la conversión térmica o catalítica); y *purificación* o *tratamiento*, etapa final del proceso de mejoramiento, donde se remueven o transforman las impurezas indeseables (por ejemplo la extracción con solventes y el tratamiento químico).<sup>[2]</sup>

## **2.3 Descripción de las áreas del mejorador**

### **2.3.1 Área de crudo**

El área de Crudo está dividida en: Unidad de Destilación (Unidad 10) y Unidad de Manejo de Crudo (Unidad 61).

La Unidad 10 está conformada por los procesos de Destilación Atmosférica y Destilación al Vacío, que son procesos de separación física de hidrocarburos.

El área de Crudo también incluye la Unidad de Manejo de Crudo (Unidad 61), la cual está diseñada para almacenar crudo diluido como alimentación al proceso del mejorador, productos e inventarios intermedios.<sup>[2]</sup>

### **2.3.2 Área de coquificación retardada**

Esta área abarca la Unidad de Coquificación (Unidad 12), donde se procesa el residuo de vacío proveniente de la Unidad 10; la unidad de Recuperación de Gas (Unidad 18), que recupera los líquidos de las corrientes gaseosas que se obtienen de la unidad de Coquificación Retardada; la unidad de gas combustible (Unidad 45) encargada de mezclar y distribuir el gas obtenido en las plantas de proceso y el gas natural importado; y la unidad de Manejo de Coque (Unidad 68), en donde el coque obtenido en la unidad de coquificación retardada es acondicionado para su almacenamiento y traslado en cisternas.<sup>[2]</sup>

### **2.3.3 Área de hidroprocesamiento**

Ésta se divide en las unidades de: Hidrotratamiento de Aceites Livianos (Unidad 14), la de Hidrocraqueo de Gasóleos Pesados (Unidad 16) y la de Soporte al

### Hidroprocesamiento (Unidad 15).

En la unidad 14 la mezcla de los destilados vírgenes de la unidad de crudo, gasóleo liviano de la unidad de coquificación retardada, livianos y nafta del área de coque, se hacen reaccionar con hidrógeno sobre un catalizador para promover las reacciones de hidrotratamiento. De esta forma se remueven contaminantes como el azufre, nitrógenos y metales, y se saturan olefinas, lo que maximiza la producción de nafta de rango completo, kerosén y diesel.

En la unidad 16, el gasóleo pesado virgen de la unidad de crudo y el gasóleo pesado de la unidad de coquificación retardada, se hacen reaccionar con hidrógeno sobre un catalizador para promover las reacciones de hidrocraqueo. De esta forma se remueven contaminantes como el azufre, nitrógenos y metales, y se maximiza la producción de nafta, kerosén y diesel.

La Unidad 15 incluye todas aquellas instalaciones para la separación de productos y tratamiento con amina, requeridos por los productos de las unidades de hidrotratamiento e hidrocraqueo. Aquí también se lleva a cabo la mezcla de Crudo Comercial.<sup>[2]</sup>

#### **2.3.4 Área de azufre**

Está constituido por las siguientes unidades: Regeneración de Amina (Unidad 24), Aguas Agrias (Unidad 26), Recuperación de Azufre (Unidad 28), formación de Azufre (Unidad 32), Manejo de Azufre (Unidad 64).

### **2.3.5 Regeneración de amina (unidad 24)**

Esta unidad tiene la finalidad de remover sulfuro de hidrógeno ( $H_2S$ ) de la amina rica para producir amina pobre. La amina utilizada es metildietanolamina (MDEA) la cual es regenerada mediante eliminación del  $H_2S$  que contiene, para ser utilizada nuevamente. En las torres absorbedoras, la amina es circulada en contracorriente respecto a los gases de alimentación. Estos gases, entre otros compuestos, contienen  $H_2S$  que es muy corrosivo y tiene que ser eliminado. Al contacto con el gas la amina absorbe  $H_2S$ , dejando al gas libre de este compuesto azufrado. Así, la amina absorbe mayor cantidad de  $H_2S$ , y posteriormente es regenerada en las torres despojadoras, que por efecto de un aumento de temperatura remueven el  $H_2S$  arrastrado por la amina.<sup>[2]</sup>

### **2.3.6 Unidad de aguas agrias (unidad 26)**

El agua gastada de los procesos es tratada para ser reutilizada o enviada a la unidad de Tratamientos de Efluentes (Unidad 65). Esta agua tiene alto contenido de  $H_2S$  y amoníaco ( $NH_3$ ), y es sometida a despojamiento para ser tratada. En el mejorador existen tres trenes de tratamiento de agua, en donde el agua fenólica es procesada separadamente de la no-fenólica.<sup>[2]</sup>

### **2.3.7 Unidad de recuperación de azufre (unidad 28)**

Los gases de procesos provenientes de Aguas Agrias y de la Unidad de Regeneración de Aminas son enviados a la Unidad de Recuperación de Azufre, donde el  $H_2S$  es transformado a azufre líquido por medio del proceso Claus y el  $NH_3$  es destruido térmicamente.

### **2.3.8 Procesos claus**

Es mundialmente utilizado para la recuperación del azufre contenido en corrientes gaseosas, en forma de  $H_2S$ . En dicho proceso se dan dos reacciones:

La oxidación del  $H_2S$  a dióxido de azufre ( $SO_2$ ) y la reacción del  $H_2S$  con ( $SO_2$ ) para producir azufre.<sup>[2]</sup>

### **2.3.9 Unidad de formación de azufre (unidad 32)**

El azufre líquido proveniente de la unidad recuperadora, se dirige luego a unas correas pastilladoras, donde el azufre líquido se solidifica por efecto del agua de enfriamiento y es transformado en pastillas.<sup>[2]</sup>

### **2.3.10 Unidad de manejo de azufre (unidad 64)**

Esta unidad es la encargada de recolectar por medio de tolvas el azufre en pastillas, y distribuirlo en camiones a los almacenes del condominio.<sup>[2]</sup>

### **2.3.11 Área de servicios industriales**

Está constituido por las siguientes unidades: Agua potable y de Servicios (Unidad 44), Ósmosis Inversa (Unidad 42), Aguas de Calderas y Recuperación de Condensado (Unidad 43), Generación y Distribución de Vapor (Unidad 41), Aguas de Enfriamiento (Unidad 47), Tratamientos de Aguas Residuales (Unidad 65), Aires de Plantas e Instrumentación (Unidad 46), Gas Inerte (Unidad 48).



### **2.3.12 Sistema de agua potable y de servicios (unidad 44)**

En este sistema se recibe el agua industrial del condominio, para ser sometida a clorinación y donde es almacenada para su distribución en la planta mejoradora. A una parte del agua de servicios se le aplica un tratamiento posterior para usarla en las instalaciones sanitarias, duchas de seguridad y estaciones de lavado de ojos.<sup>[2]</sup>

### **2.3.13 Sistema de ósmosis inversa (unidad 42)**

Produce agua desmineralizada para generar vapor. Este sistema está basado en suavizadores de zeolita y sodio, seguidos de un sistema de membranas de ósmosis inversa.<sup>[2]</sup>

### **2.3.14 Sistema de aguas de calderas y recuperación de condensado (unidad 43)**

Este sistema incluye la recolección y el tratamiento de condensado, el cual es combinado con agua desmineralizada, y posteriormente tratado en un desaireador para producir aguas de alimentación de calderas.<sup>[2]</sup>

### **2.3.15 Sistema de generación y distribución de vapor (unidad 41)**

El vapor es producido usando calderas convencionales y mediante la recuperación de calor de varias corrientes de proceso. El vapor es generado en tres niveles de presión: vapor de alta presión sobrecalentado (600 psig), vapor saturado de media presión (150 psig) y vapor saturado de baja presión (50 psig). El sistema de generación de vapor consiste en dos calderas de vapor de alta presión y dos estaciones reductoras de presión.<sup>[2]</sup>

### **2.3.16 Sistemas de aguas de enfriamiento (unidad 47)**

Es un lazo cerrado de agua circulante para cumplir con los requerimientos de enfriamiento de los usuarios. El sistema consiste en una torre de enfriamiento de flujo cruzado y múltiples celdas, bombas, paquetes de inyección de químicos, filtros y tuberías para distribución.<sup>[2]</sup>

### **2.3.17 Plantas de tratamientos de aguas residuales (unidad 65)**

Las aguas residuales incluyen el agua de proceso, así como también los drenajes de agua de lluvia recolectora dentro del mejorador. La planta está diseñada para tratar tres tipos de aguas de desecho: aguas accidentalmente contaminadas con aceites, aguas aceitosas y aguas con alta demanda bioquímica de oxígeno. Esta planta también incluye una instalación para tratar residuos sanitarios. El efluente tratado es vertido al mar de acuerdo a las regulaciones ambientales.<sup>[2]</sup>

### **2.3.18 Sistemas de aires de plantas e instrumentación (unidad 46)**

El aire de plantas y el de instrumentos es usado para operaciones de mantenimiento, y para señales de control y activación de válvulas de control, respectivamente. El aire de instrumentación es libre de aceites, y es secado hasta un punto de rocío de -45 °F.<sup>[2]</sup>

### **2.3.19 Sistema de gas inerte (unidad 48)**

Representa el sistema de resguardo de suministro de nitrógeno. Cuenta con un tanque criogénico para almacenamiento de nitrógeno, vaporizadores y las tuberías de distribución a los usuarios del mejorador.<sup>[2]</sup>

## **2.4 Área de hidroprocesamiento**

El área de Hidroprocesamiento está conformada por las siguientes unidades: Hidrotratamiento de Aceites Livianos (Unidad 14), la unidad de Hidrocraqueo de Gasóleos Pesados (Unidad 16) y la unidad de Soporte al Hidroprocesamiento (Unidad 15).

En la unidad 14, los destilados vírgenes de la unidad de crudo, el gasóleo liviano de la unidad de coquificación retardada, y los livianos y la nafta del área de coque, se hacen reaccionar con hidrógeno sobre un catalizador para promover las reacciones de hidrotratamiento. De esta forma se remueven contaminantes como el azufre, nitrógenos y metales, y se hidrogenan o saturan olefinas, lo que maximiza la producción de nafta de rango completo, kerosén y diesel.

En la unidad 16, el gasóleo pesado virgen de la unidad de crudo y el gasóleo pesado de la unidad de coquificación retardada se hacen reaccionar con hidrógeno sobre un catalizador, para promover las reacciones de hidrocraqueo. De esta forma los contaminantes como el azufre, nitrógenos y metales son removidos, y también se maximiza la producción de nafta, kerosén y diesel.

La unidad 15 consiste de todas aquellas instalaciones en común para separación de productos y tratamiento con amina, requeridos por los productos de las unidades de hidrotratamiento e hidrocraqueo. Aquí también se lleva a cabo la mezcla de crudo comercial.<sup>[2]</sup>

### **2.4.1 Hidrotratamiento de aceites livianos (unidad 14)**

Esta unidad fue diseñada para remover contaminantes de la alimentación como azufre, nitrógeno, compuestos oxigenados y metales, entre otros, y también aquellos

que están enlazados a átomos de carbono. Este proceso se basa en una reacción química que permite inyectar moléculas de hidrógeno en condiciones especiales de presión y temperatura. Adicionalmente, permite reducir el tamaño de las moléculas de hidrocarburos para producir corrientes más livianas y de mayor valor comercial.

Esta unidad recibe como alimentación una mezcla de destilados vírgenes; gasóleo liviano; subproductos livianos y nafta del coque; y destilados de almacenamiento intermedio, provenientes de las unidades de crudo, coquificación retardada y recuperación de gas. En la figura 2.1. se puede apreciar las características de la alimentación y los productos.

	Destil.	LIVC y NC	LOGO	Unidad de Tratamiento de Aceites Livianos 60 MBPDO	Destil.	Naftas	LGO
Azufre	2,1 %	1 %	2,76 %		Azufre	10ppm	10ppm
Nitrógeno	271 ppm	80 ppm	1190 ppm	Nitrógeno	<1ppm	<1ppm	<1ppm

Figura 2.1. Características del proceso de la unidad de hidrotratamiento.<sup>[2]</sup> Capacidad de diseño: 60 (Mil Barriles Por Día de Operación, MBPDO).

En la figura 2.2 se puede observar las siguientes reacciones de hidrotratamiento.

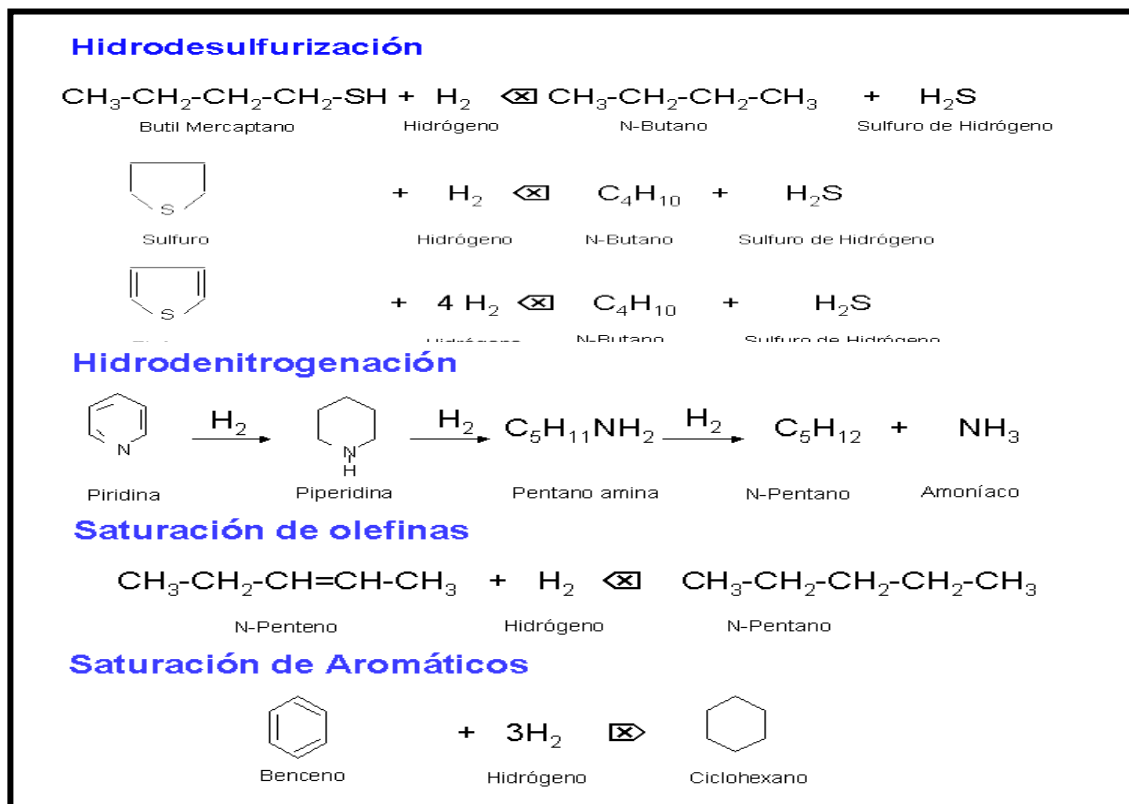


Figura 2.2. Reacciones de la unidad de hidrotreatmento.<sup>[2]</sup>

#### 2.4.2 Hidrocraqueo de gasóleos pesados (unidad 16)

La Unidad 16 fue creada para producir productos más livianos a partir de productos más pesados, para incrementar así su valor comercial. Las cargas típicas al proceso de hidrocraqueo son los gasóleos pesados, los cuales pueden ser gasóleos de vacío o gasóleos craqueados, provenientes de unidades de craqueo térmico, o bien de craqueo catalítico. El proceso persigue maximizar la producción de nafta o destilados, ya que son productos de gran valor en el mercado.

El hidrocraqueo se logra al pasar una mezcla de gas rico en hidrógeno sobre una

corriente de gasóleo a través de un catalizador, a las condiciones requeridas de presión y temperatura. Aunque hay numerosas reacciones químicas simultáneas, en general, el proceso consta de craqueo catalítico e hidrogenación del gasóleo.

El grado de hidrocraqueo depende básicamente del procesamiento del gasóleo sobre el lecho de hidrocraqueo, a elevada presión parcial de hidrógeno y a alta temperatura. Mientras mayor sea la producción requerida de componentes livianos o conversión, mayor será la cantidad de hidrógeno y de catalizador de hidrocraqueo que se requiere dentro del reactor. Antes de que la alimentación fresca entre en contacto con el catalizador de hidrocraqueo, ésta debe de ser hidrotratada, a fin de remover los contaminantes típicos. En la figura 2.3. Se puede apreciar las características de la alimentación y los productos.

	HVGO	HCGO	Unidad de Hidrocraqueo de Gasóleos Pesados 55 MBPDO	Naftas	Kerosén	Diesel	Gasóleo
Azúfre	3,5%	3,94 %		Azúfre	10ppm	15ppm	40ppm
Nitrógeno	2.870 ppm	6.590 ppm	Nitrógeno	1ppm	1ppm	2ppm	10ppm

Figura 2.3. Características del proceso de la unidad de hidrocraqueo.<sup>[2]</sup>Capacidad de diseño: 55 (Mil Barriles Por Día de Operación, MBPDO).

### 2.4.3 Química del proceso

Las primeras reacciones que ocurren en la unidad de hidrocraqueo son las de hidrotratamiento, las cuales son generalmente más rápidas que las de hidrocraqueo.

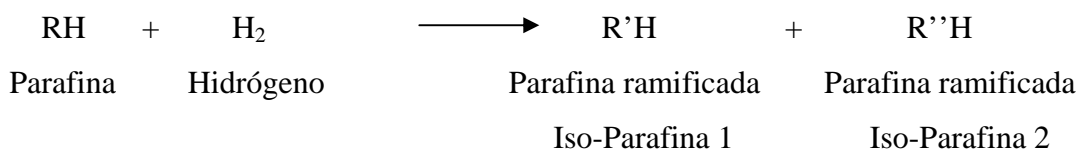
Las reacciones de hidrotratamiento son: desulfuración, desnitrógenación y saturación de olefinas, con producción de sulfuro de hidrógeno y amoníaco.

Ocurren otras reacciones menores como: desoxigenación, desmetalización y saturación de aromáticos. Cualquiera de estas reacciones consume hidrógeno y libera calor.

Una vez que ha ocurrido el proceso de hidrotratamiento, se pasa al de hidrocraqueo. Donde se forman moléculas más pequeñas a partir de una más grande. (Estas son generalmente parafinas, naftenos y aromáticos).<sup>[2]</sup>

#### 2.4.4 Hidrocraqueo de parafinas

Durante el hidrocraqueo se reduce el tamaño de las moléculas parafínicas, se convierten en moléculas ramificadas o iso-parafinas más grandes.<sup>[2]</sup>



#### 2.4.5 Hidrocraqueo de naftenos

Las reacciones de hidrocraqueo en este tipo de moléculas están determinadas por la migración selectiva de grupos metílicos, sin afectar el anillo nafténico en sí. Los grupos metílicos se mueven alrededor del anillo para formar cadenas alquílicas más estables, que posteriormente se desprenden mediante la reacción de craqueo. Normalmente, el alquilo que se obtiene es el isobutano.<sup>[2]</sup>

#### 2.4.6 Hidrocraqueo de aromáticos

En el hidrocraqueo de aromáticos se combinan una serie de reacciones

químicas: hidrogenación, isomerización, desalquilación, remoción, ciclización y migración de grupos alquílicos.

En términos generales, la reacción de hidrocrqueo persigue la reducción del número anillos de las moléculas. Para ello, la reacción se inicia con la hidrogenación de los compuestos aromáticos estables, con lo cual se producen ciclo-parafinas, cuyas moléculas se abren rápidamente para formar grupos alquílicos. Estos grupos pueden migrar a moléculas aromáticas más complejas y luego formar anillos nafténicos, que posteriormente se desprenden como ciclo-parafinas mediante craqueo.<sup>[2]</sup>

#### **2.4.7 Reacciones colaterales**

En el proceso de hidrocrqueo pueden ocurrir reacciones indeseadas promovidas por la acción del propio catalizador. Este es el caso de la formación de Aromáticos Poli-Nucleares (PNA), reacción promovida por la parte ácida del catalizador, la cual a su vez puede protonar un anillo aromático más grande.

Esta nueva molécula puede someterse a una subsiguiente reacción de condensación, para formar una molécula poli-aromática. La molécula poli-aromática producida sobre el catalizador puede crecer y hacerse una molécula poli-aromática pesada con más de 11 anillos. Este tipo de compuesto puede depositarse sobre el catalizador y formar coque, conllevando a la desactivación del mismo, o bien puede salir del reactor y producir taponamiento de las tuberías y/o accesorios aguas abajo.<sup>[2]</sup>

#### **2.4.8 Características del catalizador**

El catalizador usado para el hidrocrqueo es básicamente del tipo zeolita. Este contiene, además, otros metales como arcilla y alúmina. La zeolita es la responsable de promover las reacciones de craqueo y tiene un ciclo de vida de 2 años.<sup>[2]</sup>



### **2.4.9 Activación del catalizador**

La activación del metal base en el catalizador es necesaria para asegurar el comportamiento óptimo de éste. Antes de iniciar el ciclo normal de operación, el catalizador es sometido a una etapa de sulfuración, para convertir los componentes activos, desde su estado oxidado a su estado activo, reducido o sulfurado.

Para la etapa de sulfuración se emplea un agente químico que aporta el azufre, que se depositará en el catalizador además de los hidrocarburos. El agente recomendado para ejecutar esta etapa es el Di-Metil-Disulfuro (DMDS), el cual se descompone a una temperatura relativamente baja, lo cual favorece el proceso de sulfuración del catalizador de hidrocrackeo.

En el tope de los reactores se utilizan desmetalizadores que son catalizadores, cuya función es la remoción de sólidos en suspensión y metales. Esto se hace con el fin de proteger a los catalizadores de hidrocrackeo.<sup>[2]</sup>

### **2.4.10 Causa de desactivación del catalizador**

La pérdida de actividad del catalizador puede ser ocasionada por diferentes mecanismos: deposición de coque, envenenamiento con metales, formación de amoníaco y desactivación por ensuciamiento. En cuanto a la deposición de coque, esta puede presentarse debido a alimentaciones que contienen componentes de muy alto peso molecular, o a partir de la condensación de componentes aromáticos poli-nucleares con muy baja relación hidrógeno/carbono.

Por otra parte, la desactivación del catalizador por envenenamiento con metales como calcio y magnesio ocurre por la descomposición de compuestos órgano-metálicos. Los metales alcalinos como el sodio se pueden acumular sobre el

catalizador cuando se procesa una alimentación a la unidad que no ha sido adecuadamente desalada, como en casos de remoción de hidratos que son los que generan las sales.

Así mismo, la formación de amoníaco por la descomposición de los compuestos orgánicos nitrogenados también desactiva al catalizador, debido a que son convertidos a amoníaco. Puesto que el amoníaco es un compuesto alcalino, éste compite con reactantes de la carga por los sitios activos ácidos que se encuentran en el catalizador.

Adicionalmente, cuando ocurre un aumento en la severidad operacional, es decir, velocidad espacial, nivel de conversión y calidad de la alimentación por encima de los límites establecidos, por lo general resultará en un incremento en la velocidad de desactivación del catalizador, principalmente a una tasa elevada de formación de carbón.

Y finalmente, la desactivación del catalizador por ensuciamiento es causada por partículas sólidas introducidas por la carga, por el gas de reciclo, o por aquellas formadas durante la reacción a través del reactor.

## **2.5 Descripción del proceso de hidrocraqueo en pdvsa petropiar**

La unidad de hidrocraqueo de gasóleos pesados consta de tres secciones principales: alimentación, reacción y la sección de enfriamiento, separación y gas de reciclo. Ver figura 2.4.

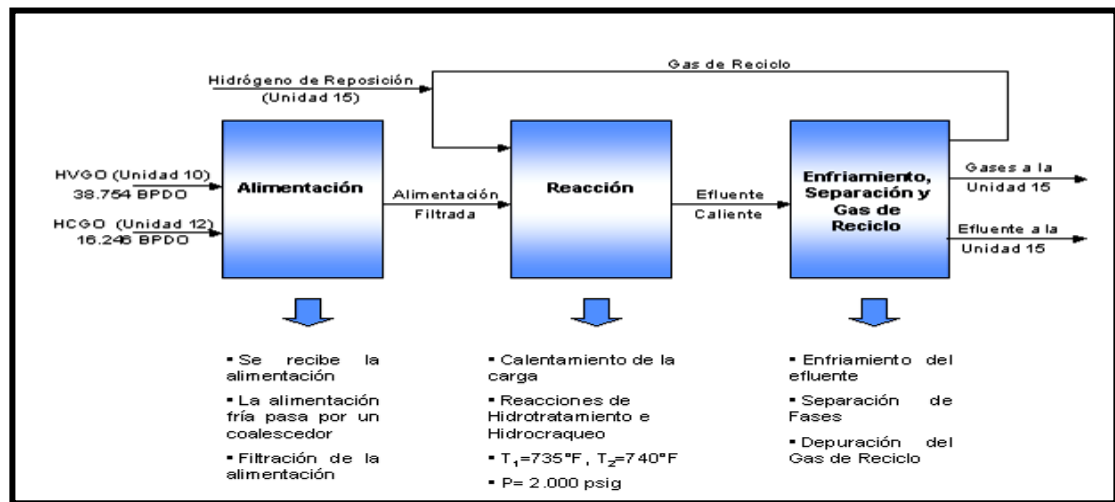


Figura 2.4. Descripción del proceso de hidrocrqueo.[2]

### 2.5.1 Sección de alimentación

La mayor parte de la mezcla de gasóleos pesados (craqueados/vírgenes) viene caliente, directamente de las unidades 10 y 12. Aproximadamente, sólo un 10% del gasóleo pesado virgen es enfriado y enviado a tanques de almacenamiento. La sección de alimentación admite la carga líquida y está diseñada para garantizar un caudal estable, libre de agua y de partículas, a fin de proteger la zona de reacción. Para ello cuenta con equipos como un coalescedor, un sistema de filtros y un tambor amortiguador.<sup>[2]</sup>

### 2.5.2 Sección de reacción

La alimentación es calentada con el efluente de los reactores. El lecho catalítico seleccionado para la unidad de hidrocrqueo está constituido por un catalizador de hidrotratamiento y un catalizador de hidrocrqueo. La combinación óptima de ambos lechos permite maximizar el grado de conversión a productos más livianos en la unidad; además de maximizar también todo el ciclo de corrida. El gas de reciclo

también es calentado para mantener la temperatura de la reacción.<sup>[2]</sup>

### **2.5.3 Sección de enfriamiento, separación y gas de recicló**

Los efluentes de los reactores son enfriados a través de una serie de intercambiadores de calor y enfriadores de aire, para condensarlo.

Existen dos separadores: uno de alta presión y otro de baja presión. En el separador de alta presión se separan el agua agria no-fenólica y el gas de recicló del gasóleo hidratado. Los gases del separador se envían al depurador de gas de recicló para la remoción de sulfuro de hidrógeno con una solución de amina; luego el gas de recicló se mezcla con hidrógeno de reposición proveniente de la unidad de soporte, para ser finalmente comprimidos y calentados para el ajuste de la temperatura de reacción.

Las fases líquidas se envían al tambor de baja presión donde se vaporiza cierta cantidad de sulfuro de hidrógeno, hidrógeno e hidrocarburos livianos, que se envían a la unidad de Soporte al Hidroprocesamiento (Unidad 15). La corriente de hidrocarburos líquidos también se envía a esta unidad.<sup>[2]</sup>

### **2.5.4 Soporte al hidroprocesamiento (unidad 15)**

El proceso de soporte consiste en promover facilidades de fraccionamiento de productos, tratamiento de gases, compresión de hidrógeno de reposición, mezcla de crudo comercial y sistemas de agua de lavado y amina pobre, que requieren estos productos provenientes de las unidades de hidrocraqueo y de hidrotratamiento, para obtener una mejor calidad de éstos.<sup>[2]</sup> Se presentan en la figura 2.5. Las características fundamentales de la alimentación y de los productos.

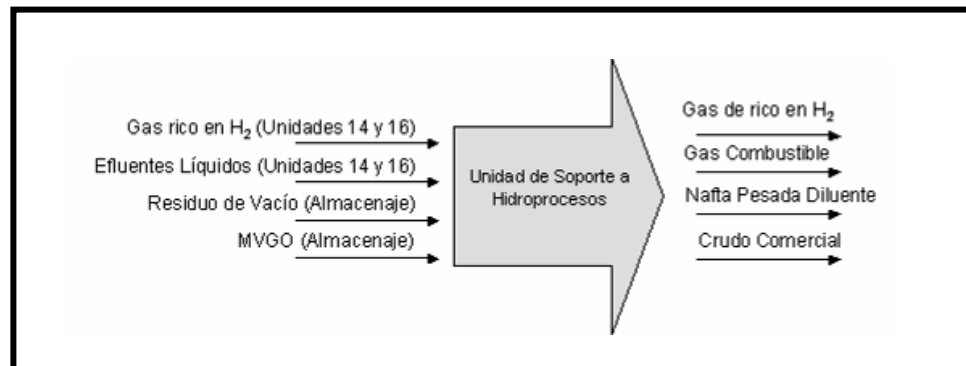


Figura 2.5. Características del proceso de la unidad de soporte al Hidroprocesamiento.<sup>[2]</sup>

## 2.6 Proceso de transferencia de calor

La transferencia de calor es un proceso donde existe un intercambio energético en forma de calor entre distintos cuerpos, o entre diferentes partes de un mismo cuerpo que están a distintas temperaturas. Se puede definir también como una interacción entre fluidos o materiales, a consecuencia de un gradiente de temperatura entre ellos. Esta interacción ocurre mediante tres mecanismos diferentes, a saber: convección, radiación y conducción. Estos mecanismos pueden ser clasificados como fenómenos de transferencia de calor, porque dependen solamente de la existencia de un gradiente de temperatura. A diferencia de los otros dos, el mecanismo de convección está fuertemente influenciado por el patrón de flujo (dinámica de fluido); pero tiene asociado un intercambio de energía desde las zonas de alta hacia las de baja temperatura, donde éste se puede transmitir de las siguientes dos formas.<sup>[6]</sup>

**Convección forzada:** es cuando el fluido es forzado a fluir sobre una superficie a través medios artificiales: ventiladores, bombas, etc.

La convección natural se produce por movimiento del fluido debido a causas naturales. Las fuerzas de empuje son inducidas por la diferencia de densidad causada

por la variación de temperatura en ese fluido.

Por su parte el mecanismo de radiación es la transferencia de calor de un cuerpo a otro mediante el movimiento de ondas electromagnéticas a través del espacio, inclusive cuando exista vacío.

Y la conducción, que es fundamentalmente transferencia de energía por contacto físico en ausencia de movimiento del material a nivel macroscópico. Este mecanismo puede ocurrir en sólidos, líquidos o gases.<sup>[7]</sup>

Cuando se realizan evaluaciones que implican cálculos de transferencia de calor se deben tomar en cuenta todos los mecanismos mencionados con anterioridad que pudieran estar involucrados. Así como la presencia o no de fluido, sus características y la manera como puede ser afectados los materiales por los mecanismos de transferencia energética.

### **2.6.1 Clasificación y aplicaciones de los intercambiadores de calor más usados**

Los intercambiadores de calor son diseñados para satisfacer requerimientos específicos, existiendo en el mercado una gran diversidad de tipos que difieren en tamaño y forma. Estos tipos son clasificados de acuerdo a diferentes criterios, tales como procesos y mecanismos de transferencia de calor, grado de compactación de la superficie, patrón de flujo, número de fluidos, geometría y tipo de construcción, o según su servicio.

Este último criterio engloba un amplio rango de intercambiadores usados en la industria petrolera, los cuales se describen a continuación.

A nivel internacional existe una normativa que recoge todo lo relacionado al

diseño y fabricación de intercambiadores de calor. Esta normativa se conoce como TEMA, siglas que significan Asociación de Fabricantes de Intercambiadores Tubulares (*Tubular Exchanger Manufacturers Association*). Los intercambiadores de calor utilizados a nivel industrial se rigen por estas normas. Esta asociación fue fundada hacia el final de los años 30, en un intento para establecer normas para intercambiadores de calor de carcasa y tubo de alta calidad, que cumplieren con la mayoría de los requerimientos posibles de los usuarios independientes y de los diseñadores por igual.<sup>[6]</sup>

De este modo, las normas TEMA presentan tres estándares para la construcción mecánica, los que especifican diseño, fabricación y materiales a utilizar en los intercambiadores de tubo y carcasa. Estos son:

Clase R: Para aplicaciones en petróleo y procesos relacionados.

Clase C: Para aplicaciones en procesos comerciales.

Clase B: Para servicios en procesos químicos.

Un intercambiador de calor de tubo y carcasa está dividido en tres partes, según TEMA: cabezal anterior, la carcasa y el cabezal posterior.

Esta asociación propone un sistema de normas para la designación de los tipos de intercambiadores, conformada por tres letras que definen completamente el equipo. La primera letra define al cabezal anterior, la segunda al tipo de carcasa y la tercera al tipo de cabezal posterior.

### **2.6.2 Intercambiador del tipo tubo y carcasa**

Los intercambiadores de este tipo se pueden identificar: según su construcción o de acuerdo a su servicio.

### 2.6.2.1 Según Su Construcción

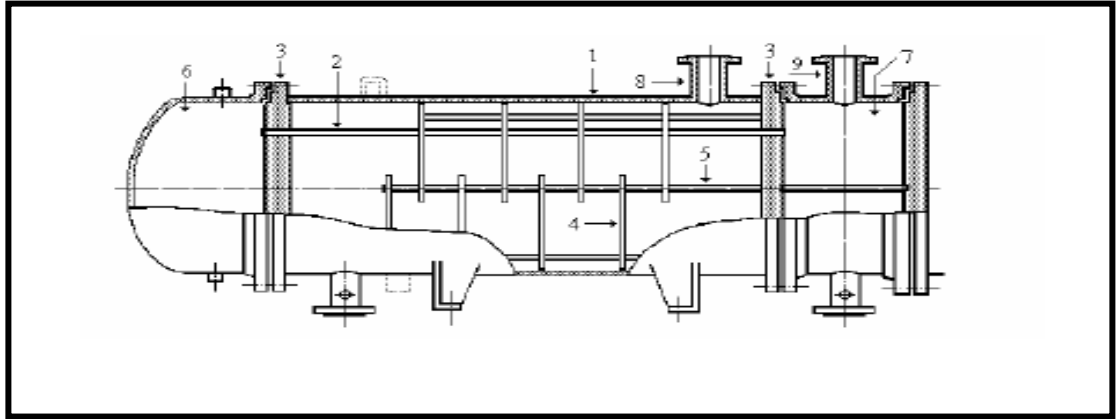
Los intercambiadores del tipo tubular son utilizados extensivamente en la industria, ya que se pueden diseñar con un extensivo rango de variaciones materiales disponibles para su construcción, su facilidad de fabricación y mantenimiento, y por sus bajos, sus bajos costos. La selección del tipo de carcaza y de cabezal(es) a utilizar depende(n) principalmente de la(s) fase(s) de los fluidos participantes en el intercambio de calor y de las condiciones del proceso. Un intercambiador de calor de carcaza y tubos es un equipo usado para transferir calor de uno o varios fluido(s) a otro(s), y es requerido principalmente en procesos de plantas petroquímicas y refinerías de petróleo. Generalmente se componen de tubos y accesorios montados dentro de un cuerpo cilíndrico y acomodados de tal forma que cumplan los requerimientos térmicos del proceso que involucren.

Este es el tipo de intercambiador que se utiliza comúnmente en las refinerías. No es costoso, es fácil de limpiar, su construcción en diferentes tamaños no es complicada, relativamente, y puede ser diseñado para presiones desde moderadas a altas, sin que varíe sustancialmente su costo. Estos intercambiadores son mecánicamente resistentes para soportar las tensiones a las cuales son sometidos durante la etapa de fabricación, el envío, montaje e instalación en sitio; y también expuestos a los esfuerzos externos e internos en las condiciones normales de operación, debido a los cambios en temperatura y presión. Además, son fáciles de mantener y reparar; y aquellas partes sujetas a fallas frecuentes, tubos y empacaduras, son fáciles de reemplazar. Se puede observar las partes esenciales de un intercambiador de calor de tubo y carcaza en la figura 2.6.

El intercambiador de tubo y carcaza consiste de un haz de tubos paralelos encerrados en un estuche cilíndrico llamado *carcaza*. Hay dos tipos básicos de intercambiadores de tubo y carcaza, dependiendo del método utilizado para mantener



los tubos dentro de la carcaza: cabezales anteriores y cabezales posteriores.<sup>[8]</sup>



1-Carcaza. 2-Tubos. 3-Placa de tubos. 4-Deflectores. 5-Deflector longitudinal. 6-Cabezal posterior.

7-Cabezal fijo. 8-Boquilla de la carcaza. 9-Boquillas para los tubos.

Figura 2.6. Intercambiador de calor carcaza y tubo.<sup>[8]</sup>

### 2.6.2.2 Tubos

Proporcionan la superficie de transferencia de calor entre un fluido que fluye de ellos y otro que fluye sobre su superficie externa. Se encuentran disponibles en varios materiales, como: acero de bajo contenido de carbono; cobre; aluminio, y aceros inoxidables, entre otros. Se pueden obtener en diferentes espesores, definidos por el calibrador Birmingham para alambre, o también llamado calibrador BWG (*British Wire Gauge*).

Los tubos pueden o no tener aletas en la superficie externa, cuando se trata de un fluido con un coeficiente de convección mucho menor al del fluido interior. Ver figura 2.7.



Figura 2.7. Haz tubular de un intercambiador de carcaza y tubos.<sup>[9]</sup>

### 2.6.2.3 Placa De Tubos

Usualmente es una placa que ha sido perforada y acondicionada para soportar los tubos, las empaaduras, las barras espaciadoras, etc. Esta debe cumplir con requerimientos mecánicos; además debe soportar ataques corrosivos por parte de ambos fluidos y debe ser químicamente compatible con el material de los tubos. En la figura 2.8 puede observarse una placa de tubo de un intercambiador de carcaza y tubo del mejorador PetroPiar.

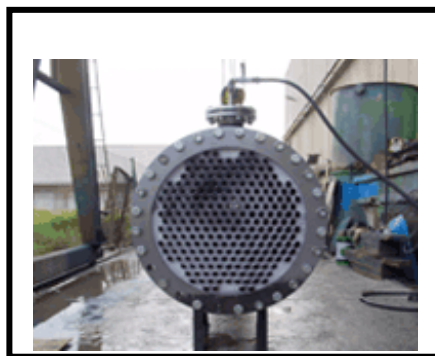


Figura 2.8. Placa de tubos de un intercambiador de carcaza y tubos.<sup>[9]</sup>

### 2.6.2.4 Carcaza

La carcaza es el recipiente para el fluido externo. Es de sección transversal circular, el material de la coraza va a depender del tipo de servicio que preste, ya que debe cumplir con requerimientos de altas temperaturas o corrosión. La carcaza posee unas boquillas que constituyen las vías de entrada y salida del fluido.

Existen seis arreglos estandarizados de carcazas en las normas TEMA, clasificados como E, F, G, H, J, K, y X. En la figura 2.9 se puede observar los tipos de carcaza según TEMA.

En una carcaza de paso simple tipo E, el fluido de lado carcaza entra a ésta por un extremo y se dirige al otro. Este es el tipo de carcaza más común.

En una carcaza tipo J el flujo es dividido en el lado carcaza, luego de entrar por el centro se divide en dos, uno que se va por lado derecho y el otro por el lado izquierdo. Estos fluidos divididos son combinados posteriormente dentro de una corriente simple. Alternativamente, la corriente puede ser dividida a la mitad, entrando cada corriente por los extremos para luego ser combinada en una corriente simple.

Una carcaza tipo K es un modelo de carcaza especial empleada para rehervidor Marmita. Se pueden emplear platos de soporte completos si son requeridos.

#### **2.6.2.5 Cabezales**

Corresponde a la parte del intercambiador que permite la distribución del flujo que viaja por los tubos. Existen dos tipos de cabezales: fijos o anteriores, y los posteriores. La facilidad de acceso a los tubos es el factor que gobierna la selección del cabezal fijo, mientras que la necesidad de limpieza, el estrés térmico, el goteo y el costo, son factores que influyen en la selección del cabezal posterior.

### 2.6.2.5.1 CABEZALES ANTERIORES

Hay dos tipos básicos de cabezales fijos: los de tipo canal y el tipo sombrero. Los cabezales de canal atornillados (TEMA A) consisten en ductos cilíndricos con bridas a ambos extremos, una de ellas es atornillada a una cubierta plana y la otra a la placa de los tubos, o a otra brida en el extremo de la carcasa. Este tipo de cabezal se emplea cuando es frecuente la limpieza interna de los tubos. [Normas TEMA]. En la tabla 1 se muestra un resumen de las características de los cabezales anteriores.

Tabla 2.1. Tipos de cabezales anteriores

Cabezal	Aplicaciones
A	Es el más común entre los cabezales fijos y se emplea con placa de tubos fija, tubos en U y banco de tubos removible
B	Se emplea con placa de tubos fija, tubos en U, banco de tubos removible y carcasa de tubos removible
C	Se emplea en bancos de tubos removible y en diseños de placa de tubos fijas
D	Se emplea especialmente a altas presiones (presiones de diseño del lado de los tubos > 1.000 psi)

### 2.6.2.5.2 CABEZALES POSTERIORES

Estos cabezales pueden ser de tres tipos principales: fijos, flotantes o tubos en "U". Los cabezales fijos (L, M y N según TEMA) constituyen un sistema rígido, ya que la placa de los tubos está adherida a la carcaza, razón por la cual a los intercambiadores con este tipo de cabezales se les denomina como *tipo caja*. El interior de los tubos puede ser limpiado mecánicamente; pero como el haz de tubos no puede ser removido sin cortar la carcaza, la limpieza exterior de los mismos sólo puede ser efectuada por medios químicos. Por ello, estos equipos sólo deben ser usados con fluidos limpios en el lado carcaza. Entre las ventajas más resaltantes del cabezal fijo están: su utilización con cualquier número de pasos de tubos; la posibilidad de reemplazo de cada tubo (reentubamiento) en forma individual; ausencia de uniones internas, lo que elimina una potencial fuente de fugas de un fluido al otro; permite acomodar un mayor número de tubos que cualquier otro cabezal dentro de un determinado diámetro de carcaza; es adecuado para ser usado con altas presiones y/o el manejo de fluidos peligrosos; y que su costo es relativamente bajo, sin embargo, es un poco más caro que el tipo de tubos en "U". Los intercambiadores que emplean tubos en "U" (TEMA U) sólo necesitan cubierta para los tubos, lo que permite que éstos puedan "moverse libremente" respecto a la carcaza, por lo que los movimientos diferenciales del haz de tubos no representan un problema. Por otra parte el haz de tubos puede ser extraído para limpieza mecánica externa, pero internamente deben limpiarse por medios químicos; por lo que el fluido a circular por el lado de los tubos debe ser relativamente limpio.

Los cabezales flotantes son denominados así ya que mientras el fijo se encuentra adherido a la carcaza, éstos se encuentran virtualmente flotando dentro de la misma, permitiendo así la extracción completa del haz de tubos y que ocurran movimientos diferenciales entre los tubos y la carcaza. Existen cuatro tipos de cabezales flotantes, denominados de anillos divididos (TEMA S), tracción continua (TEMA T), flotante empacado externamente (TEMA P) y flotante sellado externamente (TEMA W).

El cabezal tipo **T** es construido con placas de tubo flotantes atornilladas a la cubierta de la placa de tubos. Posee la ventaja de reducir el tiempo necesario para las labores de mantenimiento del equipo, ya que el acceso a los tubos es muy sencillo; además permite el manejo de presiones de hasta 70 Bar. Sin embargo, el número de tubos que éste permite acomodar es menor que en cualquier otro tipo de cabezal, y la posibilidad de fugas permanece.

En la tabla 2.2 se resumen las características de los cabezales posteriores.

Tabla 2.2. Tipos de cabezales posteriores: resumen de aplicaciones

<b>Cabezal</b>	<b>Aplicaciones</b>
L	Se emplea en intercambiadores con placa de tubos fija, cuando se requiere de limpieza mecánica en el lado de los tubos
M	Se emplea en intercambiadores con placa de tubos fija, para servicios a altas presiones
N	Se emplea en intercambiadores con placa de tubos fija
P	Comúnmente se le denomina cabezal flotante empacado externamente. Permite expansión y se puede diseñar para cualquier número de pasos. Los dos fluidos no se mezclan en caso de presentarse fugas en las empacaduras. Es un diseño muy costoso
S	Comúnmente se le denomina cabezal flotante de anillo dividido. Tiene a la placa de tubos entre un anillo dividido removible y la cubierta, la cual tiene un diámetro mayor que la coraza. Es el recomendado para bancos de tubos removibles
T	Comúnmente se le denomina cabezal flotante de arrastre. Puede ser removido de la coraza. Sólo permite un número par de pasos para los tubos
U	Es un diseño muy sencillo que requiere de una placa de tubos sin junta de expansión y es muy fácil de remover. No es posible remover tubos individuales, se requiere un número par de pasos para los tubos y la limpieza de la U es muy difícil. Es el diseño más económico
W	Comúnmente se le denomina cabezal flotante empacado con anillo de faro. Es posible un arreglo de uno o dos pasos para los tubos. El sistema tubos más deflectores es fácil de remover. Es bastante económico

En la figura 2.2, se muestra el sistema de identificación de las partes de los intercambiadores de carcaza y tubo, basado en letras.

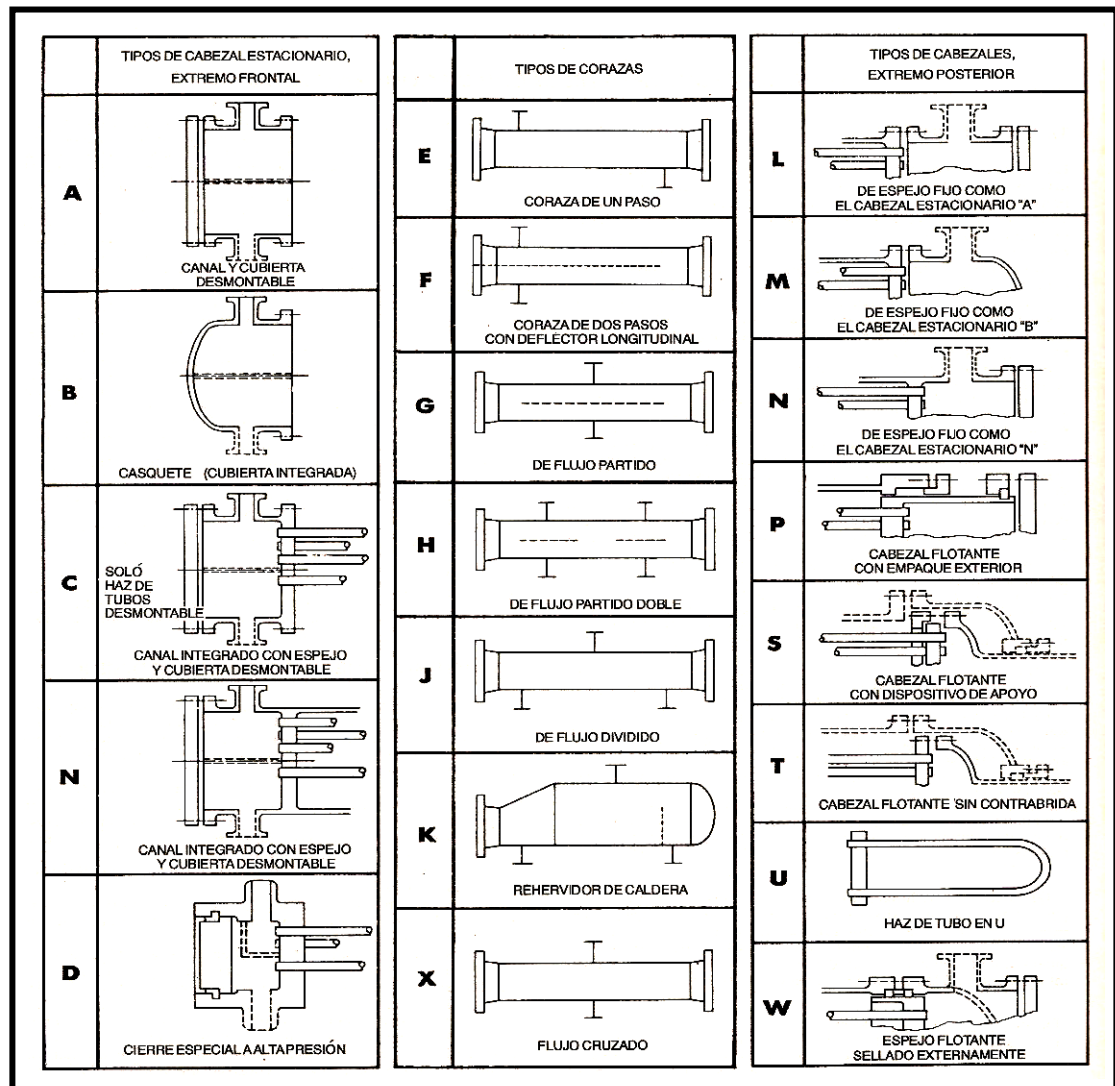


Figura 2.9. Nomenclatura TEMA para intercambiadores de calor. [6]

### 2.6.2.6 Deflectores O Baffles

Usualmente se instalan deflectores (placas) del lado de la carcasa, bien sea transversal o longitudinalmente. Los deflectores longitudinales se usan cuando se requieren dos o más pasos por la carcasa, o para sustituir a dos carcasas tipo **E** en serie. Estos deflectores son denominados también divisores de paso. Los deflectores

transversales se emplean para apoyar los tubos evitando así el pandeo y la vibración, y para incrementar el coeficiente de transferencia de calor del fluido, ya que variando la distancia entre deflectores, el diseñador puede modificar (en ciertos intervalos) la velocidad del fluido por la carcasa, induciendo turbulencia. Esto también altera la caída de presión. Ver figura 2.10.

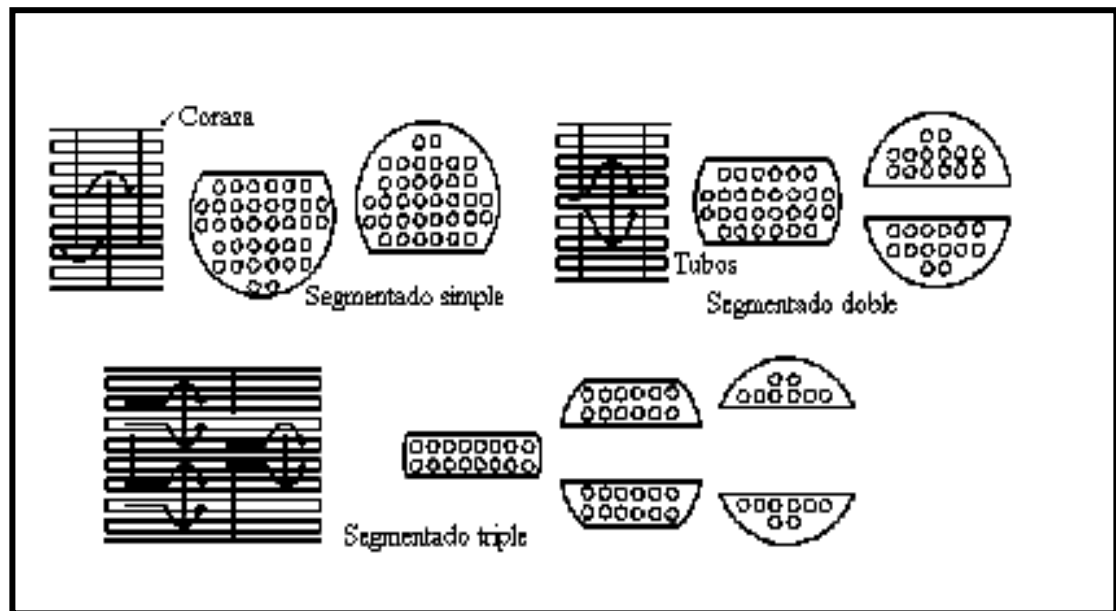


Figura 2.10. Tipos de deflectores transversales.<sup>[8]</sup>

### 2.6.3 Según su servicio



Tabla 2.3. Equipos de transferencia de calor de acuerdo a su servicio<sup>[6]</sup>

EQUIPO	FUNCIÓN
Congelador	Enfría un fluido a una temperatura inferior a la que se puede obtener, si se utiliza sólo agua como enfriador.
Condensador	Condensa un vapor o una mezcla de vapores, ya sea sólo o en presencia de un gas no condensable.
Condensador Parcial	Condensa vapores a un punto bastante elevado para proporcionar una diferencia de temperatura suficiente, para precalentar una corriente fría de un proceso. Esto ahorra calor y elimina la necesidad de proporcionar un precalentador por separado.
Condensador final	Condensa los vapores a una temperatura final de almacenamiento de aproximadamente 37,8 C (100 F). Utiliza el enfriamiento por agua, lo que quiere decir que el calor transferido se pierde para el proceso.
Enfriador	Enfría líquidos o gases por medio de agua.
Intercambiador	Realiza una función doble: 1. Calienta un fluido frío por medio de un fluido caliente 2. Un fluido caliente que se enfría No se pierde ningún calor transferido.
Calentador	Aplica un calor sensible a un líquido o a un gas, mediante la condensación de vapor o <i>Dowtherm</i> .
Rehervidor	Conectado a la base de una torre de fraccionadora, proporciona el calor de reebullición que se necesita para la destilación. El medio de calentamiento puede ser vapor o fluido caliente proveniente del proceso.
Rehervidor de Termosifón	Este equipo se obtiene la circulación natural del medio en ebullición, al mantener una carga suficiente de líquido para asegurar la circulación.
Rehervidor de circulación forzada	Se emplea una bomba para obligar al líquido a pasar por el rehervidor.
Generador de vapor	Genera vapor para uso en cualquier punto de la planta, mediante la utilización de calor de alto nivel disponible en el alquitrán o en los aceites pesados.
Sobrecalentador	Calienta un vapor por encima de la temperatura de saturación.
Vaporizador	Un calentador que vaporiza parte del líquido.
Caldera de calor residual	Produce vapor; es similar al generador de vapor, con la excepción de que el medio de calentamiento es un gas o un líquido caliente que se produce en una reacción química.

## 2.7 Simulación de procesos químicos

La tarea de la simulación es aquella en la cual se proponen ciertos valores de entrada al simulador o programa de simulación para obtener resultados o valores de salida, los cuales estiman el comportamiento del sistema real bajo esas condiciones.<sup>[10]</sup>

Las herramientas de simulación pueden clasificarse según diversos criterios, por ejemplo, según el tipo de proceso (*batch* o continuo), si involucra el tiempo (estacionario o dinámico), variables cuantitativas o cualitativas, etc.

### **2.7.1 Simulación cualitativa y cuantitativa**

La simulación cualitativa tiene por objeto principal el estudio de las relaciones causales y las tendencias temporales cualitativas de un sistema, como así también la propagación de perturbaciones a través de un proceso dado. Son varios los campos de esta simulación, como hacer análisis de tendencias, supervisión y diagnóstico de fallas, análisis e interpretación de alarmas, control estadístico de procesos, etc.

La simulación cuantitativa, en cambio, es aquella que describe numéricamente el comportamiento de un proceso, a través de un modelo matemático del mismo. Para ello se procede a la resolución de balances de materia, energía y cantidad de movimiento, junto a las ecuaciones de restricción que imponen aspectos funcionales y operacionales del sistema. Es a esta variante a la cual se le dedicará especial atención, por ser ésta objeto del trabajo investigativo que se desarrolló.

### **2.7.2 Simulación estacionaria y dinámica**

La simulación en estado estacionario implica resolver balances de un sistema

no involucrando la variable temporal, mientras que la simulación dinámica plantea los balances en su dependencia con el tiempo, ya sea para representar el funcionamiento de equipos continuos o bien para analizar la evolución que se manifiesta en el estado transitorio entre dos estados estacionarios, para un equipo o una planta completa.

Los simuladores de procesos a utilizados fueron: Hextran y el Pro II, ambos de Simsci, la cual es una empresa mundialmente reconocida por su tecnología, donde le ofrecen al cliente diversos paquetes de simulación, asesorías, automatización, control y supervisión de los procesos industriales, mejorando así el rendimiento del cliente.

### **2.7.3 Interpretación de los resultados**

Debe tenerse mucho cuidado en la interpretación de los resultados según las versiones de cálculo utilizadas. Es claro que las versiones simplificadas están sujetas a grandes errores según el caso. Las versiones rigurosas no significan exactitud absoluta.

La interpretación de los resultados también debe ubicarse en función de los objetivos. En efecto, los simuladores están orientados, principalmente, a resolver los balances de materia y energía, y con cierto alcance, los de cantidad de movimiento. Por lo tanto los aspectos funcionales y geométricos, o de diseño, son por lo general escasamente considerados.

Para una última reflexión. El simulador, una vez incorporados los datos, genera rápidamente resultados, en segundos, o por lo menos en un lapso que no supera horas de trabajo, según la complejidad del problema. En consecuencia, en poco tiempo se obtiene una gran cantidad de información que deberá ser procesada. Además, la

información que se obtiene es crucial, ya que implica el basamento para el posterior diseño de los equipo, la selección de una alternativa para un proceso, etc.

La responsabilidad de la interpretación de los datos arrojados es del ingeniero de procesos, no del simulador. Éste no se equivoca, sólo resuelve el sistema de ecuaciones correspondientes. Una vez suministrados los datos, sólo existen dos posibilidades, o convergen o no. El primero es el caso deseado, obviamente; pero también es el de más cuidado, porque ahora le sigue la correcta interpretación de los resultados, por parte del ingeniero.

#### 2.7.4 HEXTRAN

Es un simulador de procesos de transferencia de calor que ofrece una serie de aplicaciones que permiten evaluar de una manera más sencilla estos equipos de transferencia. También se pueden diseñar nuevos sistemas para maximizar la eficiencia de los equipos e identificar los problemas antes de que sucedan.<sup>[10]</sup>

Hextran es un producto de Simsci, empresa que posee las licencias de simuladores como Pro II, Implant, Datacon, VisualFlow.

La ventana presentación se puede apreciar en la siguiente figura 2.11.



Figura 2.11. Ventana de presentación del simulador Hextran.<sup>[11]</sup>

Hextran permite obtener costos efectivos mejorando procesos tales como:

- Mejora de los procesos de diseño.
- Incrementa las flexibilidades de la planta.
- Optimiza los consumos de energía y reduce significativamente los costos de operación.
- Optimiza los períodos de mantenimiento y limpieza de los intercambiadores.

Entre las principales herramientas se tienen:

- Herramientas de Diseño: permite diseñar sistemas sencillos y complejos de sistemas de transferencia de calor, reduciendo costos y facilitando flexibilidades en el proceso.
- Herramienta de Operaciones: por medio de esta herramienta se pueden Optimiza los períodos de mantenimiento y la predicción de futuros desempeños.

Hextran utiliza correlaciones que se ajustan mejor para el cálculo de los equipos térmicos, y reporta resultados altamente confiables y precisos. Igualmente, requiere datos de diseño del equipo que fácilmente se encuentran en la hoja de

especificaciones del mismo.

### 2.7.5 PRO II

El simulador de procesos Pro II realiza balances de masa y de energía rigurosos para una amplia gama de procesos. Desde separaciones de petróleo y gas hasta destilación reactiva, Pro II ofrece la solución más comprensible y más fácil de usar disponible; y es el estándar de la industria para refinación y procesamiento de gas, incluyendo procesamiento químico.

Pro II trabaja bajo la interfase gráfica Provision, la cual proporciona un ambiente completamente interactivo basado en Windows, que es ideal para construir y modificar tanto modelos simples como modelos complejos de Pro II.<sup>[10]</sup>

La ventana presentación se puede observar en la siguiente figura 2.12

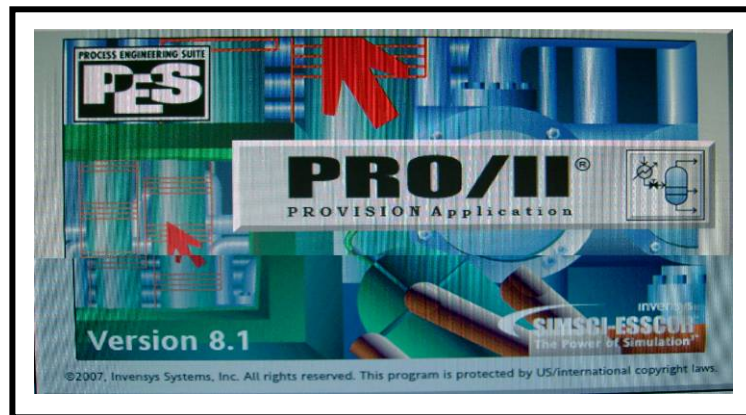


Figura 2.12. Ventana de presentación del simulador Pro II.<sup>[12]</sup>

Algunas de las aplicaciones de la simulación de procesos con Pro II son:

- Diseños de nuevos procesos.
- Evaluación de configuraciones alternas de una planta.
- Modernización o modificación de plantas existentes.
- Valoración y acatamiento de las regulaciones ambientales.
- Resolución de problemas de plantas de procesos.
- Monitoreo, optimización, mejora de los rendimientos y aprovechamiento de las plantas.

Hextran y Pro II poseen una amplia biblioteca que contiene una gran variedad de compuestos, propiedades de los mismos y modelos termodinámicos, que sirven de base para predecir cualquier propiedad y comportamiento de los compuestos involucrados en el proceso de estudio.

El procedimiento básico y necesario para desarrollar un modelo de simulación a través de estos simuladores es el siguiente:

- Definir los componentes involucrados del sistema.
- Seleccionar el método termodinámico.
- Escoger los equipos a simular y conectarlos de la manera deseada.
- Suministrar la información referente a las corrientes de alimentación.
- Introducir las especificaciones tanto de diseño de los equipos como de la operación de estos en el sistema.
- Correr la simulación.
- Analizar los resultados.

#### **2.7.6 Modelo termodinámico**

Las ecuaciones matemáticas empleadas en el modelo de simulación comúnmente están basadas, o bien en suposiciones referentes al proceso real o en simplificaciones del mismo. Esto impone restricciones en el rango de validez de los resultados del modelo y en las predicciones mismas de éste, especialmente en el caso de las extrapolaciones. Asimismo, las ecuaciones termodinámicas para la predicción de los equilibrios de las fases y propiedades de los fluidos pueden estar limitadas a ciertos rangos de presión y temperatura, o por la presencia y concentración de ciertos compuestos.

Los métodos termodinámicos reconocidos para sistemas de hidrocarburos se encuentran dentro de la categoría de ecuaciones de estado, las cuales son expresiones matemáticas que relacionan la densidad, temperatura, presión y composiciones del fluido. A partir de una ecuación de estado se pueden calcular tanto las constantes de equilibrio de los componentes, como las entalpías, entropías, etc.

A continuación en la siguiente tabla se presentan una breve descripción de los modelos termodinámicos disponibles en Hextran y Pro II.

Tabla 2.4. Modelos termodinámicos.<sup>[11]</sup>



<b>GRASON-STREED (GS)</b>
Este método se emplea para mezclas de hidrógeno e hidrocarburos. Generalmente se utiliza en la refinación de hidrocarburos livianos con distintos rangos de aplicación, tanto para la presión con valores menores a 3000 psi y temperatura de 0 a 800 °F.
<b>SOAVE-REDLICH-KWONG (SRK) Y PENG ROBINSON (PR)</b>
Estos modelos están orientados a sistemas que estén compuestos por hidrocarburos; con los cuales se tienen excelentes resultados en los siguientes rangos de presión: 0 a 5000 psi y temperatura de -60 a 1200 °F.
<b>PETRO</b>
Este método es empleado para añadir corrientes de hidrocarburos. Se emplea para el cálculo de las viscosidades, la tensión superficial y la conductividad de aminas.
<b>CURL-PITZER (CP)</b>
Esta correlación puede ser usada para la determinación de entropías de las fases líquidas y la fase vapor de hidrocarburos.
<b>IMPROVED GRAYSON STREED (IGS)</b>
Da resultados más rigurosos que el Grason-Streed.
<b>COSTALD</b>
Este modelo se emplea para el cálculo de compuestos líquidos y ofrece resultados rigurosos. También se puede aplicar para hidrocarburos livianos.

En las figuras 2.13 y 2.14 se presentan las ventanas correspondientes al modelo termodinámico Peng-Robinson de los simuladores.

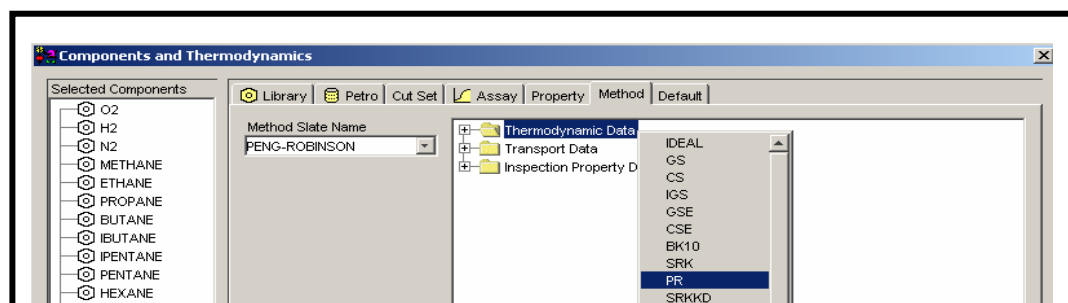


Figura 2.13. Modelo termodinámico del simulador Hextran.<sup>[11]</sup>

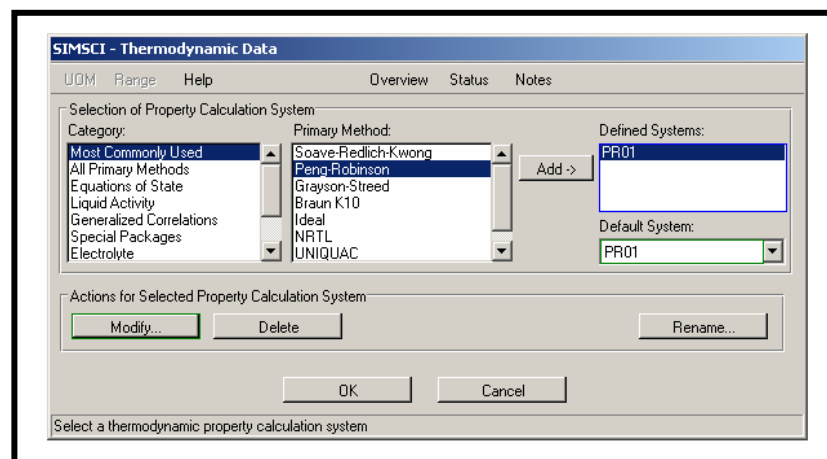


Figura 2.14. Modelo termodinámico del simulador Pro II.<sup>[12]</sup>

## 2.8 Aspen Process Explorer

Es una aplicación de la casa Aspen Tech utilizada para graficar, reportar y

analizar datos en tiempo real, desde una fuente o base de datos determinada. Está integrada a través de la tecnología Active X de Microsoft. En PDVSA PetroPiar, los datos de campo es almacenado en la base de datos InfoPlus.21.<sup>[13]</sup> En la figura 2.15 se puede apreciar la ventana de presentación de Aspen Process Explorer.



Figura 2.15. Ventana de presentación del Aspen Process Explorer.<sup>[14]</sup>

Este programa posee una gran variedad de herramientas que se presentan en la siguiente tabla.

Tabla 2.5. Herramientas del Aspen Process Explorer

### **BUSCADOR DE ETIQUETAS (*ASPEN TAG BROWSER*)**

El cual es de utilidad para la búsqueda de etiquetas (*tags*) de los medidores de campo en la base de datos InfoPlus.21 de una manera simple y avanzada.

### **HERRAMIENTA DE TENDENCIA (*TRENDING TOOL*)**

Permite graficar el comportamiento de una variable, ya sea magnitud de valores enteros, reales o estadísticos en un lapso de tiempo definido por el usuario.

### **HERRAMIENTA DE CONTROL DE TIEMPO (*TIMELINE CONTROL TOOL*)**

Incluye todos los elementos que controlan el marco del tiempo para una gráfica determinada; como por ejemplo, la cantidad de tiempo transcurrido entre el tiempo de inicio y final (*Plot Span*) y el calendario, entre otros.

### **LEYENDA**

Muestra la información de la etiqueta (*tag*) que se está graficando (figura 2.16).

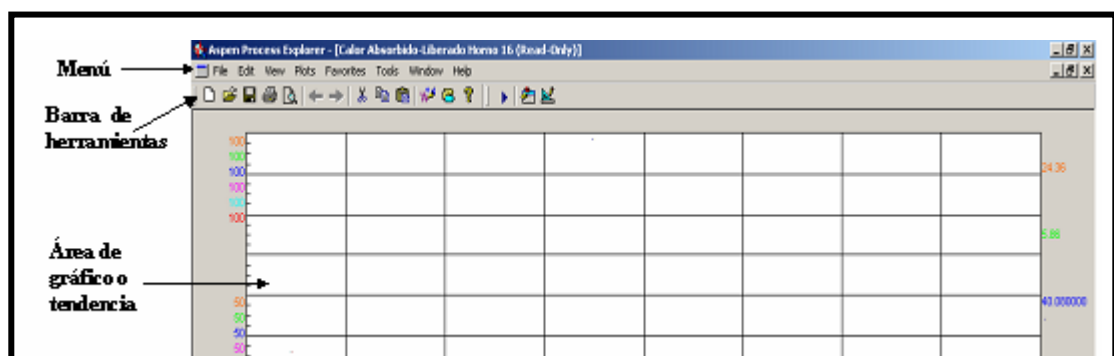


Figura 2.16. Componentes principales del Aspen Process Explorer.<sup>[14]</sup>

Adicionalmente a los gráficos de tendencias, el Aspen Process Explorer ofrece los siguientes tipos de gráficos:

- Curvas X-Y; en las que se grafica la magnitud de una etiqueta (*tag*) de la base de datos contra otro punto en la misma base de datos, utilizando una escala de tiempo definida por el usuario. También permite calcular y graficar una curva de regresión.
- Gráficos de proceso; también conocidos como esquemáticos, los cuales son una representación de los diagramas de flujo de proceso donde es posible observar los valores reportados por los elementos de control a tiempo real y la ubicación de los mismos sobre las líneas de proceso.

Además cuenta con hipervínculos que permiten interrelacionar los esquemáticos de las diferentes áreas de la planta. La figura 2.17 muestra el esquemático de la unidad de hidrocrqueo de la sección de reacción.

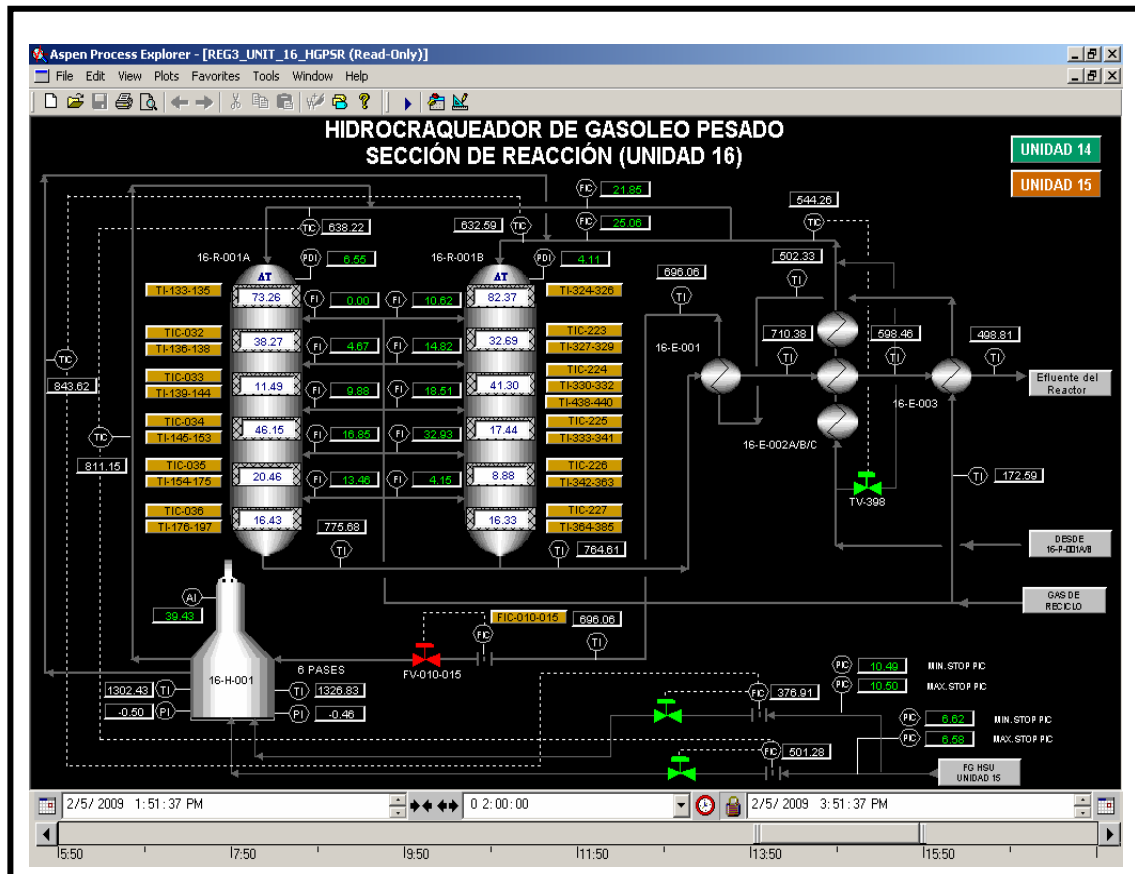


Figura 2.17. Esquemático de la unidad de hidrocrqueo.<sup>[14]</sup>

## 2.9 Tipos y usos de estimado de costos

- Clase V

Es un análisis que se le realiza al proyecto a *grosso modo*; es decir que no es muy detallado y profundo, y en consecuencia es poco preciso; se aplica cuando el proyecto está en fase de ingeniería conceptual; por ejemplo, a trabajos de laboratorio, tamaño o capacidad de la propuesta y ubicación geográfica. Se utiliza en estudios de factibilidad, obtención de fondos para este tipo de ingeniería y en planificación a mediano plazo.

- **Clase IV**

Se aplica cuando la ingeniería conceptual está completada y se ha avanzado en las especificaciones del diseño básico; por ejemplo la preselección del tipo y tamaño de los equipos, los diagramas de flujo y los requerimientos de servicios profesionales. Se utiliza para decidir entre varias alternativas de diseño y para la obtención fondos de ingeniería básica.

- **Clase III**

Una vez completada la base del diseño o la ingeniería básica, se procede al trabajo de diseño de equipos fundamentales incluyendo las especificaciones de diseño. Los costos clase III son utilizados para la obtención de los fondos a fin de ejecutar la ingeniería de detalle, y para órdenes de compras de largo tiempo de entrega.

- **Clase II**

Estos costos se estiman finalmente al haber realizado las especificaciones de diseño o la ingeniería básica las cuales tienen un alcance suficiente para definir íntegramente el proyecto. Estos costos se utilizan para solicitar la aprobación de fondos para la ingeniería detalle, procura, construcción y arranque del proyecto, presupuesto base para el control de costos y de avance, y evaluar la tasa de retorno de la inversión.<sup>[19]</sup>





## CAPITULO III

### DESARROLLO DEL TRABAJO

#### 3.1 Metodología aplicada

##### 3.1.1 Recopilación de información

Con el propósito de alcanzar los objetivos propuestos en esta evaluación se siguió la siguiente metodología. Inicialmente se realizó una recopilación de los datos de diseño de las líneas y equipos asociados al tren de precalentamiento para llevar a cabo esta simulación de la unidad 16, que incluye lo siguiente:<sup>[15]</sup>.

- Manuales de operación del área de hidropcesos (unidad 16 de hidrocrqueo de gasóleos pesados); mediante el estudio de los sistemas, la descripción de los procesos y la revisión de los procedimientos de operación normal fue posible establecer las bases teóricas de la simulación, en cuanto a la cantidad de equipos presentes en el área, sus descripciones y usos, como también el orden de los mismos en el diagrama de flujo del proceso.
- Balances de materia y energía, de los cuales se obtuvo información acerca de las temperaturas, presiones, flujos y propiedades físicas de las corrientes asociadas a la unidad 16.
- Diagramas y hojas de datos; se recopilaron los planos de ubicación (*plot plans*) del área de hidropcesos, los diagramas de flujo del proceso (*PFD's*) y de instrumentación y tuberías (*P&ID's*); además se recopilaron las hojas de datos del fabricante (*data sheets*) de los equipos a evaluar en la unidad 16.

Toda esta información fue proporcionada por el centro de información técnica de la empresa, que se encarga de recopilar todos los datos suministrados por ingeniería, en una base informática de acceso sólo para el personal.

Esto se realizó con la finalidad de proceder con el análisis operacional del tren de intercambiadores, para detallar las variables importantes involucradas en el proceso. Una vez realizado este estudio, se utilizó el simulador de procesos PRO II con la finalidad de obtener información acerca de los flujos y propiedades físicas de las siguientes corrientes: efluente, alimentación o carga líquida, y gas de reciclo asociadas a la unidad 16 (hidrocraqueo).

Se procedió con la aplicación del simulador de procesos Hextran, así también con el programa de monitoreo de planta Aspen Process Explorer con el fin de obtener adiestramiento en el uso de los mismos. Así mismo para la posterior elaboración de los modelos de simulación del tren de precalentamiento, a condiciones de diseño y de operación de una manera acertada, y así poder evaluar el porcentaje de desviación de los resultados arrojados por el simulador con respecto a las hojas de datos del fabricante (*data sheets*) y también con respecto a los datos de operación.

Se realizó un plan de visitas periódicas a la planta (unidad 16), para tener una visión más clara y amplia del funcionamiento y ubicación de los equipos.

Posteriormente se requirió de la toma de muestras para las siguientes corrientes: efluente, alimentación o carga líquida y gas de reciclo a través del Colector de Muestras (*Sample Collector* o SC) correspondiente a cada producto, que forman parte del flujo de procesos de la unidad de hidrocraqueo, con el fin de realizar su caracterización para implementar la simulación con datos de diseño y de campo.

La toma de muestras fue llevada a cabo por los técnicos de operaciones de la unidad 16, siguiendo los procedimientos indicados por dicha operación, así como

también siguiendo las indicaciones especiales de los ingenieros de hidropcesos. Los procedimientos para la toma de muestras están basados en las normas ASTM (*American Society for Testing Materials*), es decir, la Sociedad Americana de Ensayos de Materiales correspondientes para cada tipo de producto. En la tabla 3.1 se indica el tipo de recipiente especificado en las normas ASTM para los productos de la unidad 16.

Tabla 3.1. Recipientes indicados por la ASTM para la toma de muestras de la unidad

16

<b>Unidad</b>	<b>Producto</b>	<b>Punto de muestreo</b>	<b>Recipiente</b>
16	Efluente	16-SC-003	Cilindro
	Alimentación	16-SC-001	Botella
	Gas de Reciclo	16-SC-010	Cilindro

Luego, las muestras tomadas en campo fueron trasladadas al laboratorio de PDVSA PetroPiar para ser analizadas con el apoyo de los técnicos de laboratorio. En la tabla 3.2 se presentan los métodos de ensayo utilizados para el análisis de las muestras.

Tabla 3.2. Métodos de ensayo utilizados en el laboratorio para los análisis de las muestras de la unidad 16

Muestras	Análisis	Método de Ensayo
Efluente	Destilación	Destilación de los productos de petróleo a presión reducida por el destilador al vacío Herzog Mod.HDV-632 ASTM D-1160 <sup>[16]</sup>
Alimentación	Destilación	Destilación de los productos de petróleo a presión reducida por el destilador al vacío Herzog Mod.HDV-632 ASTM D-1160 <sup>[16]</sup>
Gas de Reciclo	Composición de Gases	Determinación de la composición en gas natural por el cromatógrafo Agilent Technologies Mod. 6890N ASTM D-1945 <sup>[17]</sup>

Se recopilaron los resultados, registrados en un sistema llamado LIMS (*Laboratory Information Management System*), es decir Sistema de Gerencia de Información del Laboratorio, el cual permite el acceso a los informes generados para cada muestra analizada a través del enlace del laboratorio en el portal de operaciones UIS (*Upgrader Information System*), o Sistema de Información del Mejorador en la

intranet de la empresa. En la figura 3.1 se aprecia el portal principal del laboratorio de la empresa PDVSA PetroPiar a través de la intranet.

The screenshot shows a web browser window titled 'Operations Manager - Microsoft Internet Explorer'. The address bar shows 'http://amvjsscscs/om/Laboratorio'. The page header includes the PDVSA logo and the text 'Bienvenido, aamato - Aspen Operations Manager'. Below the header are navigation tabs: 'Data Proceso', 'Laboratorio', 'Logbook', 'Reporte', 'Confiability', and 'Mi Pagina'. The main content area is titled 'Lab Sample Summary' and contains a 'Filtros' section with the following fields: 'Fecha Inicio' (13/01/2009), 'Fecha Fin' (14/01/2009), 'Region' (REGION 3), 'Unidad' (UNIDAD 16), 'Punto Muestreo' (All), and 'Material' (All). Below the filters is a 'Resultados' section showing 'Registros 1 - 6 de 6' and '20' lines. A table displays the following data:

Region	Unidad	Punto Muestreo	Material	Fecha Muestra	Tipo Muestra	Estado	Numero Muestra
REGION 3	UNIDAD 16	16-SC-001	Alimentación U-16	14/01/2009 05:00	Alim U-16	Registrado	A00143762001
REGION 3	UNIDAD 16	16-SC-008	Amin Rica 16-C-001	13/01/2009 05:00	Rica 16C01	FDE	A00143634001
REGION 3	UNIDAD 16	16-SC-010	Gas Reciclo 16-V-003	13/01/2009 05:00	Gas16V003	Cancelado	A00143643001
REGION 3	UNIDAD 16	16-SC-003	Efluente U-16	13/01/2009 17:00	Eflue U16	Activo	A00143710001
REGION 3	UNIDAD 16	16-SC-001	Alimentación U-16	13/01/2009 17:00	Alim U-16	Activo	A00143711001
REGION 3	UNIDAD 16	16-SC-004	Agua agria no Fenólic 16-V-004	13/01/2009 17:00	AagNofeno	Activo	A00143718001

Figura 3.1. Portal principal del laboratorio de la empresa PDVSA PetroPiar

Fuente: Laboratorio de PDVSA PetroPiar

Para la recopilación de los informes se procedió a ingresar a la sección de laboratorio en el portal UIS e introducir en los campos de búsqueda (filtros) la información sobre las muestras de interés; como por ejemplo la fecha de muestreo, región, unidad, punto de muestreo y análisis, entre otros. Con esta información el sistema genera un informe en una versión imprimible. La figura 3.2 muestra el reporte generado para la muestra de efluente de la unidad 16.

The screenshot shows a web application interface for 'Lab Sample Results'. It includes a filter section with the following fields: Fecha Inicio (22/07/2008 17:00), Fecha Fin (22/07/2008 17:00), Region (REGION 3), Unidad (UNIDAD 16), Punto Muestreo (16-SC-003), Material (Efluente U-16), Prueba ('All'), Analisis ('All'), Tipo Muestra (Efue U16), and Numero Muestra (A00127168001). Below the filters is a 'Resultados' section with a table of 16 records. The table has columns for 'Punto Muestreo', 'Prueba', 'Analisis', 'Fecha Resultado', 'Valor', 'UOM', 'Bajo', 'Alto', and 'Tipo Muestra'. The data rows show various measurements for 'Efue U16' at 'Punto Muestreo' 16-SC-003, including 'Azufre Fluorescencia UV, LR', 'Densimetría Productos', and 'Destilación de Productos (% Off)' at different percentages (5, 10, 20, 30, 40, 50).

Punto Muestreo	Prueba	Analisis	Fecha Resultado	Valor	UOM	Bajo	Alto	Tipo Muestra
16-SC-003	Azufre Fluorescencia UV, LR	Azufre Fluoresc. UV LR	22/07/2008 17:00	22.9	ppmp	0	20	Efue U16
16-SC-003	Densimetría Productos	Gravedad API a 60°F	22/07/2008 17:00	36.51	Adim	30	36	Efue U16
16-SC-003	Destilación de Productos (% Off)	IBP (D-1160)	22/07/2008 17:00	211.30	°F	270	300	Efue U16
16-SC-003	Destilación de Productos (% Off)	5	22/07/2008 17:00	245.70	°F	275	330	Efue U16
16-SC-003	Destilación de Productos (% Off)	10	22/07/2008 17:00	307.50	°F	335	420	Efue U16
16-SC-003	Destilación de Productos (% Off)	20	22/07/2008 17:00	410.20	°F	440	530	Efue U16
16-SC-003	Destilación de Productos (% Off)	30	22/07/2008 17:00	483.10	°F	540	600	Efue U16
16-SC-003	Destilación de Productos (% Off)	40	22/07/2008 17:00	533.80	°F	580	660	Efue U16
16-SC-003	Destilación de Productos (% Off)	50	22/07/2008 17:00	598.60	°F	660	730	Efue U16

Figura 3.2. Muestra de reporte generado del laboratorio de la empresa PDVSA  
PetroPiar

Fuente: Laboratorio de PDVSA PetroPiar

Posteriormente se tomaron mediciones en campo. PDVSA PetroPiar cuenta con un sistema de monitoreo de variables de campo a tiempo real, el cual consta de transmisores en línea con las corrientes de proceso, que envían la información de la variable medida hacia la sala de control. Estos datos son almacenados en la base de datos InfoPlus 21. Cada ingeniero de procesos de la empresa cuenta con la aplicación Aspen Process Explorer, la cual toma de la base de datos la información almacenada para cada transmisor, y luego con la etiqueta o (*tag*) asignado para cada uno de ellos,

es posible monitorear variables de operación mediante gráficas de tendencias en función del tiempo. Las variables de interés requeridas para la simulación a condiciones de operación o de campo fueron: flujo, temperatura, presión. La tabla 3.3 presenta la nomenclatura en Aspen Process Explorer.

Tabla 3.3. Nomenclatura de las etiquetas (*Tags*) en Aspen Process Explorer

Extensión	Significado
*.PV	PV: <i>Process Value</i> ; muestra el valor de la variable de proceso para transmisores de flujo, temperatura, presión y composición
*.SP	SP: <i>Set Point</i> ; muestra el valor especificado para los controladores
*.OP	OP: <i>Opening Percentage</i> ; muestra el valor especificado para el controlador de porcentaje de apertura de las válvulas

Fuente: Programa de monitoreo Aspen Process Explorer

UNIDAD\_TAG\_.EXT; Ejemplo: 16\_TI\_396.PV

Este es un ejemplo de una instrucción dada en Excel a través de Aspen, donde el 16 significa el número de la unidad en el área o en planta, TI es el TAG y significa que es un transmisor de tipo indicador de temperatura, 396 es un serial que es variable dependiendo de tipo de *tag* que se necesite; y .PV es la extensión EXT y su significado puede ser variable. Esta instrucción se ejecuta en Excel para obtener valores de temperatura; en figura 3.3 se ilustra con más detalle el proceso.

Sin embargo, en la planta no se cuenta con transmisores en todos los puntos donde se requiere información para las simulaciones. Se recopilaron los datos de presión de los balances de materia y energía suministrados por el centro de información técnica de la empresa, que en su mayoría son aproximadamente iguales a los de diseño de la hoja de especificación del fabricante de cada intercambiador de calor. Se elaboró un montaje de hoja de cálculo en Microsoft Excel, que cuenta con una herramienta de Aspen que permite obtener la información de nomenclatura de la base de datos y mostrarla en una hoja de cálculo. Por medio de esta aplicación se obtuvo la información de flujos y temperaturas; todo esto asociado a la unidad 16. En la figura 3.3 se ilustra un ejemplo de nomenclatura para temperatura.

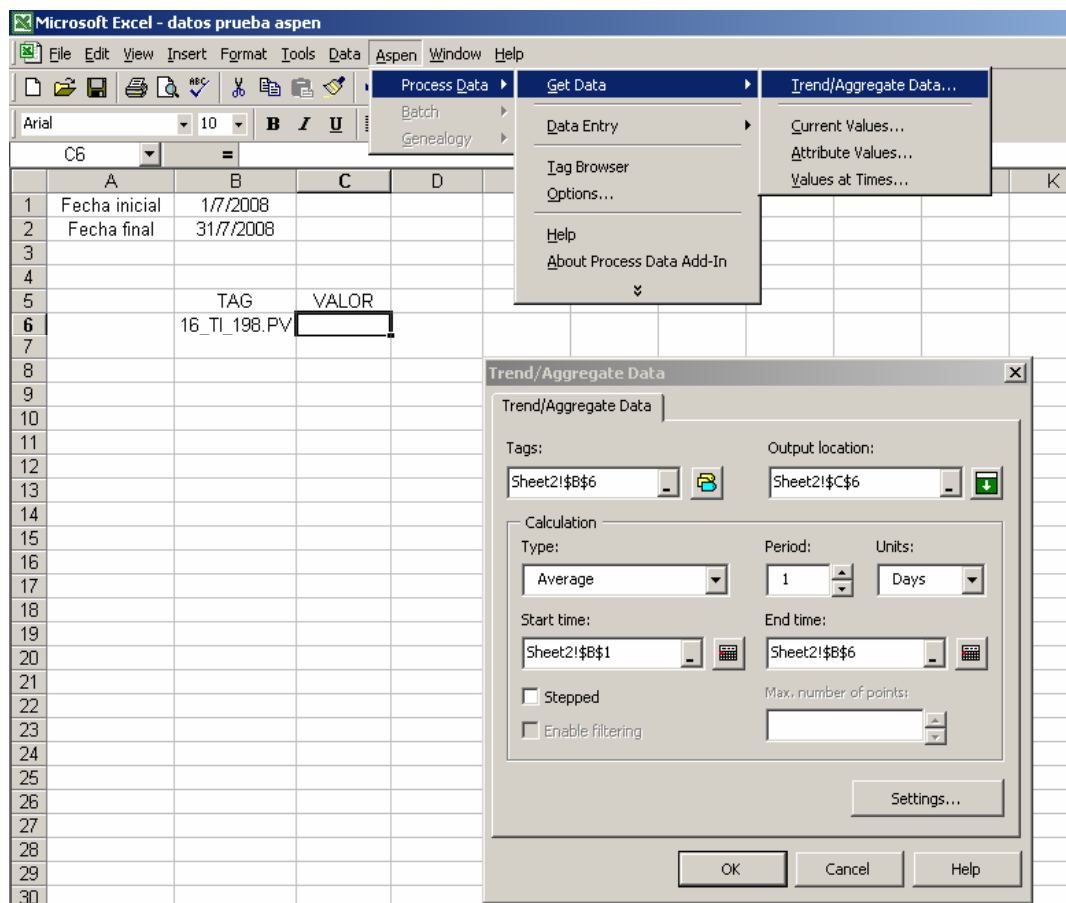


Figura 3.3. Herramienta de Aspen en Office Microsoft Excel (2003) .<sup>[18]</sup>



Simplemente se coloca la etiqueta (*tag*) de interés, la fecha de inicio y la fecha final; cada uno en una celda diferente. Luego se selecciona la herramienta de Aspen, la cual abre una ventana donde se especifican las celdas del *tag*, las fechas, y además la celda donde se desea mostrar el valor, y el tipo de cálculo a realizar; en este caso, el promedio de los valores en un día. Esto se realizó con las etiquetas pertinentes para las simulaciones. Cabe mencionar que en el presente trabajo se utilizó la opción *Aspen* en el programa Microsoft Excel.

El tren de precalentamiento de la unidad de hidrocrackeo está compuesto por siete intercambiadores identificados por letras, los cuales en conjunto hacen una unidad de intercambio y son los siguientes: 16-E-001, 16-E-002 A-B, 16-E-003, 16-E-004 A-B-C (tabla 3.4).

Tabla 3.4. Características de los intercambiadores del tren de precalentamiento de la unidad de hidrocrackeo de PDVSA PetroPiar

<b>Intercambiador</b>	<b>Número de Unidades</b>	<b>Clasificación Tipo TEMA</b>	<b>Área total pie<sup>2</sup></b>	<b>Orientación</b>
16-E-001	1	DXU	3.685	HORIZONTAL
16-E-002 A-B	2	DXU	9.156	
16-E-003	1	DXU	3.661	
16-E-004 A-B-C	3	DXU	24.339	

Todos estos equipos son intercambiadores de tubo y coraza de igual geometría; su función principal es enfriar el efluente (fluido de este proceso) que proviene de los reactores de hidrocrackeo. La manera en que se realizó la evaluación de estos intercambiadores fue de forma integral (todo el tren en conjunto) y no de forma individual.

Las características mecánicas de cada uno de estos equipos se presentan en las hojas de datos del fabricante (*data sheets*) (anexos A), y también en las hojas de datos

arrojados por el simulador para el caso diseño y operación en donde se observa el diseño mecánico de los intercambiadores (anexos B y C). Y algunas de las variables de proceso correspondientes a los casos de diseño y de operación se aprecian en las tablas 3.5 y 3.6, respectivamente.

Además los datos alimentados al simulador Hextran para realizar esta evaluación fueron los siguientes: número de pasos por la coraza, arreglo del flujo, diámetro interno de la coraza, longitud de los tubos, espacio entre los tubos o *pitch*, diámetro exterior de los tubos, espesor de la pared de los tubos, arreglo de los tubos y cantidad de boquillas, incluyendo su diámetro interno. Adicionalmente se debe tener en cuenta que al realizar una evaluación en este tipo de equipos, fueron consideradas las variables de proceso (flujo de calor, factor de ensuciamiento, temperatura, presión, flujo másico y composición) de los siguientes fluidos: efluente, carga líquida o alimentación y gas de recicló.

Por otra parte el modelo termodinámico utilizado para el desarrollo de la evaluación fue Peng-Robinson<sup>[11]</sup>, pues los rangos de temperatura y presión de los intercambiadores considerados se encuentran dentro de los valores que este método indica. Presión: 0 a 5000 psi y temperatura de -60 a 1200 °F.

En la figura 3.4 se puede apreciar el tren de intercambiadores evaluados de la unidad de hidrocraqueo para los casos diseño y operación en el simulador Hextran, respectivamente.

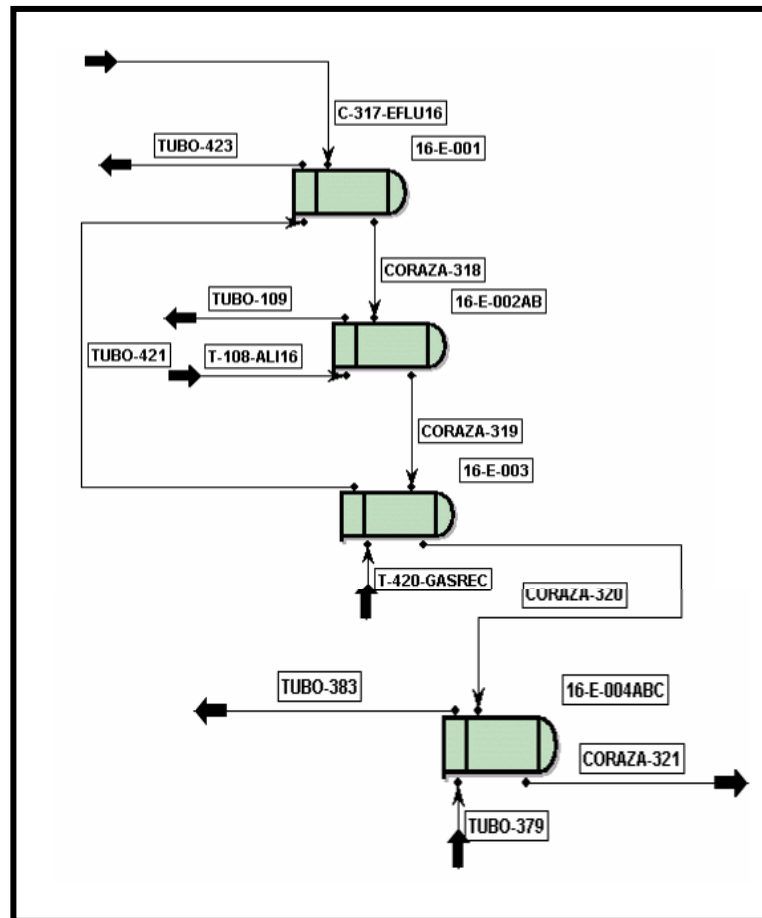


Figura 3.4. Tren de precalentamiento de la unidad de hidrocrackeo caso diseño y Operación

Tabla 3.5 Parámetros operacionales caso diseño del tren de precalentamiento de la unidad de hidrocrackeo

Intercambiador	Servicio Coraza - Tubo	Lado Coraza				Lado Tubo			
		F (Lb/h)	Pe (Psia)	Te (F)	Ts (F)	F (Lb/h)	Pe (Psia)	Te (F)	Ts (F)
16-E-001	Efluente - Gas de Reciclo	988618	2015	800	760	82564	2149	537	750
16-E002 A-B	Efluente - Carga	988618	2005	760	635	781373	2259	331	610
16-E-003	Efluente - Gas de Reciclo	988618	1985	635	563	82564	2154	163	537
16-E-004 A-B-C	Efluente - Hidrocarburos	964057	1975	546	379	762008	179,7	118	480

Tabla 3.6 Parámetros operacionales caso operación del tren de precalentamiento de la unidad de hidrocraqueo

Intercambiador	Servicio Coraza - Tubo	Lado Coraza				Lado Tubo			
		F (Lb/h)	Pe (Psia)	Te (F)	Ts (F)	F (Lb/h)	Pe (Psia)	Te (F)	Ts (F)
16-E-001	Efluente - Gas de Reciclo	824010	2014,7	778	736	71800	2148,7	530	734
16-E002 A-B	Efluente - Carga	824010	2004,7	736	591,96	550125	2238,7	278,35	597,27
16-E-003	Efluente - Gas de Reciclo	824010	1984,7	591,96	514,53	71800	2139	179,14	530
16-E-004 A-B-C	Efluente - Hidrocarburos	824010	1974,7	514,53	322,43	567223	226	116,43	478,41

El porcentaje de desviación fue calculado de la siguiente manera:

Donde:

$$\% \text{Desviación} = \frac{\left| \text{Valor Real} - \text{Valor Simulación} \right|}{\text{Valor Real}} * 100 \quad \text{Ec.3.1}$$

Valor Real: son los datos de diseño y de operación para cada caso.

Valor Simulación: son los resultados obtenidos en Hextran.

Por ejemplo, se le asignó a la variable Valor Real la temperatura de entrada de diseño (563 °F) del lado coraza del intercambiador 16-E-004 ABC (tabla 4.1); y al Valor Simulación se le colocó la temperatura de entrada de simulación del lado coraza del mismo intercambiador (558,6 °F), correspondiente al caso diseño.

$$\% \text{Desviación} = \frac{\left| (563 - 558,6) \text{ °F} \right|}{563 \text{ °F}} * 100$$

$$\% \text{Desviación} = 0,8$$

### 3.2 Opciones de mejoramiento del proceso

La temperatura de 700 °F se fijó en base a los datos de temperatura del caso operación (tabla 3.6); la misma no representa ningún problema para el proceso, porque este valor está dentro del rango de operación de estos intercambiadores, que a su vez son de iguales características (tipo TEMA) y cumplen la misma función.

Este problema se resume en un simple calentamiento hasta 700 °F de la corriente (carga líquida) que pasa a través del intercambiador 16-E-002 AB por el lado tubo. Y posteriormente se dirige al punto de mezcla para mezclarse con hidrógeno proveniente del horno de la unidad de hidrocrqueo, a fin de disminuir el diferencial de temperatura en este punto por debajo de 250 °F, lo que a su vez influye en la disminución del diferencial presión en los primeros lechos de los reactores de hidrocrqueo.

Una vez analizada la problemática existente en la unidad mencionada, se procedió a generar ideas, propuestas o buscar algún medio, bien sea una corriente (fluido), un equipo, o una modificación en esta unidad de proceso, que cedería energía para cubrir la demanda requerida de una mayor temperatura. Estas propuestas deben ser lógicas y posibles dentro de las limitaciones físicas por parte del diseño de la unidad de hidrocrqueo y del programa de simulación Hextran.

Luego se procedió a analizar los resultados arrojados por el simulador Hextran del *caso operación* (anexo C.3); y si se observaba que la temperatura de la carga líquida a la salida del lado tubo del intercambiador 16-E-002 AB resultaba deficitaria respecto a los 700 °F, esto significaba que sí se requerían propuestas o alternativas que solventaran la problemática existente en la unidad de hidrocrqueo. En caso afirmativo en este análisis se contaba con dos opciones las cuales fueron: la incorporación de otro intercambiador de calor de igual característica en la serie de

intercambiadores 16-E-002 AB, para lograr un calentamiento de la carga líquida hasta 700 °F; y la modificación del tren de precalentamiento existente, el cual consistió en desviar la corriente (carga líquida) al intercambiador 16-E-004 C en un 50 %, con el propósito de calentar la carga líquida hasta 700 °F. En el capítulo cuatro se explica con más detalles estas opciones.

### **3.3 Estimado de costos**

Un estimado de costos es un pronóstico de éstos conformado en un proyecto de alcance y estrategia de ejecución definidos, que respalda la toma de decisiones en cada una de las gerencias y fases del proyecto.

La metodología utilizada es la misma empleada por el departamento de estimación de costos de PDVSA PetroPiar, cuyos detalles son manejados confidencialmente.

## **CAPITULO IV**

### **DISCUSIÓN DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES**

#### **4.1 Discusión de resultados**

##### **4.1.1 Simulación del tren de precalentamiento. Caso diseño**

Validar una simulación es confirmar o reproducir los resultados en cuanto al comportamiento de un proceso en estudio.

Los resultados obtenidos se reprodujeron con valores de diseño de cada intercambiador; y estos valores vienen dados por la hoja de especificación del fabricante (anexo A). Los resultados se pueden apreciar en los anexos B; y en la tabla 4.1 se presenta un resumen comparativo entre los datos de diseño y de simulación, de las temperaturas de entrada y de salida de cada uno de los intercambiadores, tanto por el lado tubo como el de la coraza, con sus respectivos porcentajes de desviación respecto a los valores de diseño. Como se puede observar, en su gran mayoría, los valores de temperaturas de entrada y de salida obtenidos con el simulador revelaron porcentajes de desviación inferiores al 1%; en su gran mayoría, excepto para los intercambiadores 16-E-002 A-B y 16-E-004 A-B-C, donde se evidenció desviaciones superiores al 10% (13,8% y 17,5%, respectivamente) para las temperaturas de salida del lado tubo en dichos equipos. Esto pudiera haber sido consecuencia de inusuales discrepancias entre los datos de las hojas de especificación del fabricante y los del laboratorio de la empresa, debido a que existe la posibilidad de que estos datos en cierto modo no sean confiables, porque pudo haber ocurrido el error humano por parte de quienes realizaron estas pruebas, pues los simuladores de procesos dependen

principalmente de los datos que les son suministrados (ver capítulo 3).

No obstante, cabe destacar que estas desviaciones significativas se presentaron precisamente en las temperaturas de salida de los intercambiadores de calor conectados en series de dos (16-E-002 A-B) y de tres (16-E-004 A-B-C), respectivamente. Ello sugiere la posible influencia de la interacción entre estos intercambiadores sobre los resultados producidos por la simulación; y que la evaluación de dichos intercambiadores haya sido de forma integral (todo el tren en conjunto) y no de manera individual, debido a que es muy posible que quines evaluaron tales equipos para elaborar la hoja de datos del fabricante hayan realizado la evaluación de estos intercambiadores de forma individual, lo cual afecta considerablemente los resultados obtenidos para dichos equipos de intercambio.

Sin embargo, en general se obtuvo resultados aceptables, por lo cual se puede concluir que la simulación confirmó con exactitud en su gran mayoría, los datos de diseño del tren de precalentamiento.

Tabla 4.1 Comparación de las temperaturas de diseño a las de simulación obtenidas en Hextran

Intercambiador	Lado Coraza				Lado Tubo				Lado Coraza		Lado Tubo	
	Diseño		Simulación		Diseño		Simulación		% Desviación		% Desviación	
	Te (°F)	Ts (°F)	Te (°F)	Ts (°F)	Te (°F)	Ts (°F)	Te (°F)	Ts (°F)	Te (°F)	Ts (°F)	Te (°F)	Ts (°F)
16-E-001	800	760	800	758,9	537	750	537	750	0	0,1	0	0
16-E002 A-B	760	635	758,9	635	331	610	331	525,9	0,1	0	0	13,8
16-E-003	635	563	635	558,6	163	537	163	537	0	0,8	0	0
16-E-004 A-B-C	563	379	558,6	379	118	480	118	396,1	0,8	0	0	17,5



#### 4.1.2 Simulación del tren de precalentamiento. Caso operación

Una vez validado el *caso diseño*, se procedió a hacerlo también en el *caso operación*. Para ello, los datos fueron recopilados mediante el programa de monitoreo Aspen Process Explorer, de los balances de materia y energía suministrados por el centro de información técnica de la empresa, y de la hoja de especificación del fabricante de cada intercambiador de calor. Los resultados de la simulación del *caso operación* se pueden apreciar en los anexos C y en la tabla 4.2. Y sus desviaciones respecto a valores operacionales sólo se observan en esta misma tabla, donde se presenta un resumen comparativo de las temperaturas, entre *operación* y *simulación*. Se obtuvieron buenos resultados en su gran mayoría, con porcentajes de desviación inferiores al 1%; a excepción de las desviaciones de las temperaturas a la salida de los tubos en los intercambiadores 16-E-002 A-B y 16-E-004 A-B-C, que en ambos resultaron ser de 8,8% en ambos respecto a los valores de operación. No obstante, estas desviaciones fueron inferiores al 10%, lo cual siempre se considera aceptable en estos sistemas de intercambiadores.

Tabla 4.2 Comparación de las temperaturas de operación con respecto a las de simulación obtenidas en Hextran

Intercambiador	Lado Coraza				Lado Tubo				Lado Coraza		Lado Tubo	
	Operación		Simulación		Operación		Simulación		% Desviación		% Desviación	
	Te (°F)	Ts (°F)	Te (°F)	Ts (°F)	Te (°F)	Ts (°F)	Te (°F)	Ts (°F)	Te (°F)	Ts (°F)	Te (°F)	Ts (°F)
16-E-001	778	736	778	735,6	530	734	527,1	734	0	0,05	0,5	0
16-E002 A-B	736	592	735,6	591,7	278,4	597,3	278,3	544,7	0,05	0,04	0,02	8,8
16-E-003	592	514,5	591,7	514,4	179,1	530	179,1	527,1	0,04	0,02	0	0,5
16-E-004 A-B-C	514,5	322,4	514,4	321,8	116,4	478,4	116,4	436,1	0,03	0,2	0	8,8

### 4.1.3 Propuestas de mejoramiento del proceso

Los datos suministrados al simulador para ambas propuestas fueron los de operación, porque éstos son los datos reales con los que trabaja la unidad de hidrocraqueo.

#### 4.1.3.1 Incorporación de otro intercambiador de calor

Se agregó un intercambiador de calor adicional el (16-E-002 C) de igual característica en la serie (16-E-002 A-B) formando el nuevo conjunto de intercambiadores (16-E-002 A-B-C) para la unidad de hidrocraqueo, debido a que la carga líquida (TUBO-109) requiere de un calentamiento; en este caso fue por medio de un intercambiador (figura 4.1).

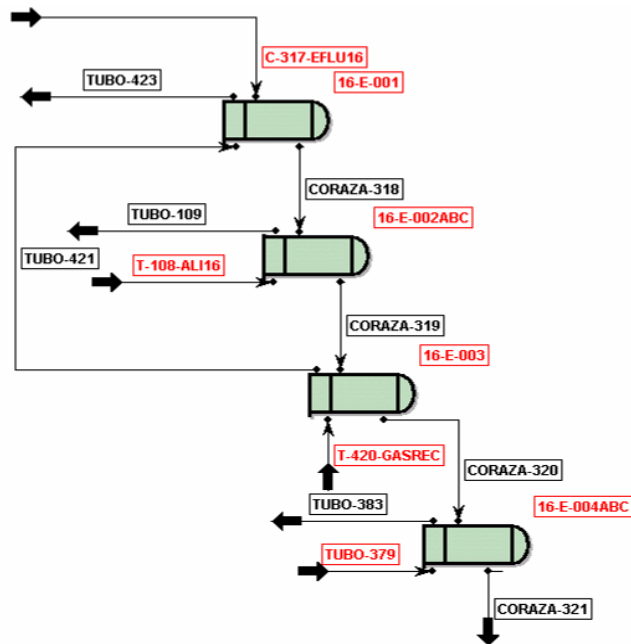


Figura 4.1. Tren de precalentamiento de la unidad de hidrocraqueo caso *intercambiador adicional*

La necesidad de incorporar este equipo se justifica en base al área de transferencia de calor del intercambiador (16-E-002 A-B) *caso operación*, requerida para que la corriente de la carga líquida por el lado tubo de este intercambiador, alcance 700 °F al ser dirigido al punto de mezcla de esta dicha carga líquida con hidrógeno (figura 4.2).

En efecto, para la simulación del intercambiador (16-E-002 A-B) del *caso operación*, la temperatura de salida del lado tubo de la carga líquida resultó ser 544,7 °F, es decir, un déficit de 155,3 °F respecto a los 700 °F requeridos para cuando llegue al punto de mezcla. En consecuencia, se tiene que incorporar mayor área de intercambio de calor para alcanzar la temperatura requerida en el punto de mezcla, equivalente a un diferencial de temperatura inferior a 250 °F respecto a la temperatura de llegada de la corriente de hidrógeno (910 °F) en ese mismo punto. La temperatura de la carga líquida de 544,7 °F se observa en el anexo C.3 correspondiente a la salida del lado tubo intercambiador (16-E-002 A-B).

Por otra parte, una vez justificada la necesidad de incorporar este equipo adicional, se procedió a realizar la simulación correspondiente.

El procedimiento para calentar la corriente carga líquida (TUBO-109) fue el siguiente. Esta corriente sería calentada hasta 700 °F al circular por el intercambiador de calor 16-E-002 ABC (figura 4.1). Una vez que la carga líquida se mezcle con el hidrógeno a 910 °F proveniente del horno (16-H-001) en el punto de mezcla antes de entrar a los reactores de hidrocraqueo, se obtendría un diferencial de temperatura de 210 °F en dicho punto, cumpliendo con el objetivo principal de disminuir dicho diferencial por debajo de 250 °F. Como resultado de esta propuesta se obtuvo el calentamiento de la carga líquida a 699,1 °F, con un diferencial de temperatura en el punto de mezcla de 210,9 °F y con un error en el resto de los resultados dados por el simulador, el cual fue el valor negativo del factor de ensuciamiento; y que hizo que

esta propuesta fuese descartada. Estos resultados se pueden apreciar en el anexo D.3. En la figura 4.2 se presenta un diagrama simplificado del proceso actual de la unidad de hidrocrackeo, en donde el punto de mezcla se ubica dentro del círculo, el cual está conformado por las corrientes de hidrógeno y de carga líquida (líneas azul y negra, respectivamente), en su tránsito a los reactores de hidrocrackeo.

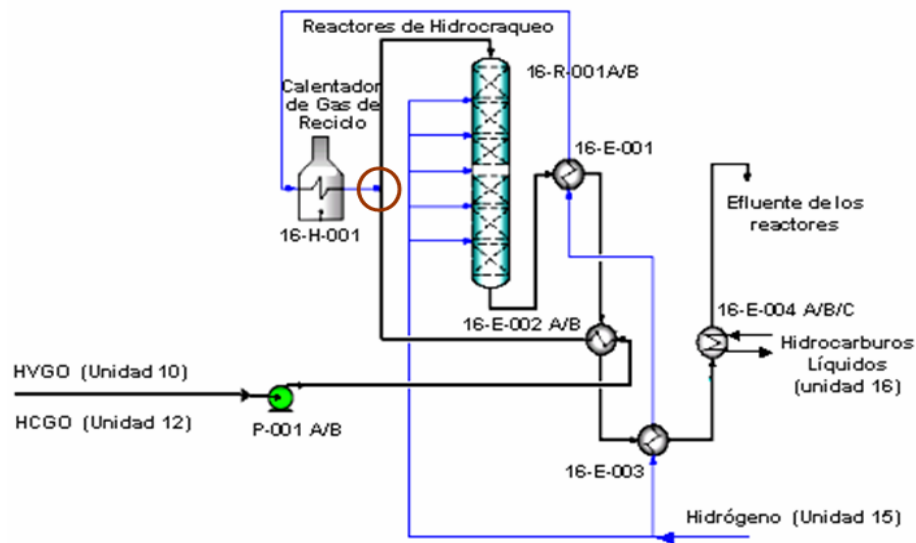


Figura 4.2. Diagrama simplificado del proceso de la unidad de hidrocrackeo

#### 4.1.3.2 Modificación del tren de precalentamiento existente

Esta propuesta consistió en modificar el tren existente, desviando el flujo másico de la carga líquida (T-108-ALI16) en un 50% (412005 lb/h) hacia el intercambiador 16-E-004 C.

El otro 50% del flujo másico de la carga líquida no podía ser desviado simultáneamente a otro equipo intercambiador, por no existir la posibilidad física de hacerlo, por las restricciones impuestas por el mismo diseño del proceso en la planta.

Por lo tanto, con la presentación de esta propuesta arriba mencionada de modificación del tren de precalentamiento existente y estudiada en el presente trabajo, se pretendía evaluar el impacto del calentamiento adicional obtenido por esa fracción de flujo de la carga líquida, sobre la temperatura de la corriente de esta misma carga ya mezclada posteriormente. Así, se procuraba determinar la influencia de esta modificación sobre la temperatura de la corriente de alimentación a los reactores de hidrocrackeo.

Al realizar la simulación para esta alternativa se obtuvo un valor de temperatura de 699,1 °F a la salida del lado tubo (TUBO-109) del intercambiador (16-E-002 A-B) (anexo E.1 o E.4).

El proceso propuesto en este caso se describe de la manera siguiente. La carga entra al intercambiador (16-E-004-C) por el lado tubo (TUBO-108B) a 278,3 °F (anexo E.1 o E.10) cambiándole así el servicio a ese lado ya mencionado, donde antes había circulación de hidrocarburos líquidos a través de este equipo. Una vez que la carga sale del intercambiador 16-E-004 C pasando a través del tubo (TUBO-109B) a una temperatura de 369,8 °F(anexo E.1), dicha corriente es mezclada con la carga líquida que sale por el lado tubo (TUBO-109) del intercambiador 16-E-002 AB a una temperatura de 699,1 °F (anexo E.1 o E.4). Entonces se obtiene una mezcla de ambas cargas líquidas (corriente PS2) a una temperatura de 543,1 °F (anexo E.1).

Por medio de esta modificación propuesta se obtuvo un diferencial de temperatura de 366,9 °F en el punto de mezcla, lo cual no cumple con el objetivo principal de obtener un diferencial por debajo de 250 °F en dicho punto, y además está afectado con un error en el intercambiador 16-E-002 A-B donde el factor de ensuciamiento arrojó un valor negativo (anexo E.4).

El desvío de porcentajes de flujo másico superiores o inferiores al 50% por el lado tubo no causó diferencias significativas, pues se mantenía el mismo error.

Por otra parte, se obtuvo un área de transferencia de calor para este equipo de 9420 pie<sup>2</sup>, en contraste con la requerida (15162 pie<sup>2</sup>). Esta última área, por ser mayor, sugiere la incorporación de un nuevo intercambiador de calor a la serie 16-E-002 A-B, para posiblemente poder minimizar el error ya mencionado hasta niveles aceptables (ver anexo E.4).

A continuación en la figura 4.3 se observa para esta propuesta el montaje en el simulador Hextran, del tren de precalentamiento modificado de la unidad de hidrocrackeo (figura 4.3).

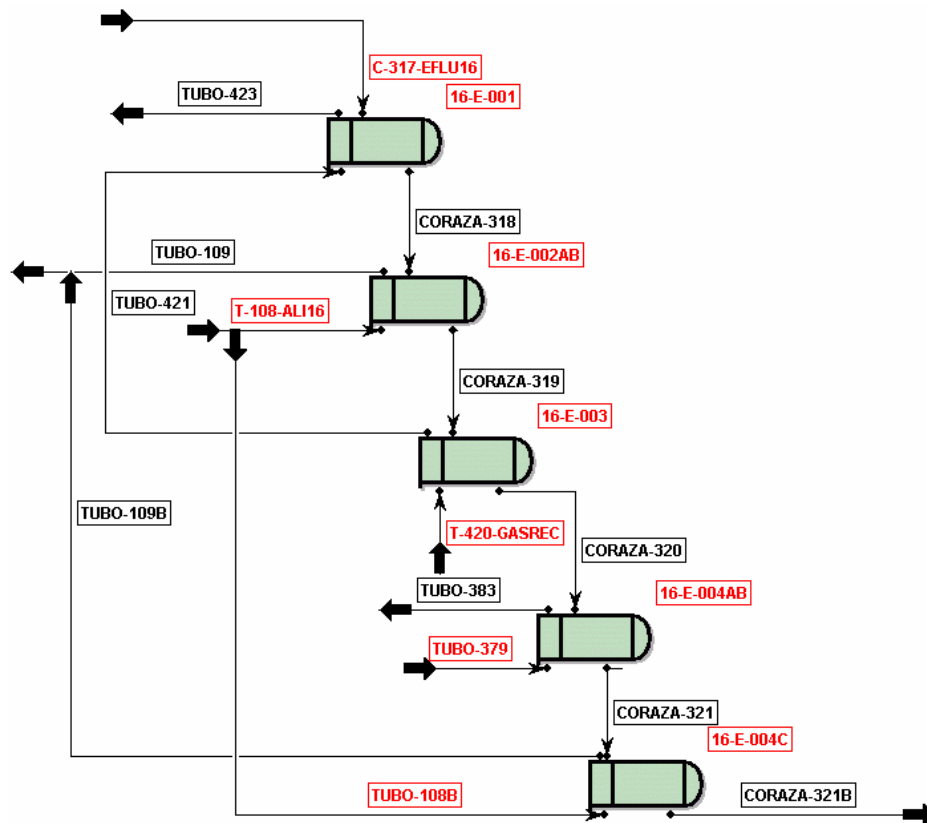


Figura 4.3. Tren de precalentamiento modificado de la unidad de hidrocrackeo

#### **4.1.4 Estimación de costos clase v de las opciones propuestas**

A pesar de que ambas propuestas evaluadas no lograron mejorar el proceso, se realizó el estimado de costos a fin de cumplir con el objetivo específico correspondiente.

Con el propósito de presentar un análisis de costos que pretende cuantificar los gastos relacionados con las diferentes opciones evaluadas, se llevó a cabo el estimado de costos clase V realizado por el Departamento de Estimación de Costos de PetroPiar, cuya aplicación parte de los costos de equipos y de la utilización de factores para determinar los costos de instalación de los mismos. El costo de los equipos fue obtenido de proyectos similares ejecutados en la planta, que sirvieron de referencia y para así poder cuantificar el costo total de realización de este proyecto. La metodología utilizada es la misma empleada por el departamento de estimación de costos de PDVSA PetroPiar, cuyos detalles son manejados confidencialmente. A continuación se ilustra el estimado de costos clase V para ambas propuestas (tablas 4.4 y 4.5).

Tabla 4.3 Estimado de costos para la propuesta de incorporación de otro intercambiador de calor

CUESTA Nr.:	DESCRIPCION:	LABOR:	SERVICIOS:	MAQUINARIAS Y EQUIPAMIENTO			COSTO TOTAL :	
		BsF.	BsF.	Nacional en US \$	Nacional en BsF.	Importación FOB US \$	TOTAL BsF.	TOTAL US \$
00	Excavación y Trabajo Civil:	298,88		0	0	0	299	0
10	Concreto:	2.292,20		0	11.087,60	0	13.380	0
20	Acero Estructural:	2.424,39		0	2.124	0	4.548	0
30	Edificaciones:	0		0	0	0	0	0
40	Maquinarias y Equipos:	30.085		344.602	670.526	0	700.611	325.865
50	Tuberías:	280.264		55.761	0	0	280.264	130.355
60	Electricidad:	10.696		2.921	0	0	10.696	4.975
70	Instrumentación:	1.210		644	0	0	1.210	563
80	Aislamiento:	35.272		1.579	2.194	0	37.466	17.426
81	Pintura:	0		0	0	0	0	0
49/69/78	Piezas de Repuestos:	0		0	0	0	0	0
40-30	Representates de Vendor:	0		0	0	0	0	0
40-90	Catalizadores y sustacias Químicas:	0		0	0	0	0	0
	<b>SUB - TOTAL COSTOS DIRECTOS</b>	<b>362.542</b>	<b>0</b>	<b>405.507</b>	<b>685.931</b>	<b>0</b>	<b>1.048.473</b>	<b>479.184</b>
99-70	Pre - comisión:		5.012				5.012	2.331
91-00	Instalaciones Temporales de la Construcción:	29.092			26.137	0	55.229	25.688
93-00	Gerencia de la Construcción:		66.856				66.856	31.096
90-31	Flete:					0	0	0
90-51	Nacionalización:				898.045	0	898.045	418
90-33	Transporte Local:			4.782	10.282	0	10.282	4.782
	<b>SUB - TOTAL COSTOS INDIRECTOS</b>	<b>29.092</b>	<b>71.868</b>	<b>4.782</b>	<b>934.463</b>	<b>0</b>	<b>1.035.423</b>	<b>64.315</b>
	<b>TOTAL COSTOS (D. y IND.)</b>	<b>391.634</b>	<b>71.868</b>	<b>410.289</b>	<b>1.620.394</b>	<b>0</b>	<b>2.083.896</b>	<b>543.499</b>
90-10	Gerencia y Control de Proyecto:		18.374,60	0	0	0	18.375	8.546
90-20	Ingeniería:		85.906,98	0	0	0	85.907	39.957
90-40	Procura:		28.470	0	4.490.223	2.088.476	4.518.693	2.101.718
90-50	Construcción:		0	0	0	0	0	0
	<b>SUB-TOTAL OTROS COSTOS 1</b>	<b>0</b>	<b>132.752</b>	<b>0</b>	<b>4.490.223</b>	<b>2.088.476</b>	<b>4.622.974</b>	<b>2.150.221</b>
	<b>SUBTOTAL DIRECT.INDIR./COSTOS 1.</b>	<b>391.634</b>	<b>204.620</b>	<b>410.289</b>	<b>6.110.616</b>	<b>2.088.476</b>	<b>6.706.871</b>	<b>2.693.720</b>
99-11	Seguros:	6.111	837	2.068	3.609	0	10.556	4.910
99-12	Financiamiento:	6.111	3.346	8.272	14.434	0	23.891	11.112
99-20	Contingencia:	117.490	61.386	123.087	1.833.185	0	2.012.061	935.842
99-80	Administración:	19.582	1.023	66.773	116.510	0	137.115	63.774
69	Horarios:	0	0	0	0	0	0	0
99-30	Impuestos Municipales:	3.916	2.046	4.103	61.106	0	67.069	31.195
99-30	Impuestos Servicios Profesionales		0				0	0
	<b>SUB-TOTAL OTROS COSTOS 2</b>	<b>153.209</b>	<b>68.638</b>	<b>204.303</b>	<b>2.028.844</b>	<b>0</b>	<b>2.250.691</b>	<b>1.046.833</b>
	<b>COSTOS TOTALES INSTALADO</b>	<b>544.843</b>	<b>273.258</b>	<b>614.593</b>	<b>8.139.460</b>	<b>2.088.476</b>	<b>8.957.562</b>	<b>3.740.553</b>



Tabla 4.4 Estimado de costos para la propuesta de modificación del tren de precalentamiento existente

CUENTA Nr.:	DESCRIPCIÓN:	LABOR:	SERVICIOS:	MAQUINARIAS Y EQUIPAMIENTO			COSTO TOTAL :	
		BsF.	BsF.	Nacional en US \$	Nacional en BsF.	Importación FOB US \$	TOTAL BsF.	TOTAL US \$
00	Excavación y Trabajo Civil:	103,46		0	0	0	103	0
10	Concreto:			0		0	0	0
20	Acero Estructural:			0	0	0	0	0
30	Edificaciones:			0	0	0	0	0
40	Maquinarias y Equipos:	12.257		112	212.985	0	225.242	104.764
50	Tuberías:	9.826		16.856	0	0	9.826	4.570
60	Electricidad:	10.696		11.123	0	0	10.696	4.975
70	Instrumentación:	430		230	0	0	430	200
80	Aislamiento:	12.842		563	757	0	13.599	6.325
81	Pintura:	0		0	0	0	0	0
49/69/78	Piezas de Repuestos:	0		0	0	0	0	0
40-30	Representates de Vendor:	0		0	0	0	0	0
40-90	Catalizadores y sustacias Quimicas:	0		0	0	0	0	0
	<b>SUB - TOTAL COSTOS DIRECTOS</b>	46.156	0	28.885	213.742	0	259.898	120.835
99-70	Pre - comisión:		1.758				1.758	818
91-00	Instalaciones Temporales de la Construcción:	13.359			8.523	0	21.882	10.178
93-00	Gerencia de la Construcción:		23.263				23.263	10.820
90-31	Flete:					0	0	0
90-51	Nacionalización:				33.269	0	33.269	15
90-33	Transporte Local:			0	0	0	0	0
	<b>SUB - TOTAL COSTOS INDIRECTOS</b>	13.359	25.021	0	41.792	0	80.172	21.831
	<b>TOTAL COSTOS (D. y IND.)</b>	59.515	25.021	28.885	255.534	0	340.070	142.666
90-10	Gerencia y Control de Proyecto:		6.156,15	0	0	0	6.156	2.863
90-20	Ingeniería:		29.123,41	0	0	0	29.123	13.546
90-40	Procura:		10.186	0	166.343	77.369	176.530	82.107
90-50	Construcción:		0	0	0	0	0	0
	<b>SUB-TOTAL OTROS COSTOS 1</b>	0	45.466	0	166.343	77.369	211.809	98.516
	<b>SUBTOTAL DIRECT./INDIR./COSTOS 1.</b>	59.515	70.487	28.885	421.877	77.369	551.879	241.182
99-11	Seguros:	422	295	633	1.186	0	1.903	885
99-12	Financiamiento:	422	1.212	2.356	4.760	0	6.394	2.974
99-20	Contingencia:	17.854	21.146	8.666	126.563	0	165.564	77.006
99-80	Administración:	2.976	352	21.357	116.510	0	119.838	55.739
69	Horarios:	0	0	0	0	0	0	0
99-30	Impuestos Municipales:	595	705	289	4.219	0	5.519	2.567
99-30	Impuestos Servicios Profesionales		0				0	0
	<b>SUB-TOTAL OTROS COSTOS 2</b>	22.269	23.711	33.300	253.238	0	299.218	139.171
	<b>COSTOS TOTALES INSTALADO</b>	81.784	94.198	62.185	675.115	77.369	851.097	380.353

Una vez realizado el análisis de costos correspondiente a cada una de las propuestas, se evidenció que la más económica fue la de modificación del tren de precalentamiento existente con costos totales instalado de 851.097 BsF, debido a que solo se trata de desviar el flujo másico del proceso, respecto a la anterior propuesta, porque ésta involucra la incorporación de un nuevo intercambiador de calor y los costos totales instalado es de 8.957.562 BsF.

Otros costos totales en orden de importancia secundaria se obtuvieron en maquinarias y equipamiento para ambas propuestas (8.139.460 BsF y 675.115 BsF).

#### **4.1.5 Selección de la mejor alternativa técnico-económica**

Ninguna de las propuestas estudiadas logró mejorar el proceso. Pero hubo una propuesta que se destacó más que la otra, la cual fue la de incorporar otro intercambiador de calor, pues ésta logró cumplir con el objetivo de obtener un diferencial de temperatura por debajo de 250 °F en el punto de mezcla, aunque la misma Pero ésta fue descartada, porque el factor de ensuciamiento resultó negativo, Esto pudiera haber sido un error arrojado por el simulador Hextran para dicha propuesta. O más bien un indicio de que el factor de ensuciamiento seleccionado para realizar las simulaciones era inapropiado (elevado); o que en el corto lapso de servicio del proceso en la planta se haya producido un incremento prematuro e inusual de la resistencia térmica por ensuciamiento de las superficies de transferencia de calor del lado tubo de los intercambiadores de calor, como fueron los casos de los intercambiadores 16-E-002 AB y 16-004 ABC, como pareció evidenciarse a partir de las mayores desviaciones de sus temperaturas de salida en el lado tubo, resultantes de las simulaciones de los casos *diseño y operación*.

No obstante, en vista de este resultado, se sugieren estudios adicionales en base a ella que generen posibles nuevas opciones para poder resolver la problemática

existente en la unidad de hidrocraqueo.

## 4.2 Conclusiones

- 1- Las temperaturas de salida del lado tubos en los intercambiadores 16-E-002 AB y 16-E-004 ABC en el *caso diseño* mostraron desviaciones significativas (13,8% y 17,5 %, respectivamente).
- 2- Los modelos construidos a través del simulador Hextran reprodujeron satisfactoriamente, en la mayoría de los intercambiadores de calor, los datos de diseño presentando desviaciones inferiores al 1% y en la totalidad de los datos de operación las desviaciones resultaron aceptables.
- 3- Para mejorar el proceso de precalentamiento fueron propuestas las siguientes opciones: la incorporación de otro intercambiador de calor, y la modificación del actual tren de intercambiadores desviando la mitad del flujo másico de la carga líquida de gasóleos hacia el intercambiador 16-E-004 C.
- 4- La simulación de la propuesta de agregar un intercambiador de calor adicional al sistema no logró mejorar el proceso, produjo un factor de ensuciamiento negativo, y por lo tanto dicha propuesta fue descartada; aunque haya satisfecho la disminución del diferencial de temperatura en el punto de mezcla por debajo de 250 °F (210,9 °F).
- 5- La opción de modificar el proceso no fue factible, porque no se obtuvo un diferencial de temperatura por debajo de 250 °F, sino de 366,9 °F, y porque la simulación arrojó un factor de ensuciamiento negativo.

- 6- La propuesta más económica fue la de modificar el proceso, porque sólo involucra un desvío parcial de flujo másico de la carga líquida por medio de tuberías a un costo de 851.097 BsF; en comparación con la propuesta de agregar un intercambiador adicional al tren de precalentamiento, por un costo más de diez veces superior (8.957.562 BsF).
- 7- Aunque ninguna de las proposiciones logró mejorar el proceso, la propuesta de incorporación de un nuevo intercambiador de calor fue la más acertada, relativamente, pues por lo menos ésta logró cumplir con el objetivo de obtener un diferencial de temperatura inferior a 250 °F en el punto de mezcla.

### **4.3 Recomendaciones**

- 1- Colocar transmisores de flujo y de presión faltantes en la unidad de hidrocraqueo para el tren de intercambiadores evaluados, porque carece de los mismos.
- 2- Realizarle mantenimiento al tren de precalentamiento estudiado, en particular a los equipos 16-E-002 AB y 16-E-004 ABC, debido a que estos presentaron altas desviaciones de temperaturas en el *caso diseño*.
- 3- Hacer estudios adicionales a la propuesta de incorporar otro intercambiador adicional, en base a los resultados arrojados por el simulador Hextran, para generar nuevas opciones de mejoramiento del proceso que logren resolver la problemática existente en la unidad de hidrocraqueo.

## BIBLIOGRAFÍA

1. Mommer B., “Valorización del Crudo Extra Pesado de la Faja Petrolífera del Orinoco”, Revista Venezolana de Economía y Ciencias Sociales, Caracas (2004).
2. PDVSA PetroPiar, “Inducción en los Procesos del Mejorador de Petrolera Amerivén”, Volumen I, Descripción General Plantas de Procesos, Alfonso y Asociados, Caracas (2004).
3. Acosta M., “Evaluación de la transferencia de calor del tren de precalentamiento de la unidad de crudo de un mejorador, ubicado en Jose (estado Anzoátegui)”, Tesis de Grado, Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Oriente, Núcleo de Anzoátegui, (2006).
4. Benítez A., “Evaluación del desempeño de los intercambiadores de calor de carcasa y tubos del mejorador de crudo extrapesado de Petrolera Ameriven en el complejo industrial de Jose, Edo. Anzoátegui” Tesis de Grado, Facultad de Ingeniería, Escuela de Ingeniería Química, Universidad Metropolitana, Venezuela (2004).
5. Soto M., “Evaluación de la capacidad de procesamiento de una unidad de soporte de Hidroprocesos”, Tesis de Grado, Departamento de Ingeniería Química, Universidad del Zulia, Núcleo de Maracaibo, (2006).
6. Perry R., “Manual del Ingeniero Químico”, Sexta edición, Tomo III, Editorial McGraw Hill, México (1998).
7. Holman J., “Transferencia de Calor”, Octava edición (primera en español),

Editorial McGraw Hill/Interamericana de España S.A.U (1998).

8. Baldó P., “Intercambiadores de Calor Diseño Térmico y Mecánico”, Tera Ingenieros consultores (1995).
9. Mabres J. “ Servicios Especializados de Ingeniería”. 18 Febrero 2009. “s.f”  
[www.jmabres.com/.../foto\\_intercambiadores\\_1.gif](http://www.jmabres.com/.../foto_intercambiadores_1.gif)
10. Simsci-Esscor., “Products”. 12 Enero de 2009. (2008).  
[www.ips.invensys.com/en/products/Pages/default.aspx](http://www.ips.invensys.com/en/products/Pages/default.aspx)
11. Hextran, “Guía del Usuario versión 9.1”, Simsci Procesos de Ingeniería, USA (2004).
12. Pro II, “Guía del Usuario versión 8.1”, Simsci Procesos de Ingeniería, USA (2007).
13. Aspen Technology [www.aspentech.com/products/aspen-process-explorer.cfm](http://www.aspentech.com/products/aspen-process-explorer.cfm) (1994).
14. Aspen Process Explorer, “Guía del Usuario versión 6.0”, Aspen Tech Programa de monitoreo, USA (2003).
15. “Manuales Electrónicos de Operación”, Mejorador PetroPiar Venezuela, [intranet.ameriven.com/departments/downstream/es/index.htm](http://intranet.ameriven.com/departments/downstream/es/index.htm). (2000).
16. ASTM International, Norma D-1160: “Standard Test Methods for Distillation of Petroleum Products at Reduced Pressure”, USA, (2006).

17. ASTM International, Norma D-1945: “Standard Test Methods for Analysis of Natural Gas Chromatography”, USA, (2003).
18. Sistema Operativo Windows, “Office Microsoft Excel” (2003).
19. Arqhys Architects Side [www.arqhys.com/casas/costos-estimados.html](http://www.arqhys.com/casas/costos-estimados.html), Santo Domingo, República Dominicana “s.f”.

**METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y  
ASCENSO**

<b>TITULO</b>	EVALUACIÓN DEL TREN DE PRECALENTAMIENTO DE LA UNIDAD 16 DE HIDROCRAQUEO DE GASÓLEOS PESADOS DEL MEJORADOR PDVSA PETROPIAR ESTADO ANZOÁTEGUI
<b>SUBTITULO</b>	

**AUTOR (ES):**

APELLIDOS Y NOMBRES	CDIGO CULAC / E MAIL
ALEXIS JOSÉ MATA FERNÁNDEZ	<b>CVLAC:</b> 15.873.351 <b>E_MAIL:</b> alexisjmf@hotmail.com
	<b>CVLAC:</b> <b>E-MAIL:</b>

**PALÁBRAS O FRASES CLAVES:**

Evaluación

Tren de precalentamiento

Unidad 16

Hidrocraqueo

Gasóleos pesados



**METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO**

<b>ÁREA</b>	<b>SUBÁREA</b>
Ingeniería y Ciencias Aplicadas	INGENIERÍA QUÍMICA

**RESUMEN (ABSTRACT):**

En este trabajo se reporta la evaluación de los intercambiadores de calor del tren de precalentamiento de la unidad de hidrocraqueo de gasóleos pesados del mejorador PDVSA PetroPiar, enfocada en los siguientes objetivos específicos: validar el tren de precalentamiento con el simulador Hextran a condiciones de diseño y de operación actual; proponer opciones de mejoramiento del proceso de precalentamiento; estimar costos de clase V a las opciones propuestas; y seleccionar la mejor alternativa considerando el análisis técnico-económico. Los casos de *diseño* y de *operación* actual fueron validados mediante las simulaciones en base a las diferencias de temperaturas de entrada y salida de las corrientes (lados coraza y tubos) de los intercambiadores, al concluirse que las desviaciones de temperatura resultaron ser menores que 1%. Como opciones de mejoramiento al proceso de precalentamiento se propuso la incorporación de otro intercambiador de calor, y la modificación del actual tren de intercambiadores mediante el desvío de la mitad del flujo másico de la carga líquida de gasóleos por medio de tuberías a otro equipo intercambiador. Tras las simulaciones, ninguna de las propuestas logró mejorar el proceso. La propuesta más económica fue la de modificación del actual tren de intercambiadores en comparación a la de agregar un intercambiador al tren de precalentamiento, en una proporción de costos 1:10.

**METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:****CONTRIBUIDORES:**

<b>APELLIDOS Y NOMRES</b>	<b>ROL/CÓDIGO CVLAC/ E_MAIL</b>				
Lucas Álvarez Martínez	ROL	CA	AS	TU	JU
				X	
	CVLAC:	4.077.552			
	E_MAIL	Lalvarezm57@gmail.com			
	E_MAIL				
Yraima Salas	ROL	CA	AS	TU	JU
					X
	CVLAC:	8.478.649			
	E_MAIL	Yraimasal57@hotmail.com			
	E_MAIL				
Freddy Santamaría	ROL	CA	AS	TU	JU
					X
	CVLAC:	11.420.313			
	E_MAIL	freddyjsantamariav@gmailcom			
	E_MAIL				

**FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:**

AÑO	MES	DIA
2010	04	20

**LENGUAJE: SPA**

**METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:****ARCHIVO (S):**

<b>NOMBRE DE ARCHIVO</b>	<b>TIPO MIME</b>
TESIS. Tren de precalentamiento.doc	Aplication / msword

CARACTERES EN LOS NOMBRES DE LOS ARCHIVOS: A B C D E F G H I J K  
L M N O P Q R S T U V W X Y Z. a b c d e f g h i j k l m n o p q r s t u v w x y z. 0  
1 2 3 4 5 6 7 8 9.

**ALCANCE**

ESPACIAL: \_\_\_\_\_(OPCIONAL)

TEMPORAL: \_\_\_\_\_(OPCIONAL)

**TÍTULO O GRADO ASOCIADO CON EL TRABAJO:**

Ingeniero Químico

**NIVEL ASOCIADO CON EL TRABAJO:**

Pre – Grado

**ÁREA DE ESTUDIO:**

Departamento de Ingeniería Química

**INSTITUCIÓN:**

Universidad de Oriente – Núcleo de Anzoátegui

**METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:****DERECHOS:**

De acuerdo a Artículo 41 del Reglamento de Trabajos de Grado: “los trabajos de grado son de exclusiva propiedad de la Universidad de Oriente, sólo podrán ser utilizados para otros fines con el consentimiento del Consejo de Núcleo respectivo, el cual lo participará al Consejo Universitario”

Alexis José Mata Fernández

**AUTOR**

Lucas Álvarez Martínez

**TUTOR**

Yraima Salas

**JURADO**

Freddy Santamaría

**JURADO**

**POR LA SUBCOMISIÓN DE TESIS**