



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

**FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES ZARAGOZA**

**ANÁLISIS COMPARATIVO DE DATOS REALES CONTRA LA  
SIMULACIÓN MEDIANTE UN SOFTWARE COMERCIAL  
POR CAMBIO DEL TIPO DE CRUDO EN UNA  
PLANTA COMBINADA**

**T E S I S**

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:

**I N G E N I E R O Q U I M I C O**

P R E S E N T A:

**GUTIÉRREZ RAMOS JESÚS ALBERTO**

**TEXAS JIMÉNEZ ANA LILIA**

**DIRECTOR:**

**I.Q RENE DE LA MORA MEDINA**



**MEXICO, DF.**

**AGOSTO, 2013**



Universidad Nacional  
Autónoma de México

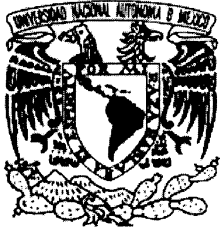


**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

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

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

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



UNIVERSIDAD NACIONAL  
AUTÓNOMA DE  
MÉXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS  
SUPERIORES "ZARAGOZA"

DIRECCIÓN

**JEFE DE LA UNIDAD DE ADMINISTRACIÓN  
ESCOLAR  
PRESENTE.**

Comunico a usted que al alumno(a) Gutierrez Ramos Jesus Alberto con número de cuenta 304028632 de la carrera Ingeniería Química, se le ha fijado el día 30 del mes de agosto de 2013 a las 18:00 horas para presentar su examen profesional, que tendrá lugar en la sala de exámenes profesionales del Campus II de esta Facultad, con el siguiente jurado:

PRESIDENTE	I.Q. SALVADOR JACINTO GALLEGOS RAMALES
VOCAL	I.Q. RENÉ DE LA MORA MEDINA
SECRETARIO	I.Q. JOSÉ ANTONIO ZAMORA PLATA
SUPLENTE	I.Q. DOMINGA ORTIZ BAUTISTA
SUPLENTE	DR. FRANCISCO VIDAL CABALLERO DOMÍNGUEZ

*[Handwritten signatures of the jury members]*

El título de la tesis que se presenta es: **Análisis comparativo de datos reales contra la simulación mediante un software comercial por cambio del tipo de crudo en una planta combinada.**

Opción de Titulación: Tesis profesional

**A T E N T A M E N T E**  
**"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"**  
México, D. F. a 31 de julio de 2013.

**DR. VÍCTOR MANUEL MENDOZA NUÑEZ**  
**DIRECTOR**

ZARAGOZA  
DIRECCION

RECIBÍ:  
OFICINA DE EXÁMENES PROFESIONALES  
Y DE GRADO

Vo.Bo.

*[Handwritten signature]*  
DR. ROBERTO MENDOZA SERNA  
JEFE DE LA CARRERA DE I.Q.



UNIVERSIDAD NACIONAL  
AUTÓNOMA DE  
MÉXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS  
SUPERIORES "ZARAGOZA"

DIRECCIÓN

**JEFE DE LA UNIDAD DE ADMINISTRACIÓN  
ESCOLAR  
PRESENTE.**

Comunico a usted que al alumno(a) Texas Jimenez Ana Lilia con número de cuenta 407008597 de la carrera Ingeniería Química, se le ha fijado el día 30 del mes de agosto de 2013 a las 16:00 horas para presentar su examen profesional, que tendrá lugar en la sala de exámenes profesionales del Campus II de esta Facultad, con el siguiente jurado:

PRESIDENTE	I.Q. SALVADOR JACINTO GALLEGOS RAMALES
VOCAL	I.Q. RENÉ DE LA MORA MEDINA
SECRETARIO	I.Q. JOSÉ ANTONIO ZAMORA PLATA
SUPLENTE	I.Q. DOMINGA ORTIZ BAUTISTA
SUPLENTE	DR. FRANCISCO VIDAL CABALLERO DOMÍNGUEZ

*Paul*  
\_\_\_\_\_  
*René de la Mora Medina*  
\_\_\_\_\_  
*José Antonio Zamora Plata*  
\_\_\_\_\_  
*Dominga Ortiz Bautista*  
\_\_\_\_\_  
*Francisco Vidal Caballero Domínguez*  
\_\_\_\_\_

El título de la tesis que se presenta es: **Análisis comparativo de datos reales contra la simulación mediante un software comercial por cambio del tipo de crudo en una planta combinada.**

Opción de Titulación: Tesis profesional

ATENTAMENTE  
"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"  
México, D.F. a 31 de julio de 2013.

**DR. VÍCTOR MANUEL MENDOZA NUÑEZ**  
DIRECTOR  
ZARAGOZA  
DIRECCION

RECIBÍ:

OFICINA DE EXÁMENES PROFESIONALES  
Y DE GRADO

Vo.Bo.

**DR. ROBERTO MENDOZA SERNA**  
JEFE DE LA CARRERA DE I.Q.

*Roberto Mendoza Serna*  
\_\_\_\_\_



## Agradecimiento y dedicatoria

*Son muchas las personas especiales a las que me gustaría agradecer su amistad, apoyo, cariño y compañía en las diferentes etapas de mi vida y sin importar en dónde estén o si alguna vez llegan a leer estas dedicatorias quiero darles las gracias por formar parte de mí, por todo lo que me han brindado y por todas sus bendiciones.*

Dios, como no amarte y agradecerte si fuiste tú, quien me ha permitido llegar hasta aquí y por darme la oportunidad seguir disfrutando todas tus bendiciones. Ilumina mi camino siempre.

A mis Padres que no me equivoco al decir que son los mejores padres del mundo. Gracias por sus enseñanzas, por la educación que me inculcaron, sobre todo porque siempre me han brindado su apoyo incondicional, confianza y amor en todo momento. También porque me han dado todo lo que soy como persona, mis valores, mis principios, mi carácter, mi empeño, mi perseverancia y mi coraje para conseguir mis objetivos. Los amo.

A mi familia que siempre han tenido palabras de aliento en los momentos difíciles y por el apoyo moral que uno a veces necesita tanto para seguir adelante.

A mi asesor el Ing. René de la Mora Medina por haberme dado la oportunidad de colaborar en el IMP, donde he aprendido muchas cosas; aparte le agradezco por sus enseñanzas, confianza, apoyo y por la experiencia transmitida.

A mis sinodales por el tiempo dedicado a la revisión de esta tesis y por los comentarios tan acertados y que tan amablemente hicieron.

A mi novia Adriana por su apoyo en todo momento. También gracias por ser la persona con quien he crecido, aprendido y he vivido los mejores momentos de mi vida. Te amo.

A mi gran amiga Ana porque cada día que pasé en la facultad me sentía como en familia compartiendo las aulas, además de que hemos vivido grandes experiencias juntos y ahora solo le puedo decir gracias por tu apoyo y colaboración en la realización de esta tesis.





---

A los ingenieros Elsa Márquez, Germán González, Inés Claudia José y Jesús Ortiz por compartir conmigo su experiencia pero sobre todo por brindarme su amistad y su valioso apoyo en mi vida profesional y personal. Los quiero mucho.

A mis amigos: Juan Manuel, Emilio, Érika, Rogelio, Oscar, Vannesa, Ruth, Yanine, Marisol, les agradezco porque me permitieron conocerlos, compartir muchas cosas con ustedes y gracias a eso ahora puedo decir que soy una mejor persona los quiero mucho.

A mis amigos, que más que mis amigos son mis hermanos, Ociel, Maggie, Israel, Arturo y Romy por estar ahí siempre a mi lado, los quiero mucho.

A la UNAM por permitirme estudiar en sus instalaciones día a día y porque orgullosamente puedo decir que estudié en la máxima casa de estudios.

A la Facultad Estudios Superiores “Zaragoza” por su alto rendimiento académico con la que forma y seguirá formando futuros profesionales de la Ingeniería Química.

Y por último le agradezco a todas las personas que de alguna manera me conocieron y convivieron conmigo.

**CON CARÍÑO**

**JESÚS ALBERTO GUTIERREZ RAMOS**





---

## AGRADECIMIENTOS Y DEDICATORIAS

Dedico esta tesis principalmente a Dios por haberme dado la oportunidad de vivir para poder concluir esta etapa de mi vida profesional, por todos los triunfos que me ha dado, por los momentos difíciles que he pasado que eso me han hecho ver la vida de diferente forma, gracias Dios por nunca separarte de mí.

A mi mami Catalina por ser la persona más importante en mi vida, por ser el pilar más fuerte e invencible de la familia porque a pesar de la crisis que vivimos durante la carrera nunca te diste por vencida, gracias porque has sabido formarme con buenos sentimientos, hábitos y valores, gracias por ser mi acompañarme durante todo mi trayecto estudiantil y en mi vida. Eres lo más preciado que Dios me dio. ¡Te amo mama!

A mi mama Cande que más que una abuelita fuiste una madre para mí, aunque Diosito decidió tenerte a su lado sé que te sientes muy orgullosa de mí y me acompañas en cada momento de mi vida.

A mi hermano Raúl que siempre ha estado junto a mí brindándome su apoyo, comprensión y muchas veces poniéndose en el papel de padre ¡Te quiero brothy!

A mi papa Raúl por la educación que me dio durante mi vida y por qué a pesar de las adversidades ha estado junto a mí.

A mi prima Dani por todos esos momentos que compartimos juntas, gracias por tu apoyo, consejos y amistad.

A mis tíos Julio y Luz por su apoyo incondicional, por esos sabios consejos y por compartir conmigo buenos y malos momentos.

A mi gran amigo Jesús Gutiérrez por ser esa persona en la que puedo confiar y que ha estado en todos los momentos de mi vida, por ese gran equipo que formamos durante la carrera y que ahora juntos estamos logrando este triunfo.

A Juan Manuel por haberme brindado su amistad, consejos y apoyo sin esperar nada a cambio.





---

A mis amigos Ruth, Erika, Yan, Marisol, Vanessa, Rogelio, Emilio y Oscar por su gran amistad, comprensión, cariño y por todos aquellos momentos tan padres que compartimos juntos durante toda la carrera.

A la Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM) por haberme permitido formar parte de la máxima casa de estudios, donde orgullosamente me he preparado como Ingeniera Química.

A la facultad de estudios superiores Zaragoza por la formación académica tan eficiente que me ha permitido concluir mi carrera profesional.

A mi asesor el Ing. Rene de la Mora Medina por haberme dado la oportunidad de entrar al IMP, por todos esos consejos y por trasmitirme todos esos conocimientos y experiencias que me han sido de utilidad para mi profesión.

A mis sinodales por el tiempo y dedicación a la revisión de la tesis y por sus valiosos comentarios.

A los Ingenieros Jesús Ortiz, German, Elsa y Claudia por compartir esas experiencias profesionales, consejos y conocimientos que me han ayudado a moldeando mi desempeño laboral.

**CON CARIÑO Y AMOR**

**ANA LILIA TEXAS JIMÉNEZ**







# ÍNDICE

<b>Resumen</b>	<b>1</b>
<b>Introducción</b>	<b>3</b>
<b>Objetivos</b>	<b>5</b>
<b>Capítulo 1 GENERALIDADES</b>	<b>7</b>
<b>1.1 PETRÓLEO</b>	<b>8</b>
<b>1.2 CARACTERIZACIÓN DEL CRUDO</b>	<b>11</b>
<b>1.2.1 CARACTERIZACIÓN DEL CRUDO DE ACUERDO ASTM</b>	<b>15</b>
<b>1.2.1.1 DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA (MÉTODO ASTM D-86)</b>	<b>18</b>
<b>1.2.1.2 DESTILACIÓN A VACÍO (MÉTODO ASTM D-1160)</b>	<b>19</b>
<b>1.2.1.3 DESTILACIÓN TBP (MÉTODO ASTM D-2892)</b>	<b>20</b>
<b>1.3 TIPOS DE CRUDO</b>	<b>21</b>
<b>1.4 RESERVAS DE CRUDO EN MÉXICO</b>	<b>22</b>
<b>1.5 PRODUCTOS DEL PETRÓLEO</b>	<b>27</b>
<b>1.6 SIMULACIÓN</b>	<b>29</b>
<b>1.6.1 SIMULADOR DE PROCESOS</b>	<b>29</b>
<b>1.6.2 PROGRAMA EJECUTIVO</b>	<b>30</b>
<b>1.7 TERMODINÁMICA</b>	<b>32</b>
	<b>34</b>
<b>Capítulo 2 PROCESOS DE REFINACIÓN DEL PETRÓLEO</b>	
<b>2.1 ESQUEMA GLOBAL DE UNA REFINERÍA</b>	<b>36</b>
<b>2.2 PROCESOS DE REFINACIÓN</b>	<b>39</b>
<b>2.2.1 DESTILACIÓN DE CRUDO</b>	<b>40</b>
<b>2.2.1.1 DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA</b>	<b>41</b>
<b>2.2.1.2 DESTILACIÓN AL VACÍO</b>	<b>42</b>





<b>2.2.2 PROCESOS DE CONVERSIÓN “CRAQUEO”</b>	<b>44</b>
2.2.2.1 CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO	45
2.2.2.2 HIDROCRAQUEO	47
2.2.2.3 COQUIZACIÓN	48
<b>2.2.3 PROCESOS DE MEJORAMIENTO</b>	<b>49</b>
2.2.3.1 REFORMADO CATALÍTICO	49
2.2.3.2 ALQUILACIÓN	51
2.2.3.3 ISOMERIZACIÓN	53
2.2.3.4 POLIMERIZACIÓN	54
2.2.3.5 ESTERIFICACIÓN	55
<b>2.2.4 PROCESOS DE TRATAMIENTO (HIDROTRATAMIENTO)</b>	<b>55</b>
<b>2.2.5 PROCESOS DE SEPARACIÓN</b>	<b>57</b>
<b>2.2.6 MEZCLA DE PRODUCTOS</b>	<b>57</b>
	<b>59</b>

### **Capítulo 3 PROCESOS DE DESTILACIÓN DEL CRUDO EN UNA PLANTA COMBINADA**

<b>3.1 DESTILACIÓN EN LA PLANTA COMBINADA</b>	<b>60</b>
3.1.1 PRECALENTAMIENTO I	61
3.1.2 DESLADO	62
3.1.3 PRECALENTAMIENTO II	65
3.1.4 PRECALENTAMIENTO III	66
3.1.5 CALENTADORES DE CRUDO	67
3.1.6 DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA DEL CRUDO	68
3.1.7 DESTILACIÓN AL VACÍO	75
3.1.8 SECCIÓN DE ENFRIAMIENTO DE RESIDUO Y PREPARACIÓN DE COMBUSTÓLEO	80
<b>3.2 DATOS REALES DE UNA PLANTA COMBINADA</b>	<b>80</b>





---

---

**Capítulo 4 DESARROLLO DE LA SIMULACIÓN DE LA PLANTA COMBINADA 86**

**4.1 SIMULACIÓN DE PROCESOS QUÍMICOS 87**

**4.2 CLASIFICACIÓN DE LOS SIMULADORES DE PROCESO 87**

**4.2.1 SIMULADORES DE PROCESOS COMERCIALES 88**

**4.3 PROCEDIMIENTO DE SIMULACIÓN EN SIMSCI-PRO II 90**

**111**

**Capítulo 5 ANÁLISIS DE RESULTADOS**

**5.1 GRAVEDAD ESPECÍFICA DE ALIMENTACIÓN A LA PLANTA 113**

**5.2 TEMPERATURA DE SALIDA DE LOS CALENTADORES A FUEGO DIRECTO 115**

**5.3 FLUJO DE ALIMENTACIÓN DE LA PLANTA COMBINADA 119**

**5.4 NAFTA 121**

**5.5 TURBOSINA 123**

**5.6 QUEROSINA 125**

**5.7 GASÓLEO LIGERO PRIMARIO 127**

**5.8 GASÓLEO PESADO PRIMARIO 129**

**5.9 GASÓLEO LIGERO DE VACÍO 131**

**5.10 GASÓLEO PESADO DE VACÍO 133**

**5.11 RESIDUO DE VACÍO 135**

**5.12 COMPARACIÓN ENTRE MÉTODOS TERMODINAMICOS 137**

**CONCLUSIONES 138**

**GLOSARIO 142**

**ANEXO A 145**

**ANEXO B 151**

**ANEXO C 152**

**BIBLIOGRAFÍA 162**





# Resumen

El presente trabajo tiene como objetivo principal realizar un análisis comparativo entre datos obtenidos de la operación de una planta combinada (datos reales) contra datos obtenidos mediante el software SimSci PRO-II (datos teóricos) con el fin de validar un modelo de simulación por cambio de tipo de crudo de alimentación 60/40 % Vol. Pesado/Ligero, debido a que en la última década han tenido cambios en las reservas del petróleo.

Para cumplir con los objetivos de este trabajo se desarrolló en 5 capítulos los cuales se describen a continuación.

En el capítulo 1 se da una explicación sobre el origen, caracterización y composición petróleo, las reservas de este en México así como la tendencia de crudo en los próximos años, además se muestra la caracterización de acuerdo a normas ASTM, y se incluyen una comparación de propiedades físicas de los diferentes tipos de crudos que existen actualmente en México, al final de este capítulo se habla sobre la simulación de procesos y el modelo termodinámico adecuado para este tipo de proceso.

En el capítulo dos se da una breve descripción del proceso de refinación del crudo desde que es alimentado a la planta hasta que se obtiene como producto final, además se muestra un esquema típico de una refinería típica, donde se describe cada uno de los procesos que conforman una refinería que además se describe de manera general cada uno de los procesos que se llevan a cabo en la refinería así como los esquemas de procesamiento.





En el capítulo tres se describe la secuencia de procesamiento de crudo en una planta combinada las cuales son: Alimentación de crudo, precalentamiento I, desalado, precalentamiento II, precalentamiento III, calentamiento, destilación atmosférica y destilación al vacío.

Además se muestra los resultados reales que obtuvo refinería al operar una mezcla de crudo 60/40 %Vol. Pesado/Ligero.

En el capítulo cuatro se define lo que es una simulación de procesos químicos, se da una clasificación de los diversos simuladores de procesos comerciales que existen, así como también se describe el procedimiento, que se llevó a cabo para el desarrollo del esquema y de la simulación de la planta combinada, finalmente se muestran los resultados obtenidos.

En el capítulo cinco se muestra el análisis comparativo entre los datos obtenidos en el simulador contra los datos obtenidos en operación real con un crudo 60/40 % Vol. Pesado/Ligero de cada uno de los productos obtenidos en la destilación. También se muestra la comparación de los datos reales contra los obtenidos con la ecuación de estado Soave-Redlich-Kwong confirmando que Peng-Robinson tiene una mejor predicción de los resultados.

Con este trabajo se concluye que objetivo principal se cumplió al lograr generar el modelo de simulación de una Planta Combinada con resultados favorables y comparables contra datos reales de operación, donde el simulador SimSCi ProII fue una herramienta confiable para la generación del modelo de simulación propuesto. Este modelo de simulación generado resultó satisfactorio debido a que los errores obtenidos son menores al 10% los días 02 y 03 de Octubre, cuando las condiciones de operación y las propiedades en crudo de alimentación a la planta fueron similares a las





contempladas para el modelo. En el resto de los días, los problemas operativos de la planta, provocaron desviaciones mayores.

Cabe reiterar que el simulador de procesos es una herramienta muy poderosa hoy en día y sobre todo cuando el objetivo del país es ser más productivo y competitivo a nivel mundial. La mayoría de los estudios que se realizan con estas herramienta son sumamente confiables; además con los datos que arroja una simulación de procesos, es posible: hacer, proponer y predecir cambios, sin necesidad de parar las plantas de proceso, manteniendo lo producción y los beneficios que esto conlleva.





# Introducción

En esta época de acelerados cambios a nivel global, en que la economía está basada en la competencia entre mercados mundiales, se ha generado la necesidad de modificar los procesos de refinación del petróleo (crudo) para hacerlos más eficientes, además de cumplir con restricciones tanto ambientales, económicas como de seguridad industrial cada vez más estrictas. Además los cambios en la calidad del crudo disponible han originado que las refinerías tengan que realizar reconfiguraciones y diseñar nuevas plantas específicamente para procesar materias primas pesadas o mezcla de crudos (pesado/ligero). Estas nuevas alimentaciones se caracterizan por tener altas cantidades de impurezas (azufre, metales, nitrógeno, asfáltenos) y bajos rendimientos en la destilación.

Un problema que sufre de manera cotidiana nuestro sistema nacional de refinación, es que no cuenta con el abasto asegurado de una mezcla de crudos uniforme, de calidad predecible, lo que dificulta la óptima planeación del sistema.

Esto implica llevar a cabo análisis más rigurosos y confiables de los procesos. Debido a que estos análisis no pueden realizarse la mayoría de las veces en planta (por razones obvias: trabajar en condiciones de operación riesgosa, los procesos de transformación son continuos y por tanto las plantas operan durante casi todo el año, etc.) es indispensable la utilización de herramientas como la computadora, que proporcionen las respuestas adecuadas que satisfagan estas demandas.

El desarrollo de procesos está orientado a la conceptualización del diseño de procesos enfocándose en un estudio de factibilidad del mismo, por lo tanto el desarrollo de un





proyecto no solo implica reproducir resultados mediante un programa de computadora, sino que debe ser tratado como un sistema susceptible a ser mejorado y con capacidad para ampliar sus habilidades mediante técnicas innovadoras.

Las condiciones actuales de nuestro país no han permitido la migración de los centros productivos hacia nuevas tecnologías de producción más eficientes y menos dañinas al ambiente, esto debido a la gran inversión que ello implicaría. Sin embargo, aún existe la opción de mejorar los procesos existentes y ésta, es la que se debe explotar al máximo ya que con un poco de ingenio se pueden obtener grandes beneficios.

Como ingenieros químicos, tenemos la obligación de desarrollar métodos basados en el análisis de procesos para fomentar el uso racional y eficiente de los recursos disponibles y con ello aumentar la productividad y rentabilidad de las plantas de producción.

Es por esto que los simuladores de procesos son una herramienta auxiliar en el análisis de estos sistemas.

Por tal caso, se ve la necesidad de realizar la simulación de una Planta Combinada, con el fin de identificar la confiabilidad del modelo de simulación del proceso y que esta herramienta sea utilizada posteriormente para estudios de diseño del proceso, operación del proceso, flexibilidad, sensibilidad y/o mejorar el rendimiento en los productos. Además se podrá realizar algún tipo de optimización que ayude a la reducción del consumo de energía, servicios auxiliares o condiciones de proceso, entre otras cosas.







# Objetivos.

## Objetivo General.

- Realizar un análisis comparativo (teórico-real) entre resultados de un simulador comercial contra los reales de procesamiento de una planta combinada, por el cambio del tipo de crudo de alimentación (“Mezcla 60/40% Pesado/Ligero”), con el fin de validar el modelo de simulación.

## Objetivo Específicos.

- Generar el esquema de simulación de una Planta Combinada, mediante el software SimSci PRO-II considerando el arreglo del tren de precalentamiento, el desalado del crudo, la sección de destilación atmosférica y la sección de destilación al vacío.
- Construir la simulación de la Planta Combinada, fundamentada en las bases de diseño del proyecto, calculadas por el IMP, la topología del proceso, considerando el arreglo del tren de precalentamiento, el desalado del crudo, y las secciones de destilación atmosférica y destilación al vacío.





# CAPÍTULO 1.

## GENERALIDADES





## 1.1 EL PETRÓLEO

El petróleo es la sustancia más importante consumida en la sociedad moderna ya que no solo se usa para la elaboración de combustible y energía para transporte si no también es usado para plásticos, pintura, fertilizantes, insecticidas, medicina entre otros.

También se le conoce como crudo y generalmente proviene de las profundidades, donde el vestigio de las plantas y animales de millones de años atrás han sido calentados y presurizados con el tiempo. El color del crudo es negruzco y tiene un olor característico que proviene de la presencia del azufre, nitrógeno y metales que contiene en pequeñas cantidades.

La composición química del petróleo es sorprendentemente uniforme, aunque sus características físicas varían ampliamente. La composición elemental del crudo está comprendida normalmente dentro de los siguientes intervalos mostrados en la siguiente tabla 1.1.

ELEMENTO	% EN PESO
Carbono	84-87
Hidrógeno	11-14
Oxígeno	0.1-0.5
Nitrógeno	0.1-2
Azufre	0.5-6
Metales	0-0.1

**Tabla 1.1 Rango de composición típica del petróleo [2]**





Aunque el petróleo es esencialmente una mezcla de hidrocarburos, los crudos contienen diferentes tipos de impurezas (heteroátomos) tales como azufre, nitrógeno, oxígeno, asfáltenos, metales (Ni, V, Fe, Cu, Mg, Ca, Na) y sales, cuyas concentraciones dependerán de las características del aceite crudo, es decir, si éste es ligero o pesado.

Los hidrocarburos presentes en el crudo se clasifican en tres tipos generales: parafinas, naftenos y aromáticos, las olefinas no son encontradas como compuestos en el crudo pero se producen en el proceso de refinación de crudo.

➤ **PARAFINAS.**

La serie parafínica de los hidrocarburos se caracterizan por la regla de que los átomos de carbono se hallan unidos mediante enlaces sencillos y los otros están saturados con átomos de hidrógeno. La fórmula general para las parafinas es  $(C_n + H_{2n+2})$ .

La parafina más simple es el metano,  $CH_4$ , las parafinas son muy estables pero su estabilidad decrece cuando el peso molecular y el número de ramificaciones aumentan, las parafinas que contienen de 1 a 4 átomos de carbono en su molécula son gases.

En la figura 1.1 se muestran algunos tipos de parafinas en las que se destacan: metano, propano, etano, isobutano, isopentano, etc.





## ➤ NAFTENOS

Se denominan naftenos a los hidrocarburos cicloparafinicos en los que todos los enlaces disponibles de los átomos de carbono están saturados con hidrogeno. Hay muchos tipos de naftenos presentes en el crudo de petróleo pero, excepto para los compuestos de peso molecular más bajo, no se tratan generalmente como compuestos individuales.

Se clasifican de acuerdo a su intervalo de ebullición y sus propiedades se determinan con la ayuda de los factores de correlación tales como el factor  $K_w$ <sup>(1)</sup>. Los compuestos nafténicos constituyen un alto porcentaje de la cantidad total de crudo y la proporción varía dependiendo del tipo de crudo que se esté tratando. En la figura 1.2 se muestra la estructura química de algunos tipos de naftenos como son: ciclopentano, metilciclopentano, dimetilciclopentano, ciclo hexano, metil ciclo hexano

## ➤ AROMÁTICOS

La serie aromática de hidrocarburos es química y físicamente muy diferente de las parafinas y naftenos. Los hidrocarburos aromáticos contienen un anillo bencénico el cual no está saturado pero es muy estable comportándose frecuentemente como un compuesto saturado. Tiene como fórmula general  $(C_n + H_{2n-6})$ . Para el mismo crudo la fracción más pesada es la más rica en aromáticos, que las ligeras.

En la figura 1.3 se muestra la estructura química de los compuestos aromáticos en los que se destacan el benceno, tolueno, etilbenceno, orto-xileno, etc.

(1)  $K_w$ : Factor de caracterización  $K_{JOP}$  o factor de Watson





## 1.2 CARACTERIZACIÓN DEL CRUDO.

Es importante determinar la caracterización física y química del crudo a través de un ensayo.

Las aplicaciones más comunes de los ensayos del petróleo crudo son los siguientes:

- Proporcionar datos experimentales detallados para establecer la compatibilidad de un aceite crudo para una refinería de petróleo en particular.
- Para prever si el petróleo crudo cumplirá el rendimiento del producto deseado, la calidad, y la producción.
- Para determinar si durante la refinación el petróleo cumplirá con los estándares de medio ambiente.
- Para suministrar a las empresas de ingeniería un análisis detallado de crudo para su proceso de diseño de las plantas de refinación de crudo.

Un ensayo de petróleo es una recopilación de propiedades físicas y químicas que se llevan a cabo en laboratorios y plantas pilotos, el ensayo de análisis de aceites crudos enteros se llevan a cabo mediante la combinación de unidades de destilación atmosférica y de vacío, que cuando combinados proporcionarán una verdadera ebullición - destilación punto (TBP).

Las propiedades más útiles son: densidad API, contenido de azufre, punto de fluidez, residuo de carbón, contenido en sales, factor de caracterización, compuestos de nitrógeno, contenido en metales y compuestos oxigenados.





## ➤ DENSIDAD, ° API

La densidad de los aceites de petróleo se expresa en términos de densidad API (American Petroleum Institute), se relaciona con el peso específico de tal manera que un incremento en la densidad API corresponde a un descenso en el peso específico. Las unidades de densidad API son °API y pueden ser calculados a partir del peso específico mediante la siguiente ecuación:

$$°API = \frac{141.5}{pes.esp} - 131.5 \quad \text{Ec. 1.1}$$

Ambos, el peso específico y la densidad API, se refieren al peso por unidad de volumen a 60°F. el peso específico de los crudos de petróleo pueden variar desde menos de 10° API a más de 50° API , pero la mayoría de los crudos se hallan comprendidos en el intervalo de 20 a 45°API.

## ➤ CONTENIDO DE AZUFRE

El contenido de azufre y la densidad API son las propiedades que tienen mayor influencia en el valor del petróleo, el contenido de azufre se expresa como tanto por ciento en peso de azufre, en general entre más alta sea la densidad del crudo más alto será el contenido de azufre. Los compuestos orgánicos de azufre se encuentran en todos los crudos en cantidades variables, los compuestos de azufre normalmente encontrados son: ácido sulfhídrico, tiofenos, alquil mercaptanos y azufre libre. Los compuestos de azufre se tienen que eliminar por que causan problemas de envenenamiento de catalizadores metálicos y su presencia en los combustibles crea problemas de corrosión y ambientales.





➤ **PUNTO DE FLUIDEZ**

El punto de fluidez es un indicador aproximado de la parafinidad y aromaticidad relativa del crudo. El punto de fluidez mas bajo corresponde a un mínimo contenido en parafinas y aun maximo contenido en aromáticos.

➤ **RESIDUO DE CARBÓN.**

El residuo de carbón se determina por destilación a un coque residual en ausencia de aire. El residuo de carbón se relaciona aproximadamente con el contenido asfáltico del crudo y con la fracción de aceite lubricante que puede recuperarse. En la mayoría de los casos cuanto menor es el contenido en carbón mas valioso es el crudo.

➤ **CONTENIDO EN SALES**

Si el contenido en sales del crudo, cuando se expresa como NaCl, es, mayor que 10 lb/1000 bl; generalmente es necesario desalar el crudo antes de su procesado. Si no se elimina la sal, pueden encontrarse problemas serios de corrosión.

➤ **FACTORES DE CARACTERIZACIÓN**

Existen varias correlaciones entre el rendimiento y la parafinidad y aromaticidad del crudo de petróleo, pero los utilizados más ampliamente son el UOP o “factor de caracterización Watson” (Kw) y el “índice de correlación” del U.S Bureau of mines (IC, siglas inglesas CI).

$$Kw = (TB)^{\frac{1}{3}/G} \quad \text{Ec. 1.2}^{[2]}$$

$$IC = \left(\frac{87552}{TB}\right) + 473.7 G - 456.8 \quad \text{Ec. 1.3}^{[2]}$$

Donde

T<sub>B</sub> = punto de ebullición medio, °R

G = peso específico a 60°F

[2] Gary James H y Handwerk Gleen E., “Petroleum Refining, Technology and Economics”,







El factor de caracterización Watson está comprendido entre menos de 10 para materias altamente aromáticos hasta casi 15 para compuestos altamente parafínicos. Los crudos de petróleo presentan un intervalo más estrecho para  $K_w$  y varían desde 10.5 para crudos altamente nafténicos, hasta el 12.9 para base parafínica.

El índice de correlación es útil en la evaluación de las fracciones individuales procedentes del crudo de petróleo. La escala IC se basa en las parafinas de cadena final que posee un valor para el IC de 0 y el benceno que poseen un valor de 100, los valores del IC no son cuantitativos, pero un valor más bajo de IC hace más alta la concentración de hidrocarburos parafínicos en la fracción y cuanto mayor sea el valor del IC mayor son las concentraciones de naftenos y aromáticos.

#### ➤ COMPUESTOS DE NITRÓGENO.

Los compuestos de nitrógeno en el petróleo son clasificados en básicos y no básicos, los compuestos básicos derivados de la piridina, a pesar de que se encuentran en todas las fracciones obtenidas se encuentran concentrados principalmente en las fracciones de puntos de ebullición altos y en el residuo. Los compuestos no básicos de nitrógeno de petróleo son comúnmente del tipo pirroles, índoles y carbazoles se encuentran concentrados en las fracciones más pesadas y en residuo. La presencia de nitrógeno en el petróleo es de gran relevancia para las operaciones de una refinería ya que pequeñas cantidades de este hacen que el catalizador se envenene en el proceso de cracking, reformación catalítica y causa aumento de viscosidad en los productos tales como combustibles.





### ➤ CONTENIDO EN METALES.

El contenido en metales del crudo de petróleo puede variar desde unas pocas partes por millón hasta más de 1000 ppm y en contraparte las concentraciones relativamente bajas son de considerable importancia. Las pequeñas cantidades de níquel, vanadio y cobre pueden afectar seriamente las actividades de los catalizadores. Las concentraciones de vanadio superiores a las 2 ppm en los fuelóleos pueden dar lugar a corrosiones serias en los álabes de la turbina y al deterioro en el recubrimiento de hornos refractarios y chimeneas.

### ➤ COMPUESTOS OXIGENADOS

El contenido de oxígeno en el petróleo aumenta con el incremento en las temperaturas de ebullición. El residuo no volátil puede contener hasta el 8% en peso de este elemento. Los principales compuestos encontrados son los ácidos nafténicos, ácidos carboxílicos y asfáltenos.

### 1.2.1 CARACTERIZACIÓN DEL CRUDO DE ACUERDO ASTM

Los principios de la destilación de multicomponentes se aplican a la destilación del petróleo, sin embargo esta destilación merece consideración especial debido a los siguientes factores:

- La alimentación tiene una composición excesivamente compleja de muchos tipos de diferentes hidrocarburos, de otros compuestos e inorgánicos. el número de átomos de carbono puede variar desde 1 hasta más de 50, por consecuencia los compuestos pueden presentar temperaturas de ebullición desde  $-162^{\circ}\text{C}$  hasta más de  $538^{\circ}\text{C}$ .
- Las propiedades y los rendimientos de estos productos varían considerablemente respecto al tipo de crudo que se está alimentando, incluso hay variaciones en crudos del mismo tipo.





- La escala de operación de la destilación del petróleo es por lo general muy grande, por lo tanto, estas destilaciones se realizan en grandes equipos, que pueden consumir grandes cantidades de energía.

En la actualidad se ha tenido mucho avance en la identificación de las especies químicas presentes en el petróleo. En el diseño, análisis y operación de una planta de destilación o de otro proceso de refinación por lo general es suficiente la caracterización del petróleo y de sus fracciones por medio del conocimiento de su gravedad específica, las curvas de destilación y el análisis de los componentes en puntos estratégicos requeridos como lo son los fondos de una torre de destilación.

Las destilaciones analíticas ASTM (American Society for Testing Materials) y TBP (True Boiling Point) son usadas para definir las características de volatilidad de mezclas de las fracciones del petróleo y otras mezclas más complejas. Ambas son destilaciones Batch (intermitentes) las cuales difieren principalmente en el grado de fraccionamiento obtenido durante la destilación.

En la tabla 1.2 se presenta los tipos de destilación que se realizan al petróleo, el ASTM que le corresponde y su aplicación principal para cada tipo de destilación.





Nombre de la Prueba	Referencia	Aplicación principal
<b>Destilación Atmosférica</b>	ASTM D 86	Fracciones o productos del petróleo que incluyen las gasolinas, combustibles para turbinas, naftas, querosinas, diésel, destilados de aceites combustibles y solventes que no tienden a descomponerse cuando se evaporan a 760 mmHg.
<b>Destilación al vacío</b>	ASTM D 1160	Fracciones o productos pesados del petróleo que tienden a descomponerse en la prueba ASTM D86, pero pueden evaporarse parcial o totalmente a una temperatura máxima de líquido de 400°C y hasta presiones reducidas hasta de 1 mm Hg
<b>Destilación TBP</b>	ASTM D 2892	Petróleo crudo y fracciones del mismo, excepto residuos pesados.
<b>Destilación simulada</b>	ASTM D 2887 ASTM D 5307	Petróleo crudo y sus fracciones.

**Tabla 1.2 “Pruebas ASTM”**





### 1.2.1.1 DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA (MÉTODO ASTM D-86) [8]

Con este método se determina la destilación atmosférica de productos del petróleo usando una unidad de destilación de laboratorio tipo batch para obtener cuantitativamente el intervalo de ebullición de productos tales como la gasolinas naturales, destilados ligeros intermedios, combustibles automotrices, gasolinas de aviación, combustibles diésel, naftas, querosina y fracciones que no se desintegran térmicamente durante la destilación, no se aplica a productos que contienen apreciables cantidades de materiales residuales.

Este método es básico para la determinación del intervalo de ebullición de un producto del petróleo. La volatilidad de un hidrocarburo tiene un importante efecto en la seguridad y funcionamiento especialmente en el caso de combustibles y solventes. El intervalo de ebullición proporciona información sobre la composición, las propiedades y el comportamiento del combustible.

La destilación se realiza a presión atmosférica, sin embargo, cuando la prueba se efectúa a una presión diferente a 760 mm de Hg, los resultados obtenidos se ajustan con la siguiente ecuación.

$$C_c = 0.00012 (760 - P)(273 + T_o) \quad \text{Ec. 1.3}$$

$$T_c = T_o + C_c \quad \text{Ec. 1.4}$$

Donde:

$C_c$  = Factor de corrección

$P$  = Presión atmosférica a la cual se efectúa la prueba, mm de Hg

$T_o$  = Temperatura observada °C

$T_c$  = Temperatura corregida °C





### 1.2.1.2 DESTILACIÓN A VACÍO (MÉTODO ASTM D-1160) [9]

Con este método se determinan los intervalos de puntos de ebullición de productos del petróleo a presiones reducidas (1 hasta 50 mm de Hg), que pueden ser parcial o completamente vaporizadas a una temperatura máxima del líquido de 400°C.

La muestra se destila a un presión controlada y precisa entre 1 y 50 mm Hg (0.13 y 6.7 kPa) bajo condiciones que son diseñadas para proveer aproximadamente un fraccionamiento de un plato teórico.

Este método se usa para la determinación de las características de destilación de productos del petróleo y fracciones que pueden descomponerse cuando se destilan a presión atmosférica. Las temperaturas observadas durante la destilación a presión reducida se deben corregir a temperaturas atmosférica equivalente (TAE), es decir, a 760 mm Hg, utilizando las siguientes ecuaciones.

$$TAE = \frac{748.1 * A}{\frac{1}{(T + 273.1) + 0.3861 * A - 5.1606 * 10^{-4}}} \quad \text{Ec. 1.5}$$

Donde:

TAE: Temperatura atmosférica equivalente, °C

T= Temperatura observada, °C

Cuando la presión de operación es > 2 mm Hg, el factor "A" se calcula:

$$A = \frac{5.994295 - 0.9772540 * \log P}{2663.129 - 95.76 * \log P} \quad \text{Ec. 1.6}$$





Donde:

P= presión de operación, mm Hg

Cuando la presión de operación es < 2 mm Hg se calcula con la siguiente ecuación:

$$A = \frac{6.761559 - 0.987672 \cdot \log P}{3000.538 - 43 \cdot \log P} \quad \text{Ecuación. 1.7}$$

Dónde:

P= presión de operación, mm Hg

### 1.2.1.3 DESTILACIÓN TBP (MÉTODO ASTM D-2892)

Este método describe el procedimiento para la destilación del petróleo crudo estabilizado para un corte final de 400°C. Este método emplea una columna de fraccionamiento que tiene una eficiencia de 14 a 18 platos teóricos operando con una relación de reflujo de 5:1, teniéndose una rectificación adecuada y temperaturas perfectas de cortes de las fracciones del petróleo de interés.

Este procedimiento detalla los procedimientos para la producción de gas licuado fracciones destiladas y residuo con temperaturas de cortes bien definidos. Este método es aplicable a cualquier mezcla de petróleo, excepto gases licuados, naftas muy ligeras y fracciones que tienen temperaturas de ebullición a 400 °C .





### 1.3 TIPOS DE CRUDO

La industria mundial de hidrocarburos líquidos clasifica el petróleo de acuerdo con su densidad API (parámetro internacional del Instituto Americano del Petróleo). Mientras menor sea la gravedad API el crudo es más pesado. Los crudos pesados son de color oscuro a negro y se definen como los crudos con gravedad API <22.

<b>Aceite crudo</b>	<b>Densidad ( g/ cm<sup>3</sup>)</b>	<b>Densidad grados API</b>
<b>Extra pesado</b>	>1.0	10.0
<b>Pesado</b>	1.0 - 0.92	10.0 - 22.3
<b>Mediano</b>	0.92 - 0.87	22.3 - 31.1
<b>Ligero</b>	0.87 - 0.83	31.1 - 39
<b>Súper ligero</b>	< 0.83	> 39

**Tabla 1.2 “Clasificación del crudo”** [3]

Un crudo ligero, es usualmente rico en fracciones ligeras con baja concentración de heteroátomos (S, O, N y metales), así como de asfaltenos.

Los crudos pesados no pueden ser producidos, transportados y refinados por los procesos establecidos para crudos ligeros. Estos crudos son más viscosos que los crudos ligeros y tienen baja movilidad.

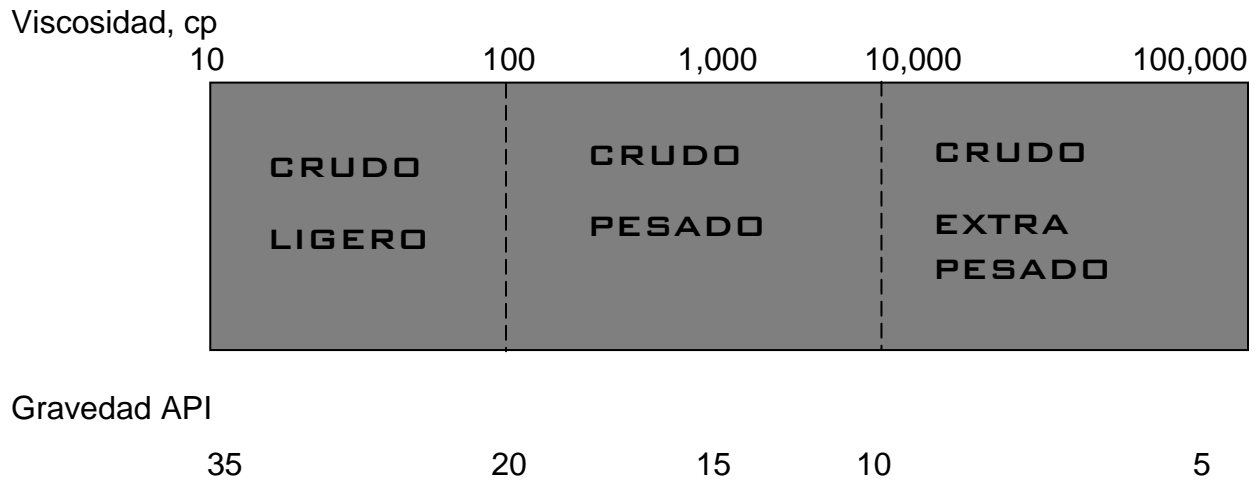
Los crudos extra pesados son materiales que se encuentran en estado sólido o semisólido y son incapaces de fluir a condiciones ambientales.

Una comparación de las viscosidades y gravedad API entre los diferentes crudos se indica en la Figura 1.7 [15], en donde se observa que los crudos pesados contienen una viscosidad entre 100 a 10000 cP y gravedad API <20.

[3]. <http://www.imp.mx/petroleo/?imp=tipos>







**Figura. 1.7**“Intervalos de viscosidad y gravedad API [4]

**1.4 RESERVAS DE CRUDO EN MÉXICO.**

En un contexto mundial donde el petróleo sigue siendo la principal fuente de energía primaria, la extracción y producción de petróleo en nuestro país revela una tendencia decreciente, situación que se podría revertir en los próximos años ante los recientes descubrimientos de petróleo crudo en aguas profundas del Golfo de México. (La producción proyectada en los nuevos yacimientos de petróleo (pozo trion-1 y Supre,us), asiende a 20 mil barriles diarios , en conjunto y se espera incorporar reservas hasta por 125 millones de barriles de petróleo.)

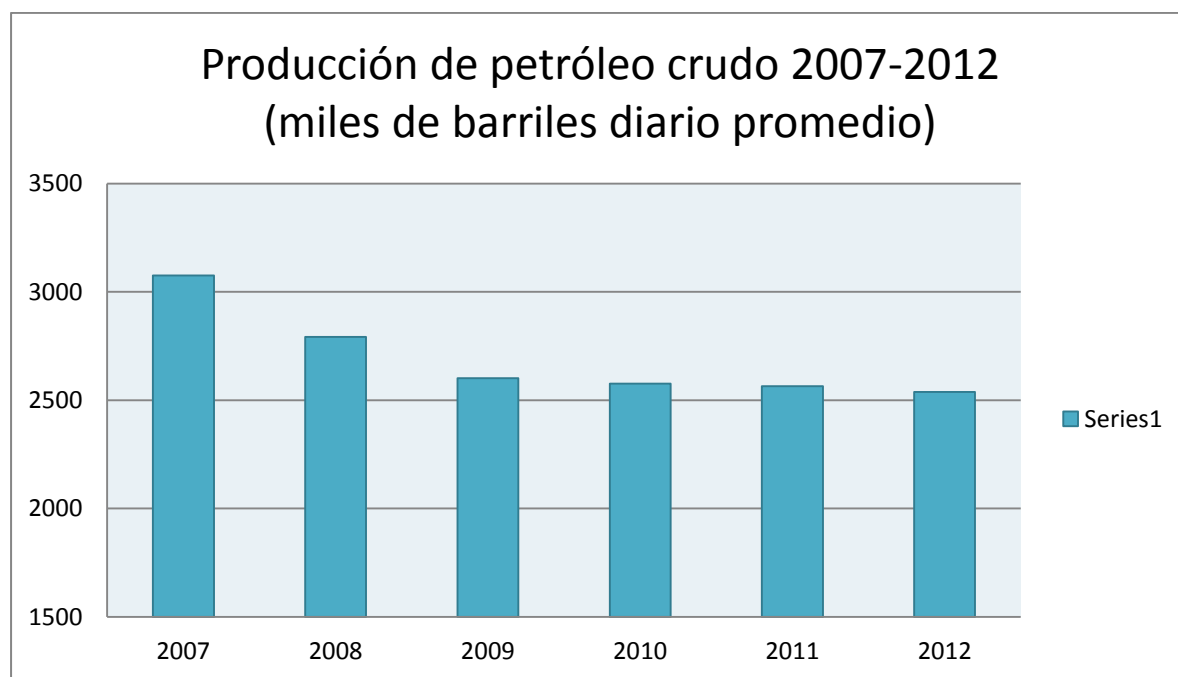
De acuerdo con Petróleos Mexicanos (PEMEX), entre 2007 y 2011, el bombeo de petróleo crudo se contrajo a una tasa media anual de 4.58 por ciento. De esta manera, la producción promedio de enero de 2007 a agosto de 2012 se ubicó en dos millones 691 mil barriles diarios (mbd), de los cuales el 59.2 por ciento fueron de petróleo pesado tipo Maya, el 30.4 de crudo ligero tipo Istmo y el restante 10.4 por ciento correspondió a la producción de petróleo súper ligero tipo Olmeca.

[4]. J.G Speight, “Handbook of Petroleum Analysis” John Wiley & Sons, Inc 2011.





Entre enero y agosto de 2012, la producción promedio de crudo se ubicó en dos millones 538 mbd, cifra inferior en 538 mbd al nivel alcanzado en 2007 (ver grafica 1), cuando se producían tres millones 76 mbd. De esta manera, el descenso en la extracción de crudo podría estar vinculado, principalmente, a una declinación en la producción del yacimiento petrolero de Cantarell (de acuerdo con el anuario estadístico de PEMEX 2012, entre el 2007 y el 2012 la producción diaria de Cantarell se redujo a una tasa media anual de 23.87%, al pasar de un mil 400.5 a 500.7 miles de barriles diarios.), y una menor demanda de hidrocarburos debido al deterioro de la economía mundial.



**Figura. 1.8“Comportamiento de la producción de Crudo, 2007-2012” [5]**

[5]. Treybal Robert E., “Operaciones de Transferencia de Masa”, segunda edición, McGraw Hill, Madrid España, págs. 853,1995





México es el sexto productor de crudo a nivel mundial y la relevancia de este recurso en nuestro país, es porque en él se basa la seguridad energética y, con su aportación a la economía nacional, es un importante motor del desarrollo económico, para comercializar los diferentes tipos de petróleo, éstos se clasifican de acuerdo a la siguiente tabla.

<b>Propiedades</b>	<b>Crudo Istmo</b>	<b>Crudo Maya</b>	<b>Crudo Olmeca</b>
<b>Gravedad °API</b>	33-34	21.4 – 22.3	39.3
<b>Peso específico (20/4°C)</b>	0.858	0.920	0.825
<b>Viscosidad SSU a 15.6 °C</b>	60	1288	43.6
<b>Contenido de azufre (%)</b>	1.3	3.3	0.77
<b>Metales, vanadio</b>	39.5	343.0	2.5
<b>Gasolina (%Vol.)</b>	26.0	17.0	38.0
<b>Destilados Intermedios</b>	32.0	28.0	33.7
<b>Gasóleos (%Vol.)</b>	18.0	16.0	20.5
<b>Residuo (%Vol.)</b>	23.0	38.0	5.4

Tabla 1.3 “Clasificación del crudo en México” [5]

[6].Prospectivas de Petrolíferos, secretaria de energía





En México se producen otros tipos de crudos, por ejemplo, el Papaloapan, Ceroso, Tamaulipas, entre otros, sin embargo, para exportación se concentran en los tres primeros tipos de crudos mencionados y para el consumo nacional principalmente se utiliza el crudo ligero, aunque generalmente se emplean mezclas de crudo Istmo/Maya y otros tipos de crudos para carga a las refinerías. El alto consumo de crudos ligeros está provocando el agotamiento de los mismos y en consecuencia se incrementa la disponibilidad de crudo pesado (Maya) y extra pesado, como es el caso del descubrimiento de nuevos pozos con petróleo crudo de gravedad API de 12 aproximadamente.

En los últimos años la calidad del crudo ha ido cambiando (por ejemplo, aumento en la producción de crudo pesado) esto ha originado que las refinerías tengan que realizar reconfiguraciones y diseñar nuevas refinerías específicamente para procesar materias primas pesadas (ej., Mezcla de varios crudos con elevadas cantidades de petróleo pesado). Estas nuevas alimentaciones están caracterizadas con altas cantidades de impurezas (azufre, metales, nitrógeno, asfáltenos) y con bajos rendimientos en la destilación debido a que es más difícil de procesar que el crudo ligero.

En las siguientes tablas se muestra una comparación de las propiedades de los diferentes tipos de petróleo.





	Crudo Extra ligero	Crudo Ligero	Crudo Pesado	Crudo Extra Pesado
Densidad API	>50	22-32	10-22	<10
<b>Hidrocarburos (wt%)</b>				
Asfáltenos	0 -<2	<0.1 -12	11- 25	15-40
Resinas	0.05 - 3	3 - 22	14- 39	
Aceites	-----	67-97	24- 64	-----
<b>Impurezas (wt%)</b>				
Azufre total	0.02 – 0.2	0.05 – 4.0	0.1 - 5	0.8 – 6.0
Nitrógeno total	0-0 – 0-01	0.02 – 0.5	0.2 – 0.8	0.1- 1.3
Ni + V (wppm)	<10	10-200	50-500	200-600

**Tabla 1.2. Rango de propiedades de los diferentes tipos de petróleo.**

Tipo de crudo	Lagrove	Itsmo	Maya	Lloyminster	Athabasca
Ciudad	Francia	México	México	Canadá	Canadá
Gravedad API	43	33.34	21.31	15.0	8.0
Azufre (wt%)	---	1.46	3.57	-----	1.25
Nitrógeno (wt%)	-----	0.1467	0.32	4.30	7.95
Insolubles en nC7 (wt%)	4	1.65	11.32	12.9	15.0

**Tabla 1.3 “Propiedades de varios crudos”**

La aplicación de refinación de extracción más común es la extracción de aromáticos, mediante el cual se extraen en forma selectiva ciertos compuestos aromáticos de los flujos reformados altamente aromáticos que se producen mediante el reformado catalítico. Los aromáticos que se extraen (benceno, tolueno y xileno) son principalmente materias primas de petroquímicos.





## 1.5 PRODUCTOS DEL PETRÓLEO.

Son muchos los productos derivados del petróleo que usamos en nuestra vida cotidiana de una u otra forma. La industria eléctrica, química son dos que por igual se abastecen de suministros que llegan de las refinerías a través de oleoductos y también por carretera desde los depósitos.

Mediante la refinación del petróleo se obtienen los siguientes productos:

- Gases para síntesis química y combustible.
- Gasolina para automóviles
- Turbosina para aviación
- Combustible diésel para transporte
- Aceites combustibles residuales
- Lubricantes
- Parafinas y ceras.

## 1.6 SIMULACIÓN

La ingeniería de los procesos industriales precisa de herramientas para resolver los problemas de diseño, dimensionamiento y operación de los procesos industriales

La modelización de procesos requiere el desarrollo de un modulo matemático de un sistema de ingeniería química, con las simplificaciones adecuadas para simular realmente el núcleo del proceso. Estas simplificaciones deben ser lo mas leves posible, dentro de las limitaciones que puedan imponer las herramientas informáticas empleadas (memoria, tipo de ordenador) para que la simulación sea lo mas real posible y sus resultados merezcan la confianza del usuario.

Las simulaciones tienen su aplicación desde la etapa de diseño, hasta la operación de las plantas que trabajan con estos procesos, ya que el uso de modelos de simulación que tienen un alto grado de confiabilidad, ayudan a predecir las condiciones de operación y las composiciones que se obtendrían a un cambio en las variables de





proceso, también se integran a la optimización de procesos para que estos funcionen con mayor eficiencia.

La utilidad que presentan los simuladores permite a los ingenieros químicos la realización de:

- Estudios de viabilidad de procesos
- Balances de materia y energía en los diagramas de flujo de los procesos para el dimensionamiento de los equipos.
- El estudio de los efectos que pueden producir cambios en las variables de entrada del proceso, en el momento y la magnitud que se requiera, con notable economía con relación a las mismas pruebas en el proceso real, en el cual posiblemente no podría efectuarse.
- La optimización del proceso como opción dentro de la simulación, con las ventajas derivadas de ahorro de energía, mejora de los rendimientos e identificación de los problemas de reparto de flujo (cuellos de botella). Esta optimización es particularmente interesante en las modernizaciones (“revamping”) de los procesos ya existentes.
- El entrenamiento de personal. Debido a la competencia actual, las plantas de proceso, deben proporcionar un mayor rendimiento en cantidad y calidad de producto fabricado, y cada vez se considera más importante el funcionamiento regular y continuo de estas. Uno de los factores que influye en dicha regularidad es el correcto entrenamiento de los operadores y de las personas vinculadas a la operación del proceso, ya que si estas personas cuentan con una buena capacitación, pueden ahorrar paros de la planta y evitar el consiguiente perjuicio económico.





### **1.6.1 SIMULADOR DE PROCESOS.**

Los simuladores de procesos en general, se pueden clasificar en modulares (por módulos) y por ecuaciones orientadas. En el caso de ecuaciones orientadas, las ecuaciones del proceso (unidades, conexiones entre corrientes y algunas veces los modelos termodinámicos) son enlazadas y resueltas simultáneamente. En la forma modular, las unidades y los métodos termodinámicos contienen en si mismos subrutinas o procedimientos. Estas son llamadas posteriormente a un nivel más alto para lograr la convergencia entre las ecuaciones de la conexión de las líneas conforme a lo que dicta el diagrama de flujo. La forma modular ha tenido un mayor desarrollo a través de la historia y es más popular para el trabajo de diseño. Esta forma de simulación es muy fácil de construir y depurar, pero es relativamente inflexible a una extensa variedad de especificaciones dadas por el usuario. Por el contrario, con la aplicación de métodos numéricos más sofisticados y “software” de ingeniería conceptual, el modo de simulación por ecuaciones orientadas ha tenido un desarrollo importante durante los últimos diez años. Las aplicaciones principales de este modo de simulación, son para una modelización en línea y optimización.

Un simulador de procesos como el PRO II consta de un programa ejecutivo, el conjunto de modelos matemáticos que representan las unidades de cálculo del proceso y un banco de datos con las propiedades termodinámicas de los productos que intervienen en la simulación del proceso.





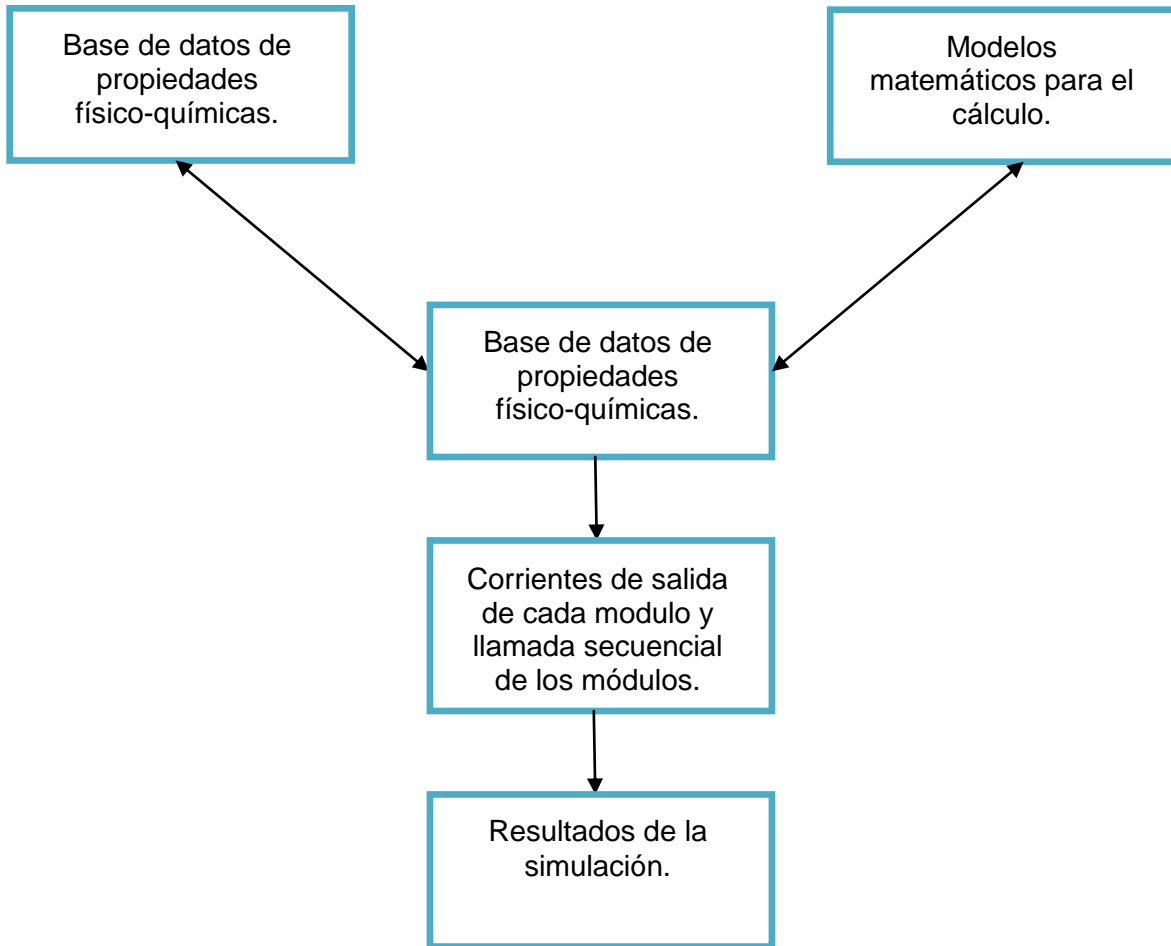


### **1.6.2 PROGRAMA EJECUTIVO.**

El sistema ejecutivo consiste de los siguientes elementos:

1. Un programa traductor de entrada (interface) que lee la entrada realizada por el usuario y genera el programa principal para la ejecución. la entrada de estos datos viene facilitada por el uso de palabras clave elegibles, que disminuyen considerablemente el trabajo que representa esta entrada de datos y que, asimismo, aportan valores por defecto “default” para variables determinadas.
2. El programa ejecutivo establece la estructura de los datos y genera la secuencia de cálculo de los modelos del equipo. Esta secuencia de calculo parte del conocimiento de las corrientes de entrada y de los parámetros que, a través de las operaciones de cálculo en el módulo correspondiente, proporcionan los valores de las corrientes de salida del modulo en particular. Estos módulos, son llamados secuencialmente para obtener la respuesta final de la simulación.





3. El flujo de información que permite ejecutar un número cualquiera de programas de modelos, insertando bloques de cálculo. Estos flujos de información hacen posible la circulación de los datos de parte o de todos los parámetros de los módulos para su uso dentro del programa de simulación.

Los módulos o bloques de cálculo, representan a las operaciones que se encuentran dentro del proceso por medio de símbolos. Las unidades típicas de operación son: secador, intercambiador de calor, reactor, columna de destilación, extracción, divisor, flash, mezclador, separador de componentes, compresor, bomba, válvula de control y unidad de expansión.





## 1.7 TERMODINÁMICA [7]

La predicción del comportamiento de las fases de un crudo es un problema clave dentro de la simulación. Es de especial interés utilizar un modelo termodinámico capaz de proveer estimaciones exactas de las propiedades de las fases en equilibrio (cantidad, densidad, entalpia) .La caracterización termodinámica de los cortes pesados ha sido un campo de estudio de gran importancia y se ha determinado que usando funciones de distribución, las fracciones por encima de C7 se pueden definir como pseudo-componentes para representar el comportamiento de las fracción pesada , el uso de pseudo-componentes tiene una gran ventaja : una vez definidos y equipados con una serie de (pseudo) propiedades físicas, los pseudos componentes se pueden tratar en la simulación como cualquier otro componente real.

### SEUDO COMPONENTES

No es posible separar los componentes del petróleo en los procesos comerciales pero grupos de estos componentes se producen para cumplir con los requerimientos de los productos de la refinería. Se les llaman “cortes” y se pueden identificar por rangos.

Estos cortes se pueden definir dividiéndolos en pseudo componentes relacionando sus propiedades y comparándolos con componentes reales e identificados.

Los parámetros de la ecuación de estado se calculan a partir del punto de ebullición promedio, peso molecular y gravedad específica. Los métodos para el cálculo de las propiedades de la fracción pesada del crudo están basados en la clásica ecuación de estado cúbica y se pueden implementar fácilmente en un software. Además, existe una amplia variedad de modelos termodinámicos y paquetes con métodos compatibles que se pueden usar típicamente con programas de simulación.





Las ecuaciones de Soave-Redlich-Kwong y Peng-Robinson son comúnmente utilizadas en la industria, particularmente en la simulación de procesos de refinación. Las principales ventajas de estas ecuaciones son (1) requieren de poca información disponible y (2) requieren poco tiempo de computo.

Aunque Soave introduce el factor acéntrico de Pitzer, para mejorar los resultados en mezclas, la falla más evidente se presenta al generar la densidad para líquidos, aunque los valores calculados para las densidades de vapor son generalmente aceptables. La ecuación de Peng- Robinson generalmente da unos resultados similares a de Soave-Redlich-Kwong, aunque es bastante mejor para predecir la densidad en fase líquida.

La ecuación de Peng- Robinson ha sido utilizada para estimar las propiedades de las fracciones pesadas del crudo con caracterizaciones consistentes para pseudo-componentes por encima de  $C_{20}$ , además se utiliza para torres de destilación atmosférica y destilación al vacío.

La ecuación de Peng-Robinson toma en consideración los parámetros de interacción entre hidrocarburos además entre hidrocarburos y agua, ello permite que la ecuación se ajuste a los datos experimentales de la curva TBP.

Con algunos puntos TBP de un crudo el simulador PRO-II utiliza estos puntos para extrapolar la curva de destilación y así obtener la curva completa. PRO II utiliza la ecuación de Peng-Robinson para completar la curva y obtener así los pseudo-componentes. Estos pseudo-componentes se distribuyen a lo largo de toda la curva de la misma forma que los compuestos ligeros.

Con base a lo anterior, se decidió que la ecuación de Peng- Robinson es un modelo termodinámico confiable para trabajar en el esquema de simulación.

[7] Property Package Selection, Aspen Documentation Manual





## **CAPÍTULO 2.**

# **PROCESOS DE REFINACIÓN DEL PETRÓLEO**





El crudo es una mezcla de hidrocarburos que como tal no tiene ninguna aplicación útil, por tal motivo es necesario procesarlo para convertirlo en productos útiles que satisfagan las necesidades de la sociedad y que tengan demanda en el mercado.

La industria de refinación de petróleo encierra una serie de procesos físicos y químicos a los que se somete el petróleo crudo para obtener de él por destilación y transformación química, los diversos hidrocarburos o las familias de hidrocarburos. Los productos petrolíferos se obtienen a partir de una serie de procesos.

Los principales productos de una refinería son:

- Gas combustible
- Propileno
- Gas licuado de Petróleo
- Gasolina
- Combustible para turbinas de gas
- Turbosina
- Destilados (combustible diésel y gasóleo ligero)
- Combustóleos residuales
- Aceites lubricantes
- Aceites blancos
- Preventivos de oxidación
- Aceites para cables y transformadores
- Grasas
- Asfaltos
- Negros de humo
- Coque
- Productos químicos
- Disolventes, otros





## 2.1 ESQUEMA GLOBAL DE UNA REFINERÍA

El crudo de petróleo se calienta en un horno y se carga a una columna de destilación que opera a presión atmosférica, donde se separa en: butanos y gas húmedo más ligero, todo el intervalo de gasolinas no estabilizadas, nafta pesada, querosina, gasóleo ligero, gasóleo pesado y residuo. El residuo es enviado a la torre de vacío y se separa en gasóleo ligero de vacío, gasóleo pesado de vacío y en residuo de vacío.

El residuo procedente de la columna de vacío se craquea térmicamente en un coquizado retardado para producir gas húmedo, nafta, gasóleo ligero, gasóleo pesado y coque.

Los gasóleos procedentes de las plantas de destilación atmosférica y al vacío y el gasóleo procedente del coquizador se utilizan como alimentaciones para las unidades de craqueo catalítico o craqueo con hidrógeno. Estas unidades rompen las moléculas pesadas en compuestos que hierven en el intervalo de la gasolina y del destilado combustible. Los productos procedentes del craqueo con hidrogeno son saturados, los productos insaturados procedentes del craqueo catalítico se saturan y su calidad se mejora mediante reformado catalítico o hidrogenación.

Las corrientes de gasolina de la torre atmosférica, del coquizador y de las unidades de craqueo con hidrogeno se alimentan a un reformador catalítico, para mejorar sus números de octanos, los productos de reformador catalítico se mezclan para formar gasolinas normales y especiales para la venta.

Las corrientes de gas húmedo de la torre atmosférica, del coquizador y de las unidades de craqueo con hidrogeno se fraccionan en la sección de recuperación de vapor, en gas combustible, gas licuado de petróleo GLP (siglas inglesas LPG), hidrocarburos insaturados (propileno, butilenos y pentenos) butano normal e isobutano. El gas combustible se quema en los hornos de la refinería y el butano normal se mezcla para





formar gasolina o GLP. Los hidrocarburos insaturados, y el isobutano se mandan a las unidades de alquilación para su procesado.

En algunas refinerías el gasóleo pesado de vacío y el residuo de vacío procedente del crudo de base naftenica o parafinica, se procesan para la obtención de aceites lubricantes, después de eliminados los asfáltenos en el desfaltador con propano, las colas del residuo de vacío se procesan con el gasóleo pesado de vacío en una operación por etapas, para producir materias base para aceites lubricantes.

Los gasóleos pesados de vacío y desasfaltados obtenidos, se tratan en primer lugar mediante extracción con disolvente, para eliminar los compuestos aromáticos pesados, siendo después desparafinados para mejorar el punto de fluidez. Posteriormente se tratan con arcillas especiales para mejorar su color y estabilidad, antes de ser mezclados para la formación de aceites lubricantes.

La figura 2.1 muestra la secuencia de los procesos en una refinería, con indicación de los principales flujos entre las operaciones.





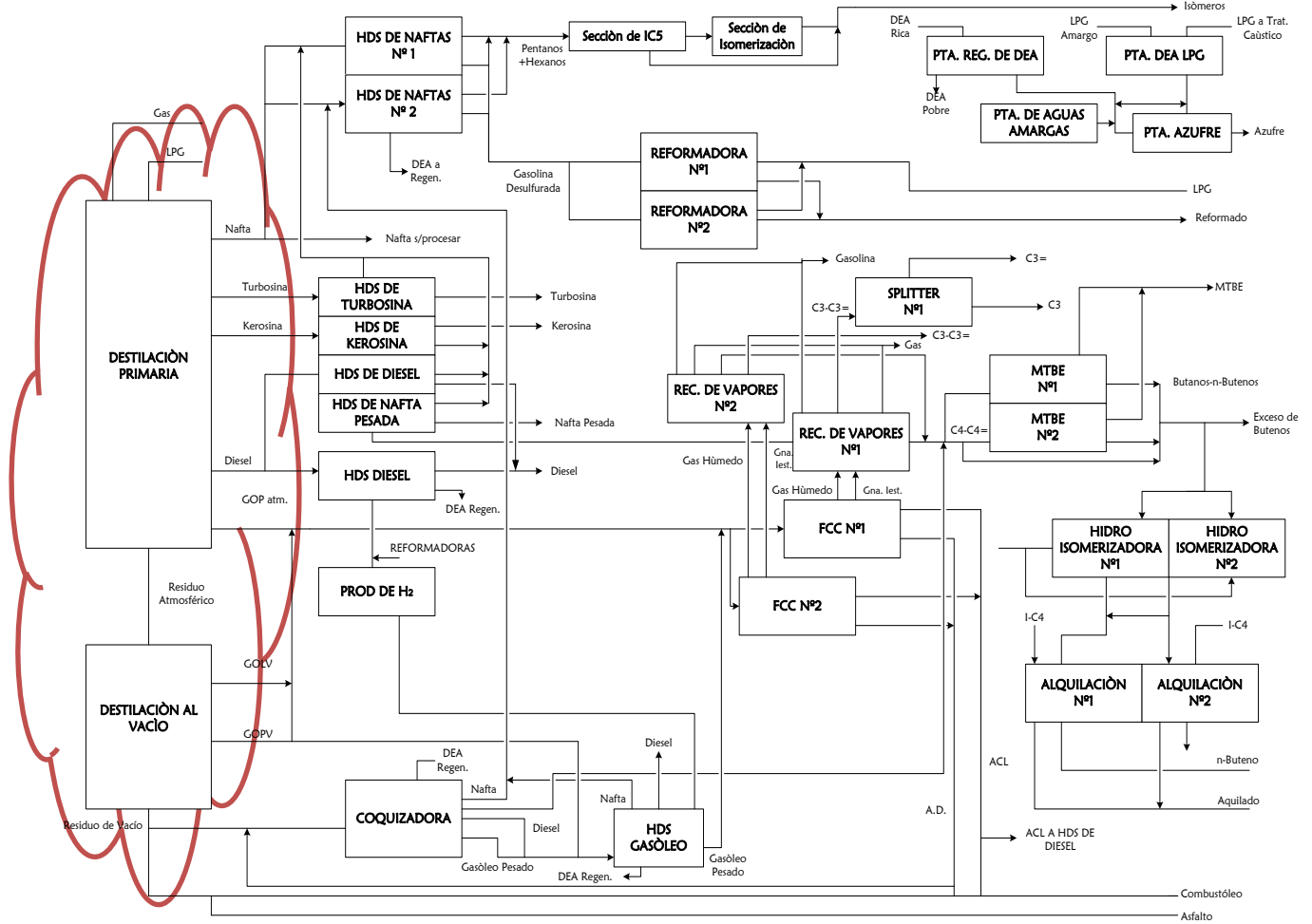


Figura 2.1 “Esquema global de una refinería”





## 2.2 PROCESOS DE REFINACIÓN

Para facilitar la comprensión de los procesos de refinación, se han agrupado en categorías de acuerdo a la secuencia de separación y transformación de crudo hasta obtener los productos finales como se muestra en la tabla 2.1.

CLASE	FUNCIÓN	EJEMPLOS
Destilación de crudo	Separar la carga de crudo de petróleo en fracciones de acuerdo a un rango de temperatura de ebullición para su futuro procesamiento.	<ul style="list-style-type: none"><li>➤ Destilación atmosférica</li><li>➤ Destilación al vacío</li></ul>
Conversión (Cracking)	Romper las fracciones pesadas del crudo en corrientes ligeras para un futuro procesamiento.	<ul style="list-style-type: none"><li>➤ Craqueo catalítico fluidizado (FCC).</li><li>➤ Hidrocraqueo.</li><li>➤ Coquización</li></ul>
Procesos de mejoramiento.	Reordenar las estructuras moleculares para mejorar las propiedades (octano) y el valor de los componentes de la gasolina y el diesel.	<ul style="list-style-type: none"><li>➤ Reformación Catalítica.</li><li>➤ Alquilación.</li><li>➤ Isomerización.</li></ul>
Tratamiento	Remover los hetero-átomos (azufre, nitrógeno) de las fracciones del petróleo. Remover los compuestos aromáticos de las fracciones de petróleo.	<ul style="list-style-type: none"><li>➤ Hidrotratamiento a la alimentación de la FCC.</li><li>➤ Hidrotratamiento a la alimentación de la reformadora.</li><li>➤ Gasolina</li></ul>
Separación	Separar mediante métodos físicos y químicos los componentes de las corrientes de refinería para control de calidad o futuro procesamiento.	<ul style="list-style-type: none"><li>➤ Extracción de aromáticos.</li></ul>
Mezcla	Combinación de flujos de refinación en diferentes proporciones para elaborar productos finales.	<ul style="list-style-type: none"><li>➤ Mezcla de gasolina</li></ul>

**Tabla 2.1 “Clasificación de los procesos de refinación [8]”**

Estas categorías se analizan brevemente a continuación.

[8] De acuerdo Energy Information Administration; Crude Oil and Refined Products.





## **2.2.1 DESTILACIÓN DE CRUDO**

La destilación del crudo es el punto de partida de cualquier refinería, más allá de su tamaño o configuración total. Es una función específica que afecta a todos los procesos de refinación, desde su origen.

La destilación separa los diferentes componentes del petróleo crudo en un número de flujos de refinación intermedios conocidos como “fracciones de crudo” o “cortes”, que se caracterizan por sus puntos de ebullición (una medida de su volatilidad o propensión a evaporarse). Cada fracción que resulta de la unidad de destilación del crudo se define mediante un punto de ebullición único (por ejemplo, 180°-250°F, 250°-350°F, etc.) y está compuesta por cientos o miles de distintos compuestos de hidrocarburos, todos los cuales tienen puntos de ebullición dentro del rango de corte. Estas fracciones incluyen gas livianos, naftas, destilados, gasóleos y aceites residuales. Cada una de estas fracciones pasa por un proceso de refinación diferente para continuar su procesamiento.

En las unidades de Topping, el objetivo es obtener combustibles terminados y cortes de hidrocarburos que serán procesados en otras unidades, para convertirlos en combustibles más valiosos.

En las unidades de Vacío, solo se produce cortes intermedios que son carga de unidades de conversión, las cuales son transformadas en productos de mayor valor y de fácil comercialización.





### 2.2.1.1 DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA

Es la destilación básica de la refinación del petróleo, se basa en la transferencia de masa entre las fases líquido - vapor de una mezcla de hidrocarburos.

Para que se produzca la "separación o fraccionamiento" de los cortes, se debe alcanzar el equilibrio entre las fases líquido-vapor, ya que de esta manera los componentes más livianos o de menor peso molecular se concentran en la fase vapor y por el contrario los de mayor peso molecular predominan en la fase líquida. El equilibrio líquido-vapor, depende principalmente de los parámetros termodinámicos, presión y temperatura del sistema.

Este proceso (Destilación atmosférica, también conocido como Destilación primaria o Topping) se realiza a presión atmosférica y a no más de 450 °C.

En el Horno se transfiere la energía térmica necesaria para producir el cambio de fase y en la Zona de Carga se disminuye la presión del sistema, produciéndose el flash de la carga, obteniéndose la vaporización definitiva. La fase líquida se logra con reflujos o reciclo de hidrocarburos retornados a la torre. Estos reflujos son corrientes líquidas de hidrocarburos que se enfrían por intercambio con crudo o fluidos refrigerantes. La función u objetivo principal de estos, es eliminar o disipar en forma controlada la energía cedida a los hidrocarburos en el horno, de esta manera se enfría y condensa la carga vaporizada, en cortes o fracciones de hidrocarburos específicas, obteniéndose los combustibles correspondientes.

La columna posee bandejas o platos donde se produce el equilibrio entre los vapores que ascienden y los líquidos descendentes. En puntos o alturas exactamente calculadas existen platos colectores desde lo que se extraen los combustibles destilados.



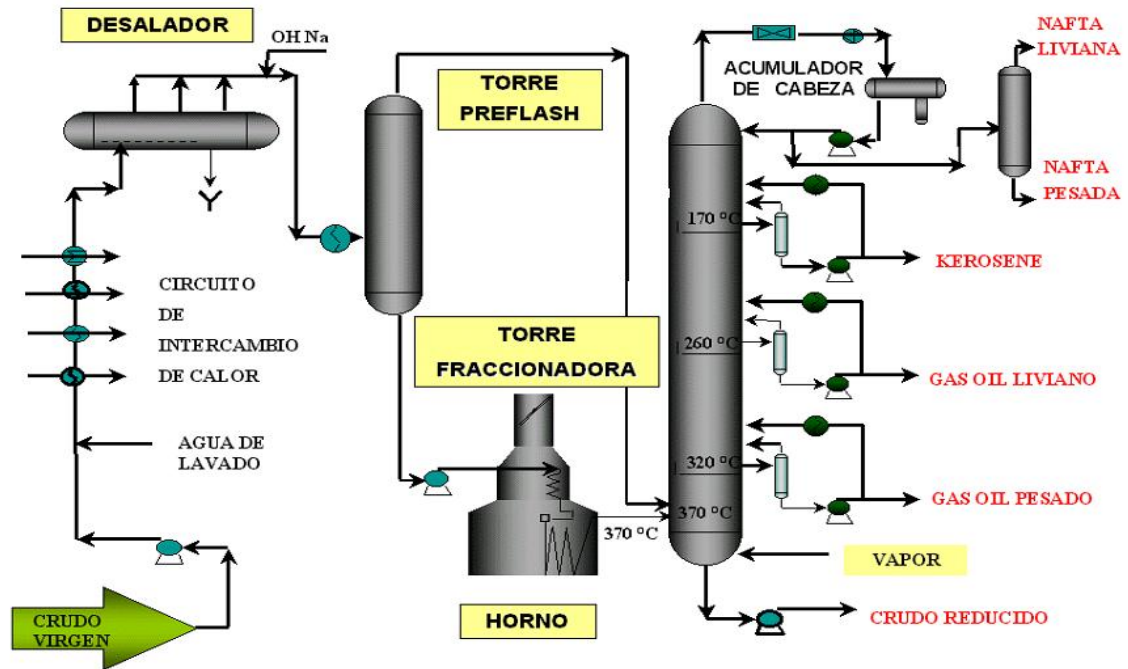


Figura 2.2 “Unidad de destilación atmosférica o Topping”

### 2.2.1.2 DESTILACIÓN AI VACÍO

Las unidades de Vacío, están diseñadas para operar en condiciones termodinámicas adecuadas para destilar las fracciones pesadas del crudo, sin que se produzca la descomposición térmica de los mismos, para lograrlo se baja la presión de trabajo hasta alcanzar presiones absolutas de 20 mm Hg en la zona de carga de la columna de destilación, el vacío es obtenido con eyectores de vapor.

En esta unidad, la energía necesaria para vaporizar el crudo reducido es suministrada totalmente en hornos, diseñados para minimizar la pérdida de carga de modo de operar con la menor presión posible en los puntos donde se inicia la vaporización. La carga parcialmente vaporizada es enviada a la zona flash de la columna de destilación, donde se produce una corriente ascendente de vapores y otra descendente de líquidos. En





estas columnas el principio de operación es la condensación de los vapores. La torre tiene características particulares, que la diferencian de las fraccionadoras atmosféricas.

Los dispositivos o elementos mecánicos para producir el contacto líquido vapor, son rellenos especiales ubicados en lechos ordenados que permiten incrementar la superficie de interface, favoreciendo la transferencia de masa.

El diámetro de la columna es diferente en zona de condensación, respecto de la zona superior o inferior de la misma. La zona de condensación o fraccionamiento tiene el mayor diámetro ya que las pérdidas de carga deben ser despreciables para mantener el Vacío homogéneo en la totalidad de la torre. La zona de cabeza es de diámetro menor ya que el caudal de vapores en esta zona es muy bajo debido a que los productos solo son obtenidos lateralmente y no por cabeza. El fondo de la columna tiene el menor diámetro, ya que se debe minimizar el tiempo de residencia del residuo para evitar la descomposición térmica y formación de carbón en la torre.

El primer corte lateral producido es el Gasóleo Ligero de Vacío el cual es carga de la unidad de Hydrocracking o FCC. El segundo corte lateral es el Gasóleo Pesado de Vacío, es la carga por excelencia de las unidades de Cracking Catalítico Fluido. El producto de fondo es residuo asfáltico, que es enviado a las unidades de Cracking Térmico.



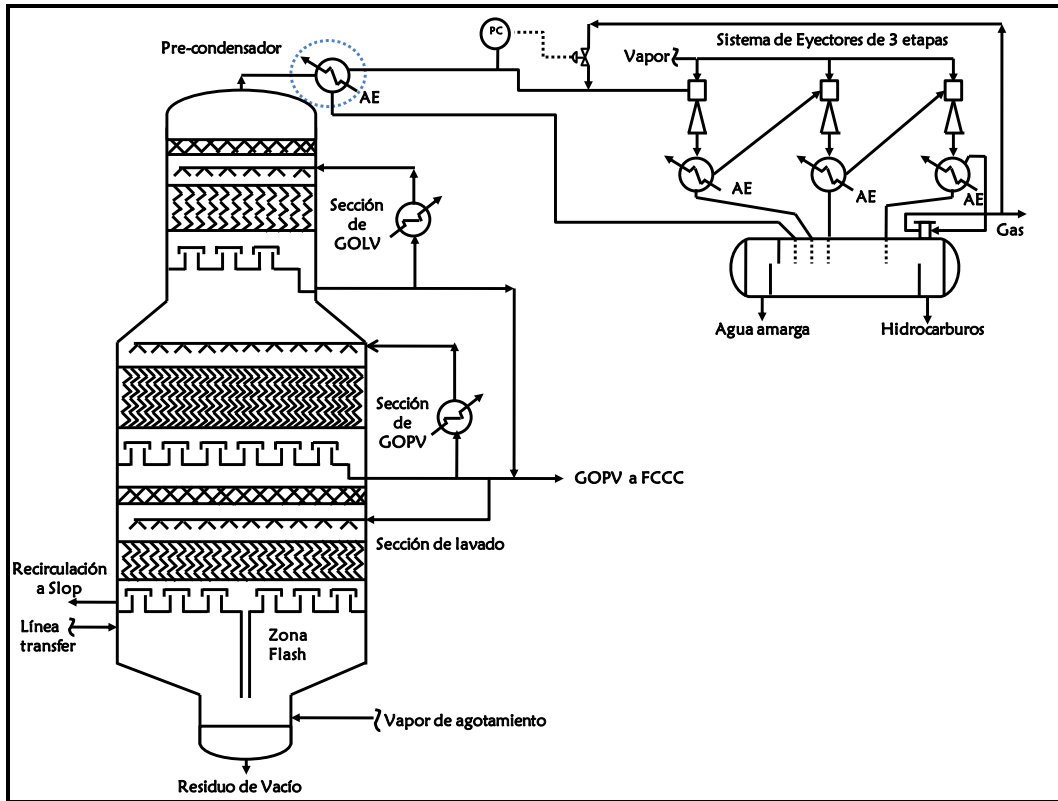


Figura 2.3 “Unidad de destilación al vacío” [2]

### 2.2.2 PROCESOS DE CONVERSIÓN “CRAQUEO”

Los procesos de conversión provocan reacciones químicas que rompen “descomponen” moléculas de hidrocarburo (de escaso valor económico) de gran tamaño y de alta ebullición, lo que da origen a moléculas apropiadas más pequeñas y livianas después del procesamiento, para mezclar con gasolina, combustible pesado, combustible diesel, materias primas de petroquímica y otros productos livianos de alto valor.

Los procesos de conversión de mayor interés son el craqueo catalítico fluidizado “FCC” por sus siglas en inglés, el hidrocraqueo y la coquización.





### **2.2.2.1 CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDIZADO.**

El craqueo catalítico fluidizado (FCC) es el proceso de refinación desde el origen el más importante en la destilación del crudo, en lo que respecta a la capacidad de producción de toda la industria y el efecto general que posee en las operaciones de refinación y en su aspecto económico.

El proceso opera a altas temperaturas y baja presión, empleando un catalizador <sup>(2)</sup> para convertir el gasóleo pesado a partir de la destilación del crudo (y otros flujos pesados) en gases livianos, materias primas de petroquímicos, mezcla de componentes de gasolina (nafta de FCC), y mezcla de componentes de combustible diesel (aceite cíclico ligero).

El proceso FCC ofrece altos rendimientos de gasolina y material destilado, alta confiabilidad, bajos costos operativos y flexibilidad operativa para adaptarse a los cambios en la calidad del petróleo crudo y las especificaciones de productos refinados.

También produce cantidades significativas de gases livianos (C1 a C4), incluidas las olefinas, las olefinas livianas son químicos altamente reactivos y valiosos ya sea como materias primas de petroquímicos o como materia prima para los procesos de mejoramiento de las refinerías (las cuales producen alto octanaje, mezcla de componentes de gasolina con bajo contenido de azufre). Mediante una adecuada selección de los catalizadores, las unidades de FCC se pueden diseñar para maximizar la producción de mezcla componentes de gasolina (nafta de FCC), mezcla de componentes de destilados (aceites cíclico ligero) o materias primas de petroquímicos.

(2) Un catalizador es un material (por lo general un metal u óxido de metal) que promueve o acelera una reacción química específica, sin que el mismo participe en dicha reacción.

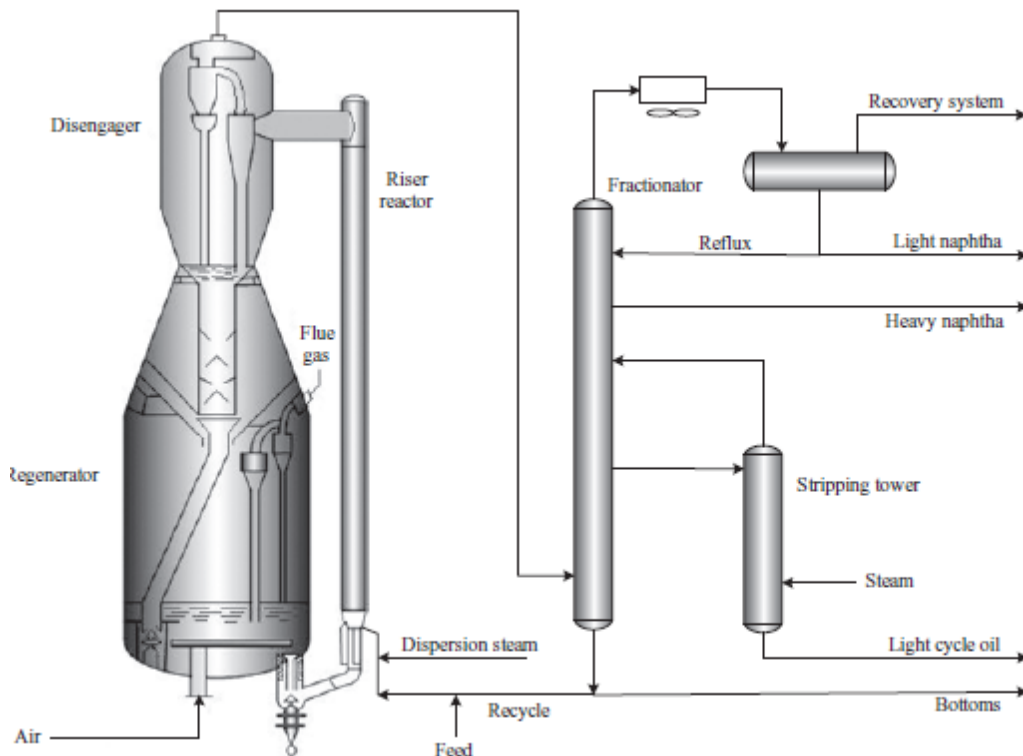






El azufre es un “contaminante” para los catalizadores de FCC, es decir, el contacto con el azufre reduce la efectividad de los catalizadores, para corregir este problema la mayoría de las refinerías tienen unidades de desulfuración frente a la FCC que remueve la mayoría del azufre de la carga de FCC.

Aun si la alimentación es sometida al proceso de desulfuración, el flujo de refinación producido por la planta FCC contiene un porcentaje de azufre el cual no pudo ser removido por el proceso previo, en realidad los productos de la FCC no tratados (la nafta de FCC y el aceite cíclico ligero) son las principales fuentes de azufre presentes en la gasolina y el combustible diesel.



**Figura 2.4 “Unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado” [9]**

[9] Ancheyta Jorge “Petroleum Refining, Modeling and Simulation of Catalytic Reactors for Petroleum Refining”, First Edition. 2001





#### **2.2.2.2 HIDROCRAQUEO**

El hidro craqueo al igual que la FCC, convierte los destilados y el gasóleo a partir de la destilación del crudo, principalmente en gasolina y destilados, este es un proceso catalítico que opera a temperaturas moderadas y a alta presión. Aplica hidrogeno generado externamente para descomponer el destilado y las cargas de gasóleo pesado en gases livianos, materias primas de petroquímicos y mezclas de componentes de gasolina y combustible diesel.

El hidro craqueo ofrece altos rendimientos de productos livianos y una extensa flexibilidad operativa. El rendimiento del producto a partir del hidro craqueo depende del modo como está diseñada y la operación de la planta.

La entrada de hidrogeno al hidro craqueo no solo causa reacciones de craqueo, sino también otras reacciones que extraen los heteroátomos, en especial el azufre, de los flujos hidro craqueados. Estas reacciones de “hidrotratamiento” producen flujos con contenido de azufre muy bajo y un bajo contenido en aromáticos.

Los aromáticos son hidrocarburos que tienen moléculas en forma de anillo. Los aromáticos en el punto de ebullición de destilados tienen un deficiente funcionamiento del motor (es decir, baja cantidad de cetano) y deficientes características de emisión en el combustible diesel. Las reacciones químicas en el hidro craqueo rompen los anillos aromáticos y de este modo producen una mezcla de componentes de destilados especial.





### 2.2.2.3 COQUIZACIÓN.

La coquización es un proceso de conversión térmica, no catalítico que descompone el residuo más pesado que resulta de la destilación de crudo, en un rango de intermedios más livianos para continuar su procesamiento. La coquización es el medio principal de conversión del aceite residual también conocido como “fondo de barril de crudo” en productos más livianos y valiosos.

Los productos craqueados a partir de la coquización incluyen gases livianos (incluidas las olefinas livianas), nafta de baja calidad, flujos destilados, gasóleo de coque y coque de petróleo.

El gasóleo de coque se utiliza principalmente como carga a la FCC adicional, sin embargo el gasóleo de coque contiene altos niveles de azufre y otros contaminantes. Según el tipo de petróleo crudo, el coque de petróleo que se produce en el coquizador se puede vender como combustible.

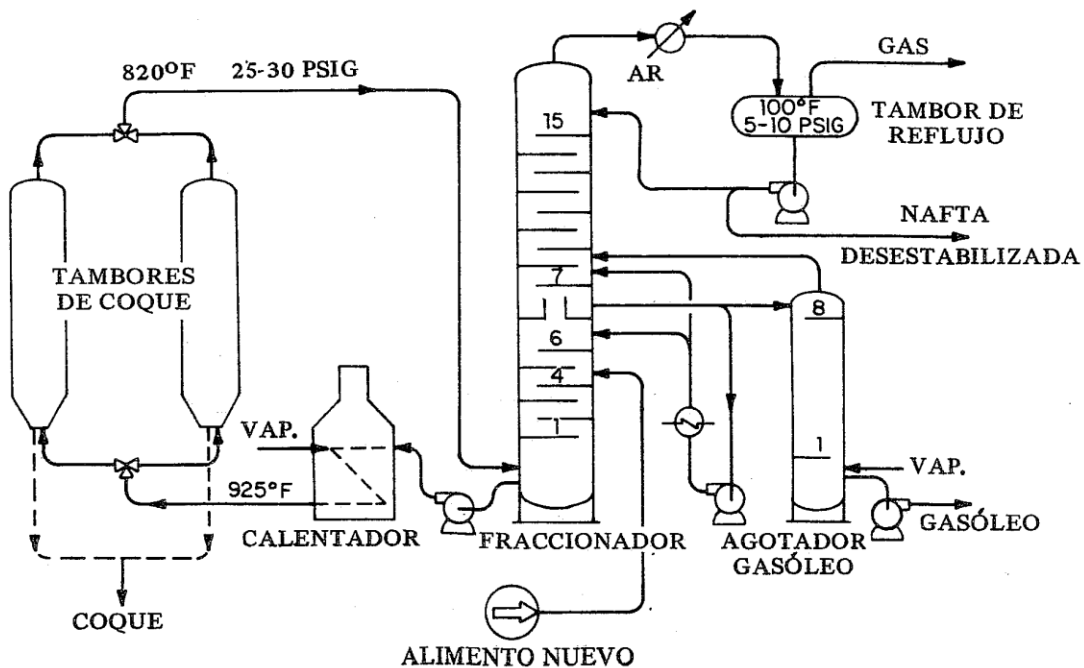


Figura 2.5 “Unidad de Coquización” [2]





### **2.2.3 PROCESOS DE MEJORAMIENTO.**

Los procesos de mejoramiento provocan reacciones químicas que combinan o reestructuran las moléculas en los flujos de bajo valor para producir otros de mayor valor, principalmente una mezcla de componentes de gasolina con alto octanaje y bajo contenido de azufre. Todos los procesos de mejoramiento de principal interés emplean catalizadores, incluyen moléculas de hidrocarburos pequeñas y se aplican a la producción de gasolinas.

Entre los procesos de mejoramiento, los más importantes son el reformado catalítico, la alquilación, la isomerización, la polimerización y la esterificación.

#### **2.2.3.1 REFORMADO CATALÍTICO.**

Las unidades de reformado procesan diversos flujos de nafta principalmente nafta de destilación directa a partir de la destilación del crudo)<sup>(3)</sup>. Los reformadores catalíticos realizan una serie de reacciones catalíticas en estos flujos de naftas, que aumentan significativamente el nivel de octano de los mismos. El rendimiento del reformado es una mezcla de componentes de gasolina especial, de alto octanaje, las reacciones químicas principales en reformado generan compuestos aromáticos. Los aromáticos en el punto de ebullición de la gasolina tienen un nivel octano muy alto y características que favorecen la producción de gasolina.

El reformado catalítico es un proceso de refinación fundamental, es la principal fuente de refinación para elevar el índice de octano y el principal medio para regular el octano del yacimiento de gasolina.

(1) La nafta de destilación directa y otros flujos de nafta están en el punto de ebullición de la gasolina (60° - 400°F)





El reformado catalítico puede producir reformados con un número de octanos de investigación (RON por sus siglas en inglés) superior a 100 (>100 RON) <sup>(4)</sup> es el único proceso de refinación en el cual el octano es sujeto a control mediante la manipulación de las condiciones operativas.

Los ajustes menores en las condiciones operativas permiten que los reformadores operen con diferentes “índices”, para producir octanos reformados en cualquier rango de RON de entre 85 y 100.

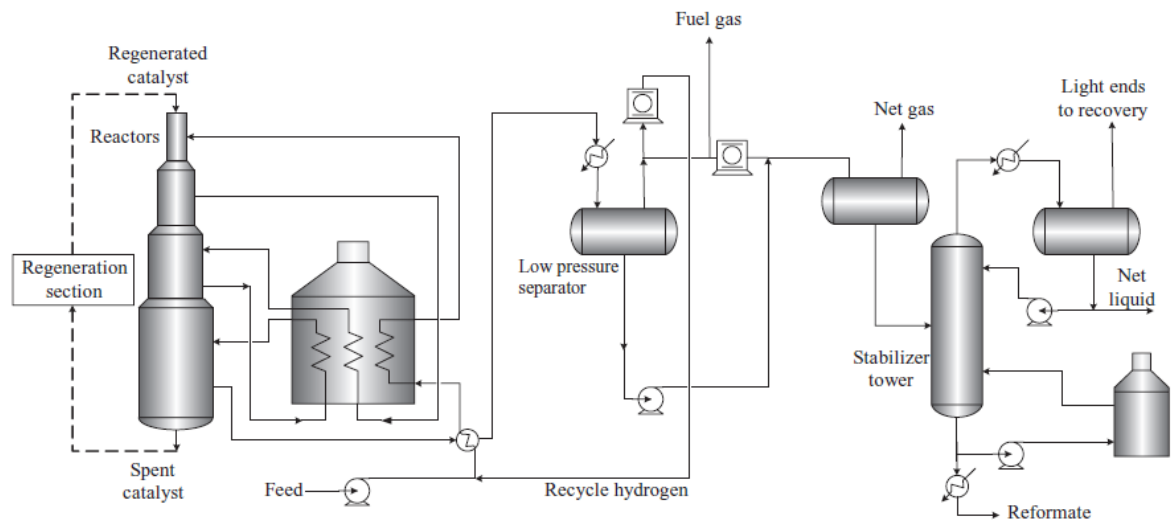
Los reformados tienen otra importante función de refinación. Los compuestos aromáticos tienen una proporción mayor de C/H que los compuestos de hidrocarburo que produce mediante el reformado catalítico, en consecuencia los reformadores elaboran hidrogeno como subproducto que sirve como abastecimiento de la misma refinería.

El proceso típico de reformado catalítico incluye los siguientes pasos:

- Mezclar la alimentación (nafta) con hidrogeno, calentar y pasar en serie a través de un reactor catalítico. La alimentación debe estar libre de azufre, ya que incluso en concentraciones bajas envenena de metales nobles el catalizador usado en las unidades de reformado catalítico.
- La mayoría de las reacciones son altamente endotérmicas, cada efluente del reactor se vuelve a calentar antes de entrar a la siguiente etapa del reactor.
- El efluente procedente del reactor final es separado en gas rico en hidrogeno y reformado, el hidrogeno es reciclado o purgado para usarlo en otro proceso. la recirculación de hidrogeno reduce la formación de carbón.

(2) El Número de octano de investigación (**RON**) y el Número de octano del motor (**MON**) son las dos medidas estándares del índice de octano de la gasolina. Las especificaciones de octano de los grados de gasolina son indicados, por lo general, como promedios de RON y MON (designado (R+M)/2 en la bomba.





**Figura 2.6 “Unidad de Reformado Catalítico” [9]**

### 2.2.3.2 ALQUILACIÓN

La alquilación combina las olefinas livianas (principalmente olefinas C4 y C3) con isobutano para producir una mezcla de componentes de gasolina (alquilato) de alto octanaje (~ 90-94 RON). Las olefinas livianas y los isobutanos provienen de la unidad de FCC, debido a la naturaleza del proceso de alquilación, el alquilato no contiene aromáticos ni azufre, lo cual lo convierte en una mezcla de componentes de gasolina especial.

Las unidades de alquilación utilizan un fuerte catalizador ácido líquido, ya sea ácido fluorhídrico (HF) o ácido sulfúrico (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>), según el proceso que se trate. Ambos procesos requieren una operación cuidadosa a causa de los posibles riesgos ambientales y de la salud pública que representan estos ácidos.



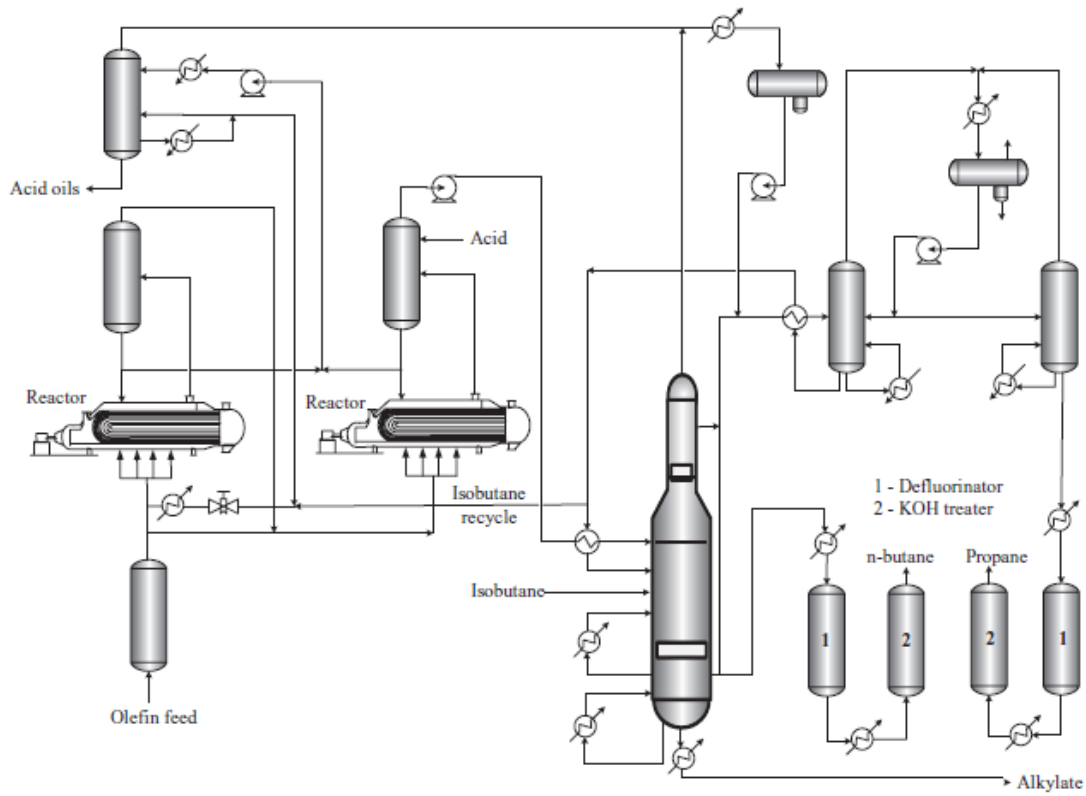


Figura 2.7 “Unidad de Alquilación” [9]





### 2.2.3.3 ISOMERIZACIÓN

La isomerización reorganiza las moléculas de parafina normal de bajo octanaje C5 y C6 en la nafta de destilación directa liviana, para producir las correspondientes isoparafinas de alto octanaje C5 y C6, y de ese modo, incrementar en forma significativa el octano que resulta del flujo de nafta (isomerato) para convertirlo en una valiosa mezcla de componentes de gasolina.

Los pasos principales del proceso típico de isomerización son:

- La alimentación previamente seca y desulfurada y el hidrogeno en lechos fijos
- Calentar la mezcla y pasar a través de un reactor de hidrogenación para saturar las olefinas a parafinas.
- Enfriar el efluente

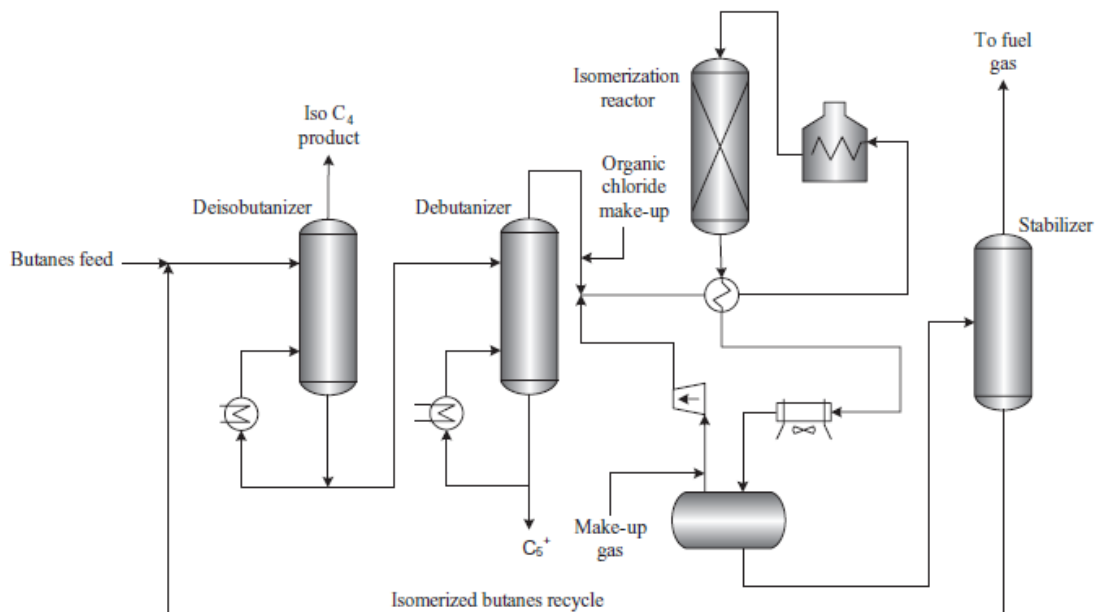


Figura 2.8 “Unidad de Isomerización” [9]



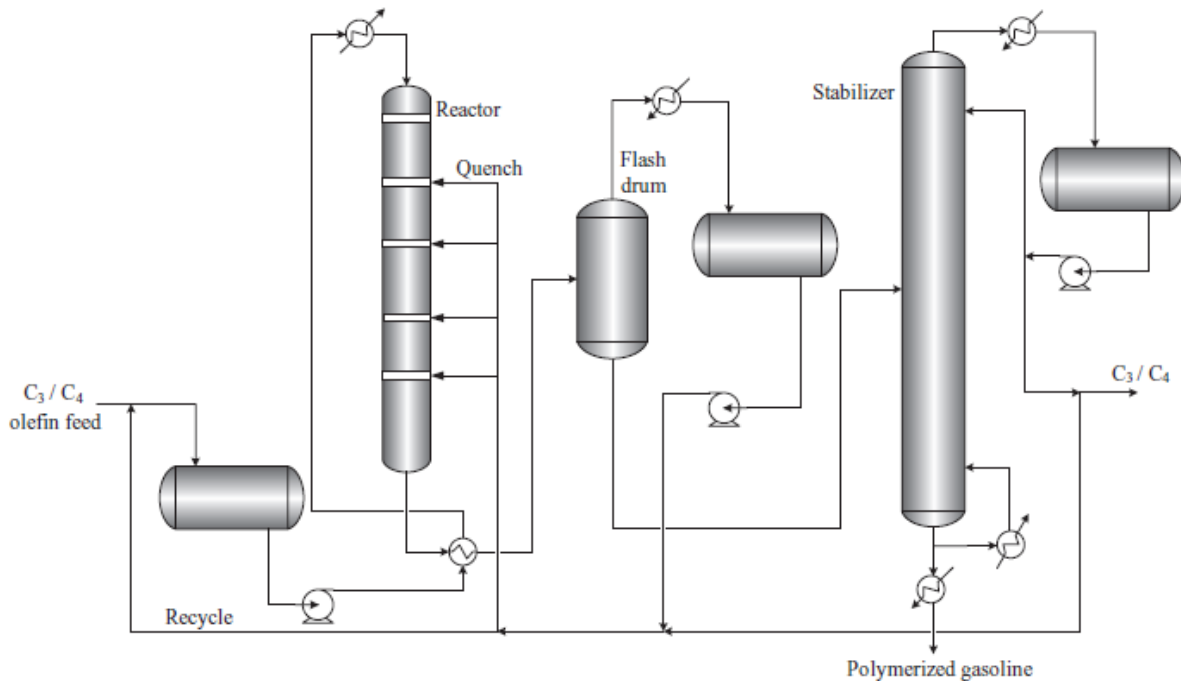




### 2.2.3.4 POLIMERIZACIÓN.

La polimerización combina dos o tres moléculas de olefina liviana ( $C_3$  o  $C_4$ ) para producir una mezcla de componentes de gasolina de alto octanaje y olefínica (poligasolina)

La polimerización es un proceso relativamente económico, pero no se usa demasiado debido a que la poli gasolina es una mezcla de componentes de gasolina no muy deseada. Es altamente olefínica y las olefinas son inestables en la gasolina (tienden a formar gomas cuando se almacenan).



**Figura 2.9 “Unidad de Polimerización”**





### 2.2.3.5 ESTERIFICACIÓN

La esterificación combina olefinas C4 y/o C5 producidas por las plantas de FCC con alcohol (metanol y etanol) para producir éter (una clase de compuesto orgánico que contiene oxígeno).

Los éteres son una mezcla de componentes de gasolina especial, con contenido de octano muy alto y otras propiedades de mezcla deseables, el proceso de esterificación más común combina metanol con isobutano una olefinica C4 para producir éter butílico terciario metílico.

### 2.2.4 PROCESOS DE TRATAMIENTO (HIDROTRATAMIENTO)

Los procesos de tratamiento provocan reacciones químicas que extraen los heteroátomos (azufre, nitrógeno, metales pesados y/o ciertos compuestos específicos de las fracciones de petróleo crudo y los flujos de refinación, para diferentes fines. Los fines más importantes son cumplir las especificaciones del producto refinado (por ejemplo, el contenido de azufre en la gasolina y el combustible diésel, el contenido de benceno en la gasolina, etc.) y proteger los catalizadores que se usan en los diferentes procesos de refinación de la desactivación (“contaminación”) ocasionado por el contacto prolongado con los heteroátomos \* , entre las diversas tecnologías de tratamiento , la que se usa con más frecuencia es la hidrogenación catalítica o hidrotratamiento.

Los hidrotratadores extraen los heteroátomos ocasionando una reacción de los flujos de refinación que contienen el /los heteroátomos/s con hidrogeno en presencia de una catalizador. El hidrogeno se combina con el /los heteroátomos para formar moléculas distintas de los hidrocarburos que se separan fácilmente de los flujos de refinación. \*

El hidrotratamiento se realiza a alta temperatura, presión y concentración de hidrogeno. La mayoría de las refinerías que elaboran productos livianos tienen unidades de hidrotratamiento por ejemplo:





- ✓ Todos los reformadores catalíticos tienen hidrotratadores de nafta que reducen el contenido de azufre de la carga del reformador a  $< 1$  ppm, para proteger el catalizador, algunos reformadores también tienen hidrotratadores posteriores para extraer el benceno del reformado.
- ✓ Las unidades de FCC, tienen carga proveniente de hidrotratadores, estos hidrotratadores reducen las emisiones de óxidos de azufre del FCC, protegen el catalizador de la contaminación por nitrógeno y metales, mejoran los rendimientos del craqueo y reducen el contenido de azufre de los productos obtenidos en el proceso de FCC.
- ✓ Las unidades de FCC de las refinerías que producen gasolina con bajo contenido de azufre tienen hidrotratadores posteriores (hidrotratador de nafta de FCC) para extraer el mayor contenido de azufre de la nafta de FCC, una importante mezcla de componentes de gasolina que produce la FCC.
- ✓ Los hidrotratadores de destilados eliminan el azufre de las mezclas de componentes de combustible destilado individual o las mezclas de las mismas, para cumplir con las especificaciones sobre el contenido de azufre final en los productos terminados.





### **2.2.5 PROCESOS DE SEPARACIÓN.**

Prácticamente todos los flujos de refinación son mezclas de compuestos de hidrocarburos. Los procesos de separación utilizan las diferencias en las propiedades físicas y químicas de estos compuestos para separar un flujo de refinación en dos o más flujos nuevos.

La destilación o fraccionamiento, los procesos de separación más comunes, utilizan las diferencias en la temperaturas en las cuales se alcanzan los puntos de ebullición para producir como efecto la separación en mezclas.

La extracción, otro proceso de separación común, utiliza las diferencias en la solubilidad relativa de diferentes compuestos en un solvente líquido para extraer los compuestos específicos de las mezclas de hidrocarburos. La aplicación de refinación de extracción más común es la extracción de aromáticos, mediante el cual se extraen en forma selectiva ciertos compuestos aromáticos de los flujos reformados altamente aromáticos que se producen mediante el reformado catalítico. Los aromáticos que se extraen (benceno, tolueno y xileno) son principalmente materias primas de petroquímicos.

### **2.2.6 MEZCLA DE PRODUCTOS**

La mezcla de productos, la operación en el proceso final de cada proceso final de cada refinería, consiste en la mezcla de los flujos de refinación en diferentes proporciones para elaborar productos refinados terminados , cuyas propiedades cumplen todas las normas industriales y gubernamentales aplicables , a un costo mínimo. Las diferentes normas corresponden a las propiedades físicas (por ejemplo densidad, volatilidad, punto de ebullición), químicas (por ejemplo contenido de azufre, contenido de





---

## CAPÍTULO 3.

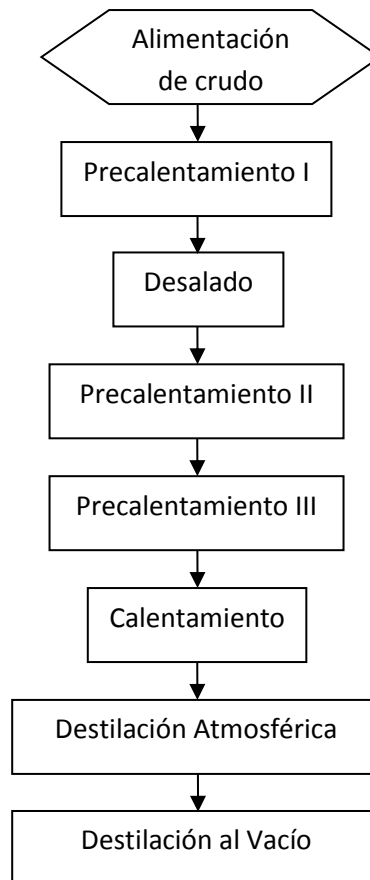
# PROCESOS DE DESTILACIÓN DEL CRUDO EN UNA PLANTA COMBINADA.





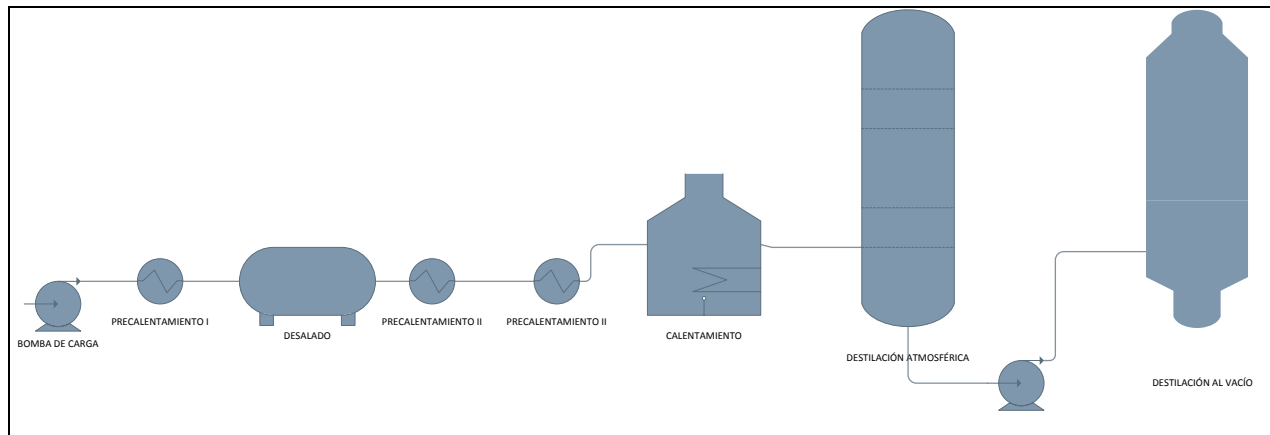
### 3.1 DESTILACIÓN EN LA PLANTA COMBINADA

La unidad de destilación combinada, tiene como propósito fraccionar crudo Maya 100%, (o en su defecto la posibilidad de operar con una mezcla 40/60% volumen de Crudo Ligero/Crudo Pesado) en gas húmedo, Nafta inestabilizada, Turbosina, Querosina, Gasóleo ligero primario (GOLP), Gasóleo pesado primario (GOPP), Gasóleo ligero de vacío (GOLV), Gasóleo pesado de vacío (GOPV) y un residuo de alto vacío. Los primeros 6 productos se destilan a presión atmosférica, en tanto que los 2 siguientes, por la alta temperatura que requieren para destilarse a presión atmosférica son destilados al vacío. En las figuras 3.1 y 3.2 se muestra la secuencia de procesamiento del crudo a través de la planta combinada.



**Figura 3.1 “Diagrama de bloques del procesamiento del crudo en la planta combinada”**





**Figura 3.2 “Esquema del procesamiento del crudo en la planta combinada”**

### 3.1.1 PRECALENTAMIENTO I

El precalentamiento del crudo se lleva a cabo aprovechando el calor de los diversos efluentes en la torre atmosférica, así como los reflujos externos de la misma en intercambiadores de calor. El funcionamiento de estos equipos es importante ya que ayudan a la conservación de la energía, disminuye el consumo de combustible, aseguran perfiles de temperatura apropiados en las unidades de destilación y alcanzan especificaciones de almacenamiento para las corrientes de los productos.

En la planta de este análisis se recibe el crudo de tanques de almacenamiento a 27 kg/cm<sup>2</sup>man y 28°C, el cual fluye a través de dos trenes independientes paralelos de intercambiadores de calor, en los cuales se aprovecha el calor de los domos de la torre atmosférica, diesel, GOPA, GOLV+PA, Diesel PA, Querosina PA, de acuerdo a la tabla 3.1.





Clave	Corriente Caliente
E-10003AB / E-10004AB	Domos Segunda Etapa de Condensación
E-10005 / E-10006	3er Intercambio con GOPA
E-10007 / E-10008	2do Intercambio con Diesel
E-10009 / E-10010	Recirculación de GOLV
E-10011AD / E-10012AD	Domos Primera Etapa de Condensación
E-10013 / E-10014	Recirculación de Querosina
E-10015 / E-10016	2do Intercambio con Recirculación de Diesel

**Tabla 3.1 “Lista de intercambiadores de calor de la 1ª. Sección del tren de precalentamiento”**

Al final de la primera parte del tren de precalentamiento, el crudo se mezcla con agua desflemada o agua desmineralizada desaereada proveniente de L.B. (5 a 7% Vol. respecto al crudo), la cual también pasó un intercambio térmico con el fin de mantener una temperatura de mezcla adecuada en los equipos de desalados.

### **3.1.2 DESALADO**

Su principal objetivo consiste en remover las sales para el control de corrosión en los equipos y tuberías, evitando la formación de ácido clorhídrico (HCl), debido a la hidrólisis de las sales de cloruro de magnesio ( $MgCl_2$ ) y cloruro de calcio ( $CaCl_2$ ) a temperaturas aproximadas de  $149^{\circ}C$  y de cloruro de sodio (NaCl) a temperaturas próximas de  $426^{\circ}C$ , así como sulfatos y carbonatos, ya que se hidrolizan con la temperatura formando ácido sulfhídrico ( $H_2S$ ) originando altos índices de corrosión. Lo







anterior obliga a un consumo excesivo de reactivos si no se garantiza una remoción eficiente de estas impurezas.

También se minimiza el contenido de sedimentos y sólidos suspendidos los cuales causan inestabilidad de operación en las interfaces de las desaladoras, espumeo en la torre atmosférica y corrosión en los equipos y tuberías. Los sedimentos se eliminan en un 90% y los sólidos entre el 10 y 40% en las desaladoras.

El desalado involucra tres etapas:

- Inyección de agua dulce para formar una emulsión que permita a su vez la **difusión de las sales inorgánicas del crudo hacia el agua.**
- **Aumento del diámetro de las gotas de agua**, las cuales están cargadas de sales, mediante **electrocoalescencia** en un campo eléctrico.
- **Separación por gravedad del agua y el crudo** (separación)

En esta planta el crudo se mezcla con agua desfleada en una válvula diseñada específicamente para este propósito en donde la temperatura de mezcla se definió en función del tipo de crudo que se está alimentando a la planta y su gravedad específica como se muestra en la tabla 3.2.

Gravedad Específica @ 15°C	Temperatura Recomendada de Desalado (°C)
0.825	110
0.825 — 0.876	110 — 120
0.876	140

**Tabla 3.2 “Temperatura de desalado en dependencia del tipo de crudo procesado”**





La adición de desemulsionante auxiliar del desalado electrostático, se inyecta en la entrada de cada etapa de desalado en función del espesor de la interfase. El desalado se efectúa en dos etapas en serie, adicionando el agua fresca en la corriente de crudo que se alimenta a la segunda etapa de donde, una vez separada, se maneja entonces mediante la Bomba de Agua a la Primera Etapa de Desalado PX-10022 A/R, B/R.

Finalmente, el agua salada (salmuera) de la primera etapa cede calor al agua fresca en el Intercambiador Salmuera / Agua para Desalado E-10041 AB y se envía a control de nivel de interfase a tratamiento de efluentes, previo paso por el aerofriador de Salmuera EA-10012.

El grado de remoción de sales en cada una de las etapas es del 90% aproximadamente, para conformar un total de 99% en la sección de desalado.

Por las características de alta densidad y viscosidad del crudo procesado, así como las altas concentraciones de sales y sedimentos, es necesario utilizar la tecnología más moderna y probada de desalado existente en el mercado, que garantice una eficiente operación.

El agua para desalado que se recibe de L.B. en el tanque de agua para desalado TK-10001 y se envía a control de flujo con la Bomba de Agua para Desalado P-10023/R a tres intercambiadores de calor en serie: Intercambiador E-10041 AB, Intercambiador Recirculación de GOLV / Agua para Desalado E-10042 AB e Intercambiador Querosina / Agua para Desalado E-10043, donde obtiene la temperatura final a mezclarse con el crudo de la Segunda Etapa de Desalado VX-10008 AB.

Dada la naturaleza del crudo a procesar y para facilitar la remoción de sedimentos, se cuenta con corrientes de recirculación de agua (separada en las mismas desaladoras);





en la primera etapa se cuenta con una bomba específica (PX-10024 AB/R) para este servicio.

### **3.1.3 PRECALENTAMIENTO II**

En la línea de salida del crudo, de la segunda etapa de desalado, se agrega un dispersante de asfáltenos con el fin de evitar el ensuciamiento causado por los residuos carbonosos y poliméricos formados por las altas temperaturas.

Después de esto, el crudo se rebombee con la 2ª Bomba de Crudo P-10002 A/R, B/R, en un arreglo de control de presión similar a la primera parte del tren, con señal de control de presión en la succión de las 3ªs Bombas de Crudo P-10003 A/R, B/R, que actúa a un sistema de variación de la velocidad del motor para suministrar solamente la energía que el sistema necesite. La variación de la velocidad es a través de la variación de la frecuencia eléctrica alimentada al motor, esto como medida de ahorro de energía. Adicionalmente en caso de fallar este sistema se tiene otro, que actúa sobre la válvula localizada inmediatamente a la descarga de la bomba.

Cuando el tren de precalentamiento está limpio, la caída de presión a través del mismo es baja y el ajuste a la variación de frecuencia en el motor será bajo y se irá ajustando conforme aumenta la caída de presión. En caso de falla en el sistema de variación de frecuencia, se controlará la presión con la válvula de control y en la medida que los intercambiadores de calor se van ensuciando, las caídas de presión van aumentando y en compensación, la válvula de control de presión va abriendo. El bombeo podrá operar con cualquiera de estos sistemas de control, mediante un selector manual.

Enseguida, el crudo continúa incrementando su temperatura al pasar a través de los siguientes intercambiadores de calor mostrados en la tabla 3.3.





Clave	Corriente Caliente
E-10017 / E-10018	1er Intercambio con Diesel
E-10019 / E-10020	2do Intercambio con Recirculación de GOPA
E-10021 / E-10022	2do Intercambio con GOPA
E-10023AB / E-10024AB	1er Intercambio con Recirculación de Diesel
E-10025AC / E-10026AC	2do Intercambio con Producto y Recirculación de GOPV
E-10027 / E-10028	1er Intercambio con GOPA
E-10029 / E-10030	1er Intercambio con Recirculación de GOPA

**Tabla 3.3 “Lista de intercambiadores de calor de la 2ª. Sección del tren de precalentamiento”**

### **3.1.4 PRECALENTAMIENTO III**

El crudo se rebombee con las 3ªs Bombas de Crudo P-10003 A/R, B/R, para atravesar la tercera parte del tren y los calentadores a fuego directo. El flujo de la bomba se regula mediante los controladores de flujo en la entrada de los Calentadores de Crudo H-10001 AB y por un variador de velocidad del motor, a base de la variación de la frecuencia eléctrica, que regula la presión en un punto corriente arriba de las válvulas de control de flujo. A medida que el ensuciamiento de los intercambiadores de calor va causando mayor caída de presión al crudo en su paso, el variador de velocidad, a través de ajustar la frecuencia eléctrica, incrementará la velocidad para impedir que la presión en el punto preestablecido decaiga.

Los intercambiadores de calor que componen esta tercera parte del tren se detallan en la tabla 3.4.





Clave	Corriente Caliente
E-10031 / E-10032	2do Intercambio con Recirculación de Lavado
E-10033AB / E-10034AB	1er Intercambio con Producto y Recirculación de GOPV
E-10035AB / E-10036AB	2do Intercambio con Residuo de Vacío
E-10037 / E-10038	1er Intercambio con Recirculación de Lavado
E-10039AB / E-10040AB	1er Intercambio con Residuo de Vacío

**Tabla 3.4 “Lista de intercambiadores de calor de la 3ª. Sección del tren de precalentamiento”**

### **3.1.5 CALENTADORES DE CRUDO.**

El crudo desalado y precalentado se distribuye a los dieciséis pasos de los Calentadores de Crudo H-10001 AB, a fuego directo, por medio de los controladores de flujo ubicados en cada uno de los ocho serpentines de cada calentador a fuego directo. Se mezcla con un flujo controlado de vapor sobrecalentado de media presión, 20 kg/cm<sup>2</sup> man y 335 °C, que tiene la finalidad de incrementar la velocidad del crudo a través de los tubos y disminuir la temperatura de pared, con el propósito final de evitar en lo posible la formación de coque en el interior de los tubos del calentador.

En los calentadores, el crudo se vaporiza parcialmente hasta una temperatura de 380°C aproximadamente. En un serpentín ubicado en la zona de convección del calentador se sobrecalienta vapor de baja (3.5 kg/cm<sup>2</sup> man y 150 °C) o como alternativa para el caso de excesiva caída de presión en la columna, se deberá usar vapor de media presión (20 kg/cm<sup>2</sup> man y 355 °C) reducido a 4.5 kg/cm<sup>2</sup> man, alimentado a control de flujo en la torre atmosférica V-10001 y agotadores de los productos V-10002/3/4/5.





### **3.1.6 DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA DEL CRUDO.**

La destilación es la operación unitaria mediante la cual es posible separar dos o más componentes o fracciones de una mezcla (en este caso de hidrocarburos), en base a su diferencia de volatilidades, para obtener productos dentro de especificaciones. Estas pueden estar basadas en el rango de ebullición, pureza, requerimientos del proceso (una concentración o grado de contaminación determinado con respecto a uno o más componentes), etc.

Continuando con la descripción del proceso; después de salir de los calentadores, el crudo parcialmente vaporizado se alimenta a la Torre Atmosférica V-10001 a 375°C y 1.9 kg/cm<sup>2</sup> man. En el fondo de la columna se añade vapor de agua sobrecalentado (2.5 kg/cm<sup>2</sup> man y 343 °C) para disminuir la presión parcial de los hidrocarburos y agotar el residuo.

La sección de rectificación (arriba de la alimentación) de la columna está compuesta por una serie de zonas de condensación por contacto directo (extracciones de calor) y de fraccionamiento. La extracción de calor proporciona el reflujo interno (líquido) que es fraccionado en la zona inmediata inferior y obtener así especificaciones de producto de la sección correspondiente.

El calor contenido en la fase vapor de la alimentación es retirado sucesivamente a medida que asciende a lo largo de la columna. Se ha maximizado la recuperación de calor al nivel más alto posible de temperatura y favorecer así su aprovechamiento. En la tabla 3.5 se muestran estas extracciones de calor.





	<b>Carga Térmica, MMkcal/h</b>	<b>%</b>
4ª Extracción de Calor (Líquido Lavado)	9.21	12.29
3ª Extracción de Calor (GOPA)	15.22	20.31
2ª Extracción de Calor (Diesel)	15.23	20.33
1ª Extracción de Calor (Querosina)	5.97	7.97
Condensador 1ª Etapa	12.14	16.20
Condensador 2ª Etapa	17.16	22.91
<b>TOTAL</b>	<b>74.93</b>	<b>100.00</b>

**Tabla 3.5 “Lista de extracciones de calor de la torre atmosférica”**

- a. La cuarta extracción de calor en la torre atmosférica, lavado, retira calor de la torre tomando un líquido caliente del fondo del lecho empacado No. 2 y lo retorna frío a la parte superior del mismo lecho. Una parte de éste líquido caliente extraído se enfría precalentando el crudo. El líquido frío que regresa a la torre V-10001 en la parte superior del lecho empacado No. 2, condensa hidrocarburos al ponerse en contacto con los vapores calientes ascendentes. La otra parte del líquido condensado del fondo de la segunda cama se alimenta caliente al filtro de lavado atmosférico PF-10001 AB y posteriormente a la zona de lavado (lecho empacado No. 1) localizada debajo de la zona de extracción de calor y desciende hasta la zona de alimentación, lavando los vapores de la alimentación. El líquido remanente en el fondo del lecho empacado No. 1 denominado “overflash”, con alto contenido de metales y carbón, se extrae fuera de la columna, se mide y posteriormente se





alimenta a la zona de agotamiento de residuo. El flujo de “overflash” normalmente se establece entre 2 y 3% volumen del flujo de los destilados, y se controla ajustando la carga térmica extraída, controlando el flujo de la recirculación y la diferencia de temperaturas entre el suministro y el retorno de la extracción de calor. El equipo utilizado para este propósito es la Bomba de Recirculación de Lavado P-10005/R, los intercambiadores E-10037/10038, E-10031/10032 y el Filtro de Lavado de Atmosférica PF-10001 AB.

b. La tercera extracción de calor, gasóleo pesado, retira calor de la torre atmosférica de la misma forma que la cuarta extracción. El líquido caliente se enfría precalentando el crudo. El líquido frío que retorna a la torre condensa hidrocarburos al ponerse en contacto con los vapores ascendentes. Este líquido condensado se alimenta como reflujo en la zona de fraccionamiento de GOPA y desciende hasta el plato de extracción de producto. El gasóleo pesado se alimenta entonces al Agotador de GOPA V-10002, donde se eliminan los hidrocarburos ligeros por medio de vapor de agua sobrecalentado alimentado en el fondo del agotador. El control dispuesto para la extracción de calor es igual al descrito en el inciso anterior, pero con la adición del enfriador con aire EA-10001, que normalmente estará fuera de operación y sólo operará para compensar deficiencias en las extracciones de calor. El equipo utilizado para este propósito es la Bomba de Recirculación de GOPA P-10006/R, los intercambiadores E-10028/10030, E10019/10020 y el aeroenfriador de Recirculación de GOPA EA -10001.

c. La segunda extracción de calor es diesel y opera de la misma forma que la anteriormente descrita. El líquido caliente se enfría precalentando el crudo. El líquido frío que retorna a la torre condensa hidrocarburos al ponerse en contacto con los vapores ascendentes. Este líquido condensado se alimenta como reflujo en la zona de fraccionamiento de diesel y desciende hasta el plato de extracción de







producto. El diesel se alimenta entonces al Agotador de Diesel V-10003, donde se eliminan los hidrocarburos ligeros por medio de vapor de agua sobrecalentado, alimentado en el fondo del agotador. El control dispuesto para la extracción de calor es semejante al descrito en el inciso b, donde el aerofriador EA-10002 normalmente fuera de operación solo operará para compensar deficiencias en las extracciones de calor. El equipo utilizado para este propósito es la Bomba de Recirculación de Diesel P-10007/R, los intercambiadores E-10023/10024, E10015/10016 y el aerofriador de Recirculación de Diesel EA -10002.

- d. La primera extracción de calor, querosina, es similar. Se extrae un líquido caliente que se enfría precalentando el crudo, a través de los cambiadores E-10013/10014. El líquido frío se retorna a la torre y condensa hidrocarburos al ponerse en contacto con los vapores ascendentes. Este líquido condensado se alimenta como reflujo en la zona de fraccionamiento de querosina y desciende hasta el plato de extracción de producto. La querosina se alimenta entonces al Agotador de Querosina V-10004, donde se eliminan los hidrocarburos ligeros por medio de vapor de agua sobrecalentado, alimentado en el fondo del agotador. El control dispuesto para la extracción de calor es semejante al descrito en el inciso b. Donde el aerofriador EA-10003 normalmente fuera de operación solo operará para compensar deficiencias en las extracciones de calor. El equipo utilizado para este propósito es la Bomba de Recirculación de Querosina P-10008/R, los intercambiadores E-10013/10014 y el aerofriador de Recirculación de Querosina EA -10003.

La zona superior de la torre atmosférica V-10001 consta de 14 platos para el fraccionamiento entre la turbosina y la gasolina. Para la separación se dispone de reflujo que se condensa en la primera etapa de condensación de los domos y se alimenta al plato No. 1, por medio de la bomba P-10013/R. La turbosina se extrae del plato 14 y se alimenta al Agotador de Turbosina V-10005, donde se eliminan los





hidrocarburos ligeros por medio de vapor de agua sobrecalentado (2.5 kg/cm<sup>2</sup> y 343 °C), alimentado en el fondo del agotador.

La corriente vapor de domos de la torre atmosférica, a 148°C y 1.1 kg/cm<sup>2</sup> man, está formada por la gasolina producto, el reflujo y el vapor de agotamiento adicionado en los fondos de la torre y en los agotadores laterales. El arreglo de condensación provisto es en dos etapas para tener una máxima recuperación de calor en favor del crudo. El primer condensador E-10011 AD/10012 AD, es un condensador parcial. El líquido condensado se separa de la fase vapor a 114°C y 0.7 kg/cm<sup>2</sup> man, en el Acumulador de la Primera Etapa de Condensación V-10009 y se retorna como reflujo al plato No. 1 de la Torre Atmosférica V-10001.

La fase vapor del separador V-10009 se enfría sucesivamente en el intercambio del crudo con la segunda etapa de condensación E-10003AB/10004-AB, el 1er Condensador de la Segunda Etapa de Condensación EA-10004 con aire y el 2do Condensador de la Segunda Etapa de Condensación E-10044 AD con agua de enfriamiento. La gasolina y agua condensados se separan a 38°C y 0.4 kg/cm<sup>2</sup> man., en el Acumulador de la Segunda Etapa de Condensación V-10010.

Como una medida para controlar el efecto de las variaciones de la temperatura del crudo de tanques, se tiene un control de nivel en los tanques acumuladores de la primera y segunda etapa de condensación, en los que se ha provisto de capacidad de bombeo y tuberías para llevar líquido de un tanque a otro. Cuando la condensación en la primera etapa sea mayor que el reflujo requerido por la torre atmosférica, el nivel del líquido tenderá a aumentar y, en respuesta, el líquido en exceso será enviado al punto más cercano al intercambiador E-10003/4 AB de tal forma que se garantice el flujo hacia estos equipos y finalmente al acumulador de la segunda etapa de condensación





V-10010; por otro lado, cuando la condensación en la primera etapa sea insuficiente, el nivel de líquido tenderá a descender, lo que en respuesta hará que sea enviado líquido del segundo tanque al primero.

La condensación de la segunda etapa de domos contra el crudo está asegurada por los condensadores con aire y agua que le siguen y complementan.

La gasolina amarga e inestabilizada y el agua amarga se envían a L.B. por medio de la Bomba de Nafta Atmosférica P-10015/R y la Bomba de Agua Amarga P-10014/R respectivamente. Los gases incondensables, en caso de existir, son enviados a control de presión a desfogue. En caso de darse la condensación total de la gasolina, la presión del sistema será mantenida por introducción de gas combustible.

Los productos laterales de la torre atmosférica, turbosina, querosina, diesel y gasóleo pesado, una vez ajustadas sus propiedades y especificaciones en sus respectivas torres agotadoras, se bombean hacia LB. Cuando el nivel de temperatura lo permite, intercambian calor con el crudo en el tren de precalentamiento.

El diesel producto a 255°C, se envía mediante la bomba P-10010/R al primer intercambiador crudo/diesel E-10017/10018 y posteriormente al segundo intercambiador crudo/diesel E-10007/10008, a la salida de este equipo se envía a control de flujo; como operación normal a través del enfriador con agua E-10046 a L.B. En la eventualidad de que la planta de coquización retardada salga de operación y la planta combinada continuara operando, el diesel producto podrá ser enviado como componente de la mezcla de diluyente interno para la formulación de combustóleo junto con el residuo de vacío, sí no hubiera en existencia diluyente externo. Si existe diluyente externo, el diesel producto podrá ser enviado caliente a 93 °C a la Planta HDD “U-24000” para su tratamiento, o a través del enfriador con agua E-10046 a 49 °C a almacenamiento.





El GOPA deja la Torre Agotadora V-10002 a 316 °C y se envía mediante la bomba P-10009/R al primer Intercambiador Crudo/GOPA E-10027/10028, posteriormente al segundo Intercambiador Crudo/GOPA E-10021/10022 y luego al tercer Intercambiador Crudo/GOPA E-10005/10006, a la salida de estos equipos, simultáneamente por dos corrientes de proceso con control de flujo cada una, se envía por una de ellas como operación normal a la planta FCC N° 2; GOPA caliente a 91 °C mezclado con GOLV y por la otra GOPA fría a 38 °C a través del aerofriador EA-10011 y del enfriador con agua E-10052 AB, lo anterior es debido a requerimientos de operación de la planta FCC No. 2. Cuando esta Planta FCC este fuera de operación el GOPA puede ser enviado a almacenamiento en L.B. a 70 °C.

En la eventualidad de que la planta de coquización retardada salga de operación y la planta combinada continuara operando, el GOPA podrá ser enviado como componente de la mezcla de diluyente interno para la formulación de combustóleo junto con el residuo de vacío, sí no hubiera en existencia diluyente externo. Si existe diluyente externo, el GOPA podrá ser enviado a 70°C a almacenamiento a los tanques de mezcla de gasóleos a L.B.

En la corriente de flujo de salida a L.B. de cada uno de los productos de los agotadores se dispone de un enfriador con agua, además de los equipos necesarios para lograr las condiciones de operación a las que estos son requeridos:

- Para GOPA.- Enfriador con agua E-10052 AB, bomba de GOPA producto P-10009/R, Intercambiadores con el crudo, E-10027/10028, E-10021/10022 y E-10005/10006, aerofriador de GOPA producto EA-10011.
- Para Diesel.- Enfriador con agua E-10046, bomba de Diesel Producto P-10010/R, Intercambiadores con el crudo, E-10017/10018 y E-10007/10008.
- Para Querosina.- Enfriador con agua E-10047 AB, bomba de Querosina Producto P-10011/R, Intercambiador con agua para desalado E-10043, y aerofriador de Querosina Producto EA-10005.





- Para Turbosina.- Enfriador con agua E-10048 AB, bomba de Turbosina Producto P-10012/R, y aerofriador de Turbosina producto EA-10010 con un relevo para permitir la operación de la planta combinada en caso de requerir mantenimiento el EA-10010.

Todos los productos laterales son controlados de la misma forma: un controlador de flujo localizado antes de los enfriadores regula el funcionamiento de la bomba que toma el producto del fondo del agotador, mientras que el nivel del fondo del agotador se mantiene regulando la admisión de líquido extraído parcialmente de la torre atmosférica.

La fracción líquida de la alimentación de Crudo y el líquido de “overflow” de la zona de rectificación descienden por los 10 platos de la zona de agotamiento, donde contactan con vapor de agua sobrecalentado alimentado en el fondo a 2.5 kg/cm<sup>2</sup> y 343 °C, vaporizando material ligero disuelto en los hidrocarburos pesados. El líquido del fondo, denominado residuo atmosférico, se envía a la sección de destilación al vacío. Cuando por alguna razón salga de operación la sección de vacío el residuo atmosférico diluido será enviado a L.B. a tanques de recuperados (“slop”).

### **3.1.7 DESTILACIÓN AL VACÍO.**

La destilación al vacío tiene el propósito de recuperar material destilable del residuo atmosférico que, por su alta temperatura de ebullición, sufriría descomposición térmica si fuera destilado a presión atmosférica.

El objetivo de esta planta es obtener gasóleos de un rendimiento equivalente a una temperatura de corte TBP de 565.6°C (1,050°F).





La recuperación adicional de gasóleos sobre los rendimientos tradicionales permite a la refinería un mejor balance económico por aumento de la carga a FCC y disminución de la carga a Coquer o su envío a preparación de combustóleo.

Este caso está caracterizado por el empleo de alto vacío (10 mm Hg abs. en el domo), el uso de vapor en la torre para agotamiento y en el calentador para abatir la temperatura de salida, empaques estructurados de alta capacidad, baja caída de presión y el empleo de un distribuidor de alimentación “tipo cuerno” para minimizar el arrastre de residuo, entre los principales aspectos.

El residuo atmosférico se envía por medio de la Bomba de Residuo Atmosférico P-10004 AB/R, a 365°C y 31.2 kg/cm<sup>2</sup> man, al Calentador de Residuo Atmosférico H-10002 AB, a través de controladores de flujo localizados en la entrada de cada uno de los cuatro pasos de cada calentador, en cascada con nivel del fondo de la torre atmosférica. También se inyecta vapor de agua de media presión (20 kg/cm<sup>2</sup> man y 335 °C) en la entrada del calentador con el propósito de aumentar la velocidad del fluido y tener un bajo tiempo de residencia, para evitar coquización en el interior de los tubos del calentador. En un serpentín ubicado en la zona de convección del calentador se sobrecalienta vapor de agua de baja presión saturado a 3.5 kg/cm<sup>2</sup> man, para ser utilizado en la zona de agotamiento de residuo de la Torre de Vacío V-10006. El residuo atmosférico se vaporiza parcialmente al llevarse a la temperatura de salida del calentador H-10002 AB, de 407°C y una presión de 133.9 mm Hg abs.

Los calentadores de residuo atmosférico también tienen sistema dual para uso parcial o total de combustible gaseoso o líquido y sistema de precalentamiento de aire para contar con flexibilidad y eficiencia en la operación.

La línea de “transfer” conduce el efluente del calentador a la Torre de Vacío V-10006, que opera en la zona de alimentación a 24 mm Hg abs. La mezcla líquido-vapor entra





tangencialmente a través de un distribuidor de alimentación especialmente diseñado para minimizar el arrastre de residuo con los vapores ascendentes.

Inmediatamente arriba de la alimentación, los vapores ascendentes entran en contacto con un líquido de lavado que tiene como propósito eliminar los contaminantes arrastrados o vaporizados del vapor ascendente, básicamente Azufre, Nitrógeno, Carbón y Metales, y conducirlos con el líquido que abandona esta zona, denominado “overflash”, a la zona de agotamiento de residuo. Esta zona de lavado está formada por una sección de empaque estructurado y en la parte inferior por una sección de rejilla, que se caracteriza por su baja caída de presión. Los vapores que ascienden de la zona de lavado, libres de contaminantes, se alimentan a la zona de condensación de gasóleo pesado de vacío, que es un condensador de contacto directo en un lecho de empaque estructurado. El líquido de enfriamiento es gasóleo pesado de recirculación que se extrae caliente de la tina de extracción localizada en el fondo del lecho de empaque, por medio de la Bomba de GOPV de Recirculación y Producto P-10017/R. Este gasóleo pesado caliente se divide en dos corrientes: 1) el líquido de lavado que se retorna a la zona inferior de la torre a control de flujo y a través del Filtro de Lavado de Vacío PF-10002 AB y 2) la corriente de recirculación y producto que se enfría cediendo su calor al crudo en el tren de precalentamiento en el primer intercambiador Crudo/ Producto y recirculación de GOPV E-10033 AB/10034 AB y el segundo intercambiador Crudo/ Producto y recirculación de GOPV E-10025 AC/10026 AC. Después del intercambio en el tren, esta corriente a su vez se divide en dos: a) la recirculación fría que pasa por el Enfriador de Recirculación de GOPV EA-10006 y el Filtro de Recirculación de GOPV PF-10003 para retornar a la parte superior del lecho empacado, a control de flujo en cascada con un controlador de temperatura localizado arriba del lecho, donde causa la condensación del gasóleo pesado de vacío producto y del gasóleo de lavado; y b) el GOPV producto hacia la succión de la Bomba de GOPV Producto P-10019/R que se envía a control de flujo en cascada con nivel de la tina de extracción a la planta HDS de Gasóleos. Como ruta alterna, el flujo de GOPV pasa a través del EA-10008 hacia





mezcla de gasóleos a almacenamiento a 70°C, o bien en caso de requerirse hacia la planta HDS-GO desviando parcial o totalmente este aerofriador.

Los vapores remanentes de la zona de gasóleo pesado ascienden a la zona de condensación de gasóleo ligero de vacío, que es también un condensador de contacto directo en un lecho empacado. El líquido de enfriamiento es gasóleo ligero de recirculación que se extrae caliente de la tina de extracción localizada en el fondo del lecho de empaque estructurado, por medio de la Bomba GOLV de Recirculación y Producto P-10018/R. Este gasóleo ligero caliente se enfría cediendo su calor al crudo en el tren de precalentamiento en el intercambiador Recirculación GOLV/ Agua para desalado E-10042 AB y el intercambiador Crudo/ Recirculación de GOLV E-10009 /10010 y se divide en dos corrientes: a) la recirculación que continúa por el aerofriador de Recirculación de GOLV EA-10007, el Enfriador de Recirculación de GOLV, E-10049 AB y el Filtro de Recirculación de GOLV, PF-10004 AB para retornar a control de flujo a la parte superior del lecho empacado a 45°C, donde causa la condensación del gasóleo ligero producto; y b) el GOLV producto que se envía, a control de flujo en cascada con nivel de la tina de extracción, a mezclarse con el GOPA proveniente del cambiador de crudo E-10005/6 y enviarse a la planta FCC No. 2, o frío, de la salida del aerofriador EA-10007 a mezcla de gasóleos para almacenamiento.

Los hidrocarburos condensables e incondensables generados por efecto de la desintegración térmica en las paredes de los tubos de los calentadores de residuo atmosférico H-10002 AB, el vapor de agua alimentado al calentador y al fondo de la torre y los gases inertes infiltrados al sistema se extraen por el domo de la torre de vacío mediante los Paquetes de Vacío ME-10004 AB. Cada paquete de vacío es un sistema de eyectores de tres etapas en serie para garantizar una presión de 10 mm Hg abs. en el domo de la torre. El medio motriz es vapor de agua de media presión. En el pozo caliente se colecta el agua condensada e hidrocarburos recuperados, que son







separados y enviados a L.B. mediante la bomba de hidrocarburos recuperados PX-10002 AB/R y la bomba de condensado PX-10001 AB/R del paquete de vacío. Los gases incondensables efluentes del VX-10002 AB se envían a quemar en los calentadores de residuo atmosférico y de carga, o cuando la presión así lo permita a desfogue.

La fracción líquida de la alimentación y el líquido de “overflash” descienden por los 7 platos de la zona de agotamiento, donde contactan con vapor de agua sobrecalentado alimentado en el fondo, vaporizando material ligero disuelto en el residuo. El líquido agotado es el residuo de vacío, que llega al fondo de la torre y se bombea por medio de Bomba de Fondos de Torre de Vacío P-10016 AB/R hacia el tren de precalentamiento de crudo, en el primer intercambiador Crudo/ Residuo de vacío E-10039 AB/E-10040 AB y en el 2do intercambiador Crudo/ Residuo de vacío E-10035 AB/E-10036 AB para después ser enviado como Residuo producto a la planta de coquización retardada en L.B, o en caso de rechazo de esta planta, se mezcla con un diluyente (preferentemente ACL de L.B., o bien con diluyente formado con una mezcla de productos del fraccionamiento atmosférico) para obtener combustóleo, y ser enviado a 6.0 kg/cm<sup>2</sup> y 95 °C a almacenamiento.

El residuo de vacío del fondo de la columna se enfría con una recirculación de residuo frío para evitar la descomposición térmica y la consecuente coquización y aumento del flujo de gases y condensables al sistema de eyectores. La temperatura se controla a 360°C en el fondo de la columna, con un controlador que actúa sobre el flujo de residuo de recirculación, y ajustando la temperatura del residuo en 292°C mediante el directo de los cambiadores E-10035 AB / 10036 AB.





### **3.1.8 SECCIÓN DE ENFRIAMIENTO DE RESIDUO Y PREPARACIÓN DE COMBUSTÓLEO.**

En caso de que la planta Coquizadora salga de operación, la planta Combinada debe bajar su capacidad al 60% y la totalidad del residuo producido se envía a enfriamiento y preparación de combustóleo.

El flujo de residuo de vacío se mezcla con diluyente, ACL (aceite cíclico ligero) en el caso de provenir de L.B., o bien una mezcla de querosina, GOPA y Diesel como diluyente interno, con un relacionador de flujo, la mezcla resultante a 230/243 °C se homogeniza en el mezclador AG-10001, posteriormente se enfría a 180°C en el 1er Enfriador de Combustóleo EA-10009 y hasta 95°C en el 2do Enfriador de Combustóleo E-10051 previo a enviarse a almacenamiento a 6 kg/cm<sup>2</sup> man.

El flujo de diluyente ya sea interno o externo se recibe en el tanque de balance de diluyente que se mantiene presionado con gas combustible. El diluyente demandado por el relacionador de flujo se envía con la bomba de diluyente con base al flujo de residuo, para preparar combustóleo de 550 SSF @ 50°C.

### **3.2 DATOS REALES DE UNA PLANTA COMBINADA**

Para fines de este trabajo se obtuvieron datos reales de las condiciones de operación, flujos y rendimientos de una planta combinada durante un periodo de arranque con una mezcla de crudo 60/40% Vol.

La estabilización y normalización de la planta combinada se realizó en el periodo de tiempo del 26 de septiembre 2011 al miércoles 5 de octubre 2011, los datos reales obtenidos se muestran de la tabla 3.6 a la tabla 3.13.





FECHA	25 y 26 de septiembre	
Temp.salida del horno atmosférico (H-10001 A/B)	°C	360
Temp.salida del horno de vacío (H-10002 A/B)	°C	351

Tabla 3.6 “Flujo de crudo Carga y condiciones de los hornos 25 y 26 de Septiembre de 2011.”

FECHA	27 y 28 de septiembre	
Temp.salida del horno atmosférico (H-10001 A/B)	°C	358
Temp.salida del horno de vacío (H-10002 A/B)	°C	358

Tabla 3.7 “Flujo de crudo Carga y condiciones de los hornos 27 y 28 de Septiembre de 2011.”

FECHA	29 y 30 de septiembre	
Carga a la planta	BPSD	103,000
Temp.salida del horno atmosférico (H-10001 A/B)	°C	360
Temp.salida del horno de vacío (H-10002 A/B)	°C	355

Tabla 3.8 “Flujo de crudo Carga y condiciones de los hornos 29 y 30 de Septiembre de 2011.”





FECHA	02 Octubre	
Carga a la planta	BPSD	110,000
Temp.salida del horno atmosférico (H-10001 A/B)	°C	375
Temp.salida del horno de vacío (H-10002 A/B)	°C	393

Tabla 3.9 “Flujo de crudo Carga y condiciones de los hornos 2 de Octubre de 2011.”

FECHA	03 Octubre	
Carga a la planta	BPSD	104,000
Temp.salida del horno atmosférico (H-10001 A/B)	°C	376
Temp.salida del horno de vacío (H-10002 A/B)	°C	394

Tabla 3.10 “Flujo de crudo Carga y condiciones de los hornos del 3 de Octubre de 2011.”

FECHA	4 y 5 Octubre	
Carga a la planta	BPSD	100,000
Temp.salida del horno atmosférico (H-10001 A/B)	°C	375
Temp.salida del horno de vacío (H-10002 A/B)	°C	388

Tabla 3.11 “Flujo de crudo Carga y condiciones de los hornos del 4 al 5 de Octubre de 2011.”





Durante los días de operación de la planta las temperaturas y presiones de entrada a las desaladoras VX-10007 A/B, se mantuvieron en 140°C y 12.8°C.asi como la presión a la torre atmosférica se mantuvo en 1.1 Kg/cm<sup>2</sup>.

La temperatura en el domo de la torre de vacío V-10006 se mantuvo entre 50 y 60°C y para el fondo se mantuvo en 340°C.la temperatura del fondo fue menor debido a que se tenía una menor temperatura a la salida del calentador.





Fecha	Carga	Nafta	Turbosina	Querosina	GOLA	GOPA	GOLV	GOPV	Residuo de vacío
26-sep	90,000	12,000	3,200	8,650	3,000	3,000	1,800	4,000	54,350
27-sep	97,000	15,800	5,000	6,600	4,000	5,500	9,300	11,400	39,400
28-sep	93,000	16,000	4,000	7,500	13,200	15,200	2,500	12,600	22,000
29-sep	97,500	16,700	4,000	6,000	11,000	5,000	5,800	9,800	38,700
30-sep	104,000	18,000	4,500	7,700	11,800	6,000	6,000	10,000	40,000
01-oct	104,000	18,200	7,000	8,000	11,000	4,900	5,900	10,000	39,000
02-oct	110,000	20,600	12,200	4,500	13,100	7,700	7,200	13,400	31,300
03-oct	110,000	20,650	12,260	4,580	13,150	7,800	7,400	13,450	30,800
04-oct	101,300	18,800	11,000	5,100	11,000	10,000	5,400	8,000	32,000
05-oct	102,300	18,000	12,000	5,300	11,000	13,000	5,800	7,500	29,700

Tabla. 3.12 “Producción de productos en BPD”





Fecha	Nafta	Turbosina	Querosina	GOLA
26-sep	180	264	294	366
27-sep	183	252	293	366
28-sep	184	220	250	370
29-sep	170	228	260	340
30-sep	184	248	290	355
1-oct	175	235	283	366
2-oct	175	265	280	366
3-oct	176	230	280	366
4-oct	174	250	294	380
5-oct	175	250	290	360

Tabla 3.13 “Temperatura final de ebullición en °C”





aromáticos, etc.) y las características de funcionamiento (por ejemplo número de octano, punto de humo, etc.)

La reducción del costo provoca que los productos refinados sean mezclados para cumplir en lugar de superar las especificaciones en la medida de lo posible. Por lo general la gasolina es un composición de ~ 6-10 componentes mezcla. El combustible diesel es una composición de ~ 4-6 componentes mezcla.

La mezcla de gasolina es la operación de mezcla más compleja y automatizada, en las refinerías modernas

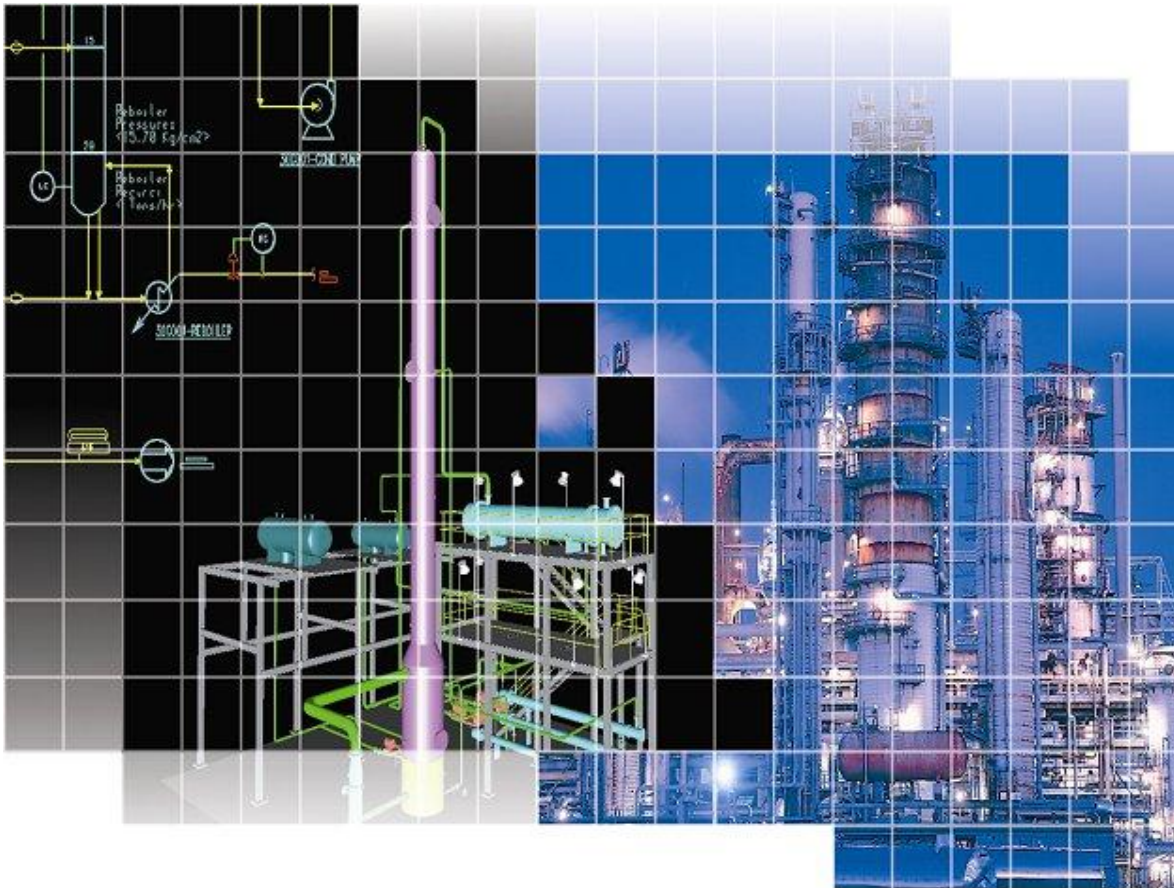






# CAPÍTULO 4.

## DESARROLLO DE LA SIMULACIÓN DE LA PLANTA COMBINADA.





#### **4.1 SIMULACIÓN DE PROCESOS QUÍMICOS.**

Una herramienta de gran ayuda para la evaluación y cálculo fue la realización de los modelos de simulación. La simulación de procesos químicos es la representación de un proceso químico por medio de un módulo matemático, donde este modelo se resuelve para obtener más información sobre el desempeño del proceso químico.

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

El diseño de una planta de procesos incluye no solo la resolución de las ecuaciones de los balances de materia y energía en todas las unidades de proceso, sino también el dimensionamiento de los equipos, así como sus restricciones de diseño, optimización y control de costos.

#### **4.2 CLASIFICACIÓN DE LOS SIMULADORES DE PROCESOS.**

Los simuladores de procesos pueden dividirse en los siguientes tipos según el modelo que representa el proceso a simular: aproximación secuencial, aproximación orientada a objetos y ecuaciones.





#### 4.2.1 SIMULADORES DE PROCESOS COMERCIALES.

Existen una variedad de simuladores, en las tablas 4.1 y 4.2 se presentan los principales simuladores de usos comerciales y sus proveedores.

- **Simulación en estado estacionario: (las propiedades de reactivos, productos o mezclas no varían con el tiempo)**

Nombre del simulador	Proveedor
Aspen Plus	Aspen Tech
SuperPro Designer	Intelligen
CHEMCAD	Chemstations
HYSYS	Aspen Tech
PRO/II	Simsci-Esscor
PROMax	Bryan Research e Engineering
PROSimPlus	Prosim

Tabla. 4.1 “Simuladores en estado estacionario”





➤ **Simulación Dinámica: (las propiedades varían con el tiempo)**

<b>Nombre del simulador</b>	<b>Proveedor</b>
<b>Aspen Dynamics</b>	Aspen Tech
<b>DYNSIM</b>	Simsci-Esscor
<b>gPROMS</b>	Process Systems Enterprise
<b>HYSYS</b>	Aspen Tech

**Tabla. 4.2 “Simuladores en estado dinámico”**

De acuerdo a variedad de simuladores que existen en el mercado, para fines de este trabajo se decidió utilizar PRO II ya que cuenta con las siguientes características.

- Es un simulador que se encuentra en estado estacionario.
- Contiene en su estructura varias operaciones unitarias las cuales pueden ser interrelacionadas entre sí para simular un proceso.
- Puede ser aplicado en procesos como refinación (procesamiento de crudos pesados, precalentamiento de crudo, destilación de crudo, FCC, alquilación Hidrodesulfurados, etc.), procesos de Gas (endulzamiento de aminas, refrigeración, trenes de compresores, desmetanizador), procesos químicos y petroquímicos (fraccionamiento de etileno, separación de aromáticos, MTBE, ciclo hexanos, recuperación de naftas, oxigenación en productos), también se puede aplicar en proceso de polímeros.
- Realiza rigurosos balances de materia y energía.
- Cuenta con una amplia gama en base de datos (modelos termodinámicos).





#### 4.3 PROCEDIMIENTO DE SIMULACION EN SIMSCI PRO II

Pro II es un simulador de procesos en estado estacionario que permite el análisis y diseño de procesos. Está diseñado para realizar diversos cálculos de materia y energía para una amplia gama de procesos químicos. Abarcando desde la refinación del petróleo, procesamiento de gas de industrias químicas, petroquímicas e industrias de combustibles sintéticos. Cuenta con una amplia base de datos físicas, químicas y termodinámicas de una numerosa cantidad de compuestos. Dispone de paquetes termodinámicos para el cálculo de propiedades que se utilizan de acuerdo con la naturaleza de los componentes presentes en el proceso.

Los métodos en lo que se clasifican estos paquetes termodinámicos son:

- Ecuaciones de estado.
- Modelos de actividad
- Modelos semi empíricos
- Modelos especiales (polímeros, sistemas electrolíticos, etc.)

Con base en la selección del paquete termodinámico adecuado y especificando ciertas condiciones, PRO-II utiliza métodos numéricos de aproximación para calcular las condiciones de las corrientes no especificadas así como el comportamiento y desempeño de los equipos al llegar a la convergencia.

PRO-II tiene también la flexibilidad de permitir al usuario modificar las condiciones dadas, seleccionar otros criterios de cálculo, cambiar las especificaciones de productos y/o alimentación, y rehacer los cálculos de manera simple y rápida.

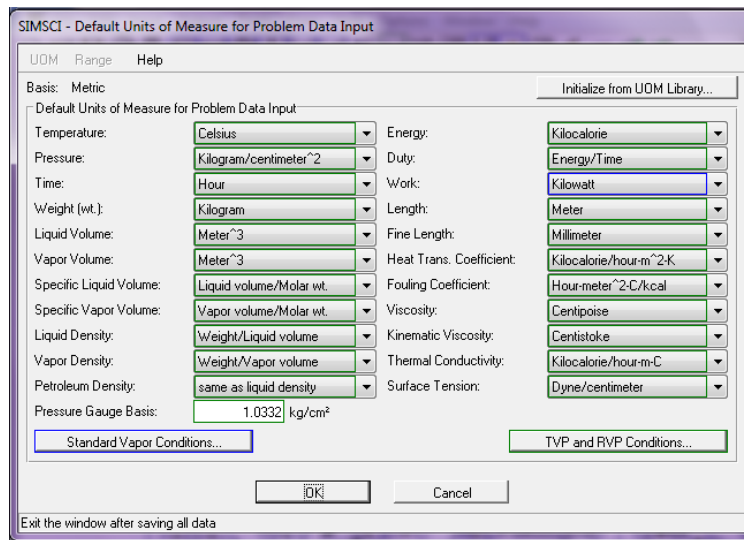
Teniendo un estimado del desempeño del proceso, se puede hacer una evaluación construyendo la simulación del proceso completo o de alguno de los equipos. Con esto podemos dimensionar la magnitud de un proyecto e incluso estimar costos.





## PARA INICIAR UNA SIMULACIÓN EN PRO-II ES NECESARIO:

1. **Crear un sistema de unidades:** PRO-II tiene predeterminados distintos paquetes de unidades y cuenta con la facilidad de elegir alguno, clonarlo y editarlo de acuerdo a las necesidades de la simulación. En este caso se utilizó la temperatura en °C, la presión en Kg/cm<sup>2</sup>\_man, el flujo volumétrico en BPD y la densidad en Kg/m<sup>3</sup>. La figura 4.1 muestra la ventana en donde se seleccionan las unidades para cada una de las propiedades físicas.



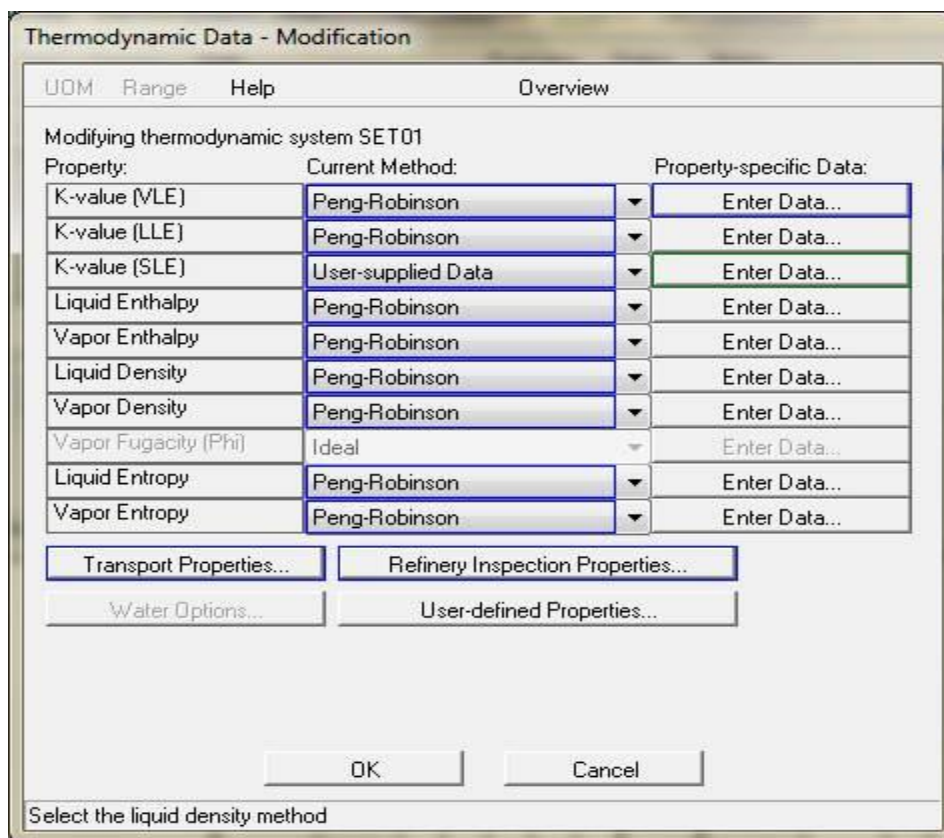
**Figura. 4.1 “Sistema de unidades” [11,12]**





2. **Elegir el paquete termodinámico a utilizar.** El modelo termodinámico seleccionado para este proceso fue la Ecuación de Peng-Robinson, que como se mencionó en el capítulo 1, es ideal para cálculos de equilibrio líquido-vapor y predice mejor que la ecuación de Soave-Redlich-Kwong las densidades de líquidos en sistemas de hidrocarburos, además de que permite trabajar con pseudo Componentes.

En la figura 4.2 se muestra la ventana de PRO-II donde se selecciona el sistema termodinámico para cada propiedad.



**Figura. 4.2 “Paquete Termodinámico” [11,12]**





3. **Especificar los componentes químicos presentes:** Para iniciar una simulación es necesario agregar los componentes químicos que participaran en el proceso , para la simulación se agregaron metano, etano, propano , n-butano, i-butano, n-pentano, i-pentano  $H_2O$ ,  $CO_2$  ,  $H_2S$ , adicionales a los pseudocomponentes que genera el mismo PRO-II. La figura 4.3 muestra la ventana donde se lleva a cabo la selección de componentes involucrados en el proceso.

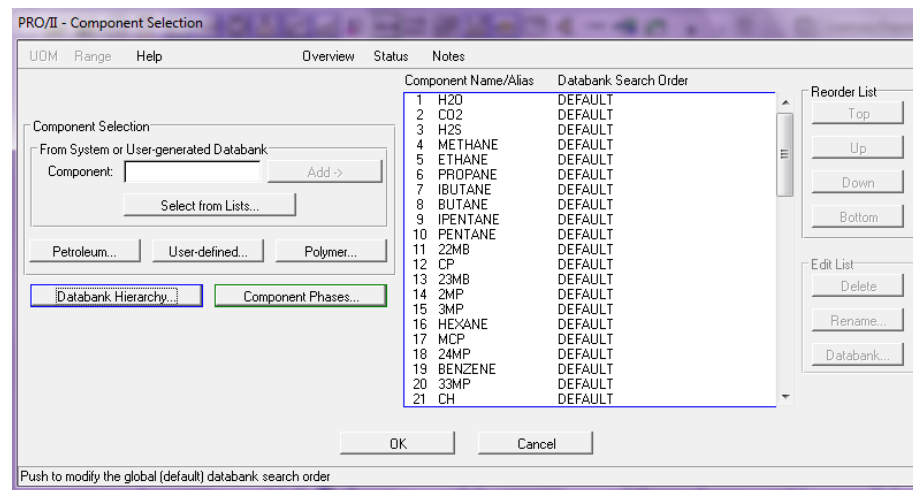


Figura. 4.3 “Lista de Componentes” [11,12]







4. **Especificar el tipo de alimentación:** Dentro del desarrollo de una simulación este paso es de suma importancia ya que se especifica el tipo de crudo de acuerdo a la caracterización y a la curva TBP, además de que es el punto de partida para iniciar el proceso. La alimentación utilizada para el desarrollo de la simulación es una mezcla de Crudo 60/40 %Vol. Pesado/Ligero.

En la figura 4.4 se muestra la ventana del simulador donde se especifica la curva True Boling Point, gravedad específica y propiedades del crudo.

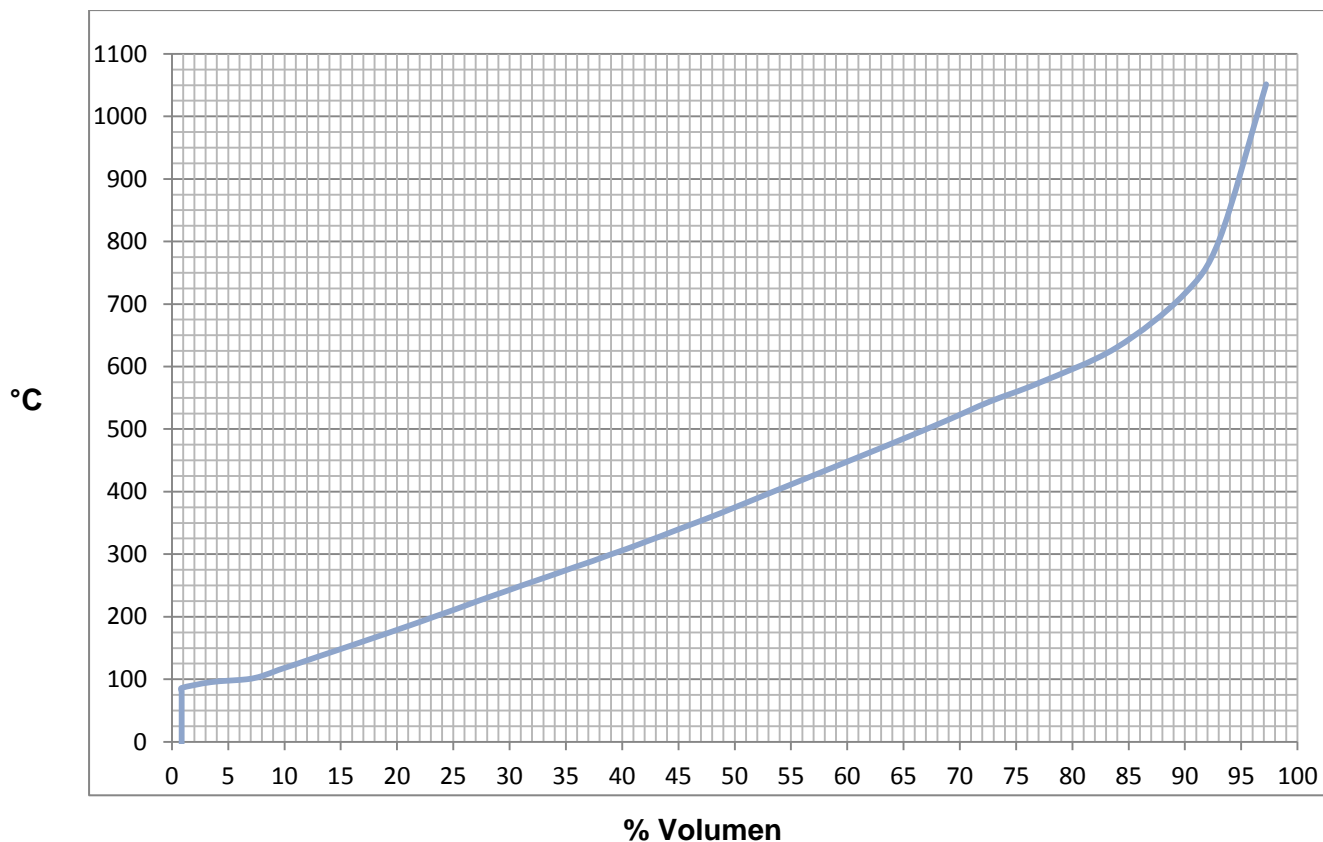
Cut	Percent Distilled	Temperature C
1	0.00	23.00
2	6.00	90.00
3	10.00	118.00
4	20.00	179.00
5	30.00	243.00
6	40.00	306.00
7	50.00	375.00
8	60.00	448.00
9	70.00	523.00
10	75.50	565.00

Figura. 4.4 “Ensayo del crudo” [11,12]





En la figura 4.5 se muestra la curva TBP de la mezcla 60/40 %Vol. En donde se puede ver de acuerdo a la temperatura de ebullición del producto en °C el porcentaje de destilado (% Vol.) que se obtendría.



**Figura. 4.5 “Curva TBP (True Boiling Point) de la mezcla 60/40”**





En la tabla 4.1 se muestra la caracterización de la mezcla evaluada de acuerdo a un ensayo de laboratorio.

PROPIEDAD	METODO	MEZCLA 60/40%Vol.
Gravedad específica 20/4 °C	<b>ASTM-D-1298</b>	<b>.9014</b>
Gravedad específica, 60/60 °F	<b>ASTM-D1298</b>	<b>.9043</b>
Gravedad API	<b>ASTM-D-287</b>	<b>24.97</b>
Viscosidad cinemática @15.6		<b>105.86</b>
Agua y sedimentos,% Vol.	<b>ASTM-D-4007</b>	<b>0.52</b>
Agua por destilación,%Vol.	<b>ASTM-D-4006</b>	<b>0.40</b>
Sedimentos por extracción, %peso	<b>ASTM-D-473</b>	<b>0.03</b>
Carbón Conradson,%peso	<b>ASTM-D-189</b>	<b>9.67</b>
Carbón Ramsbottom,%peso	<b>ASTM-D-524</b>	<b>9.31</b>
Factor de caracterización, $K_{UOP}$	<b>UOP-375</b>	<b>11.77</b>
Presión de vapor Reid,lb/pulg <sup>2</sup>	<b>ASTM-D-323</b>	<b>5.12</b>
Temperatura de escurrimiento,°C	<b>ASTM-D-97</b>	<b>-27</b>
Azufre total, %peso	<b>ASTM-D-4294</b>	<b>2.66</b>
Nitrógeno total, ppm peso	<b>ASTM-D-4629</b>	<b>2634</b>
METALES, ppm		
Cobre (Cu)	<b>ASTM-D-5863</b>	<b>.38</b>
Fierro (Fu)	<b>ASTM-D-5863</b>	<b>2.62</b>
Níquel (Ni)	<b>ASTM-D-5863</b>	<b>45.22</b>
Sodio (Na)	<b>ASTM-D-5863</b>	<b>12.84</b>

**Tabla. 4.1 “Caracterización de la Mezcla 60/40 P/L”**





5. **Especificar los módulos de cálculo que representaran las operaciones de proceso:** Pro II cuenta con una serie de módulos los cuales sirven para representar los equipos involucrados en el proceso. En la tabla 4.2 muestra cada uno de esos módulos y el equipo que estos representan para el proceso.

Módulos utilizados en el simulador	Equipo que representa
Simple Heat Exchanger	Intercambiador de calor.
Fired Heater	Calentador a fuego directo.
Air Cooled Heat Exchanger	Enfriador.
Distillation	Destilación Atmosférica y al vacío.
Mixer	Mezclador.
Splitter	Divisor.
Pump	Bomba.
Flash	Tanque separador.
Valve	Válvula.

**Tabla 4.2 “Módulos utilizados en el simulador”**





En la figura 4.5 se pueden observar los módulos disponibles existentes en el simulador para la representación de equipos durante el proceso.

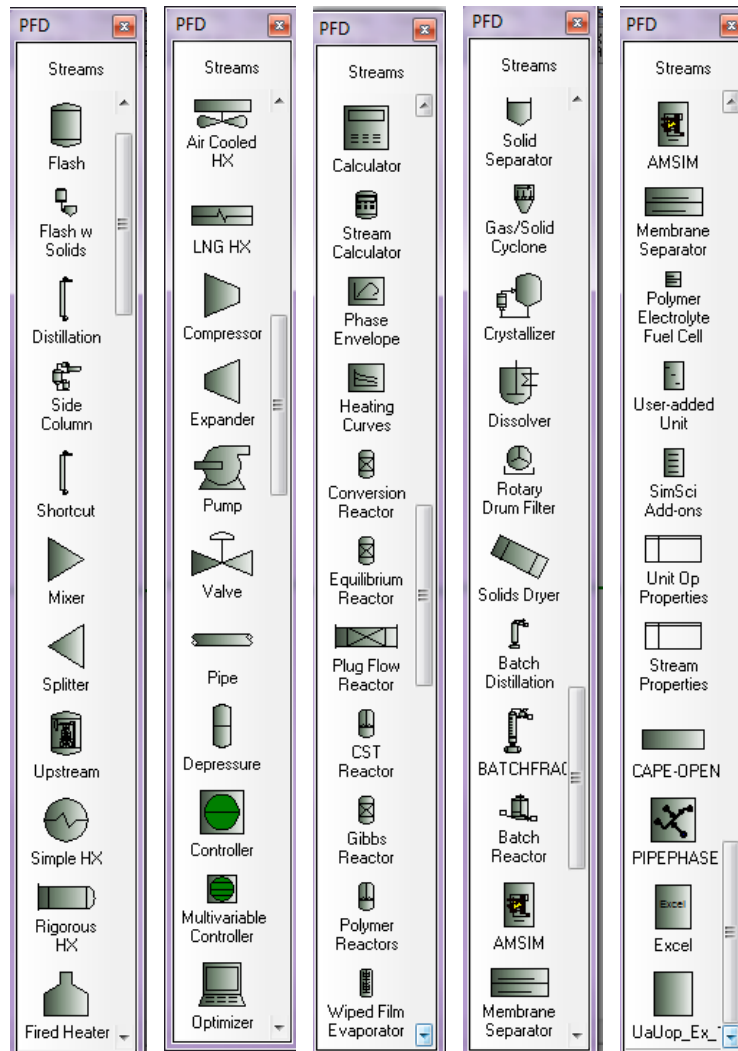


Figura. 4.5 “Módulos disponibles en el simulador”





6. **Especificar condiciones de operación:** Para el desarrollo de este punto se retomó información de acuerdo al perfil de temperaturas de la columna, tren de precalentamiento, evaluación térmica del calentador de crudo y calentador de residuo atmosférico, perfil de presiones de los equipos de bombeo; así como también se aplicaron criterios de diseño y retomo información de diseño de los equipos, todos estos valores fueron introducidos a los módulos correspondientes de acuerdo al equipo que representan dentro del proceso. A continuación se describe las condiciones y/o criterios utilizados para el tren de intercambio de calor, desaladoras, calentadores a fuego directo, torre de destilación atmosférica y destilación al vacío.

➤ **TREN DE INTERCAMBIO DE CALOR.**

La evaluación de los intercambiadores de calor se realizó en el simulador Hextran de Simsci en donde se introdujeron las características de diseño como son el área (A), el coeficiente global de transferencia de calor (U) de los diferentes equipos de intercambio térmico, la caída de presión permisible, estos valores son retomados de las hojas de datos. Además para cada uno de los intercambiadores de calor se ajusta el porcentaje de flujo que pasará por el equipo y/o por by-pass en el caso en que los cambiadores tengan un exceso de área de acuerdo a los nuevos flujos obtenidos.

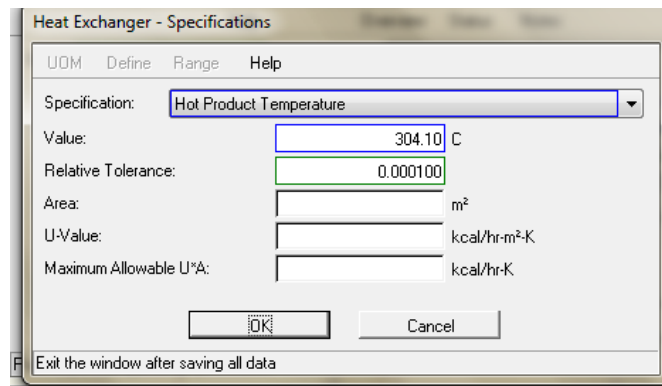
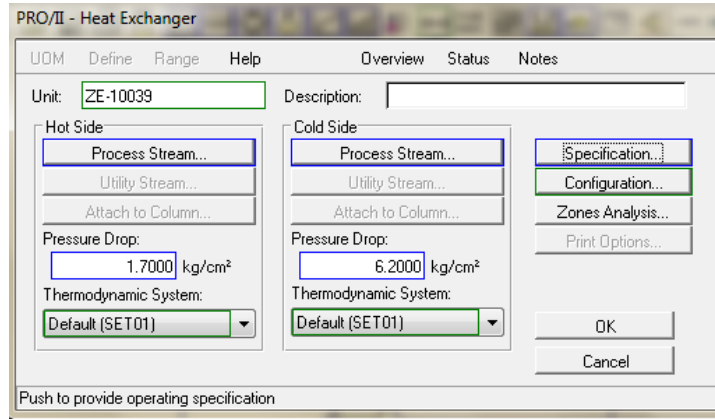
De la evaluación se obtiene el perfil térmico de la red de intercambio de calor.

Para representar los equipos de intercambiadores de calor en la simulación se utilizó el modulo “Simple Heat Exchanger”, en donde se introdujeron las temperaturas de entrada y/o salida de los diferentes equipos de intercambio térmico, de acuerdo al perfil térmico de la red de intercambio de calor evaluada para el crudo 60/40% Vol. P/L,





En la figura 4.6 se muestra la ventana de módulo “Simple Heat Exchanger” donde se especifican las características de diseño de cada uno de los intercambiadores.



**Figura. 4.6 “Especificación de condiciones de operación de los cambiadores de calor”**





## ➤ DESALADORAS

De acuerdo a la información de diseño de las desaladoras se encontró que la especificación en el paquete de desalado es la obtención de un producto de menos de 1ptb (libras de sal por cada mil barriles de crudo) de sal, debido a que el crudo con que él fue diseñada la planta (100%Maya) es especialmente difícil por sus características de corrosividad, conductividad y viscosidad principalmente.

Estos equipos de desalado se caracterizan por operar con los tanques completamente inundados a una presión mínima de  $2 \text{ kg/cm}^2$  por encima de la presión de vapor a la temperatura de operación, para garantizar que los electrodos permanezcan cubiertos de líquido, por lo que se deberá cuidar de mantener esta condición en la nueva operación.

## ➤ CALENTADORES A FUEGO DIRECTO.

El modulo que se utilizó para representar los calentadores a fuego directo fue “Fired Heater” en donde se introdujeron las condiciones de diseño del horno, las cuales fueron retomadas de las hojas de datos de los hornos..

En la tabla 4.3 y 4.4 se muestran las condiciones de operación de los hornos atmosféricos y de vacío que resultaron de la evaluación.







Parámetro	Unidades	Diseño	Carga Alterna
Carga térmica	Gcal/h	33.25	<b>22.78</b>
Flujo	BPD	164,400	<b>110,000</b>
Temperatura entrada	°C	302	<b>302</b>
Temperatura salida	°C	377	<b>377</b>
Presión entrada/salida	kg/cm2 a	18.43	<b>18.43</b>
Presión salida	kg/cm2 a	4.13	<b>4.13</b>
Caída de presión permisible	kg/cm2	<b>14.0</b>	

**Tabla 4.3 “Condiciones de operación del calentador de crudo H-10001AB”**

Parámetro	Unidades	Diseño	Carga Alterna
Carga térmica	Gcal/h	11.26	<b>6.12</b>
Flujo	BPD	85,437	<b>50,600</b>
Temperatura entrada	°C	366	<b>366</b>
Temperatura salida	°C	407	<b>400</b>
Presión entrada/salida	kg/cm2 a	11.13	<b>11.147</b>
Presión salida	kg/cm2 a	0.18	<b>0.182</b>
Caída de presión permisible	kg/cm2	<b>11.0</b>	

**Tabla 4.4 “Condiciones de operación del calentador de residuo atmosférico H-10002AB”**

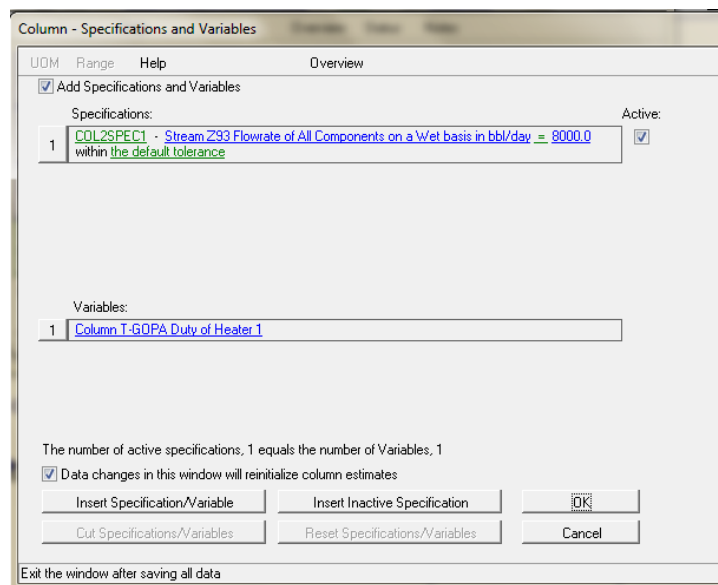


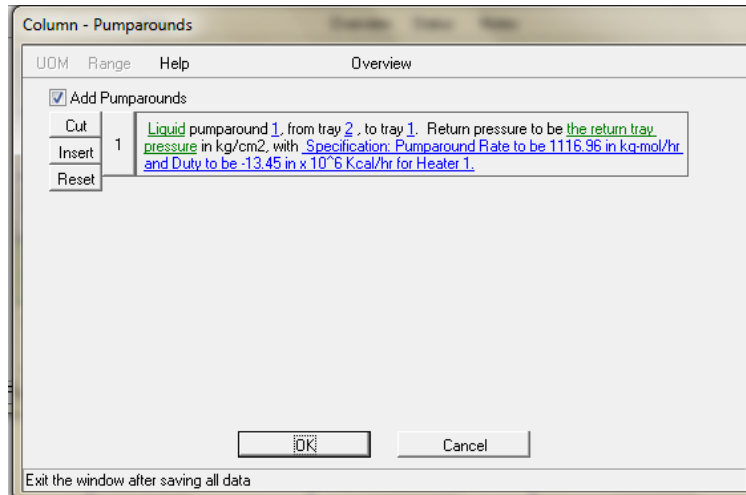


## ➤ TORRE DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA

Para la representación de la torre atmosférica se utilizó el módulo distillation, para lograr las condiciones de operación en la torre de destilación atmosférica se ajustaron los flujos con el fin de cumplir con las especificaciones de productos de diseño.

En la figura 4.7 muestra la ventana de PRO-II en el módulo “Distillation” donde se especifica el flujo para cumplir con las especificaciones de cada uno de los productos.





**Figura. 4.7 “Especificación de flujos y pumparound en torre de destilación”**

En la tabla 4.4 se muestran las especificaciones que se deben de cumplir para la Nafta, Turbosina, Querosina, Diesel. Las propiedades evaluadas son: peso específico, temperatura de inflamación, temperatura de congelamiento, viscosidad y destilación ASTM.





Propiedad	Unidad	Método	Nafta	Turbosina	Querosina	Diesel
Peso específico	---	ASTM D 1298	---	0.772 / 0.837	---	---
Temperatura de inflamación	°C	ASTM D 56	---	38 mín	41 mín	41 mín
Temperatura de congelamiento	°C	ASTM D 2386	---	-47	---	---
Viscosidad cinemática a -20°C	CSt	ASTM D 445	---	8 máx	---	---
Destilación, 90 % vol TFE	°C --- ---	ASTM D 86 ASTM D 86	--- --- 190 máx	--- --- 300 máx	--- --- 300 máx	--- 350 máx ---

**Tabla 4.5 “Especificación de productos de la planta atmosférica”**

También se ajustó el flujo de vapor al Calentador de Crudo de acuerdo al criterio de diseño (.6% peso) de 5945 a 4,360 kg/hr, esta reducción obedece únicamente al ajuste por cambio de capacidad del equipo para mantener la velocidad en el calentador y evitar coquización.

Otro aspecto importante que llevo a cabo para lograr las condiciones de operación fue ajustar la cantidad de vapor de agotamiento suministrado a las columnas atmosférica, agotadores y de vacío, en función de los nuevos rendimientos de acuerdo al criterio de (10 lb/BBL). Las cantidades de vapor se indican en la Tabla 4.6





Concepto	Unidad	Vapor Mezcla 60/40 110,000 BPD
Vapor a calentador de crudo ( H-10001 AB)	kg/h	4360
Vapor a Torre atmosférica ( V-10001)	kg/h	14388
Vapor a agotador de GOPA V-10002	kg/h	1807
Vapor a agotador de GOLLA V-10003	kg/h	1995
Vapor a agotador de Querosina V-10004	kg/h	624
Vapor a agotador de Turbosina ( V-10005)	kg/h	1967
Total	Kg/h	25141

**Tabla 4.6 “Vapor de agotamiento sección atmosférica”**

Las corrientes de recirculación a la columna también denominadas como “pumparound” son importantes dentro del fraccionamiento ya que se extrae una cierta cantidad de calor (Q) donde esta corriente sede la energía a la red de intercambio, lo que permite que el proceso sea más rentable debido al ahorro considerable de energía.

La tabla 4.8 y 4.9 muestra los flujos y las cargas térmicas de los circuitos de recirculación de la torre atmosférica y torre de destilación al vacío que se utilizaron para la simulación.

Concepto	Flujo actual 60/40 (m <sup>3</sup> /h)	Carga Térmica (MMkcal/h)
Recirculación de lavado	184.86	-5.39
Recirculación de GOPA	202.52	-13.18
Recirculación de Diesel	263.38	-10.9
Recirculación de Querosina	216.9	-8.85

**Tabla 4.8 “Flujos y Cargas Térmicas de los circuitos de recirculación de la torre atmosférica”**





## ➤ TORRE DE DESTILACIÓN AL VACÍO

Al igual que la torre de destilación atmosférica el modulo utilizado dentro de simulador para la representación de la torre fue “destillation”.

Uno de los parámetros importantes para lograr con las condiciones de operación es establecer y ajustar los flujos de la torre con el fin de cumplir con las especificaciones de los productos de vacío GOPA, GOLV, GOPV de acuerdo a la tabla 4.5 que se muestra a continuación.

Propiedad	Unidad	Método	GOPA y GOLV	GOPV	Residuo de vacío
Temperatura de inflamación	°C	ASTM D 93	---	---	---
Metales (Ni + V)	ppm	IMP SA-AA-018	5 máx	5 máx	---
Azufre	ppm				
Carbón Conradson	% peso	ASTM D 189	0.5	0.8	---
Volátiles a 538°C	% vol	---	---	---	3 máx.
Temperatura de corte TBP	°C	---	---	---	565.6 mín.

**Tabla 4.5 “Especificación de productos de vacío”**

Adicionalmente se ajustó el flujo de vapor de velocidad al horno de 3147 a 2308 kg/hr esta reducción obedece al ajuste por capacidad. La tabla 4.7 muestra la cantidad de vapor de agotamiento utilizado para la sección de vacío.





Concepto	Unidad	Vapor Mezcla 60/40 110,000
Vapor a calentador de crudo ( H-10002 AB)	kg/h	2308
Vapor a Torre de vacío ( V-10006)	kg/h	3077
Total	Kg/h	5385

**Tabla 4.7 “Vapor de agotamiento sección de vacío”**

Dentro de las especificaciones que se colocan a la torre son las corrientes de recirculación de GOLV y GOPV al igual que los pumparounds de la torre atmosférica estas corrientes son aprovechadas térmicamente en el tren de precalentamiento, los flujos y cargas térmicas se muestran en las tabla 4.9

Concepto	Flujo actual 60/40 (m <sup>3</sup> /h)	Carga Térmica (MMkcal/h)
Recirculación de GOLV	164.96	-11.52
Recirculación de GOPV	483	-16.15

**Tabla 4.9 “Flujos y Cargas Térmicas de los circuitos de recirculación de la torre de vacío”**

7. **Establecer algún método de convergencia:** Para lograr la convergencia de la simulación se puede utilizar algún método como por ejemplo el Método de Aceleración de Wegstein o algún otro.





Para lograr la convergencia de la simulación se aplicaron los criterios y ajustes a cada uno de los módulos antes mencionados, el diagrama de simulación de la planta combinada elaborado en SIMSCI PRO II se encuentra en el Anexo A.

Los resultados obtenidos fueron los siguientes:

En la tabla 4.10 se muestra el flujo en barriles por día (BPD) de los productos obtenidos en las plantas de destilación atmosférica y destilación al vacío.

Producto	Flujo (BPD)
Nafta	21,008
Turbosina	12,428
Querosina	4,767
GOLA	13,266
GOPA	8,000
Residuo atmosférico	50,600
GOLV	7,412
GOPV	13,750
Residuo de vacío	29,401

**Tabla 4.10 “Flujos obtenidos en los productos de acuerdo a la simulación”**







En la tabla 4.11 se muestra la curva de destilación ASTM D86 de los productos Nafta, Turbosina, Querosina y GOLA.

ASTM D86	°C	Nafta	Turbosina	Querosina	GOLA
<b>IBP</b>		-20.67	132.36	148.02	213.05
	<b>5%</b>	27.68	169.26	194.61	259.16
	<b>10%</b>	49.92	184.05	213.17	273.99
	<b>30%</b>	93.94	201.88	242.16	296.07
	<b>50%</b>	115.51	212.59	255.53	309.47
	<b>70%</b>	136.68	226.25	264.78	322.62
	<b>90%</b>	161.17	246.21	277.93	347.71
	<b>95%</b>	173.25	256.21	284.95	357.23
<b>EBP</b>		190.00	271.72	299.58	365.85

**Tabla 4.11 “Curva de destilación ASTM D-86”**

De acuerdo a los resultados obtenidos en la simulación se muestra el diagrama simplificado del proceso con los valores obtenidos. Referirse al Anexo A. Figura 6 “Esquema simplificado de la planta combinada”





---

# **CAPÍTULO 5.**

## **ANÁLISIS DE RESULTADOS.**





A partir de los datos obtenidos en el capítulo 4 “Desarrollo de la simulación de una planta combinada”, en el cual se obtuvieron los resultados teóricos basados en las bases de diseño calculadas por el IMP y la topología del proceso, en el capítulo 3 “Procesos de destilación del crudo en una planta combinada” (datos reales) se tiene el siguiente análisis.

Los datos reales que se obtuvieron de la planta combinada corresponden a un periodo de tiempo del 26 de septiembre del 2011 al 05 de octubre del 2011, periodo en el cual la planta combinada tuvo una operación estable. En base a esta información se analizó lo siguiente:

En la tabla 5.1 se muestran los valores de gravedad específica que tuvo la carga durante el periodo de tiempo en que la planta estuvo operando (datos reales), así mismo se hace una comparación entre los datos reales y el valor de gravedad específica que se estableció en la caracterización de la alimentación, teniendo una diferencia máxima del 2% respecto a la gravedad específica teórica establecida. Esta variación en la gravedad específica nos indica qué tan pesado o ligero es el crudo respecto al agua. Los valores por debajo 1, son más ligeros que el agua y valores mayores a 1 son más pesados.

Las diferencias mostradas en la tabla 5.1 nos indican que la carga a la planta no fue uniforme, estas variaciones son consecuencia de que en algunos tanques de almacenamiento de crudo no cuentan con mezcladores que eviten la estratificación en los tanques y esto origina variaciones en los perfiles de temperatura de las torres.





<b>Fecha</b>	<b>Gravedad específica 20/4 °C (REAL)</b>	<b>Gravedad específica 20/4 °C (TEORICO)</b>	<b>% DIFERENCIA</b>
<b>26-sep</b>	0.8870	0.9014	1.5975
<b>27-sep</b>	0.8890	0.9014	1.3756
<b>28-sep</b>	0.8990	0.9014	0.2663
<b>29-sep</b>	0.9200	0.9014	-2.0635
<b>30-sep</b>	0.9130	0.9014	-1.2869
<b>1-oct</b>	0.9200	0.9014	-2.0635
<b>2-oct</b>	0.9010	0.9014	0.0444
<b>3-oct</b>	0.9005	0.9014	0.0998
<b>4-oct</b>	0.9016	0.9014	-0.0222
<b>5-oct</b>	0.9008	0.9014	0.0666

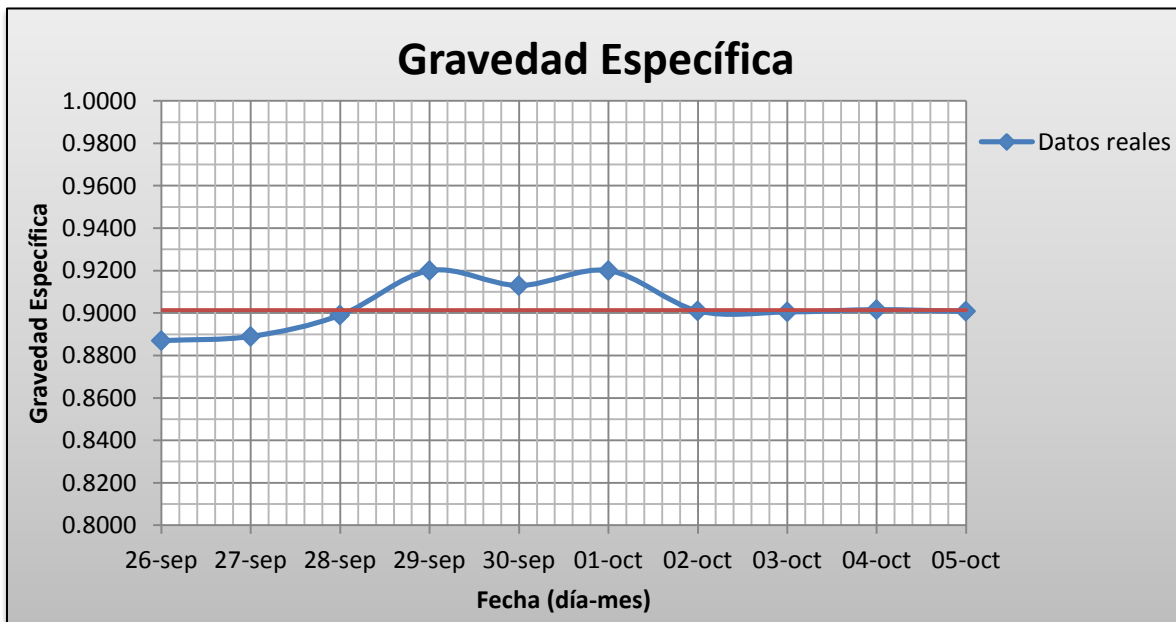
**Tabla. 5.1 Gravedad específica de alimentación a la planta”**





En la grafica 5.1 se muestra la comparación entre los datos de gravedad específica reales de operación y el valor especificado en la simulación, en donde se puede observar que los días 2, 3,4 y 5 de Octubre, los valores que se obtuvieron durante la operación de la planta estuvieron muy cercanos al valor establecido con un porcentaje de diferencia máximo de 0.1 % esta diferencia máxima corresponde al día 3 de Octubre.

El problema de variación en los valores reales de gravedad específica es debido a que no todos tanques de almacenamiento de crudo cuentan con mezcladores lo que origina un problema de estratificación dentro de los tanques.



**Grafica. 5.1 “Gravedad específica de carga a la planta”**





Debido al problema que presenta la refinación de estratificación del crudo en algunos tanques, también se reflejan variaciones en la operación de los calentadores H-10001 y H-10002, así como en los perfiles de las torres atmosféricas y al vacío.

La tabla 5.2 muestra las variaciones de temperatura a la salida de los hornos de atmosférica y vacío durante los días 25 y 26 de septiembre, se tiene diferencia del 4.5 al 12.2 % respecto a la temperatura establecida en la simulación, estas variaciones se presentaron debido al problema de estratificación de crudo en los tanques, además de que el residuo de vacío presentó altos valores de viscosidad, lo que indica que los gasóleos habían sido agotados casi en su totalidad.

<b>FECHA 25 y 26 de septiembre</b>		<b>Real</b>	<b>Simulación</b>	<b>%DIFERENCIA</b>
<b>Temp. salida del horno atmosférico (H-10001 A/B)</b>	°C	360	377	4.5
<b>Temp. salida del horno de vacío (H-10002 A/B)</b>	°C	351	400	12.2

**Tabla. 5.2 “Comparación de datos reales vs simulador del 25 y 26 de septiembre de 2011.”**

En las siguientes tablas se muestra el porcentaje de diferencia entre las temperaturas de salida de los hornos reales y teóricas, con estas diferencias se tiene que el flujo y las temperaturas estuvieron variando debido a problemas operativos antes mencionados.





FECHA 27 y 28 de septiembre		Real	Simulación	%DIFERENCIA
Temp. salida del horno atmosférico (H-10001 A/B)	°C	358	377	5.0
Temp. salida del horno de vacío (H-10002 A/B)	°C	358	400	10.5

Tabla. 5.3 “Comparación de datos reales vs simulador del 27 y 28 de septiembre de 2011.”

FECHA 29 y 30 de septiembre		Real	Simulación	%DIFERENCIA
Temp. salida del horno atmosférico (H-10001 A/B)	°C	360	377	4.5
Temp. salida del horno de vacío (H-10002 A/B)	°C	355	400	11.3

Tabla. 5.4 “Comparación de datos reales vs simulador del 29 y 30 de septiembre de 2011.”

FECHA 02 de Octubre		Real	Simulación	%DIFERENCIA
Carga a la planta	BPSD	110,000	110,000	0
Temp. salida del horno atmosférico (H-10001 A/B)	°C	375	377	0.053
Temp. salida del horno de vacío (H-10002 A/B)	°C	393	400	1.75

Tabla. 5.5 “Comparación de datos reales vs simulador del 02 de Octubre del 2011”





FECHA 03 de Octubre		Real	Simulación	%DIFERENCIA
Carga a la planta	BPSD	110,000	110,000	0
Temp. salida del horno atmosférico (H-10001 A/B)	°C	376	377	0.26
Temp. salida del horno de vacío (H-10002 A/B)	°C	394	400	1.5

**Tabla. 5.6 “Comparación de datos reales vs simulador del 03 de Octubre del 2011”**

FECHA 04 y 05 de Octubre		Real	Simulación	%DIFERENCIA
Carga a la planta	BPSD	100,000	110,000	9.09
Temp. salida del horno atmosférico (H-10001 A/B)	°C	375	377	0.53
Temp. salida del horno de vacío (H-10002 A/B)	°C	388	400	3.00

**Tabla. 5.7 “Comparación de datos reales vs simulador del 04 y 05 de Octubre del 2011”**

De acuerdo a las tablas mostradas anteriormente se observa que durante el periodo de tiempo de operación las temperaturas de salida de los hornos de calentamientos de ambas plantas tuvieron variaciones, exceptuando los días 2 y 3 de Octubre donde en estos días las temperaturas estuvieron muy cercanas a las establecidas ,estas diferencias son debido al problema de que la alimentación no es uniforme por







problemas de separación de fases en el crudo por lo que no era factible mantener constante la temperatura de los calentadores.

De acuerdo a la tabla 5.6 que corresponde al día 03 de Octubre se observa una diferencia de 0 % en el flujo de carga a la planta lo que representa que ese día la planta combinada estuvo operando con 110,000 BPD (capacidad máxima establecida), las temperaturas de salida de los calentadores tienen una diferencia de 2.65 y 5.5 % respecto a los valores establecidos en el análisis de los calentadores para opera con una mezcla 60/40 % Vol. P/L.

Los datos mostrados en la tabla 5.7 corresponden a los días 04 y 05 de Octubre de operación de la planta combinada, donde se puede observar una diferencia en la alimentación de 9% y en las temperaturas de salida de los hornos de la planta atmosférica y vacío de 0.53 % y 3% respectivamente. De acuerdo a lo anterior los días que tuvieron menor diferencia respecto a los valores obtenidos en la simulación fueron los días 3,4 y 5 de Octubre.

En la tabla 4.3 y 4.4 “Condiciones de operación del calentador de crudo H-10001AB” y “Condiciones de operación del calentador de residuo atmosférico H-10002AB” respectivamente , la temperatura que resulto de la simulación de acuerdo a la evaluación realizada fue de 377°C y para el horno de vacío de 400°C , sin embargo esta temperatura en el calentador de vacío no fue posible alcanzarla durante la operación de la planta de debido a que el residuo de vacío presentó altas viscosidades, (lo que representa que la mayoría de los gasóleos fueron agotados durante el fraccionamiento), esto origina que el residuo se vuelva más pesado y por consecuencia presenta altas viscosidades lo que puede originar taponamiento en algunas líneas y equipos.





La tabla 5.8 muestra una comparación entre el flujo de alimentación que tuvo la planta combinada durante el periodo de tiempo del 26 de septiembre al 05 de Octubre (datos reales) contra el flujo de alimentación establecido para el desarrollo de la simulación, en donde se observa un diferencia máxima del 18.2 % respecto al valor teórico.

Fecha	Simulación (BPD)	Real (BPD)	%Diferencia
26-sep	110,000	90,000	18.2
27-sep	110,000	97,000	11.8
28-sep	110,000	93,000	15.5
29-sep	110,000	97,500	11.4
30-sep	110,000	104,000	5.5
01-oct	110,000	104,000	5.5
02-oct	110,000	110,000	0.0
03-oct	110,000	110,000	0.0
04-oct	110,000	101,300	7.9
05-oct	110,000	102,300	7.0

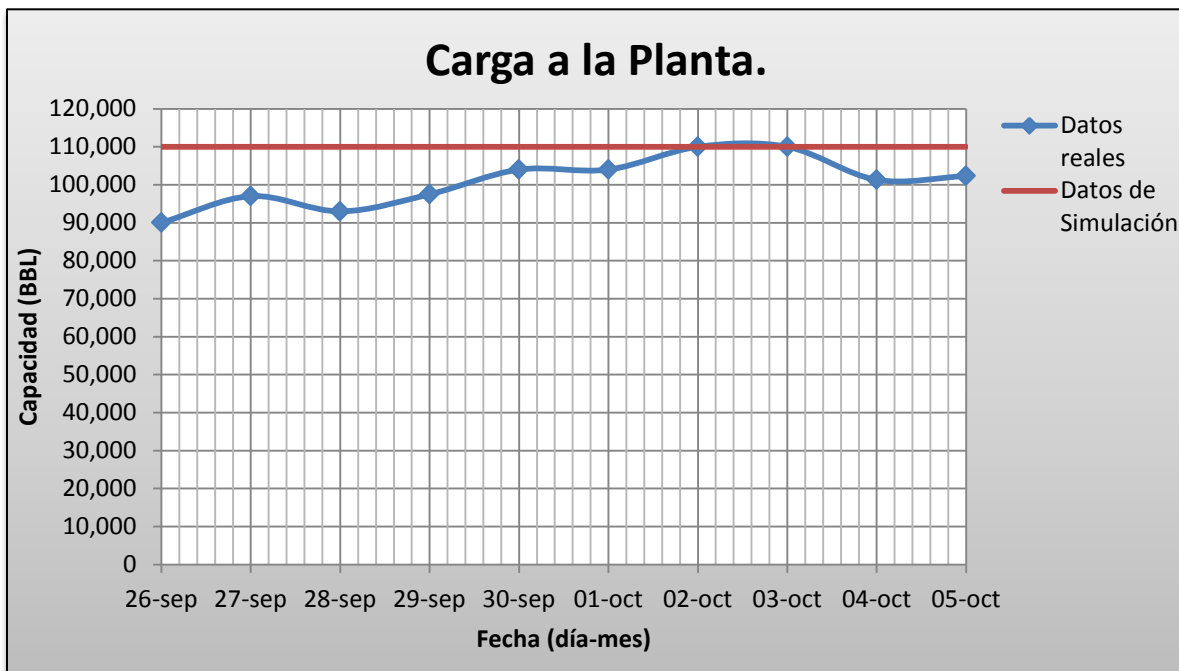
**Tabla. 5.8 “Comparación de datos reales vs simulador de la carga a la planta”**

De acuerdo a la comparación mostrada en la grafica 5.3 respecto al flujo de alimentación a la planta combinada, se observa que del 26 al 29 de octubre existe una variación máxima del 18.2 % respecto al flujo establecido (110 MBPD). Del 01 al 05 de octubre la diferencia es del 7.9% máxima lo que nos indica que durante esos días el flujo estuvo más cercano al valor teórico, resaltando que los días 2 y 3 de Octubre la





planta opero a la capacidad establecida para operar con una alimentación 60/40 % Vol. Pesado/Ligero.



**Gráfica.5.1 “Carga a la planta”**





## ➤ NAFTA

En la tabla 5.9 se muestra la comparación de flujos de nafta obtenidos durante la destilación en campo contra los que se obtuvieron en la simulación, donde se observa una diferencia hasta del 42.9 % respecto al valor que se estableció, estas diferencias se deben principalmente a:

- Problema de estratificación en los tanques de crudo lo que con lleva a que la carga a la planta no sea uniforme debido a la separación de fases.
- Durante la operación de la planta no se alcanzó la temperatura establecida (377°C) a la salida del horno de atmosférica H-10001 AB.
- Variación en la especificación ASTM D-86, temperatura final de ebullición (TFE) (180 Max), lo que influye de forma directa en el rendimiento del producto disminuyendo su obtención.

Fecha	Simulación	Real	%Diferencia
26-sep	21,008	12,000	42.9
27-sep	21,008	15,800	24.8
28-sep	21,008	16,000	23.8
29-sep	21,008	16,700	20.5
30-sep	21,008	18,000	14.3
01-oct	21,008	18,200	13.4
02-oct	21,008	20,600	1.94
03-oct	21,008	20,650	1.70
04-oct	21,008	18,800	10.5
05-oct	21,008	18,000	14.3

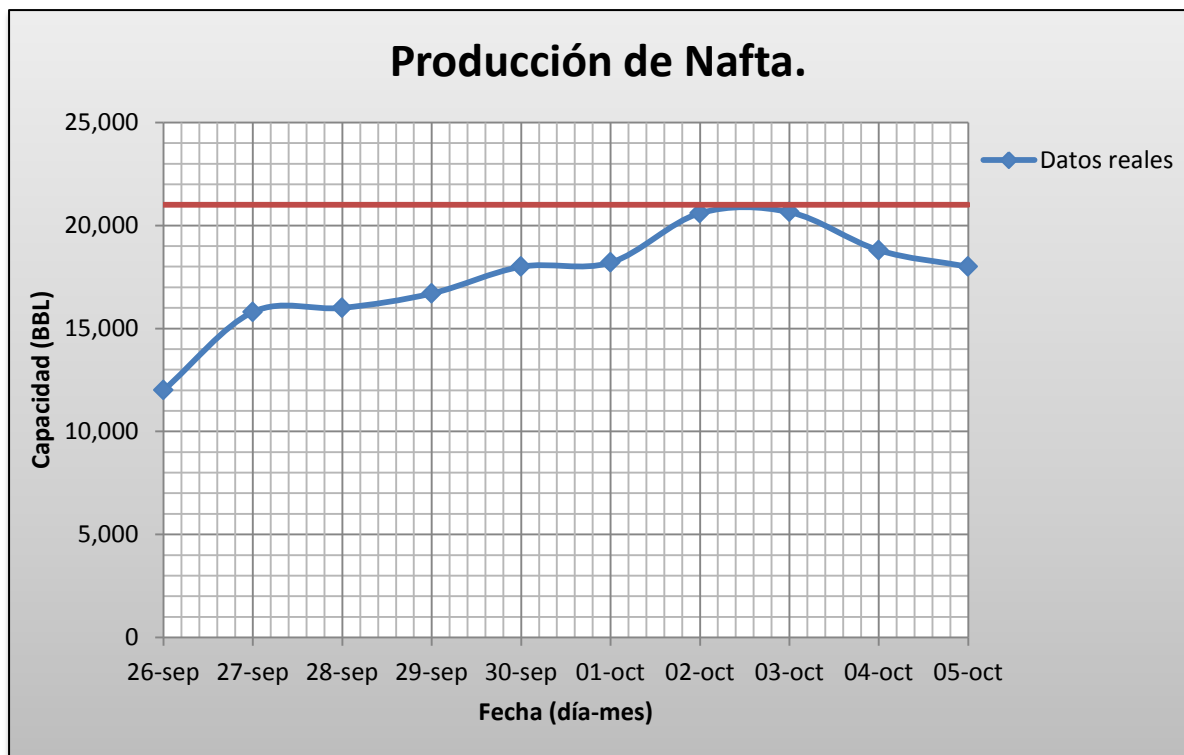
**Tabla. 5.9 “Comparación de datos reales vs simulador de Nafta”**





En la grafica 5.2 se muestra la comparación del flujo obtenido de la nafta en campo y el valor obtenido en la simulación; como se puede observar del 26 al 29 de Septiembre los flujos que se obtuvieron en refinería son muy distintos a lo que arrojo el simulador estas diferencias se deben a los problemas operativos mencionados anteriormente.

Durante el 01 al 05 de Octubre el flujo de nafta obtenido en campo fue más cercano al valor teórico, resaltando que el 2 y 3 de Octubre las diferencias día son de 1.94 & y 1.70% respectivamente lo que indica que durante este día la operación en refinería estuvo más cercano a los valores establecidos.



**Gráfica.5.2 “Producción de Nafta”**





## ➤ TURBOSINA

Como se puede observar en la tabla 5.10 se muestra los datos obtenidos del flujo de la turbosina durante la operación de la planta; así como también se muestra el % de diferencia que existe entre el valor teórico y el valor real, notándose que existe una diferencia hasta del 74% respecto al flujo que se obtuvo en la simulación. Las diferencias se deben principalmente a los siguientes problemas operativos:

- Problema de estratificación en los tanques de crudo lo que con lleva a que la carga a la planta no sea uniforme debido a la separación de fases.
- Durante la operación de la planta no se alcanzó la temperatura establecida (377°C) a la salida del horno de atmosférica H-10001 AB.
- Variación en la especificación ASTM D-86, temperatura final de ebullición (TFE) (300 Max). lo que influye de forma directa en el rendimiento del producto disminuyendo su obtención

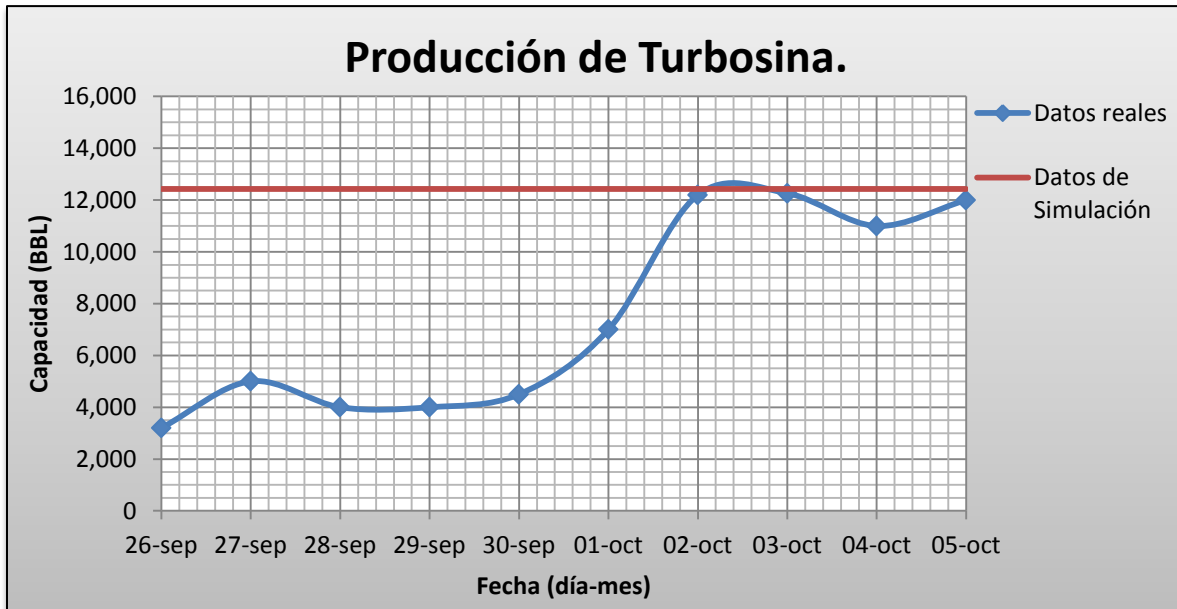
Fecha	Simulación	Real	%Diferencia
26-sep	12,428	3,200	74.25
27-sep	12,428	5,000	59.77
28-sep	12,428	4,000	67.81
29-sep	12,428	4,000	67.81
30-sep	12,428	4,500	63.79
01-oct	12,428	7,000	43.68
02-oct	12,428	12,200	1.83
03-oct	12,428	12,260	1.35
04-oct	12,428	11,000	11.49
05-oct	12,428	12,000	3.44

**Tabla. 5.10 “Comparación de datos reales vs simulador de Turbosina”**





Como se puede observar en la grafica 5.3 la producción de turbosina en refinería fue muy baja durante los días de septiembre debido a los problemas mencionados anteriormente, sin embargo la producción incremento durante el mes de octubre notándose que el dia 2 y 3 la diferencia fue de 61.83 % y 1.35% respectivamente.



**Gráfica.5.3 “Producción de Turbosina”**





## ➤ QUEROSINA

Como se puede observar en la tabla 5.11 se muestra los datos obtenidos del flujo de la querosina durante la operación de la planta; así como también se muestra el % de diferencia que existe entre el valor teórico y el valor real, notándose que existe una diferencia máxima del 81% respecto al flujo que se obtuvo en la simulación. Las diferencias se deben principalmente a los siguientes problemas operativos:

- Problema de estratificación en los tanques de crudo lo que con lleva a que la carga a la planta no sea uniforme debido a la separación de fases.
- Durante la operación de la planta no se alcanzo la temperatura establecida (377°C) a la salida del horno de atmosférica H-10001 AB.
- Variación en la especificación ASTM D-86, temperatura final de ebullición (TFE) (300 Max). lo que influye de forma directa en el rendimiento del producto disminuyendo su obtención.

Fecha	Simulación	Real	%ERROR
<b>26-sep</b>	4,767	8,650	-81.46
<b>27-sep</b>	4,767	6,600	-38.45
<b>28-sep</b>	4,767	7,500	-57.33
<b>29-sep</b>	4,767	6,000	-25.87
<b>30-sep</b>	4,767	7,700	-61.53
<b>01-oct</b>	4,767	8,000	-67.82
<b>02-oct</b>	4,767	4,500	5.60
<b>03-oct</b>	4,767	4,580	3.92
<b>04-oct</b>	4,767	5,100	-6.99
<b>05-oct</b>	4,767	5,300	-11.18

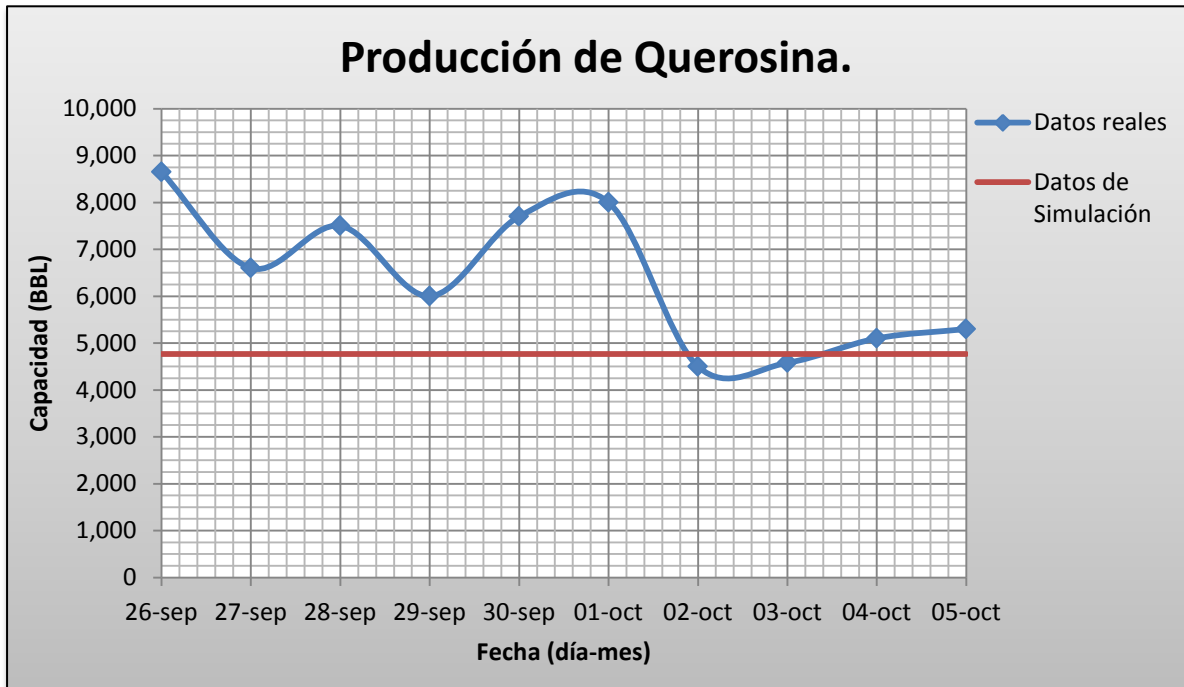
**Tabla. 5.11 “Comparación de datos reales vs simulador de Querosina”**







Como se puede observar en la grafica 5.4 la producción de querosina en refinería esta por arriba de lo estimado, lo anterior se debe a que existe un traslape de turbosina y querosina, este traslape se debe a problemas operativos en refinería. Durante los días 2 y 3 de octubre el flujo se fue acercando al valor obtenido en la simulación con una diferencia de 5.60% y 3.92 % respectivamente.



**Gráfica.5.3 “Producción de Querosina”**





## ➤ GASÓLEO LIGERO PRIMARIO (GOLA)

Como se puede observar en la tabla 5.12 se muestra los datos obtenidos del flujo de GOLA durante la operación de la planta; así como también se muestra el % de diferencia que existe entre el valor teórico y el valor real, notándose que existe una diferencia hasta del 77% respecto al flujo que se obtuvo en la simulación. Las diferencias se deben principalmente a los siguientes problemas operativos:

- Problema de estratificación en los tanques de crudo lo que con lleva a que la carga a la planta no sea uniforme debido a la separación de fases.
- Durante la operación de la planta no se alcanzo la temperatura establecida (377°C) a la salida del horno de atmosférica H-10001 AB.
- Variación en la especificación ASTM D-86, al 90% Vol. 350 Max., lo que influye de forma directa en el rendimiento del producto disminuyendo su obtención.

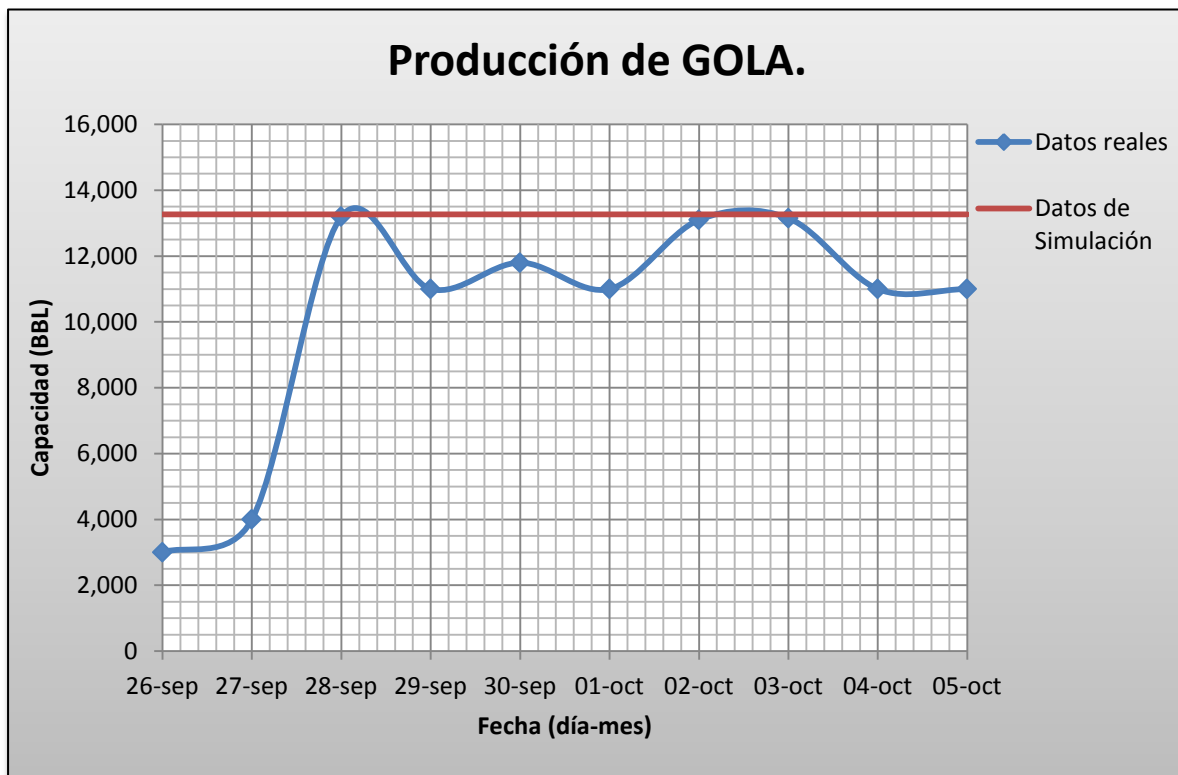
Fecha	Simulación	Real	%ERROR
<b>26-sep</b>	13,266	3,000	77.39
<b>27-sep</b>	13,266	4,000	69.85
<b>28-sep</b>	13,266	13,200	0.50
<b>29-sep</b>	13,266	11,000	17.08
<b>30-sep</b>	13,266	11,800	11.05
<b>01-oct</b>	13,266	11,000	17.08
<b>02-oct</b>	13,266	13,100	1.25
<b>03-oct</b>	13,266	13,150	1.1%
<b>04-oct</b>	13,266	11,000	17.08
<b>05-oct</b>	13,266	11,000	17.08

**Tabla. 5.12 “Comparación de datos reales vs simulador de GOLA”**





Como se puede observar en la grafica 5.4 la producción de gasóleo ligero primario en refinería fue muy baja durante el 26 y 27 debido a los problemas mencionados anteriormente, sin embargo la producción incremento a partir del día 28 de septiembre donde este día, el 02 y 03 de octubre la producción estuvo muy cercana al valor arrojado por la simulación teniendo una diferencia de 0.50 ,1.25 y 1.1 respectivamente.



**Gráfica.5.4 “Producción de GOLA”**





## ➤ GASOLEO PESADO PRIMARIO (GOPA)

Como se puede observar en la tabla 5.13 se muestra los datos obtenidos del flujo de GOPA durante la operación de la planta; así como también se muestra el % de diferencia que existe entre el valor teórico y el valor real, notándose que existe una diferencia hasta del 62% respecto al flujo que se obtuvo en la simulación. Las diferencias se deben principalmente a los siguientes problemas operativos:

- Problema de estratificación en los tanques de crudo lo que con lleva a que la carga a la planta no sea uniforme debido a la separación de fases.
- Durante la operación de la planta no se alcanzo la temperatura establecida (377°C) a la salida del horno de atmosférica H-10001 AB.

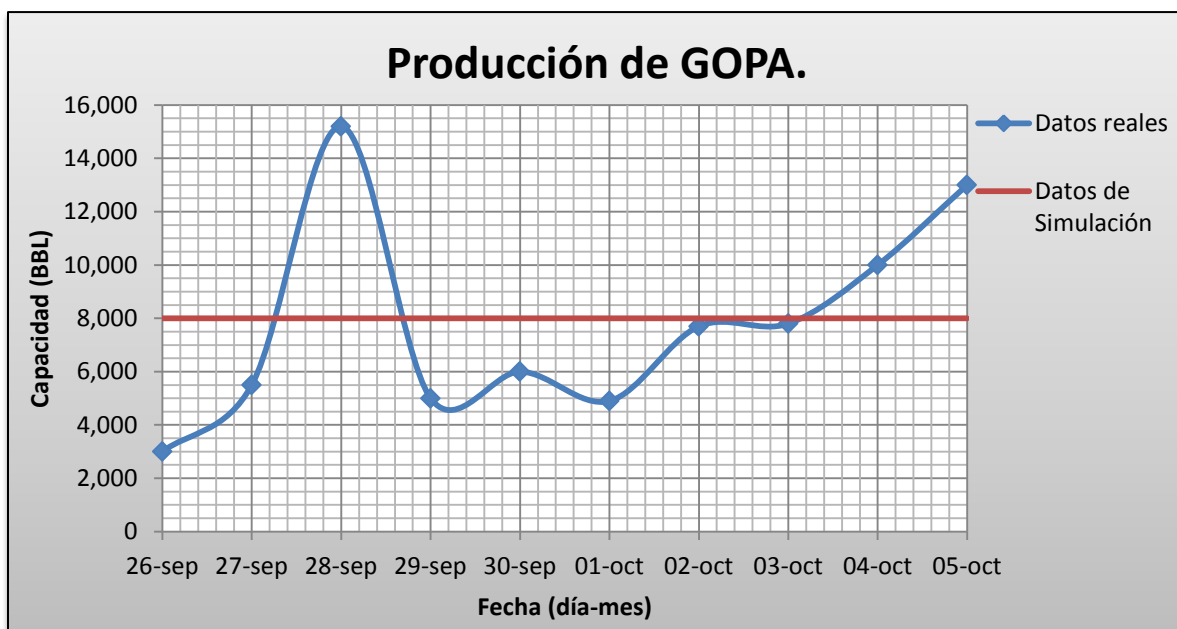
Fecha	Simulación	Real	%Diferencia
26-sep	8,000	3,000	62.50
27-sep	8,000	5,500	31.25
28-sep	8,000	15,200	-90.00
29-sep	8,000	5,000	37.50
30-sep	8,000	6,000	25.00
01-oct	8,000	4,900	38.75
02-oct	8,000	7,700	3.75
03-oct	8,000	7,800	2.5
04-oct	8,000	10,000	-25.00
05-oct	8,000	13,000	-62.50

Tabla. 5.13 “Comparación de datos reales vs simulador de GOPA”





Como se puede observar en la grafica 5.5 la obtención de gasóleo pesado primario en refinería bajo, sin embargo a partir del día 28 de septiembre se observa un incremento debido a ajustes en la carga y en las condiciones de operación, también se puede observar que el día 2 y 3 de octubre el flujo de producción de GOPA estuvo muy cercano al valor del teniendo una diferencia de 3.75 y 2.5 % respectivamente.



**Gráfica.5.5 “Producción de GOPA”**





## ➤ GASOLEO LIGERO DE VACÍO (GOLV)

Como se puede observar en la tabla 5.14 se muestra los datos obtenidos del flujo de GOLV durante la operación de la planta; así como también se muestra el % de diferencia que existe entre el valor teórico y el valor real, notándose que existe una diferencia hasta del 75% respecto al flujo que se obtuvo en la simulación. Las diferencias se deben principalmente a los siguientes problemas operativos:

- Problema de estratificación en los tanques de crudo lo que con lleva a que la carga a la planta no sea uniforme debido a la separación de fases.
- Durante la operación de la planta no se alcanzó la temperatura establecida (400°C) a la salida del horno de vacío H-10002 AB, debido a que el residuo de vacío presentó altas viscosidades lo que representa que la mayoría de los gasóleos fueron agotados durante el fraccionamiento, esto origina que el residuo se vuelva más pesado y por consecuencia presenta altas viscosidades lo que puede originar taponamiento en algunas líneas y equipos.

Fecha	Simulación	Real GOLV	%ERROR
26-sep	7,412	1,800	75.72
27-sep	7,412	9,300	-25.47
28-sep	7,412	2,500	66.27
29-sep	7,412	5,800	21.75
30-sep	7,412	6,000	19.05
01-oct	7,412	5,900	20.40
02-oct	7,412	7,200	2.86
03-oct	7,412	7,260	2.05
04-oct	7,412	5,400	27.15
05-oct	7,412	5,800	21.75

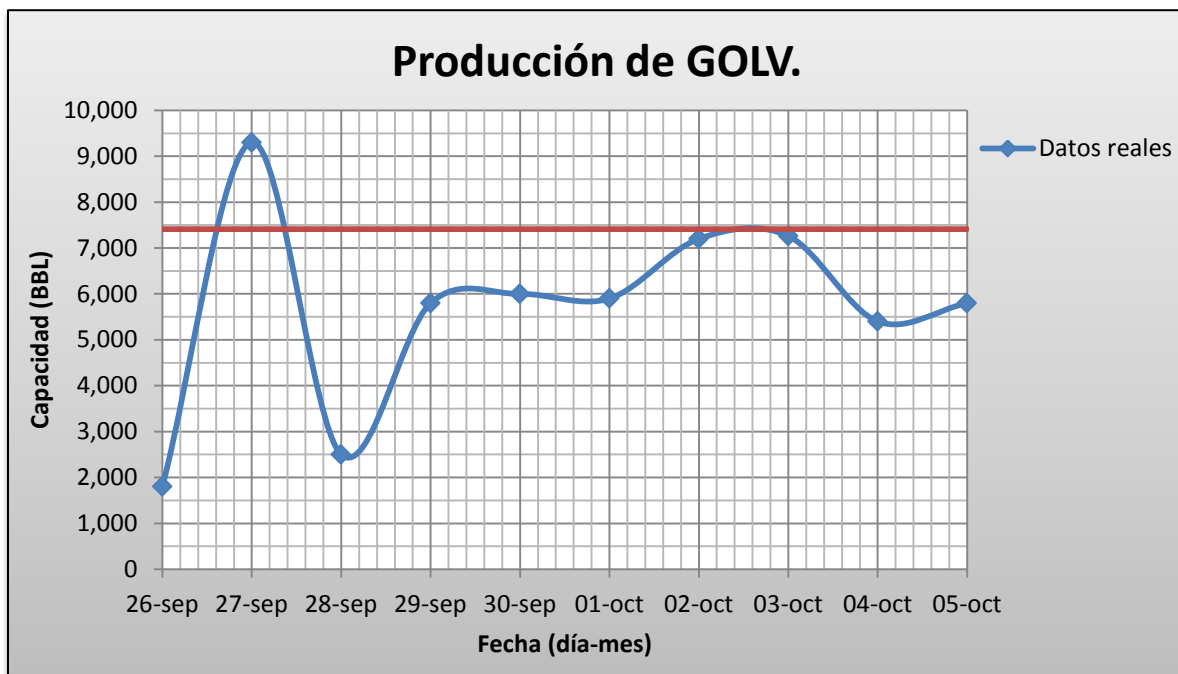
Tabla. 5.14 “Comparación de datos reales vs simulador de GOLV”





Como se puede observar en la gráfica 5.6 la producción de gasóleo ligero de vacío en refinería se mantuvo por debajo de lo esperado de acuerdo a lo arrojado en el simulador, debido a que la salida de los calentadores H-10002 A/B se tiene una temperatura inferior a lo indicado en las tablas 4.3 y 4.4 del capítulo 4.

Durante el día 2 y 3 de octubre el flujo se acercó a lo arrojado por el simulador con una diferencia de 2.86 y 2.05 % respectivamente.



Gráfica.5.6 "Producción de GOLV"





### ➤ GASOLEO PESADO DE VACÍO (GOPV)

Como se puede observar en la tabla 5.15 se muestra los datos obtenidos del flujo de GOPV durante la operación de la planta; así como también se muestra el % de diferencia que existe entre el valor teórico y el valor real, notándose que existe una diferencia hasta del 70% respecto al flujo que se obtuvo en la simulación. Las diferencias se deben principalmente a los siguientes problemas operativos:

- Problema de estratificación en los tanques de crudo lo que con lleva a que la carga a la planta no sea uniforme debido a la separación de fases.
- Durante la operación de la planta no se alcanzó la temperatura establecida (400°C) a la salida del horno de vacío H-10002 AB, debido a que el residuo de vacío presentó altas viscosidades lo que representa que la mayoría de los gasóleos fueron agotados durante el fraccionamiento, esto origina que el residuo se vuelva más pesado y por consecuencia presenta altas viscosidades lo que puede originar taponamiento en algunas líneas y equipos.

Fecha	Simulación	Real GOPV	%ERROR
26-sep	13,750	4,000	70.91
27-sep	13,750	11,400	17.09
28-sep	13,750	12,600	8.36
29-sep	13,750	9,800	28.73
30-sep	13,750	10,000	27.27
01-oct	13,750	10,000	27.27
02-oct	13,750	13,400	34.55
03-oct	13,750	13,500	2.54
04-oct	13,750	8,000	1.81
05-oct	13,750	7,500	45.45

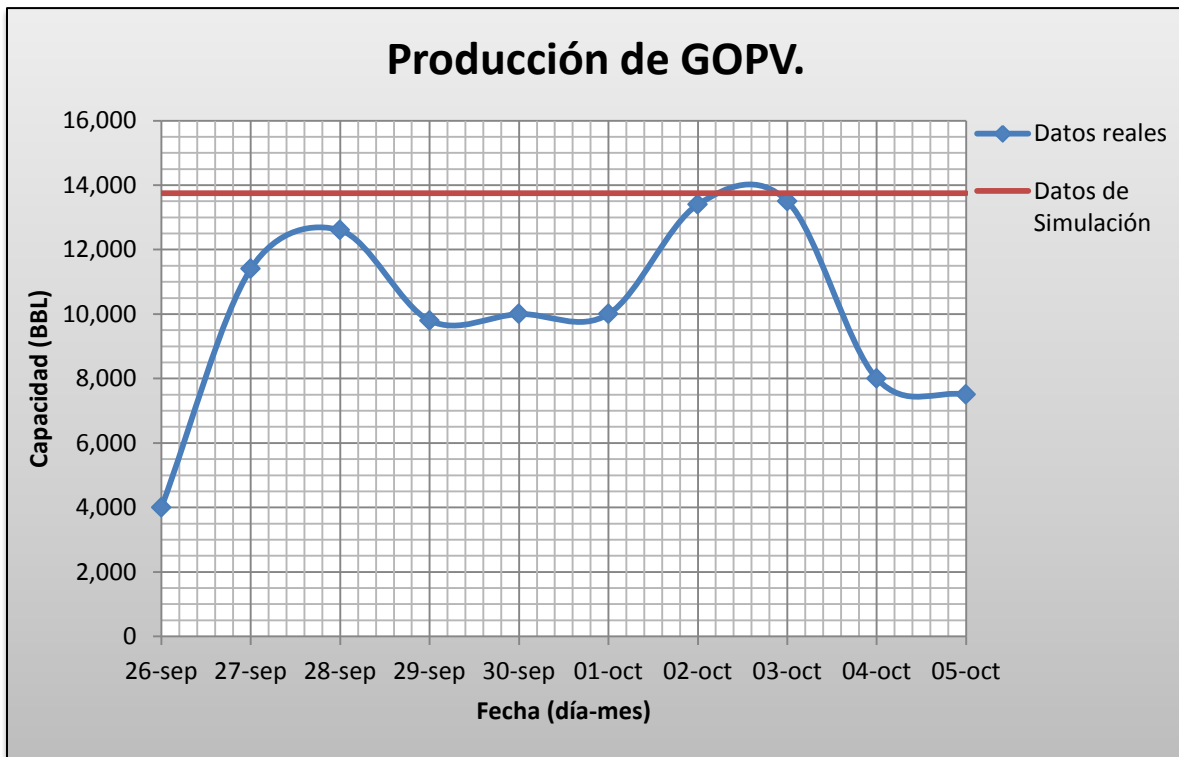
Tabla. 5.15 “Comparación de datos reales vs simulador de GOPV”







Como se puede observar en la gráfica 5.7 la producción de gasóleo pesado de vacío en refinería se mantuvo por debajo de lo esperado de acuerdo a lo arrojado en el simulador, debido a que la salida de los calentadores H-10002 A/B se tiene una temperatura inferior a lo indicado en las tablas 4.3 y 4.4 del capítulo 4 y a además a los problemas de operativos.



**Gráfica.5.7 “Producción de GOPV”**





## ➤ RESIDUO DE VACÍO

Como se puede observar en la tabla 5.16 se muestra los datos obtenidos del flujo de residuo de vacío durante la operación de la planta; así como también se muestra el % de diferencia que existe entre el valor teórico y el valor real, las principales causas que originaron estas desviaciones son las siguientes:

- La carga a la planta no era uniforme.
- Durante la operación de la planta no se alcanzó la temperatura establecida (400°C) a la salida del horno de vacío H-10002 AB, debido a que el residuo de vacío presento altas viscosidades lo que representa que la mayoría de los gasóleos fueron agotados durante el fraccionamiento, esto origina que el residuo se vuelva más pesado y por consecuencia presenta altas viscosidades lo que puede originar taponamiento en algunas líneas y equipos.

Fecha	Simulación	Real Residuo	%Diferencia
<b>26-sep</b>	29,401	54,350	-110.71
<b>27-sep</b>	29,401	39,400	-52.75
<b>28-sep</b>	29,401	22,000	14.71
<b>29-sep</b>	29,401	38,700	-50.03
<b>30-sep</b>	29,401	40,000	-55.07
<b>01-oct</b>	29,401	39,000	-55.07
<b>02-oct</b>	29,401	31,300	-6.45
<b>03-oct</b>	29,401	30,800	-4.75
<b>04-oct</b>	29,401	32,000	-24.06
<b>05-oct</b>	29,401	29,700	-15.14

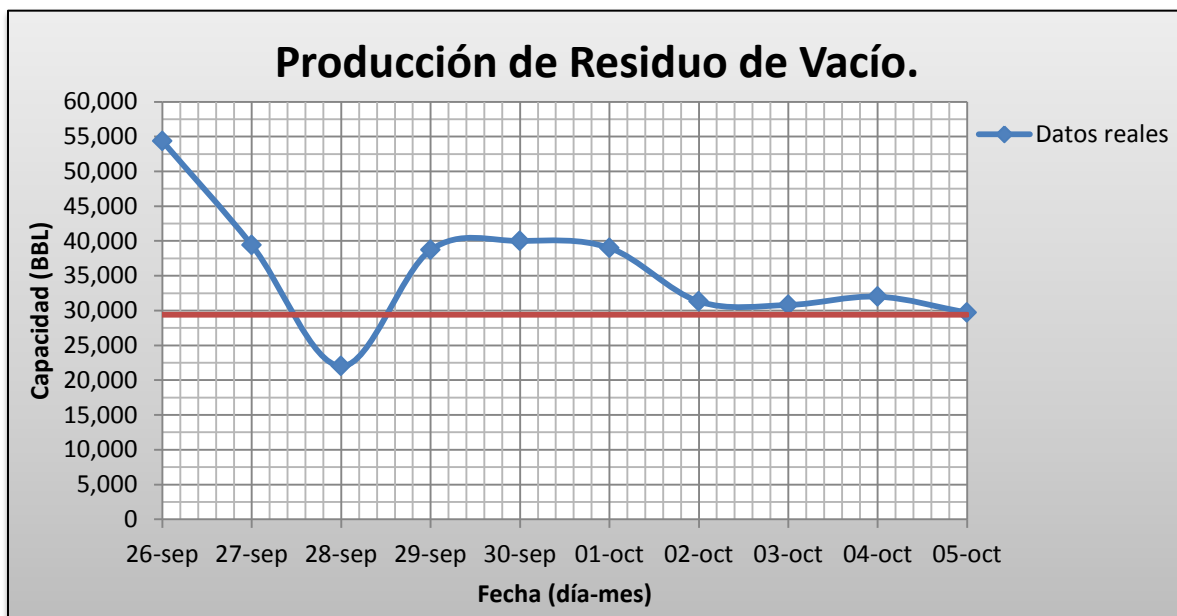
**Tabla. 5.16 “Comparación de datos reales vs simulador de Residuo de vacío”**





Como se puede observar en la gráfica 5.8 durante los dos primeros días la producción de residuo de vacío e se mantuvo por arriba de lo esperado de acuerdo a lo arrojado en el simulador, debido a que la salida de los calentadores H-10002 A/B se tiene una temperatura inferior a lo indicado en las tablas 4.3 y 4.4 del capítulo 4.

Además se puede observar que durante los días 2 y 3 de Octubre el flujo estuvo muy cercano a los resultados obtenidos por el simulador debido a que las condiciones de operación estuvieron cercanas a las establecidas.



**Gráfica.5.8 “Producción de Residuo de vacío”**





---

## ➤ COMPARACION ENTRE MÉTODOS TERMODINÁMICOS

Adicionalmente de forma esclarecedora, la simulación también fue realizada con la ecuación de estado Soave-Redlich-Kwong, con fines comparativos entre ambos métodos termodinámicos por lo que los resultados de esa simulación se muestran en el Anexo C.





---

# CONCLUSIONES





El objetivo principal del trabajo se cumplió al lograr generar el modelo de simulación de una Planta Combinada con resultados favorables y comparables contra datos reales de operación, donde el simulador SimSCi ProII fue una herramienta confiable para la generación del modelo de simulación propuesto.

El modelo de simulación generado resultó satisfactorio debido a que los errores obtenidos son menores al 10% los días 02 y 03 de Octubre, cuando las condiciones de operación y las propiedades en crudo de alimentación a la planta fueron similares a las contempladas para el modelo. En el resto de los días, los problemas operativos de la planta, provocaron desviaciones mayores.

Uno de los problemas que se presentaron en la operación de la planta fue la estratificación del crudo en uno de los tanques de almacenamiento los días del 27 al 30 de Septiembre, lo que repercute en las propiedades del crudo que se alimenta a la planta, provocando variaciones en las condiciones de operación de las unidades de fraccionamiento y en consecuencia de los rendimientos de los productos. Esta variación en la composición del crudo a diferentes niveles del tanque habría sido factible de simular si se hubiera contado con las caracterizaciones en función del nivel con el fin de encontrar las condiciones de operaciones que maximicen los rendimientos de los productos más ligeros y minimicen el fondo de barril.

También es importante mencionar que una fracción de los hidrocarburos que debieron haber sido arrastrados a etapas superiores de la columna de destilación atmosférica se quedó como líquido en el fondo de la torre y fueron extraídos como crudo reducido. Aun cuando a lo largo de la columna se tiene un perfil de temperatura mayor en la simulación obtenida con SimSci ProII, en algunos casos no hay suficiente vapor que ayude al arrastre de los componentes ligeros hacia etapas superiores para que mediante las corrientes de retorno a menor temperatura puedan condensarse y obtener así el volumen de productos deseado en los agotadores laterales.





Adicionalmente se realizó una simulación utilizando la ecuación de estado Soave-Redlich-Kwong, de la cual se muestran los resultados en el Anexo C y en donde se realizó una comparación de los rendimientos obtenidos con esta ecuación y los obtenidos con Peng-Robinson. Esta comparación esclareció que la ecuación de estado Peng-Robinson tiene una menor desviación contra la operación real de la planta, por lo que para las operaciones unitarias que se utilizan en este proceso de fraccionamiento de crudo, la ecuación de Peng-Robinson es la que mejor representa al sistema, tal y como lo indica la literatura.

Como se menciona con anterioridad es visto que la simulación de procesos es de gran utilidad para varios propósitos de estudio como son el diseño de procesos, operación de proceso, flexibilidad, sensibilidad, además de ayuda para mejorar el rendimiento de los productos. También se puede hacer algún tipo de optimización que ayude a la reducción del consumo de energía, arreglos en equipo, condiciones de proceso, entre otras cosas.

La simulación presentada en este trabajo tiene un uso potencial extraordinario, ya que se basa por completo en datos de diseño de la planta y en datos de operaciones previas a este análisis, por lo que fue un excelente punto de partida para lograr reproducir las condiciones reales de operación. Los ajustes que se tienen que hacer son mínimos y los beneficios que se podrían obtener son muy valiosos ya que podremos estudiar con gran certeza qué es lo que ocurre en la planta y realizar estudios de optimización y de mejora del proceso.

Cabe reiterar que el simulador de procesos es una herramienta muy poderosa hoy en día y sobre todo cuando el objetivo del país es ser más productivo y competitivo a nivel mundial. La mayoría de los estudios que se realizan con estas herramienta son sumamente confiables; además con los datos que arroja una simulación de procesos,





es posible: hacer, proponer y predecir cambios, sin necesidad de parar las plantas de proceso, manteniendo la producción y los beneficios que esto conlleva.

Incluso con los beneficios del simulador, el ingeniero encargado del esquema de simulación tiene la gran responsabilidad de alimentar los datos que mejor representen el sistema. Aún con la profundidad a la que se ha llevado este estudio, es susceptible de ampliarse y llevarse a un detalle más profundo. Sin embargo, el alcance del presente estudio es servir como un punto de partida en la simulación de procesos de una sección de una referencia. Dependiendo de los objetivos que pueda tener la empresa petrolera, se puede utilizar esta simulación para diversos proyectos.







# GLOSARIO

**Zona Flash:** Sección en la torre de destilación de crudo en donde los vapores del crudo alimentado se separan del líquido sin evaporar. Los vapores suben a través de la columna para ser condensados por corrientes de reflujo a temperaturas bajas que bajan dentro de la torre. El vapor de arrastre entra a la zona flash en el fondo de la columna.

**Overflash:** Sección de la columna de destilación que se encuentra por arriba de la zona flash. Líquido que cae al plato de alimentación.

**Grado de separación:** Se define en términos de pureza de los productos o en términos de recuperación de los componentes. Mientras más grande sea el grado de separación, mayor será la recuperación y esto resulta en componentes más puros.

**ASTM (American Society for Testing Materials)** método de análisis que sirve para definir las características de volatilidad de mezclas de las fracciones del petróleo y otras mezclas más complejas, consta de un aparato para bullir el líquido a analizar y condensar los vapores al mismo tiempo. Las temperaturas se registran mientras se lleva a cabo la destilación y se grafican contra el % de destilado recuperado. Consta de una sola etapa en equilibrio y sin reflujo.

**Factor de caracterización Kuop o factor de Watson:** este factor se ha definido para los hidrocarburos puros que dependen únicamente de su punto de ebullición y su densidad.





**TBP (True Boiling Point):** Es una gráfica de los puntos de ebullición de los componentes puros o de las fracciones de crudo. Se realiza usando un complejo aparato para destilación por lotes con 100 o más etapas en equilibrio y con un alto volumen de reflujo.

**AGUA AMARGA:** Agua residual con contenido de ácido Sulfhídrico y sulfuros que provienen de los procesos de refinación. Se obtiene de los domos (parte superior) de las torre de fraccionamiento de hidrocarburos de las plantas, tales como primarias, catalíticas, desulfuradoras etc. El agua recolectada en los acumuladores es posteriormente enviada a plantas de tratamiento de aguas amargas para eliminar el H<sub>2</sub>S.

**BARRIL:** Unidad de volumen para petróleo e hidrocarburos derivados, equivale a 42 galones en Estados Unidos o a 158.987304 litros. Un metro cubico equivale a 6.28981041 barriles.

**CORTE:** Porción de un crudo que destila dentro de ciertos límites de temperatura, normalmente los límites se toma en base a los puntos de ebullición verdaderos del ensayo del crudo.

**GAS AMARGO:** Gas que contiene trazas de azufre, tales como sulfuro de hidrogeno (H<sub>2</sub>S), sulfuros y disulfuros. Proviene directamente de los yacimientos de crudo o de los diversos procesos de refinación.

**VOLATILIDAD:** Tendencia de un líquido de pasar a su fase vapor. Las sustancias volátiles despiden valores a temperaturas ambientales. En la industria de refinación del petróleo es una propiedad muy importante, tanto en crudos como en los productos. Las mezclas de hidrocarburos, como la gasolina, pueden clasificarse como volátiles debido





a que contienen componentes que evaporan con facilidad. Para ello se controla su presión de vapor, determinación que refleja la volatilidad tanto del crudo como de sus productos.





# ANEXO A

- **DIAGRAMAS DE SIMULACIÓN**
- **ESQUEMA DE LA PLANTA COMBINADA**

**CRUDO 60/40 %Vol. Pesado/Ligero**





## DIAGRAMAS DE SIMULACIÓN DE LA PLANTA COMBINADA

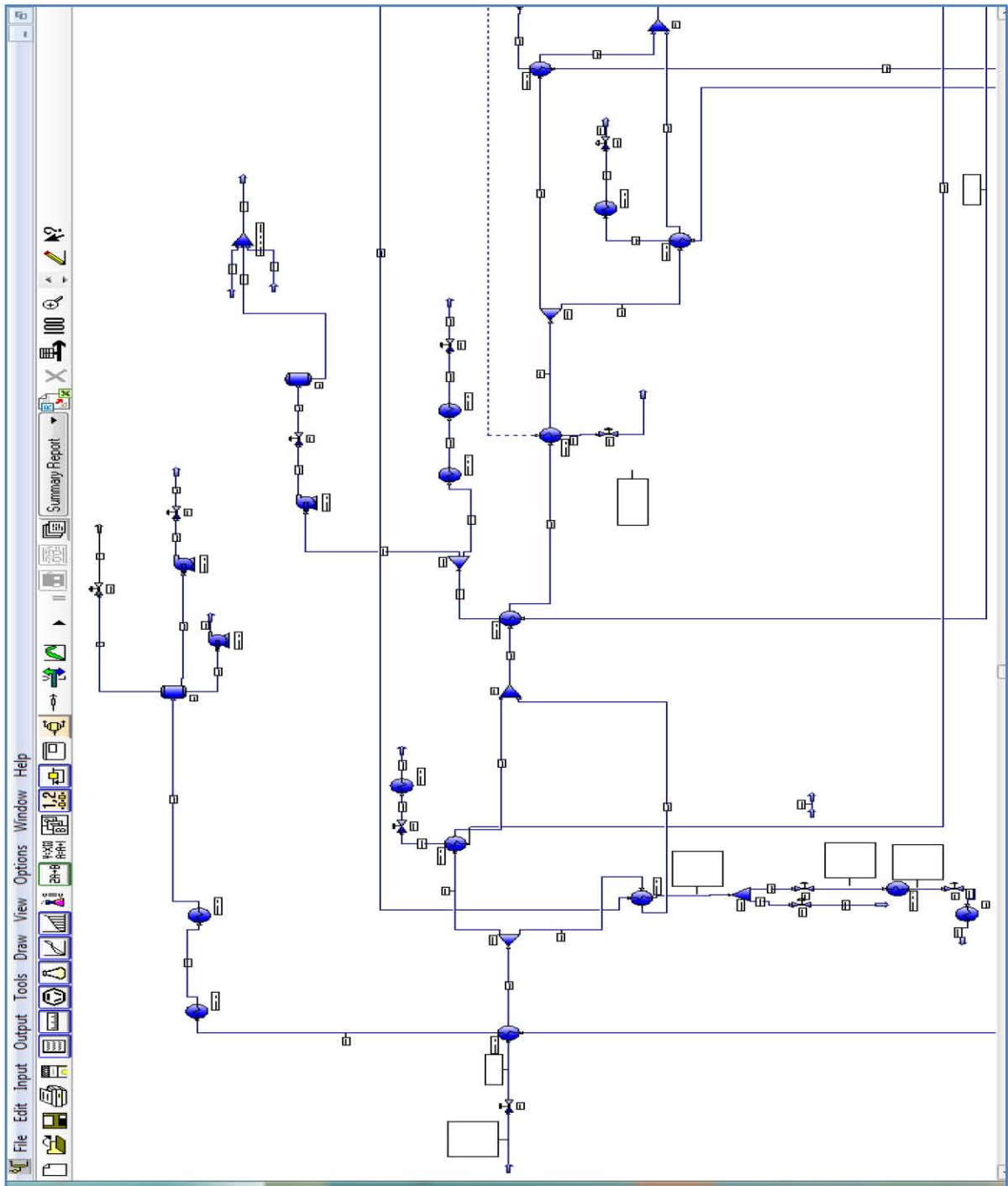


Figura. 1. "Sección de precalentamiento I"



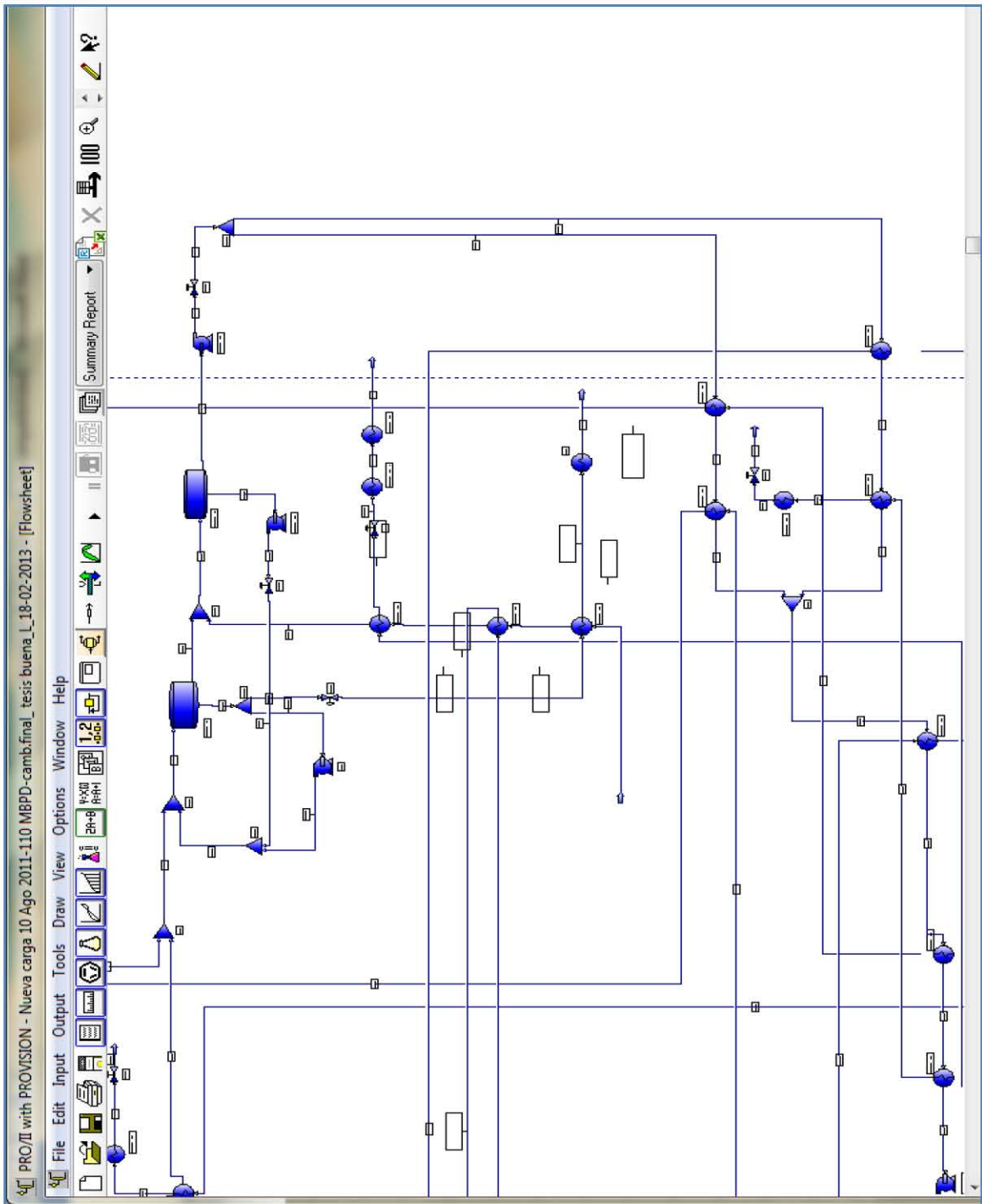


Figura. 2. “Sección de desalado y precalentamiento II”



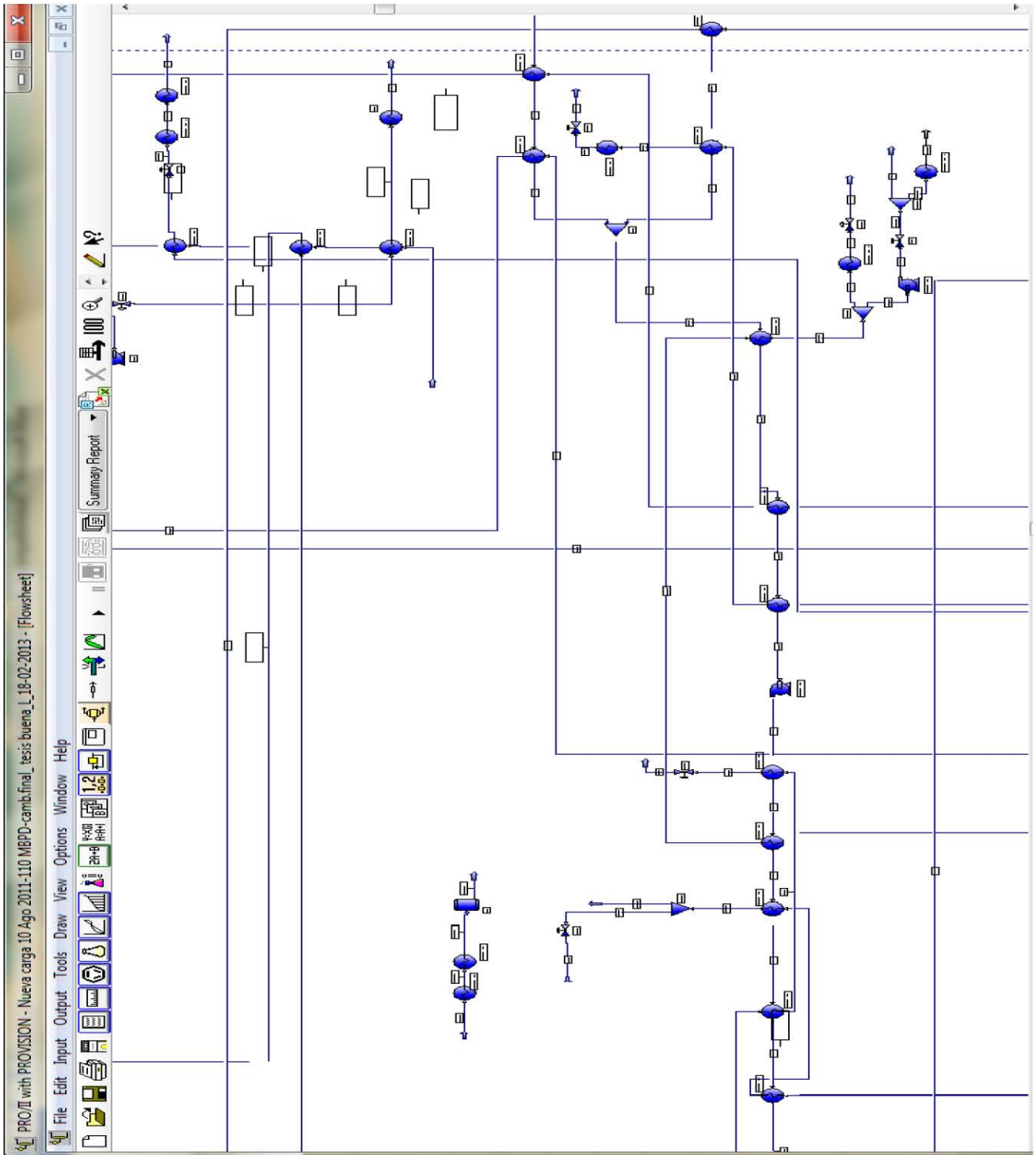


Figura 3. "Sección de desalado y precalentamiento III"



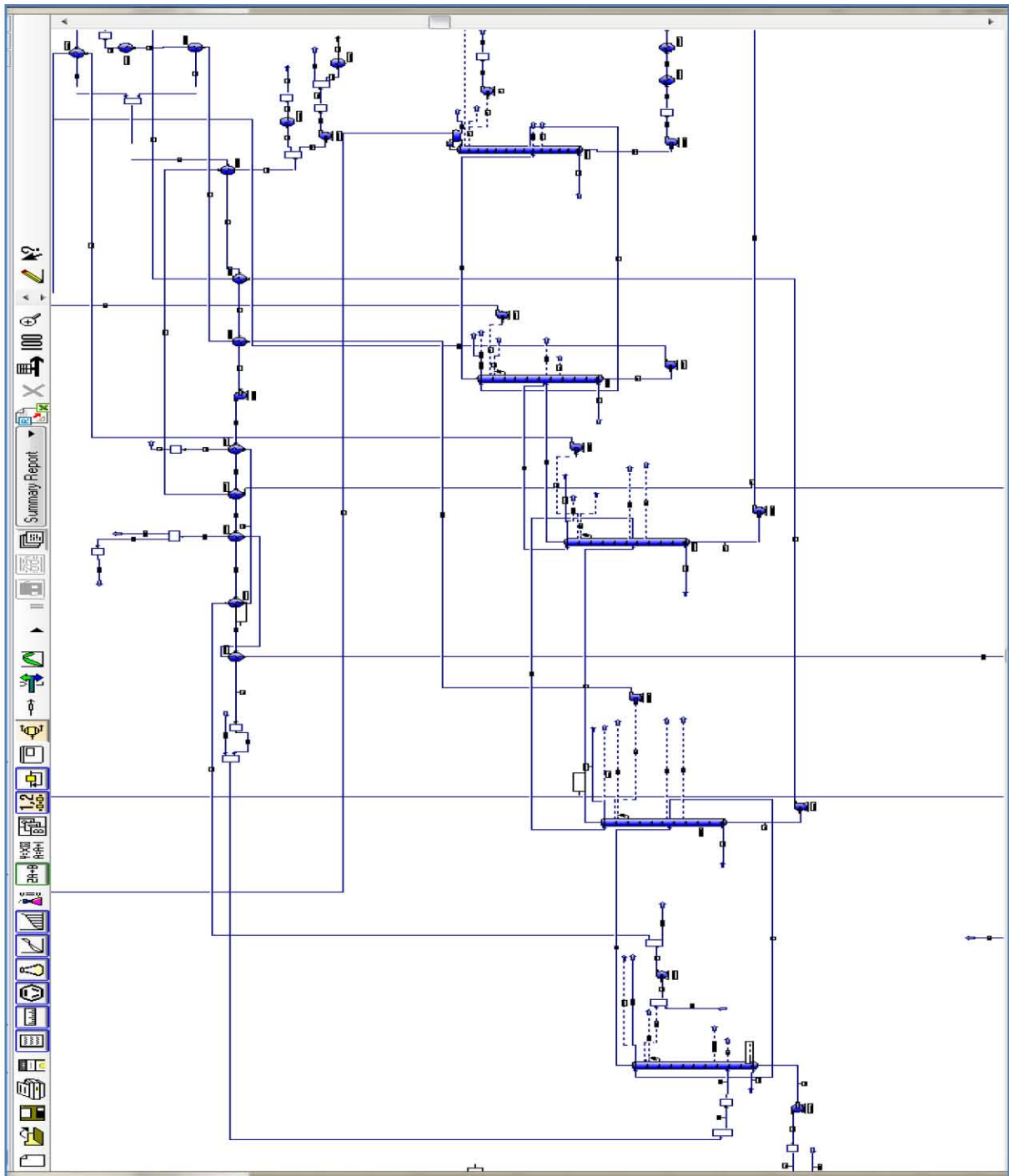


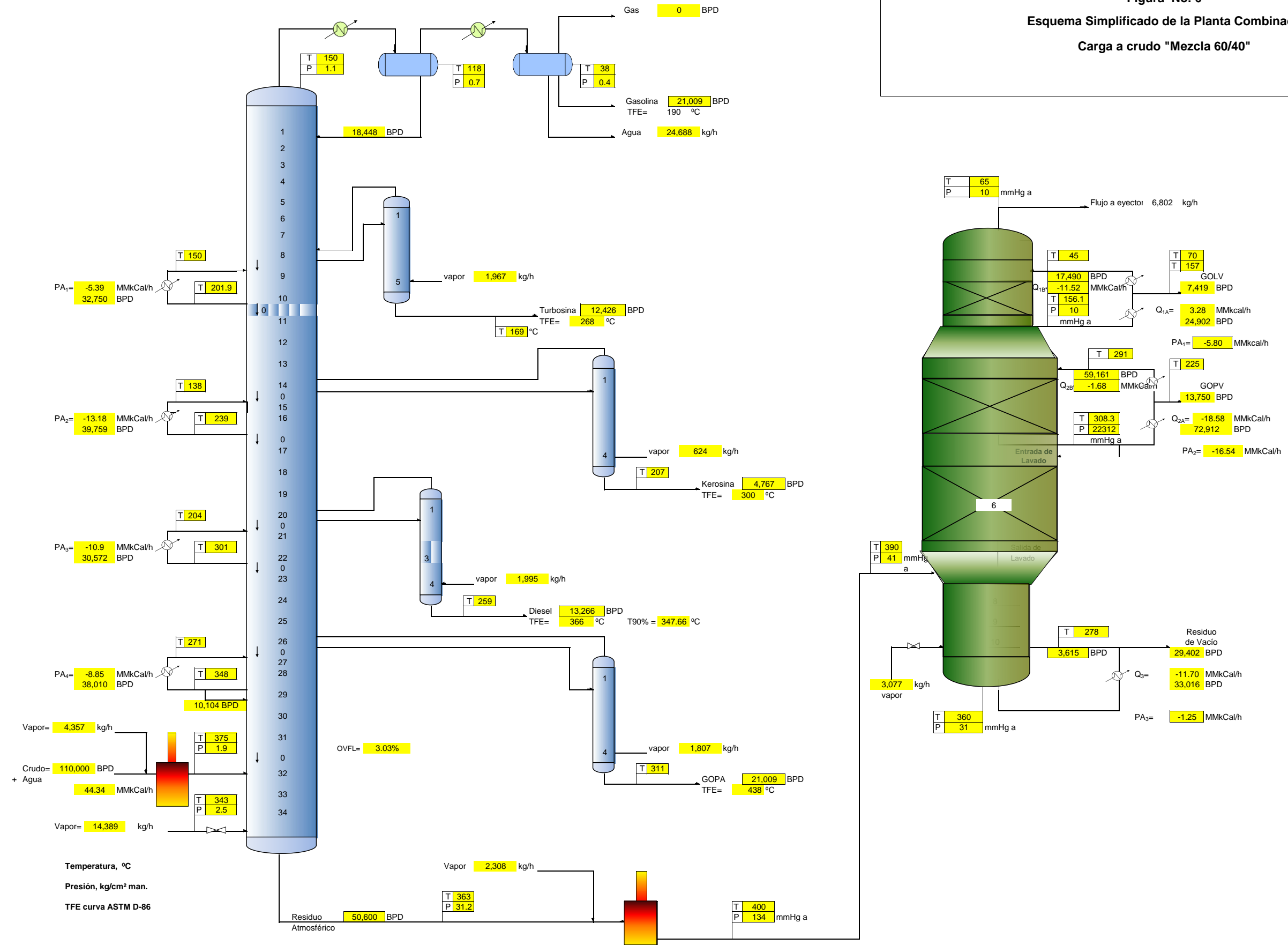
Figura. 4. "Destilación Atmosférica"







**Figura No. 6**  
**Esquema Simplificado de la Planta Combinada**  
**Carga a crudo "Mezcla 60/40"**





# **ANEXO B**

## **DIAGRAMAS DE FLUJO DE PROCESO y BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA DE LA PLANTA COMBINADA**

**CRUDO 60/40 %Vol. Pesado/Ligero**



NOTAS :  
 1) PRESION EN kg/cm<sup>2</sup> man. TEMPERATURA EN °C  
 ===== DOS TRENES EN PARALELO

E-10003 AB  
E-10004 AB  
INTERCAMBIADOR CRUDO / DOMOS SEGUNDA ETAPA DE CONDENSACIÓN

E-10005  
E-10006  
3er INTERCAMBIADOR CRUDO / GOPA

E-10007  
E-10008  
2do INTERCAMBIADOR CRUDO / DIESEL

E-10009  
E-10010  
INTERCAMBIADOR CRUDO / RECIRCULACIÓN DE GOLV

E-10011 AD  
E-10012 AD  
INTERCAMBIADOR CRUDO / DOMOS PRIMERA ETAPA DE CONDENSACIÓN

E-10013  
E-10014  
INTERCAMBIADOR CRUDO / RECIRCULACIÓN DE QUEROSINA

E-10015  
E-10016  
2do INTERCAMBIADOR CRUDO / RECIRCULACIÓN DE DIESEL

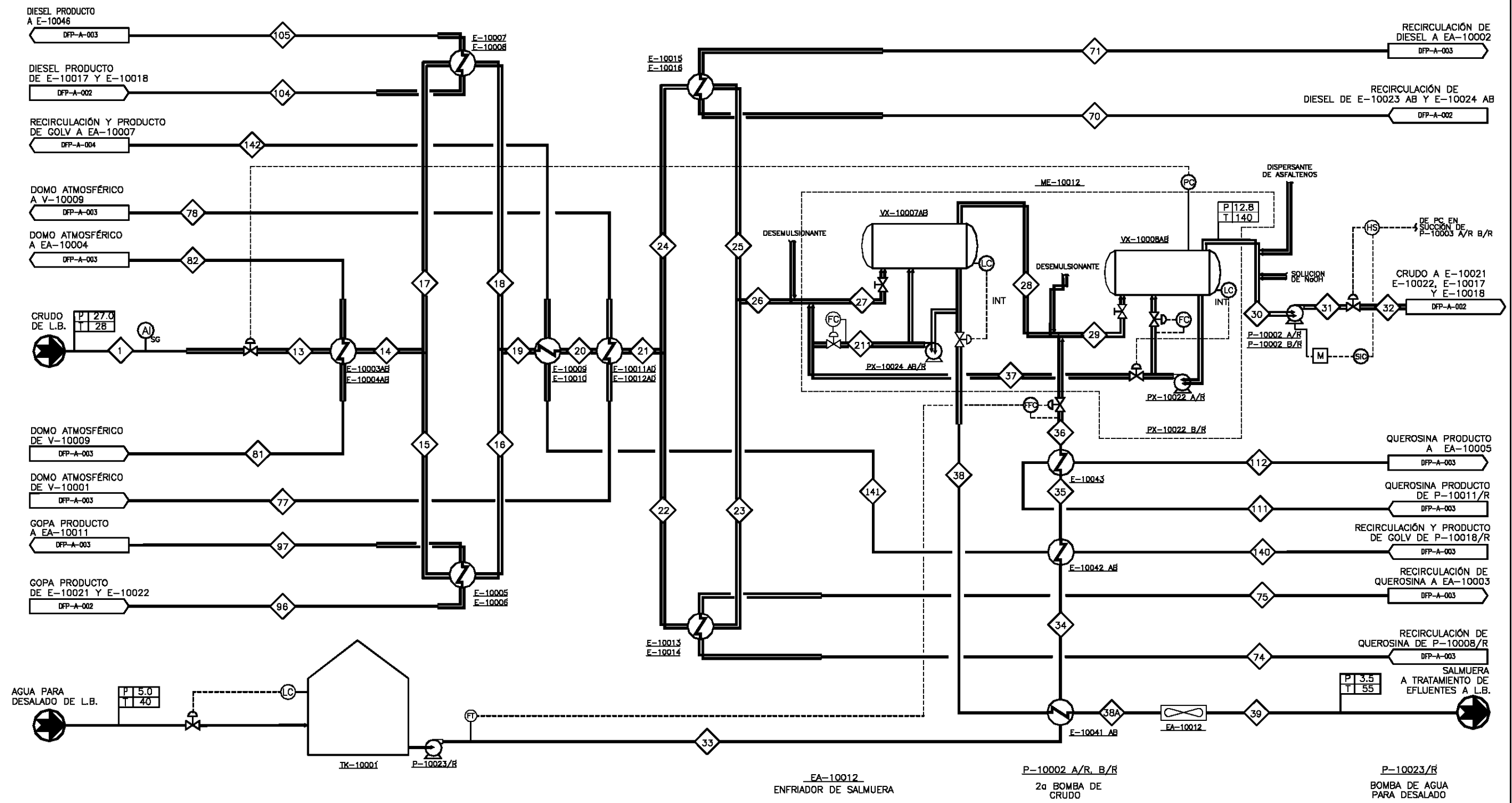
ME-10012  
PAQUETE DE DESALADO

E-10041 AB  
INTERCAMBIADOR SALMUERA / AGUA PARA DESALADO

E-10042 AB  
INTERCAMBIADOR RECIRCULACIÓN DE GOLV / AGUA PARA DESALADO

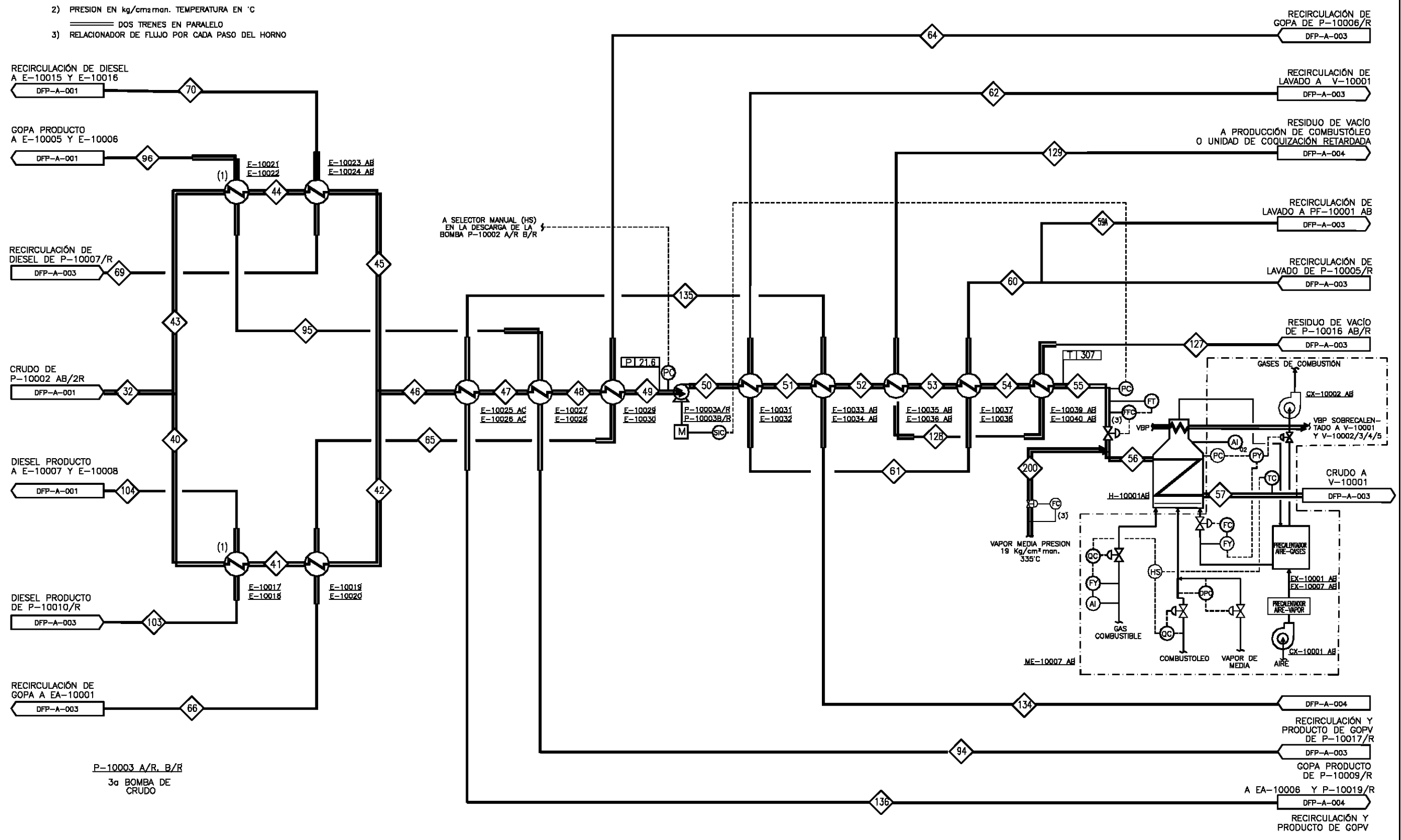
E-10043  
INTERCAMBIADOR QUEROSINA / AGUA PARA DESALADO

TK-10001  
TANQUE DE AGUA PARA DESALADO

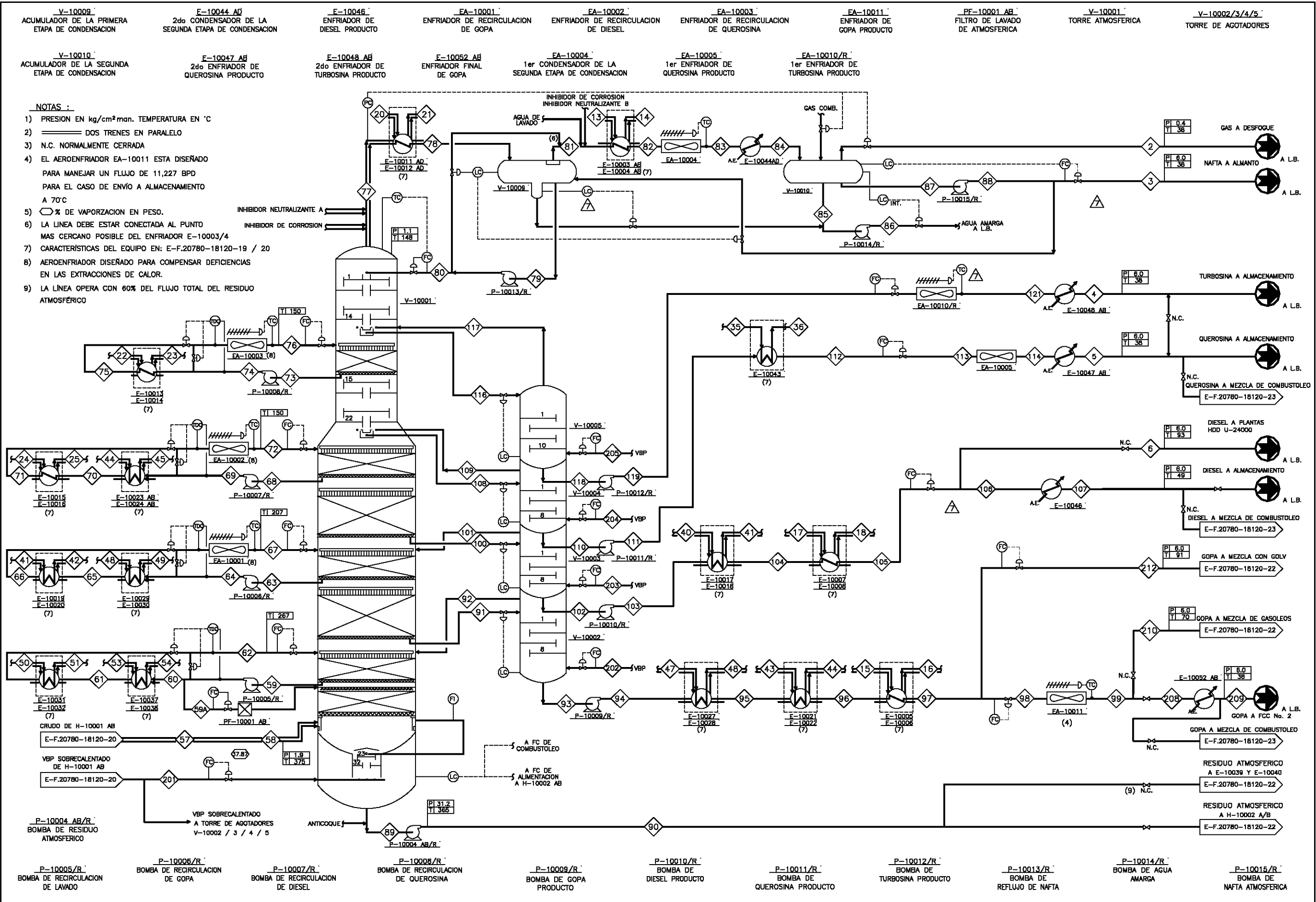


- E-10017  
E-10018  
1er INTERCAMBIADOR  
CRUDO / DIESEL
- E-10019  
E-10020  
2do INTERCAMBIADOR  
CRUDO /  
RECIRCULACIÓN  
DE GOPA
- E-10021  
E-10022  
2do INTERCAMBIADOR  
CRUDO / GOPA
- E-10023 AB  
E-10024 AB  
1er INTERCAMBIADOR  
CRUDO /  
RECIRCULACIÓN  
DE DIESEL
- E-10025 AC  
E-10026 AC  
2do INTERCAMBIADOR  
CRUDO / PRODUCTO Y  
RECIRCULACIÓN DE GOPV
- E-10027  
E-10028  
1er INTERCAMBIADOR  
CRUDO / GOPA
- E-10029  
E-10030  
1er INTERCAMBIADOR  
CRUDO /  
RECIRCULACIÓN DE GOPA
- E-10031  
E-10032  
2do INTERCAMBIADOR  
CRUDO / RECIRCULACIÓN  
DE LAVADO
- E-10033 AB  
E-10034 AB  
1er INTERCAMBIADOR  
CRUDO / PRODUCTO Y  
RECIRCULACIÓN DE GOPV
- E-10035 AB  
E-10036 AB  
2do INTERCAMBIADOR  
CRUDO / RESIDUO  
DE VACÍO
- ME-10007 AB  
PAQUETE DE PRECALENTAMIENTO  
DE AIRE DEL CALENTADOR  
DE CRUDO

- NOTAS :**
- 1) SE INSTALARA ARREGLO DE TUBERIAS PARA UBICAR OPCIONALMENTE ESTOS CAMBIADORES CORRIENTE ARRIBA O CORRIENTE ABAJO DE LAS DESALADORAS
  - 2) PRESION EN kg/cm<sup>2</sup>man. TEMPERATURA EN °C
  - 3) RELACIONADOR DE FLUJO POR CADA PASO DEL HORNO



P-10003 A/R, B/R  
3a BOMBA DE  
CRUDO

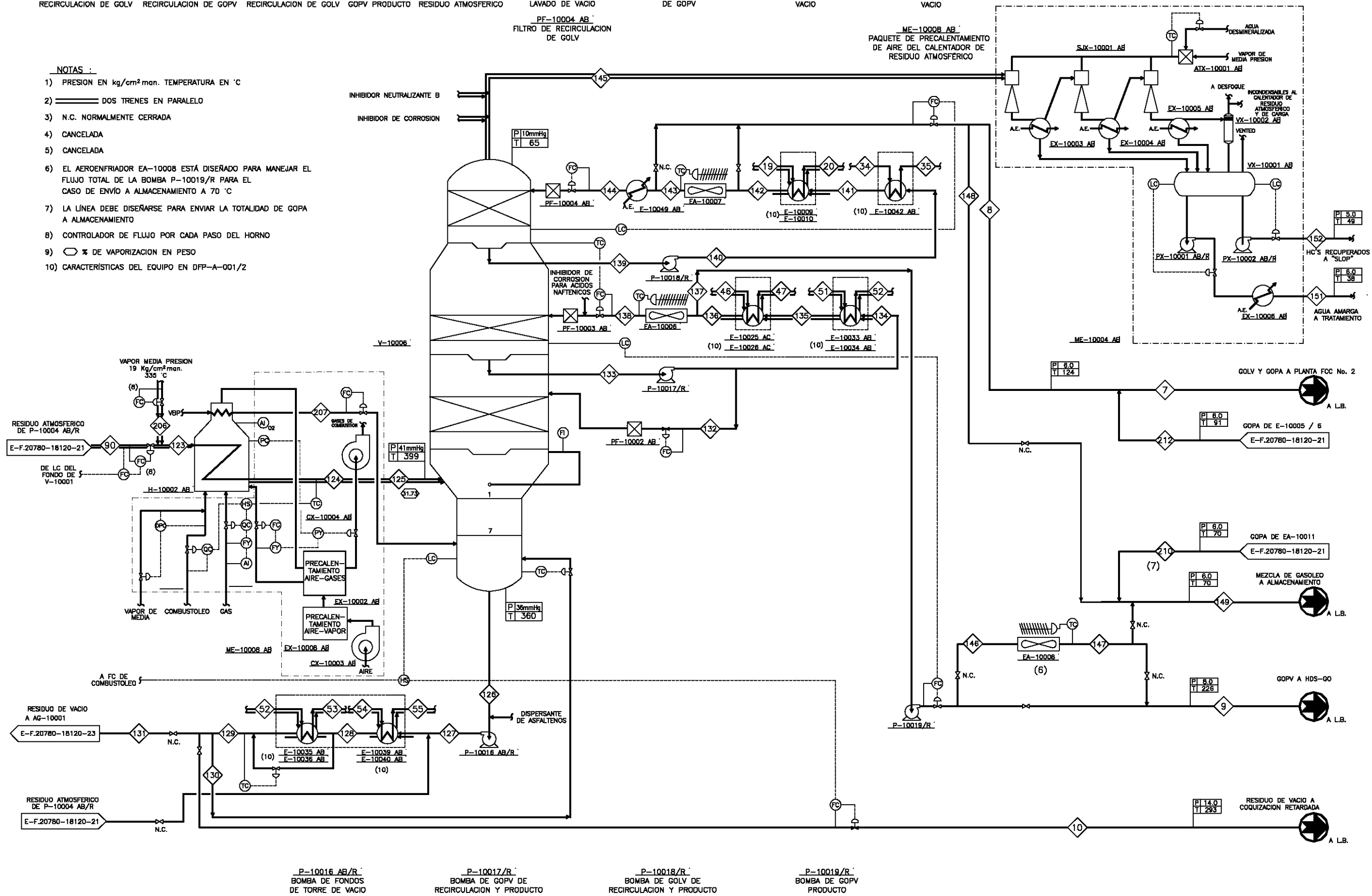


- NOTAS :**
- 1) PRESION EN kg/cm<sup>2</sup>man. TEMPERATURA EN °C
  - 2) DOS TRENES EN PARALELO
  - 3) N.C. NORMALMENTE CERRADA
  - 4) EL AEROFRIADOR EA-10011 ESTA DISEÑADO PARA MANEJAR UN FLUJO DE 11,227 BPD PARA EL CASO DE ENVÍO A ALMACENAMIENTO A 70°C
  - 5)  $\square$  % DE VAPORIZACION EN PESO.
  - 6) LA LINEA DEBE ESTAR CONECTADA AL PUNTO MAS CERCANO POSIBLE DEL ENFRIADOR E-10003/4
  - 7) CARACTERÍSTICAS DEL EQUIPO EN: E-F.20780-18120-19 / 20
  - 8) AEROFRIADOR DISEÑADO PARA COMPENSAR DEFICIENCIAS EN LAS EXTRACCIONES DE CALOR.
  - 9) LA LINEA OPERA CON 60% DEL FLUJO TOTAL DEL RESIDUO ATMOSFÉRICO

E-10049 AB 2do ENFRIADOR DE RECIRCULACION DE GOLV  
 EA-10006 ENFRIADOR DE RECIRCULACION DE GOPV  
 EA-10007 1er ENFRIADOR DE RECIRCULACION DE GOLV  
 EA-10008 ENFRIADOR DE RECIRCULACION DE GOPV PRODUCTO  
 H-10002 AB CALENTADOR DE RESIDUO ATMOSFERICO  
 PF-10002 AB FILTRO DE LAVADO DE VACIO  
 PF-10003 AB FILTRO DE RECIRCULACION DE GOPV  
 V-10006 TORRE DE VACIO  
 ME-10004 AB PAQUETE DE VACIO  
 PF-10004 AB FILTRO DE RECIRCULACION DE GOLV

**NOTAS :**

- 1) PRESION EN kg/cm<sup>2</sup> man. TEMPERATURA EN °C
- 2) DOS TRENES EN PARALELO
- 3) N.C. NORMALMENTE CERRADA
- 4) CANCELADA
- 5) CANCELADA
- 6) EL AEROFRIADOR EA-10008 ESTÁ DISEÑADO PARA MANEJAR EL FLUJO TOTAL DE LA BOMBA P-10019/R PARA EL CASO DE ENVÍO A ALMACENAMIENTO A 70 °C
- 7) LA LÍNEA DEBE DISEÑARSE PARA ENVIAR LA TOTALIDAD DE GOPA A ALMACENAMIENTO
- 8) CONTROLADOR DE FLUJO POR CADA PASO DEL HORNO
- 9) % DE VAPORIZACION EN PESO
- 10) CARACTERÍSTICAS DEL EQUIPO EN DFP-A-001/2



P-10016 AB/R  
 BOMBA DE FONDOS DE TORRE DE VACIO

P-10017/R  
 BOMBA DE GOPV DE RECIRCULACION Y PRODUCTO

P-10018/R  
 BOMBA DE GOLV DE RECIRCULACION Y PRODUCTO

P-10019/R  
 BOMBA DE GOPV PRODUCTO





























# ANEXO C

## ➤ **COMPARACIÓN ENTRE MÉTODOS TERMODINÁMICOS**





Como se mencionó en el capítulo 5 de manera esclarecedora se realizó una simulación con el método termodinámico Soave-Redlich-Kwong con el fin de conocer cuál de ambas ecuaciones tiene la menor diferencia en rendimientos respecto a los datos reales de la planta.

En la tabla 5.17 se muestra una comparación entre los datos reales de operación, los valores obtenidos con la ecuación de Soave-Redlich-Kwong y con los datos obtenidos con Peng-Robinson, donde se puede observar que los valores con la ecuación de Soave-Redlich-Kwong presentan una mayor diferencia respecto a los valores reales de operación de la planta combinada, y los valores con la ecuación de Peng-Robinson presentan un porcentaje de diferencia menor respecto a lo real, por lo tanto la ecuación de Peng-Robinson es la que mejor predice los resultados reales para un proceso de destilación atmosférica y destilación al vacío tal y como lo indica la literatura.

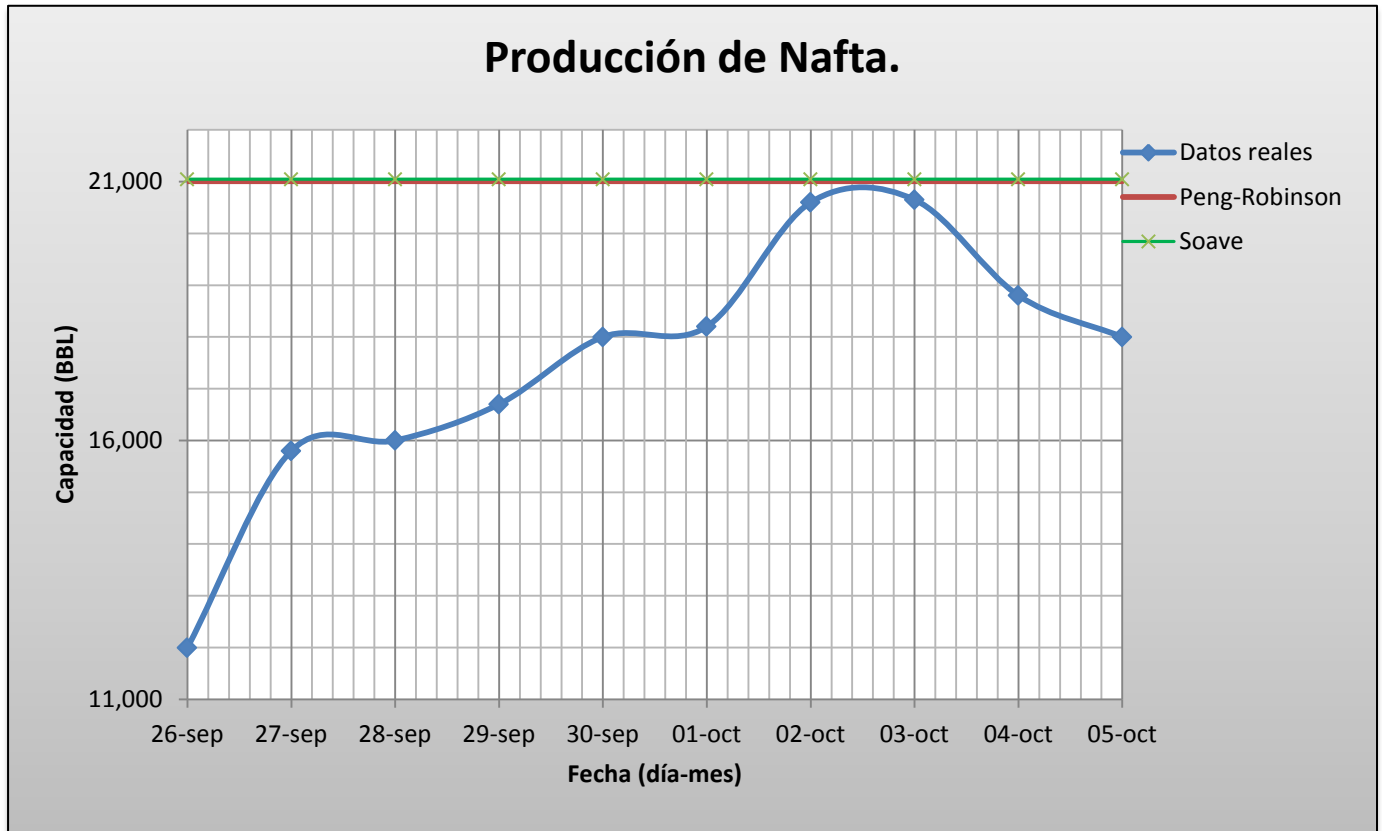
Flujos Volumétricos (BPD)						
Producto	Datos reales (Operación 02-03 de Octubre)		Peng- Robinson	Soave- Redlich	%Diferencia Op. real vs Peng- Robinson	%Diferencia Op. real vs Soave- Redlich- Kwong
<b>Nafta</b>	20,600	20,650	21,008	21,047	-1.98%	-2.17%
<b>Turbosina</b>	12,200	12,260	12,428	12,080	-1.37%	1.47%
<b>Querosina</b>	4,500	4,580	4,767	4,380	-4.08%	4.37%
<b>GOLA</b>	13,100	13,150	13,266	12,900	-1.27%	1.53%
<b>GOPA</b>	7,700	7,800	8,000	7,000	-3.90%	9.09%
<b>GOLV</b>	7,200	7,400	7,412	7,320	-0.16%	1.08%
<b>GOPV</b>	13,400	13,450	13,750	13,000	-2.23%	3.35%
<b>Residuo de vacío</b>	31,300	30,800	29,401	28,950	6.07%	7.51%

Tabla. 5.17 “Comparación Peng-Robinson vs Soave-Redlich-Kwong”



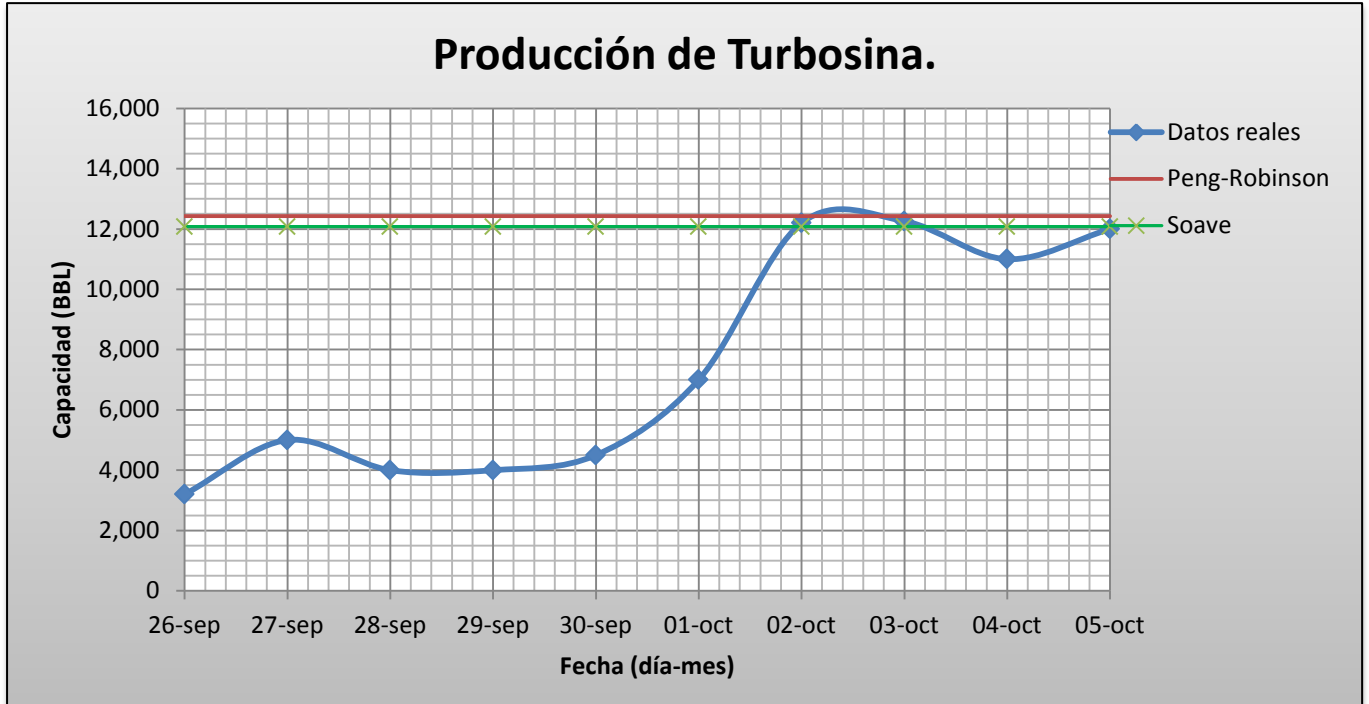


En las siguientes graficas se muestra los resultados obtenidos con las dos ecuaciones de estado con la que se realizó la simulación, donde se puede observar que los resultados obtenidos con la ecuación de Peng-Robinson son más apegados a la realidad mientras que los resultados con Soave-Redlich-Kwong presentan una mayor desviación.



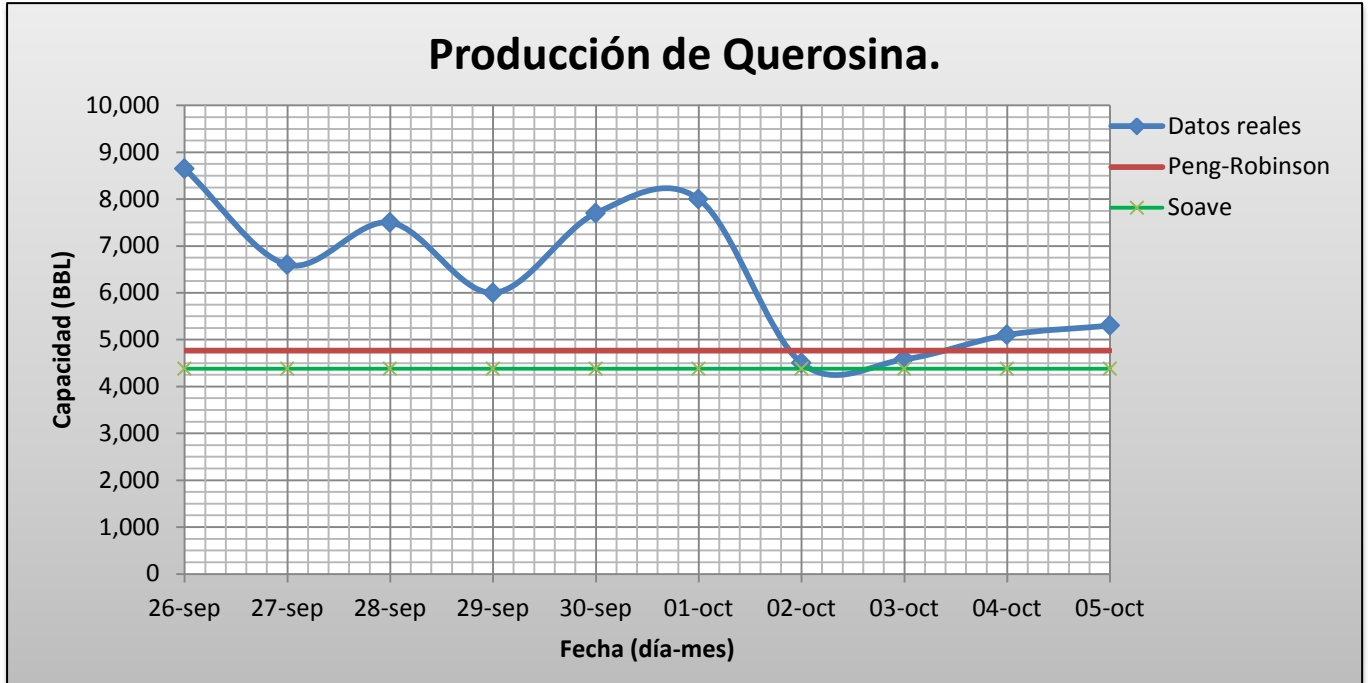
**Gráfica. 6.1 “Comparación Peng-Robinson vs Soave-Redlich-Kwong -Nafta”**





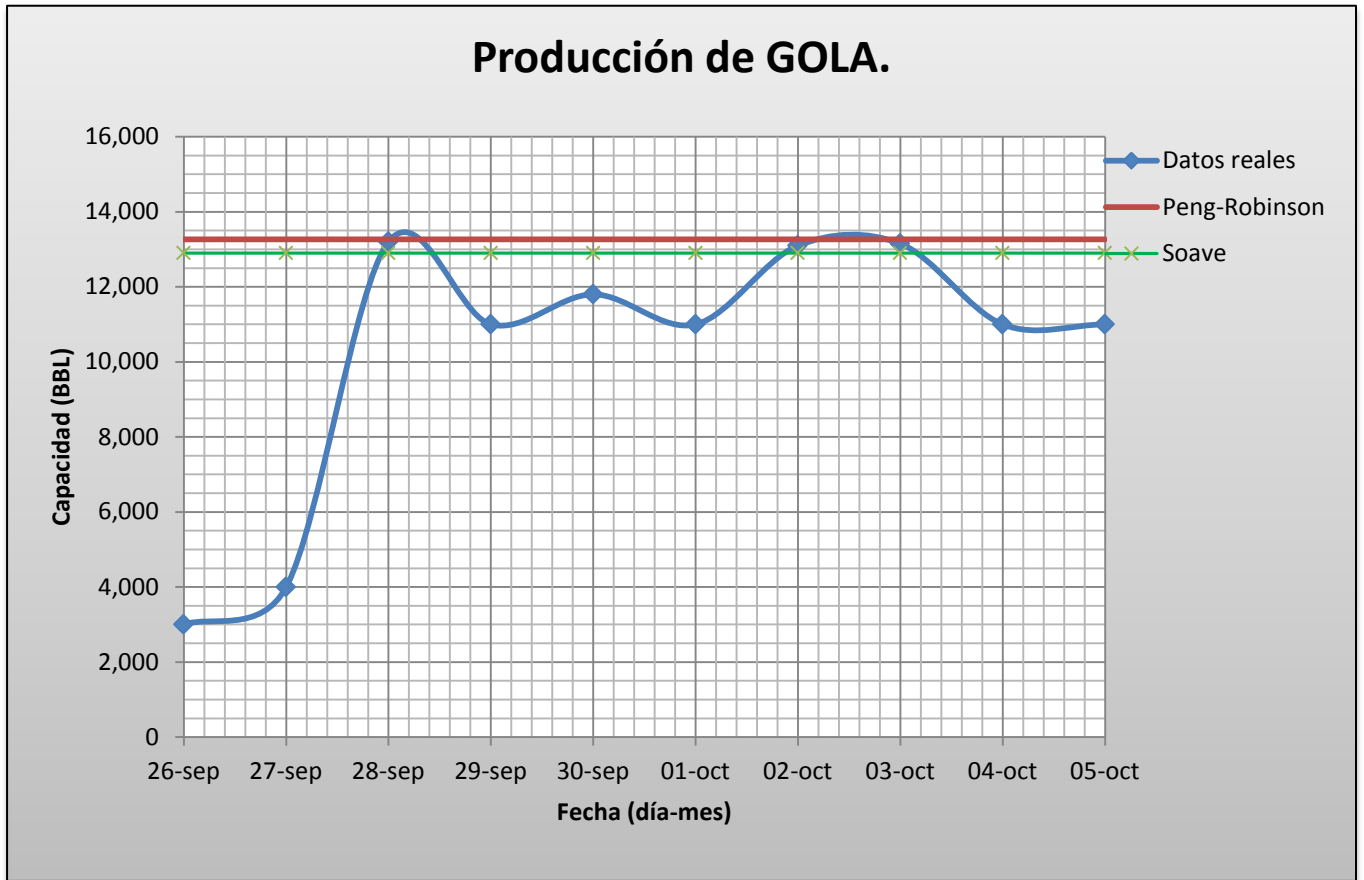
Gráfica. 6.2 “Comparación Peng-Robinson vs Soave-Redlich-Kwong -Turbosina”





Gráfica. 6.3“Comparación Peng-Robinson vs Soave-Redlich-Kwong -Querosina”

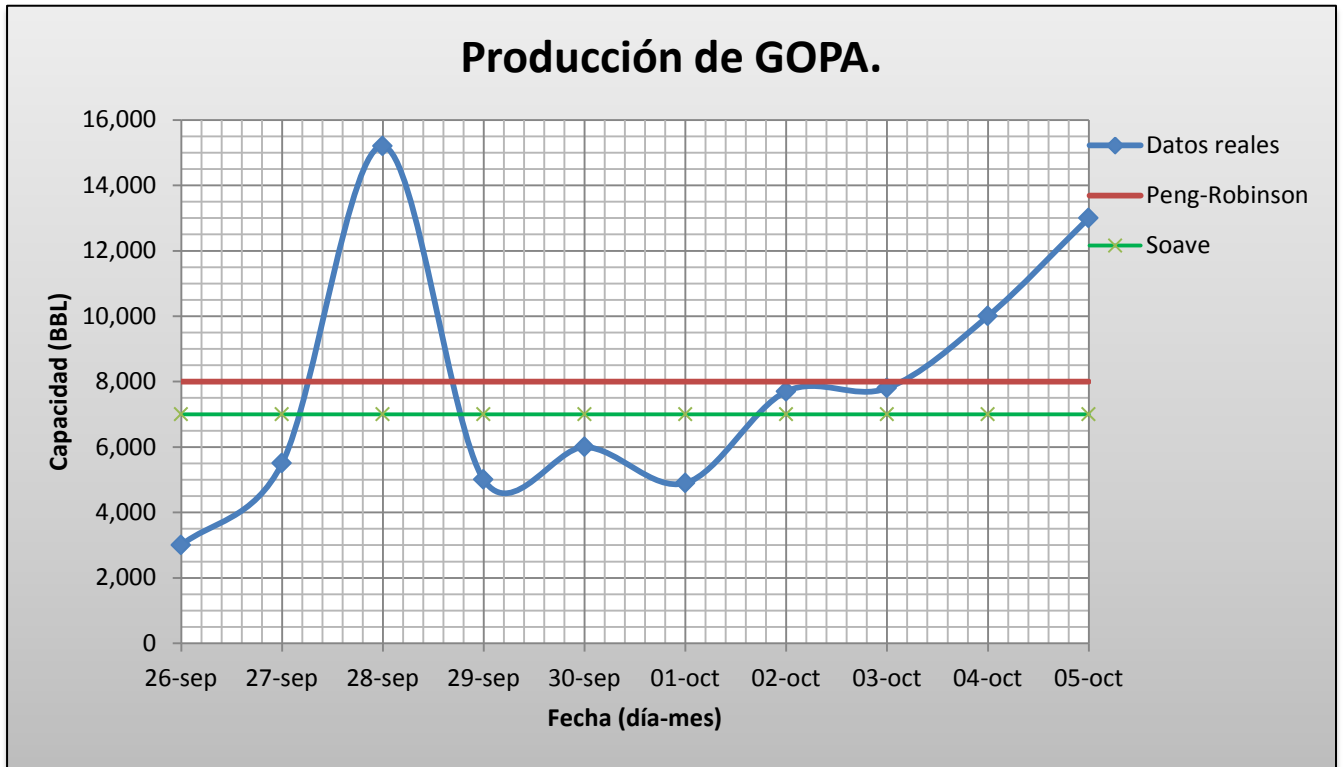




**Gráfica. 6.4“Comparación Peng-Robinson vs Soave-Redlich-Kwong -GOLA”**

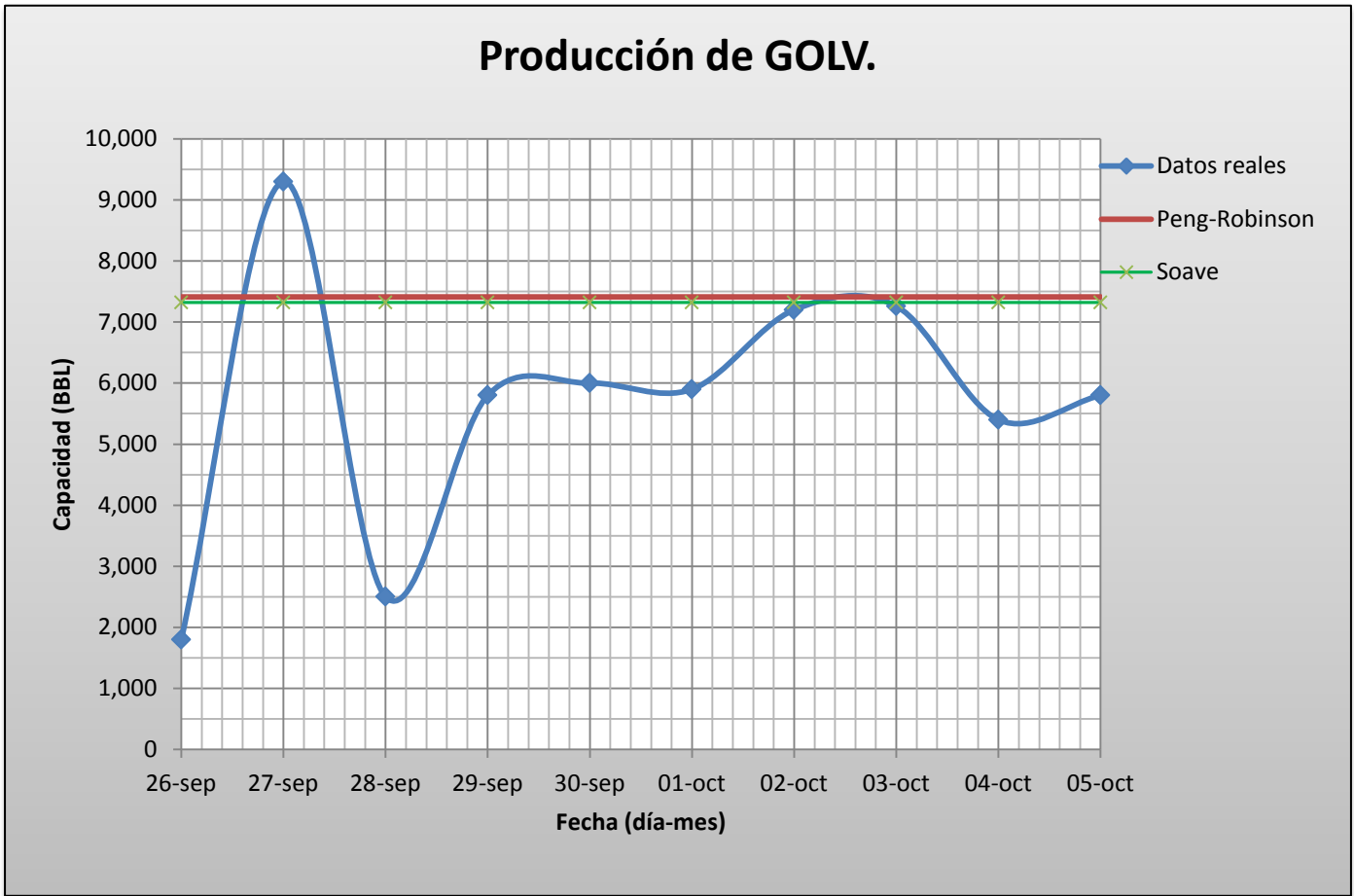






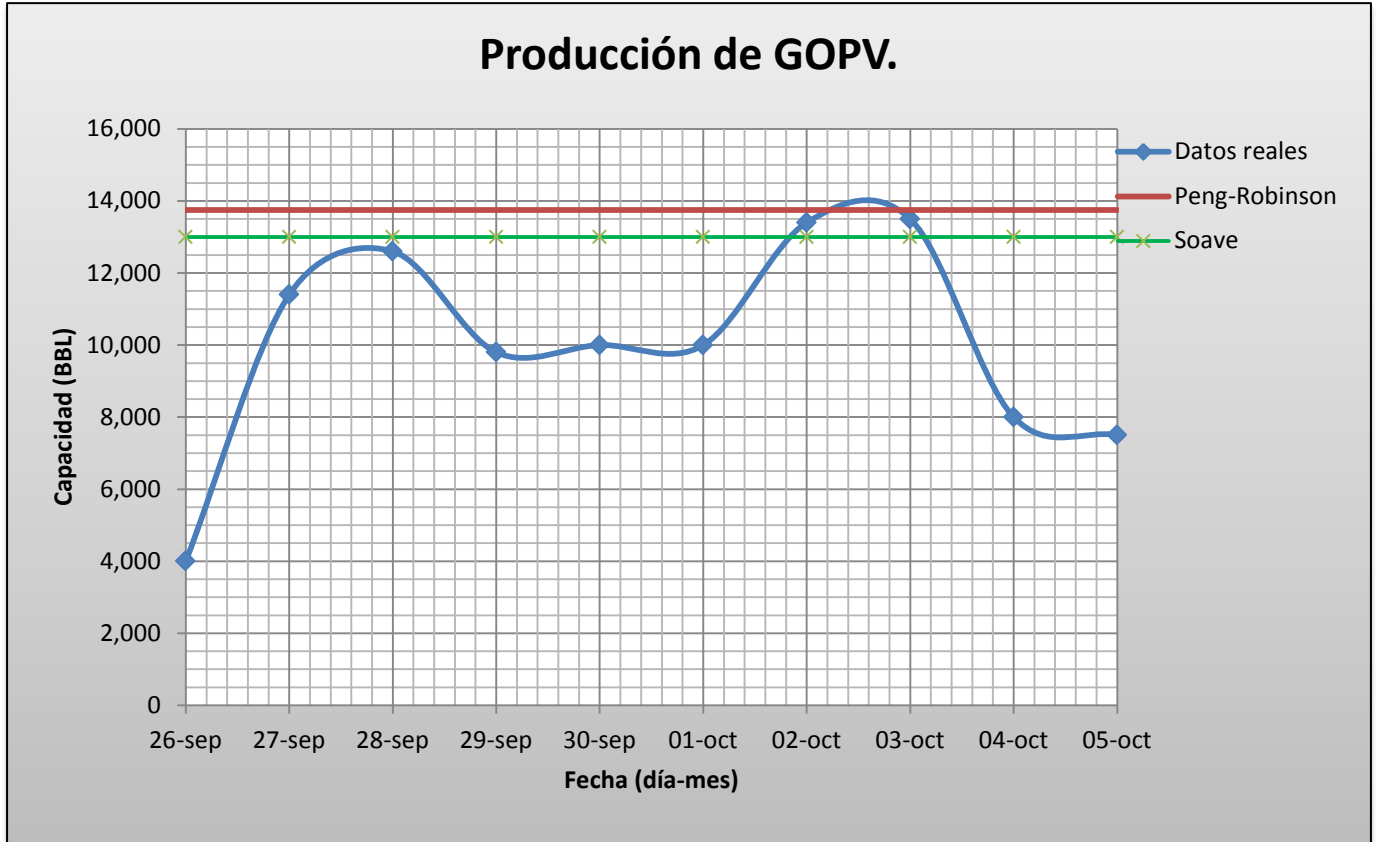
**Gráfica. 6.5 “Comparación Peng-Robinson vs Soave-Redlich-Kwong -GOPA”**





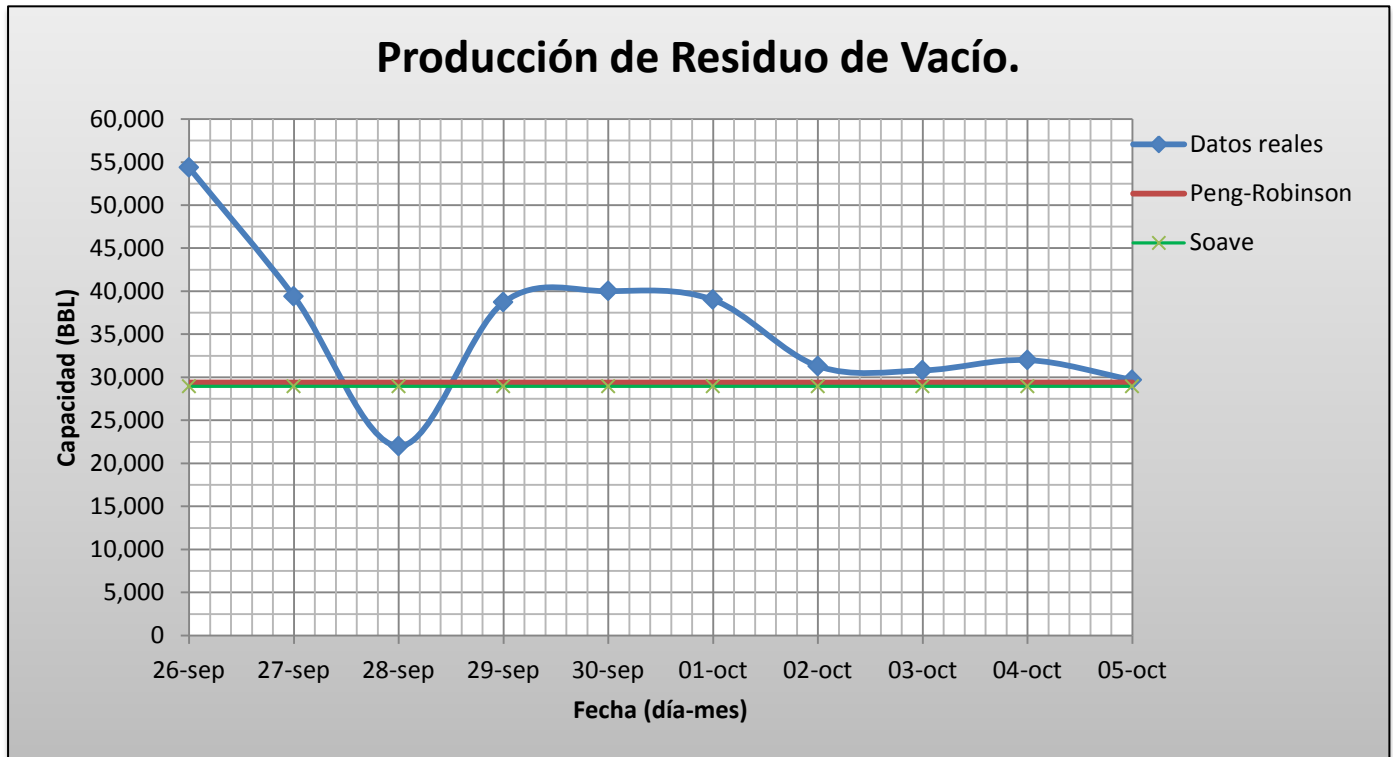
**Gráfica. 6.6“Comparación Peng-Robinson vs Soave-Redlich-Kwong -GOLV”**





**Gráfica. 6.7“Comparación Peng-Robinson vs Soave-Redlich-Kwong -GOPV”**





**Gráfica. 6.8“Comparación Peng-Robinson vs Soave-Redlich-Kwong –RESIDUO DE VACIO”**





# BIBLIOGRAFIA

1. Gary James H y Handwerk Gleen E., "Petroleum Refining, Technology and Economics", Third Edition, Marcel Dekker, New York, pags 441, 1994.
2. Speight J.G , "The Chemistry and Technology and Petroleum" , Marcel Dekker, Third edition ,pags 390,1999.
3. J.G Speight, "Handbook of Petroleum Analysis" Johm Wiley & Sons, Inc 2011.
4. Ancheyta Jorge "Petroleum Refining, Modeling and Simulation of Catalytic Reactors for Petroleum Refining", First Edition. 2001
5. Treybal Robert E., "Operaciones de Transferencia de Masa", segunda edición, McGraw Hill, Madrid España ,págs. 853,1995
6. Perry Robert H. y Green W. Don, "Chemical Enginners", McGraw Hill, U.S.A, 1999.
7. Henley E. J. y Seader J. D., "Operaciones de Separación por Etapas de Equilibrio en Ingeniería Química", Edit. Reverté, Barcelona España, 2000.
8. Smith Robin,"Chemical Process Design", McGrae Hill, New York,pags 459, 1995.
9. Nelson W.L., "Petroleum Refining Engineerin", Fourth Edition, McGraw Hill, Tokio, pags 960,1958.





10. Mushrush Geogre W. y Speight James G., "Petroleum Products: Instability and Incompability", Taylor Francis, U.S.A, 1995.
11. Watkins Robert. N. "Petroleum Refinery Distillation", Gulf Publishing, U.S.A., 1973.
12. <http://www.imp.mx/petroleo/?imp=tipos>
13. Evolución del Mercado petrolero, 2007-2012 , centros de estudios de las finanzas Públicas. (CEFP)
14. Prospectivas de Petrolíferos, secretaria de energía.
15. ASTM Designation D86-01 "Standar Test Method for Distillation of Petroleum Products at Atmospheric Pressure", Annual Book of ASTM Standars , Vol. 05.01 (2002)
16. ASTM Designation D 1160- 99, "Standard Test Method for Distillation of Petroleum" Products at Reduced Pressure" Annual Book of ASTM Standards, Vol. 05.01 (2002)
17. ASTM Designation D 2892-99, "Standard Test Method for Distillation of Petroleum" (15-Theoretical Plate Column)" Annual Book of ASTM Standards, Vol. 05.01 (2002).
18. Gerald L. Kaes, Refinery Process Modeling, A Practical Guide to Steady State Modeling of Petroleum Processes First Edition, 2000
19. Process Engineering Suite, Tutorial Guide Invensys SIMSCI-ESSCOR, 200.
20. DWSIM-Process Simulation, Modeling and Optimization Technical Manual, Daniel Wagner Oliveira de Medeiros, Version 1.8, Revision 0, September 2010.
21. La simulación como herramienta de desarrollo en la Ingeniería Química, Enrique Arce Medina, COMPUQUIMICA.





---

22. Don't Gamble with Physical Properties For Simulations, Eric C. Carlson,  
Aspen Technology Inc., October 1996.

23. Property Package Selection, Aspen Documentation Manual

