



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

---

PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN  
INGENIERÍA

FACULTAD DE QUÍMICA

*Análisis de opciones tecnológicas para  
procesos de destilación combinada de  
crudos mexicanos.*

**T E S I S**

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE  
**MAESTRO EN INGENIERÍA.**

Ingeniería Química - Ingeniería de Procesos

P R E S E N T A :

**ING. OSCAR SÁNCHEZ ALONSO**

TUTOR:

**M. I. ALEJANDRO ANAYA DURAND.**



México DF

2012



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



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

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

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

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

## **Jurado asignado**

**Presidente: Dr. Fernando Barragán Arroche.**

**Secretario: Ing. Celestino Montiel Maldonado.**

**Vocal: M.I. José Antonio Ortiz Ramírez.**

**1er Suplente: M.C. Ezequiel Millán Velasco.**

**2do Suplente: M.I. Alejandro Anaya Durand.**

**Lugar donde se realizó la tesis:**

**Facultada de Química, UNAM**

**TUTOR DE TESIS**

**M.I. Alejandro Anaya Durand**

A handwritten signature in black ink, appearing to read 'Alejandro Anaya Durand', is written over a horizontal line.

**Hay personas que luchan un día y son buenos, hay otras luchan un año y son mejores, pero hay quienes luchan toda la vida esos son los imprescindibles.**

**Este trabajo está dedicado a estas personas imprescindibles:**

**A MI MADRE:**

Quien es un ejemplo de enseñanza y de apoyo incondicional, un ser maravilloso de quien nunca me cansaré de aprender. Es por eso que parte importante de mi logro también es de ella.

**A MI HERMANO:**

Quien fue, es y será mi ejemplo, a quien considero el mayor triunfador de esta vida. Muchas gracias por todo lo que me diste.

**A MIS SOBRINOS:**

A los dos ángeles más hermosos, quienes han sido mi motor para continuar en el camino.

**A MI PADRE:**

Quien con su cuidado y dedicación, ha sido un apoyo enorme para poder lograr cometidos, de quien he aprendido mucho y a quien agradezco enormemente.

**A MIS TIOS:**

A ellos no tengo más que agradecerles infinitamente todo lo que hicieron por mí, decirles que estoy en deuda completamente y

muchas gracias por siempre considerarme como uno más de los miembros de su familia.

**A MIS PRIMOS:**

Quienes siempre me consideraron como un hermano, a ellos mi gratitud y sincero cariño.

**A MIS AMIGOS:**

Quienes en diferentes etapas de mi vida han logrado ser el factor que le da un valor agregado a este caminar.

Agradezco a **DIOS** por haberme permitido concluir una etapa más.

Agradezco al **M.I. Alejandro Anaya Durand** por la dirección y apoyo incondicional, para la realización de éste trabajo de tesis.

Agradezco al **M.A. Alejandro Villalobos Hiriart**, quien me apoyo con la dirección, comentarios y sugerencia para la realización de esta tesis, quien lo hizo completamente a título personal.

Agradezco al **Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología (CONACyT)**, por el apoyo económico para el desarrollo completo del posgrado, quien con esos apoyos ayuda al desarrollo nacional.

# INDICE

<b>INTRODUCCIÓN.....</b>	<b>11</b>
Generalidades de una refinería.....	11
Procesos de refinación de petróleo.....	11
Análisis de la situación actual del sistema de refinación .....	18
<b>CAPÍTULO I.....</b>	<b>29</b>
Análisis de mercado.....	29
Situación internacional de hidrocarburos.....	29
Balanza comercial.....	36
<b>CAPITULO II .....</b>	<b>40</b>
Viabilidad de refinación.....	40
Demanda esperada de petrolíferos.....	40
Disponibilidad de materia prima.....	45
Descripción del proceso.....	48
Tipos de refinerías.....	48
Hydroskimming.....	48
Catalytic Cracking.....	49
Full conversión.....	50
Descripción del proceso de destilación combinada convencional.....	52
Unidad atmosférica.....	52
Unidad de destilación de vacío.....	52
Primera sección de precalentamiento de crudo.....	52
Sección de desalado.....	53
Segunda y tercera secciones de precalentamiento de crudo.....	53
Sección de destilación atmosférica.....	53
Sección de agotamiento.....	55

Unidad de destilación de vacío.....	55
<b>CAPITULO III.....</b>	<b>57</b>
Análisis por tipos de crudos.....	57
Crudos mexicanos.....	57
Olmeca.....	58
Marina Ligero.....	58
Istmo.....	59
Maya.....	60
Planta de destilación combinada por tipo de crudo.....	62
Generalidades.....	62
Destilación con crudo Olmeca.....	63
Destilación con crudo marina ligero.....	65
Destilación crudo istmo.....	67
Destilación de crudo maya.....	68
Análisis comparativo de los diferentes crudos.....	70
Evaluación por rendimientos.....	72
Análisis económico por tipo de crudo.....	74
<b>CAPITULO IV.....</b>	<b>78</b>
Análisis de tecnologías de destilación combinada de crudo.....	78
Descripción de la metodología.....	80
Atributos para la evaluación y ponderación.....	82
Foster Wheeler.....	88
Atributos técnicos.....	91
Atributos económicos.....	92
Atributos de rendimientos.....	93
Atributos energéticos.....	93
Instituto Mexicano del Petróleo.....	95

Atributos técnicos. ....	98
Atributos económicos.....	98
Atributos de rendimientos.....	99
Atributos energéticos.....	100
Technip D2000 .....	101
Atributos técnicos. ....	104
Atributos económicos.....	105
Atributos de rendimientos.....	106
Atributos energéticos.....	107
Shell Global Solution.....	108
Atributos técnicos. ....	112
Atributos económicos.....	113
Atributos de rendimientos.....	114
Atributos energéticos.....	115
Análisis comparativo de tecnologías.....	117
Comparación de atributos técnicos. ....	118
Comparación de atributos económicos.....	120
Comparación de atributos de rendimientos. ....	121
Comparación de atributos energéticos. ....	122
Calificación final.....	124
<b>CAPÍTULO V .....</b>	<b>127</b>
Análisis de una nueva propuesta para el proceso de destilación combinada de crudos mexicanos.....	127
Maya 1.....	128
Atributos técnicos. ....	132
Atributos económicos.....	133
Atributos de rendimientos.....	134



Atributos energéticos.....	135
Maya 2.....	136
Atributos técnicos. ....	140
Atributos económicos.....	141
Atributos de rendimientos.....	142
Atributos energéticos.....	143
Ku-1 .....	144
Atributos técnicos. ....	148
Atributos económicos.....	149
Atributos de rendimientos.....	150
Atributos energéticos.....	150
Ku-2 .....	152
Atributos técnicos. ....	156
Atributos económicos.....	156
Atributos de rendimientos.....	157
Atributos energéticos.....	158
Análisis comparativo de propuestas.....	160
Comparación de atributos técnicos. ....	160
Comparación de atributos económicos.....	162
Comparación de atributos de rendimientos. ....	164
Comparación de atributos energéticos. ....	165
Calificación final .....	167
Dictamen final. ....	168
<b>CAPÍTULO VI.....</b>	<b>170</b>
Análisis y desarrollo de la propuesta Ku-2.....	170
Carga a planta .....	170
Propiedades de la mezcla. ....	171

Descripción de secciones de la propuesta Ku-2.....	175
Primera sección de precalentamiento.....	176
Segunda sección de precalentamiento y destilación atmosférica.....	176
Reactor y torre de separación de crackeados.....	179
Destilación al vacío.....	182
Equipos de proceso.....	184
Mejoras del proceso.....	186
Localización de equipos y Plot Plan.....	189
Análisis de riesgo de proceso.....	193
<b>CAPÍTULO VII.....</b>	<b>204</b>
Retos y actualizaciones en el procesamiento de crudos pesados.....	204
Retos del procesamiento de crudos pesados.....	205
Actualizaciones en el procesamiento de crudos pesados.....	208
Actualización en el transporte de crudo.....	208
Actualización en el mezclado de crudo.....	209
Actualización en el desalado.....	210
Actualizaciones en los materiales de construcción y prevención de corrosión.....	213
Actualización en el diseño de hornos de fuego directo.....	217
<b>CAPÍTULO VIII.....</b>	<b>220</b>
Ideas finales.....	220
<b>BIBLIOGRAFÍA.....</b>	<b>223</b>
<b>ANEXOS.....</b>	<b>232</b>
Anexo A: Índice de tablas.....	232
Anexo B: Índice de ilustraciones.....	235
Anexo C: Índice de gráficos.....	238
Anexo D: Diagrama de flujo de proceso de la propuesta Ku-2.....	240

Anexo E: Hojas de datos de equipo de proceso.....241

## INTRODUCCIÓN

### *Generalidades de una refinería*

#### **Procesos de refinación de petróleo:**

**E**l petróleo crudo como tal, no tiene muchos usos; es por eso que se somete a un proceso de conversión de energía primaria a secundaria denominado refinación.

Se conoce como refinación al conjunto de procesos que se aplican al petróleo crudo con la finalidad de separar sus componentes útiles y, además adecuar sus características a las necesidades de la sociedad, en cuanto a productos terminados.

La función de una refinería es transformar el petróleo en productos derivados que satisfagan las necesidades de la sociedad.<sup>1</sup>

Una refinería es un centro de trabajo donde el petróleo crudo se transforma en sus derivados. Esta transformación se logra mediante los procesos de: destilación atmosférica, destilación al vacío, hidrosulfuración, desintegración térmica, desintegración catalítica, alquilación y reformación catalítica entre otros.

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.

---

<sup>1</sup> Heather Wansbrough y Tony Mullinger. *Refining crude oil*. Energy and refining crude oil, Vol. 24, cap.8 (2004).

*combinada de crudos mexicanos*



**Ilustración 1: Cortes de crudo en función de su temperatura.**

Los productos petrolíferos se obtienen a partir de una serie de procesos. La destilación primaria es la fase inicial en la refinación del petróleo crudo, la cual se realiza través de los diferentes cortes que se tienen en el petróleo, empleando los diferentes puntos de ebullición de los mismos, como se muestra en la ilustración 1<sup>2</sup>.

Las fracciones obtenidas se dirigen a procesos adicionales como los de hidrodesulfuración, reformación de naftas, desintegración catalítica y térmica y reducción de viscosidad, que dan origen a los productos petrolíferos que se comercializan en el mercado como son: gasolina, diesel, combustóleo, turbosina, queroseno, coque de petróleo, etcétera.

### **Destilación atmosférica**

Consiste en la separación de la mezcla de hidrocarburos líquidos en componentes más específicos, mediante la aplicación de calor hasta lograr vaporizar cada componente, aprovechando que cada uno de ellos posee diferente punto de ebullición.

---

<sup>2</sup> Petróleos Mexicanos. *Glosario de términos usados en la industria petrolera. Reserva de documentos de Petróleos mexicanos 2010.*

### **Destilación al vacío**

Proceso intermedio para extraer, del residuo atmosférico, el gasóleo usado como carga a las plantas de desintegración catalítica FCC, así como las fracciones para elaboración de aceites lubricantes.

### **Desintegración catalítica**

Proceso que consiste en descomponer las moléculas de hidrocarburos más grandes, pesadas y complejas, en moléculas más ligeras y simples. Se lleva a cabo mediante la aplicación de calor, presión y mediante el uso de catalizadores. La utilización de este proceso permite incrementar el rendimiento de gasolina y de otros productos importantes que tienen aplicaciones diversas en industria del petróleo<sup>3</sup>.

### **Hidrotratamiento**

Proceso cuyo objetivo es descomponer catalíticamente las impurezas de los petrolíferos, además de eliminarlos componentes contaminantes que contienen como los compuestos de azufre, nitrógeno y oxígeno, haciéndolos reaccionar con hidrógeno a temperaturas comprendidas entre 315 y 430°C a presiones que varían de 7 a 210kg/cm<sup>2</sup>, en presencia de catalizadores diversos.

### **Alquilación**

Los procesos de alquilación comprenden la combinación de una olefina con un hidrocarburo parafínico o aromático, en presencia de un catalizador. El proceso involucra la unión de propileno o butilenos con

---

<sup>3</sup> C. Smith and P. Harriott. *Introduction to petroleum refinery operation*. Cap. 1, 2000.

isobutano, en presencia de ácido fluorhídrico o sulfúrico como catalizador, para formar una isoparafina denominada alquilado ligero

### **Reformación**

Proceso que mejora la calidad antidetonante de fracciones de la gasolina modificando la estructura molecular. Cuando se lleva a efecto mediante calor, se le conoce como reformación térmica y como reformación catalítica, cuando se le asiste mediante un catalizador.

### **Isomerización**

Proceso mediante el cual se altera el arreglo fundamental de los átomos de una molécula sin adherir o sustraer nada de la molécula original.

### **TAME y MTBE**

Oxigenantes que se utilizan como aditivo para incrementar el octanaje en la gasolina, y su utilización depende de la legislación (ambiental) con relación a la composición y calidad de las gasolinas.

Los productos de una refinería son muchos y muy variados y todos dependen del tipo de proceso que se emplea para obtenerlos, en la tabla 1 se muestran los productos de una refinería.

**Tabla 1: Descripción de los productos de una refinería por sus características, tipo y uso <sup>[3]</sup>**

Producto	Definición	Tipo
Gas LP	La mezcla de propano y butano comprimido y licuado. Proviene, ya sea de líquidos del gas natural y gasolina natural, o de los procesos de refinación de crudo.	Combustible
Gasolinas	En su forma comercial es una mezcla volátil de hidrocarburos líquidos, con pequeñas cantidades de aditivos, apropiada para usarse como combustible en motores de combustión interna con ignición por chispa eléctrica, con	Combustible

Producto	Definición	Tipo
	un rango de destilación de, aproximadamente, 27 a 225 °C.	
Nafta	Solvente alifático con punto de ebullición relativamente elevado. En la prueba de destilación el destilado a 176° C debe ser como mínimo el 50 por ciento del volumen, a 190° C el 90 por ciento mínimo y la temperatura final de ebullición 210° C como máximo; debe tener un punto de inflamación relativamente alto (38° C como mínimo), libre de color y olor.	Solvente
Turbosina	Combustible para avión. Destilado del petróleo similar al keroseno. Líquido claro, olor a aceite combustible, insoluble en agua. Conocido también con los nombres de jet fuel y combustible de reactor.	Combustible especial
Kerosina	Segundo corte o fracción de la destilación del petróleo crudo (el primero es la nafta o gasolina); su color, contenido de azufre y características de ignición varían según las propiedades del crudo que provienen. Su peso específico está dentro de un rango de 0.80 a 0.83 y su punto de ignición de 66° C a 80° C.	Combustible
Diesel	Combustible derivado de la destilación atmosférica del petróleo crudo. Se obtiene de una mezcla compleja de hidrocarburos parafínicos, olefínicos, nafténicos y aromáticos, mediante el procesamiento del petróleo. Es un líquido insoluble en agua, de olor a petróleo.	Combustible
Aceites Lubricante	Se utilizan como base para la elaboración de lubricantes terminados. Por su composición química pueden ser nafténicos	Lubricante



Producto	Definición	Tipo
s	(caracterizados por un menor índice de viscosidad) o parafínicos (alto índice de viscosidad). Algunas de las especificaciones más importantes de los lubricantes básicos son su viscosidad, punto de inflamación, temperatura de escurrimiento y color.	
Grasas	Lubricantes sólidos o semisólidos que se fabrican con un aceite lubricante y un agente que les da más densidad y consistencia. El aceite utilizado es refinado, generalmente de alto índice de viscosidad, y los agentes espesantes son jabones de aluminio, bario, litio, sodio y estroncio y sustancias como arcilla, sílice y glicerol. Se añaden además aditivos antioxidantes, inhibidores de corrosión, pigmentos orgánicos, etcétera.	Lubricante
Parafinas	Son sólidos untuosos que se funden rápidamente y poseen cierto brillo, plasticidad y lubricación. Las parafinas derivadas del petróleo se obtienen como un coproducto en la fabricación de aceites lubricantes. Se separan del aceite para mejorar la fluidez de los lubricantes, y se pueden someter a diversos procedimientos para reducir el aceite que contienen y refinarlas para eliminar compuestos indeseables de azufre, nitrógeno y otros, dándoles mayor consistencia, mejor color y eliminarles cualquier olor.	Producto químico
Combustó leo	Líquido oscuro, viscoso, con olor característico a chapopote, de composición compleja de hidrocarburos pesados, obtenido de la mezcla de las corrientes de residuo de vacío, aceite pesado y aceite ligero de la	Combustible

*Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación*

*combinada de crudos mexicanos*

Producto	Definición	Tipo
	desintegración catalítica. Como todo este tipo de compuestos, es insoluble en agua.	
Asfaltos	Es un material de cementación sólido o semisólido de color oscuro, formado principalmente por bitúmenes. Se encuentra a veces en grandes depósitos naturales como betunes y presente en la mayoría de los petróleos crudos de donde se separa por varios procedimientos y se puede tratar para dar lugar a numerosos tipos y grados de asfalto.	Materia prima
Azufre	Producto obtenido del contenido de azufre en crudo y gases, por medio de acondicionamiento de los mismos, se puede encontrar en diferentes formas desde mercaptanos hasta los compuestos oxidados.	Materia prima

*Análisis de la situación actual del sistema de refinación*

Es de suma importancia reconocer al sector de la refinación de petróleo como una pieza clave en el engranaje nacional que participa activamente en el impulso al desarrollo económico del país, y que representa un gran desafío a la capacidad conjunta de la ingeniería mexicana, de ahí que se deben aprovechar al máximo y consolidar las ventajas comparativas y competitivas que tiene el sector para posicionar a México en el mediano y largo plazos dentro del contexto internacional de la industria.

En esta industria se requieren implementar y desarrollar los mayores avances tecnológicos en los diferentes procesos que la integran, que le permitan incrementar sus rendimientos y productividad y al mismo tiempo obtener productos de calidad que satisfagan la demanda de los diversos productos petrolíferos, de manera sustentable, eficiente, confiable y oportuna<sup>4</sup>.

La capacidad actual de destilación atmosférica distribuida en seis refinerías es de 1,540 miles de barriles por día, sin contar con la nueva a instalarse, para una carga combinada de petróleo crudo 40/60 (ligero /pesado, de 34 y 22° API), e integrada con procesos secundarios de conversión profunda (deep cut) que le permiten obtener rendimientos en gasolina y destilados del 70% con relación al total de productos

---

<sup>4</sup> Secretaría de Energía. *Perspectivas de petrolíferos (2002-2012)*. Información estadística de la Secretaría de Energía (2008).

obtenidos, mientras que el 30% restante lo constituye el combustible residual (combustóleo).

Mientras que la demanda de petrolíferos (considerando gasolina, turbosina, diesel y combustóleo) se ha incrementado de 1,145 miles de barriles por día en 2005 hasta 1,450 miles de barriles en 2010, lo que significa un crecimiento promedio anual de la demanda del 4.6%, cifra por demás importante si se considera que la oferta no ha variado significativamente (1,170 MBD en 1995 y 1,240 MBD en 2005 para un crecimiento de solo 0.5 % por año en la oferta), esta situación explica el gran deterioro y retraso que este sector ha experimentado en la última década así como las importaciones crecientes que le dan alto grado de vulnerabilidad al sistema. Situación que se vuelve aún más grave si reflejamos y cuantificamos la diferencia entre la demanda y la oferta, en términos económicos, en donde el valor de las importaciones de petrolíferos en la década referida, ascienden a algo más de 30,000 millones de dólares; cifra por demás significativa, si consideramos que una nueva refinería (completa) con capacidad para procesar 300 MBD de crudo, necesario para tener un balance más cercano entre oferta y demanda tendría un costo de aproximadamente 12,000 millones de dólares.

Aquí, deberemos hacer un análisis de las ventajas relativas de los beneficios de la integración del sector de refinación mexicano bajo el esquema de “fondo de barril” o sea con destrucción de residuales, considerando que el país requiere sustentabilidad y confiabilidad para

el suministro de gas natural nacional, así como en la disponibilidad del combustóleo complementario que permitan garantizar y asegurar el balance del par energético.

Actualmente, el balance del par energético, antes referido no existe, urge revisarlo, para redefinir la política energética del país.

Hoy, se ha terminado el proceso de modernización, expansión y reconfiguración de la refinería de Minatitlán, en el cual se contempla la adición de nuevas plantas, cuyo objetivo es el de maximizar el proceso de crudo pesado maya principalmente hacia la producción de gasolina y destilados de calidad internacional.

Dentro de este proceso, una de las variables clave a considerar está asociada a la disponibilidad de crudos; actualmente se producen un compuesta por 72% de crudo pesado, 23 % de crudo ligero y el 5% restante lo constituyen crudos del tipo superligero.

De las características de la materia prima y su disponibilidad, así como de los requisitos de la demanda y calidad de los productos finales, dependerá la estructura y complejidad de la refinación que sea requerida para las futuras refinerías.

Actualmente, se han modernizado y potenciado en escala modesta las capacidades de destilación atmosférica y de vacío, así como en mayor grado los demás procesos secundarios de conversión profunda (desintegración catalítica, reformación, hidrocracking y coquización) en cuatro de las seis refinerías del sistema nacional de refinación (Cadereyta, Madero, Salamanca y Tula). Como ya se dijo actualmente

se encuentra terminado el proceso de modernización y expansión la refinería de Minatitlán, para la cual adicionalmente se tiene considerado un incremento de capacidad equivalente a un módulo de 150 MBD de destilación combinada integrado al resto de la refinería, con un costo en cerca de 5,000 millones de dólares.

Además se encuentra en proceso de revisión la configuración, expansión y modernización de la refinería de Salina Cruz, cuyo proceso de licitación y construcción se inició en el 2009, para concluirse en el año 2015.

Con estas dos refinerías, reconfiguradas y modernizadas, se podrá incrementar la capacidad de refinación del SNR en casi 300 MBD, capacidad de refinación insuficiente para la demanda actual y con mayor razón si consideramos las expectativas de crecimiento en la demanda de gasolinas estimada en 3.5% por año; para la que se espera un requerimiento de 785 MBD de gasolinas en el año 2015.

Para satisfacer esta demanda de gasolina se requerirá de una capacidad instalada de refinación completa de aproximadamente 2,180 MBD (operando al 90%), lo que significa que será necesario agregar al menos 600 MBD nuevos, adicionales a la capacidad existente (con Minatitlán y Salina Cruz se tendría la mitad de estos requerimientos); con lo cual es imperativo plantear la necesidad de dos módulos de refinación de 150 MBD o uno de 300 MBD adicionales, con sus instalaciones complementarias de conversión profunda diseñadas bajo especificaciones de bajo azufre.

Un requisito indispensable a considerar para maximizar el rendimiento del petróleo crudo mexicano, está asociado necesariamente a la disponibilidad de crudos, principalmente a la composición de crudos ligeros y pesados, si esta situación cambiara, las condiciones y características de la refinación deberán ser revisadas con detalle, puesto que los rendimientos a gasolinas y destilados dependerán ya no solo de la estructura del proceso, sino primordialmente de la disponibilidad de los tipos de crudo, necesarios para alcanzar las metas de calidad y cantidad.<sup>5</sup>

Adicionalmente deberán revisarse los requisitos de otros componentes de la refinación integral, como lo es la expansión modernización y mantenimiento regular de la infraestructura de almacenamiento, distribución y transporte (terrestre y marítimo), así como también el sistema de comercialización de los productos finales.

Actualmente esta infraestructura cuenta con 80 terminales terrestres y 15 terminales marítimas para el almacenamiento y distribución de los productos; y 9,115 km de ductos para el transporte de productos entre las refinerías y los centros de almacenamiento y distribución, instalaciones desde donde se abastecen cerca de 7,940 estaciones de servicio localizadas en todo el territorio nacional.

---

<sup>5</sup> Ing. Rafael Beverido Lomelin. *La industria de la refinación e industria petroquímica. Situación actual y perspectivas*. II congreso nacional del desarrollo de la industria química, petroquímica y refinación. (2005)

Adicionalmente el SNR cuenta con 5,500km de ductos para el transporte de crudo, desde los puntos de recibo del producto hasta las refinerías del SNR.

Otro elemento importante a considerar de gran importancia son las embarcaciones de la flota petrolera, cuyas operaciones están dedicadas al transporte por cabotaje de crudo y de productos terminados, para abastecer otras áreas del país, particularmente aquellas zonas territoriales (costeras) que se encuentran alejadas de los centros de producción, para las cuales se les abastece a través de estos medios y cuyas condiciones de obsolescencia hacen necesaria una rehabilitación integral de la flota para cumplir con normas internacionales y reducir al máximo las emergencias operativas.

Cabe señalar en resumen que de no llevarse a cabo estos planes de inversión en el sector de refinación la importación actual de gasolina y destilados del orden de 5,000 millones de dólares por año se elevará a un total de más de 32,000 millones de dólares para el año 2012 dándole vulnerabilidad y alto riesgo de crisis económica al país ante cualquier eventualidad.

Ahora bien, el reto para la ingeniería mexicana en este importante sector de la industria puede deducirse de las grandes cifras de inversión requeridas. Los planes a un futuro no mayor de 5 años (2015) muestran la necesidad de invertir al menos 18,000 millones de dólares que representan una demanda de ingeniería de proyecto de 1,080 millones de dólares (36 millones de h-h), 4,500 millones de dólares para



la cobertura nacional de una demanda del 40% de los bienes de capital de todos los proyectos y otra cantidad igual o sea 4,500 millones de dólares para la mano de obra y materiales de construcción en las diversas localizaciones.

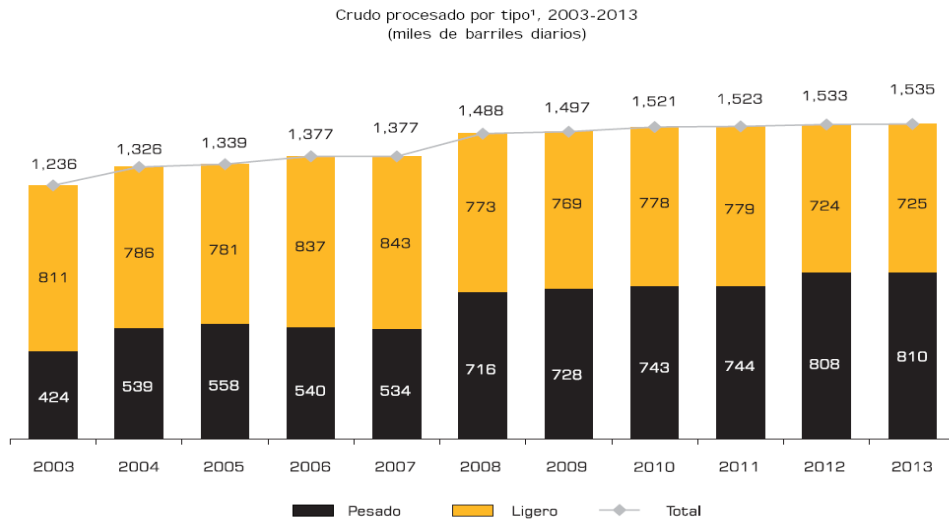
Cifras que obligan a organizar, preparar, capacitar y establecer alianza a un considerable número de empresas y universidades nacionales con alto grado de especialidad, para la participación de ingeniería mexicana, en el reto que demanda este destacado sector de la industria nacional.

Ante la incesante extracción de crudos de menores grados API y la demanda aumentante de destilados intermedios en el país, la necesidad de establecer sistema de transformación de crudo se hace cada vez más evidente. Aunque la instalación de estos centros se debe analizar con sumo cuidado, ya que las inversiones que se emplean son fuertes. Pero también es importante hacer un estudio de las materias primas que se suministraran, a dicha planta, por tal motivo es importante saber, que la situación en México referido a los crudos mexicanos, es de una disminución considerable en los valores de API como se muestran en el gráfico 1<sup>6</sup>.

---

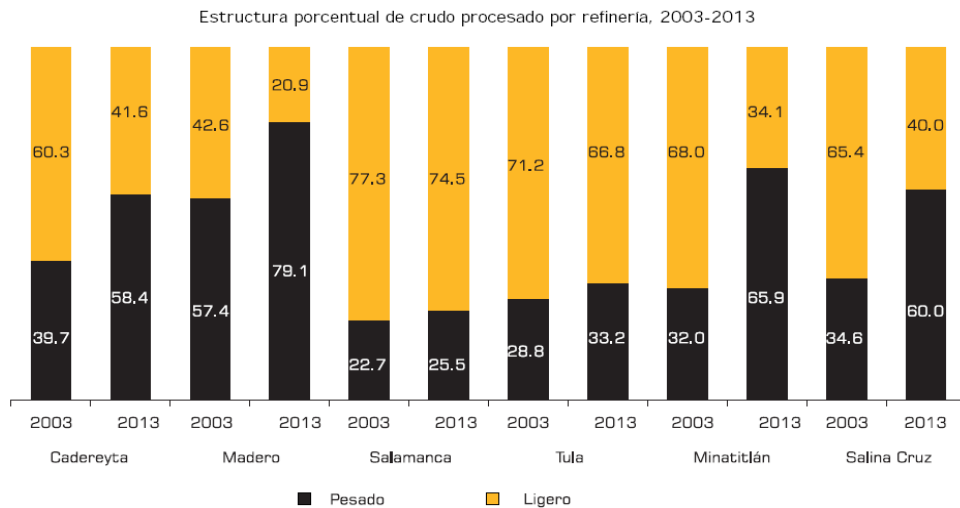
<sup>6</sup> Ing. Alejandro Villalobos Hiriart. *Plantas de destilación de petróleo crudo*. Módulo IV capacitación PEMEX refinación, Tula Hidalgo (2005).

*combinada de crudos mexicanos*



**Gráfico 1: Tendencia nacional del tipo de procesado de crudos.**

Las tendencias también hablan sobre la necesidad de la transformación de nuestro sistema de refinación al empleo de los crudos más pesados (gráfico 2), lo que nos invita a hacer mezclas de crudos u operar refinерías no diseñadas para este tipo de materias primas. [5]



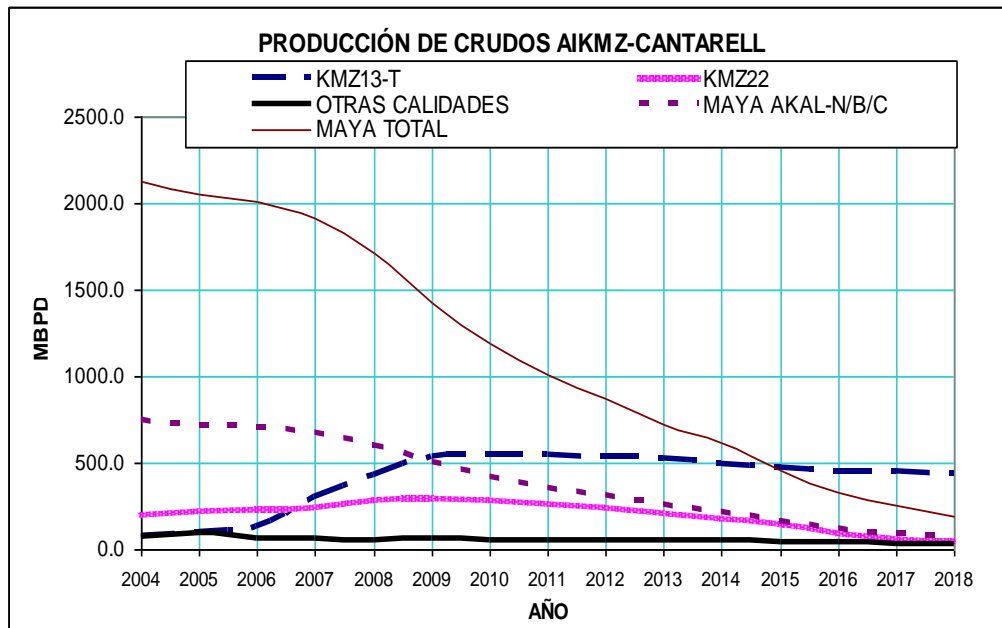
Fuente: IMP con base en información de Pemex.

**Gráfico 2: Distribución del procesamiento del tipo de crudos por refinерía.**

La distribución de producción de crudos es importante ya que los activos como Cantarel y Ku-Maloob-Zaap, son actualmente los más

*combinada de crudos mexicanos*

importantes centros en explotación en México, aunque desafortunadamente el activo Cantarel se encuentra en un decaimiento crítico, por tal motivo, el futuro se encuentra en la transformación de crudos mexicanos para venderlos como productos de destino final e hidrocarburos procesados, y no solo la venta de crudo, esta tendencia se muestra en el gráfico 3, donde muestra datos suministrados por el Instituto Mexicano del Petróleo.



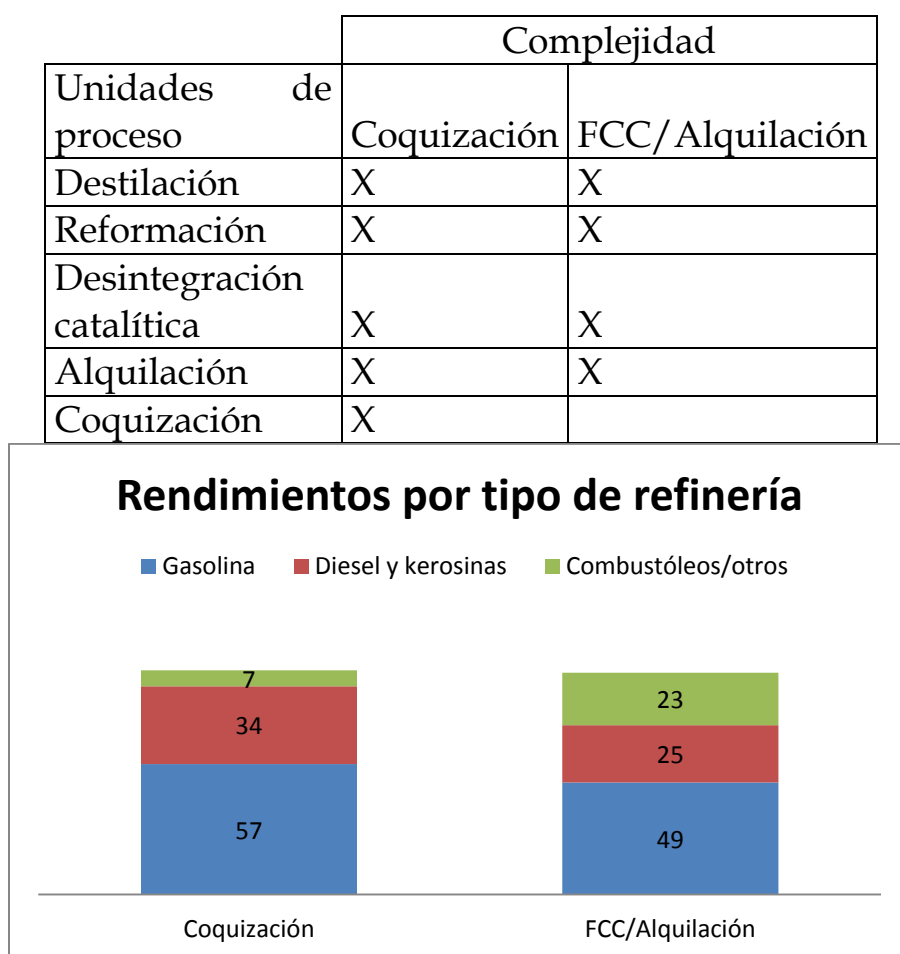
**Gráfico 3: Proyección de la Producción de crudos de los principales activos. [6]**

Durante la última década, la evolución de los mercados de refinados en el mundo se ha orientado a productos con elevadas especificaciones de calidad, lo que ha obligado a los refinadores a incrementar la complejidad de los procesos en las refinerías existentes. Los equipos de proceso en una refinería se han incrementado en capacidad y número para estar en condiciones de competir en los mercados de energéticos, cada vez más especializados. Por tal motivo uno de los factores

## Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación

### *combinada de crudos mexicanos*

importantes a considerar es la nueva refinería que ya se tiene en puerta, y tomaremos a esta para hacer más evidente la necesidad de una correcta configuración de destilación combinada, ya que la correcta selección de tecnología, es de vital importancia para un buen funcionamiento de la refinería e independientemente del tipo de configuración de refinería, la destilación de crudo, es un proceso clave. Como es posible apreciar independientemente del tipo de refinería a seleccionar, la destilación jugará un papel importante como muestra la ilustración 2.



**Ilustración 2: Comparación de tipo de refinerías propuestas para la refinería bicentenario.**

*Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación  
combinada de crudos mexicanos*

Otro factor importante es la viabilidad económica, por eso el estudio marca, que las nuevas tendencias en México es el empleo de crudos pesados como el maya, en un 100% de alimentación a los sistemas de refinación, un estudio marca que la opción más rentable es la alimentación de crudo maya con la configuración de coquización, ilustración 2. Pero estos estudios buscan sustentar la refinería bicentenario, nuestro objetivo es proponer el mejor esquema de destilación, que contribuya a una nueva configuración de refinería, para el empleo de crudos más pesados que el maya.

CAPÍTULO I

*Análisis de mercado.*

**Situación internacional de hidrocarburos.**

La evolución de las variables determinantes del mercado petrolero internacional, se asocia a las perspectivas de crecimiento de la economía mundial, lo que influye en la demanda de petróleo, en especial por parte de los países desarrollados. A pesar de la disminución del ritmo de crecimiento de la economía mundial, se prevé que la expansión de China, India y en menor medida Pakistán, requerirá por lo menos un millón de barriles diarios adicionales a la demanda actual. Los expertos consideran que a partir de 2009 los precios del crudo podrían estabilizarse, debido a factores como los siguientes:

Expansión de la capacidad de refinación y conversión, lo cual podría responder parcialmente a la demanda mundial de productos refinados, debilitando las tendencias a la alza de los precios del crudo.

El atractivo que representan las elevadas cotizaciones del petróleo para impulsar las oportunidades de sustitución de hidrocarburos por fuentes alternas de energía, convencionales y no convencionales.

La estabilización de los mercados financieros mundiales y la recuperación del valor del dólar, moneda en la que se realizan las transacciones internacionales de crudo.

El eventual impacto que precios elevados pudieran tener en la demanda mundial de petróleo crudo y sus derivados, y el correspondiente impacto sobre los ingresos de los países productores.

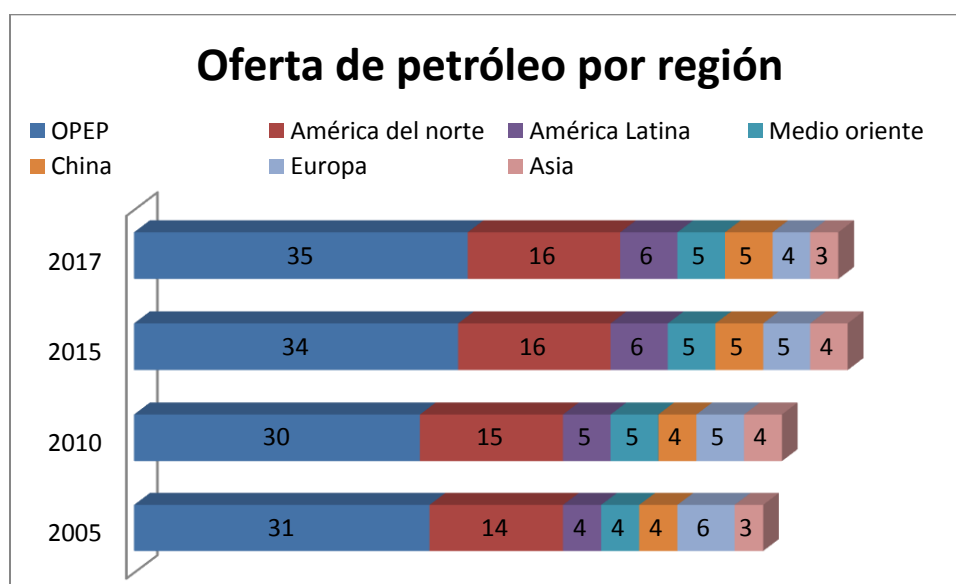
En el largo plazo se estima que la demanda mundial de petróleo crudo crezca a tasas ligeramente superiores a las observadas en la década anterior. La expectativa de crecimiento es 1.5% en promedio anual hacia el año 2017.

Se anticipa que la estructura de la producción por regiones de origen registre ligeros cambios durante los próximos diez años. OPEP continuará siendo el principal proveedor de petróleo crudo en el mundo; la región de América del Norte será la segunda proveedora en importancia y mantendrá su participación en aproximadamente 16%; los países de América y Europa registrarán un ligero aumento de su producción, para ubicarse en 15% del total mundial hacia 2017.<sup>7</sup> (Gráfico 4).

---

<sup>7</sup> Petróleos Mexicanos Estudio de viabilidad para construir una nueva refinería en México. 30 de junio 2008.

*combinada de crudos mexicanos*



**Gráfico 4: Oferta de petróleo estimada por región del mundo en millones de barriles diarios.**

A mediano plazo, se prevé que la estructura de la demanda de petróleo crudo por sectores de consumo experimentará cambios graduales, que confirmarían las tendencias observadas en los últimos años. El sector más dinámico seguirá siendo el transporte, como lo presenta el gráfico 5, el cual tendrá las tendencias predominantes del consumo.

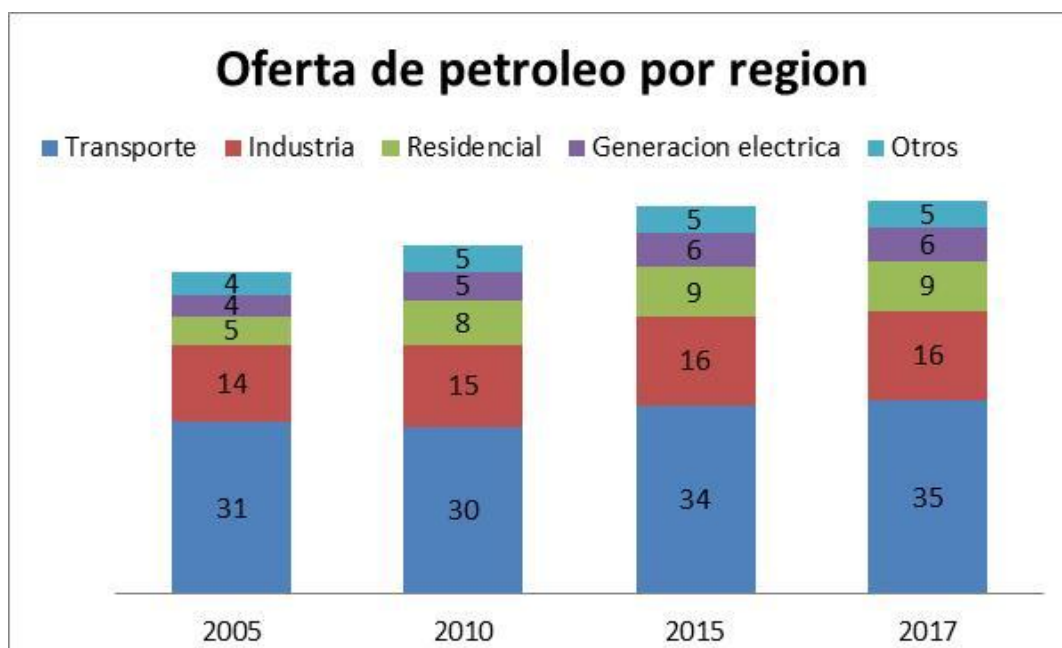
La demanda del sector industrial, segundo en importancia, crecería a una tasa de 1.1% en el periodo, tasa similar al promedio mundial, por lo cual su participación en la demanda total se reduciría de 28.6% a 27.8% en el periodo. La demanda para uso residencial, comercial y agropecuario de petróleo crudo aumentaría a una tasa similar a la del total mundial, con lo que su participación se mantendría en 13%.<sup>8</sup>

Por último, la demanda del sector eléctrico crecería a un ritmo inferior al del total (0.8%), debido fundamentalmente a la sustitución de

<sup>8</sup> Secretaría de Energía *Las reservas de hidrocarburos de México*. 1 de enero de 2009.



petrolíferos por combustibles industriales menos contaminantes en 2007; esto implicaría que su participación en la demanda total mundial decreciera de 7.8% en 2007 a 6.7% en 2017 [7].



**Gráfico 5: Situación actual y perspectivas internacionales**

El rezago en la expansión de la oferta mundial de petrolíferos contrasta con el dinamismo de la demanda en los últimos años. En todo caso, la nueva capacidad de refinación y la ampliación de la infraestructura existente, se construyó en las economías emergentes de Asia: India, China y Taiwán.

En el Medio Oriente, destacó el incremento de la capacidad de refinación en los Emiratos Árabes Unidos y Arabia Saudita (7.6% y 2.0%, respectivamente, durante 1997-2007), en especial con proyectos orientados a la exportación de excedentes para cubrir la demanda de los mercados y países deficitarios, principalmente Estados Unidos de América, Europa y las economías de rápido crecimiento en Asia. En el

continente americano, sólo Estados Unidos de América, Brasil y Venezuela registraron incrementos de capacidad superiores al promedio global. En el caso de México la capacidad de refinación solamente creció 0.5% durante 1997-2007.<sup>9</sup>

De acuerdo con las previsiones, en 2007-2014 la capacidad de refinación a nivel mundial se incrementará de manera acelerada en los próximos años, en aproximadamente 9 millones de barriles por día. La mayor parte de la nueva capacidad se ubicará en Medio Oriente, que aumentaría su capacidad de producción en más de 2.5 millones de barriles; China, que lo haría en 2.3 millones de barriles; los países de la OCDE en 1.8 millones y Asia en 1.6 millones.

La información disponible señala que entre 2008 y 2014 entrarán en operación proyectos de adición de capacidad en el continente americano por 2.8 millones de barriles por día, tabla 2. Entre los proyectos más importantes destacan dos refinerías de 500 mil barriles diarios en Brasil, uno de 400 MBD en Venezuela, dos en Canadá por un total de 450 MBD y ocho proyectos en EUA para incrementar en más de 700 mil barriles por día la producción de productos refinados.

---

<sup>9</sup> Crude Oil futures: A crystal Ball? *Bank of Canadá*. Primavera 2010.

## Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación

### *combinada de crudos mexicanos*

**Tabla 2: Aumento de la capacidad de refinación en el continente americano en los últimos años.**

<b>Empresa</b>	<b>Capacidad (MBD)</b>	<b>Localización</b>	<b>País</b>	<b>Inicio del proyecto</b>
Motiva	325	Port Arthur TX	USA	2010
Valero	90	Port Arthur TX	USA	2011
Holly Corp.	20	Lovington, MN	USA	2008
Sinclair Oil Corp.	45	Tulsa, OK	USA	2011
Fronter Oil Corp.	15	El dorado, KS	USA	2008
Marathon	15	Detroit, MI	USA	2010
Marathon	180	Gayville, LA	USA	2009
Placid Refining Co	25	Port Allen, LA	USA	2010
Newfoundland & Labrador Refining	300	Newfouland	Canadá	2011
Shell Canadá	200	Ontario	Canadá	2013
PDVSA	50	Barinas	Venezuela	2010
PDVSA	400	Cabruta	Venezuela	2010
PDVSA	50	Cabruta	Venezuela	2010
Petrobras/PDVS	500	Abreu e Lima	Brasil	2014
Petrobras/PDVS	500	Pernambuco	Brasil	2010
Refinería Paulina	34	Paulina	Brasil	
Refinería Vargas	18	Araucaria	Brasil	2008
Petroperú	28	Talara	Perú	
Ecopetrol	70	Cartagena	Colombia	

Un factor que incidirá en la competitividad de las empresas de refinación serán los cambios en la oferta mundial de petróleo crudo, que implicarán una presencia importante de crudos pesados, así como

la disminución de la demanda de combustóleo en todo el mundo. Bajo esta premisa, las refinerías con configuración de hidrocracking, coquización y procesando crudos pesados y amargos similares al Maya, se podrían registrar márgenes brutos superiores a 13 dólares por barril entre 2008 y 2015, en contraste con 11 dólares por barril entre 1997 y 2007. En ese contexto, se anticipa un escenario favorable, principalmente para las refinerías de alta conversión, es decir, aquellas que cuentan con plantas coquizadoras y que procesen crudos pesados y amargos.

Otros aspectos que influirán en las decisiones de construcción de nuevas refinerías son los ciclos propios de esta industria y el incremento de costos observado en los últimos años. Sin duda, la refinación ha resentido y continuará resintiéndose los efectos de los altos precios de los insumos para su construcción, principalmente acero, varilla y cemento, así como la elevada demanda de equipos y personal técnico especializado, factores que en conjunto aumentarán los riesgos para el desarrollo de proyectos, lo que a su vez, incrementará los montos de inversión y prolongará los tiempos requeridos para su realización.

La producción nacional de petrolíferos creció a una tasa media de 0.5%. Estas cifras resultan de un crecimiento de 2.2% en la producción de gasolinas, lo cual representó un incremento en el volumen producido de 63 MBD, y de diesel, cuya producción tuvo el comportamiento más dinámico en el periodo analizado, al aumentar

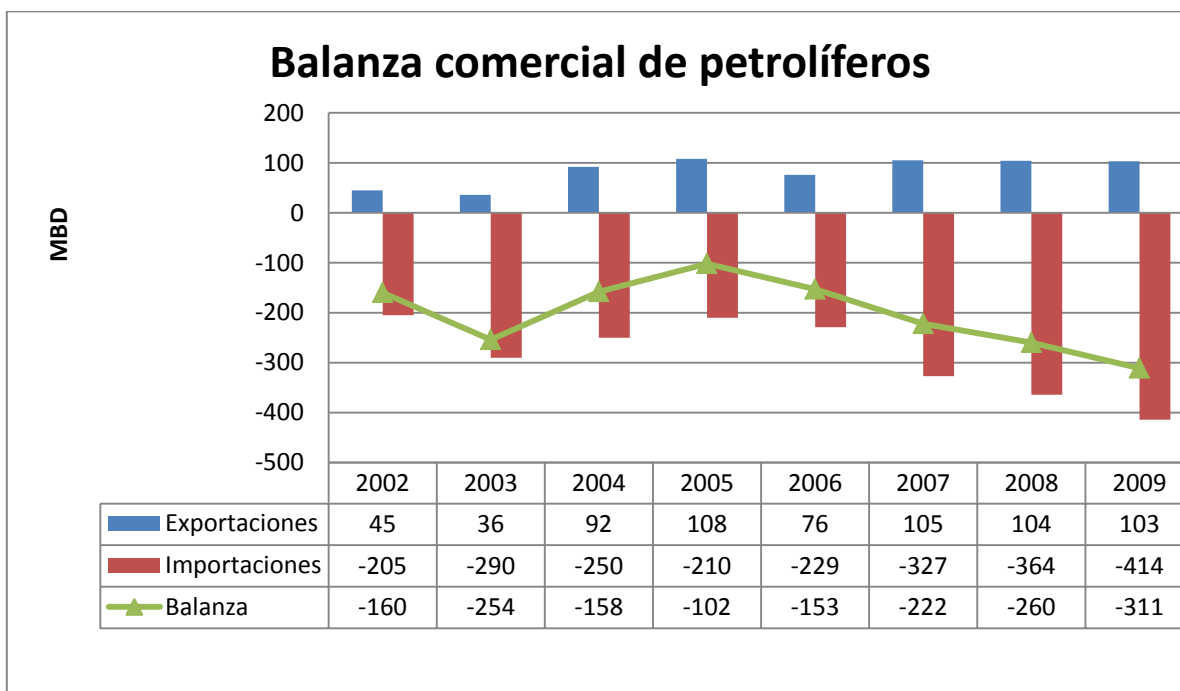
3.3%, lo cual significó incorporar 69 MBD a la producción del año inicial.

Los resultados descritos fueron influidos por el fuerte decrecimiento de la demanda de combustóleo en los últimos años. Dicho producto ha sido sustituido por gas natural para la generación de energía eléctrica.

### **Balanza comercial**

Los desequilibrios observados entre una demanda nacional que crece a ritmos superiores al de la economía y una capacidad de producción rígida fundamentalmente en gasolinas y diesel, frente a la obligación de Pemex Refinación de cubrir las necesidades internas de estos combustibles automotrices, han obligado a que gradualmente se incremente el nivel de importaciones de gasolinas, por no contar con infraestructura para cumplir con la demanda. En 2009 dichos niveles representaron 40% de las ventas totales de gasolinas en el país.

Las importaciones totales de petrolíferos crecieron en el periodo analizado a una tasa media anual de 3.3%, lo que implicó un incremento de 84 MBD entre 2002 y 2009, para alcanzar 414 MBD en este año. Tres cuartas partes de ese total, 310 MBD, fueron compras externas de gasolina. Este producto mostró la tasa más elevada en las importaciones en el periodo de referencia (9.6%), lo que significó un incremento de casi 150 MBD en los cinco años señalados (gráfico 6).



**Gráfico 6: Balanza comercial de México, para el periodo 2002-2009.**

Como consecuencia de estos comportamientos, la balanza comercial de petrolíferos ha acentuado su deterioro, (gráfico 6) en especial a partir de 2005. Entre este año y 2007 la importación se incrementó en más de 200 MBD. En conjunto para el periodo 2002- 2009, el total de importaciones creció de 205 a 414 MBD y el de las exportaciones de 45 a 103 MBD, lo cual implicó un crecimiento de 84 MBD en los volúmenes importados.

En términos de valor de los productos adquiridos en el exterior, el país destinó casi 12 mil millones de dólares a la compra de petrolíferos importados durante los años de referencia. Ello representó un crecimiento superior a 8 mil millones de dólares. Las expectativas para 2011 indican que el déficit puede ser aún mayor, dado que en el primer trimestre del año ha sido de casi 4,500 millones de dólares.

Este escenario nos permite vislumbrar la necesidad del aumento de la capacidad de refinación, aun tomando en cuenta las reconfiguraciones del sistema nacional de refinación.<sup>10</sup>

La industria de refinación del país atraviesa por una coyuntura crítica, que dificulta cada vez más su capacidad para cumplir el compromiso de abastecer la demanda interna de derivados del petróleo con eficiencia y rentabilidad. Esta coyuntura impide, además, aprovechar las condiciones favorables actuales del mercado mundial de refinación. Desde el inicio de sus operaciones Pemex Refinación ha tenido resultados negativos o marginalmente positivos. Entre 1993 y 2007 la tendencia de los resultados fue decreciente, alcanzando una pérdida antes de impuestos de 42 mil millones de pesos en 2009. Como empresa de transformación industrial, Pemex Refinación tiene una tasa impositiva similar a la de cualquier empresa.

Dada la falta de capacidad de producción, hoy Pemex importa 40% de la demanda de gasolinas y registra un excedente de combustóleo. El valor de las importaciones aumentó de 5,500 millones de dólares en 2007 a 16,800 en 2009. En caso de no contar con inversiones adicionales de capacidad adicional continuará creciendo durante los siguientes años hasta porcentajes de 50% para 2015.

Las importaciones tan cuantiosas se han convertido en un factor que afecta la seguridad energética nacional, colocan al sector a expensas de

---

<sup>10</sup> Petróleos Mexicanos *Índices operativos y financieros*. Marzo 2011.

los vaivenes de los mercados internacionales y se traducen, en términos prácticos, en exportar empleos, impuestos y crecimiento económico a otras latitudes.

México es el único país de la OCDE que mantiene importaciones sustanciales de combustibles automotrices. Economías como España y Canadá son exportadoras de gasolinas, en tanto que México importa una cuarta parte del volumen que compra Estados Unidos de América en el exterior, pero con una economía 10 veces más pequeña.

Como país en desarrollo, se espera que en México esta condición deficitaria se agudice. Otros países en desarrollo como China, Brasil e India han incrementado su capacidad de refinación para abastecer sus propios mercados y mantener el ritmo de crecimiento económico que han observado en años recientes.

Estos resultados derivan del rezago histórico en la operación, el mantenimiento, la adopción de tecnologías, el desarrollo de recursos humanos, la insuficiencia de inversiones, y derivan también de la regulación y la falta de autonomía de gestión.

El pobre desempeño operativo del Sistema Nacional de Refinación obedece, en gran medida, a que el marco administrativo de Pemex no le brinda las capacidades, recursos y flexibilidad que tienen otras empresas de refinación, estatales o privadas. Aun cuando los técnicos mexicanos tienen habilidades similares o superiores a las de técnicos de otras empresas petroleras, su capacidad de acción e incentivos está limitada por un marco administrativo de excepción en la industria.

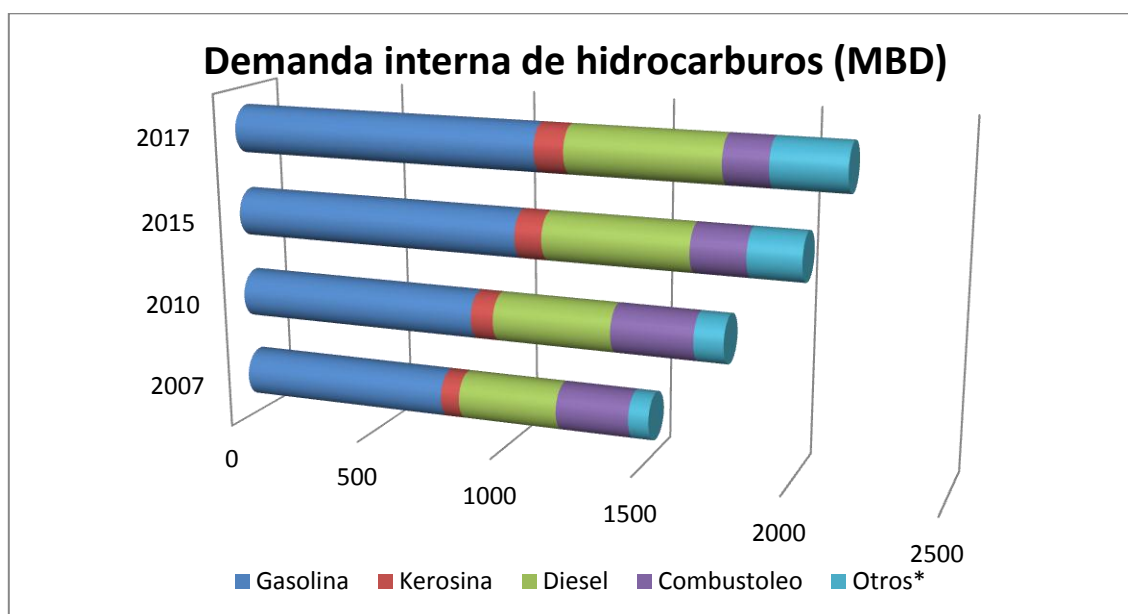


CAPITULO II

*Viabilidad de refinación*

**Demanda esperada de petrolíferos**

**E**n esta sección se analizan las previsiones de la demanda de derivados del petróleo durante el periodo 2007-2017, acordes con el Programa Sectorial de Energía y la Prospectiva de Petrolíferos, 2007-2016 elaborados por IMP<sup>11</sup>. En el periodo señalado, se estima que la demanda total de petrolíferos aumentará a una tasa de 3.6% en promedio anual, similar al crecimiento de la economía; sin embargo, este crecimiento no sería homogéneo para todos los productos ni durante la década completa.



**Gráfico 7: Demanda esperada de hidrocarburos a mediano plazo. \*incluye asfalto, coque, lubricantes y parafinas.**

<sup>11</sup> Instituto Mexicano del Petróleo. *Prospectiva de petrolíferos, 2007-2016*. Mayo 2007.

Las previsiones muestran que durante la primera parte de ese periodo la demanda total aumentaría 4.2% por año, tasa superior al crecimiento esperado del PIB, mientras que en la segunda parte de la década 2012-2017, se estima que el crecimiento de la demanda disminuiría a 3.0% anual en promedio, ritmo más cercano al crecimiento del PIB. La dinámica específica de la demanda de cada producto tampoco sería homogénea, ya que la de gasolinas, diesel y turbosina crecería a tasas más elevadas que el promedio de los petrolíferos. En el caso de las gasolinas, el crecimiento promedio de la demanda sería 3.9%, en promedio anual: 4.6% anual en el primer quinquenio y 3.2% en el segundo.<sup>12</sup>

Por tipo de gasolina, la demanda de Magna registraría un crecimiento elevado y superior al promedio del total de gasolinas: aumentaría a una tasa de 4.9% anual entre 2007 y 2012 y de 3.2% en la segunda mitad de la década. Ello implicaría un volumen total de 1.1 millones de barriles por día en 2017, nivel que superaría en casi 50% al observado en 2007. En el caso de la demanda de diesel, se estima que su crecimiento sería superior al de las gasolinas: 4.0% en promedio anual durante la década (5.1% anual en los primeros cinco años de la década y 3% en los siguientes cinco).

Para el caso de la demanda de diesel automotriz, se estima un incremento de 5.5% promedio anual en la primera mitad de la década

---

<sup>12</sup> Dirección corporativa de PEMEX Refinación. *Gerencia de precios y estimados comerciales*. Diciembre 2008.

y uno de 3% en la segunda. En el transcurso de la década el volumen demandado de diesel sería, como en el caso de las gasolinas, casi 50% superior al de 2007, para alcanzar 533 mil barriles diarios al final del periodo.

En cuanto al combustóleo, se anticipa que su demanda experimentará disminuciones aún más drásticas que las observadas durante la década pasada. Entre 2007 y 2017, el volumen demandado de este producto disminuiría en más de 100 mil barriles por día, de los cuales más de tres cuartas partes corresponderían a un menor consumo de la Comisión Federal de Electricidad y el resto a otros clientes. Se prevé que en la década la demanda se reduzca 5.2%; durante la primera parte de la década se estima que este comportamiento se mantenga estable, pero que se agudice en la etapa final del periodo analizado, cuando la demanda del producto decrezca 19% anual.

Se estima que en 2017 la demanda de combustóleo sería de poco más de 150 mil barriles por día, incluyendo el autoconsumo de Pemex, frente a 258 mil barriles en 2007, lo cual reflejará el impacto de una normatividad ambiental que impondrá mayores restricciones a la producción y consumo de combustibles industriales, lo que a su vez obligará a sustituirlos por productos ambientalmente más limpios.

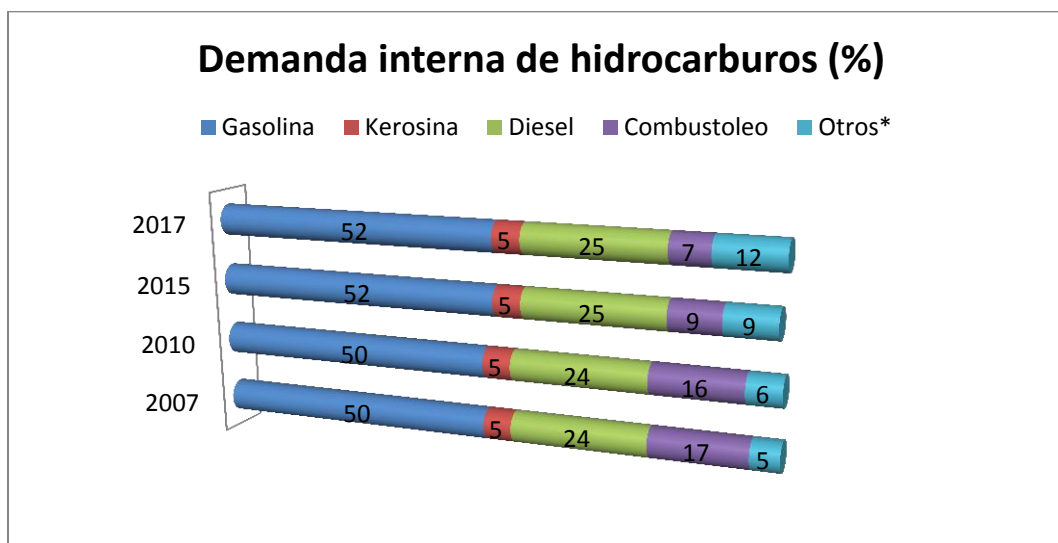
El gas natural, que continuaría sustituyendo al combustóleo, mostraría un crecimiento promedio superior al del total de la demanda de petrolíferos. Entre 2007 y 2017, la demanda de gas natural aumentaría a una tasa promedio anual de 6.3%, lo que implicaría un incremento de

más de 80% en el periodo, de 3.1 a 5.7 miles de millones de pies cúbicos diarios.

La mayor parte de la expansión de la demanda correspondería al sector eléctrico, que crecería 8.3% en promedio anual en el mismo periodo. Ello supone que se intensifica el proceso de sustitución de combustóleo por gas natural para la generación de la energía eléctrica, en congruencia con el patrón observado durante la década anterior.

Las dinámicas diferenciadas del crecimiento del consumo de los diversos petrolíferos durante la década de referencia generarán cambios sustanciales en la estructura de la demanda de dichos productos. Por ejemplo, las gasolinas continuarían representando la mayor parte de la demanda y su participación en el consumo total de petrolíferos crecería de 50% a 52% entre 2007 y 2017.

De la demanda de gasolinas, el principal componente sería la Magna, que concentraría 45% del total, tres puntos porcentuales más que la participación registrada en 2007.



**Gráfico 8: Porcentaje de demanda interna de hidrocarburos por especie de destilado intermedio.**

El segundo componente, por su importancia, es y seguiría siendo el diesel, que mantendría relativamente estable su participación en el consumo total de petrolíferos (aproximadamente 25%) y casi la totalidad correspondería a diesel de uso automotriz. Se espera que la relación gasolinas/diesel durante el periodo 2008-2017 se mantenga igual que en 2001-2007: un barril de diesel por cada 2.07 barriles de gasolinas.

Por su parte, la proporción de la demanda de combustóleo en el total de petrolíferos disminuiría 10 puntos porcentuales, de 17% a 7%. Durante la próxima década, como se anticipa en el Programa Sectorial de Energía, el sector eléctrico mantendría las pautas de disminución de la demanda de combustóleo, a favor del gas natural, lo que se reflejaría en una reducción de su participación en la demanda interna total, de 16.9% a 8.9%.

Al igual que en el resto del mundo, la demanda de petrolíferos en México estará determinada por el sector transporte; el futuro de las industrias nacional y mundial de refinación dependerá de la dinámica de dicho sector, incluyendo las crecientes restricciones que impondrá una normatividad ambiental más estricta y por la evolución de la tecnología automotriz, que requerirá combustibles de mayor calidad.

### Disponibilidad de materia prima.

De acuerdo a los pronósticos, se sabe que la demanda de petrolíferos irá en aumento, pero es importante saber sobre la disponibilidad de materias primas y campos que actualmente están siendo explotados.<sup>13</sup>

**Tabla 3: Datos de producción de crudo por región y tipo, en MBD.**

Descripción	MBD	Ene/2011	Feb/2011
<b>Total crudo</b>		2,583.653	2,556.134
<b>Ligero(a)</b>		849.885	843.290
<b>Región Marina Noreste</b>		56.908	57.098
<b>Región Marina Suroeste</b>		469.658	464.873
<b>Región Norte</b>		37.193	36.917
<b>Región Sur</b>		286.125	284.402
<b>Pesado(a),(b)</b>		1,403.853	1,382.467
<b>Región Marina Noreste</b>		1,315.806	1,294.682
<b>Región Marina Suroeste</b>		0.195	0.152
<b>Región Norte</b>		70.956	70.367
<b>Región Sur</b>		16.896	17.266

<sup>13</sup> Sistema de información energética. *Producción de crudo por activos integrales*. Petróleos Mexicanos, febrero 2011.

*combinada de crudos mexicanos*

Descripción	MBD	Ene/2011	Feb/2011
<b>Superligero(a)</b>		329.915	330.376
<b>Región Sur</b>		239.676	240.966
<b>Región Marina Suroeste</b>		90.239	89.411

Destaca en la producción nacional, el aumento de la explotación de activos de la región marina noreste, (tabla 3) como los Ku-Maloob-Zaap, es muy notorio, aunque dichos crudos son mucho más pesados comparativamente (12 API), con los que anteriormente se explotaban. Ante el decaimiento del campo Cantarel es importante buscar nuevas fuentes, por eso el aumento de la explotación para los Ku-Maloob-Zaap. Esto solo refleja la inherente necesidad de la modificación el sistema nacional de refinación, que ya está puesto en marcha, pero también refleja que las tradicionales configuraciones empezaran a ser no adecuadas para los nuevos tipos de crudo.

Por tal motivo las nuevas tendencias de diseño de refinación, son basadas en la destrucción de residuales y la obtención de combustibles más limpios; en el año 2007 se comenzó la concepción de una nueva refinería para el país y una de las bases de diseño fue el empleo completo de crudo maya en un 100%, pero para un corto plazo puede ser una buena solución, pero la problemática va más allá de las configuraciones 100% maya, sino en empezar a emplear mezclas de menores grados API, y la tendencia de explotación actual nos marca la pauta con más de 825 MBD en el activo Ku-Maloob-Zaap, (tabla 4).

*combinada de crudos mexicanos*

**Tabla 4: Producción de crudos por activos integrales (MBD)**

<b>Descripción</b>	<b>Ene-11</b>	<b>Feb-11</b>
<b>Total</b>	2,583.653	2,556.134
<b>Región Marina Noreste</b>	1,372.714	1,351.780
<b>Cantarell</b>	523.979	526.263
<b>Ku-Maloob-Zaap</b>	848.734	825.517
<b>Región Marina Suroeste</b>	560.092	554.436
<b>Abkatàn-Pol Chuc</b>	293.745	295.927
<b>Litoral Tabasco</b>	266.347	258.509
<b>Región Sur</b>	542.697	542.633
<b>Cinco Presidentes</b>	79.455	80.309
<b>Bellota-Jujo</b>	152.932	151.807
<b>Macuspana</b>	32.624	33.024
<b>Muspac</b>	49.274	48.670
<b>Samaria-Luna</b>	228.412	228.823
<b>Región Norte</b>	108.150	107.284
<b>Burgos</b>	N/D	N/D
<b>Poza Rica-Altamira</b>	59.581	58.542
<b>Aceite Terciario del Golfo</b>	44.738	45.301
<b>Veracruz</b>	3.830	3.441



## Descripción del proceso.

### Tipos de refinерías.

La Agencia Ambiental (EA)<sup>14</sup>, clasifica en forma general a las refinерías en:

- 🌍 Hydroskimming (refinería simple).
- 🌍 Catalytic Cracking (refinería compleja).
- 🌍 Full conversión (muy compleja).

### Hydroskimming

Este tipo de refinерía simple solo tiene una unidad de destilación atmosférica y procesos para la producción de gasolinas, querosenos y gasóleos, como el reformador catalítico el hidrotatamiento de destilados.

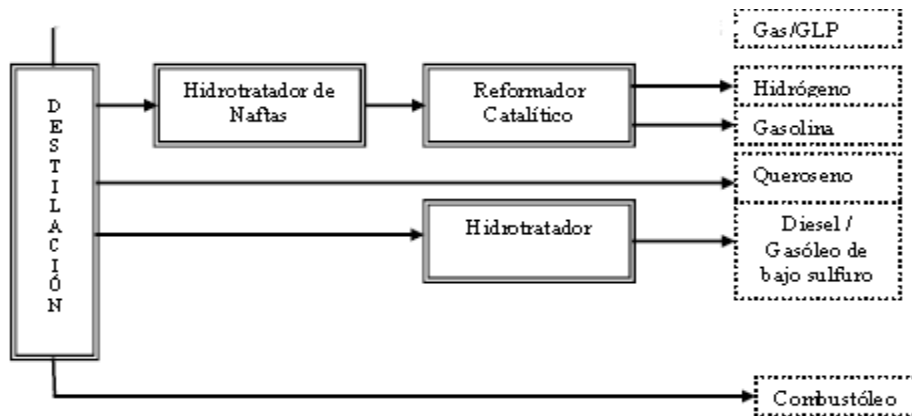


Ilustración 3: Descripción esquemática de una refinерía Hydroskimming

El proceso de DA, uno de los más antiguos, sigue siendo el más importante dentro de una refinерía de petróleo y consiste en calentar el

<sup>14</sup> UK Environment Agency The class of refinery. UK 1999.

crudo y aprovechas las diferentes temperaturas de ebullición de sus componentes para separarlos. En este proceso, el crudo es calentado a una temperatura de 400°C y por gravedad los líquidos se irán al fondo de la torre y los gases ascenderán por esta. La parte más pesada del crudo (fondos de barril) es el residuo atmosférico y es sacado por el fondo de este proceso. Los gases que asciendan se encuentran con platos y los hidrocarburos se van quedando en estos en orden inverso a su punto de ebullición. El proceso de reformación catalítica utiliza un catalizador que ayuda o permite que se produzca una reacción química sin sufrir alteración cuando la reacción se lleva a cabo.

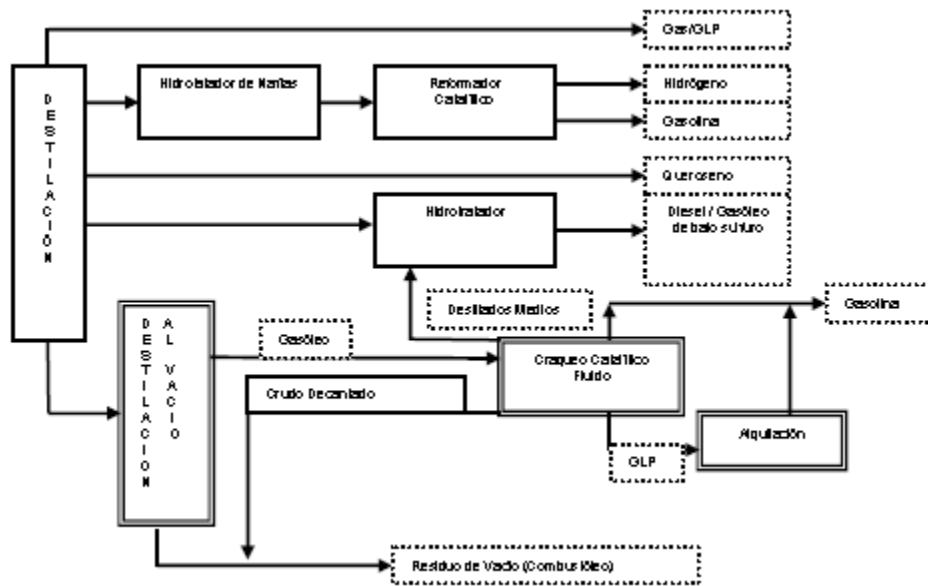
Cuya función es transformar naftas de baja octano a naftas de alto octano. Y por último el hidrotratamiento está destinado a reducir los compuestos de azufre a partir de la reacción con hidrogeno.

### *Catalytic Cracking*

Además de los procesos anteriores, este tipo de tecnología incluye un proceso de destilación al vacío produciendo gasóleo y residuo de vacío. Además de incluir el proceso de Craqueo catalítico (CC), una planta de alquilación y de proceso de gases. El crudo reducido es alimentado a la torre de destilación de vacío y su función es la de separar mas esta fracción proveniente de la torre atmosférica. Los productos obtenidos son los gasóleos ligeros y pesados, aceites, asfaltos, combustóleo y la alimentación al coquizador.

El gasóleo ligero sirve esencialmente para la carga del proceso de craqueo catalítico, el cual cumple la función de romper los

hidrocarburos del gasóleo con ayuda de un catalizador. Los productos de este proceso son gasolina catalítica, destilados ligeros y gasolinas para el pool. La síntesis química por medio del cual se unen olefinas ligeras (propileno y/o butenos en el proceso antes descrito) con isobutano se le llama alquilación. Los productos del proceso son: alquilado ligero de alto octano y gas licuado de petróleo.

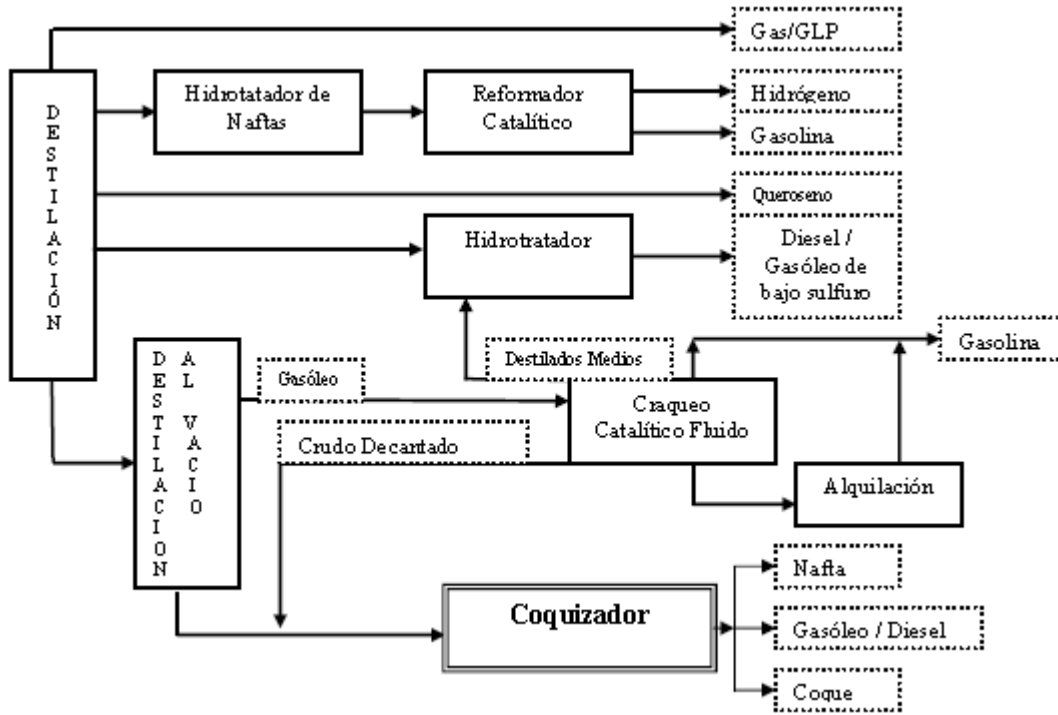


**Ilustración 4: Descripción esquemática de una refinería Catalytic cracking**

### *Full conversión*

Este tipo de refinería contiene todos los procesos de las refinerías antes mencionadas y se le añade el proceso de coquización, representando este la última conversión del petróleo crudo en productos de más alto valor. En este proceso los residuos de la destilación al vacío son desintegrados térmicamente para convertirlos en combustibles ligeros y en coque. Los productos en este proceso son: gas combustible, nafta, gasóleos ligeros y pesados y coque.

*combinada de crudos mexicanos*



**Ilustración 5: Descripción esquemática de una refinación Full conversión**

## *Descripción del proceso de destilación combinada convencional*

### **Unidad atmosférica**

En esta unidad se recibe el crudo, donde se le efectúa su primer procesamiento por medio de destilación atmosférica, obteniéndose al fraccionarlo: gas ácido húmedo, gasolina no estabilizada, turbosina, kerosina, diesel, gasóleo atmosférico (GOA) y residuo atmosférico. A esta unidad la integran las siguientes secciones:

### **Unidad de destilación de vacío**

En esta unidad de destilación al vacío, se procesa el residuo atmosférico obteniéndose los siguientes cortes: gasóleo ligero de vacío (GOLV), gasóleo pesado de vacío (GOPV) y residuo de vacío.

### **Primera sección de precalentamiento de crudo**

El precalentamiento de crudo se hace aprovechando el calor de los diferentes cortes que son extracciones de las Torres Atmosférica y de Vacío.

El proceso comienza con el precalentamiento del crudo que viene de los tanques de almacenamiento. El crudo se recibe en el Límite de Batería (L.B.) y es enviado, por medio de las Primeras Bombas de Crudo, a dos trenes de precalentamiento independientes que operan en paralelo para recibir calor de las corrientes de proceso. Este precalentamiento del crudo tiene como finalidad elevar su temperatura para facilitar la eliminación de las sales presentes, al tratarlo en los desaladores y ahorrar combustible en los calentadores a fuego directo.

### **Sección de desalado**

El desalado del crudo se realiza por medio de un proceso electrostático que propicia la coalescencia de las gotas de agua presentes en el crudo, las cuales se precipitan llevándose consigo las sales disueltas tales como cloruro de sodio, calcio y magnesio, así como otros sólidos. Esto con el fin de evitar depósito de las sales en los serpentines de los calentadores a fuego directo que a la postre generan puntos calientes en los mismo y daños por corrosión a los equipos de destilación.

### **Segunda y tercera secciones de precalentamiento de crudo.**

Después del desalado, el crudo se envía a una segunda etapa de precalentamiento con la finalidad de aprovechar el calor de las corrientes de recirculación del proceso.

### **Sección de destilación atmosférica**

El crudo desalado y precalentado se alimenta a los calentadores a fuego directo con el fin de proporcionarle la temperatura adecuada para su fraccionamiento en la torre de destilación atmosférica. Con la finalidad de proporcionarle al crudo la velocidad adecuada en los serpentines de los calentadores y así disminuir la velocidad de formación de coque, se inyecta vapor de media presión en la entrada a los calentadores.

En la torre atmosférica, se inyecta vapor baja presión sobrecalentado por el fondo de la columna, con el fin de disminuir la presión parcial de las fracciones que constituyen el crudo y de esta manera facilitar su separación.

La torre de destilación atmosférica esta empacada con platos en la sección superior y una cama de empaque de alta eficiencia, seguida de más platos; y en las partes media e inferior esta empacada con camas de empaque de alta eficiencia, y por último en el fondo en la sección de flash, cuenta con platos. Por el domo de la torre se obtiene gasolina amarga y agua en fase vapor. Esta corriente al pasar por un sistema de condensación y un tanque acumulador, se separa el agua y la gasolina. El agua amarga se envía fuera de LB. La presión de la torre se controla enviando los incondensables hacia la planta "CH".

La turbosina, Kerosina, diesel y gasóleo atmosférico son productos que se obtienen de la torre atmosférica los cuales pasan por sus respectivos agotadores con el propósito de ajustar sus especificaciones.

La turbosina se envía a las Plantas Hidrodesulfuradoras, o bien hacia almacenamiento. La kerosina se envía a la Planta Hidrodesulfuradora, o bien hacia almacenamiento. El diesel se envía a las Plantas, Hidrodesulfuradora de gasóleos, o bien hacia almacenamiento.

El gasóleo pesado atmosférico se envía a las plantas catalíticas, o bien hacia almacenamiento a mezcla de gasóleos.

La torre atmosférica cuenta con reflujos (Pump around) que sirven para ajustar su perfil termodinámico.

Del fondo de la torre se obtiene el residuo atmosférico que sirve de carga a la torre de destilación al vacío.

### **Sección de agotamiento**

En esta sección se extraen la mayor parte de los compuestos más ligeros que tienen las fracciones de cada extracción de la Torre Atmosférica, de tal forma que cada uno de los productos cumpla con las especificaciones de composición requeridas.

Este proceso de separación se lleva a cabo en cuatro torres de agotamiento que están dispuestas una sobre la otra en forma estacada.

### **Unidad de destilación de vacío**

El residuo atmosférico se envía a sus respectivos calentadores a fuego directo para proporcionarle la temperatura requerida para su destilación al vacío.

Con el fin de incrementar la velocidad del residuo atmosférico en los serpentines de los calentadores, y así disminuir la velocidad de formación del coque, se inyecta vapor de baja presión en la entrada a los calentadores.

La función de la torre de destilación al vacío es la de separar del residuo atmosférico, el gasóleo ligero de vacío y el gasóleo pesado de vacío.

La primera extracción es el gasóleo ligero de vacío (GOLV), el cual se obtiene de la parte inferior de la primera cama de empaque de alta eficiencia. Esta corriente se divide en dos, una que sirve como reflujo a la parte superior de la columna para controlar la temperatura de la misma y la otra, se envía como carga a las plantas catalíticas, o bien se envía hacia almacenamiento.



La segunda extracción es el gasóleo pesado de vacío (GOPV), el que se obtiene del fondo de la segunda cama de empaque de alta eficiencia de la torre. Esta corriente también se divide en dos, una que se utiliza como reflujo a la parte media de la columna y la otra que se constituye como corriente de carga a las Plantas Catalíticas, o bien se envía hacia almacenamiento.

Por el fondo de la torre se obtiene el residuo de vacío, el cual se da parte de su calor al crudo antes de enviarse a la Planta de Asfaltos. En la eventualidad de que el residuo de vacío no lo pueda recibir la planta de asfaltos, entonces se puede enviar para formar combustóleo previa dilución con diesel, y pasándolo por la caja enfriadora para enviarlo hacia almacenamiento.

Para generar el vacío en la torre se cuenta con un sistema de eyectores que succionan los vapores del domo de la columna. Este sistema está compuesto por tres eyectores en serie con sus respectivos condensadores y un tanque de sello donde llegan las piernas barométricas, así como por un tanque separador de incondensables.<sup>15,</sup>

<sup>16, 17.</sup>

---

<sup>15</sup> David Nakamura *Modern refinery: Crude distillation*. Oil and Gas Journal, report of National Petrochemical & Refiners Association (NPRA), 2009.

<sup>16</sup> Colorado Schools of mines *Crude distillation*. Aiche CD-Room, 2000

<sup>17</sup> V.C. Malshe and Meenal A. Sikshi. *Petroleum Refining Processes*. Refining Technology, Chemical Business, September 2009.

CAPITULO III

*Análisis por tipos de crudos*

**Crudos mexicanos.**

**H**asta febrero del 2011 se estaban explotando más de 2.5 millones de barriles de petróleo crudo diarios, donde la gran mayoría de ellos son de petróleo crudo pesado; para darnos una idea del tipo de crudo que tiene México en sus reservas, ilustraremos cuatro crudos de diferentes grados API:

- Marina ligero.
- Olmeca.
- Istmo.
- Maya.

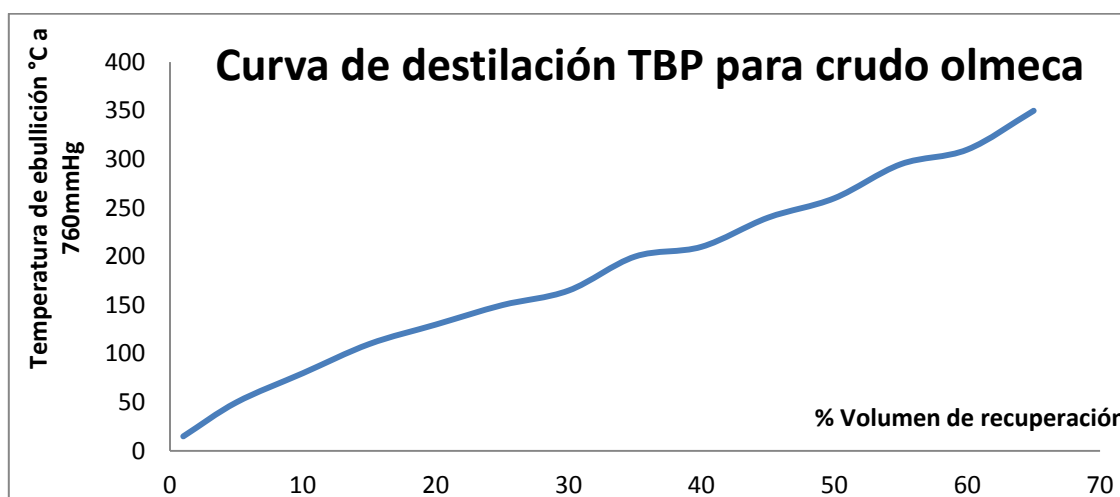
Cada uno de los cuatro crudos mexicanos tiene características especiales y en la actualidad se emplean mezclas de estos para alimentar el sistema nacional de refinación. Para cada uno de los tipos de crudo se realizó una caracterización a través del simulador de procesos específico en refinación ASPEN PLUS®, los datos fueron obtenidos de la publicación del Instituto Mexicano del Petróleo <sup>18</sup>

---

<sup>18</sup> Manríquez, Moreno, Tenorio y Herrera. *Four Mexican crude assays update*. Oil & Gas Journal. Volumen 98, issue 20, 15 de mayo 2000

### **Olmeca**

El crudo olmeca es un crudo ligero y parafínicos, de 38.9° API, además de contener un muy bajo contenido de níquel y vanadio por debajo de las 15 ppm, tiene también un curva de destilación (gráfico 9) bastante conveniente para la obtención de gasolinas. Dentro de los datos que destacan son: 6.6 psi de presión de vapor Reig, un factor K de 12 y un porcentaje de ligeros de 1.8. Este crudo además de alimentar habitualmente a la refinería de Salamanca, es llevado al complejo pajaritos donde se procesa parte del mismo.

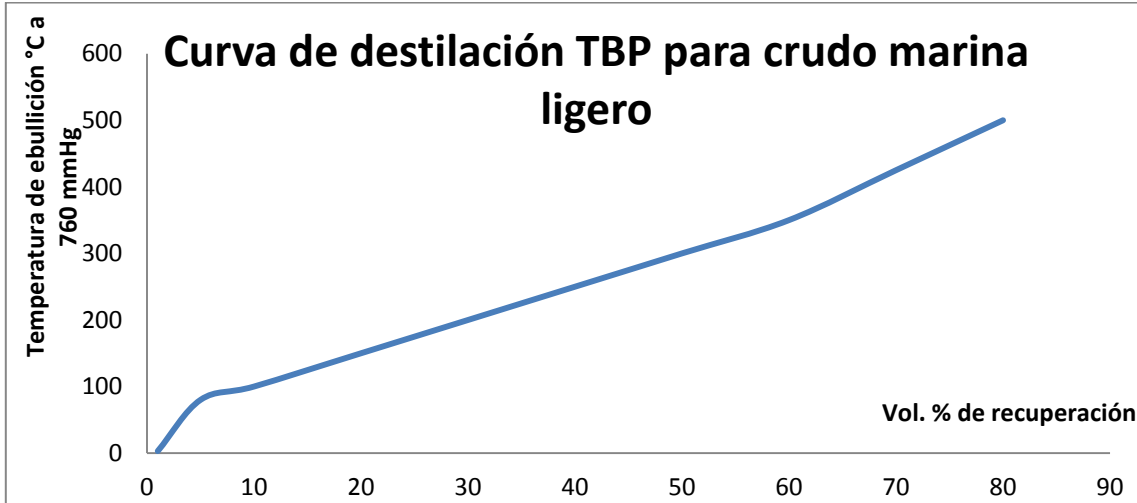


**Gráfico 9: Curva de puntos de destilación para crudo olmeca**

### **Marina Ligero.**

El crudo marina ligero con 34.5° API, es producido por solo algunos campos en la parte marina de México, los principales campos son: Uech, Caan, Chuc, Taratunich, Pol, Batab, Abkatum, Ek Balam y Ixtoc; los cuales se encuentran en las zonas noreste y sureste de la región marina. En el gráfico 10 podemos observar la curva de destilación, además de mencionar que los datos característicos para este crudo son

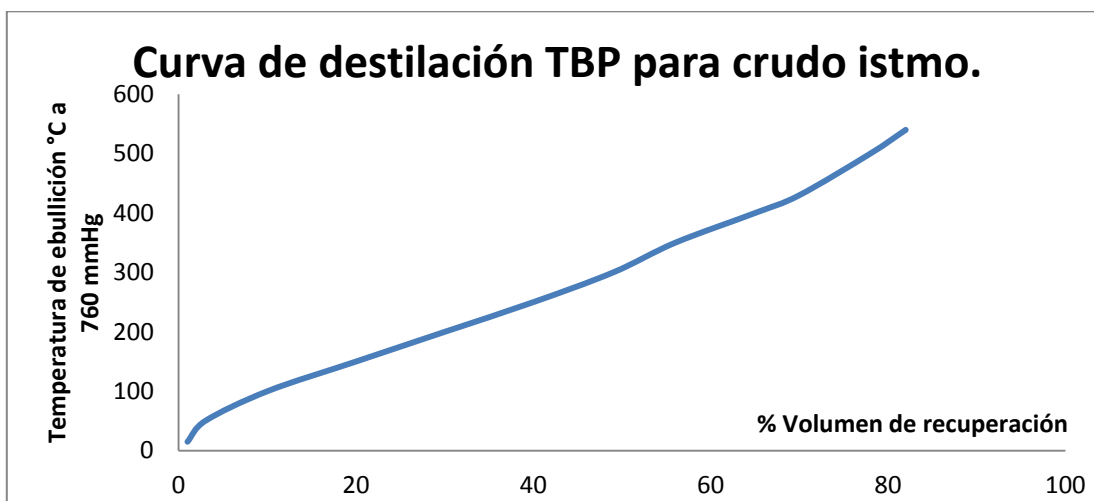
7.5psi, 11.97 y 0.2%, para presión de vapor Reig, factor K y porcentaje de ligeros.



**Gráfico 10: Curva de puntos de destilación para crudo marina ligero.**

### *Istmo.*

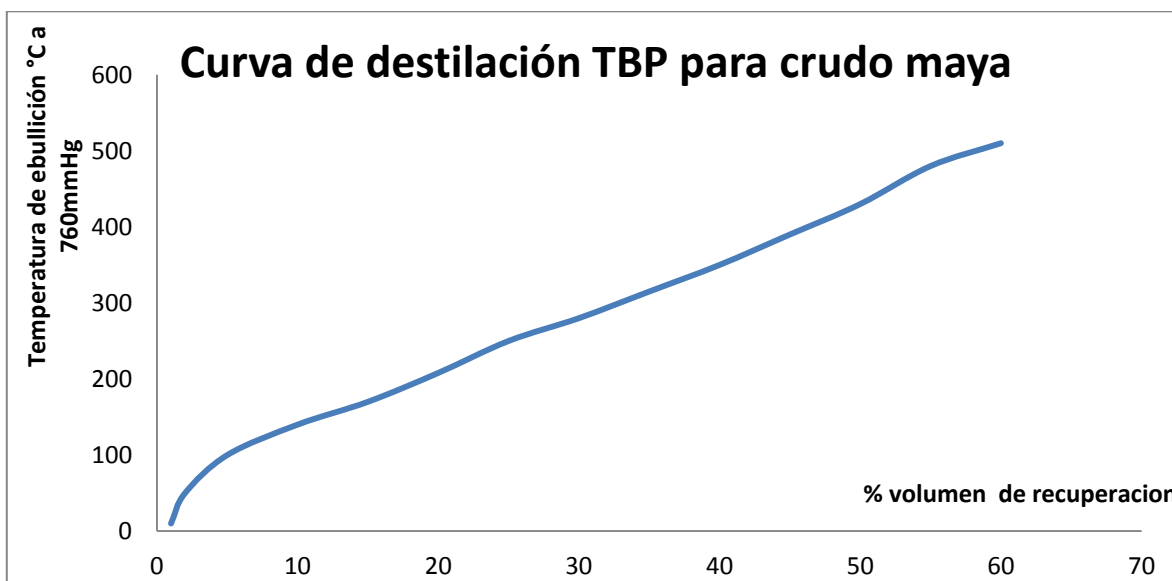
El crudo istmo es un crudo de mediana gravedad con 32.9° API. Con un contenido de azufre de 1.4% en masa y 46.3 ppm de níquel y vanadio, éste tipo de crudo es fundamentalmente parafínicos. El crudo istmo es procesado fundamentalmente en la refinería de Salamanca por sus característicos puntos de ebullición (gráfico 11). Algunos otros datos importantes son su presión de vapor Reig (6.6psi), factor K (11.95) y el porcentaje de ligeros (1.3% vol.).



**Gráfico 11: Curva de puntos de destilación para crudo istmo.**

### *Maya*

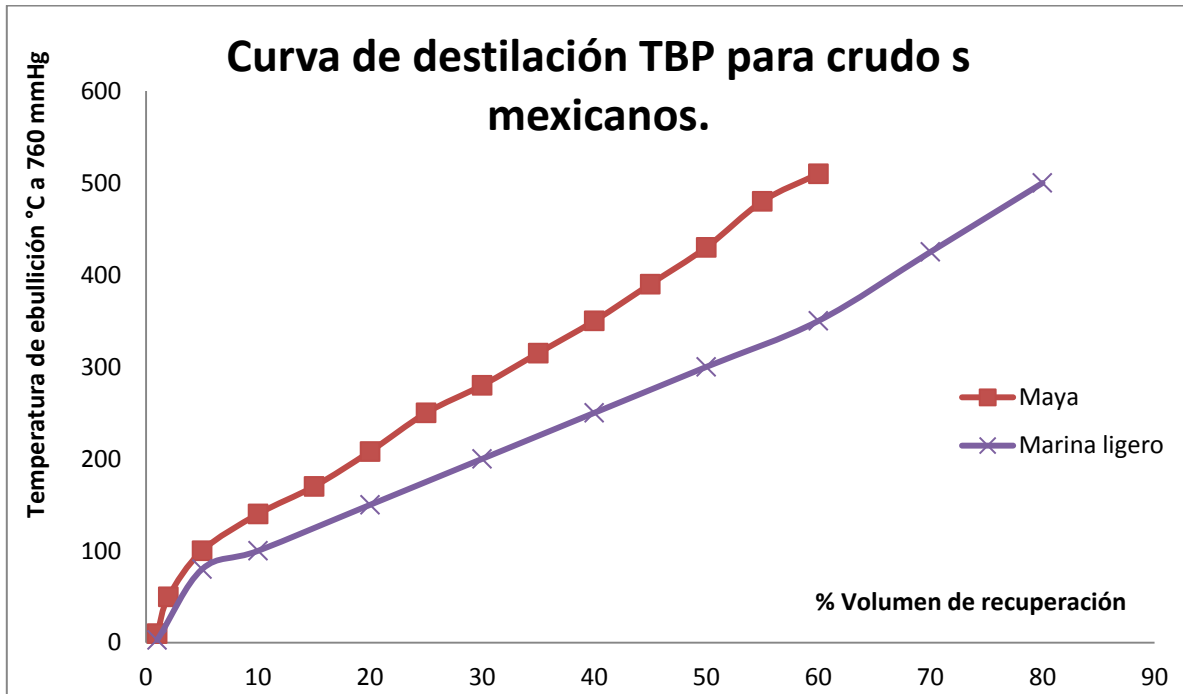
Maya es uno de los crudos pesados mexicanos, con una gravedad de 21.5° API, para este crudo el porcentaje de azufre es alto con un valor de 3.4% en peso y su valor de factor K lo clasifican como un crudo parafínico y nafténico. Este tipo de crudos producen gran cantidad de asfáltenos en residuos de vacío. Como se muestra en el gráfico 12, es un crudo difícil de procesar, su presión de vapor Reid es de 6psi, el factor K igual a 11.70 y con un porcentaje de ligeros de 0.3. Este tipo de crudo es procesado por los complejos petroquímicos de Cangrejera y Morelos, aunque actualmente la refinería de Madero tiene un tren en 100% maya y la refinería que está por construirse empleará una mezcla igual en 100%.



**Gráfico 12: Curva de puntos de destilación para crudo maya.**

Las curvas de destilación (TBP) nos dan una guía de la forma en la que se deben procesar un tipo de crudo y la cantidad así como la dificultad, para obtener los cortes de él, por ejemplo si tomamos al crudo maya y lo comparamos con el marina ligero (gráfico 13) observamos que para cualquier punto de % de volumen recuperado las temperaturas a las que se debe someter el crudo maya son más severas, comparativamente con las de un crudo marina ligero. En resumen sería que cuando el 20% del volumen comienza a evaporar para un crudo, marina ligero se necesitaran 160°C y para un maya 250°C. El problema mayor que tienen crudos pesados, es que la mayor parte de ellos está compuesto por componentes que se separa a altas temperaturas (gasóleos) y la cantidad de productos de alto valor agregado (gasolinas y diesel) son menores, por eso es preferible emplear crudos ligeros,

aunque para darnos una idea se simuló la planta de destilación atmosférica, alimentada con los cuatro diferentes crudos.



**Gráfico 13: Comparativo de curvas de destilación para crudos maya y marina ligero.**

### Planta de destilación combinada por tipo de crudo.

#### *Generalidades.*

Para evaluar los rendimientos por tipo de crudo en un planta de destilación atmosférica, se empleó el diseño del Instituto Mexicano del petróleo para la planta combinada de la refinería de Madero, como caso base se empleó el diseño original para crudo 100% maya y a partir de esta se hicieron los diseños para la alimentación de cada tipo de crudo, modificando las siguientes variables:

- Etapas de columna.
- Temperaturas de salida de hornos.
- Recirculaciones de Pump around.

## Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación

### *combinada de crudos mexicanos*

Lo que se buscó con cada simulación fue maximizar la producción de gasolinas y diesel, que nos servirá para comparar las alimentaciones de los distintos crudos.

#### **Destilación con crudo Olmeca.**

Se empleó una carga de crudo de 300MBD, debido a la carga calculada para la nueva refinería y que da la rentabilidad más alta, además que las producciones de este tamaño pueden incidir significativamente en la demanda actual y futura de hidrocarburos. El diseño final para este crudo fue como lo muestra la tabla 5:

**Tabla 5: Datos de diseño para la planta de destilación atmosférica y de despunte empleando crudo olmeca.**

<b>Diseño de proceso</b>	
Carga de crudo (MBD)	300
Total de energía consumida (BTU/h)	2.51x10 <sup>8</sup>
Vapor [lb/h]	27110
Torre despuntadora	
Etapas de despunte	10
Diámetro (ft)	3.28
Espacio entre etapa (ft)	1.64
Volumen de etapa (ft <sup>3</sup> )	13.87
Torre atmosférica	
Etapas de atmosférica	22
Etapas de agotador de turbosina	5
Etapas de agotador de kerosina	4



<b>Diseño de proceso</b>	
Etapas de agotador de diesel	4
Etapas de agotador de GOA	4
Diámetro (ft)	4.92
Espacio entre etapa (ft)	1.64
Volumen de etapa (ft <sup>3</sup> )	31.2

Con los datos de diseño calculados se prosiguió a hacer la respectiva simulación, buscando minimizar el consumo de energía y maximizando la obtención de naftas y diesel. Para este crudo los resultados los muestra la tabla 6:

**Tabla 6: Resultados de destilados para crudo olmeca en barriles por día.**

<b>(BD)</b>	<b>Gasolinas</b>	<b>Turbosina</b>	<b>Kerosina</b>	<b>Diesel</b>	<b>GOA</b>
Olmeca	45382	15309.2	15148.7	29692.7	14842.6

Aunque este crudo es el más ligero de los cuatro sus rendimientos en naftas fueron muy bajos a los esperados, ya que los cortes de menor temperatura obedecen fundamentalmente a los gases ligeros, con un rendimiento de 374 m<sup>3</sup>/h, aunque las producciones de turbosina y kerosina son aceptables, los rendimientos en diesel son muy buenos y esta situación es comprobable, al observar la curva de destilación respectiva, la zona de intervalo de corte para diesel tiene una pendiente muy marcada.

**Destilación con crudo marina ligero.**

La estimación para este crudo se empleó un tren de 300 MBD de 100% crudo marina ligero, las características de este crudo, son particulares, debido a que los diámetros de torres son mayores por la cantidad de vapores que se generan al interior, debido a que los cortes de menor temperatura tienen un alto porcentaje, pero la cantidad de ligeros contenidos en este crudo son muy pocos, por tal motivo este crudo sería una muy buena opción de mezclado y dilución para crudos más pesados, primero porque sus cortes son estables, sus partes ligeras pueden retirar gran parte de destilados de crudos pesados y no perderemos gran parte del crudo debido a su alto porcentaje de ligeros.

**Tabla 7: Datos de diseño para la planta de destilación atmosférica y de despunte empleando crudo marina ligero.**

<b>Diseño de proceso</b>	
Carga de crudo (MBD)	300
Total de energía consumida (BTU/h)	8.3x10 <sup>8</sup>
Vapor [lb/h]	25600
Torre despuntadora	
Etapas de despunte	10
Diámetro (ft)	3.609
Espacio entre etapa (ft)	1.64
Volumen de etapa (ft <sup>3</sup> )	16.78
Torre atmosférica	
Etapas de atmosférica	35

<b>Diseño de proceso</b>	
Etapas de agotador de turbosina	10
Etapas de agotador de kerosina	8
Etapas de agotador de diesel	8
Etapas de agotador de GOA	8
Diámetro (ft)	5.577
Espacio entre etapa (ft)	1.64
Volumen de etapa (ft <sup>3</sup> )	40.08

La cantidad de etapas en la torre atmosférica y en los agotadores, son justificadas, debido a que gran parte de la estabilización de la torre radicaba en la zona de platos y gran parte de la transferencia de masa se daba en esta zona logrando productos con especificación correcta. Los rendimientos para este tipo de crudo, son muy atractivos, por la alta cantidad de productos de alto valor que se pueden obtener, como diesel y gasolinas, los resultados son mostrados en la tabla 14:

**Tabla 8 Resultados de destilados para crudo marina ligero en barriles por día**

<b>(BD)</b>	<b>Gasolinas</b>	<b>Turbosina</b>	<b>Kerosina</b>	<b>Diesel</b>	<b>GOA</b>
Marina Ligero	53574	19999.35	25000.22	40000.12	15000.05

**Destilación crudo istmo**

La alimentación de 300MBD se mantiene también para este caso, lo que se ha modificado significativamente es el diseño de las torres de separación, ya que fue necesario retirar la mayor parte de las gasolinas en la parte de despunte, para evitar que la gran parte de ellas arrastrara compuestos más pesados y se tuvieran productos fuera de especificación, por tal motivo el diseño de la torre despuntadora, es más grande comparativamente con las demás.

**Tabla 9: Datos de diseño para la planta de destilación atmosférica y de despunte empleando crudo istmo.**

<b>Diseño de proceso</b>	
Carga de crudo (MBD)	300
Total de energía consumida (BTU/h)	2.08x10 <sup>8</sup>
Vapor [lb/h]	20500
Despuntadora	
Etapas de despunte	18
Diámetro (ft)	4.921
Espacio entre etapa (ft)	1.64
Volumen de etapa (ft <sup>3</sup> )	31.2
Torre atmosférica	
Etapas de atmosférica	22
Etapas de agotador de turbosina	5.
Etapas de agotador de kerosina	4.
Etapas de agotador de diesel	4.

<b>Diseño de proceso</b>	
Etapas de agotador de GOA	4.
Diámetro (ft)	4.921
Espacio entre etapa (ft)	1.64
Volumen de etapa (ft <sup>3</sup> )	31.2

Los rendimientos en planta para este tipo de crudo son aceptables, aunque fue necesario elevar el número de etapas en la zona de despunte, para de esta forma obtener mayor gasolinas; con esta modificación se benefician las partes pesadas y fundamentalmente el diesel que es otro de los productos con alto valor, los rendimientos se muestran en la siguiente tabla 10.

**Tabla 10: Resultados de destilados para crudo istmo en barriles por día.**

<b>BD</b>	<b>Nafta</b>	<b>Turbosina</b>	<b>Kerosina</b>	<b>Diesel</b>	<b>GOA</b>
Istmo	51286.94	15887.43	10135.87	30424.24	13730.85

### *Destilación de crudo maya*

Para la evaluación de rendimiento de crudo maya, se emplearon los mismos 300MBD, con la gran diferencia que en este caso la planta solo era evaluada en la planta de destilación atmosférica, porque es comprobado que los rendimientos, al emplear una torre despuntadora para crudos de las características del maya no dan muy buenos resultados. La simulación aparte de modificar la configuración, se empleó vapor de dilución, para evitar problemas de coquización en

## Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación

### *combinada de crudos mexicanos*

hornos y líneas de transfer. Los diseños finales para esta configuración son los presentados en la siguiente tabla 11.

**Tabla 11: Datos de diseño para la planta de destilación atmosférica y de despunte empleando crudo maya.**

<b>Diseño de proceso</b>	
Carga de crudo (MBD)	300
Total de energía consumida (BTU/h)	4.46x10 <sup>8</sup>
Vapor [lb/h]	33000
Torre atmosférica	
Etapas de atmosférica	46
Etapas de agotador de turbosina	10
Etapas de agotador de kerosina	8
Etapas de agotador de diesel	8
Etapas de agotador de GOA	3
Diámetro (ft)	6.562
Espacio entre etapa (ft)	1.64
Volumen de etapa (ft <sup>3</sup> )	55.47

Es esencial la atención que se tiene para este tipo de crudo, ya que la disponibilidad de crudos ligeros esta en decaimiento, los activos en mayor explotación son los crudos pesados (véase capítulo 2). Por este motivo fue de vital importancia la evaluación de rendimientos para este crudo. Presentando los resultados de la tabla 12 con el diseño anterior.

## Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación

### *combinada de crudos mexicanos*

**Tabla 12: Resultados de destilados para crudo maya en barriles por día**

BD	Gasolina	Turbosina	Kerosina	Diesel	GOA
Maya	40396.1	14858.2	14858.2	39630.3	29721.7

### **Análisis comparativo de los diferentes crudos.**

Para poder hacer este primer comparativo de comportamiento de crudos en una planta de destilación combinada, con diseño específico para maximizar, tanto la obtención de gasolinas como diesel, se emplearon dos parámetros importantes, los rendimientos que se obtenían de la planta y un balance simple económico. Los rendimientos tienen finalidad de mostrarnos que cantidad de productos de transferencia se están obteniendo por cada barril de crudo alimentado y cuanta energía se está consumiendo. Para tener una idea de la proporción de producción que guardan los diferentes crudos, se muestra la tabla 13, una comparación entre los cuatro crudos, para cada uno de los productos, tomando como base la producción de la planta que empleó olmeca.

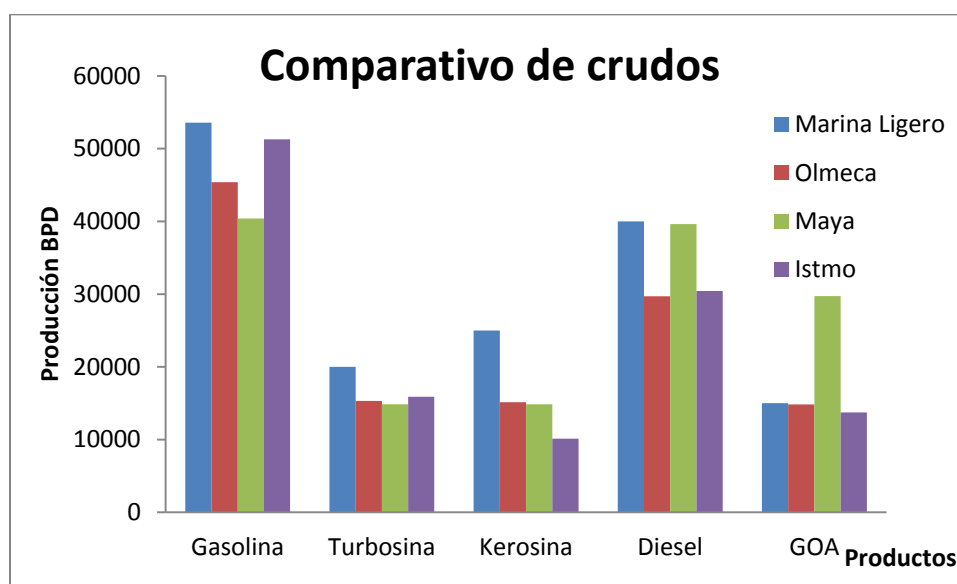
**Tabla 13: Comparación de crudos, por porción de petrolíferos en MBD.**

Análisis	Gasolina	Turbosina	Kerosina	Diesel	GOA
Olmeca	45382.0	15309.2	15148.7	29692.7	14842.6
vs Marina ligero	↓ -8192.0	↘ -4690.1	↓ -9851.5	↓ -10307.4	↑ -157.5
vs Istmo	↘ -5904.9	↘ -578.2	↑ 5012.9	↘ -731.5	↑ 1111.7
vs Maya	↑ 4985.9	↑ 451.0	↑ 290.5	↓ -9937.6	↓ -14879.2

En la producción de gasolinas, por ejemplo, se logra tener superioridad de producción en el crudo olmeca con respecto al crudo maya (flecha hacia arriba y número positivo), a diferencia que con el crudo marina

ligero, el crudo olmeca presenta una producción menor en más de 8MBD (flecha hacia abajo y número negativo) y por último la comparación de crudos olmeca e istmo, en la producción de gasolinas, se tiene superioridad de producción de gasolinas del crudo istmo, pero su diferencia es pequeña tendiente a aumentar (flecha inclinada hacia abajo). Por último para poder evaluar completamente los crudos con esta tabla, tenemos el caso comparativo entre la producción de diesel, con crudo olmeca e istmo, en donde la producción con crudo olmeca es menor, comparativamente con la de istmo, su tendencia es a ser muy similar (flecha inclinada hacia arriba). En los demás casos comparativamente se sigue la misma metodología. El gráfico 14 muestra las producciones netas de cada crudo, donde marina e istmo se presentan como las opciones para producción de gasolinas, pero es solo el crudo ligero de marina, quien se posiciona como una buena opción con los demás destilado intermedios, para el caso del diesel, los que mejores aprovechamientos presentan, son los crudos maya y marina ligero. Podemos obtener como una primera conclusión en esta parte de trabajo, que el crudo marina tiene muy buenos rendimientos, para producir diesel y gasolinas, lo que nos abre la posibilidad, no para emplearlo completamente en una planta, debido a su poca disponibilidad, sino como uno de los componentes de mezcla para crudo más pesados.





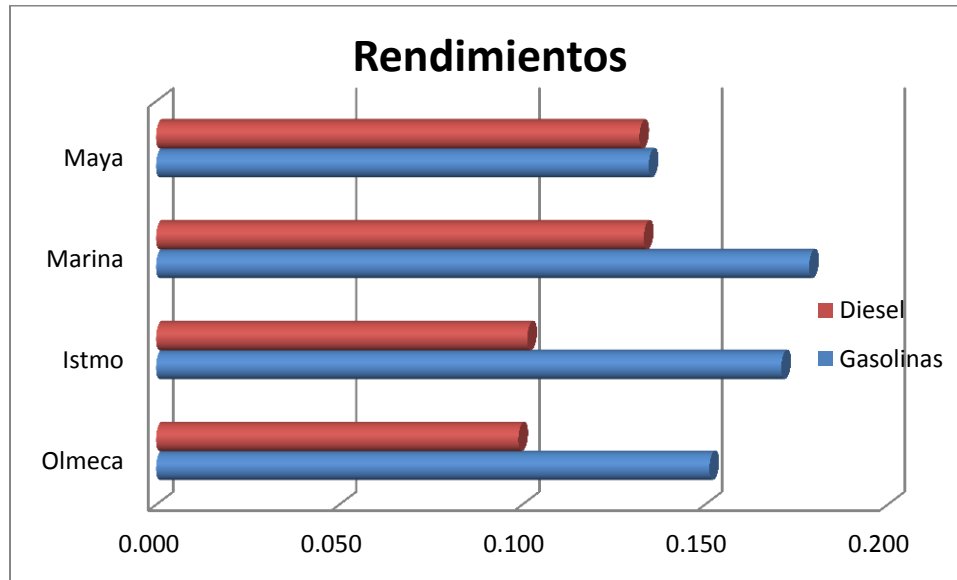
**Gráfico 14: Comparación de producción de destilados, por tipo de crudo.**

### *Evaluación por rendimientos*

Para evaluar los rendimientos, empleamos dos de los más importantes productos, gasolina y diesel, para lograr una decisión en base a los productos de mayor valor agregado. Con la cantidad de gasolina y diesel que se obtienen por cada uno de los crudos, se obtuvo la relación que guarda con la alimentación inicial (300MBD), de esta manera es muy sencillo apreciar, qué cantidad de barriles de productos se están obteniendo, por barril de crudo alimentado, como es mostrado en el gráfico 15, el mayor rendimiento fue presentado por el crudo marina ligero, se puede pensar en este momento que el crudo marina ligero sería muy aceptable para la producción de gasolinas, eso sería sin tomar en cuenta los siguientes procesos de transformación como FCC y coquizadoras, por tal motivo, se puede pensar que la solución está en una mezcla de crudos y no solo en la alimentación de puros, pero no solo en la mezcla de un crudo pesado, como el maya, y un crudo tipo

*combinada de crudos mexicanos*

marina ligero, sino ir mas haya para aprovechar los crudos de grados API, menores a 15, como los Ku-Maloob-Zaap.



**Gráfico 15: Rendimientos por tipo de crudo, en barriles de producto por barril de crudo alimentado.**

Uno de los puntos importantes de un análisis, es el consumo energético, para este caso se empleó solamente el consumo por gas combustible, expresado en la cantidad de BTU necesarios para convertir un barril de crudo.

**Tabla 14: Consumo energético para cada tipo de crudo, en miles de BTU por barril.**

Rendimientos	
Crudo	MBTU/barril
Olmeca	132.47
Istmo	97.33
Marina	373.75
Maya	264.74

El crudo marina ligero resulta ser el de mayor rendimiento, pero su consumo energético es mucho mayor, comparativamente con los otros

crudos, por eso la necesidad de hacer un estimado de costo, clase 5, para redondear la decisión por el tipo de crudo a emplear.

### ***Análisis económico por tipo de crudo***

Con la finalidad de tener mayor cantidad de elementos para evaluar, cuál sería el mejor crudo a emplear, se realizó un pequeño análisis económico tomando las siguientes bases:

- ✓ Se emplearon precios de transferencia, tanto de crudos como de productos finales
- ✓ La evaluación de la inversión de equipo se calculó a través del programa ASPEN KBASE ®, obteniendo el costo de inversión de equipo y costo de horas hombre de instalación.
- ✓ Los costos de operación a considerar, en esta etapa del proyecto fueron: consumo de gas combustible y consumo de vapor.
- ✓ La producción de destilados, empleada para los cálculos fue la expresada en la sección anterior.

Con las bases anteriores se realizó la evaluación económica para cada uno de los crudos. Primero se estimó la inversión necesaria en equipo para cada uno de los crudos, cabe mencionar que existen diseños diferentes para cada uno de los crudos, esto es porque se buscó maximizar los productos y por consecuencia lógica cada uno de ellos tendrá inversión diferente.

## Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación

### *combinada de crudos mexicanos*

**Tabla 15: Inversiones para una planta de destilación por tipo de crudo.**

<b>Crudo</b>	<b>Planta</b>	<b>Inversión de equipo. (USD)</b>	<b>Inversión de mano de obra. (USD)</b>	<b>Inversión a 5 años. (USD/año)</b>
Istmo	Despuntadora	\$469,217	\$170,968	\$314,876.1
	Atmosférica	\$713,058.5	\$221,137	
Maya	Despuntadora	NA	NA	\$337,586.9
	Atmosférica	\$1,348,641	\$339,293.5	
Olmeca	Despuntadora	\$613,105.5	\$204,872.5	\$350,434.7
	Atmosférica	\$713,058.5	\$221,137	
Marina ligero	Despuntadora	\$469,217	\$170,968	\$389,551.4
	Atmosférica	\$1,027,554.5	\$280,017.5	

Para los resultados de inversión de la tabla notamos, que aunque la producción de destilados es mayor para el crudo marina ligero, resulta más cara la construcción y mano de obra. Pero siguiendo con el análisis también se tomaron los costos de operación para cada uno de los crudos, que como ya se mencionó, para esta etapa de la evaluación solo se tomó en cuenta el consumo de gas combustible y de vapor.

Otros de los elementos que integran el análisis, son los gastos por compra de crudo a los interorganismos de PEMEX<sup>19</sup>, el costo por libra de vapor de agua, MMBTU/h de gas combustible y la inversión total

<sup>19</sup> Petróleos Mexicanos. *Anuario estadístico*. México 2010

## Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación

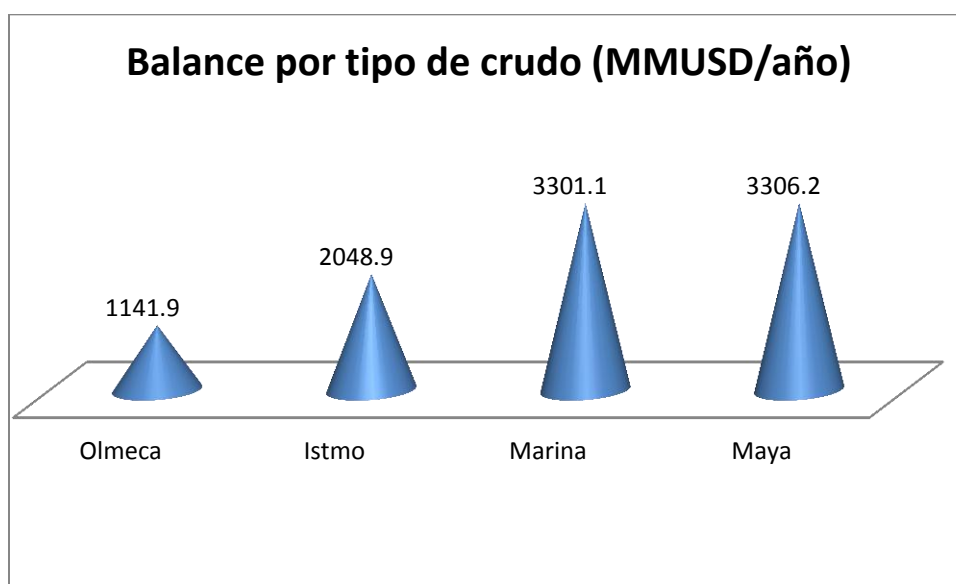
### *combinada de crudos mexicanos*

prorrataada a 5 años. Para la parte de los ingresos se tomaron en cuenta los precios de los destilados intermedios por barril, (gasolina, turbosina, kerosina, diesel y gasóleo). Todos los factores que integraron el análisis fueron anualizados para tener una idea del dinero en el tiempo, como muestra la tabla 16, el crudo que nos arroja menores ingresos es el crudo olmeca, aunque podría pensarse lo contrario por ser uno de los más ligeros, sus rendimientos en los destilados de mayor punto de ebullición son bajos, por ejemplo el diesel que en estos años está cobrando mucha mayor importancia.

**Tabla 16: Balance de costos e ingresos anuales por tipo de crudo evaluado.**

<b>Análisis económico</b>	<b>Olmeca</b>	<b>Istmo</b>	<b>Maya</b>	<b>Marina Ligero</b>
Total de costos (MMUSD/año)	2720.45	2542.49	1962.54	2652.57
Total de ingresos (MMUSD/año)	3862.34	4591.39	5268.76	5953.65

Es importante hacer notar que la inversión y operación de una planta de destilación atmosférica, es mucho más económica y sus ingresos son decentes, a diferencia de la construcción de una planta que emplea crudo tipo marina ligero que resulta costosa de operar y construir, pero que sus ingresos son muy altos. Colocando en una balanza los ingresos y costos, podemos obtener un resultado fuera de lo común, como muestra el gráfico 16, ya que al final de todo el análisis lo que nos resulta es el empleo de crudo maya.



**Gráfico 16: Balance de ingresos y costos por tipo de crudo, en millones de dólares por año.**

La conclusión anterior podemos sustentarla bajo las siguientes premisas:

- 🌍 El precio de los crudos más ligeros (olmeca e istmos), resulta mucho más alto.
- 🌍 La disponibilidad de los crudos de mayores grados API, en México es muy baja.
- 🌍 La explotación actual de los activos productores de crudo, está basada fundamentalmente en crudos pesados.
- 🌍 La obtención de cortes de mayores puntos de ebullición, como el diesel, está teniendo en estos años una ganancia económica muy significativa.
- 🌍 El disponer de grandes cantidades materias primas, para las plantas de desintegración catalítica y coquizadoras, está haciendo que la mirada esté puesta en los crudos pesados.

CAPITULO IV

*Análisis de tecnologías de destilación combinada de crudo.*

Como fue observado en el capítulo anterior una de las excelentes alternativas para el desarrollo del sistema nacional de refinación, es el empleo de crudo pesados y extrapesados, lo cual en estos momento es uno de los cinco ejes de desarrollo del sistema nacional de refinación<sup>20</sup>, como se muestra en la ilustración 6, aparte del empleo de crudos más pesados, se debe tener optimas operaciones, para producir combustibles de alta calidad, para obtener balance comercial a favor.



**Ilustración 6: Criterios de desarrollo del sistema nacional de refinación.**

Los crudos pesados, por sus características de calidad, tienen un menor valor en el mercado internacional, por lo que la estrategia que se tiene

---

<sup>20</sup> Instituto Mexicano de Ingenieros Químicos. *Retos y propuestas para el desarrollo industrial en México*. Declaratoria IMIQ-2006

que seguir en México, y que seguramente continuará en el futuro, es buscar el máximo procesamiento de crudos pesados en el SNR, lo cual además de la ventaja de proteger sus precios internacionales, da la posibilidad de aumentar los márgenes de refinación, si estos se procesan con esquemas de refinación adecuados a sus características.

Si se desarrollan e instalan esquemas de refinación apropiados para procesar hasta 100% de crudos pesados, es posible lograr márgenes de utilidad cercanos a los 13 US/barril, valor que es casi el doble del actual promedio típico obtenido en el SNR que es cercano a 7 US/barril. Desde luego, los requerimientos en cuanto a inversión y complejidad del procesamiento de los crudos pesados es mayor, ya que deben introducirse plantas que permitan el adecuado manejo de los compuestos que contienen estos crudos y que son adversos para su procesamiento, además convertir la alta proporción de productos residuales en destilados de mayor valor agregado.

Los ingenieros mexicanos y Petróleos Mexicanos contamos con la experiencia suficiente para evaluar y seleccionar las mejores tecnologías de proceso y establecer los esquemas de procesamiento e instalaciones más adecuados para este propósito. Por tal motivo se presenta el análisis de tecnologías para una planta de destilación combinada de crudo empleando una alimentación de 100% crudo maya y para una capacidad de un tren de 300MBD.



### **Descripción de la metodología.**

El objetivo de esta sección es establecer la metodología, que incluye un modelo cuantitativo, para establecer una calificación comparativa de tecnologías, para seleccionar la que mejor se adapte a los objetivos.

La evaluación se define como el proceso mediante el cual "se determina o establece el valor de un objeto o acción". Esta evaluación depende de los atributos del objeto en estudio, es decir, de sus características específicas que lo distinguen. Los atributos de un objeto pueden ser de naturaleza cualitativa, cuyo valor es de naturaleza subjetiva, o de tipo cuantitativo, en cuyo caso puede medirse y precisarse objetivamente su valor.<sup>21</sup>

Para nuestro caso concreto, en la evaluación de plantas de destilación combinadas, planteamos los siguientes atributos críticos de evaluación:

- El objetivo de las plantas de destilación combinada, es el primer proceso de transformación del petróleo crudo y por lo tanto sus productos, no son productos terminados, por lo tanto el beneficio económico del proyecto expresado por los indicadores financieros, no es un criterio de evaluación prioritario, porque el balance económico lo tienen los procesos posteriores.
- La evaluación energética y exérgica, serán atributos primordiales para la evaluación, ya que es uno de los procesos de refinación que más energía consume.

---

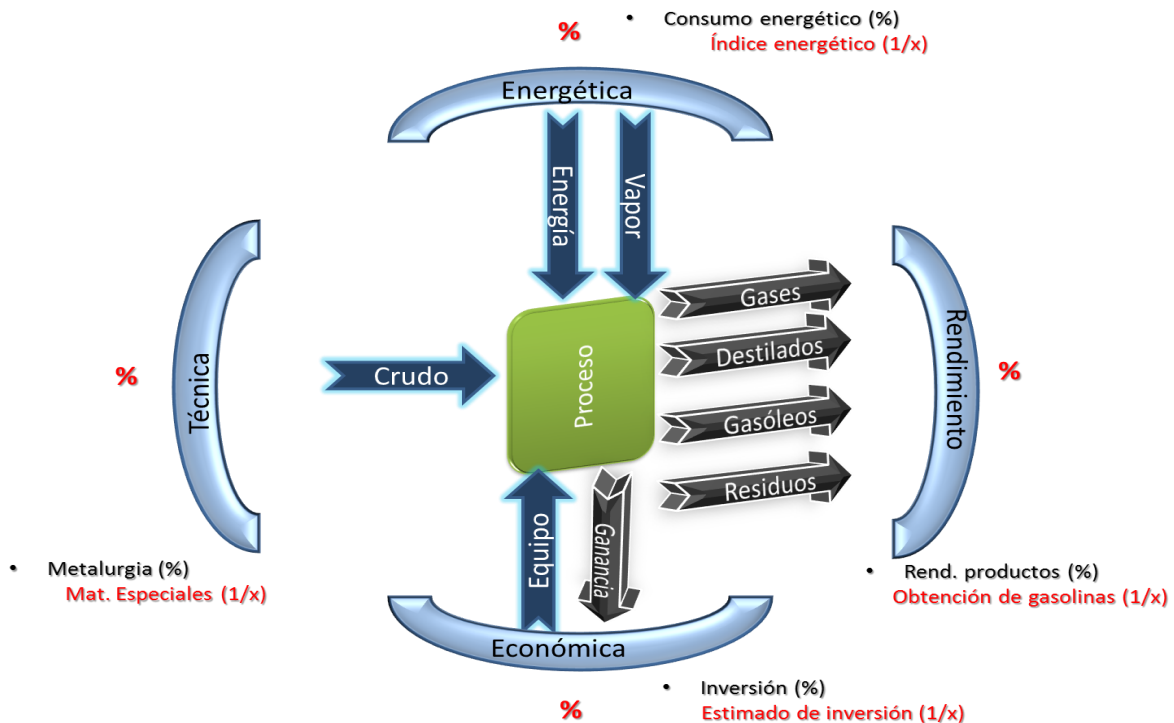
<sup>21</sup> Instituto Mexicano del Petróleo. *Evaluación de tecnologías para plantas recuperadoras de azufre*. Febrero de 2008.

## Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación

### *combinada de crudos mexicanos*

- El empleo de crudos pesados, como alimentación, adiciona atributos de solución técnica que depende principalmente de la tecnología.
- Incluyen soluciones técnicas, de materiales, de proceso, ambientales y de seguridad; sin olvidar su experiencia en el mercado.
- Los rendimientos para cada una de las tecnologías a evaluar, son un criterio principal.

En la ilustración 7 se ejemplifican los atributos que se toman en cuenta para la evaluación, cada uno de estos cuatro atributos tiene subatributos, los cuales al ser sumados forman el total cuantificado del atributo.



**Ilustración 7: Esquema generalizado de atributos de la evaluación.**

**Atributos para la evaluación y ponderación.**

El modelo de evaluación está basado, en la evaluación de los atributos que conforman cada uno de los conceptos señalados en la ilustración anterior, y con una definición previa del factor de peso o ponderación, que se asigna a cada uno de ellos, en función de su impacto relativo al proceso global. Cada uno de los atributos tiene una serie de subatributos, que compuestos de características específicas de evaluación, se obtiene una ponderación. Los valores de dichas característica y subatributos se presentan a continuación.

**Aspectos de calidad técnica (30%).**

**Tabla 17: Listado de subatributos y características de evaluación, para el atributo crítico técnico.**

<b>Descripción de subatributos/característica</b>	<b>Ponderación</b>
<b>Confiabilidad de proceso</b>	<b>10%</b>
Diseño de equipos	0.3
Productos en especificación	0.3
Deep Cut	0.1
Equipos por operación	0.1
Flexibilidad de operación	0.1
Efluente de agua de desalado	0.1
<b>Factor de servicio</b>	<b>10%</b>
Factor de servicio garantizado	0.5
Tiempo de paro/arreglo/arranque	0.5
<b>Seguridad</b>	<b>15%</b>
Condiciones severas de operación	0.2

<b>Descripción de subatributos/característica</b>	<b>Ponderación</b>
Gases combustibles	0.15
Cargas de equipos críticos	0.05
Procedimiento de paro de emergencia	0.1
Equipos sometidos a presión	0.2
Equipos a temperaturas arriba de 300°C	0.2
Conexiones de tubería sometidos a presión	0.1
<b>Impacto ambiental</b>	<b>15%</b>
Manejo y disposición de sustancias peligrosas	0.2
Emisión de gases de combustión	0.25
Emisión de agua aceitosa	0.2
Emisión de condensados a tratamiento	0.1
Cantidad de azufre en gasolina	0.25
<b>Metalurgia</b>	<b>10%</b>
Empleo de materiales especiales	0.6
Máximos espesores de equipos	0.4
<b>Complejidad</b>	<b>10%</b>
Cantidad de recirculaciones	0.3
Cantidad de equipos	0.35
Cantidad de nodos de operación	0.35
<b>Experiencia del licenciador</b>	<b>10%</b>

## Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación

### *combinada de crudos mexicanos*

<b>Descripción de subatributos/característica</b>	<b>Ponderación</b>
Número de plantas en operación	0.5
Capacidad de procesamiento de licenciador	0.5

### Aspectos de calidad económica (20%).

**Tabla 18: Listado de subatributos y características de evaluación, para el atributo crítico económico.**

<b>Descripción de subatributos/característica</b>	<b>Ponderación</b>
<b>Inversión</b>	<b>25%</b>
Estimado de inversión	0.85
Costo de horas hombre	0.15
<b>Costos variables</b>	<b>20%</b>
Costo de materia prima	0.25
Costo de vapor	0.1
Costo de sustancia química	0.1
Costo de energía (combustible)	0.2
Costo de energía (eléctrica)	0.2
Costo mano de obra directa	0.1
Costo mano de obra indirecta	0.05
Costo de agua de proceso	0.05
<b>Recuperación de capital</b>	<b>25%</b>
Venta de productos principales	0.9
Venta de productos secundarios	0.1

<b>Descripción de subatributos/característica</b>	<b>Ponderación</b>
<b>Indicadores económicos</b>	<b>30%</b>
VPN	0.4
TIR	0.6

**Aspectos de calidad en rendimiento (20%).**

**Tabla 19: Listado de subatributos y características de evaluación, para el atributo crítico de rendimiento.**

<b>Descripción de subatributos/característica</b>	<b>Ponderación</b>
<b>Rendimientos de productos</b>	<b>70%</b>
Obtención de gasolinas	0.3
Obtención de turbosina	0.1
Obtención de kerosina	0.1
Obtención de diesel	0.2
Obtención de GOA	0.1
Obtención de GOPV	0.1
Obtención de GOLV	0.1
<b>Productos secundarios</b>	<b>30%</b>
LPG	0.4
Gases ligeros	0.4
Gases ácidos	0.2

**Aspectos de calidad energética (30%).**

**Tabla 20: Listado de subatributos y características de evaluación, para el atributo crítico energético.**

<b>Descripción de subatributos/características.</b>	<b>Ponderación</b>
<b>Consumo de energía</b>	<b>35%</b>
Índice energético (MMBTU/h /B)	0.8
Índice eléctrico (kWatt/B)	0.2
<b>Integración térmica</b>	<b>30%</b>
Cargas de corrientes integradas térmicamente	0.5
Cargas de corrientes frías a calentamiento	0.25
Cargas de corrientes calientes a enfriamiento	0.25
<b>Exergía</b>	<b>35%</b>
Eficiencia exérgica por operación unitaria (destilación atmosférica)	0.25
Eficiencia exérgica por unitaria (destilación de vacío)	0.25
Eficiencia exergía por proceso	0.5

Las calificaciones de criterios subjetivos, fueron cuantificados por escalas arbitrarias, las cuales bajo la luz de la experiencia e información recabada, se logró dar una calificación. Los valores de atributos cuantificables fueron comparados entre si numéricamente, alcanzando

## *Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación*

### *combinada de crudos mexicanos*

el máximo valor la tecnología que cumpla cabalmente y las demás tecnologías obtenían el valor proporcional, al valor obtenido en dicho atributo.<sup>22</sup> Los valores en negrita representan el porcentaje de calificación para cada subatributo.

---

<sup>22</sup> Enrique Aguilar. *Evaluación de tecnologías en la industria de refinación del petróleo*. Instituto Mexicano del Petróleo, 1998.



### **Foster Wheeler.**

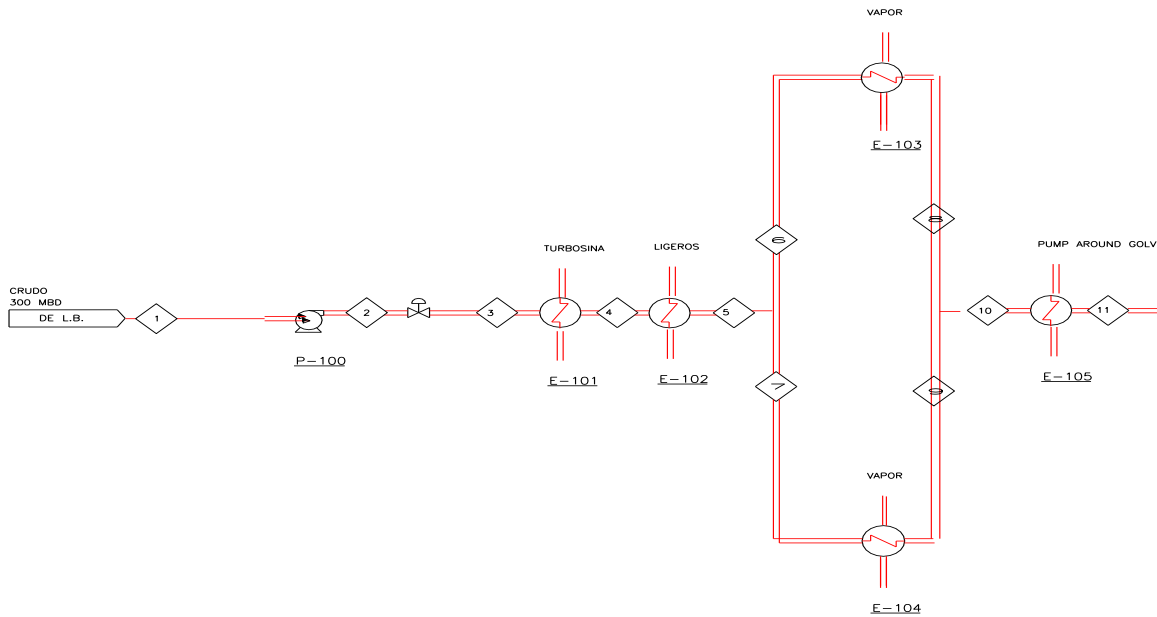
Tecnología empleada fundamentalmente para obtener cortes ligeros (naftas, kerosinas y gasóleos), de las cargas de alimentación. El proceso de destilación al vacío con el que cuenta incrementa la cantidad de destilados y material residual pesado.<sup>23</sup>

La carga es precalentada, desalada y alimentada a un segundo tren de precalentamiento, donde se recupera calor a través del reflujo de las corrientes de productos. El crudo es alimentado a un horno de calentamiento con una temperatura de alimentación de 569°F, mientras que la salida del horno tiene una temperatura de 710°F. El efluente del horno es completamente alimentado a una columna de destilación atmosférica, donde los gases ligeros y la nafta ligera son obtenidas en los domos de la torre y los destilados intermedios (turbosina, kerosina, diesel y gasóleo), son obtenidos por los laterales de la torre. Los productos son purificados en una torre lateral seccionada, que sirve como agotador (strippers), los reflujo externos a la torre provienen de los Pump around que intercambian calor con las secciones de precalentamiento. El residuo atmosférico es cargado a otro horno de fuego directo donde las temperaturas de salida del residuo son de 725°F. El residuo calentado es alimentado a una torre de vacío, donde el destilado es condensado en dos cortes y obtenidos por salidas laterales, que sirven de alimentación a las plantas de cracking y de coquización.

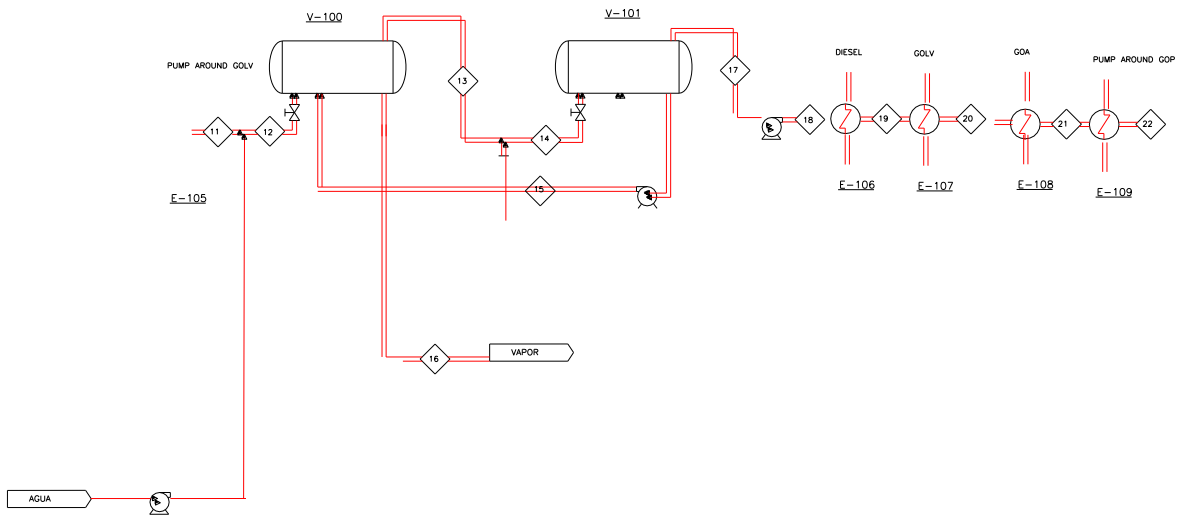
---

<sup>23</sup> Hydrocarbon Processing. *Crude distillation, Foster Wheeler*. 2008 Refining Processes Handbook

*combinada de crudos mexicanos*



**Ilustración 8: Primera sección de precalentamiento de crudo, tecnología Foster Wheeler.**



**Ilustración 9: sección de desalado y segunda sección de precalentamiento de crudo, tecnología Foster Wheeler.**



***Atributos técnicos.***

Foster Wheeler es una empresa que se compromete con el buen diseño de equipos y procesos, pretendiendo lograr la especificación de los productos y con las innovaciones en el ramo, como por ejemplo el empleo de Deep Cut. Presenta una aceptable flexibilidad de operación y un factor de servicio de 0.97 con 10 días para paro, mantenimiento y puesta en marcha. En lo que refiere a la seguridad el proceso no tiene condiciones severas de operación, con solo 15 equipos sometidos a presión y 2 equipos con temperaturas superiores a los 300°C.

Un factor importante que no se debe de olvidar, es el ambiental, por tal motivo se realizaron los estudios de efluentes al medio ambiente.

**Tabla 21: Efluentes al medio ambiente de la tecnología de Foster Wheeler.**

<b>Impacto ambiental</b>	<b>Flujo</b>
<b>Emisión de gases de combustión (Ton CO<sub>2</sub>/anuales)</b>	538,392
<b>Emisión de agua aceitosa (m<sup>3</sup>/h)</b>	17.59
<b>Emisión de condensados a tratamiento (m<sup>3</sup>/h)</b>	0.654

Los para la construcción de los equipos de procesos, los materiales siguen las normas para evitar problemas de corrosión y seguridad, obteniendo materiales normales en la construcción de plantas de destilación combinada. Un factor importante a considerar es la experiencia del licenciador, Foster Wheeler tiene 8 plantas en operación en el continente americano con una capacidad de 1,857,840 BPD totales.

***Atributos económicos.***

El monto de inversión de esta tecnología, fue de más de 241 millones de dólares y con 3.6 millones de dólares de costo de horas hombre en ingeniería, la inversión completa es desglosada en la tabla 22. La estimación de costos variables por año, incluyeron los consumos de energía, de materias primas y de mano de obra, obteniendo un total de 963 millones de dólares anuales en operación, siendo el concepto más importante el costo del barril de petróleo crudo, las ganancias están por encima de los 4 mil millones de dólares anuales por venta de destilados y de productos secundarios. Los indicadores económicos muestran una aceptable rentabilidad con un valor presente de más de 6 mil millones de años a un panorama de 30 años y una tasa de retorno de 15.58%.

**Tabla 22: Desglose del monto de inversión.**

<b>Descripción</b>	<b>Monto (USD)</b>
Costo del equipo en campo	\$47,939,412
Tubería	\$11,984,853
Instrumentación	\$5,752,729
Edificios y preparación del terreno	\$19,175,765
Servicios auxiliares	\$11,984,853
Líneas externas	\$9,587,882
Ingeniería y construcción	\$42,570,198
Contingencias	\$31,927,648
Permisos	\$5,321,274
Procuración	\$31,927,648
Preparación para el arranque	\$10,642,549
Arranque	\$12,771,059
<b>Inversión total</b>	<b>\$241,585,875</b>

***Atributos de rendimientos.***

Uno de los atributos a considerar con mayor peso, fue el potencial de la tecnología, para obtener destilados y productos de alto valor, destacando las gasolinas y diesel. Se tomó en cuenta también la formación de productos secundarios como LPG, incondensables y combustóleos, pero su ponderación fue menor.

**Tabla 23: Rendimientos de productos para la tecnología Foster Wheeler.**

<b>Rendimientos de productos</b>	<b>Flujo BPD</b>
<b>Obtención de LPG*(m<sup>3</sup>/h)</b>	48.63
<b>Obtención de gasolinas</b>	40,149
<b>Obtención de turbosina</b>	19,992
<b>Obtención de kerosina</b>	19,862
<b>Obtención de diesel</b>	49,573
<b>Obtención de GOA</b>	29,744
<b>Obtención de GOPV</b>	38,996
<b>Obtención de GOLV</b>	21,998
<b>Obtención de combustóleo</b>	53,876

***Atributos energéticos.***

El concepto de ahorro de energía es de suma importancia, por sus implicaciones económicas y de eficiencia del proceso, por eso su análisis también resulta vital. Para esta tecnología el consumo de energía, por concepto de gas combustible, es una cantidad considerable, por tal motivo la integración térmica del proceso juega un papel preponderante. Tomando en cuenta la evaluación térmica a través del método pinch, se efectuó la integración térmica, teniendo como resultado para esta tecnología un valor de 940 MMBTU/h de ahorro de energía, dejando un consumo final por gas natural de solo 52

## Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación

### *combinada de crudos mexicanos*

MMBTU/h. Dentro de los atributos energéticos se calcularon los índices energéticos y eléctricos, que hacen referencia a la cantidad de energía consumida por unidad de barril procesada, además de estos índices, también se empleó un nuevo concepto de ahorro de energía y optimización, este concepto es la exergía, el cual nos da una idea de la eficiencia energética que existe entre un proceso u operación. La eficiencia exérgica está definida, por la expresión  $\eta = \frac{\sum h - sT_0_{salidas}}{\sum h - sT_0_{entradas}}$ , definida para la entalpia, donde se toman las contribuciones de energía por entalpia, de cada corriente y se ponderan entre entradas y salidas. Donde h y s, son la entalpia y entropía de la corriente,  $T_0$ , temperatura de referencia (77°F) y  $\eta$  la eficiencia exérgica. Los resultados del análisis exérgico para esta tecnología, están expresados en eficiencia, dicho análisis fue realizado, dividiendo los dos procesos importantes (destilación atmosférica y de vacío) y por último, se analizó como un proceso completo. Los resultados de eficiencia exérgica se presentan en la tabla 24

**Tabla 24: Índices energéticos y Eficiencia exérgica por proceso y operación, tecnología Foster Wheeler**

<b>Descripción</b>	<b>Valor</b>
Índice energético (MMBTU/h/BB)	1,745
Índice eléctrico (kWatt/BB)	830
Eficiencia exérgica por operación unitaria (destilación atmosférica)	44%
Eficiencia exérgica por operación unitaria (destilación de vacío)	39%
Eficiencia exérgica por proceso.	54%

### **Instituto Mexicano del Petróleo**

El proceso diseñado por el IMP recibe el crudo 100% Maya a un flujo normal de 300 MBD.<sup>24</sup> El primer precalentamiento de crudo se hace aprovechando el calor de los diferentes cortes que son extracciones de las Torres Atmosférica y de Vacío. El desalado del crudo se realiza por medio de un proceso electrostático que propicia la coalescencia de las gotas de agua presentes en el crudo, las cuales se precipitan llevándose consigo las sales disueltas tales como cloruro de sodio, calcio y magnesio, así como otros sólidos.

Después del desalado, el crudo se envía a una segunda etapa de precalentamiento con la finalidad de aprovechar el calor de las corrientes de recirculación de diesel, gasóleo atmosférico producto, recirculación de gasóleo pesado de vacío, gasóleo pesado de vacío producto y residuo de vacío. El crudo desalado y precalentado se alimenta a los calentadores a fuego directo con el fin de proporcionarle la temperatura adecuada para su fraccionamiento en la torre de destilación atmosférica, donde se le efectúa su primer procesamiento por medio de destilación atmosférica, obteniéndose al fraccionarlo: gas ligero, gasolina, turbosina, kerosina, diesel, gasóleo pesado atmosférico y residuo atmosférico. El residuo atmosférico se envía a sus respectivos calentadores a fuego directo para proporcionarle la temperatura requerida para su destilación al vacío. La función de la torre de

---

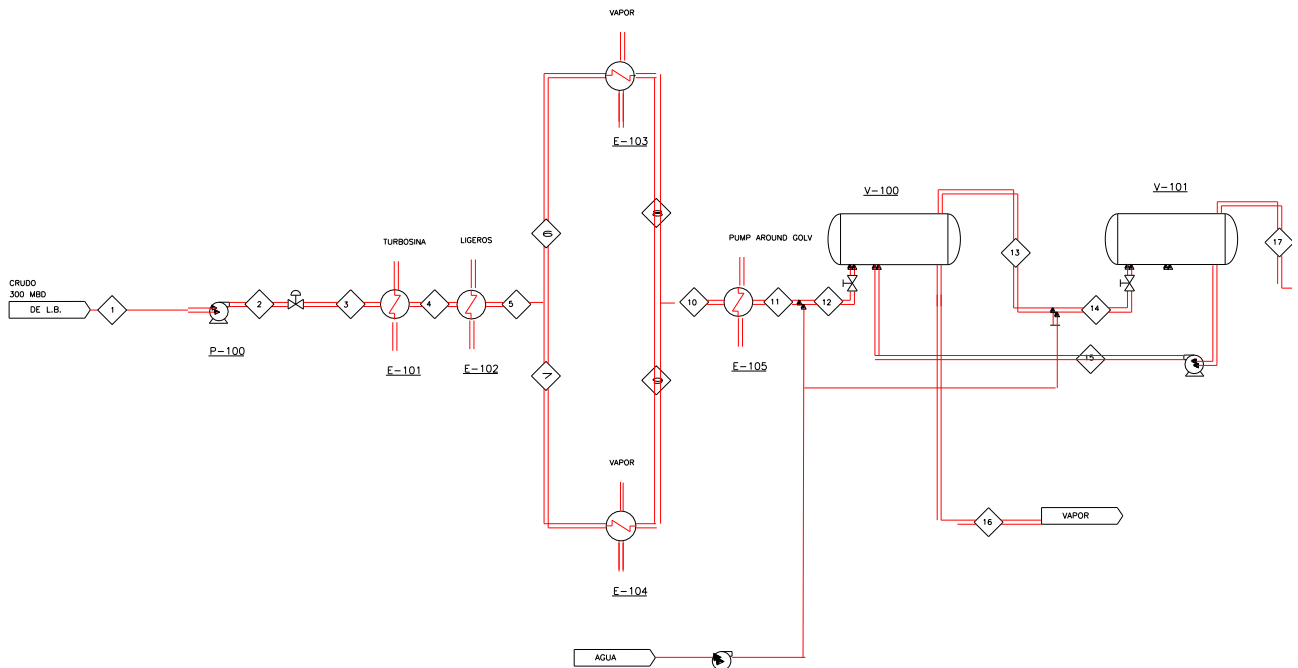
<sup>24</sup> Instituto Mexicano del Petróleo. *Descripción de plantas combinadas 100% maya*. Análisis de riesgo marzo 2007.



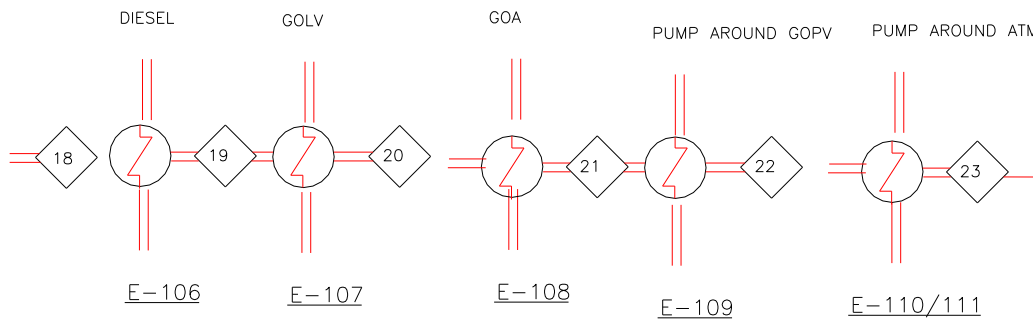
# Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación

## *combinada de crudos mexicanos*

destilación al vacío es la de separar del residuo atmosférico, el gasóleo ligero de vacío y el gasóleo pesado de vacío. Para generar el vacío en la torre se cuenta con un sistema de eyectores que succionan los vapores del domo de la columna. Este sistema está compuesto por tres eyectores en serie con sus respectivos condensadores y un tanque de sello donde llegan las piernas barométricas, así como por un tanque separador de incondensables.



**Ilustración 11: Primera sección de precalentamiento y desalado, tecnología imp.**



**Ilustración 12: Segunda sección de precalentamiento, tecnología IMP.**

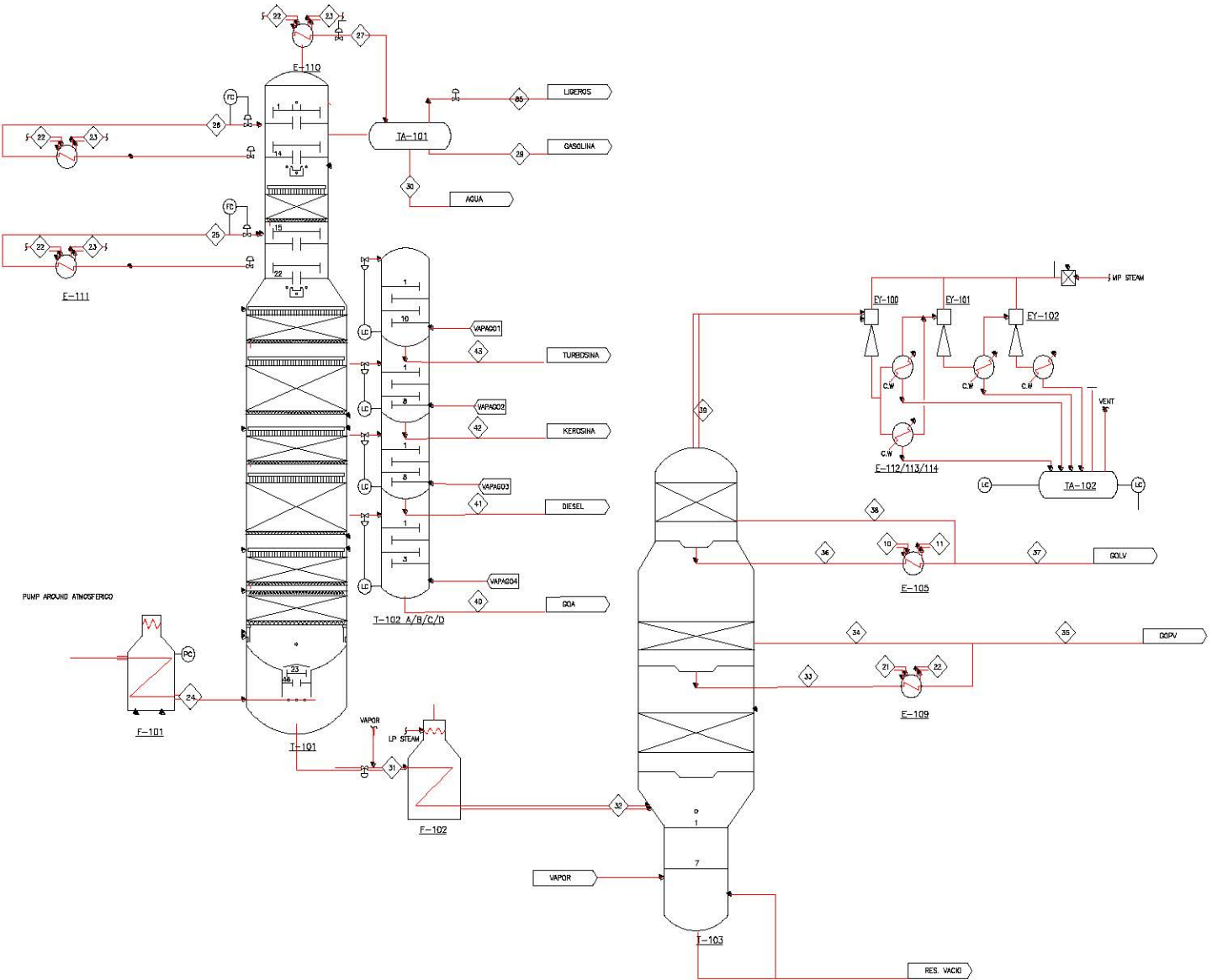


Ilustración 13: Sección de destilación atmosférica y de vacío, tecnología imp.

***Atributos técnicos.***

El diseño de equipo y consideraciones técnicas del IMP, son las más precisas y acertadas, por su cercanía y gran experiencia con PEMEX, presenta también tecnología Deep Cut, y amplia flexibilidad de operación. Presenta un factor de servicio de 0.97 y con 10 días para su proceso de paro obligado. En cuestión de seguridad la tecnología IMP presenta altos estándares y condiciones de operación no severas, con tan solo 14 equipos sometidos a presión y 2 equipos superando los 300°C.

Los aspectos ambientales fueron considerados bajo los mismos parámetros de efluentes de proceso, resultando los que se presentan en la tabla 25.

**Tabla 25: Efluentes al medio ambiente de la tecnología IMP.**

<b>Impacto ambiental</b>	<b>Flujo</b>
<b>Emisión de gases de combustión (Ton CO<sub>2</sub>/anuales)</b>	538,392.0179
<b>Emisión de agua aceitosa (m<sup>3</sup>/h)</b>	17.59
<b>Emisión de condensados a tratamiento (m<sup>3</sup>/h)</b>	0.0218

La experiencia en México del Instituto Mexicano del Petróleo, es muy importante, cuenta con 6 plantas en operación, con una capacidad total de 2,294,000 barriles por día de crudo procesado, pero su valor agregado es su amplia experiencia en crudos mexicanos.

***Atributos económicos.***

Para la tecnología del IMP, se obtuvo un estimado de inversión de 246 millones de dólares, como lo muestra la tabla, y 3.7 millones de dólares

## Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación

### *combinada de crudos mexicanos*

de horas hombre, los costos variables superaron los 7 mil millones anuales, teniendo en cuenta que gran parte de esto se debe a los costos altos del barril de crudo. Las ventas por productos transformados superaron los 8 mil millones de dólares, destacando las obtenciones de ganancias por gasolinas y diesel, teniendo como indicadores finales, 6 mil millones de dólares de valor presente y 15.29 de tasa de retorno.

**Tabla 26: Desglose del monto de inversión.**

<b>Descripción</b>	<b>Monto (USD)</b>
Costo del equipo instalado	\$48,846,548
Tubería	\$12,211,637
Instrumentación	\$5,861,586
Edificios y preparación del terreno	\$19,538,619
Servicios auxiliares	\$12,211,637
Líneas externas	\$9,769,310
Ingeniería y construcción	\$43,375,734
Contingencias	\$32,531,801
Factor de escalamiento	\$5,421,967
Procuración	\$32,531,801
Preparación para el arranque	\$10,843,934
Arranque	\$13,012,720
Total de costos fijos	\$246,157,293

#### *Atributos de rendimientos.*

La tecnología del IMP muestra unos rendimientos muy similares a los de la tecnología Foster Wheeler, esto es debido a que sus esquemas de procesamiento y condiciones de operación son muy similares, aunque la cantidad de productos secundarios, como ligeros y gases combustibles, resulta mayor. Para esta tecnología las producciones de destilados intermedios se expresa en la siguiente tabla 27.

**Tabla 27: Rendimientos de productos para la tecnología IMP.**

<b>Rendimientos de productos</b>	<b>Flujos en BPD</b>
Obtención de LPG*(m <sup>3</sup> /h)	54
Obtención de gasolinas	40,239
Obtención de turbosina	20,000
Obtención de kerosina	17,829
Obtención de diesel	39,765
Obtención de GOA	29,567
Obtención de GOPV	39,564
Obtención de GOLV	23,678
Obtención de combustóleo	56,351

***Atributos energéticos.***

Con la integración térmica de esta tecnología (método pinch), arrojo un ahorro de más de 920 MMBTU/h, integrando fundamentalmente las secciones de precalentamiento con las corrientes de destilados intermedios, logrando disminuir el consumo de energía hasta los 523 MMBTU/h. El otro factor a evaluar dentro de los atributos energéticos es la eficiencia exérgica e índices energéticos, que como ya se explicó anteriormente es un buen referente, los resultados de la eficiencia exérgica se presentan en la siguiente tabla 28.

**Tabla 28: Eficiencia exérgica por proceso y operación, tecnología IMP.**

<b>Descripción</b>	<b>Valor</b>
Índice energético (MMBTU/h/BB)	1,475
Índice eléctrico (kWatt/BB)	880
Eficiencia exérgica por operación unitaria (destilación atmosférica)	44%
Eficiencia exérgica por operación unitaria (destilación de vacío)	39%
Eficiencia exérgica por proceso	55%

### **Technip D2000**

El proceso D2000 de Technip, es un sistema de destilación progresiva que minimiza el consumo de energía requerido para separar, el crudo o los diferentes cortes de hidrocarburos, donde se busca optimizar con un sofisticado esquema de refinación.<sup>25</sup> Este proceso es aplicado normalmente como equipos de despunte o como partes integrales del sistema de destilación de vacío, aunque el concepto tiene la versatilidad de ser usado para ambos propósitos.

El proceso D2000 es particularmente aceptable, porque por medio de él se pueden obtener más de dos cortes de naftas. Típicamente el proceso es optimizado para producir tres cortes de nafta o más, uno o dos de kerosina, dos cortes de GOA y uno de GOV, además de 2 cortes de destilados de vacío.

El crudo es precalentado y desalado, para posteriormente ser alimentado a un calentador, cuya función es vaporizar parte de la corriente, posteriormente se alimenta a una torre de despunte donde se retiran los cortes ligeros. Los domos de la columna de despunte son alimentados a una sección de flashes para obtener los diversos cortes de nafta y ligeros. Los fondos de la torre de despunte son alimentados a una torre rectificadora, buscando retirar la mayor parte del corte de nafta de los fondos de la columna. Después de este proceso, los fondos de la columna de rectificación se alimentan a un horno de fuego

---

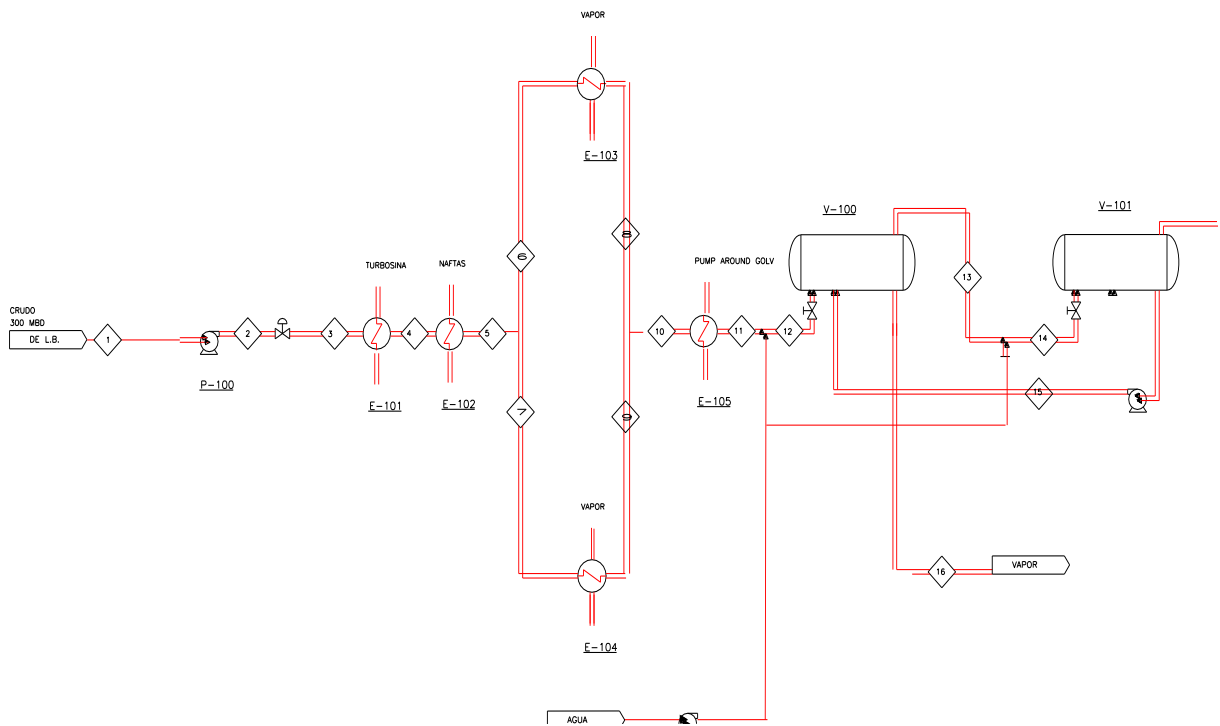
<sup>25</sup> Hydrocarbon Processing. *Crude distillation, Technip*. 2008 Refining Processes Handbook

## Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación

### *combinada de crudos mexicanos*

directo, para ser alimentados a una torre de destilación atmosférica. El proceso posterior es muy similar a los anteriores; los residuos atmosféricos son alimentados a una torre de vacío donde se recuperan dos cortes de gasóleos.

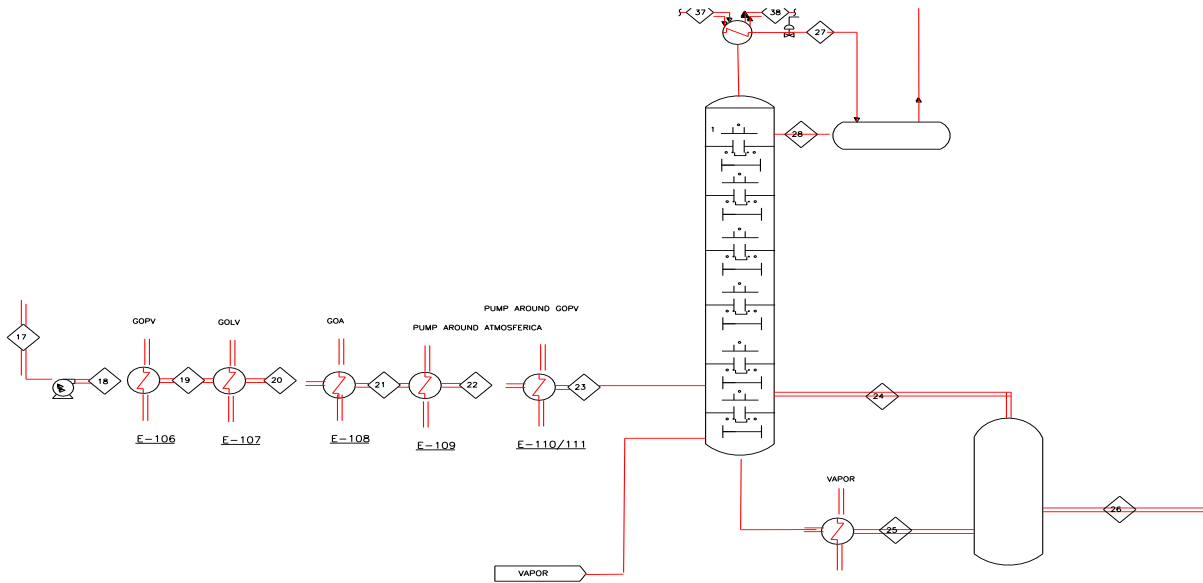
El uso extensivo de la tecnología pinch, minimiza el empleo de energía para calentar, además de remover intercambiadores de calor para enfriar algunas corrientes.



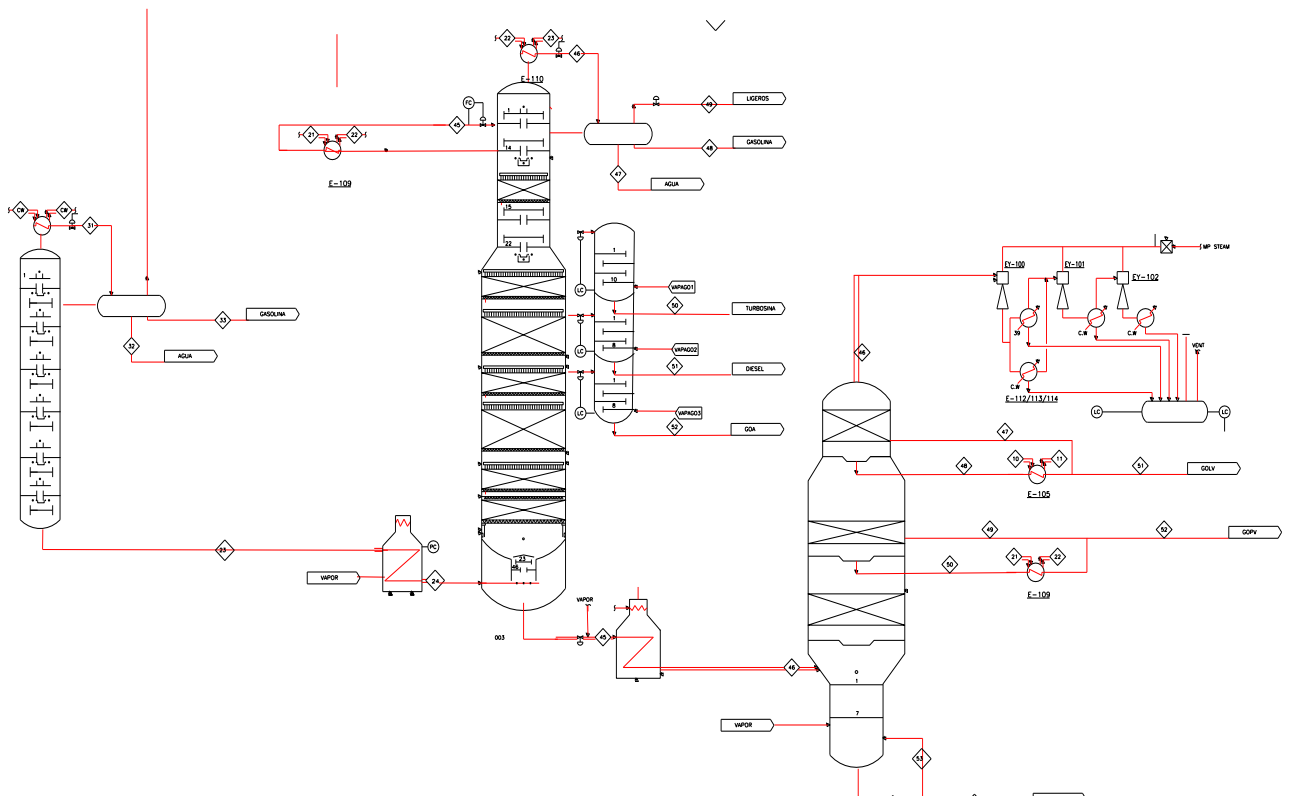
**Ilustración 14: Primera sección de precalentamiento y desalado, tecnología Technip.**

# Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación

## combinada de crudos mexicanos

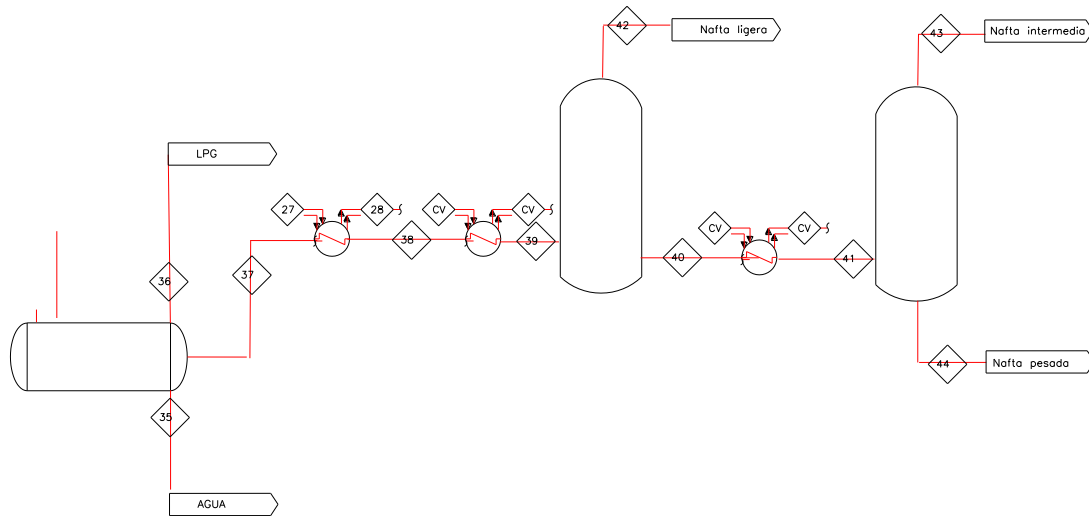


**Ilustración 15: Segunda sección de precalentamiento y sección de separación de ligeros, tecnología Technip.**



**Ilustración 16: Sección de recuperación de naftas, destilación atmosférica y de vacío, tecnología Technip.**





**Ilustración 17: Sección de estabilización y separación de naftas, tecnología Technip.**

### *Atributos técnicos.*

Technip es una tecnología que busca optimizar fundamentalmente en cuestiones energéticas, una de las principales virtudes es que su cumplimiento con especificación es muy aceptable, aunque se comprometa un poco la flexibilidad de operación, ya que al tener tantas operaciones interconectadas hace que la modificación en alguna de ellas cause una modificación significativa en las demás, aunque tiene un factor de servicio similar a las anteriores, su tiempo de paro y arranque es de 15 días. Desde el punto de vista de seguridad esta tecnología si emplea condiciones severas de operación con 23 equipos sometidos a presión y 6 de ellos con temperaturas superiores a los 300°C.

Desde el punto de vista ambiental, esta tecnología es la que menor cantidad de CO<sub>2</sub> envía a la atmósfera, de acuerdo a los estudios ambientales realizados; de la misma manera que las tecnologías

## Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación

### *combinada de crudos mexicanos*

anteriores este punto fue evaluado en los efluentes de la planta, reportados en la siguiente tabla 29. La experiencia de este licenciador en el continente americano de una aceptable experiencia, con 15 plantas en operación y con 1,200,000 BPD de procesamiento.

**Tabla 29: Efluentes al medio ambiente de la tecnología Technip**

<b>Impacto ambiental</b>	<b>Flujos</b>
<b>Emisión de gases de combustión (Ton CO<sub>2</sub>/anuales)</b>	198,075
<b>Emisión de agua aceitosa (m<sup>3</sup>/h)</b>	14.14
<b>Emisión de condensados a tratamiento (m<sup>3</sup>/h)</b>	0.264

### *Atributos económicos.*

Para la tecnología de Technip se estimó una inversión de 252 millones de dólares, como lo muestra la tabla 30, y un costo por mano de obra de 4.7 millones de dólares, teniendo como costos variables 7.3 mil millones de dólares por concepto de materias primas, energía y mano de obra de operación. Los ingresos por concepto de venta interorganismos, haciende a solo 7.4 mil millones de dólares, el cual para esta tecnología nos deja márgenes muy pequeños, que son muy susceptibles a los cambios en el precio del crudo. Para ilustrar lo anterior tenemos los indicadores económicos, con valores de 688 millones de dólares en valor presente y una tasa de retorno de 1.55%, que comparativamente con las demás es sustancialmente baja.

**Tabla 30: Desglose del monto de inversión.**

<b>Descripción</b>	<b>Monto (USD)</b>
Costo del equipo instalado	\$50,123,620
Tubería	\$12,530,905

<b>Descripción</b>	<b>Monto (USD)</b>
Instrumentación	\$6,014,834
Edificios y preparación del terreno	\$20,049,448
Servicios auxiliares	\$12,530,905
Líneas externas	\$10,024,724
Ingeniería y construcción	\$44,509,775
Contingencias	\$33,382,331
Factor de escalamiento	\$5,563,722
Procuración	\$33,382,331
Preparación para el arranque	\$11,127,444
Arranque	\$13,352,932
<b>Total de costos fijos</b>	<b>\$252,592,971</b>

*Atributos de rendimientos.*

Para la tecnología de Technip uno de los grandes problemas de su calificación fueron sus bajos rendimientos de los productos de alto valor, por tal motivo sus ganancias por productos terminados fue menor, aunque se consiguió un ahorro considerable en energía. Los flujos obtenidos se presenta en la tabla siguiente, para esta tecnología se obtenían diversos cortes de gasolinas y otros destilados, pero para fines de practicidad fueron congregados en los principales.

**Tabla 31: Rendimientos de productos para la tecnología Technip**

<b>Rendimientos de productos</b>	<b>Flujos BPD</b>
Obtención de LPG*(m <sup>3</sup> /h)	20.6
Obtención de gasolinas	29,729
Obtención de turbosina	29,563
Obtención de kerosina	15,000
Obtención de diesel	30,000
Obtención de GOA	15,000
Obtención de GOPV	50,005

## Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación

### *combinada de crudos mexicanos*

<b>Rendimientos de productos</b>	<b>Flujos BPD</b>
Obtención de GOLV	21,000
Obtención de combustóleo.	104,994

#### *Atributos energéticos.*

La virtud más grande de esta tecnología es la posibilidad de tener una integración térmica muy completa, esto es debido que al tener cortes intermedios se puede hacer un mejor ajuste pinch, el resultado para esta tecnología fueron 1,148 MMBTU/h ahorrados en la integración térmica, dejando solo 192 MMBTU/h por consumo de gas combustible. La complejidad e interconexión de procesos hace que la eficiencia exérgica por operación unitaria se menor, pero haciendo el análisis por el proceso completo se tienen muy buenos resultados, los cuales son presentados en la tabla siguiente.

**Tabla 32: Eficiencia exérgica por proceso y operación, tecnología Technip.**

<b>Exergia</b>	<b>Valor</b>
Índice energético (MMBTU/h/BB)	642
Índice eléctrico (kWatt/BB)	242
Eficiencia exérgica por operación unitaria (destilación atmosférica)	35%
Eficiencia exérgica por operación unitaria (destilación de vacío)	36%
Eficiencia exérgica por proceso	71%

### **Shell Global Solution.**

El proceso de destilación de crudo de Shell, es un concepto altamente integrado<sup>26</sup>. Se pueden obtener de este proceso, residuos, destilados intermedios y fracciones de naftas, principalmente. Comparada con las tecnologías anteriores, este proceso es una integración total entre destilación atmosférica, destilación de vacío e hidroconversión de residuales, resultando una reducción de equipos y costos muy considerable.

El concepto básico de separación por destilación de crudo, es modificado al tener un proceso de hidroconversión de residuales, ya que parte de los gasóleos son alimentados al reactor de crackeo con hidrogeno. Con esto se obtiene una corriente con gran parte de cortes ligeros y con una disminución considerable de azufre en los destilados intermedios, lo que disminuye la severidad a la que tiene que ser sometidos, dichos destilados, en los procesos de hidrotratamiento.

El crudo es alimentado a un sistema de precalentamiento y un posterior desalado, donde se alimenta a un segundo tren de calentamiento, para ser alimentado a un horno de flasheo. Posteriormente se alimenta a una torre de destilación de despunte, donde se recuperan los ligeros, un corte de alimentación a una torre atmosférica y la alimentación a una torre de vacío. La salida lateral de la torre de despunte, junto con el efluente del reactor de hidrocracking,

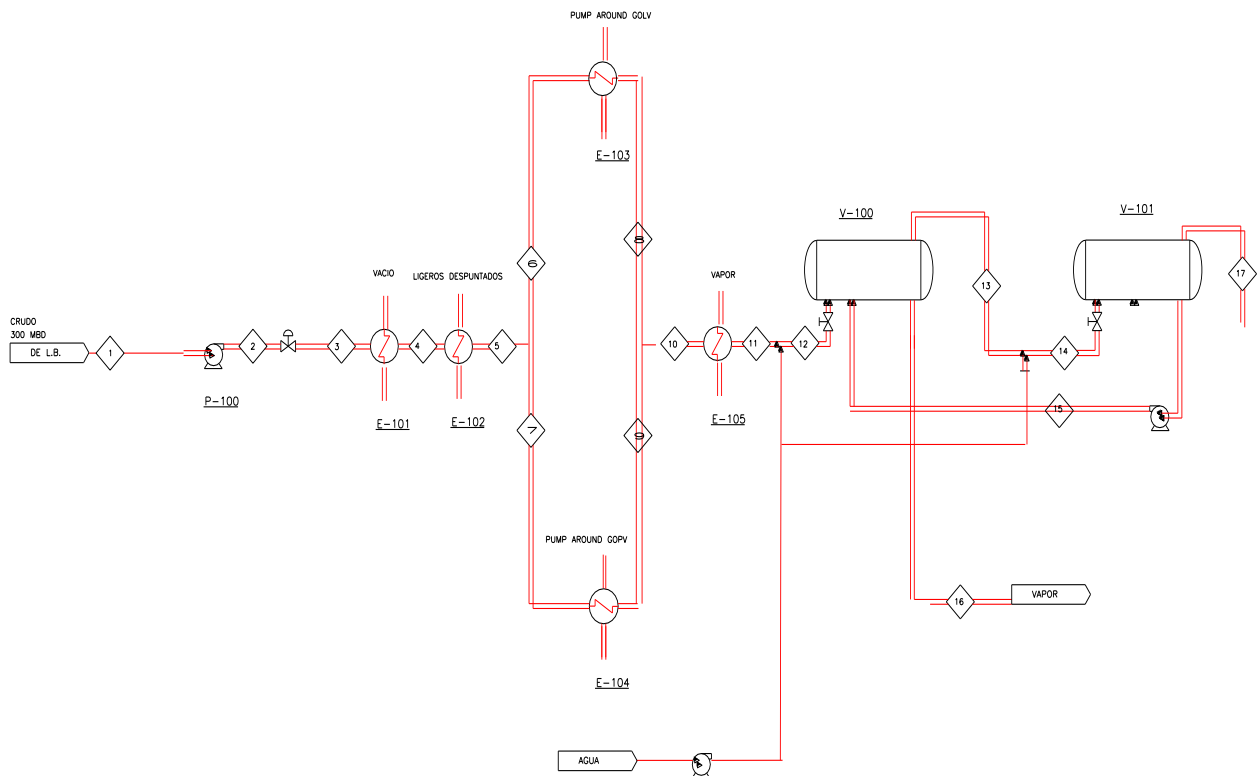
---

<sup>26</sup> Hydrocarbon Processing. *Crude distillation, Shell Global Solution*. 2008 Refining Processes Handbook

## Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación

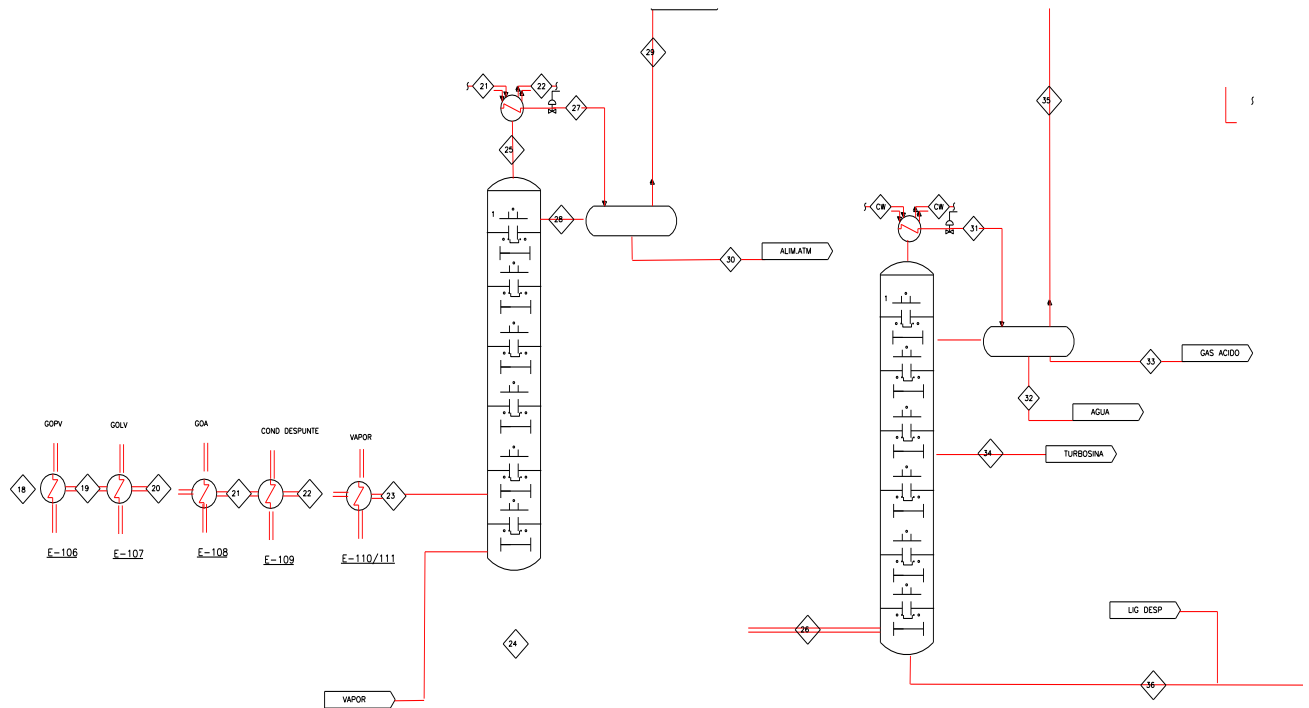
### *combinada de crudos mexicanos*

son alimentados a una torre de destilación atmosférica donde se obtienen los destilados intermedios. De la torre de destilación al vacío se obtienen dos cortes, de los cuales uno es mezclado con la corriente de gasóleos de la torre atmosférica para integrar la carga al reactor de hidrocracking. El reactor recibe una corriente de gasóleos y alimentaciones de hidrogeno, de donde se obtiene un efluente crackeado, con fracciones de LPG, naftas y destilados intermedios, los cuales son alimentados a la torre de destilación atmosférica para obtener productos finales.

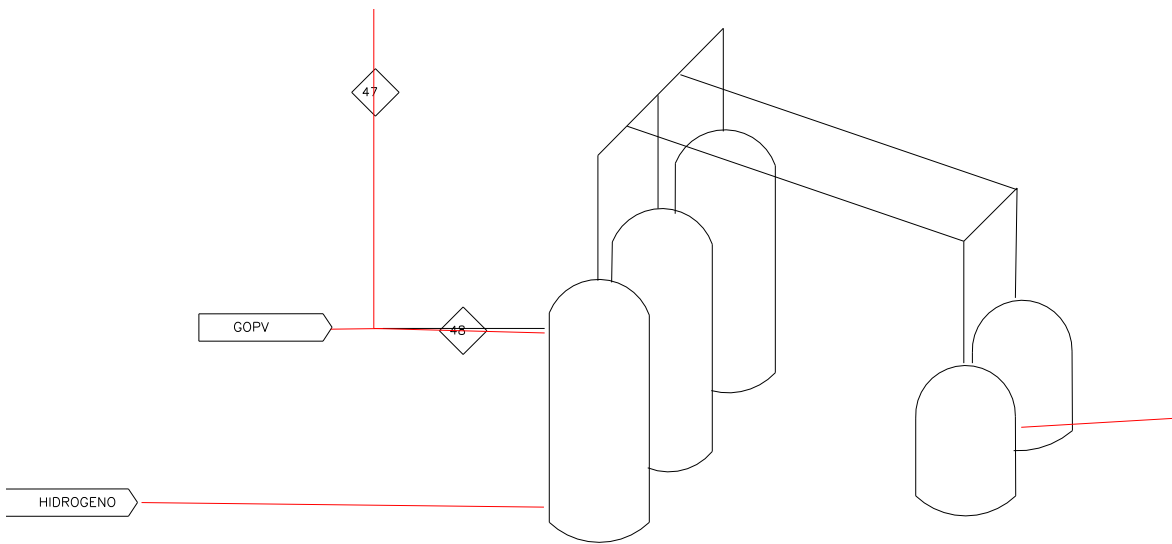


**Ilustración 18: Primera sección de precalentamiento y desalado, tecnología Shell.**

Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación  
combinada de crudos mexicanos

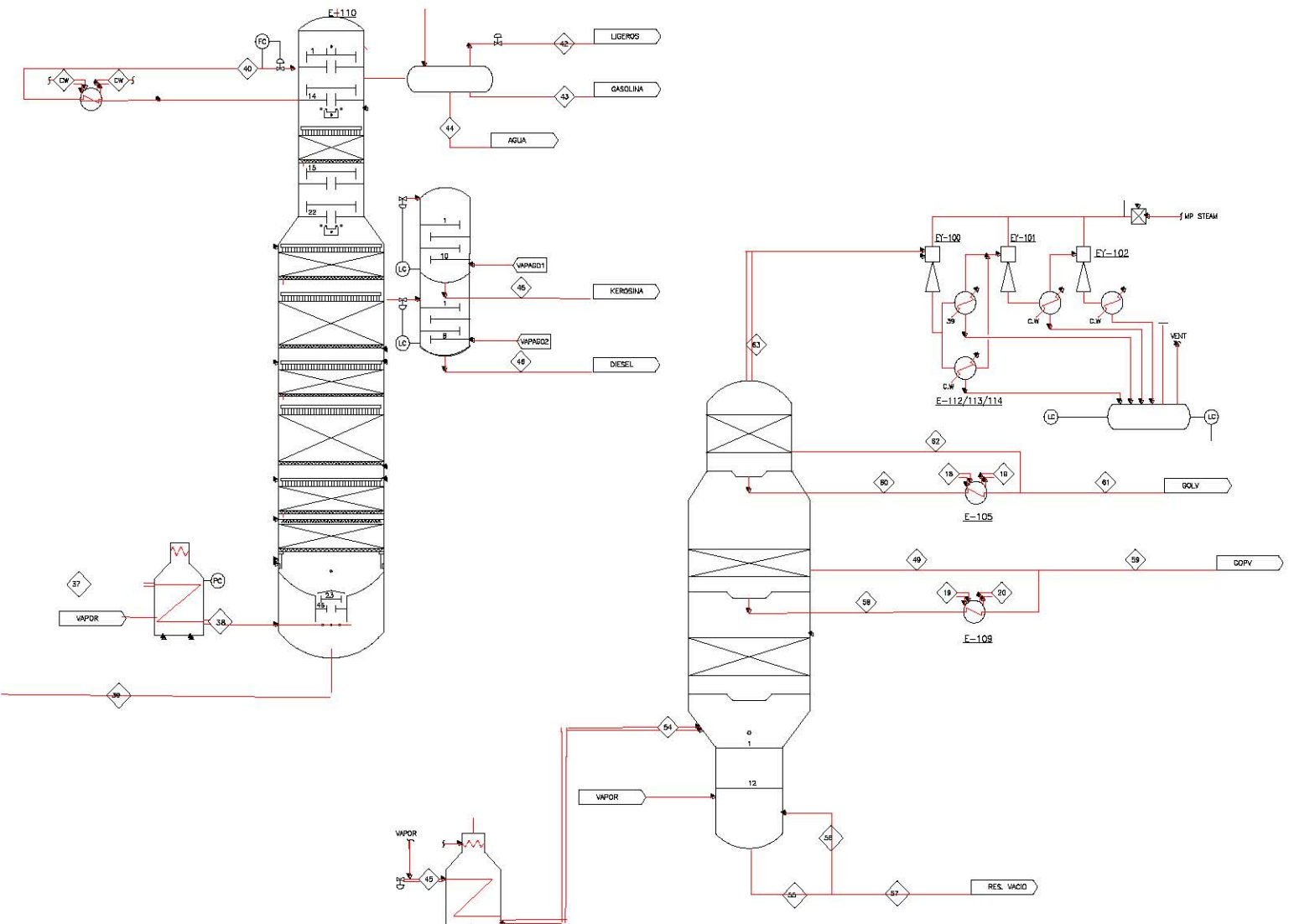


**Ilustración 19: Sección de desulfuración y separación de efluente de reacción de hidrocraqueo, tecnología Shell.**



**Ilustración 20: Reactor de hidrocraqueo catalítico en presencia de hidrogeno, tecnología Shell.**

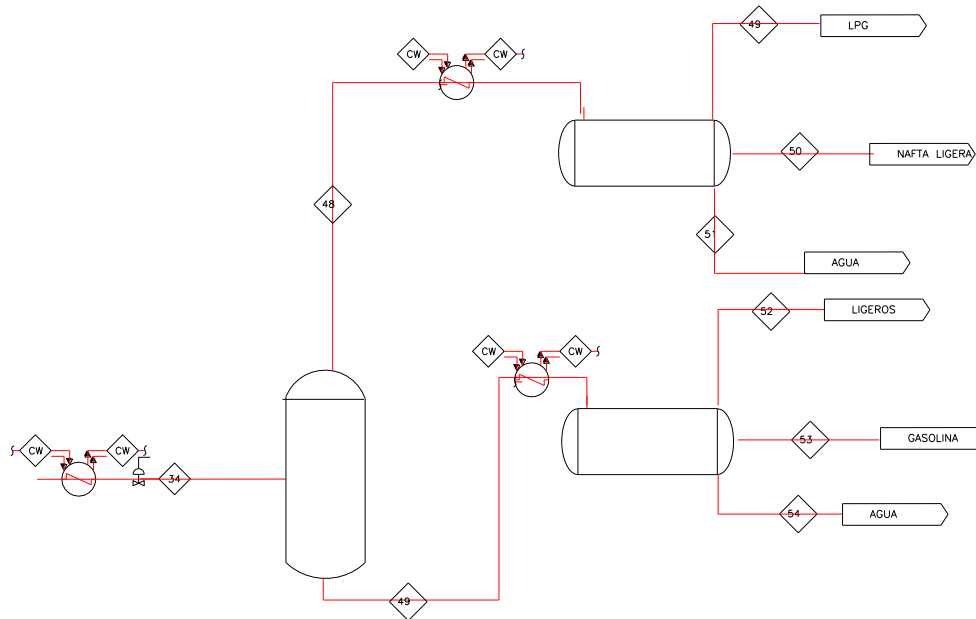
*Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación  
combinada de crudos mexicanos*



**Ilustración 21: Destilación atmosférica y de vacío, tecnología Shell.**



*Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación  
combinada de crudos mexicanos*



**Ilustración 22: Sección de estabilización y separación de gasolinas, tecnología Shell.**

***Atributos técnicos.***

Shell global solution es una de las empresas mejor posicionamiento a nivel mundial, una de las causas de esto son sus diseños para diferentes procesos. En particular esta tecnología obtiene productos bajo especificación, pero su operación resulta más complicada al contener una sección de reacción y no solo de separación por equilibrio. Cuenta con un factor de servicio aceptable y un paro/arranque de planta de 10 días. Las condiciones de operación para esta tecnología si resultan severas, aunque solo cuenta con 16 equipos sometidos a presión y 2 con temperaturas de más de 300°C, los valores de presiones son muy altos. Su impacto ambiental es muy bajo, principalmente porque este proceso cuenta con un reactor de hidrocracking, que también reduce considerablemente la cantidad de

## Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación

### *combinada de crudos mexicanos*

azufre en los destilados, pero para su evaluación, se colocaron los mismos parámetros que para las tecnologías anteriores, los cuales son mostrados en la tabla 33.

**Tabla 33: Efluentes al medio ambiente de la tecnología Shell.**

<b>Impacto ambiental</b>	<b>Flujos</b>
<b>Emisión de gases de combustión (Ton CO<sub>2</sub>/anuales)</b>	1,764,987
<b>Emisión de agua aceitosa (m<sup>3</sup>/h)</b>	4.299
<b>Emisión de condensados a tratamiento (m<sup>3</sup>/h)</b>	0.347

#### *Atributos económicos.*

La inversión para esta tecnología resulto la más cara de las anteriores, debido a que esta emplea un sistema de reacción y gran parte de la inversión radica en este equipo, en suma la inversión haciende a 307 millones de dólares, como lo muestra la tabla, y con 4.7 millones de dólares en horas hombre para la instalación. Los costos variables anuales hacienden a 7.3 mil millones de dólares anuales, como era de esperarse el valor de petróleo crudo, es quien más aporta a este consumo. La venta de productos principales registra 8.9 mil MMUSD por año y para esta tecnología la venta de productos secundarios resulta importante, ya que los volúmenes de producción de gases combustibles, gases ácidos y ligeros, fueron cuantiosos registrando ingresos por 136 mil dólares al año. Los indicadores muestran claramente que debido a las altas producciones de destilados de alto valor agregado, dan como resultado los mejores valores, comparativamente entre las tecnologías, registrando 15 mil millones de dólares en valor presente neto y un 28.88% de tasa interna de retorno.

**Tabla 34: Desglose del monto de inversión.**

<b>Descripción</b>	<b>Monto (USD)</b>
Costo del equipo instalado	\$61,110,516
Tubería	\$15,277,629
Instrumentación	\$7,333,262
Edificios y preparación del terreno	\$24,444,207
Servicios auxiliares	\$15,277,629
Líneas externas	\$12,222,103
Ingeniería y construcción	\$54,266,138
Contingencias	\$40,699,604
Factor de escalamiento	\$6,783,267
Procuración	\$40,699,604
Preparación para el arranque	\$13,566,535
Arranque	\$16,279,842
<b>Total de costos fijos</b>	<b>\$307,960,336</b>

*Atributos de rendimientos.*

Shell muestra una de las claves para procesamiento de crudos pesados, al incluir un sistema de destrucción catalítica en el procesos de destilación, lo cual nos ofrece una solución integral y por resultado amplios rendimiento y volúmenes de producción. La diferencia de flujos de productos es considerablemente notoria, como lo muestra la tabla 35, destacando las altas producciones de gasolinas y diesel.

**Tabla 35: Rendimientos de productos para la tecnología Shell.**

<b>Rendimientos de productos</b>	<b>Flujo BPD</b>
Obtención de gasolinas	50,844
Obtención de turbosina	5,659
Obtención de kerosina	17,690
Obtención de diesel	48,490
Obtención de GOA	35,768

<b>Rendimientos de productos</b>	<b>Flujo BPD</b>
Obtención de GOPV	49,920
Obtención de GOLV	33,000
Obtención de combustóleo	83,345

Como se mencionó la generación de productos secundarios resulto rentable, esto es debido a que al romper cadenas de hidrocarburos pesados, se forman compuestos ligeros y muy ligeros, que pueden ser vendidos, los resultados se presentan en la tabla 36.

**Tabla 36: Rendimientos de productos secundarios, tecnología Shell**

<b>Productos secundarios</b>	<b>Flujo m<sup>3</sup>/h</b>
LPG	76.95
Gases ligeros	8.346
Gases ácidos	11.82

*Atributos energéticos.*

La integración térmica para esta tecnología resulto de aproximadamente 940 MMBTU/h, lo cual resulta aceptable, el problema con la tecnología, es que es necesario suministrarle mucha energía en los hornos de fuego directo, con 1,716 MMBTU/h, lo que resulta en un consumo alto. Un dato muy interesante es que a pesar de los altos consumos de energía, esta se aprovecha suficientemente la energía, esto lo refleja el estudio exérgico que se muestra en la tabla, obteniendo altos valores de eficiencia tanto por proceso como por operación unitaria.

**Tabla 37: Eficiencia exérgica por proceso y operación, tecnología Shell.**

<b>Exergia</b>	<b>Valor</b>
Índice energético (MMBTU/h/BB)	5,720
Índice eléctrico (kWatt/BB)	0.15
Eficiencia exérgica por operación unitaria (destilación atmosférica)	62%
eficiencia exérgica por operación unitaria (destilación de vacío)	40%
Eficiencia exérgica por proceso	98%

**Análisis comparativo de tecnologías.**

Una vez establecido el modelo de evaluación de tecnologías específicamente para las plantas de destilación combinada de las refinerías de PEMEX Refinación, de nuestra propia autoría, con ayuda de modelos establecidos, y analizado las propuestas de los diferentes tecnólogos, se obtuvo una matriz de resultados para cada característica, subatributo y atributos críticos.

El proceso de evaluación consistió en la designación de las calificaciones de cuatro atributos críticos (técnico, económico, rendimientos y energético), divididos en subatributos a evaluar de manera directa, con calificaciones entre 1 y 3, para aquellos que no tenían un valor numérico, y otros calculados directamente mediante datos del proceso, obtenidos con las simulaciones y estimaciones. Los resultados que se presentan en las siguientes secciones, son resultado de la ponderación de resultados entre las cuatro tecnologías, los resultados los presentamos como una fracción o peso ponderado, por ejemplo para el diseño de equipo de la tecnología IMP(característica), se obtiene un valor de 0.30, que sumada con las demás características, nos da el porcentaje de peso del subatributo, en este caso para IMP en confiabilidad del proceso 19%, y una vez que se tienen todos los subatributos, estos son sumados para obtener el valor del atributo crítico, ponderado como ya se había definido antes, y así tener una calificación final de la tecnología.

**Comparación de atributos técnicos.**

La sección de atributos técnicos evaluó, algunas características como la capacidad de la tecnología para obtener productos en especificación, factores de servicio, seguridad, medio ambiente, complejidad y experiencia del licenciador.<sup>272829</sup> Para la evaluación se emplearon calificadores subjetivos y calificadores propios del proceso, que son posibles de calcular o estimar, como flujos, emisiones y cargas. Con los resultados y empleando un criterio de máximo ponderado, comparamos con los estándares antes explicados, en la tabla 38 se presentan los resultados de las cuatro tecnologías, comparadas con una calificación máxima antes definida y con el porcentaje máximo a alcanzar para cada subatributo.

**Tabla 38: Calificaciones ponderadas de características y subatributos para la parte técnica de la evaluación.**

Descripción	Calif. Max.	Foster Wheeler	IMP	Technip	Shell
<b>Confiabilidad de proceso</b>	<b>20%</b>	<b>17%</b>	<b>19%</b>	<b>16%</b>	<b>19%</b>
Diseño de equipos	0.30	0.20	0.30	0.20	0.30
Productos en especificación	0.30	0.30	0.30	0.30	0.30
Operación de equipos	0.10	0.10	0.10	0.05	0.10
Deep Cut	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10
Flexibilidad de operación	0.10	0.07	0.07	0.07	0.10
Efluente de agua de desalado	0.10	0.07	0.07	0.10	0.07
<b>Factor de servicio</b>	<b>10%</b>	<b>10%</b>	<b>10%</b>	<b>8%</b>	<b>10%</b>

<sup>27</sup>Foster Wheeler. Anual report. Foster Wheeler AG. 2010.

<sup>28</sup> Technip, engineering and technology. *Oil refining*. Technip, 2010.

<sup>29</sup> Energy Information Administration. *Annual refinery Report*. Refinery capacity 2010

Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación

*combinada de crudos mexicanos*

<b>Descripción</b>	<b>Calif. Max.</b>	<b>Foster Wheeler</b>	<b>IMP</b>	<b>Technip</b>	<b>Shell</b>
Factor de servicio garantizado	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50
Tiempo de paro/arreglo/arranque	0.50	0.50	0.50	0.33	0.50
<b>Seguridad</b>	<b>15%</b>	<b>10%</b>	<b>13%</b>	<b>8%</b>	<b>11%</b>
Condiciones severas de operación	0.20	0.07	0.20	0.07	0.07
Gases combustibles	0.15	0.06	0.06	0.12	0.15
Cargas de equipos críticos	0.05	0.05	0.05	0.04	0.04
Procedimiento de paro de emergencia	0.10	0.03	0.10	0.03	0.03
Equipos sometidos a presión	0.20	0.19	0.20	0.12	0.18
Equipos a temperaturas arriba de 300°C	0.20	0.20	0.20	0.07	0.20
Conexiones de tubería sometidos a presión	0.10	0.09	0.09	0.06	0.10
<b>Impacto ambiental</b>	<b>15%</b>	<b>3%</b>	<b>7%</b>	<b>6%</b>	<b>10%</b>
Manejo y disposición de sustancias peligrosas	0.20	0.07	0.20	0.07	0.20
Emisión de gases de combustión	0.25	0.09	0.09	0.25	0.03
Emisión de agua aceitosa	0.20	0.05	0.05	0.06	0.20
Emisión de condensados a tratamiento	0.10	0.00	0.10	0.01	0.01
Cantidad de azufre en gasolina	0.25	0.00	0.00	0.00	0.25
<b>Metalurgia</b>	<b>10%</b>	<b>10%</b>	<b>10%</b>	<b>10%</b>	<b>10%</b>
Empleo de materiales especiales	0.60	0.60	0.60	0.40	0.60
Máximos espesores de equipos	0.40	0.40	0.40	0.27	0.40
<b>Complejidad</b>	<b>15%</b>	<b>14%</b>	<b>13%</b>	<b>11%</b>	<b>11%</b>
Cantidad de recirculaciones	0.30	0.23	0.21	0.19	0.30
Cantidad de equipos	0.35	0.35	0.34	0.24	0.24
Cantidad de nodos de operación	0.35	0.35	0.35	0.27	0.22



## Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación

### *combinada de crudos mexicanos*

Descripción	Calif. Max.	Foster Wheeler	IMP	Technip	Shell
<b>Experiencia del licenciador</b>	<b>15%</b>	<b>3%</b>	<b>2%</b>	<b>5%</b>	<b>15%</b>
Número de plantas en operación	0.50	0.16	0.12	0.30	0.50
Capacidad de procesamiento de licenciador	0.50	0.03	0.03	0.02	0.50

### *Comparación de atributos económicos.*

La evaluación de las tecnologías se basó en comparar, la cantidad de egresos con los ingresos que se pueden obtener de cada una de las tecnologías. La inversión fue estimada con el programas de evaluación económica ASPEN KBASE ®, los precios de materias primas, insumos y materias primas fueron obtenidos del reporte trimestral de precios de PEMEX<sup>30</sup> y los indicadores económicos fueron calculados a un panorama de 30 años.

**Tabla 39: Calificaciones ponderadas de características y subatributos para la parte económica de la evaluación.**

Descripción	Calif. Max.	Foster Wheeler	IMP	Technip	Shell
<b>Inversión</b>	<b>25%</b>	<b>25%</b>	<b>24%</b>	<b>23%</b>	<b>20%</b>
Estimado de inversión	0.85	0.85	0.83	0.81	0.67
Costo de horas hombre	0.15	0.15	0.14	0.11	0.12
<b>Costos variables</b>	<b>20%</b>	<b>14%</b>	<b>14%</b>	<b>17%</b>	<b>14%</b>
Costo de materia prima	0.25	0.25	0.25	0.25	0.25
Costo de vapor	0.10	0.08	0.08	0.10	0.03

<sup>30</sup> Dirección corporativa de finanzas, subdirección de planeación económica y gerencia de precios, Petróleos Mexicanos. Precios interorganismos. Informe trimestral. Enero- Marzo 2011.

*Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación*

*combinada de crudos mexicanos*

<b>Descripción</b>	<b>Calif. Max.</b>	<b>Foster Wheeler</b>	<b>IMP</b>	<b>Technip</b>	<b>Shell</b>
Costo de sustancia química	0.10	0.10	0.10	0.10	0.03
Costo de energía (combustible)	0.20	0.07	0.07	0.20	0.02
Costo de energía (eléctrica)	0.20	0.00	0.00	0.00	0.20
Costo mano de obra directa	0.10	0.10	0.10	0.10	0.08
Costo mano de obra indirecta	0.05	0.05	0.05	0.05	0.04
Costo de agua de proceso	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05
<b>Recuperación de capital</b>	<b>25%</b>	<b>22%</b>	<b>22%</b>	<b>19%</b>	<b>25%</b>
Venta de productos principales	0.90	0.84	0.84	0.75	0.90
Venta de productos secundarios	0.10	0.02	0.02	0.01	0.10
<b>Indicadores económicos</b>	<b>30%</b>	<b>15%</b>	<b>15%</b>	<b>2%</b>	<b>30%</b>
VPN	0.40	0.17	0.17	0.02	0.40
TIR	0.60	0.32	0.32	0.03	0.60

*Comparación de atributos de rendimientos.*

La evaluación por rendimientos fue muy directa, tomando los flujos de productos para cada una de las tecnologías y comparándolos en volumen entre ellos, destacando las producciones de Shell que se muestran en la tabla 40. Además también se evaluaron los productos secundarios que se obtenían del proceso.

**Tabla 40: Calificaciones ponderadas de características y subatributos para la parte te de rendimientos de la evaluación.**

Descripción	Calif. Max.	Foster Wheeler	IMP	Technip	Shell
<b>Rendimientos de productos</b>	<b>70%</b>	<b>58%</b>	<b>58%</b>	<b>47%</b>	<b>63%</b>
Obtención de gasolinas	0.30	0.24	0.24	0.18	0.30
Obtención de turbosina	0.10	0.07	0.07	0.10	0.02
Obtención de kerosina	0.10	0.10	0.10	0.08	0.09
Obtención de diesel	0.20	0.20	0.20	0.12	0.20
Obtención de GOA	0.10	0.08	0.08	0.04	0.10
Obtención de GOPV	0.10	0.08	0.08	0.10	0.10
Obtención de GOLV	0.10	0.07	0.07	0.06	0.10
<b>Productos secundarios</b>	<b>30%</b>	<b>22%</b>	<b>21%</b>	<b>10%</b>	<b>23%</b>
LPG	0.40	0.13	0.13	0.05	0.40
Combustóleo	0.40	0.4	0.38	0.21	0.25
Gases ácidos	0.20	0.20	0.20	0.09	0.10

### *Comparación de atributos energéticos.*

La evaluación se dio en tres vertientes, la primera fue evaluar los consumos energéticos, tanto como en gas natural como en energía eléctrica, la segunda fue hacer un evaluación térmica de la evaluación térmica que se podría realizar con cada una de las tecnologías, esto se realizó a través de una metodología pinch y por último el análisis exérgico<sup>31</sup>, donde se evaluó la eficiencia exérgica por proceso y por operación. En la tabla 41 se muestran los resultados destacando en la

<sup>31</sup> Shukaya Masanori. *Energía y exergía*. Capítulo 6, Abril 2009.

## Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación

### *combinada de crudos mexicanos*

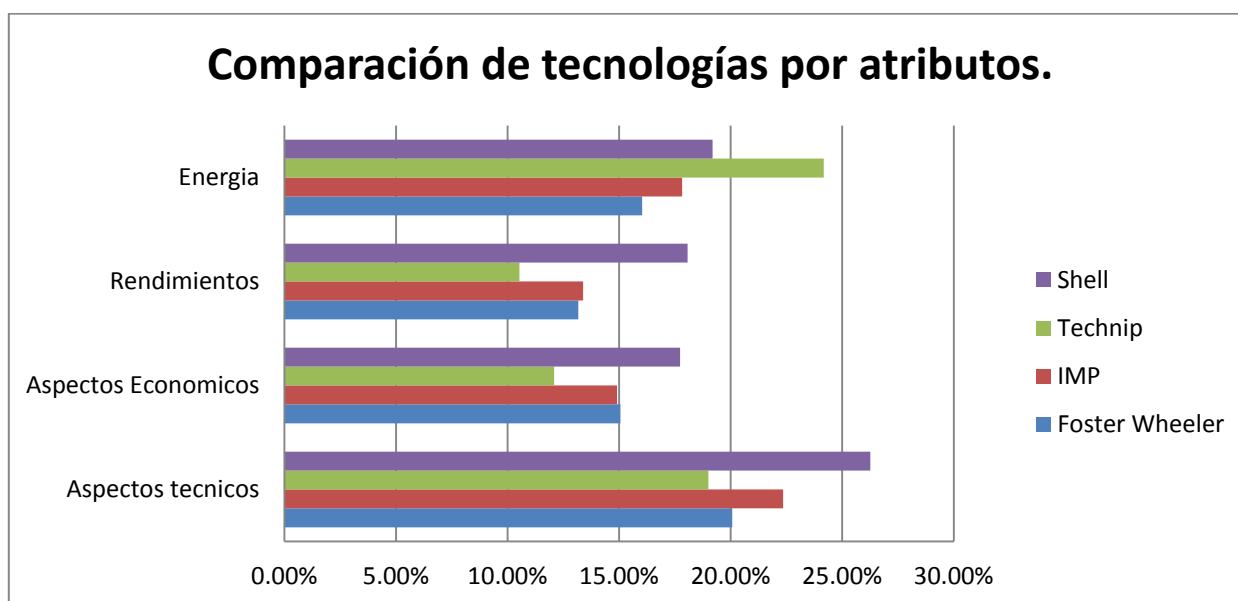
tecnología Technip por su bajo consumo energético e integración térmica y Shell con buenos resultados para eficiencia exérgica.

**Tabla 41: Calificaciones ponderadas de características y subatributos para la parte energética de la evaluación.**

Descripción	Calif. Max.	Foster Wheeler	IMP	Technip	Shell
<b>Consumo de energía</b>	<b>35%</b>	<b>10%</b>	<b>10%</b>	<b>28%</b>	<b>10%</b>
Índice energético (MMBTU/h/B)	0.80	0.29	0.29	0.80	0.09
Índice eléctrico (kWatt/B)	0.20	0.00	0.00	0.00	0.20
<b>Integración térmica</b>	<b>30%</b>	<b>19%</b>	<b>24%</b>	<b>27%</b>	<b>19%</b>
Carga de corrientes integradas térmicamente	0.50	0.41	0.41	0.50	0.41
Cargas de corrientes frías a calentamiento	0.25	0.06	0.25	0.15	0.06
Cargas de corrientes calientes a enfriamiento	0.25	0.16	0.16	0.25	0.16
<b>Exergia</b>	<b>35%</b>	<b>24%</b>	<b>25%</b>	<b>25%</b>	<b>35%</b>
Eficiencia exérgica por operación unitaria (destilación atmosférica)	0.25	0.18	0.18	0.14	0.25
Eficiencia exérgica por unitaria (destilación de vacío)	0.25	0.24	0.24	0.22	0.25
Eficiencia exergia por proceso	0.50	0.27	0.28	0.36	0.50

### Calificación final.

Con la ponderación de todos los subatributos, se obtienen los resultados para cada uno de los atributos críticos y su suma resulta con la calificación final, los resultados de cada atributo son mostrados en el gráfico 17, donde es posible observar comparativamente a cada tecnología, en cada uno de los atributos críticos.

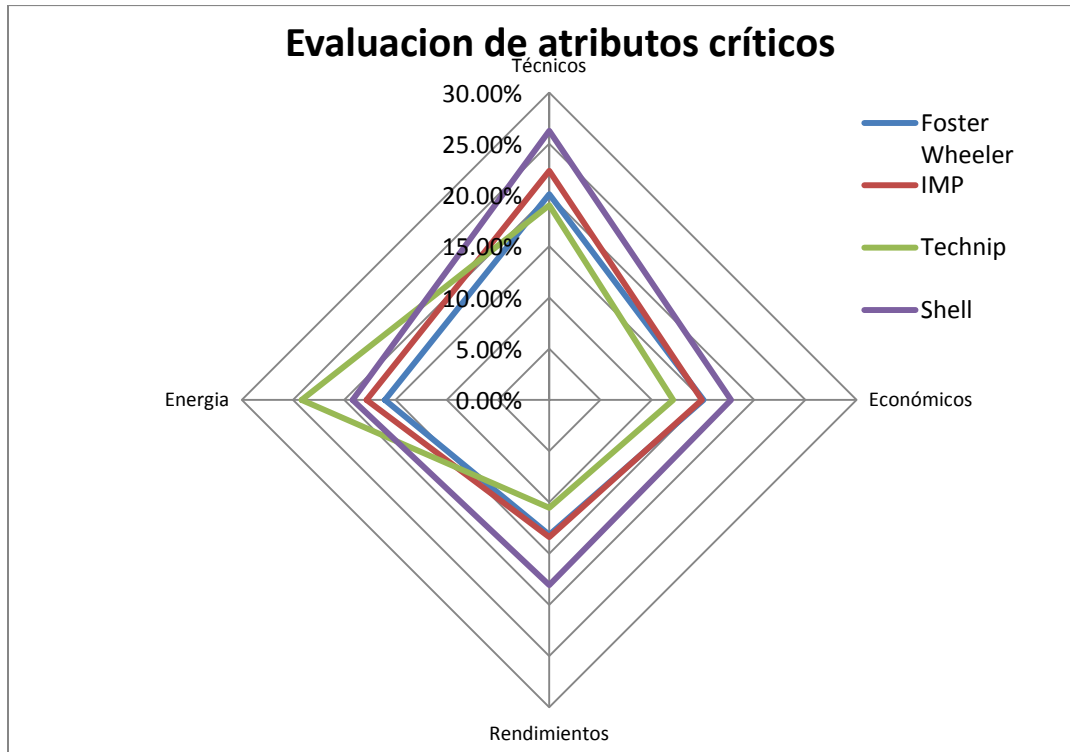


**Gráfico 17: Resultados comparativos de cada atributo crítico, para cada tecnología.**

Al tomar los resultados de cada atributo, podemos poner los resultados en cuadrantes y destacar las fortalezas de cada tecnología, como se observa en el gráfico 18, de esta manera podemos destacar a que la tecnología de Shell obtuvo los mejores resultados en tres de los atributos críticos evaluados, técnicos, económicos y rendimientos. La tecnología de Technip obtuvo los mejores resultados de cuestión energética, con una amplia diferencia, con respecto a las demás tecnologías. Esta representación nos permite decidir de acuerdo a las

*combinada de crudos mexicanos*

prioridades que se tengan, por ejemplo si se desea una tecnología con mayor contribución técnica, o la más económica o alguna que tenga altos rendimientos.

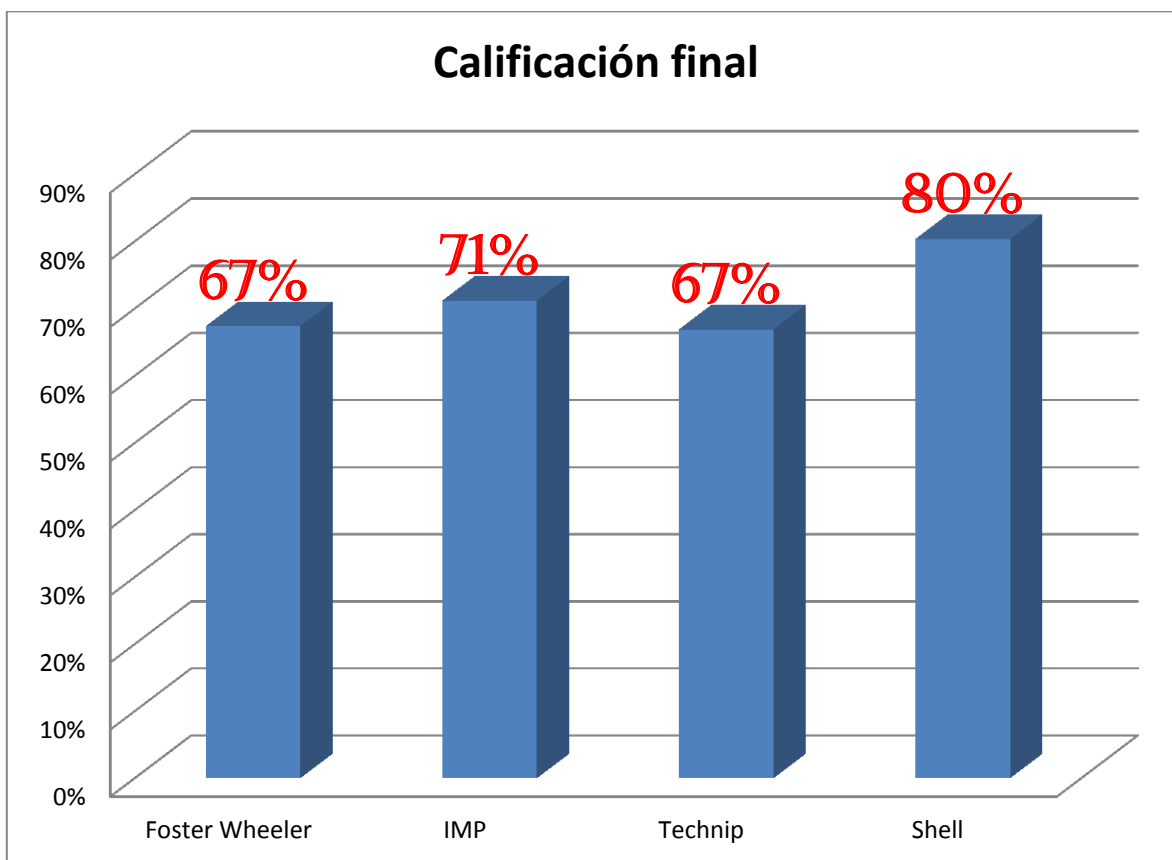


**Gráfico 18: Análisis de fortalezas de cada tecnología, para cada atributo crítico.**

Empleando los valores obtenidos de cada una de las tecnologías, se obtiene la calificación final para cada una de las tecnologías, en un escala de 0-100%. Los resultados son mostrados en la tabla 42.

**Tabla 42: Resultados finales de la evaluación tecnológica.**

Calificación final	
Foster Wheeler	67%
IMP	71%
Technip	67%
Shell	80%



**Gráfico 19: Decisión final de evaluación de las tecnologías de destilación combinada de Crudo maya.**

El resultado final de la evaluación de tecnologías de destilación combinada, para un crudo maya, como lo muestra el gráfico 19, tiene como ganadora a la tecnología:

**SHELL.**

CAPÍTULO V

*Análisis de una nueva propuesta para el proceso de destilación*

*combinada de crudos mexicanos.*

**L**os licenciadores de las tecnologías del capítulo anterior, son un buen referente para poder vislumbrar la posibilidad de proponer una configuración, que sea específica para los crudos en México. Un análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación de crudos mexicanos, resultaría incompleta sin una propuesta específica para el tipo de crudo mexicano. Uno de los factores importantes es la materia prima alimentada a la planta, la cual es función de la disponibilidad de la misma, por eso este capítulo pretende ser muy vanguardista, al presentar 4 opciones tecnológicas propuestas por mí, bajo el antecedente del análisis anterior, empleando una configuración “hibrida” y empleando crudos o mezclas de crudos más haya que el maya. Como ya se ha demostrado, el futuro del procesamiento de crudo en México, se encuentra en sus crudos pesados y bajo esta primicia se propusieron cuatro configuraciones de procesamiento y de alimentación, estas configuraciones fueron evaluadas bajo la misma metodología y atributos que las tecnologías del capítulo anterior; las nuevas tecnologías fueron nombradas Maya 1, Maya 2, Ku-1 y Ku-2.



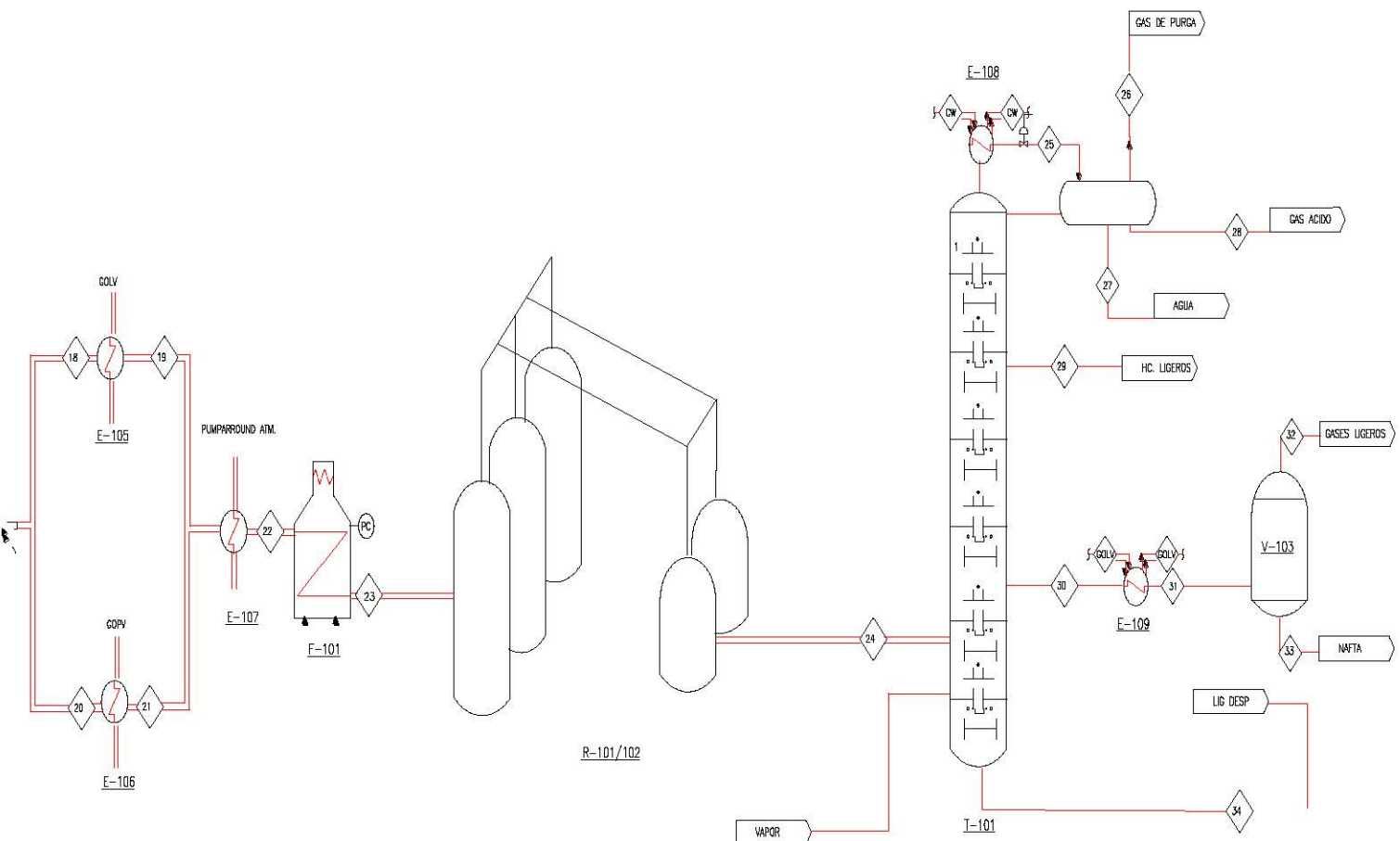
### **Maya 1.**

Esta tecnología busca comprobar la posibilidad de colocar, un sistema de mejoramiento de crudo, antes de que el mismo entre al sistema de destilación combinada. La carga de crudo, para este caso 100% maya, es bombeado a través de la primera sección de precalentamiento, donde el residuo de vacío intercambia calor con él en dos ocasiones, un primer momento con la carga completa, y posteriormente el flujo es dividido por la mitad, para intercambiar calor, una de las partes, con el residuo de vacío en un segundo momento y la segunda parte, con el gasóleo. Posteriormente se alimenta a los Pump around de la torre de crackeo y al condensador de la misma, para alcanzar una temperatura de 184°C, que funcionan como temperatura de desalado. La corriente pasa a través de dos desaladores electrostáticos de alta eficiencia, donde se les retira la sal, hasta alcanzar 50 ptb's, posterior al desalado, el crudo es alimentado a una segunda sección de precalentamiento, donde la energía térmica es transferida del crudo a las corrientes de GOLV, GOPV, Pump around y condensadores de la torre de destilación atmosférica, por último es alimentado un horno de fuego directo, donde logra tener una temperatura de cerca de 450°C, adecuada para alimentarlo al reactor de crackeo.

El crudo alimentado al reactor, se encuentra con el catalizador de cracking y en atmosfera de hidrogeno, el cual rompe fracciones pesadas del crudo para formar cortes ligeros y gases, del reactor se obtienen corrientes de gases ácidos, LPG, gas de recirculación, un corte



*Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación  
combinada de crudos mexicanos*



**Ilustración 24: Segunda sección de precalentamiento, reactor de crackeo catalítico de crudo y torre de separación de producto crackeado, para la propuesta maya 1.**



***Atributos técnicos.***

Maya 1 es una propuesta que busca el fraccionar el crudo desde un principio, antes de hacerlo pasar por el proceso de destilación, la finalidad es tener un crudo de menor grados API, al entrar al proceso de destilación combinada. Para nuestro análisis se fijaron los factores de planta en 0.97 para todas las propuestas y se le colocó el valor nulo a la experiencia del licenciador, ya que por obvias razones, ninguna de las propuestas se encuentran actualmente puestas en marcha. Para todas las propuesta los resultados fueron producto de una simulación, realizada programa de simulación de procesos ASPEN REFSYS ®, de donde se obtuvieron datos termodinámicos y de diseño.

Dentro de los factores que componen a los atributos técnicos se encuentran los subatributos de seguridad, en donde se evaluó la carga a los equipos principales, fundamentalmente el reactor, el cual presenta para esta propuesta un carga completa de 300MPD, también se evaluó la cantidad de equipos sometidos a presión y los que operan a más de 300°C, resultando 15 y 2 equipos respectivamente. En cuestión ambiental, se evaluaron las emisiones de cada propuesta, para la propuesta Maya 1, se obtuvieron los resultados que se presentan en la tabla 43.

**Tabla 43: Efluentes al medio ambiente, propuesta maya 1**

<b>Impacto ambiental</b>	<b>Flujo</b>
Emisión de gases de combustión (Ton CO <sub>2</sub> /anuales)	87,087
Emisión de agua aceitosa (m <sup>3</sup> /h)	6.44
Emisión de condensados a tratamiento (m <sup>3</sup> /h)	0.65

Otro de los factores a considerar es la complejidad de la planta, lo que se refleja en la flexibilidad y facilidad de operación, contabilizando 20 equipos, con 7 recirculaciones de material y con 7 nodos de operación.

***Atributos económicos.***

El monto de inversión estimado, clase 5, para todas las propuestas incluye: costo de equipo, tubería, instrumentación, infraestructura y mano de obra. La inversión para esta propuesta resulta de 193 millones de dólares, como es mostrado en la tabla 44, y con un costo de 3.5 millones de dólares en mano de obra. Los costos variables de operación ascienden a 7.3 mil millones de dólares anuales, los cuales incluyen costo de barril de crudo, agua de proceso, vapor, gases combustibles y servicios de planta. Empleando precios interorganismos se calculó el ingreso de venta de destilados intermedios, obteniendo un monto de venta de 9.07 mil millones de dólares, para la venta de productos primarios, y de 462 mil dólares, por la venta de productos secundarios. Los indicadores económicos arrojan resultados más convincentes, teniendo un valor presente de 16 mil millones de dólares, a un escenario de 30 años, y una tasa interna de retorno del 48.71%.

**Tabla 44: Desglose del monto de inversión**

<b>Descripción</b>	<b>Monto (USD)</b>
Costo del equipo instalado	\$38,442,416
Tubería	\$9,610,604
Instrumentación	\$4,613,090
Edificios y preparación del terreno	\$15,376,967

<b>Descripción</b>	<b>Monto (USD)</b>
Servicios auxiliares	\$9,610,604
Líneas externas	\$7,688,483
Ingeniería y construcción	\$34,136,866
Contingencias	\$25,602,649
Factor de escalamiento	\$4,267,108
Procuración	\$25,602,649
Preparación para el arranque	\$8,534,216
Arranque	\$10,241,060
<b>Total de costos fijos</b>	<b>\$193,726,712</b>

### *Atributos de rendimientos.*

La obtención de destilados intermedios, producidos por la propuesta Maya 1 se presentan en la tabla 45, donde es posible apreciar los buenos rendimientos que se tienen para gasolinas, pero los muy pobres rendimientos que se logran, para los cortes de kerosinas y diesel, debido a que el crackeo rompe gran cantidad de los hidrocarburos de este corte, para convertirlos en gases ligero, lo cual hace que disminuya el rendimiento de la planta.

**Tabla 45: Rendimientos de productos para la propuesta maya-1.**

<b>Rendimientos de productos</b>	<b>Flujo (BPD)</b>
Obtención de gasolinas	43,709.80
Obtención de turbosina	20,718.00
Obtención de kerosina	7,704.00
Obtención de diesel	14,535.00
Obtención de GOA	58,970.00
Obtención de GOPV	50,301.00
Obtención de GOLV	45,060.00
LPG (m <sup>3</sup> /h)	215.90
Combustóleo	168,788

<b>Rendimientos de productos</b>	<b>Flujo (BPD)</b>
Gases ligeros (m <sup>3</sup> /h)	94.62
Gases ácidos (m <sup>3</sup> /h)	35.48

Lo descrito anteriormente se refleja en la cantidad de gases obtenidos como productos secundarios.

*Atributos energéticos.*

Como se mencionó en capítulos anteriores, el concepto de eficiencia energética es de suma importancia, en especial para esta planta, porque es la que más energía consume, para esta propuesta se evaluaron los consumos energéticos, tanto de gas combustible como de energía eléctrica, resultando 84.68 MMBTU/h y 7.19MMBTU/h, respectivamente. La integración térmica, a través del método pinch, también fue evaluada con un éxito rotundo al lograr integrar 7,172 MMBTU/h para esta propuesta y por consecuencia lógica logrando eficiencias exérgicas muy altas, las cuales se pueden observar en la tabla 46.

**Tabla 46: Eficiencia exérgica por proceso y operación, propuesta maya 1**

<b>Exergia</b>	<b>Valor</b>
Índice energético (MMBTU/h/B)	282
Índice eléctrico (kWatt/B)	7
Eficiencia exérgica por operación unitaria (destilación atmosférica)	50%
Eficiencia exérgica por operación unitaria (destilación de vacío)	42%
Eficiencia exérgica por proceso	86%



## **Maya 2.**

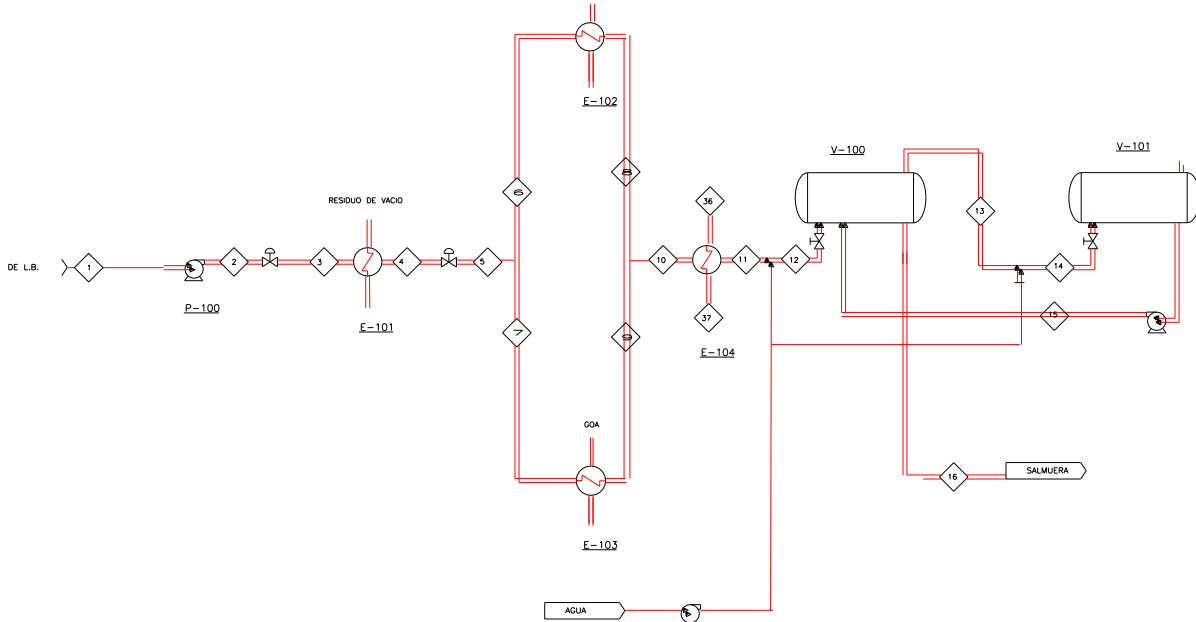
La tecnología “Maya 2”, mantiene un fundamento similar a su antecesora, con la diferencia que esta solo crackea una parte del crudo, es decir evita, que una parte de los cortes ligeros, de alto valor agregado (gasolinas, diesel, kerosinas, etc.), también se rompan y formen gases.

El crudo alimentado a la primera sección de precalentado, intercambia calor con cortes pesados como residuos de vacío y gasóleos atmosféricos, que permiten llevarla a la temperatura de desalado adecuada. En el desalado, el crudo es alimentado junto con agua, para formar una emulsión, que permita el desalado a través de placas electrostáticas. El proceso posterior al desalado es una segunda sección de precalentamiento, donde los gasóleos de vacío ceden su energía térmica al crudo, antes de ser dividido en un relación 78/22. La parte de mayor volumen (correspondiente a 78%), es alimentada a una torre de destilación atmosférica de donde se obtienen los cortes habituales, la parte menor (correspondiente a 22%), es alimentada al reactor de cracking, del cual se obtiene una corriente de gases ligeros que son alimentados a la zona de estabilización de naftas, para agotar los ligeros y enriquecer el gas combustible. Los fondos del reactor son alimentados a una torre de platos, donde se separa por los domos, todos los hidrocarburos que estén por arriba del corte de diesel, para ser alimentados a la estabilización de naftas, también de la torre se obtiene un corriente de diesel de crack y en los fondos de la torre, se

# Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación

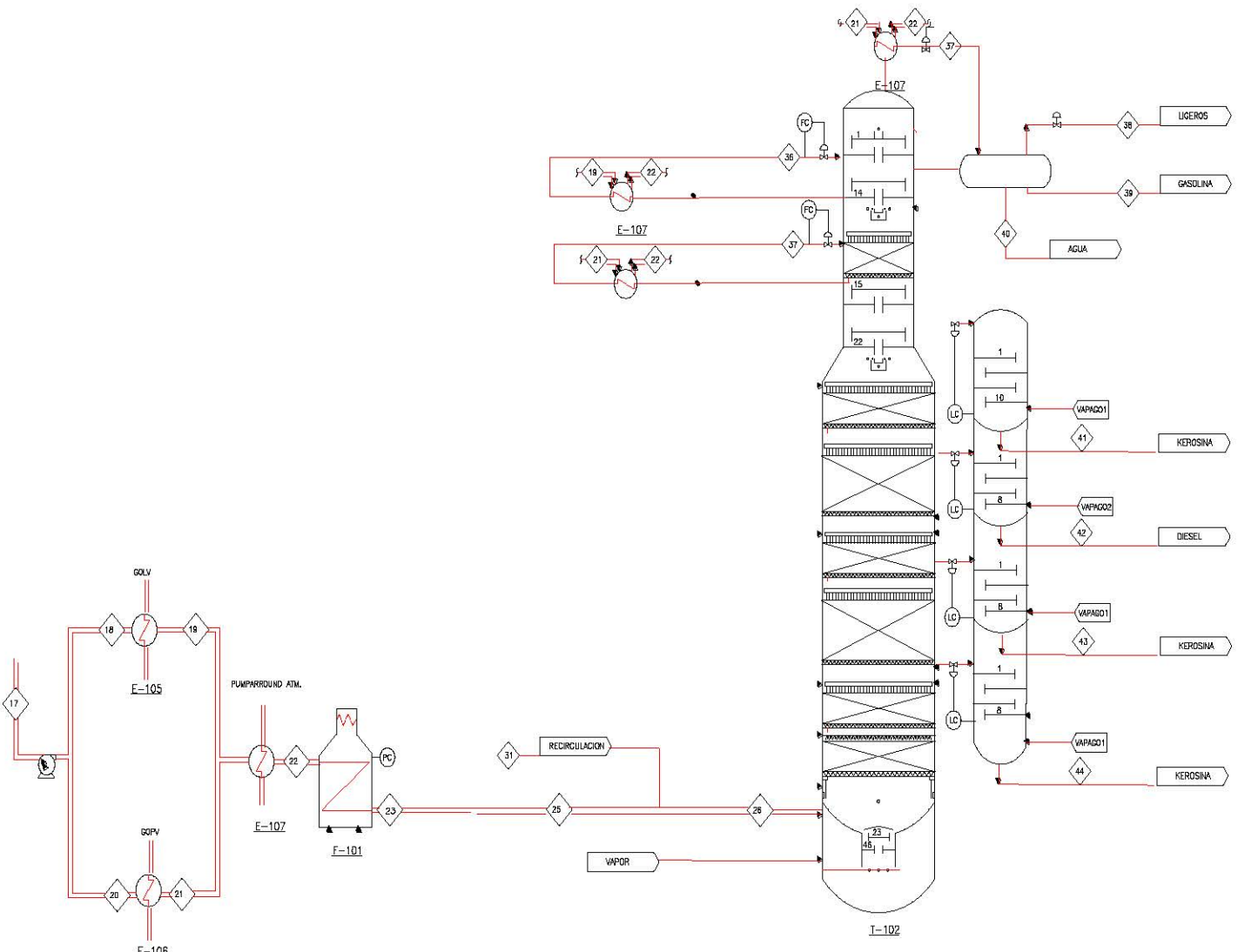
## *combinada de crudos mexicanos*

tiene un corriente que se alimenta al horno de fuego directo, que junto con el residuo atmosférico, son la carga de la columna de destilación al vacío donde se obtienen GOLV, GOPV y residuo de vacío.



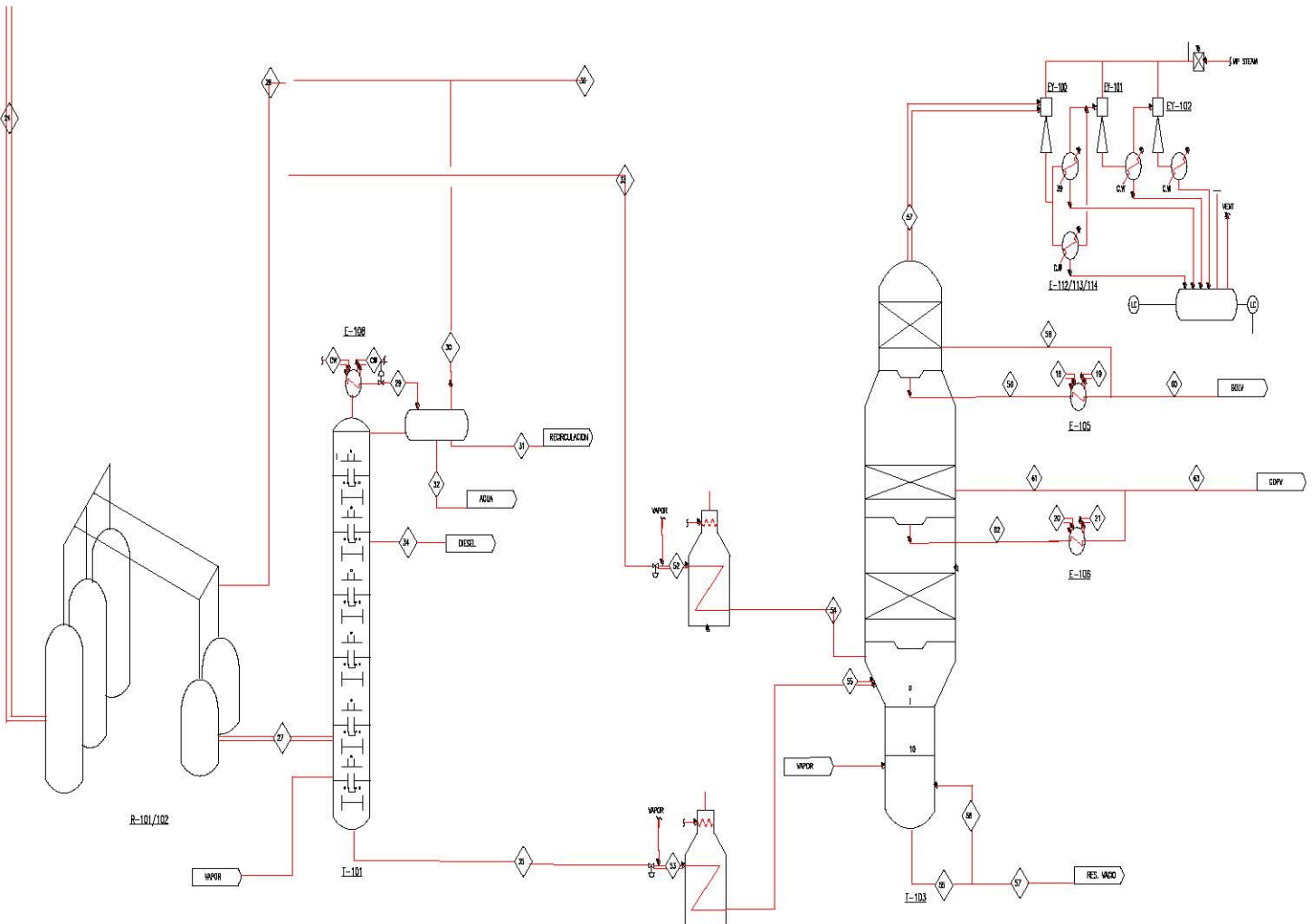
**Ilustración 26: Sección de primer precalentamiento de crudo y desalado, para la propuesta maya 2.**

*Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación combinada de crudos mexicanos*

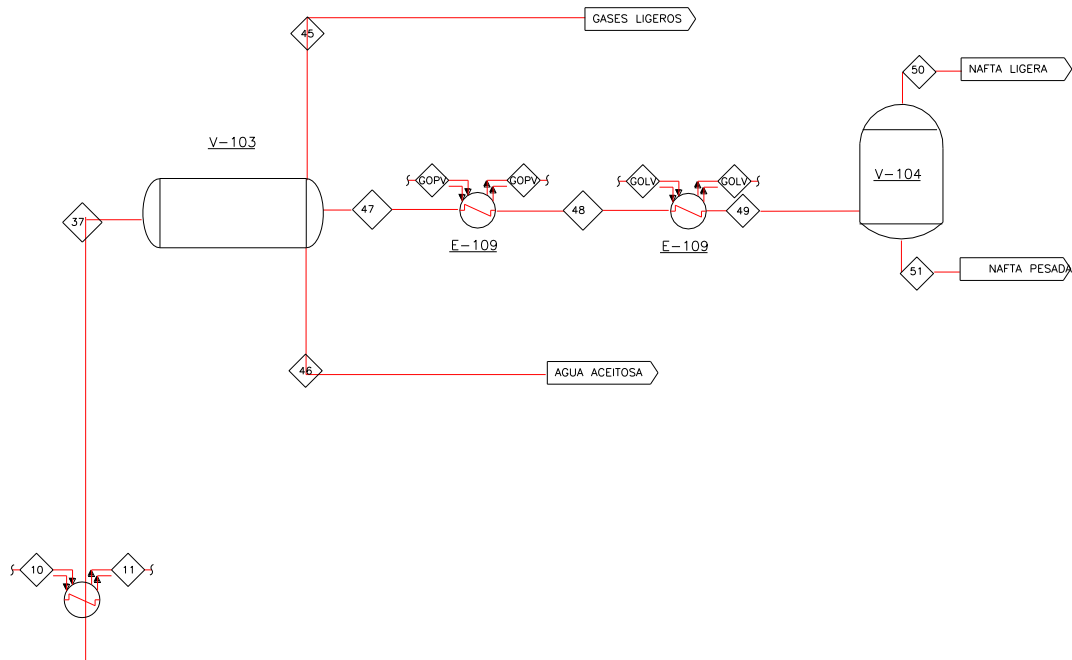


**Ilustración 27: Segunda Sección de precalentamiento y destilación atmosférica, para la propuesta maya 2.**

*Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación  
combinada de crudos mexicanos*



**Ilustración 28: Reactor de cracking catalítico, torre separadora de producto crackeado y destilación de vacío, para la propuesta maya 2**



**Ilustración 29: Sección de separación de naftas, para la propuesta maya 2.**

### *Atributos técnicos.*

La propuesta Maya 2 tiene la finalidad de no destruir la gran parte de los cortes intermedios, al alimentar completamente el crudo al reactor, sino solo una parte de él, buscando obtener los beneficios de la destrucción de residuales, sin afectar los rendimientos globales. Este factor es un avance técnico, además que disminuye la carga al reactor a solo 86,603 BPD, aunque con condiciones de operación severas. La propuesta consta de 16 equipos sometidos a presión y con tres equipos que trabajan a más de 300°C. El impacto ambiental para esta propuesta es considerable, debido a que las emisiones de CO<sub>2</sub> resultan las más altas de todas las propuestas, aunque las emisiones de aguas son aceptables, esta información se observa en la tabla 47.

## Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación

### *combinada de crudos mexicanos*

**Tabla 47: Efluentes al medio ambiente, propuesta maya 2**

<b>Impacto ambiental</b>	<b>Flujo</b>
Emisión de gases de combustión (Ton CO <sub>2</sub> /anuales)	1,574,728
Emisión de agua aceitosa (m <sup>3</sup> /h)	6.081
Emisión de condensados a tratamiento (m <sup>3</sup> /h)	2.936

En la complejidad de operación muestra un aumento de equipos, debido a que contiene un zona de separación de naftas, con 25 equipos a operar y 7 recirculaciones. Se logran identificar 7 nodos de operación.

#### *Atributos económicos.*

El estimado de inversión para esta propuesta haciendo a 268 millones de dólares, mostrado en el desglose de la tabla 48, además de un estimado de costo de 4.7 millones de dólares, por concepto de horas hombre de instalación. La totalidad de costos variable es de 7.3 mil millones de dólares anuales, pero con ventas de 10.7 mil millones de dólares por concepto de ventas de productos. Los indicadores económicos también son notablemente alentadores, con un valor de 32 mil millones de dólares en valor presente neto y una tasa de retorno de 68.82%.

**Tabla 48: Desglose del monto de inversión.**

<b>Descripción</b>	<b>Monto (USD)</b>
Costo del equipo instalado	\$53,357,812
Tubería	\$13,339,453
Instrumentación	\$6,402,937
Edificios y preparación del terreno	\$21,343,125
Servicios auxiliares	\$13,339,453
Líneas externas	\$10,671,562

<b>Descripción</b>	<b>Monto (USD)</b>
Ingeniería y construcción	\$47,381,737
Contingencias	\$35,536,303
Factor de escalamiento	\$5,922,717
Procuración	\$35,536,303
Preparación para el arranque	\$11,845,434
Arranque	\$14,214,521
<b>Total de costos fijos</b>	<b>\$268,891,359</b>

*Atributos de rendimientos.*

Los rendimientos para esta propuesta, resultan muy alentadores para gasolinas y diesel, como se observa en la tabla 49, esto es debido a que solo una parte del crudo fue alimentada al reactor, produciendo los rendimientos naturales de la destilación, más la contribución de los productos crackeados.

**Tabla 49: Rendimientos de productos para la propuesta maya-2.**

<b>Rendimientos de productos</b>	<b>Flujo (BPD)</b>
Obtención de LPG*(m <sup>3</sup> /h)	22
Obtención de gasolinas	83,823
Obtención de turbosina	15,973
Obtención de kerosina	18,594
Obtención de diesel	32,666
Obtención de GOA	14,987
Obtención de GOPV	60,065
Obtención de GOLV	54,837
Obtención de combustóleo	71,832

**Atributos energéticos.**

Para la propuesta Maya 2 se tiene un alto consumo de energía por concepto de gas combustible, ya que se tiene un horno más a fuego directo, consumiendo más 1,531 MMBTU/h, aunque su integración térmica, mediante método pinch, logra 1,982 MMBTU/h totales, su consumo energético sigue resultando alto, este concepto se comprueba al comparar las eficiencias exérgicas que se presentan en la tabla 50, presentando bajas eficiencias exérgicas para la destilación atmosférica y por proceso.

**Tabla 50: Eficiencia exérgica por proceso y operación, propuesta maya 2**

<b>Exergia</b>	<b>Valor</b>
Índice energético (MMBTU/h/B)	5,104
Índice eléctrico (kWatt/B)	6.85
Eficiencia exérgica por operación unitaria (destilación atmosférica)	47%
Eficiencia exérgica por operación unitaria (destilación de vacío)	73%
Eficiencia exérgica por proceso	72%



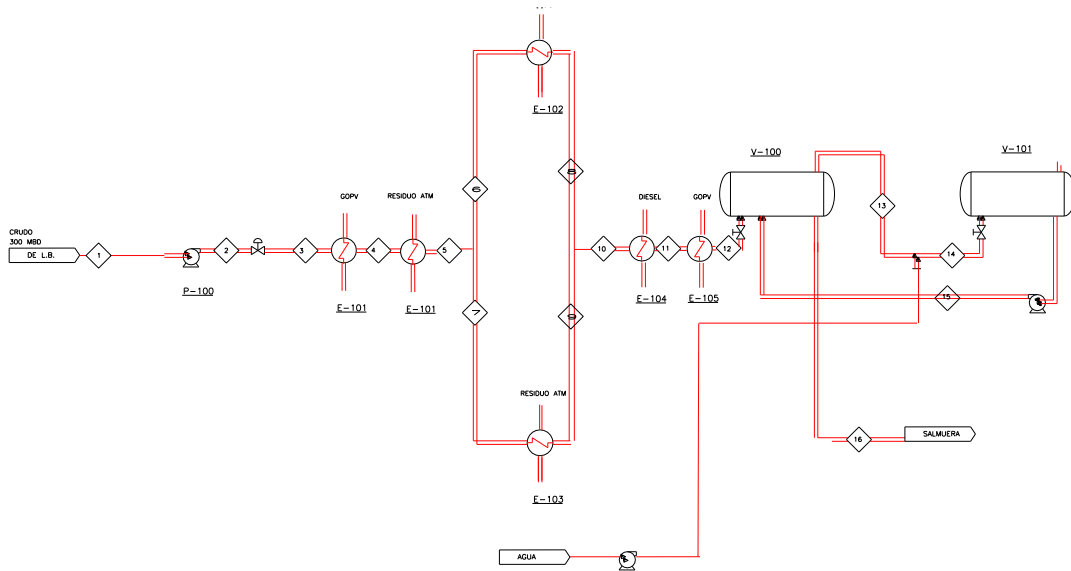
### **Ku-1**

Esta tecnología ofrece uno de los más grandes retos para México, ya que es la primera que busca el procesamiento de los dos crudos más explotados actualmente y pesados. Uno de ellos ya conocido por todos es el maya, pero el segundo crudo es el Ku-Maloob-Zaap, el cual tiene características muy especiales, por su alto contenido de metales, azufre y componentes pesados. La tecnología toma una mezcla de crudo 50/50 Maya/Ku-Maloob-Zaap, para procesarla y obtener productos de alto valor agregado. La primera etapa de procesamiento, es una sección de precalentamiento de crudo, donde las fracciones pesadas que se obtienen de la torre de vacío, como el GOLV y GOPV, ceden su energía térmica al crudo, que junto al GOA, dan al crudo la temperatura adecuada para el proceso de desalado. El crudo es alimentado a dos tanques desaladores de alta eficiencia, con placas paralelas electrostáticas, que permiten reducir la sal contenida en el crudo, para evitar incrustaciones. El siguiente proceso es una segunda etapa de precalentamiento, con los Pump around de la torre atmosférica y el condensador de la misma torre, para posteriormente mezclarlo con una corriente de vapor de dilución que evitara la deposición de asfaltenos en los tubos del horno a fuego directo. Este horno lleva a la corriente de crudo, a una temperatura de 580°F, para que sea alimentada a una torre de destilación atmosférica, donde se llevara a cabo la primera separación. Los productos obtenidos de esta sección son: Nafta pesada, Turbosina, Kerosina, diesel, GOA y residuo atmosférico, este último es

## Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación

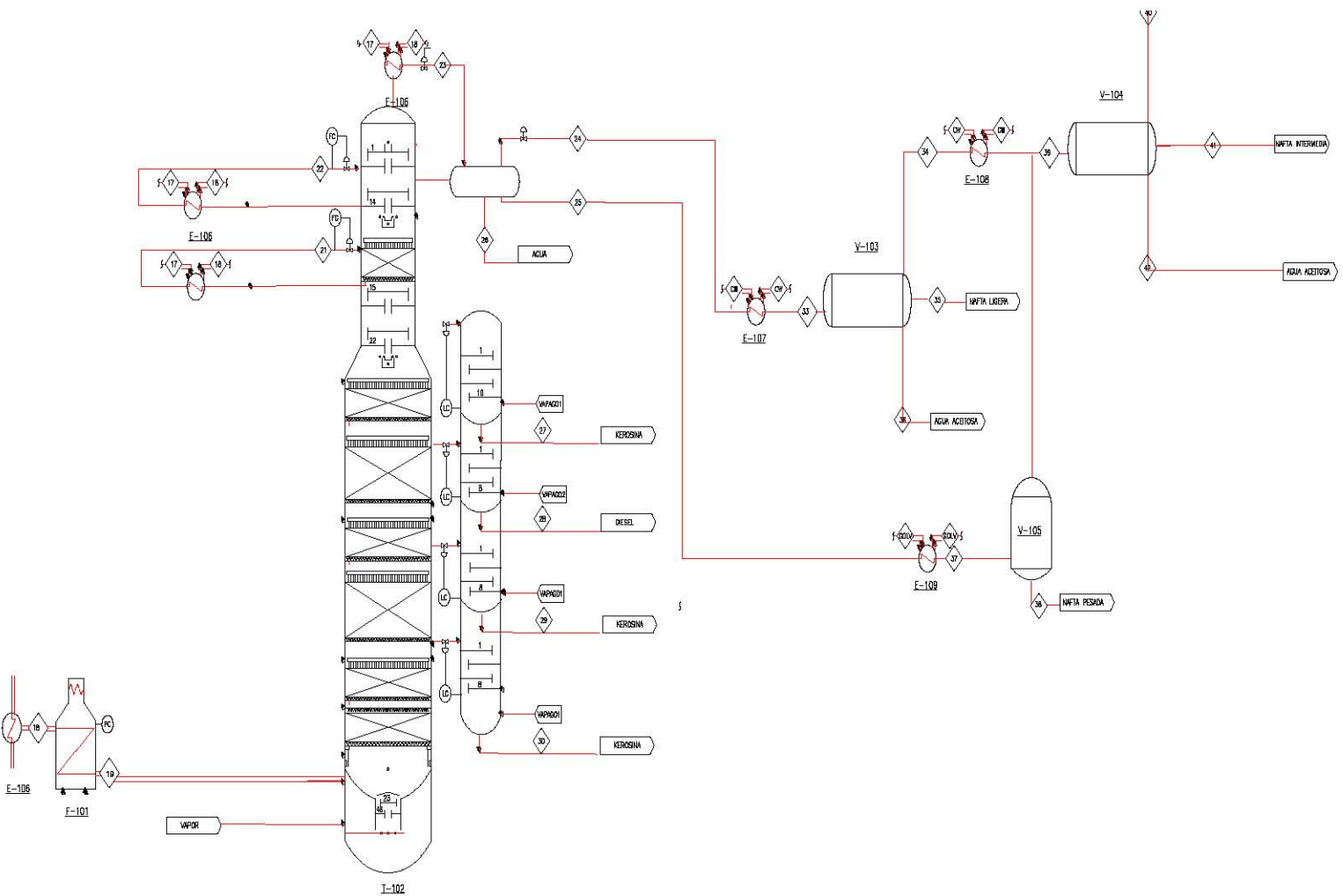
### *combinada de crudos mexicanos*

alimentado a un reactor de cracking catalítico, para romper las fracciones pesadas, que en este caso son muchas, y de esta manera aumentar el rendimiento de la planta en productos de gran valor agregado. Los efluentes del reactor son: una corriente de gas de purga que se recircula para la reacción y una segunda corriente que tiene las partes craqueadas, este efluente es alimentado a una torre de destilación, que opera poco arriba de la presión atmosférica, de donde se obtienen diesel, nafta de cracking y ligeros que se alimentan a la zona de estabilización de naftas. Los fondos de la torre anterior se alimentan a una torre de destilación de vacío, de donde se obtienen los GOLV y GOPV.



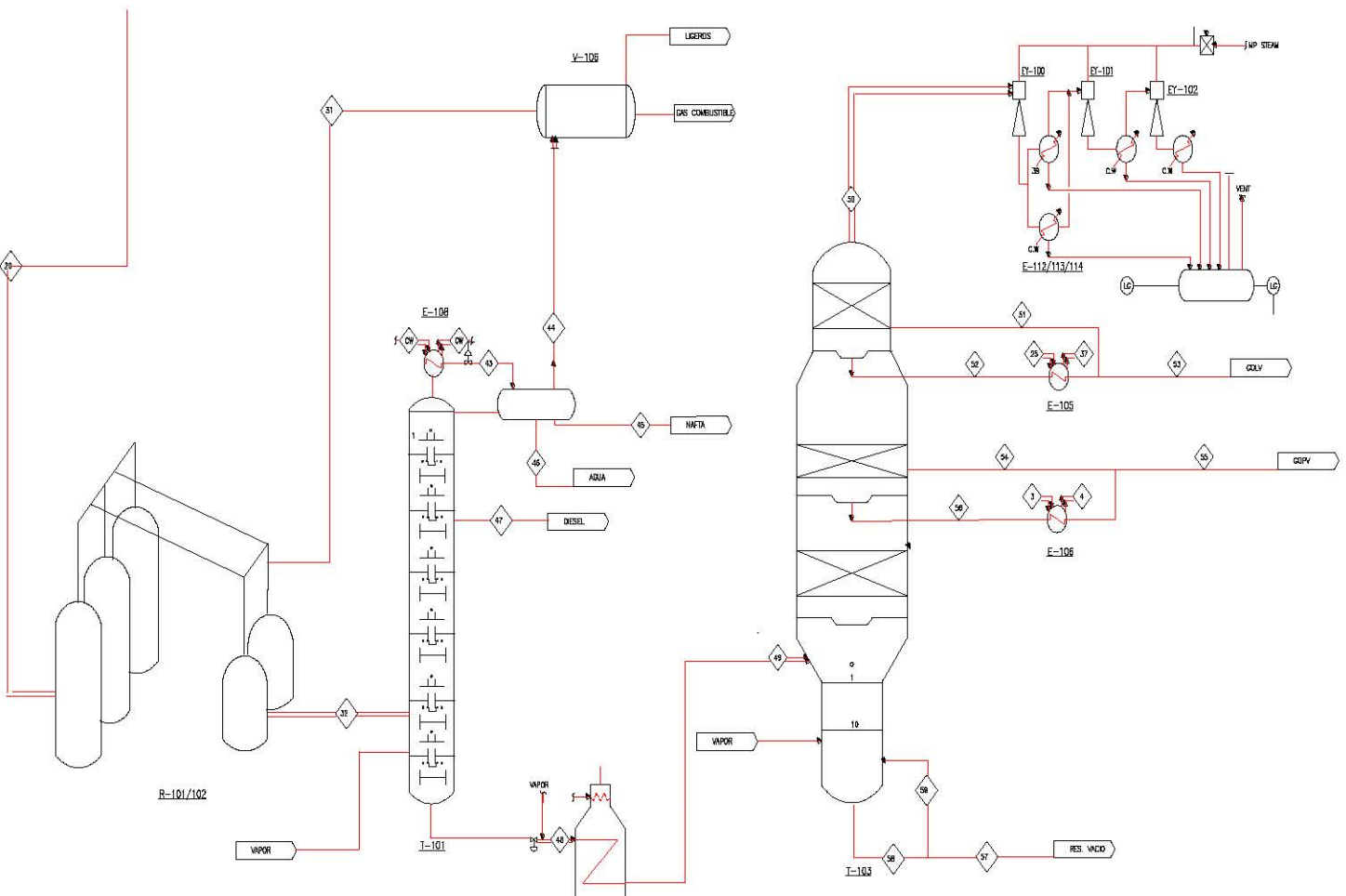
**Ilustración 30: Primera sección de precalentamiento y zona de desalado de crudo para la propuesta ku-1.**

*Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación  
combinada de crudos mexicanos*



**Ilustración 31: Destilación atmosférica y zona de estabilización de naftas, para la propuesta ku-1.**

*Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación combinada de crudos mexicanos*



**Ilustración 32: Reactor de craqueo catalítico, torre de separación de producto craqueado y destilación de vacío, para la propuesta ku-1.**

***Atributos técnicos.***

La propuesta Ku-1 tiene la finalidad analizar la factibilidad del empleo de los dos crudos mexicanos más difíciles de procesar, pero que resultan los más abundantes actualmente, por eso la propuesta Ku-1, procesa 50/50 de crudo Maya y crudo Ku-Maloob-Zaap. Para esta propuesta los retos técnicos son fundamentales, además de las especificaciones de los materiales tienen que ser muy particulares, así como la operación y transporte de crudo. La carga del reactor es de 156,341 BPD y por las características de crudo se tienen condiciones de operación severas, por ejemplo con 16 equipos sometidos a presión y alta presión y tres equipos con temperaturas de operación superiores a los 300°C. El impacto ambiental se muestra en la tabla 51, contabilizando su las emisiones de CO<sub>2</sub> a la atmosfera, emisiones de agua aceitosa y agua de condensados a tratamiento.

Para esta propuesta se estima que si se especifiquen materiales de construcción especiales y presenta alta complejidad, por sus 32 equipos, 6 recirculaciones y 9 nodos de operación.

**Tabla 51: Efluentes al medio ambiente, propuesta Ku-1**

<b>Impacto ambiental</b>	<b>Flujo</b>
Manejo y disposición de sustancias peligrosas	3
Emisión de gases de combustión (Ton CO <sub>2</sub> /anuales)	819,996
Emisión de agua aceitosa (m <sup>3</sup> /h)	8.213
Emisión de condensados a tratamiento (m <sup>3</sup> /h)	77.2

***Atributos económicos.***

La inversión estimada en equipo e infraestructura para esta propuesta haciendo a 257 millones de dólares, con 4.69 millones de dólares de costo de instalación, como lo muestra la tabla 52. Los costos variables presentan una reducción considerable, debido a que la mayor parte de los costos variables eran proporcionados por el costo del barril de crudo, y el crudo Ku-Maloob-Zaap, presenta un precio de transferencia mucho menor, por esa razón los costos variables son 5.55 mil millones de dólares anuales, con una recuperación por venta de productos de 9.4 mil millones de dólares al año. Calculando un horizonte de 30 años se tiene un valor presente de 36 mil millones de dólares y una tasa de retorno de 79.89%, la cual es a todas luces muy alta y da muy buena perspectivas.

**Tabla 52: Desglose del monto de inversión.**

<b>Descripción</b>	<b>Monto (USD)</b>
Costo del equipo instalado	\$51,162,320
Tubería	\$12,790,580
Instrumentación	\$6,139,478
Edificios y preparación del terreno	\$20,464,928
Servicios auxiliares	\$12,790,580
Líneas externas	\$10,232,464
Ingeniería y construcción	\$45,432,140
Contingencias	\$34,074,105
Factor de escalamiento	\$5,679,018
Procuración	\$34,074,105
Preparación para el arranque	\$11,358,035
Arranque	\$13,629,642
Total de costos fijos	\$257,827,395

**Atributos de rendimientos.**

Por las características de los tipos de crudo, se obtuvieron los resultados esperados, bajos rendimientos para los destilados intermedios y grandes cantidades de gasóleos, aunque la sorpresa resulta ser la gran cantidad de gasolina obtenida de esta propuesta. Los datos se presentan en la tabla 53 donde resalta los altos rendimientos de gasolinas, pero sorprende la baja producción de GOA y diesel.

**Tabla 53: Rendimientos de productos para la propuesta ku-1.**

<b>Rendimientos de productos</b>	<b>Flujo (BPD)</b>
Obtención de gasolinas	64573
Obtención de turbosina	18448
Obtención de kerosina	22480
Obtención de diesel	24460
Obtención de GOA	18394
Obtención de GOPV	48425
Obtención de GOLV	47633
Obtención de combustóleo	52,292
LPG (m <sup>3</sup> /h)	1.09
Gases ligeros (m <sup>3</sup> /h)	413.15

**Atributos energéticos.**

Con la integración térmica de esta propuesta (método pinch), se obtuvo un ahorro de más de 87 MMBTU/h, integrando fundamentalmente las secciones de precalentamiento con las corrientes de destilados intermedios, logrando disminuir el consumo de energía hasta los 797 MMBTU/h. El otro factor a evaluar dentro de los atributos energéticos es la eficiencia exérgica, que como ya se explicó anteriormente es un buen referente, los resultados de la eficiencia

*Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación*

*combinada de crudos mexicanos*

exérgica se presentan en la siguiente tabla 54, donde podemos resaltar la alta eficiencia exérgica que se obtiene en la destilación atmosférica y por proceso, resultado las más altas de las propuestas evaluadas.

**Tabla 54: Eficiencia exérgica por proceso y operación, propuesta ku-1.**

<b>Exergia</b>	<b>Valor</b>
Índice energético (MMBTU/h/B)	2657
Índice eléctrico (kWatt/B)	26.67
Eficiencia exérgica por operación unitaria (destilación atmosférica)	87%
Eficiencia exérgica por operación unitaria (destilación de vacío)	68%
Eficiencia exérgica por proceso	86%



## **Ku-2**

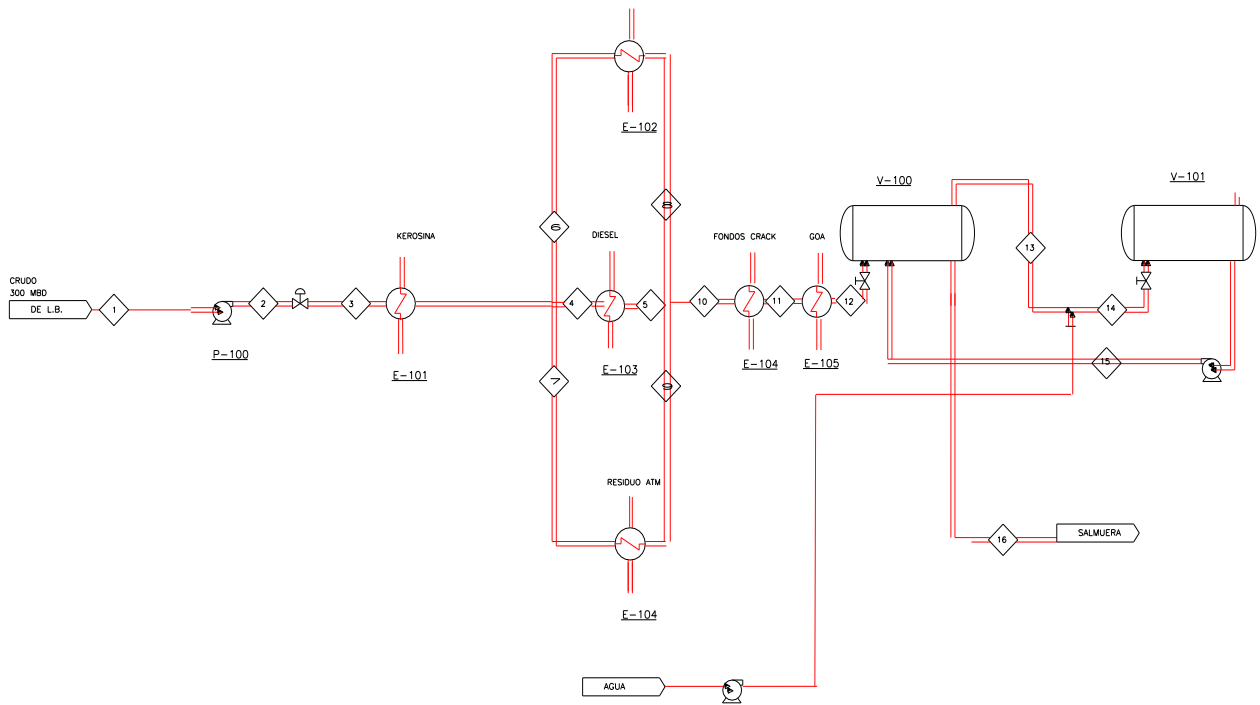
La configuración Ku-2, es alimentada por una mezcla de crudos en proporción de 90/10, Ku-Maloob-Zaap y marina ligero respectivamente, esta mezcla obedece a tres principios fundamentales: uno es como se observó en el capítulo tres, el crudo marina ligero tiene altos rendimientos, el segundo principio, es que resulta un muy buen diluyente para crudos pesados, y por último el crudo Ku-Maloob-Zaap es actualmente el de mayor explotación y por eso hay que aprovecharlo.

El proceso es muy similar a los antes mencionados, primero un sección de precalentamiento, donde el crudo intercambia calor en un primer momento con el efluente de kerosina, para luego ser dividido en tres corrientes, una de ellas intercambia calor con el GOA atmosférico proveniente de la columna atmosférica, la segunda con el diesel proveniente de la misma columna y la última con el residuo atmosférico. Estas corriente de crudo se vuelven a mezclar en una sola, para intercambiar calor con el GOA, en un segundo momento, el GOA proviene del intercambiador de la sección anterior, posteriormente se emplean los fondos de la columna de cracking y luego vapor, para darle la temperatura adecuada al desalado. Para esta tecnología se emplean dos desaladores de alta eficiencia, con alimentación individual de agua de desalado, para lograr un completo desalado, por último en una segunda sección de precalentamiento, el crudo es alimentado a los intercambiadores Pump around y condensador de la

torre atmosférica, para posteriormente ser alimentado a un horno a fuego directo, donde parte del crudo se va a la fase vapor.

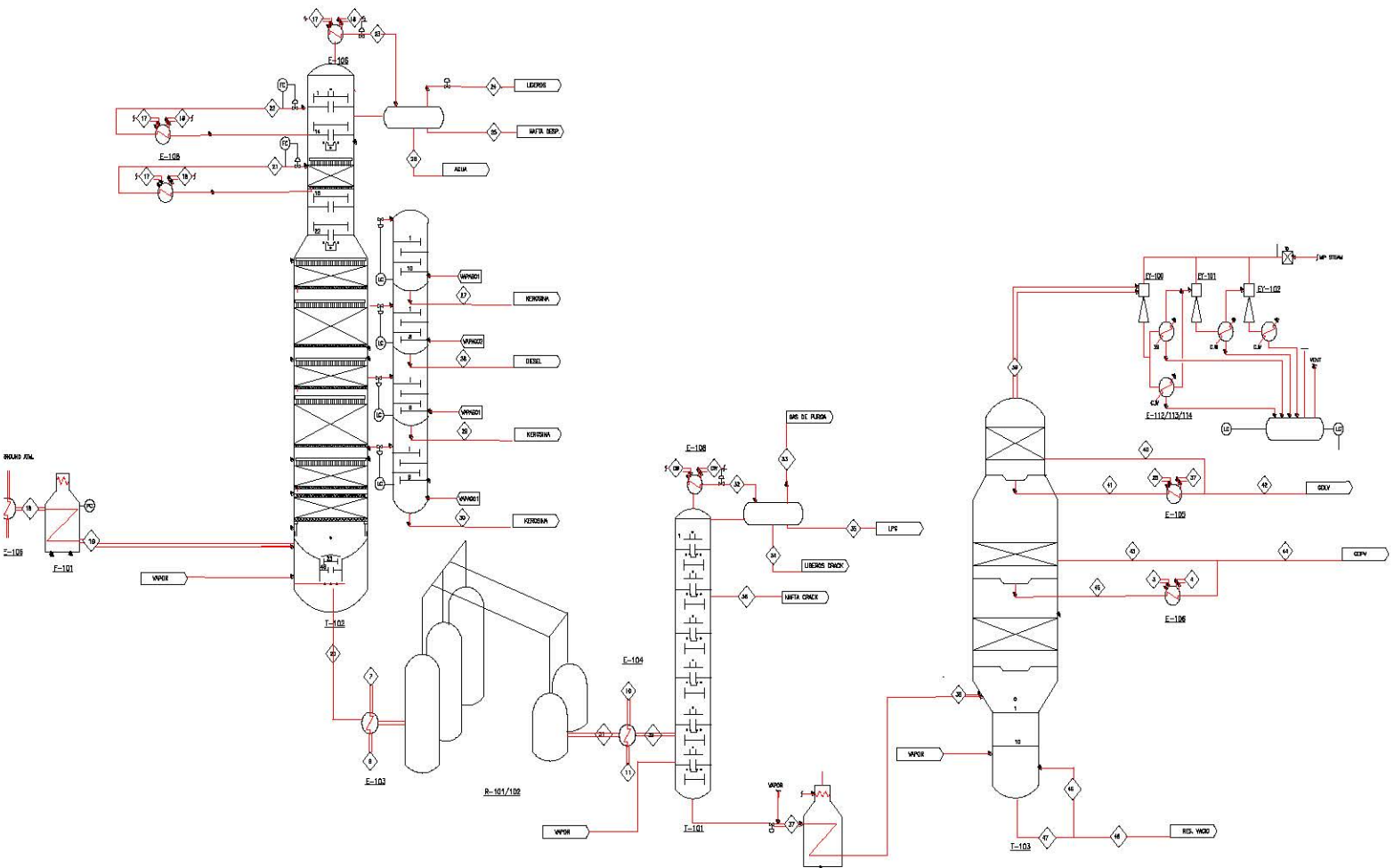
La mezcla liquido-vapor de crudo se alimenta a una torre de destilación atmosférica, bajo previa inyección de vapor de dilución, donde se obtienen algunos cortes como: gases ligeros, naftas, turbosina, kerosina, diesel, GOA y residuo atmosférico, este último sirve de carga a un reactor de craqueo catalítico en presencia de hidrogeno, el cual convierte las fracciones más pesadas en cortes ligeros. El producto crackeado se alimenta a una torre de destilación de la cual se obtienen: LPG, gases de recirculación, gas ácido, nafta craqueada y residuo crackeado. El residuo es alimentado a una torre de destilación que trabaja a vacío, en donde fue posible obtener un corte, en la etapa uno, una corriente de diesel de crack y también los cortes normales como GOLV, GOPV y residuo de vacío. Cabe mencionar que esta tecnología solo cuenta con un horno a fuego directo ya que gran parte de la energía es suministrada por las corrientes que provienen de la reacción de craqueo.

*Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación  
combinada de crudos mexicanos*



**Ilustración 33: Primera sección de precalentamiento de crudo y sección de desalado, para la tecnología ku-2.**

*Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación combinada de crudos mexicanos*



**Ilustración 34: Segunda sección de precalentamiento, destilación atmosférica, torre de separación de producto crackeado y destilación de vacío, para la propuesta ku-2.**

***Atributos técnicos.***

La propuesta Ku-2 es alimentada por una mezcla 90/10 de un crudo muy pesado (Ku-Maloob-Zaap) y uno ligero (Marina Ligero), ambos extraídos de la misma región marina del golfo de México. Esta mezcla tienen dos funciones, una de ellas es aprovechar al máximo la amplia disponibilidad que hay de crudos pesados y segundo, con la adición de un crudo ligero se logran abatir un poco la problemática de procesamiento y transporte que tiene un crudo extrapesado. Las condiciones de operación, como en las anteriores propuestas resultan severas, pero para esta propuesta los equipos sometidos a presión se redujeron a 8 y los equipos que operan a más de 300°C, resultaron 4. El impacto ambiental fue significativamente el más bajo de los cuatro, en emisión de CO<sub>2</sub>, como se observa en la tabla 55; la complejidad del proceso fue baja, con solo 15 equipos se tienen solo 4 recirculaciones y 5 nodos de operación. Por eso esta propuesta en cuestión técnica obtuvo calificaciones bastante altas.

**Tabla 55: Efluentes al medio ambiente, propuesta Ku-2**

<b>Impacto ambiental</b>	<b>Flujo</b>
Emisión de gases de combustión (Ton CO <sub>2</sub> /anuales)	8,8516.74
Emisión de agua aceitosa (m <sup>3</sup> /h)	20.58
Emisión de condensados a tratamiento (m <sup>3</sup> /h)	15.74

***Atributos económicos.***

La inversión estimada para esta propuesta es de más de 225 millones de dólares, para equipo y 3.5 millones de dólares para mano de obra.

## Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación

### *combinada de crudos mexicanos*

Para la operación de la planta se tienen que invertir 4.4 mil millones de dólares anuales, lo que resulta una cantidad considerable, pero tomando en cuenta que los volúmenes de venta ascienden a 9.78 mil millones de dólares, esto vislumbra un panorama muy alentador. Los indicadores económicos arrojan valores muy elevados, con 50 mil millones de dólares de valor presente y 128.95% de tasa interna de retorno, para esta propuesta.

**Tabla 56: Desglose del monto de inversión.**

<b>Descripción</b>	<b>Monto (USD)</b>
Costo del equipo instalado	\$44,733,190
Tubería	\$11,183,298
Instrumentación	\$5,367,983
Edificios y preparación del terreno	\$17,893,276
Servicios auxiliares	\$11,183,298
Líneas externas	\$8,946,638
Ingeniería y construcción	\$39,723,073
Contingencias	\$29,792,305
Factor de escalamiento	\$4,965,384
Procuración	\$29,792,305
Preparación para el arranque	\$9,930,768
Arranque	\$11,916,922
Total de costos fijos	\$225,428,438

### *Atributos de rendimientos.*

Los altos valores de ganancias, que se reportan en la sección anterior, no son consecuencia de muy altos rendimientos, sino por el valor tan bajo del precio del barril de crudo empleado. Los rendimientos de esta propuesta son bastante aceptables, aunque no superan a las anteriores

propuestas, pero esta producción es suficiente para mantener un buen balance económico, como se muestra en la tabla 57, las producciones de gasolina y diesel son altas, que es lo que se buscó maximizar desde un principio. Cabe resaltar que la producción de gasóleos de vacío es alta, pero esto nos da la oportunidad de aprovecharlos en las plantas subsecuentes.

**Tabla 57: Rendimientos de productos para la propuesta ku-2.**

<b>Rendimientos de productos</b>	<b>Flujo (BPD)</b>
Obtención de gasolinas	43,041
Obtención de turbosina	13,440
Obtención de kerosina	18,102
Obtención de diesel	37,412
Obtención de GOA	27,209
Obtención de GOPV	64,748
Obtención de GOLV	55,007
Obtención de combustóleo	46,718
LPG*(m <sup>3</sup> /h)	55.84
Gases ligeros*(m <sup>3</sup> /h)	21.425
Gases ácidos*(m <sup>3</sup> /h)	104.5

***Atributos energéticos.***

Para esta propuesta el empleo de energía a través de gas combustible fue baja con 0.86 MMBTU/h, siendo este resultado, el reflejo de una buena integración térmica (método pinch), logrando ahorrar 1,265 MMBTU/h. Esta propuesta tiene la característica de diferir energéticamente en cada una de sus operaciones unitarias, como se reflejó en las eficiencias exérgicas, obteniendo eficiencias bajas para las

*Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación*

*combinada de crudos mexicanos*

operaciones individuales, pero una eficiencia alta en el proceso global, estos resultados son mostrados en la tabla.

**Tabla 58: Eficiencia exérgica por proceso y operación, propuesta Ku-2**

<b>Exergia</b>	<b>Valor</b>
Índice energético (MMBTU/h/B)	286
Índice eléctrico (kWatt/B)	0*
Eficiencia exérgica por operación unitaria (destilación atmosférica)	51%
eficiencia exérgica por operación unitaria (destilación de vacío)	67%
Eficiencia exérgica por proceso	81%

\*Autosuficiente



### **Análisis comparativo de propuestas.**

Bajo la misma metodología de evaluación empleada para seleccionar las tecnologías del capítulo anterior, se sometieron estas cuatro propuestas, siguiendo los mismos parámetros de evaluación y bajo los mismos estándares.

### **Comparación de atributos técnicos.**

La evaluación técnica de cada una de las propuestas fue fundamentada en los resultados obtenidos de los simuladores, los resultados técnicos hablan fundamentalmente de operación, seguridad e impacto ambiental, a este nivel de propuesta, estos tres parámetros importantes nos ayudan a tener una muy buena idea del curso de una buena selección. El comparativo técnico de las propuestas se basa primero, en que las propuestas son confiables y cumplen con los requerimientos de especificaciones, flexibilidad de operación y un buen diseño de equipos, alcanzando altas calificaciones y muy similares para este subatributo. El segundo subatributo a evaluar, la seguridad, nos refiera a ponderar un riesgo probable en la propuesta, a través de tomar en cuenta la cantidad de equipos que operan a condiciones severas, destacando los buenos resultados para la propuesta Ku-2. El subatributo de impacto ambiental, evalúa fundamentalmente, la cantidad de emisiones, que la planta va a tener fuera de ella, y que repercuten en zonas ajenas a la planta; un factor de mayor importancia es la cantidad de azufre que las corrientes de proceso contienen después del procesos, porque esta especificación ayudaría a los

## Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación

### *combinada de crudos mexicanos*

subsecuentes procesos de hidrotatamiento y a cumplir la norma. Los siguientes dos subtributos evalúan el empleo de materiales especiales y la complejidad de operación respectivamente, las altas calificaciones obtenidas en metalurgia obedecen a que los metales necesarios para cada una de la propuestas son muy similares, al emplear prácticamente los mismos materiales de proceso y por ultimo mencionar la calificación alta, en cuestión de complejidad, de la propuesta Ku-2, debido a que es una propuesta muy sintética y de pocos equipos.

**Tabla 59: Calificaciones ponderadas de características y subtributos para la parte técnica de la evaluación.**

Descripción	Calif. Max.	Maya 1	Maya 2	Ku-1	Ku-2
<b>Confiabilidad de proceso</b>	<b>20%</b>	<b>18%</b>	<b>20%</b>	<b>18%</b>	<b>18%</b>
Diseño de equipos	0.30	0.30	0.30	0.30	0.30
Productos en especificación	0.30	0.30	0.30	0.30	0.30
Operación de equipos	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10
Deep Cut	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10
Flexibilidad de operación	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10
Efluente de agua de desalado (lb/h)	0.10	0.00	0.10	0.00	0.00
<b>Seguridad</b>	<b>15%</b>	<b>11%</b>	<b>12%</b>	<b>10%</b>	<b>13%</b>
Condiciones severas de operación	0.20	0.20	0.20	0.20	0.20
Gases combustibles (m <sup>3</sup> /h)	0.15	0.05	0.15	0.03	0.11
Cargas de equipos críticos (BPD)	0.05	0.01	0.05	0.03	0.02
Procedimiento de paro de emergencia	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10
Equipos sometidos a presión (# equipos)	0.20	0.11	0.10	0.10	0.20
Equipos a temperaturas arriba de 300°C	0.20	0.20	0.13	0.13	0.10
Conexiones de tubería sometidos a presión (#)	0.10	0.04	0.04	0.10	0.10

## Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación

### *combinada de crudos mexicanos*

Descripción	Calif. Max.	Maya 1	Maya 2	Ku-1	Ku-2
<b>Impacto ambiental</b>	<b>15%</b>	<b>9%</b>	<b>7%</b>	<b>7%</b>	<b>8%</b>
Manejo y disposición de sustancias peligrosas	0.20	0.07	0.20	0.07	0.20
Emisión de gases de combustión (Ton CO <sub>2</sub> /anuales)	0.25	0.25	0.01	0.03	0.25
Emisión de agua aceitosa (m <sup>3</sup> /h)	0.20	0.19	0.20	0.15	0.06
Emisión de condensados a tratamiento (m <sup>3</sup> /h)	0.10	0.10	0.02	0.00	0.00
Cantidad de azufre en gasolina (frac masa)	0.25	0.00	0.00	0.25	0.03
<b>Metalurgia</b>	<b>10%</b>	<b>10%</b>	<b>10%</b>	<b>10%</b>	<b>10%</b>
Empleo de materiales especiales	0.60	0.60	0.60	0.40	0.60
Máximos espesores de equipos	0.40	0.40	0.40	0.27	0.40
<b>Complejidad</b>	<b>15%</b>	<b>10%</b>	<b>7%</b>	<b>8%</b>	<b>15%</b>
Cantidad de recirculaciones (#)	0.30	0.17	0.17	0.20	0.30
Cantidad de equipos (#)	0.35	0.26	0.21	0.16	0.35
Cantidad de nodos de operación	0.35	0.25	0.12	0.19	0.35

### *Comparación de atributos económicos.*

La evaluación económica tiene la ventaja de ser muy directa y visible, se muestran en la tabla los resultados para los subatributos de la evaluación económica. El primer subatributo a destacar es la inversión resaltando con las más bajas inversiones, las propuestas Maya 1 y Ku-2, por no necesitar de subprocesos para obtener los productos, y por ende más equipo. Para el subatributo de costos variables, el factor más importante fue el costo de la materia prima, es por eso que la

## Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación

### *combinada de crudos mexicanos*

propuesta Ku-2 haya tenido una alta calificación ya que el crudo Ku-Maloob-Zaap, tiene un costo interorganismos más bajo que el maya. La siguiente sección, subtributo de recuperación de capital, nos refiere a los recursos obtenidos por venta de productos, sin olvidar que son precios interorganismos, este subtributo está muy ligado a los rendimientos de cada propuesta. Por último el subtributo sobre los indicadores económicos, que nos dan el referente más claro de la rentabilidad de cada propuesta, destacando la propuesta Ku-2, con una amplia superioridad con respecto a las demás.

**Tabla 60: Calificaciones ponderadas de características y subtributos para la parte económica de la evaluación.**

Descripción	Calif. Max.	Maya 1	Maya 2	Ku-1	Ku-2
<b>Inversión</b>	<b>25%</b>	<b>25%</b>	<b>18%</b>	<b>19%</b>	<b>22%</b>
Estimado de inversión	0.85	0.85	0.61	0.64	0.73
Costo de horas hombre	0.15	0.15	0.12	0.11	0.15
<b>Costos variables</b>	<b>20%</b>	<b>14%</b>	<b>10%</b>	<b>10%</b>	<b>17%</b>
Costo de materia prima	0.25	0.15	0.15	0.20	0.25
Costo de vapor	0.10	0.04	0.10	0.05	0.06
Costo de sustancia química	0.10	0.10	0.10	0.10	0.03
Costo de energía (combustible)	0.20	0.20	0.01	0.02	0.20
Costo de energía (eléctrica)	0.20	0.00	0.00	0.00	0.20
Costo mano de obra directa	0.10	0.10	0.07	0.08	0.09
Costo mano de obra indirecta	0.05	0.05	0.04	0.04	0.04
Costo de agua de proceso	0.05	0.05	0.05	0.00	0.00
<b>Recuperación de capital</b>	<b>25%</b>	<b>21%</b>	<b>23%</b>	<b>22%</b>	<b>22%</b>
Venta de productos	0.90	0.76	0.90	0.79	0.82

Descripción	Calif. Max.	Maya 1	Maya 2	Ku-1	Ku-2
principales					
Venta de productos secundarios	0.10	0.09	0.02	0.10	0.05
<b>Indicadores económicos</b>	<b>30%</b>	<b>11%</b>	<b>17%</b>	<b>20%</b>	<b>30%</b>
VPN	0.40	0.13	0.26	0.29	0.40
TIR	0.60	0.23	0.32	0.37	0.60

### *Comparación de atributos de rendimientos.*

Para la evaluación de rendimientos se tomaron dos subatributos, uno con mayor peso que el otro, el primero y más importante, fue el referido a los rendimientos por productos principales, buscando calificar con mayor ponderación, a la gasolina y el diesel. De manera global los más altos rendimientos fueron obtenidos por la propuesta maya 2, por su alto rendimiento en gasolinas, y empatadas en segundo lugar las tecnologías Ku's. Es importante mencionar que aunque los productos principales son gasolinas y diesel, los demás destilados intermedios también tienen mercado, por esa razón también fueron considerados y muy en especial, los gasóleos que sirven como alimentación, a las plantas de desintegraciones catalíticas y de coquización. El segundo subatributo, el que es referido a productos secundarios, fue dominada por la tecnología Maya 1, por la alta producción de LPG y una moderada producción de los demás gases.

**Tabla 61: Calificaciones ponderadas de características y subatributos para la parte te de rendimientos de la evaluación.**

Descripción	Calif. Max.	Maya 1	Maya 2	Ku-1	Ku-2
<b>Rendimientos de productos</b>	<b>70%</b>	<b>44%</b>	<b>60%</b>	<b>52%</b>	<b>52%</b>
Obtención de gasolinas	0.30	0.16	0.30	0.23	0.15
Obtención de turbosina	0.10	0.10	0.08	0.09	0.06
Obtención de kerosina	0.10	0.03	0.08	0.10	0.08
Obtención de diesel	0.20	0.08	0.17	0.13	0.20
Obtención de GOA	0.10	0.10	0.03	0.03	0.05
Obtención de GOPV	0.10	0.08	0.09	0.07	0.10
Obtención de GOLV	0.10	0.08	0.10	0.09	0.10
<b>Productos secundarios</b>	<b>30%</b>	<b>17%</b>	<b>9%</b>	<b>14%</b>	<b>21%</b>
LPG	0.40	0.40	0.03	0.06	0.10
Gases ligeros (m <sup>3</sup> /h)	0.40	0.11	0.08	0.36	0.40
Gases ácidos	0.20	0.07	0.01	0.05	0.20

### *Comparación de atributos energéticos.*

La evaluación energética fue de las más importantes y tiene una contribución importante en la calificación final. Las plantas de destilación combinada, son las plantas que mayor energía consumen, por eso una propuesta que economice en este aspecto resulta atractiva. El subatributo que contempla el consumo de energía, destaca a la propuesta Ku-2, por ser la de menor consumo energético, por la razón de solo tener un horno de fuego directo de flash, ya que aprovecha la energía generada en la reacción para las subsecuentes separaciones. Una buena integración térmica, por medio de un método pinch, es un buen parámetro para seleccionar una propuesta, para nuestro caso

## Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación

### *combinada de crudos mexicanos*

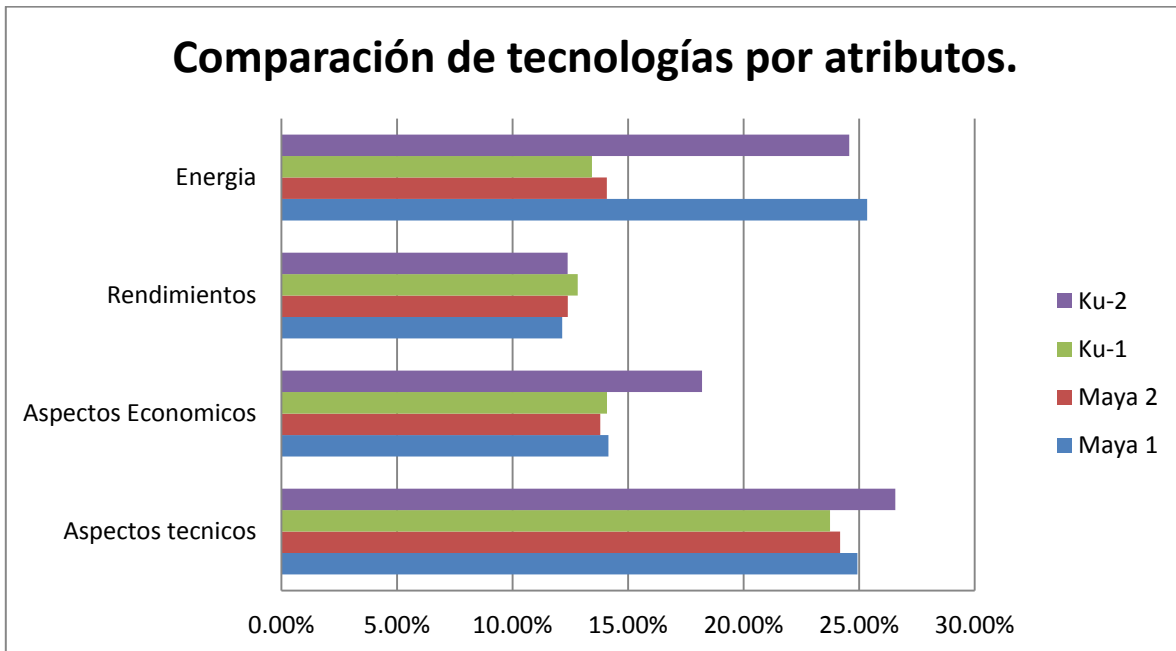
destaca la propuesta Maya 1, como se puede apreciar en la tabla 62, al tener un buen aprovechamiento de la energía. Un nuevo concepto que se está introduciendo en las evaluaciones, es la eficiencia exérgica, valor por demás interesante, que nos habla del buen aprovechamiento de la energía durante el proceso, un dato a resaltar, es que para las cuatro propuestas las calificaciones resultaron muy satisfactorias, lo que nos indica, que los esquemas propuestos son energéticamente viables.

**Tabla 62: Calificaciones ponderadas de características y subatributos para la parte te energética de la evaluación.**

<b>Descripción</b>	<b>Calif. Max.</b>	<b>Maya 1</b>	<b>Maya 2</b>	<b>Ku-1</b>	<b>Ku-2</b>
<b>Consumo de energía</b>	<b>35%</b>	<b>28%</b>	<b>2%</b>	<b>3%</b>	<b>35%</b>
Índice energético (MMBTU/h/B)	0.80	0.80	0.04	0.08	0.79
Índice eléctrico (kWatt/B)	0.20	0.00	0.00	0.00	0.20
<b>Integración térmica</b>	<b>30%</b>	<b>29%</b>	<b>17%</b>	<b>7%</b>	<b>18%</b>
Carga de corrientes integradas térmicamente	0.50	0.50	0.31	0.14	0.20
Cargas de corrientes frías a calentamiento	0.25	0.25	0.01	0.03	0.18
Cargas de corrientes calientes a enfriamiento	0.25	0.22	0.25	0.08	0.22
<b>Exergia</b>	<b>35%</b>	<b>28%</b>	<b>28%</b>	<b>34%</b>	<b>30%</b>
Eficiencia exérgica por operación unitaria (destilación atmosférica)	0.25	0.14	0.13	0.25	0.15
Eficiencia exérgica por operación unitaria (destilación de vacío)	0.25	0.14	0.25	0.23	0.23
Eficiencia exérgica por proceso	0.50	0.50	0.42	0.50	0.47

### Calificación final

Con la ponderación de todos los subatributos, se obtienen los resultados para cada uno de los atributos críticos y su suma resulta con la calificación final, los resultados de cada atributo son mostrados en el gráfico, donde es posible observar comparativamente a cada propuesta, en cada uno de los atributos críticos.

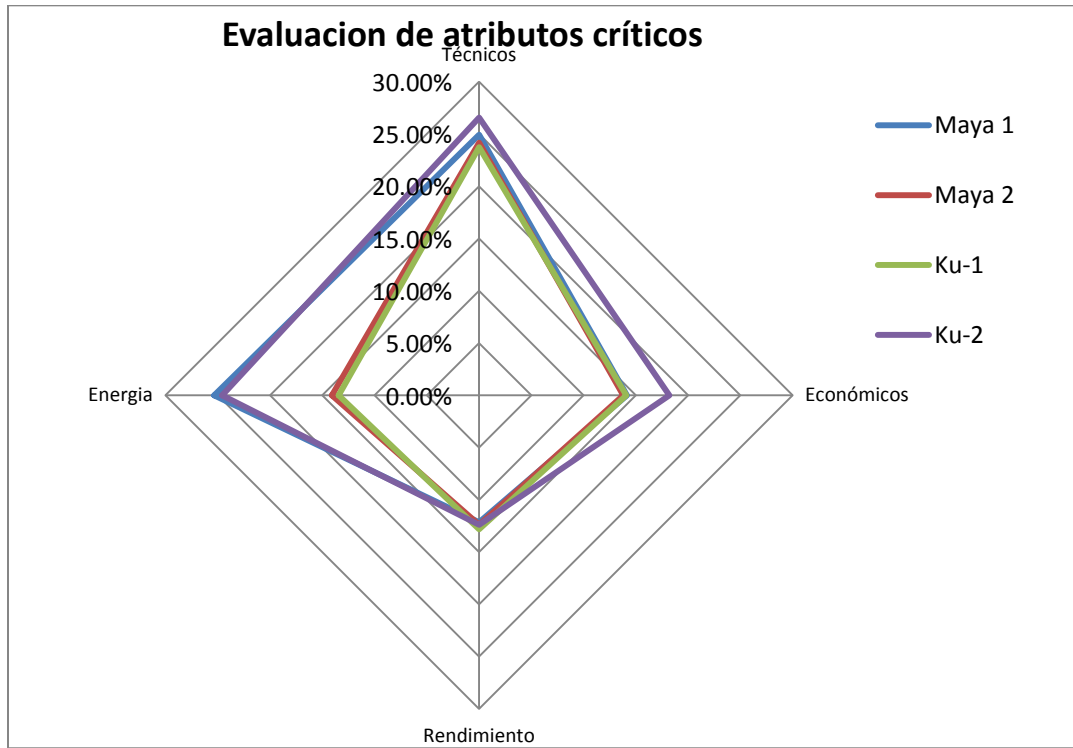


**Gráfico 20: Resultados comparativos de cada atributo crítico, para cada propuesta.**

Para tener un mejor panorama de decisión, de la misma manera que en el capítulo anterior, cada propuesta fue colocada en cuadrantes de atributos críticos, resultando un factor muy interesante, como se puede ver en el gráfico, las propuestas que llevan la delantera en cuestión energética fueron la propuesta Maya 1 y Ku-2, en contribución técnica la ponderación es muy similar, pero en cuestión económica la propuesta Ku-2 sobresale de las más y por último los rendimientos son muy parejos para las cuatro propuestas.



*Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación  
combinada de crudos mexicanos*



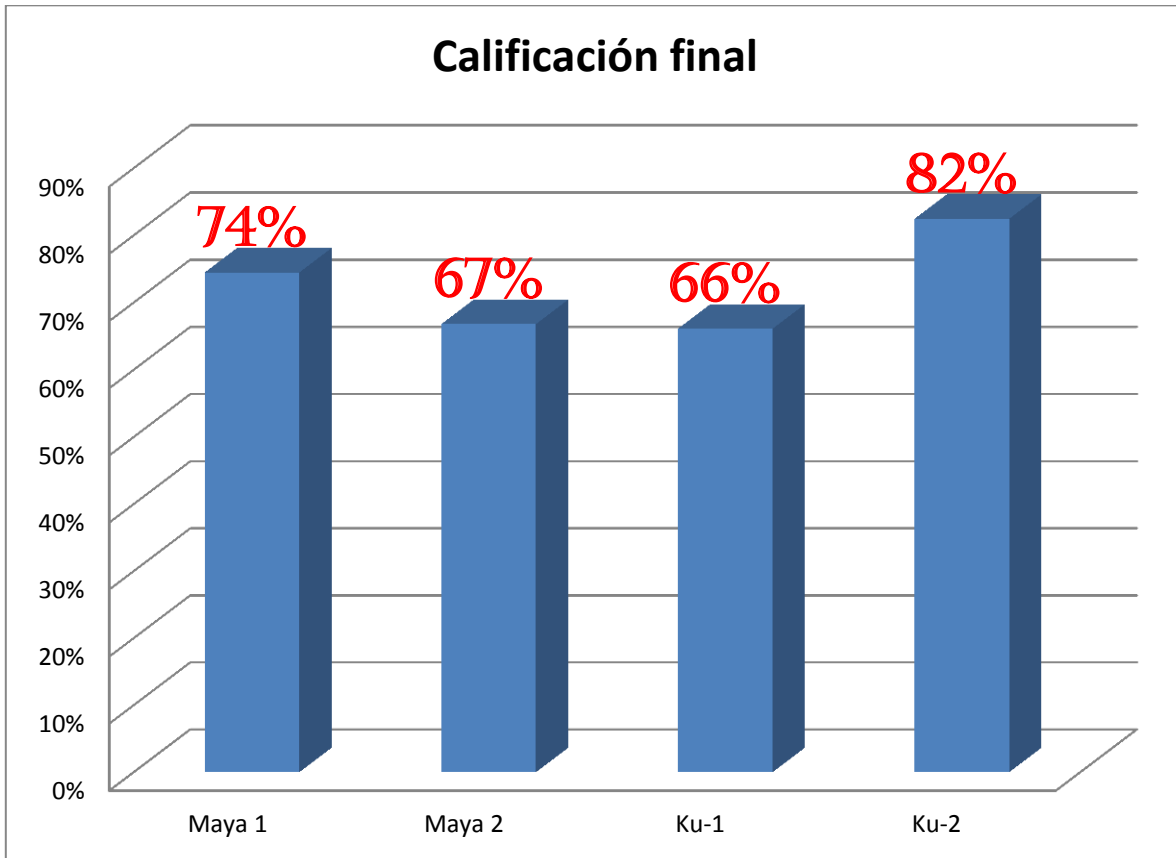
**Gráfico 21: Análisis de fortalezas de cada propuesta, para cada atributo crítico**

***Dictamen final.***

Una vez ponderados todos los atributos críticos, con su respectivo peso, la suma de los valores ponderados arroja una calificación final, que se expresa en un porcentaje, observando 0% como la calificación más baja y 100% como el valor más alto. Los resultados numéricos finales se observan en la siguiente tabla 63.

**Tabla 63: Resultados finales de la evaluación de propuestas de destilación de crudos mexicanos.**

<b>Calificación final</b>	
Maya 1	<b>74%</b>
Maya 2	<b>67%</b>
Ku-1	<b>66%</b>
Ku-2	<b>82%</b>



**Gráfico 22: Decisión final de evaluación de propuestas de destilación combinada de crudos mexicanos.**

El resultado final de la evaluación de tecnologías de destilación combinada, para crudos mexicanos, como lo muestra el gráfico 22, tiene como ganadora a la propuesta:

**Ku-2.**

CAPÍTULO VI

*Análisis y desarrollo de la propuesta Ku-2.*

**E**l desarrollo de propuestas específicas a la situación actual en México es de vital importancia, por eso la intención de proponer una configuración nueva, para la planta de destilación combinada de crudo. La idea es presentar mayor información de la propuesta “ganadora”, con la finalidad de ampliar el interés por esta solución.

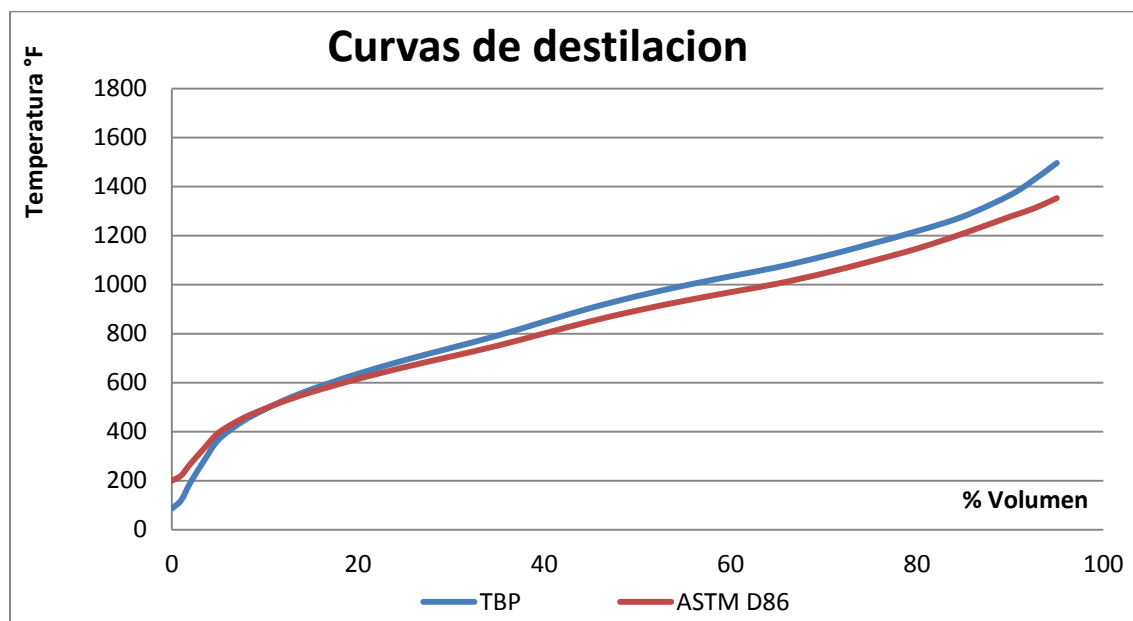
**Carga a planta.**

La alimentación a la planta propuesta, consta de una mezcla de crudos Ku-Maloob-Zaap y Marina ligero, en relación 90/10, la ventaja de esta mezcla sobre otras relaciones de mezcla u otras mezclas de crudos, radica en su amplia disponibilidad de los crudos, como se mostró en la sección de disponibilidad de materia prima del capítulo II, y esta disponibilidad obedece tanto al crudo pesado, como al crudo marina ligero, con el anuncio el 23 de agosto de este año, sobre la localización y explotación, de un nuevo yacimiento de crudo ligero, en el pozo Kinbe 1 (o ruta del sol), a 87 kilómetros al noreste de la ciudad de Ciudad del Carmen Campeche, con esto se asegura la alimentación propuesta. El nuevo descubrimiento aumenta el potencial petrolero de la zona conformada por los campos Tsimin, Xux, May y Kab del Proyecto Crudo Ligero Marino, con 2.55 millones de barriles diarios de crudo.

Otra ventaja de esta la mezcla del crudo, radica en facilitar el transporte de estos crudos con alta viscosidad, con ayuda de un crudo ligero, en lugar de emplear un destilado ligero, lo cual nos ahorra cerca de 2 millones de dólares. Algo también de importancia, es que los rendimientos del crudo marina ligero son altos, por esa razón buscar el empleo de este tipo de crudo. Lo mejor es que con esta mezcla menor, se obtiene un crudo de 14.2° API, que aunque está muy por debajo del crudo Maya de exportación, ya es una muy buena opción de refinación.

#### *Propiedades de la mezcla.*

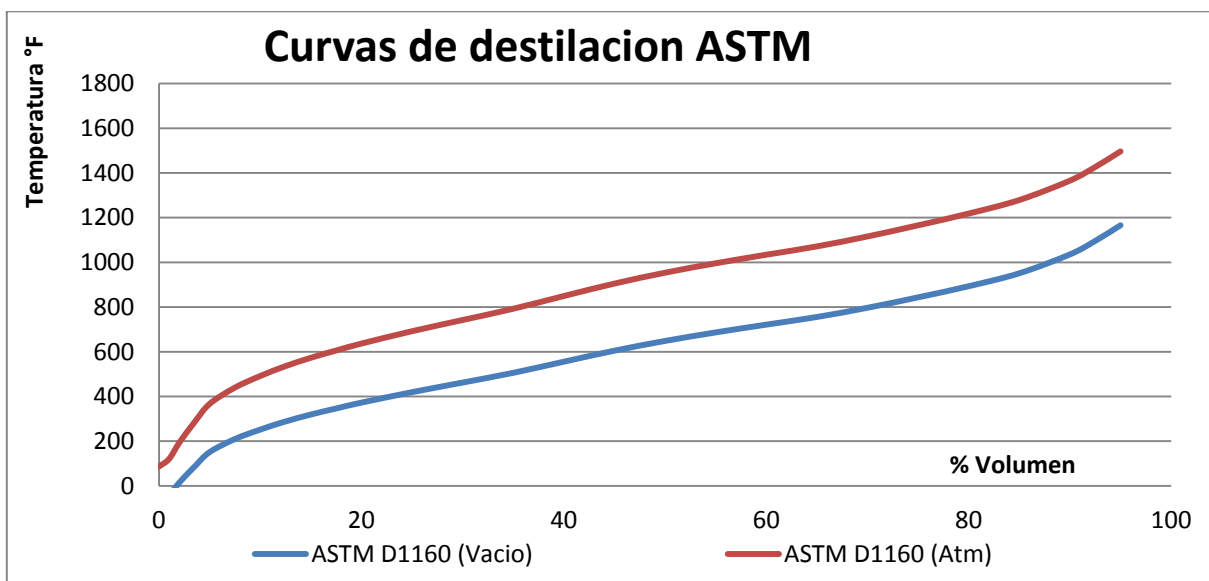
La mezcla Ku-Maloob-Zaap/Marina ligero es una de las mezclas pesadas mexicanas, solo por debajo de las realizadas con bitumen, con una gravedad de 14.2° API, para este crudo el porcentaje de azufre es alto con un valor de 5.3% en peso y su valor de factor K es 11.42, lo clasifican como una mezcla parafínica y nafténica. La mezcla procedente de los activos Ku-Maloob-Zaap, Acales y zona marina, mezclada costa dentro, para ser transportada a la zona de Dos Bocas Tabasco, por ser el centro de almacenamiento y distribución, además de ser una zona ideal para la instalación de un complejo sinérgico refinación-petroquímica.



**Gráfico 23: Curva de destilación para la mezcla Ku/marina.**

Las características de la mezcla son muy particulares, como se muestra en el gráfico 23, los puntos normales de ebullición (TBP) y la valoración de viscosidad (ASTM D86), observan que los cortes con bajos puntos de ebullición, son favorecidos por la presencia del crudo ligero, abatiendo la temperatura de ebullición de los mismos. La recuperación final resulta particularmente elevada, por contener un crudo de bajos grados API, pero la sección superior a los 1000°F, es la que se busca romper.

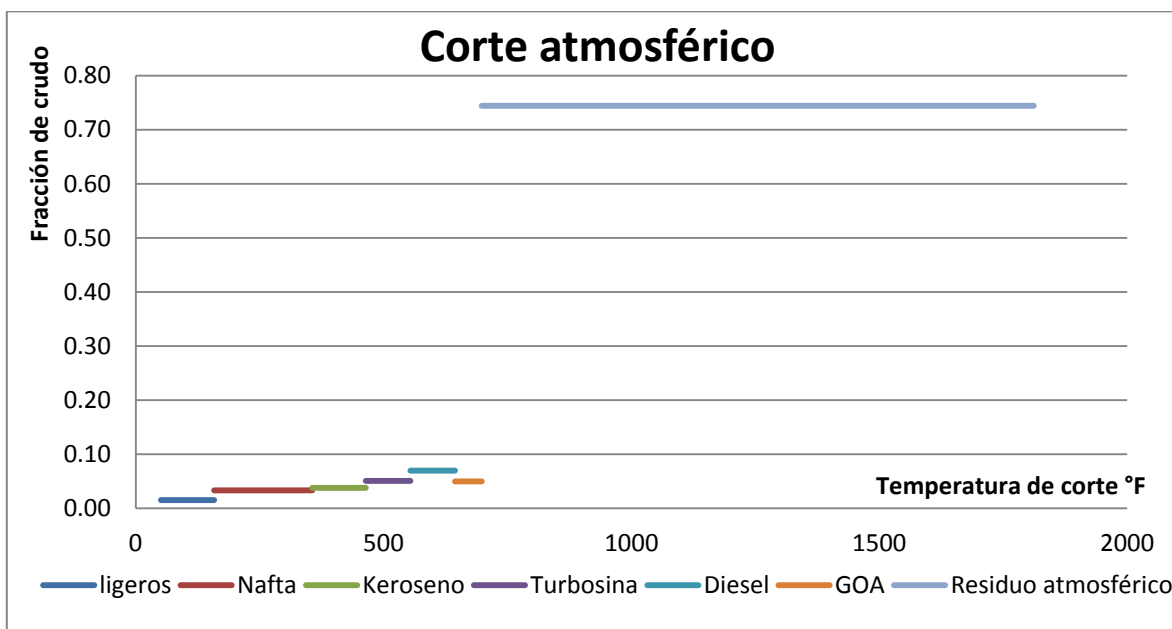
El gráfico 24 nos muestra el comportamiento de la mezcla, cuando se pretende realizar una destilación al vacío, comparativamente con una destilación atmosférica, ASTM D1160, esta información es pertinente debido a que nos ayuda al diseño de los procesos de vacío, que se diseñaron para esta propuesta.



**Gráfico 24: Curvas de destilación ASTM D, para la mezcla Ku/marina.**

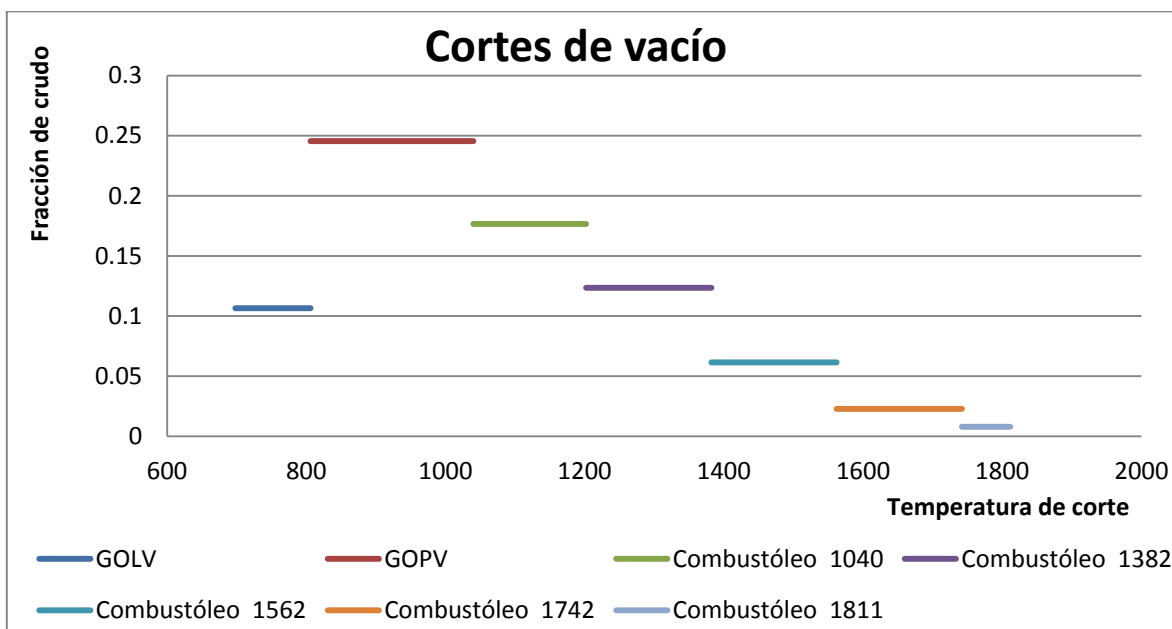
Este tipo de mezcla produce gran cantidad de asfaltenos en residuos de vacío. Como se muestra en el gráfico, es un crudo difícil de procesar, su presión de vapor Reid es de 6psi, el factor K igual a 11.42 y con un porcentaje de ligeros de 1.5%.

La mezcla propuesta, que abreviaremos Ku/marina, presenta una distribución de cortes de destilación, con una fracción alta de residuos atmosféricos con un 74%, que en una planta de destilación combinada tradicional resultaría en la alimentación a una torre de destilación de vacío, como se ejemplifica en el gráfico 25, lo que resultaría en una carga excesiva a dicha planta, por esa razón se plantea un crackeo catalítico entre estas dos, donde se fracciona gran parte del residuo atmosférico, en destilados menores. Esta distribución ayuda a diseñar la torre de destilación atmosférica, ya que el 25% del contenido de toda la mezcla, es posible separarla con una torre de destilación atmosférica.



**Gráfico 25: Distribución de los cortes atmosféricos, para la mezcla Ku/marina.**

La distribución de los cortes del residuo de atmosférico, se muestra en el gráfico 26, esta sección representa la gran mayoría de la mezcla, y además resulta ser la caracterización de la alimentación al reactor de cracking, ya que este reactor es un proceso intermedio entre las torres de destilación combinada. Un dato a resaltar es que el reactor, no puede colocarse al principio del proceso de destilación, porque la mayoría de los destilados ligeros (naftas, kerosinas, turbosinas y diesel), se romperían en compuestos más ligeros (gases ácidos y LPG), que reducirían rendimiento de toda la planta. La mezcla presenta un 25% de GOPV, con un rango de destilación de 806-1040, cantidad encima de lo normal, lo que nos incita a pugnar por convertir gran parte de los gasóleos y combustóleos, en productos de alto valor agregado y el cálculo de las distribuciones de cortes, son herramientas que nos ayudan a la toma de estas decisiones.



**Gráfico 26: Distribución de los cortes de vacío, para la mezcla Ku/marina.**

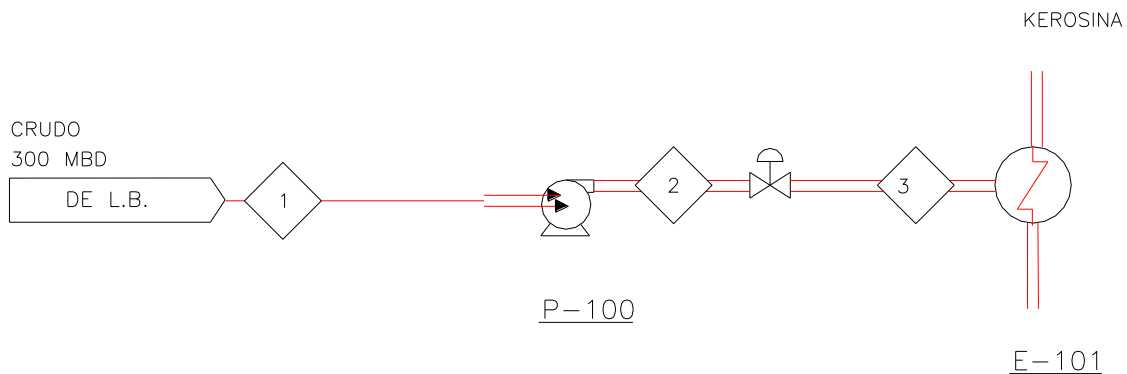
### Descripción de secciones de la propuesta Ku-2.

La propuesta Ku-2 está diseñada para procesar 300MBD de una mezcla de crudo Ku-Maloob-Zaap y crudo marina ligero, resultando una alimentación de un crudo con 14.2°API, obteniendo principalmente: gases los cuales son empleados como combustibles, naftas que son la carga de alimentación a las plantas de hidrotreatmento y posteriormente reformadoras, queroseno que es alimentada a la planta de hidrotreatmento, al igual que la turbosina y el diesel. Los gasóleos atmosféricos, ligeros de vacío y pesados, son alimentados a las plantas de cracking catalítico (de diferentes lechos) y los residuos de vacío son la carga de alimentación a la planta de coquización.



**Primera sección de precalentamiento.**

El crudo es bombeado desde el centro de almacenamiento a la planta, con un grupo de bombas P-100 a un flujo de 300MBD, el crudo es alimentado al primer intercambiador de calor E-101, donde eleva su temperatura de 86°F a 100°F, dicho intercambiador se recomienda TEMA clase R.

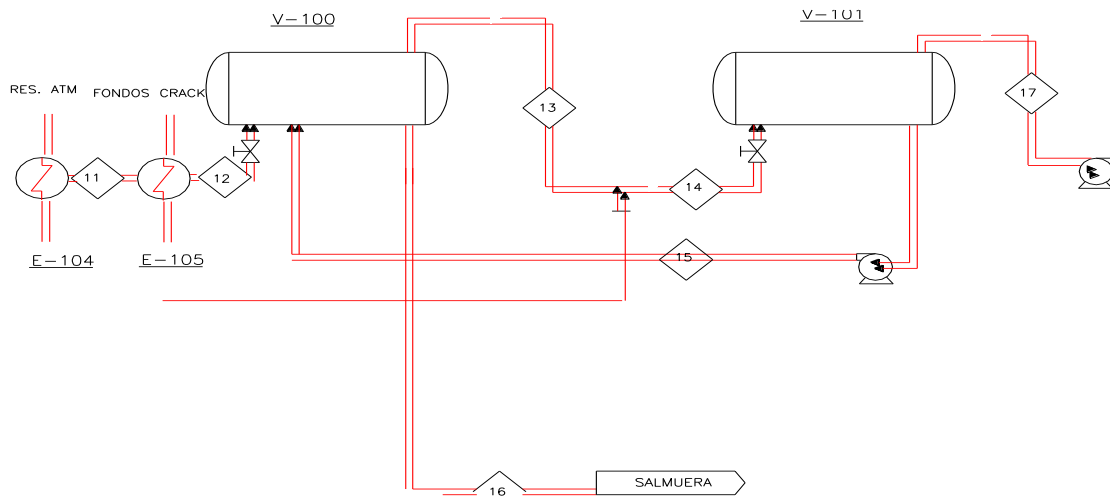


**Ilustración 35: Sección de bombeo y primer intercambio de calor.**

**Segunda sección de precalentamiento y destilación atmosférica.**

En siguiente parte de precalentamiento, la corriente es dividida en tres, con el mismo volumen de flujo, donde el intercambio de calor ocurre con las corrientes finales de GOA para el E-102 y E-104, y con diesel en el E-103, elevando su temperatura a 120°F. El siguiente intercambio ocurre con la corriente de residuo atmosférico que lleva la temperatura a 220°F y por ultimo recibe energía proveniente de la corriente del efluente crackeado del reactor, la cual hacer elevar la temperatura a 287°F, temperatura optima de desalado. El desalado ocurre en dos desaladores electrostáticos de alta eficiencia en serie; posterior al primer precalentamiento el crudo se mezcla con agua de desalado y

demulsificante para propiciar la eliminación de sal. Para crudos muy pesados el arco eléctrico es importante, por la eficiencia en los crudos con alto contenido en sal. Se recircula la salmuera del segundo desalador con el fin de lograr una mejor separación, la cantidad de sal resultante es de 53 lb/h de sal, valor muy por debajo de la norma.

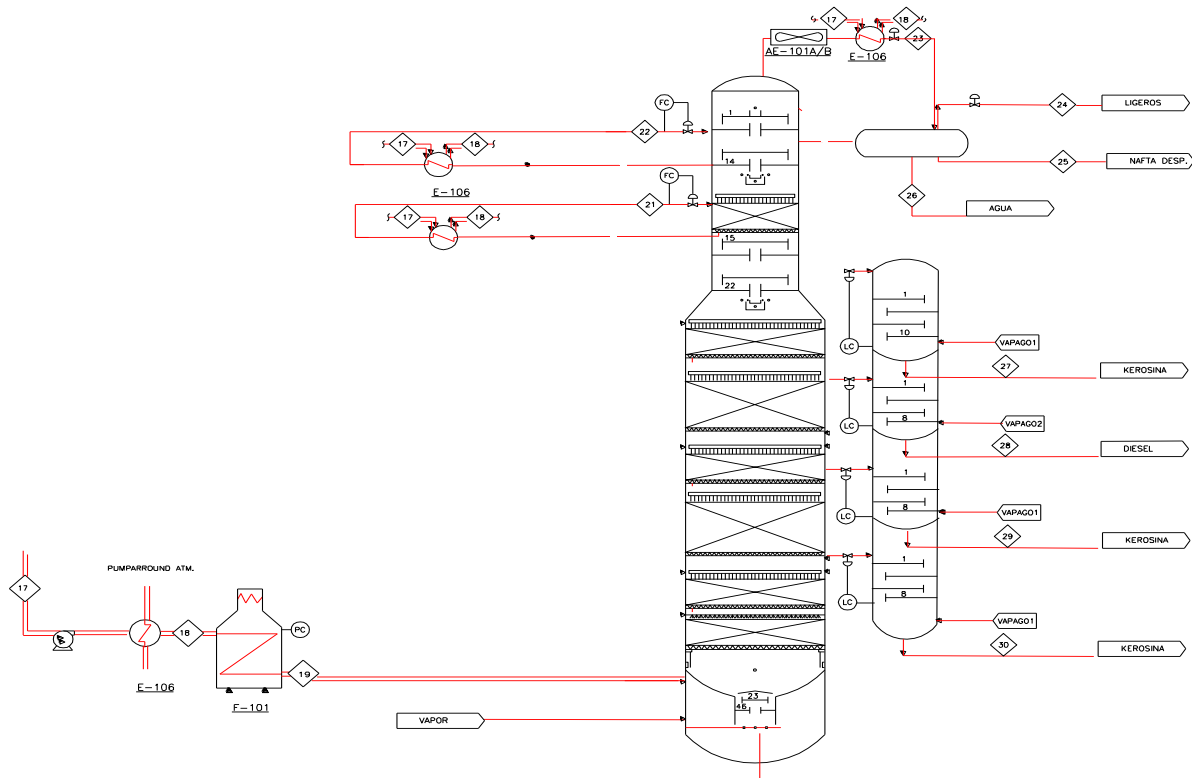


**Ilustración 36: Sección de precalentamiento y desalado.**

La sección segunda de precalentamiento, posterior al desalado, es realizada por los pump around y condensador de la torre de destilación atmosférica, el objetivo es no emplear corrientes de agua de enfriamiento. Los tres intercambiadores E-106 A/B/C elevan la temperatura de 281°F a 350°F, previo a la alimentación a un horno de fuego directo. El horno a fuego directo F-101, de tubería interna 321 SS o Cr. 9, eleva la temperatura a 650°F, para ser transportado por la línea de transfer, con vapor de alta presión para evitar coquización en esta línea. La torre de destilación atmosférica, T-102, contiene 32 etapas de equilibrio con platos perforados, divididas por una zona de 10 etapas de alto contacto, con 22 etapas en la parte superior y 10 en la parte

inferior, alimentando el crudo en la etapa 27 y una corriente de vapor de media presión alimentada en el fondo de la torre, con un flujo de 12,000lb/h a 800°F y 300 psia, como lo muestra la ilustración. Se emplearon 4 agotadores, de donde se obtuvieron las corrientes de kerosina, turbosina, diesel y GOA, con 10 etapas para la kerosina y 8 para el resto, en este caso también se empleó vapor de media, con un flujo de 3,300, 5,000, 8,000 y 10,000 lb/h, para los agotadores de kerosina, turbosina, diesel y GOA respectivamente. Los cortes ligeros como el gas, nafta y agua, son obtenidos del acumulador de condensados de la torre. El condensado se realiza en un principio con un soloaire, lo que ahorra gran cantidad de energía y para crudos pesados es una muy buena opción, posteriormente se emplea el equipo E-106 para completar el condensado.

Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación  
combinada de crudos mexicanos



**Ilustración 37: Columna de destilación atmosférica.**

**Reactor y torre de separación de crackeados.**

El residuo atmosférico antes de ser alimentado al reactor de hidrocracking, cede parte de su energía calorífica a la corriente de crudo, en el equipo E-103, para posteriormente ser alimentado al reactor. El residuo atmosférico que se alimenta al reactor presenta la caracterización que se muestra en la tabla 64.

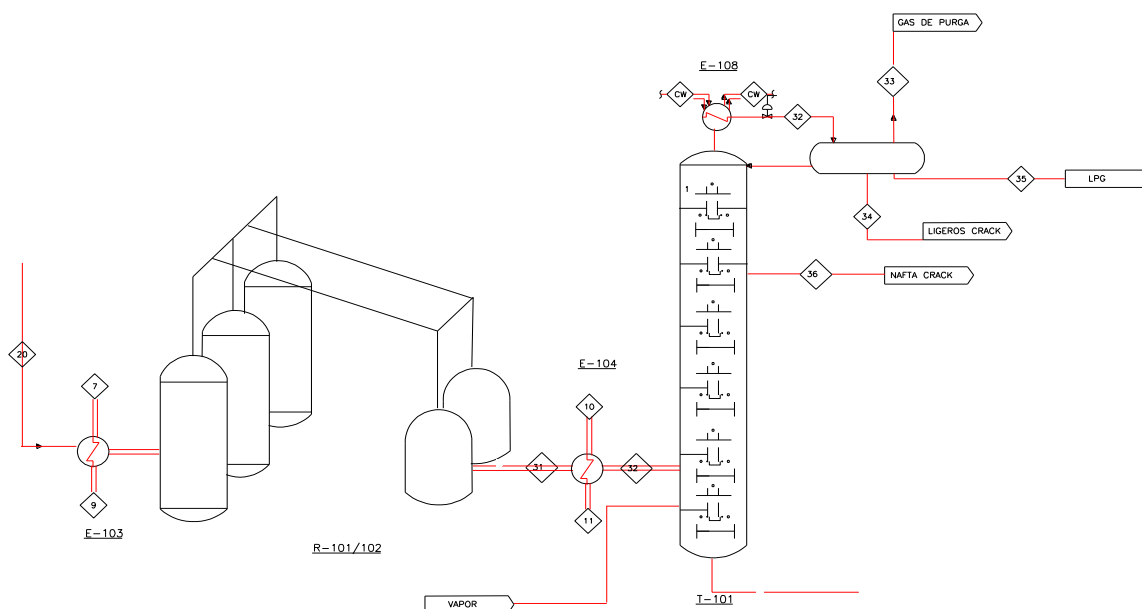
**Tabla 64: Caracterización de la carga al reactor.**

Característica	Valor
°API	22.2
Gravedad específica (60/60)	0.92
Curva de destilación (%v)	TBP (°F)
	14%
	47%
	71%
	698
	806
	1040

<b>Característica</b>	<b>Valor</b>
	88%
	96%
	99%
	100%
Contenido de nitrógeno (ppm)	300
Viscosidad (cp@210°F)	8.11

El reactor posee una configuración de dos etapas o dos reactores, con tres camas de catalizador para el primer reactor y dos camas para el segundo reactor, como se muestra en la ilustración. Cada cama de catalizador tiene un diámetro de 4m y una masa de 1 y 1.5ton para la primera y segunda cama del reactor 2. Para el primer reactor el diámetro es similar, pero la masa de catalizador para la primera cama es de 0.45ton, y para la segunda y tercera cama de 0.5ton. El catalizador tiene dos funciones durante la reacción, la primera es la de hidrogenar, lo que se realiza con catalizadores de sulfuro de paladio, níquel-molibdeno y níquel-tungsteno. La siguiente función es proveer el cracking, donde las zeolitas o la alúmina, realizan esta función.

El reactor opera con un compresor que alimenta hidrogeno fresco a 1885psia y 150°F, proveniente de una planta PSA y la recirculación del gas de purga del mismo reactor, el hidrogeno puede ser obtenido del procesamiento de etileno, perteneciente a la petroquímica, por eso la importancia de la sinergia de ambas industrias.



**Ilustración 38: Reactor de hidrocracking y torre de separación de crackeados.**

Los productos crackeados obtenidos del reactor, presentan las propiedades que se muestran en la tabla 65, resaltando el bajo valor de contenidos de azufre después del proceso y la obtención de productos con alto valor.

**Tabla 65: Propiedades de los productos del reactor de hidrocracking**

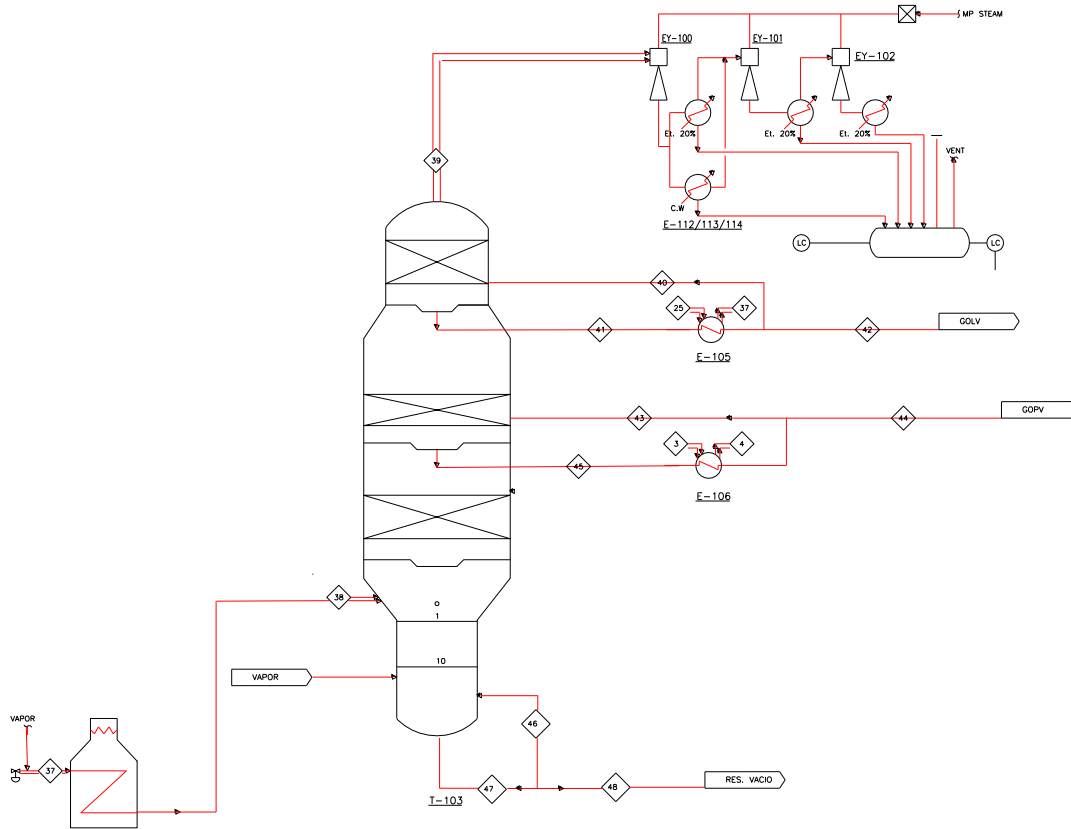
Propiedad	Nafta	Diesel	Gasóleos	Residuo
°API	27.76	13.83	17.95	12.34
Gravedad específica	0.89	0.97	0.95	1.02
% de sulfuros	0.49	3.62	0.00	0.67
% de parafinas	21.63	2.08	20.16	89.50
% de naftenos	1.45	24.49	35.13	0.36
% de aromáticos	76.92	73.43	44.70	10.14
RON	85.24	0.50	0.00	0.00
MON	74.22	0.52	0.00	0.00
Factor Watson (K)	7.35	8.32	9.51	11.75

Posterior al reactor se tiene una torre de separación de crackeados T-101, como se muestra en la ilustración 38, la columna consta de 9 etapas de equilibrio, por platos, de donde se obtienen una corriente de gases ligeros, que principalmente está compuesta por metano, etano y LPG, los gases de purga se obtienen de un flash con un demister integrado, para recuperar dichos gases y poder recircular el hidrogeno. La corriente de nafta es obtenida de la sección liquida del acumulador y el diesel de la cuarta etapa de la columna de separación.

#### ***Destilación al vacío.***

El fondo de la columna de separación de crackeados, es alimentado a un horno de fuego directo F-102, como se muestra en la ilustración 39, para elevar la temperatura a 1120°F y posteriormente alimentarla a una columna de destilación al vacío. La columna de destilación al vacío T-103, consta de 4 etapas de alta eficiencia y contacto, en su diámetro superior y 10 etapas de equilibrio. La presión es de 10mmHg en los domos, generada por un sistema de tres eyectores por vapor, EY-100/101/102, conectados a un sistema de condensadores vacuometricos E-109/110/111/112, estos condensadores emplean un circuito de refrigeración de amoniaco, lo que evita fluctuaciones en la presión de la torre y modificaciones en los rendimientos. Los principales productos son los gasóleos tanto ligero como pesado, los cuales sirve como carga a las plantas FCC, así como el residuo de vacío, que es empleado para su aprovechamiento en las plantas de coquización.

*combinada de crudos mexicanos*

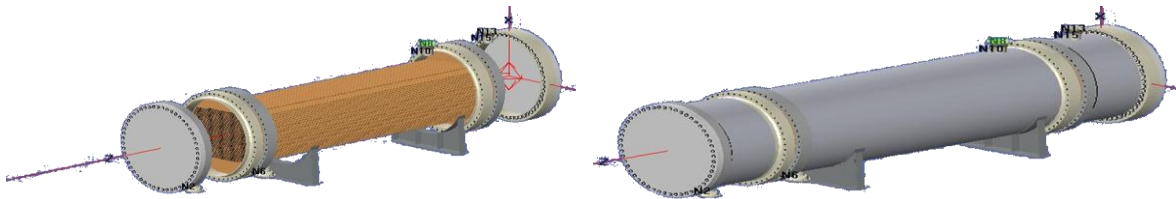


**Ilustración 39: Columna de destilación de vacío.**

El diagrama de flujo de proceso es presentado como un anexo, para su facilidad de apreciación.

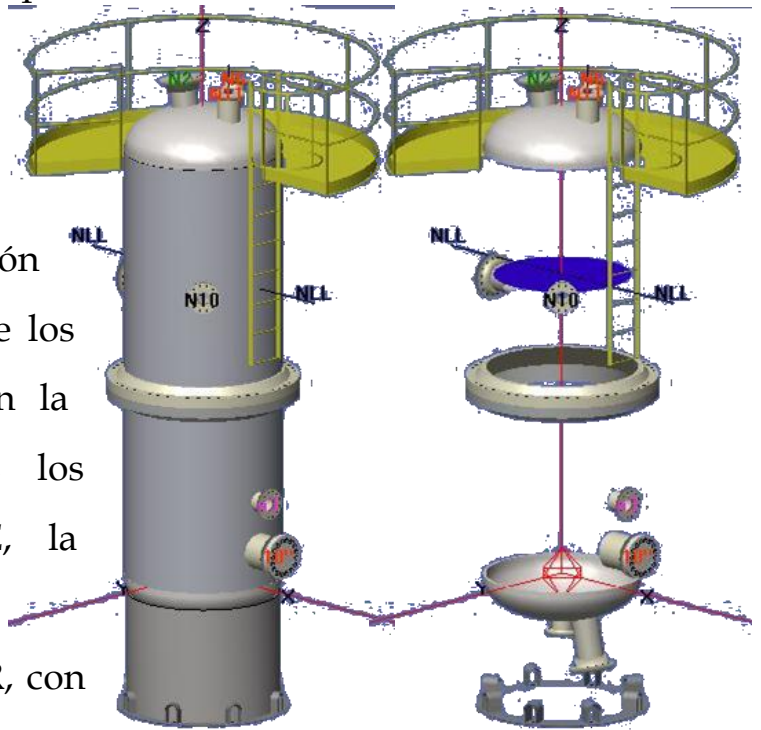


**Equipos de proceso.**



**Ilustración 40: Representación del diseño mecánico los intercambiadores de calor tipo TEMA clase R @Compress.**

Los equipos de procesos fueron prediseñados mecánicamente, con la ayuda del programa @Compress, para integración mecánica de equipos de proceso y para la representación visual. Se presentan algunos de los equipos de esta propuesta. En la ilustración 40, representamos los intercambiadores de TAG E, la mayoría de estos son intercambiadores TEMA clase R, con espejos removibles. La coraza y tubos



**Ilustración 41: Representación del diseño mecánico del reactor de cracking. @Compress**

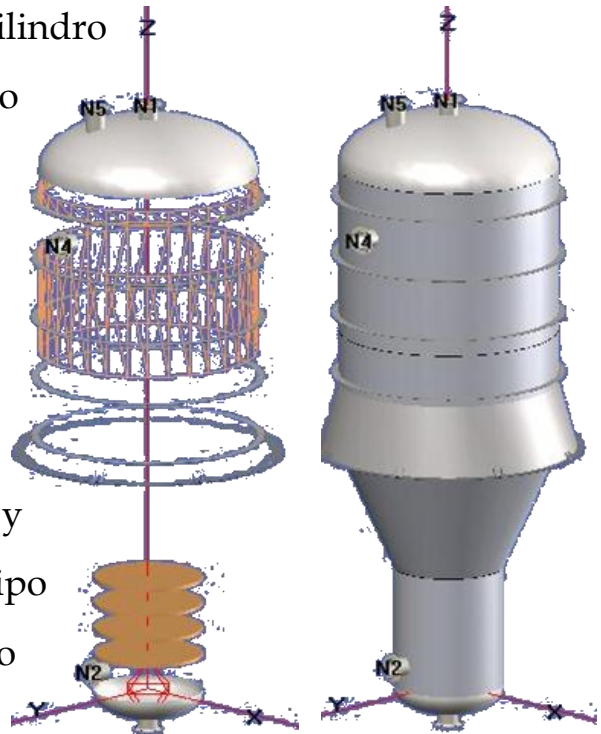
están contruidos de A285C, excepto los condensadores de las torres en donde se empleara titanio, con un espesor de corrosión de 0.125in y un espesor de pared de 0.3750in, se necesita un radiografiado RT-1 y el peso promedio de intercambiadores es de 48,900lb vacío.

*combinada de crudos mexicanos*

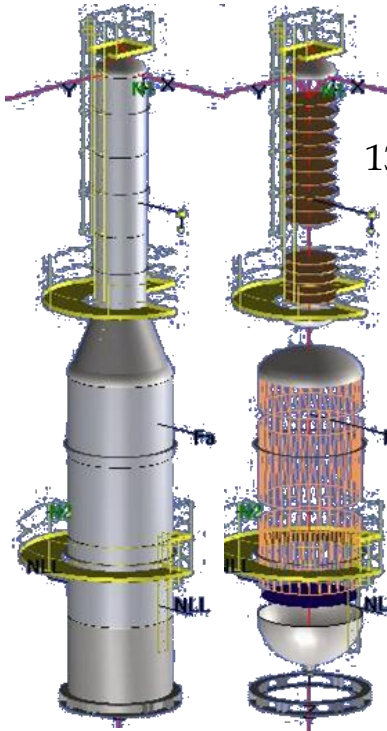
Los reactores tendrán una longitud de tangente a tangente de 36.5 ft y un diámetro de 13.62ft, como lo muestra la ilustración 41. Los materiales de construcción incluyen acero A515 para el cilindro externo, las etapas de contacto son de monel, así como las etapas superiores y el domo, se especifica un faldón de SS347 y dos plataformas de inspección. Las pruebas de radiografiado para el equipo RT1, RT3 y RT4 con severidad, con diseño contra viento y sismo. El catalizador es una mezcla de metales soportados en alúmina y volumen de catalizador es de 5119ft<sup>3</sup>, distribuida en una sola cama de contacto.

La columna de destilación al vacío presenta un diámetro de 13.2 ft y una longitud T-T de 43 ft. El cilindro

inferior de la torre se especifica como A515, las etapas superiores y cilindro superior de monel y un faldón de 20ft de altura de SS347. Presenta 3 plataformas de inspección, 3 anillos de contracción, radiografiado RT3 y diseño contra viento y sismo. El equipo presentara un peso aproximado vacío de 58,100 lb; cuenta con 10 etapas de equilibrio con platos.



**Ilustración 42: Representación del diseño mecánico de la columna de destilación al vacío. ©Compress**



Las dimensiones de la columna de destilación atmosférica, son 5.56ft de diámetro superior y 13.56ft de diámetro inferior, contruidos de monel y A515 respectivamente. Las etapas de alto contacto se especifican en SS347 y las de equilibrio en monel. Su diseño consta de 30 etapas, con 24in de separación y un espesor de 0.018ft. El espesor por corrosión resulta de 0.625in, por esfuerzo longitudinal 0.087in, por esfuerzo radial 0.076in. Se especifica un faldón de 10ft de alto y 0.37in, con

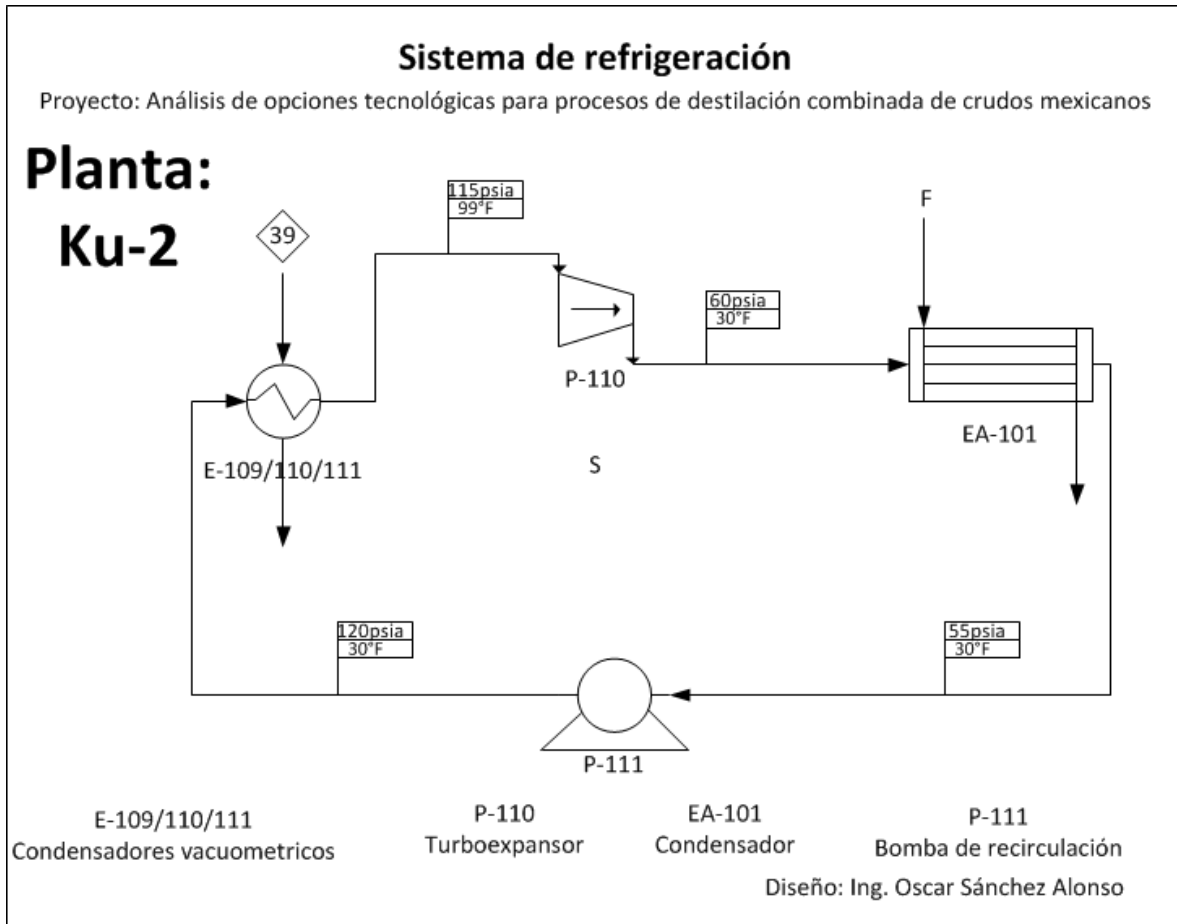
**Ilustración 43: Representación del diseño mecánico de la columna de destilación atmosférica. ©Compress.**

diseño contra viento y sismo, radiografiado RT3 y un peso estimado de 55,100lb de peso.

### Mejoras del proceso.

Posterior a la evaluación de una propuesta, siempre es importante buscar que se puede mejorar de ella, ya sean basados en la experiencia o en condiciones específicas de la misma propuesta. Uno de los principales problemas del proceso, que se presentan en la destilación combinada, es la variación de la presión de vacío, en la columna que opera con esta característica. La razón más importante de esta variación, es debido a la fluctuación de la temperatura del agua de enfriamiento, en los condensadores vacuometricos, ya que el agua al

ser transportada en los racks de tubería, tiene a tener la temperatura del ambiente. Mantener una presión constante es vital para la recuperación de los hidrocarburos y para el control de la operación. Otra mejora posible para aumentar el aprovechamiento de hidrocarburos en la columna de destilación de vacío, es lograr que esta opere con una presión en los domos de 10mmHg, para contrarrestar la problemática de separación, que ofrecen las cargas pesadas. La mejora consiste en implementar un sistema de refrigeración de amoníaco, el cual condensará la corriente 39, como se muestra en la ilustración 44, lo que elevará la temperatura a 99°F convirtiendo todo el amoníaco en gas. Posteriormente se alimentará a un turboexpansor, que disminuirá la presión de 115psia a 60 psia, además de generar 482 kW. El refrigerante será condensado, este proceso es eficiente porque solo para el proceso de refrigeración, se necesitara calor latente, por tal motivo la temperatura se mantiene en 30°F, por solo ser un cambio de fase, que será alimentado a una bomba, para comenzar el ciclo y llevar la corriente a las condiciones iniciales de 30°F y 120psia. Con este proceso se evitan los problemas de fluctuación de presión de vacío, por factores medio ambientales. Si la planta se colocara en la región del sur de dos Bocas Tabasco, las condiciones ambientales ofrecen un valor promedio de humedad del 95% y oscilaciones de temperatura de 73°F a 100°F, es por tal motivo que un sistema de refrigeración será una solución viable.



**Ilustración 44: Diagrama de flujo de proceso del sistema de refrigeración para condensadores vacuometricos.**

# Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación

combinada de crudos mexicanos

## Localización de equipos y Plot Plan.

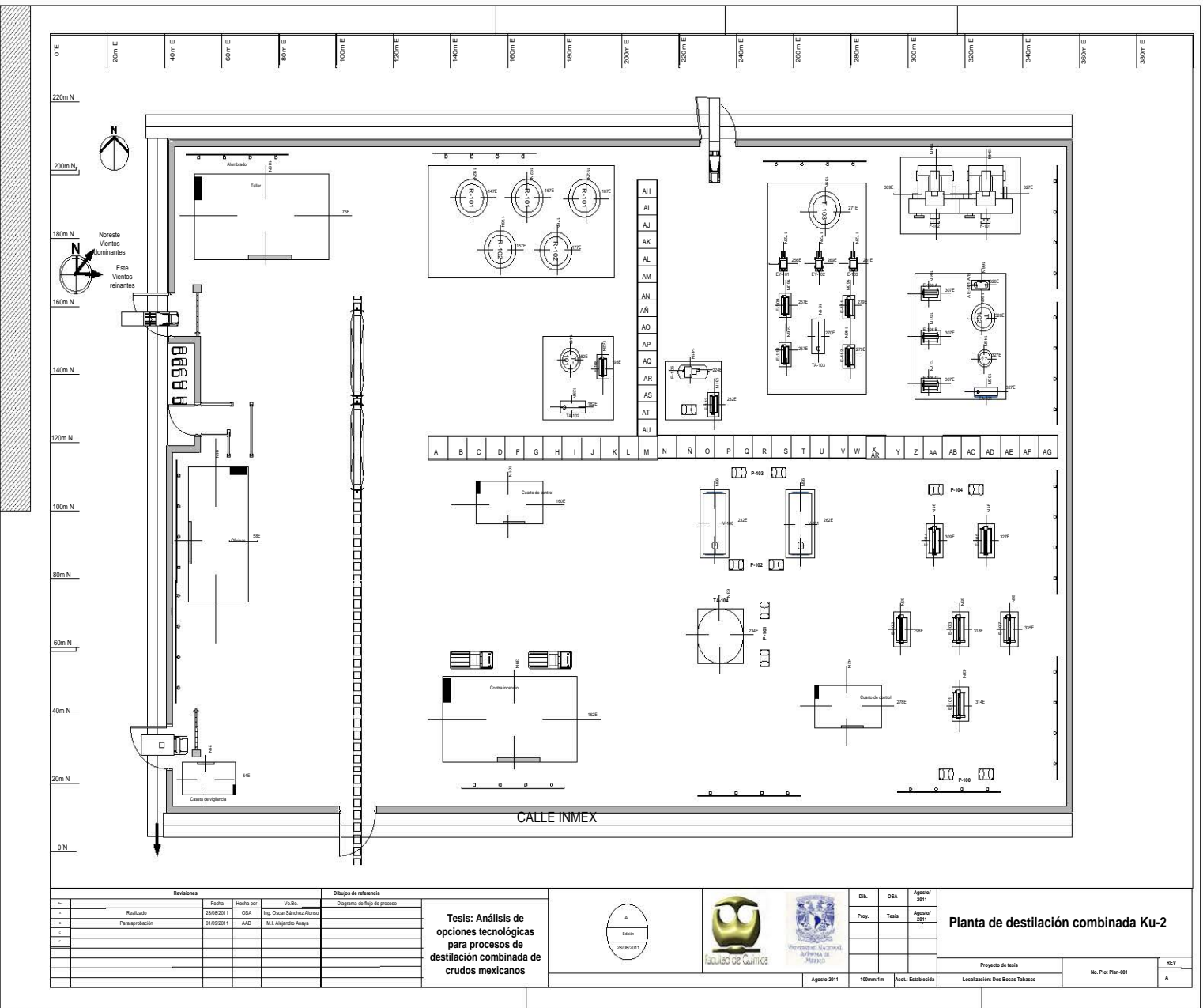


Ilustración 45: Diagrama de localización general de equipo.

**Tabla 66: Coordenadas de localización de equipos.**

Equipo	Coordenadas	
	E	N
E-101	314	43
E-102	298	65
E-103	318	65
E-107	335	65
E-104	309	91
E-105	327	91
V-100	232	96
V-101	262	96
TA-104	234	63
F-101	327	194
F-102	309	194
E-106 A	307	164
E-106 B	307	151
E-106 C	307	137
TA-101	327	135
T-104	327	145
T-102	326	156
AE-101 A/B	326	166
E-109	257	146
E-110	257	160

E-111	279	146
E-112	279	160
EY-101	256	172
EY-102	269	172
EY-103	281	172
T-103	271	189
P-105	224	141
E-113	232	131
T-101	182	144
E-108	193	142
TA-102	182	129
R-101	147	192
R-101	167	192
R-101	187	192
R-102	157	176
R-102	177	176
TA-103	270	151
Taller	75	185
Oficinas	58	91
Caseta	54	21
Contra incendio	162	39
Cuarto de control	160	101
Cuarto de control 2	278	42

El diagrama general de arreglo de equipo o Plot plan establece los criterios para definir la distribución y los espaciamientos mínimos que por motivos de seguridad, deben existir entre unidades de proceso, equipos o instalaciones de la Industria, para este caso en la industria Petrolera y Petroquímica, como lo muestra la norma NRF-10-PEMEX-2004<sup>32</sup>, la cual contempla industrias en donde existan riesgos de

<sup>32</sup> Comité de normalización de Petróleos Mexicanos y organismos subsidiarios. *Espaciamientos mínimos y criterios para la distribución de instalaciones industriales en centro de trabajo de petróleos mexicanos y organismos subsidiarios. Norma NRF-10-PEMEX-2004.* 19 de junio de 2004

explosión, incendio, fuga o derrame de sustancias químicas peligrosas, con el propósito de mitigar las pérdidas por accidente y daños a los trabajadores, instalaciones y medio ambiente.

De acuerdo a la norma antes mencionada se presenta el diagrama, mostrado en la ilustración 45. Se resalta un rack de tubería en “T”, por la practicidad que estos ofrecen y además que se pueden aislar zonas y delimitarlas bien. El arreglo de equipos se realiza por zonas de operación y secuencia lógica de proceso, evitando que los fluidos de proceso, se transporte grandes distancia dentro de la planta y sufran modificaciones de sus condiciones. Existen zonas resaltadas, como donde se encuentran los reactores de cracking, considerados reactores de alto riesgo por la norma, alejados de hornos y torres de destilación. La zona de destilación combinada integrada por ambas torres y sus equipos adyacentes, se alejan de acuerdo a norma de reactores y hornos de fuego directo. La zona de precalentamiento esta confinada a un espacio abierto y accesible, para limpieza y mantenimiento de los equipos. El proyecto contempla la instalación de esta nueva refinería y fundamental mente esta planta combinada, en la zona de terrestre del puerto de dos bocas, como lo muestra la ilustración 46.





**Ilustración 46: Fotografía satelital del puerto de Dos Bocas, Tabasco.**

El terreno provisto para el proyecto, ilustración 47, cumple con las necesidades espaciales y de recursos para una planta de este estilo. Además de contar con la cercanía del puerto de almacenamiento y distribución, la sociedad está familiarizada con el tipo de industria, el gobierno actual de Tabasco cuenta con la inquietud del proyecto; y por su localización estratégica en el sureste, podrá suministrar productos y destilados a esta región sur y sureste de la república, liberando a las refinerías del centro de la república, que atienden a la mayor demanda del país, como la capital y las principales ciudades industriales.



**Ilustración 47: Ubicación terreno-espacial del proyecto Ku-2, en Dos Bocas Tabasco.**

### **Análisis de riesgo de proceso.**

Como marcan las normas y el sentido común, siempre es evidente realizar algunos estudios para evaluar los riesgos que puedan existir. La naturaleza de los procesos industriales y operaciones que se realizan en una refinería y en Petróleos Mexicanos, PEMEX, implican riesgos de accidentes, mismos que deben identificarse y evaluarse para implantar las medidas que eviten la ocurrencia de los mismos o que minimicen las consecuencias asociadas a dichos riesgos.

Todas las actividades humanas involucran un cierto grado de riesgo y la industria petrolera no es la excepción. En sus instalaciones, líneas de transporte, áreas de almacenamiento entre otras, la seguridad de los procesos es de gran importancia para el desarrollo responsable de sus actividades.

El constante incremento del costo de equipos, primas de seguros además de posibles pérdidas humanas por incidentes, ha aumentado el ímpetu de la industria hacia objetivos de prevención de riesgos.

Asimismo es importante que el desarrollo de los estudios de riesgo se realicen de manera homogénea entre todos, en virtud del beneficio que representa el poder comparar los resultados y recomendaciones, lo cual permite maximizar las medidas de seguridad y optimizar los recursos materiales y humanos para su instrumentación. Por tal motivo siguiendo las recomendaciones de la norma NRF-18-PEMEX-2007<sup>33</sup>, procedimos a realizar un estudio de riesgo, ¿Qué pasa si?, como lo recomienda la norma en esta fase del proyecto. La técnica debe involucrar el análisis de las desviaciones posibles del diseño, construcción, modificación u operación, así como cualquier preocupación acerca de la seguridad del proceso. Debe promover la lluvia de ideas, acerca de escenarios hipotéticos con el potencial de causar consecuencias de interés (eventos no deseados con impactos negativos). El resultado es una lista en forma de tabla de las situaciones peligrosas, sus consecuencias y opciones posibles para la prevención y/o mitigación de consecuencias.

Para jerarquizar los riesgos es importante, posicionar los riesgos detectados en la Matriz de riesgos, conforme a la tabla 66, con los resultados de las consecuencias y frecuencias estimadas

---

<sup>33</sup> Comité de normalización de Petróleos Mexicanos y organismos subsidiarios *Estudios de riesgo. Norma NRF-18-PEMEX-2007. 5 de enero de 2008.*

correspondientes a los eventos o escenarios seleccionados. De acuerdo a la norma los tipos de riesgos son:

**Tipo A.-Riesgo intolerable:** El riesgo requiere acción inmediata; el costo no debe ser una limitación y el no hacer nada no es una opción aceptable. Un riesgo Tipo "A" representa una situación de emergencia y deben establecerse controles temporales inmediatos. La mitigación debe hacerse por medio de controles de ingeniería y/o factores humanos hasta reducirlo a Tipo C o de preferencia a Tipo D, en un lapso de tiempo menor a 90 días

**Tipo B.-Riesgo indeseable:** El riesgo debe ser reducido y hay margen para investigar y analizar a más detalle. No obstante, la acción correctiva debe darse en los próximos 90 días. Si la solución se demora más tiempo, deben establecerse controles temporales inmediatos en sitio, para reducir el riesgo.

**Tipo C.-Riesgo aceptable con controles:** El riesgo es significativo, pero se pueden compensar con las acciones correctivas en el paro de instalaciones programado, para no presionar programas de trabajo y costos. Las medidas de solución para atender los hallazgos deben darse en los próximos 18 meses. La mitigación debe enfocarse en la disciplina operativa y en la confiabilidad de los sistemas de protección.

**Tipo D.-Riesgo razonablemente aceptable:** El riesgo requiere control, pero es de bajo impacto y puede programarse su atención conjuntamente con otras mejoras operativas.

Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación

*combinada de crudos mexicanos*

**Tabla 67: Matriz de riesgos.**

Frecuencia	Alta F4	B	B	A	A
	Media F3	C	B	B	A
	Baja F2	D	C	B	A
	Remota F1	D	D	C	B
		Menor C1	Moderada C2	Grave C3	Catastrófica C4
Consecuencia					

El estudio consta de 5 columnas, la primera muestra la desviación, donde se describe que podría pasar, la segunda columna muestra una consecuencia de la desviación, la tercera califica la frecuencia, la cuarta la gravedad y la quinta ofrece algunas recomendaciones.

**Tabla 68: Análisis de riesgo ¿Qué pasa si?, para la propuesta Ku-2.**

¿Qué pasa si?	Consecuencia	F	G	Recomendaciones
<b>Falla la bomba de alimentación de crudo (P-100) procedente del tanque de crudo.</b>	Los intercambiadores posteriores tendrán una disminución en su carga de alimentación. El proceso no continua debido a que es la alimentación de todo el proceso. Los agentes coadyuvantes como el dispersante de asfalto, agente humidificante, agente emulsificante y la solución de sosa, para el desalado no podrán ser alimentados.	F2	C2	Mantener en un programa de mantenimiento mecánico, eléctrico e instrumentista para el correcto funcionamiento. Mantener la instalación operable de las bombas de relevo. En caso de empleo de bomba paralela disminuir proporcionalmente los servicios de las operaciones posteriores para mantener la operatividad.
<b>Obstrucción del haz de tubos del intercambiador (E-101).</b>	Perdida efectiva de flujo para los intercambiadores posteriores. Nulo cambio en la temperatura de salida de la corriente de proceso que pasa por la coraza (Crudo). Perdida de la recirculación de kerosina, desestabilización de la torre	F3	C2	Programa de mantenimiento de haz de tubos y coraza. Limpieza química de intercambiadores programados. Verificar que el sistema de control esté operando adecuadamente. Tener manual de mantenimiento y puesta en

Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación

*combinada de crudos mexicanos*

<b>¿Qué pasa si?</b>	<b>Consecuencia</b>	<b>F</b>	<b>G</b>	<b>Recomendaciones</b>
	atmosférica.			marcha del intercambiador en caso de ser necesario retirarlo. Tener en existencia refacciones o material para reparación.
<b>Fallo de motor eléctrico de air coolers AE-101 A/B</b>	Problemas para condensar la totalidad de los domos de la torre atmosférica. Productos fuera de especificación. Aumento en la temperatura de alimentación de los equipos TA-101, posible falla y cambio en las condiciones de operación.	F2	C1	Contar con un sistema de turbinas de vapor para el acople a los enfriadores. Diseño de los equipos E-106 C para poder operar con un aumento de un 15%. Verificar periódicamente que el sistema de control esté operando adecuadamente.
<b>Existe una ruptura en la tubería de alimentación de crudo de la última zona de precalentamiento (E-104).</b>	Posible incendio grave en la zona de ruptura. Fuga masiva de crudo de 300MBD. Ensuciamiento externo de los equipos cercanos. En caso de incendio aumento de la temperatura en tubería periférica. Posible choque térmico en las partes mecánicas de los intercambiadores, por la ausencia de una de las corrientes de proceso. Posibles problemas legales en caso de daño físico o muerte de trabajadores.	F1	C4	Contar con un protocolo de control de incendios aprobado por la norma mexicana y auxiliada por la NFPA. Capacitación y adiestramiento del personal encargado para este tipo de contingencias. El centro de control principal debe de encontrarse fuera del área por si es necesario un cierre.
<b>Falla la bomba de alimentación de agua para desalado (P-101).</b>	Interrupción de la alimentación de agua al primer desalador. Posibles problemas de desalado por la falta de coalescencia entre el agua y desalado, debido a lo anterior las sales presentes en el crudo no podrán ser retiradas. Posible afectación de los	F2	C3	Mantener en un programa de mantenimiento mecánico, eléctrico e instrumentista para el correcto funcionamiento. Mantener la instalación operable de las bombas de relevo. Acoplamiento del sistema de bombeo para el caso de contingencias.

<b>¿Qué pasa si?</b>	<b>Consecuencia</b>	<b>F</b>	<b>G</b>	<b>Recomendaciones</b>
	equipos a fuego directo posteriores por presencia de sales que ocasionan incrustaciones. Alimentación deficiente al segundo desalador y desestabilidad termodinámica.			
<b>Falla la válvula de control de flujo de alimentación al desalador primario V-100.</b>	Posible sobrellenado del desalador si el fallo de la válvula es en totalmente abierto. Posible disminución de nivel en el tanque desalador primario y secundario. En caso de sobre llenado posible aumento de flujo a la salida del desalador, debido al control de nivel que contiene el desalador. Posible reducción de los tiempos de residencia en el desalador y aumento de las PTBS del crudo a la salida, en caso de sobrellenado.	F2	C2	Mantener un sistema de programación de mantenimiento de instrumentos. Verificar la calidad de aire para instrumentos para evitar fallas. En caso de falla de instrumento permanecer en normalmente cerrado el instrumento y así evitar sobrellenado.
<b>Existe un incendio en la cercanía de alguno de los desaladores</b>	Posible aumento de la presión interna debido a evaporación de los cortes ligeros del crudo. Afectación mecánica de la tubería periférica del desalador. Posibles daños a los operarios que se encuentren en campo. Posible destrucción de la emulsión crudo y agua, por la evaporación de agua contenida en el desalador. Posible afectación integro mecánica de la estructura del desalador.	F2	C4	Contar con un protocolo de control de incendios aprobado por la norma mexicana y auxiliada por la NFPA. Capacitación y adiestramiento del personal encargado para este tipo de contingencias. El centro de control principal debe de encontrarse fuera del área por si es necesario un cierre
<b>El diseño del intercambiador fue</b>	Posible afectación en la operación de los siguientes	F3	C3	Revisiones de diseños de intercambiadores y demás

*Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación*

*combinada de crudos mexicanos*

<b>¿Qué pasa si?</b>	<b>Consecuencia</b>	<b>F</b>	<b>G</b>	<b>Recomendaciones</b>
<b>erróneo.</b>	equipos de intercambio de calor. Posible afectación en la estabilidad de las torres. Productos fuera de especificación.			equipos desde la fase de inicio del proyecto y de la ingeniería básica. Capacitación y adiestramiento a los integrantes del área de diseño de equipos con las nuevas normas TEMA, ASME y normas de seguridad mexicana para evitar posibles fallos en diseño. Juntas constantes y revisiones periódicas de los ingenieros de proceso para tener los equipos en especificaciones.
<b>Se deja de alimentar vapor de media presión al quemador a fuego directo.</b>	Posible pérdida de movilidad del crudo desalado y precalentado en el horno. Posible entrada de crudo a menor temperatura a la zona de convección los que demandaría mayor cantidad de combustible. Posible afectación cristalográfica de la estructura de los tubos de la zona de radiación, por shock térmico. Salida de crudo a menor temperatura de la de diseño, para la torre de destilación primaria. Posible formación de coque en los internos del horno y taponamiento de los mismos.	F2	C3	Mantener un sistema de mantenimiento preventivo programado para el sistema de alimentación de vapor. Colocar una salida lateral de la zona de convección donde se alimenta vapor de baja, para generar vapor de media en caso de fallos en la alimentación primaria. Sistema de limpieza química, para los tubos del horno para evitar acumulación de coque.
<b>Existe alguna fuga de hidrogeno en la alimentación al reactor R-101</b>	Alta probabilidad de incendio en las cercanías de la fuga. Posible propagación de la nube de hidrogeno e intoxicación por inhalación. Reacción fuera de	F2	C4	Contar con un protocolo de control de incendios aprobado por la norma mexicana y auxiliada por la NFPA. Capacitación y adiestramiento del personal encargado para este tipo de



Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación

*combinada de crudos mexicanos*

<b>¿Qué pasa si?</b>	<b>Consecuencia</b>	<b>F</b>	<b>G</b>	<b>Recomendaciones</b>
	condiciones normales de operación y disminución de la reacción de cracking.			contingencias. El centro de control principal debe de encontrarse fuera del área por si es necesario un cierre.
<b>Aumento repentino y mantenido de la presión en la torre de destilación de crackeados T-101.</b>	Sometimiento a esfuerzo a las juntas y soldaduras del equipo. Posible relevo de presión del equipo. Productos fuera de especificación. Sobrecarga del condensador E-108 y tanque TA-102. En un caso muy severo ocasionaría una BLEVE.	F1	C3	Sistema de mantenimiento constante de a válvulas de relevo. Verificar el correcto funcionamiento de discos de ruptura. Mantenimiento a indicadores y controladores.
<b>Se deja de alimentar vapor de sobrecalentado de alta presión a la salida del horno de fuego directo.</b>	Posible disminución de la velocidad de flujo de crudo calentado y formación de coque en la línea de transfer. Posible obstrucción de la tubería de salida del horno de fuego directo y de alimentación a la torre primaria.	F2	C4	Construcción de la tubería del horno con tubería Cr.9 para soportar altas temperaturas.
<b>En la torre de destilación primaria T-102, la cama de alto contacto se cae de sus soportes.</b>	Producto fuera de especificación (diesel). Posible aumento de caída de presión en la torre de destilación. Posible pérdida de concentración de los componentes ligeros en los domos de la columna. Riesgo de sobre presión en la zona de caída de la cama de alto contacto. Extracción del corte equivocado al agotador. Desestabilización de la torre de destilación. Posible afectación de estructura de la torre por sobre peso en una zona no	F1	C2	Colocar un analizador en línea, que pueda decir el tipo de corte que se extrae y así verificar que es el correcto. Contar con procedimientos adecuados para mantenimiento. Contar con manual de operación en eventualidades versión PEMEX. Capacitar al personal de operación para detectar problemas y actuar en contingencias. Tener canales establecidos y funcionales con las superintendencias del área de precalentadores y de desalado.

*Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación*

*combinada de crudos mexicanos*

<b>¿Qué pasa si?</b>	<b>Consecuencia</b>	<b>F</b>	<b>G</b>	<b>Recomendaciones</b>
	diseñada para soportar dicho peso.			Verificación de calidad a través de los métodos ASTM-D-1298 ASTM-D-3120, ASTM-D-1500, ASTM-D-286, ASTM-D-93, ASTM-D-976, UOP-384.
<b>No se alimenta los aditivos de neutralización e inhibidores a los domos de la torre de destilación atmosférica T-102.</b>	Posible corrosión de los domos de la torre de destilación atmosférica. Posible ataque a las estructuras de la torre debido a los ácidos de formados. Posible obstrucción de tuberías y etapas de equilibrio por polimerización de los componentes más ligeros y olefinas.	F2	C2	Colocar un analizador en línea para verificar la presencia de aditivos. Recubrimiento del domo de la torre con monel para evitar ataque de ácidos a la estructura de la torre. Implementación de un sistema de verificación de espesores y monitoreo de corrosión de la estructura de la torre.
<b>La presión de la torre de destilación de vacío T-103 aumenta.</b>	Posiblemente el residuo atmosférico alimentado no lograra separarse en los gasóleos. Posible compilación de alimentación de componentes como: Inhibidores, anticorrosivos y retardadores de flama. Disminución en la salida de los gasóleos ligeros de vacío y gasóleos pesados. Posible aumento de la temperatura de la torre. Posible formación de coque en la paredes de la torre	F4	C1	Implementación de un sistema de refrigeración con amoniaco, para los condensadores vacuometricos. Asegurar el buen funcionamiento de los eyectores.
<b>El diseño del condensador vacuometricos fue erróneo E-109/110/111/112.</b>	Posible disminución considerable de la presión interna de la torre. Posible afectación en la estabilidad de la torre de vacío. Disminución de la cantidad de alimentación de acumuladores de cabezas de	F2	C2	Revisiones de diseños de intercambiadores y demás equipos desde la fase de inicio del proyecto y de la ingeniería básica. Capacitación y adiestramiento a los integrantes del área de diseño de equipos con las nuevas

¿Qué pasa si?	Consecuencia	F	G	Recomendaciones
	vacío.			normas TEMA, ASME y normas de seguridad mexicana para evitar posibles fallos en diseño. Juntas constantes y revisiones periódicas de los ingenieros de proceso para tener los equipos en especificaciones.
<b>Existe fallo en alguno de los eyectores EY-100/101/102.</b>	Posible disminución considerable de la presión interna de la torre. Posible afectación en la estabilidad de la torre de vacío. Disminución de la cantidad de alimentación de acumuladores de cabezas de vacío.	F2	C2	Implementación de un sistema de refrigeración posterior al eyector para evitar los aumentos de presión en la torre.

Se presentan una jerarquización de los tipos de riesgos observados en el estudio, como lo muestra la tabla 68, los cuales representan las atenciones que se deben de tener en caso de estas situaciones propuestas, lo que nos refiere como resultado que las fugas y coquización para el caso de nuestra planta, resultan de vital atención, para evitar accidentes, así como pérdidas humanas y materiales, por descuido u omisión.

**Tabla 69: Lista jerarquizada de riesgos.**

Tipo de riesgo	Descripción de la desviación.
A	Existe un incendio en la cercanía de alguno de los desaladores
A	Se deja de alimentar vapor de sobrecalentado de alta presión a la salida del horno de fuego directo.
A	Existe alguna fuga de hidrogeno en la alimentación al reactor R-101
B	Obstrucción del haz de tubos del intercambiador (E-101).
B	Falla la bomba de alimentación de agua para desalado (P-101).

## Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación

### *combinada de crudos mexicanos*

<b>Tipo de riesgo</b>	<b>Descripción de la desviación.</b>
B	El diseño del intercambiador fue erróneo.
B	Se deja de alimentar vapor de media presión al quemador a fuego directo.
B	La presión de la torre de destilación de vacío T-103 aumenta.
C	Falla la bomba de alimentación de crudo (P-100) procedente del tanque de crudo
C	Existe una ruptura en la tubería de alimentación de crudo de la última zona de precalentamiento (E-104).
C	Falla la válvula de control de flujo de alimentación al desalador primario V-100.
C	No se alimenta los aditivos de neutralización e inhibidores a los domos de la torre de destilación atmosférica T-102
C	El diseño del condensador vacuométrico fue erróneo E-109/110/111/112.
C	Existe fallo en alguno de los eyectores EY-100/101/102.
C	Aumento repentino y mantenido de la presión en la torre de destilación de crackeados T-101
D	Fallo de motor eléctrico de air coolers AE-101 A/B
D	En la torre de destilación primaria T-102, la cama de alto contacto cae de sus soportes.

CAPÍTULO VII

*Retos y actualizaciones en el procesamiento de crudos pesados.*

**E**n la actualidad los retos, en el procesamiento de crudos pesados, están a la orden del día, por tal motivo la propuesta que se presenta, como solución al procesamiento de crudos mexicanos, debe estar acompañada con los retos que implica el procesar este tipo de crudos. Antiguamente, resultaba relativamente fácil la extracción y procesamiento de crudos; conforme los grados API fueron bajando, dichos procesos requirieron de configuraciones, condiciones y diseños más robustos que permitieran la sustentable explotación. El procesamiento de hidrocarburos en México, tiene uno de los retos más grandes de su historia, el cual consiste en el empleo de crudos pesados y extrapesados, y no solo como material de exportación, sino como materia prima del procesamiento de hidrocarburos, algunos países como Venezuela y Canadá, han entendido el reto que la naturaleza nos propone y están aprovechando sus reservas de crudos extrapesados, por eso una vez que ya elegimos una propuesta que resuelve la problemática del primer proceso de refinación, es de vital importancia que en su interior albergue todas las actualizaciones que se requieren, para cumplir con los retos, que el procesado de crudos pesados requiere.

### **Retos del procesamiento de crudos pesados.**

Las refinерías en el mundo han comenzado con el procesamiento de crudos pesados y se pronostica que esta tendencia se mantenga por lo menos los próximos diez años. La mayor parte de los crudos pesados provienen de la franja del Orinoco, ya sean bitumes reformulados o crudos tipo Athabasca. Una de las formas más simples, para el procesado de crudos pesados, es mezclarlos con crudos ligeros, aunque esta solo es una solución, de muchas que se tienen en el campo del procesamiento de crudos pesados, por ese motivo esta sección muestra secciones específicas de oportunidad en donde se puede hacer más investigación y obtener mejores resultados, para que en cuatro o cinco años puedan ser aplicados.

Uno de los retos principales asociado al mezclado de crudos pesados, con fracciones ligeras o con crudos más ligeros, se presenta en la alimentación a la torre de vacío, ya que la alimentación resulta entre 6-8° API, debido a que los residuos de la torre atmosférica presentan esta característica. Esta dificultad y algunas otras que citamos en la tabla 69<sup>34</sup>, son los retos a solucionar.

---

<sup>34</sup> Steve White and Tony Barletta. *Refiners processing heavy crude can experience crude distillation problems*. Oil and gas journal, November 18<sup>th</sup> 2009.

**Tabla 70: Problemas comunes que se presentan en la destilación de crudos pesados.**

<b>Retos comunes en el procesamiento de crudos pesados</b>
Altas presiones de vapor del crudo
Pobre desalado y bajos rendimientos
Rápida corrosión de condensadores
Bajas producciones de diesel
Coquización en torre de vacío
Coquización en calentadores a fuego directo
Altas presiones en las torres de vacío
Alto contenido de metales en las corrientes de salida
Problemas generales de corrosión

Las mezclas de crudos con gravedades menores a 22° API, requieren de un eficiente precalentamiento para lograr un buen desalado, donde se deben formar dos fases bien definidas, un crudo bajo en sal y agua libre de crudo. Con la alimentación de crudos más pesados, las temperaturas de desalado se incrementan de 30 a 40 °F, el contenido de sal puede incrementarse dramáticamente si la temperatura es demasiado baja; como es de todos conocido, un buen proceso de desalado es crítico para los procesos posteriores, causando grandes cantidades de incrustaciones en los hornos y columnas.

Los altos contenidos de cloratos en el crudo, generan altas cantidades de ácido clorhídrico, generando problemas de desgaste y corrosión en las parte altas de las torres de destilación y sistemas de condensación.

Los crudos pesados tienen altas viscosidades, lo que hace que mantener o incrementar las cargas a los equipos, sea todo un reto. Las altas viscosidades ofrecen ciertas problemáticas, como por ejemplo: reducen las cabezas de bombeo, tiene una capacidad calorífica mayor, lo que dificulta los trenes precalentamientos y por ultimo incrementa los puntos de ebullición. Muchos de los crudos contienen gran cantidad de gasóleos de vacío, lo que hace que los residuos atmosféricos sean mayores, ocasionando que los diámetros de las torres de vacío se incrementen fuera de los límites. Los hornos que alimentan a las torres de vacío, tienen que incrementar sus temperaturas de salida.

Los crudos pesados contienen grandes cantidades de coque, asfáltenos y metales, lo que dificulta los procesos posteriores como hidrotratamiento, por ejemplo los contenidos de vanadio se elevan de 1ppm a 5-10 ppm. Los detalles mencionados anteriormente son retos que se tienen que tomar en cuenta si queremos procesar crudos pesados, como los Ku-Maloob-Zaap.



### **Actualizaciones en el procesamiento de crudos pesados.**

Para dar solución a gran parte de estas problemáticas, existen estrategias específicas que se deben seguir, aunque algunas de las soluciones ya están puestas en marcha, se tienen que hacer adecuaciones de las mismas para lograr el procesamiento de crudos pesados, por tal motivo se necesitan modificar o actualizar esas soluciones, por eso presentamos algunas “actualizaciones”, que se deben poner en marcha si se desea procesar crudos pesados mexicanos. La mayor parte de ellas busca solucionar los retos que se presentaron en la sección anterior o mejorar la operación o desempeño del proceso.

### **Actualización en el transporte de crudo.**

Existen algunas formas de mejorar el transporte de crudo a los centros de producción o dentro de ellos, uno en particular es la reformulación in situ del crudo en uno más ligero, por medios catalíticos, de tal manera que se forma un crudo sintético<sup>35</sup>, este método es ampliamente empleado en Canadá donde se producen 588 MBP de crudo sintético de exportación.

Otra manera de mejorar el transporte, es la dilución, para esta existen dos maneras dependiendo del diluyente y si se desea recircular el diluyente. Algunos proyectos en Canadá emplean gases condensados

---

<sup>35</sup> Charlos, J.C., Courdec, J.L. and Page, J.F. *Heavy oil processing, a synthesis of the ASVAHL results*. 3<sup>rd</sup> European community symposium on new technologies for the exploration and exploitation of oil and gas resources. 22-24th March, 1998.

(C<sub>5</sub> o pentano plus), el cual es producido en las refinerías o provienen de las partes ligeras de hidrocarburos más ligeros, para mezclarlos, pero la mezcla no debe superar el 24%, debido a que cantidades superiores de diluyente hacen que el proceso sea incosteable, por esa razón existen los procesos donde el diluyente es recirculado, empleándolo solo para la transportación de crudo y con una posterior separación para volver a emplear el diluyente.<sup>36</sup>

Una tercera forma de mejorar el transporte es dispersar el crudo pesado en agua, estabilizando la emulsión con surfactantes, logrando una reducción de la viscosidad. De acuerdo a las formaciones de emulsiones típicas, la composición debe de estar en 70% crudo pesado, 30% de una fase acuosa y 500-2000ppm de aditivos químicos. El resultado es una emulsión con una viscosidad de 50-200cP, rango aceptable para la operación de una tubería.<sup>37</sup>

### ***Actualización en el mezclado de crudo.***

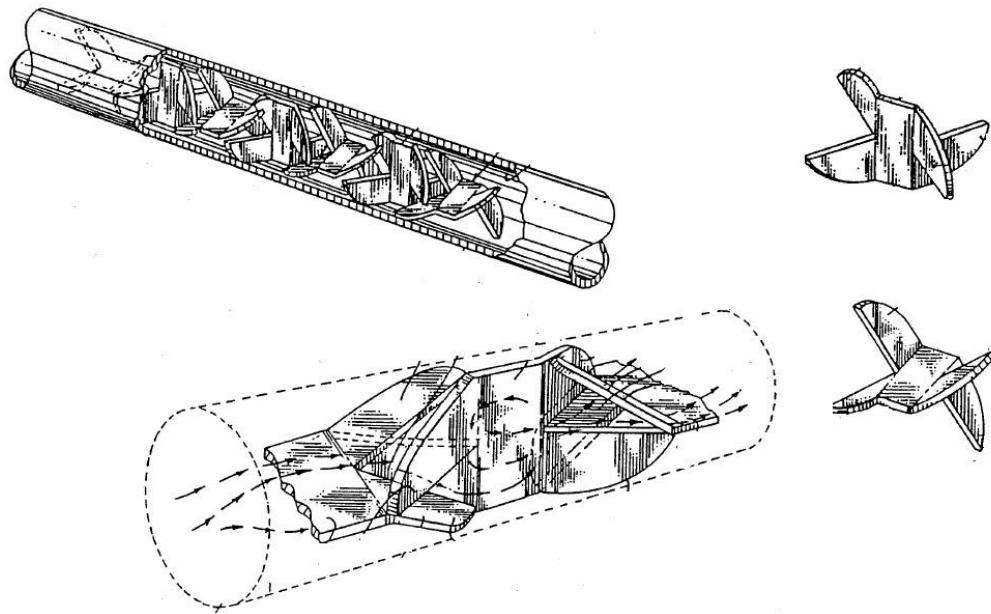
Esta actualización tiene por objeto, el proveer un proceso de formación de una estable emulsión crudo- agua, sin el empleo de mezcladores dinámicos o equipos adicionales. La manera de cumplir con esta idea es a través del empleo de mezcladores estáticos, ilustración 48. Este tipo de mezcladores, puede emplearse a cualquier hidrocarburo o al

---

<sup>36</sup> Guevara, E. Gonzalez, J. and Nuñez, G. *Highly viscous oil transportation methods in the Venezuela oil industry*. Proceedings of the 15<sup>th</sup> World Petroleum Congress, London 2005.

<sup>37</sup> A. Saniere, I. henaut and J.F. Argillier. *Pipeline transportation of heavy oils, a strategic, economic and technological challenge*. Oil and Gas Science and technology, Vol. 59, 2004.

crudo directamente, de tal manera que puede emplearse en crudos desde 5°API hasta 23°API, preferentemente de 6-15°API, para el crudo pesado Ku-Maloob-Zaap es un rango aceptable, con sus 12°API, los objetivos de este mezclador es lograr una emulsión para cualquier uso, pero particularmente, para facilitar el transporte de crudo, fracción de crudo o corte, a través de una tubería o cualquier equipo.<sup>38</sup>



**Ilustración 48: Mezcladores estáticos para crudos pesados.**

### **Actualización en el desalado.**

El crudo generalmente se encuentra asociado con agua salada y gas. El gas y el crudo ocupan la parte superior del yacimiento y debajo se encuentran volúmenes considerables de agua, comúnmente salada, la cual se extiende a lo largo de las rocas inferiores del yacimiento. La

---

<sup>38</sup> Gregoli, Rimmer, Broken, Hamshar and Owasso *Process for preparing a water continuous emulsion from heavy crude*. United States Patent, #5,283,001, Feb 2005.

mezcla de crudo y agua es ocasionada por el alto nivel de turbulencia que se presentan en las tuberías de extracción, formando una emulsión de pequeñas gotas de agua en el crudo.

#### Demulsificado

Normalmente para el desalado de crudo se emplean, cantidades bajas de agua fresca o con baja salinidad (5% v/v). Cuando es el caso, se requiere lograr un buen contacto entre las burbujas de agua salinas y las no salinas, que se forman en la emulsión, por tal motivo se adiciona un demulsificante, aunque muy recurrentemente se producen gotas de bajos tamaños y muy estables, tiene este problema mucha mayor intensidad en crudos más pesados. Sin embargo la emulsión puede desestabilizarse y obtener una reducción considerable del contenido de sal hasta 2 ptbs. De acuerdo a la actualización se presentan los siguientes pasos de procesos para crudos pesados:<sup>39</sup> mezclar 70-98%, preferentemente de 80-95%, en volumen de crudo, con un rango de viscosidad de 200-250000, preferentemente 2000-250000 mPa s, con 30-2%, preferentemente 20-5%, en volumen de una solución de nonil fenol etoxilato contenido en diez unidades de óxido de etileno por cada molécula de etoxilato, posteriormente mezclarla y se formaran gotas de 9 y 7 micrómetros.

---

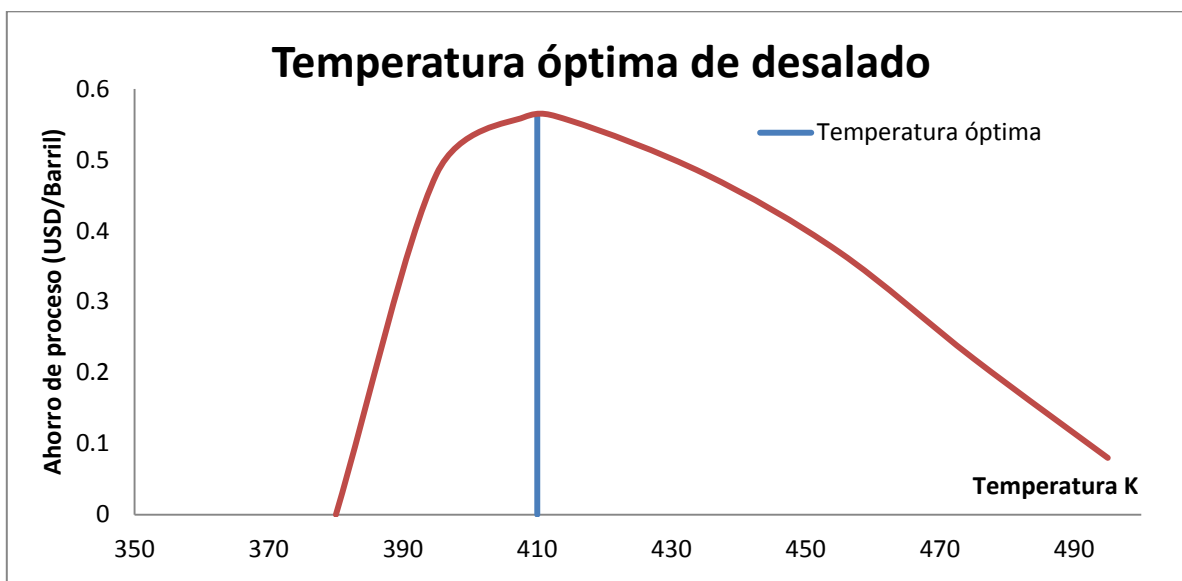
<sup>39</sup> Briceño M., Chirinous M., Taylor A. and Taylor S. *Method of desalting crude oil*. United States Patent, 4,895,641, Jan 23<sup>th</sup> 1990.

### Temperatura óptima.

La viscosidad y densidad de los líquidos decrece con la temperatura, en la viscosidad este efecto es más notorio, ya que guarda una relación exponencial, lo que significa que incrementando la temperatura de operación se pueden procesar mayor cantidad de barriles de crudo, en el mismo tiempo. Esto sugiere que las altas temperaturas son mucho más convenientes, pero la conductividad del crudo se incrementa con la temperatura, requiriéndose mayor energía y altas temperaturas de desalado, logra incrementar los costos de calentamiento. Para nuestro crudo pesado se emplea un análisis de costo beneficio, entre la dependencia de las temperaturas y el costo resultante, con la temperatura de desalado<sup>40</sup>. Evaluando las condiciones se obtiene que el valor de temperatura recomendado es: 408.15 K o 135°C, gráfico 27, bajo la técnica de elevar más la temperatura antes del desalado y cuando el crudo sea mezclado con el agua de desalado, esta llegue a 137°C, lo que produce buenos resultados sin adicionar equipo extra al proceso.

---

<sup>40</sup> Fetter E., Rivero E. and Gárfias F. *Optimum temperature in the electrostatic desalting*. Journal Mex. Chem. Soc. 2005.



**Gráfico 27: Determinación de la temperatura óptima de desalado.**

### *Actualizaciones en los materiales de construcción y prevención de corrosión.*

La corrosión en una planta de destilación combinada de crudo es un problema muy común, los ácidos y las sales, presentes en los domos de las torres son un ejemplo claro de compuestos causantes de corrosión. Una forma de aminorar este problema, es adicionando inhibidores de corrosión o neutralizadores, esencialmente cuando se están empleando crudos más pesados con mayor contenido de sales y ácidos. La necesidad de inhibidores de corrosión en las torres de destilación, es vital, principalmente cuando se emplean crudos más pesados, para evitar lo que se aprecia en la ilustración 49. Los principales agentes causante de la corrosión en los domos es el ácido clorhídrico, el sulfuro de hidrogeno, los ácidos orgánicos, oxácidos de azufre y el dióxido de

carbono. La actualización para crudos mexicanos pesados<sup>41</sup>, es el nulo empleo de inhibidores de aminas, los cuales son altamente inefectivos para estas aplicaciones. La ineficiencia radica en su inestabilidad térmica y su ataque a compuestos con azufre, lo que los inhibidores tradicionales necesitarían para ser efectivos. La propuesta es el empleo de inhibidores fosforosos y no fosforosos, como la sosa, los cuales resultan más efectivos en crudos de bajos grados API.



**Ilustración 49: Corrosión en torres de destilación atmosférica, debido a ausencia de inhibidores de corrosión.**

Los tratamientos cáusticos han tenido un largo proceso de evolución, ya sea por la forma de aplicación o por la versatilidad para emplear otros tratamientos químicos. Para crudos con altas viscosidades, la posición de alimentación de los tratamientos es el centro del fluido, como lo muestra la ilustración 50, en esta posición la velocidad del fluido es la más alta, de tal manera que al inyectar en este punto, se

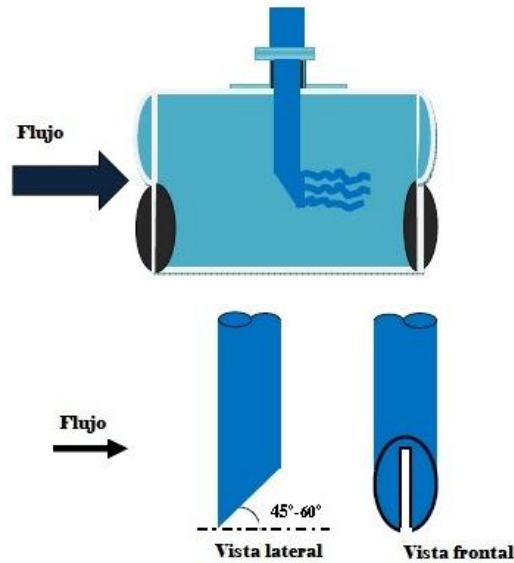
---

<sup>41</sup> H.M. Shalaby. *Refining of Kuwait's heavy crude oil: Material Challenges*. Workshop on Corrosion and Protection of metals, Kuwait Institute of scientific research. December 2010





*Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación  
combinada de crudos mexicanos*



**Ilustración 51: Configuración de alimentación de tratamientos químicos.**

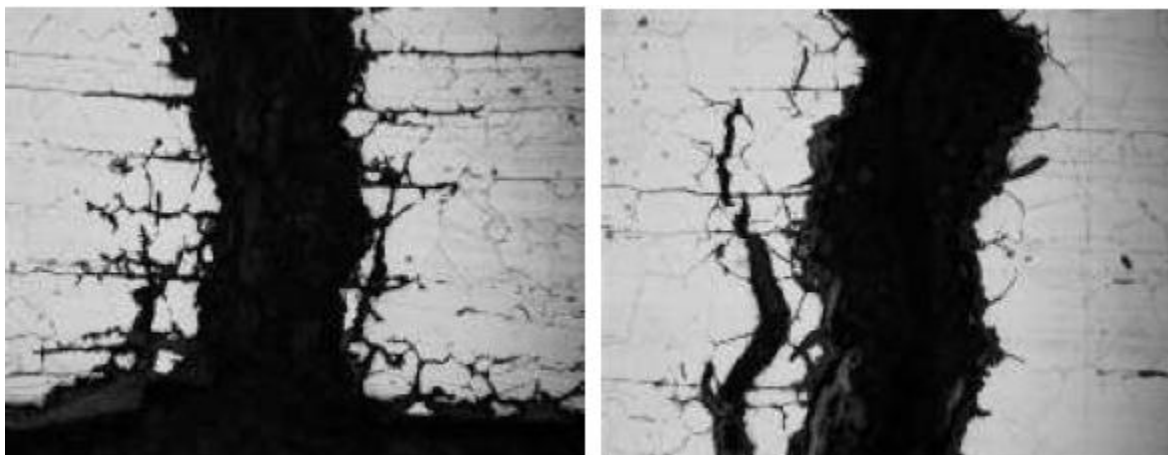
Una problemática que presentan los crudos pesados, es que incluso con temperaturas de 345°C, en tuberías de 321 SS, para hornos, se presentan depósitos negros de crudo o coque, pero estos solo son posibles de observar con inspección visual, ya que no causan caídas de presión, como es mostrado en la ilustración 52.



**Ilustración 52: Incrustaciones y fractura en tubos de hornos a fuego directo.**

Se llegaría a pensar que no pueden afectar pero al hacer un radiografiado de la tubería, revela la presencia de fracturas (ilustración

53), que debilitan la integridad física de la tubería y estas al ser sometidas a presión pueden llegar a colapsar.



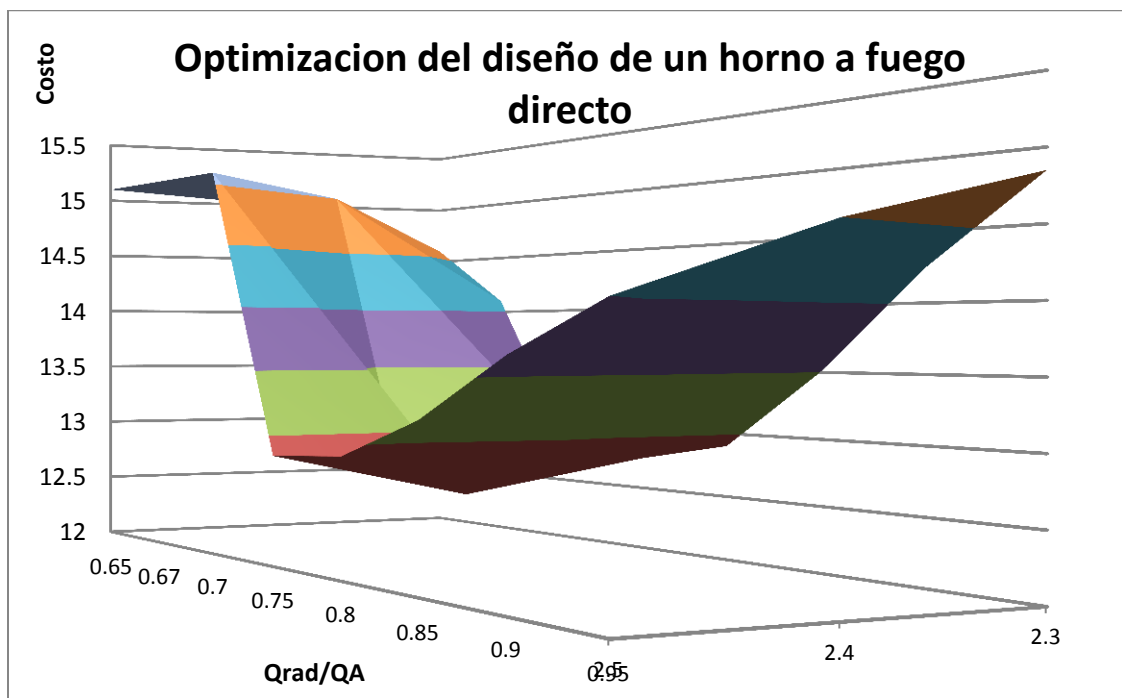
**Ilustración 53: Fracturas en tubería de hornos a fuego directos por corrosión química**

La actualización propuesta, es poner especial detalle en la inspección visual de la integridad de tuberías, ya que la investigación presenta la reacción de compuestos de azufre con fierro, encontrados en un análisis EDS, la explicación de este fenómeno obedece, a la reacción de sulfatación a lo largo de la tubería, cubriendo la de una película no uniforme de depósito y ocasionando el desgaste y fracturado del tubo, la densidad del depósito es tan alta que logra sustituir gran cantidad de material del tubo haciendo más frágil.

#### ***Actualización en el diseño de hornos de fuego directo.***

Las unidades de destilación de crudo atmosférica, son comúnmente las que elevan el costo marginal de una planta de destilación combinada y parte importante de este costo provienen de los hornos a fuego directo. La propuesta que se presenta en este trabajo como actualización es el

empleo de hornos cilíndricos verticales<sup>42</sup>. Pero bajo un diseño preliminar se busca la optimización del mismo, considerando las altas viscosidades de los crudo a alimentar, la relación geométrica entre el diámetro y el largo (L/D) de los tubos, la densidad de flujo de calor proveniente de la combustión del gas y la relación de absorción de calor del fluido. Fundamentalmente el análisis busca minimizar el costo de inversión y consumo de gas ( $C_T$ ), bajo las adecuadas condiciones de (L/D) y la relación de absorción de calor del fluido ( $Q_{rad}/Q_A$ ). Los resultados de la función objetivo son mostrados en el gráfico 28.



**Gráfico 28: Determinación del diseño óptimo, por medio del mínimo global de la función de costo.**

<sup>42</sup> Zdeněk Jegla. *Design of a radiant chamber and preliminary optimization of a process tubular furnace*. Institute of process and environment engineering, Brno University of technology, Czech Republic.

*Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación  
combinada de crudos mexicanos*




Se demostró que el diseño óptimo se obtiene con un relación  $L/D= 2.4$  y con una relación de absorción de calor  $Q_{rad}/Q_A$ , con un valor de 0.737. Obteniéndose el diseño óptimo del horno de fuego directo como lo muestra la tabla 70.




**Tabla 71: Diseño óptimo de la zona de radiación, de un horno de fuego directo para crudos Ku-Maloob-Zaap|1**


$Q_{rad}/Q_A$	$m_{fuel}(kg/s)$	$n(\%)$	$L(m)$	$D_{Tc}(m)$	$Hs(m)$	$C_T$
0.737	0.161	78.2	7.1	2.99	19	12.498


CAPÍTULO VIII


*Ideas finales.*

-  La época del “petróleo fácil” ha concluido, actualmente la extracción y procesamiento de crudo, requiere de mayores retos y estrategias, para continuar extrayendo altos valores agregados de él.
  
-  La situación actual y pronósticos futuros en demanda nacional de hidrocarburos, requiere la puesta en marcha de proyectos estratégicos para poder subsanar esa demanda.
  
-  La capacidad del sistema nacional de refinación, debe ser aumentada, aun tomando en cuenta las reconfiguraciones por terminar y las proyectadas, así como la construcción de la nueva refinería. La expansión debe contener en su configuración el aprovechamiento de crudos de bajos grados API's, lo que ayudará a mantener la balanza comercial de hidrocarburos y disminuir la dependencia de importaciones de los mismos. La urgencia es muy clara, ya que el equivalente del costo de las importaciones anuales (12mil millones de dólares), equipara la inversión para una refinería.

-  La explotación actual de los campos petrolíferos, marcan muy palpablemente el rumbo que debe seguir el procesamiento de hidrocarburos, y no es más que empezar a alimentar a nuestras refinerías crudos como los Ku-Maloob-Zaap y Mayas.
  
-  La evaluación de rendimientos en una planta de destilación combinada tradicional, para los principales crudos mexicanos, nos arrojó resultados favorables, sobre la existencia de una gran oportunidad de alimentar crudos mayas, a este tipo de plantas, con excelentes resultados dejando más de 3.3 MMUSD/año de ganancias.
  
-  Con el aprovechamiento de crudos más pesados como el maya, la configuración de la destilación combinada se debe modificar, por tal motivo un análisis de tecnologías entre: Technip, Foster Wheeler, Shell e IMP, arrojo que el futuro de la destilación, se encuentra en la inserción de un proceso de destrucción catalítica de las fracciones pesadas, resultando que la mejor tecnología que existe en el mercado para destilación combinada de crudo maya es la propuesta por Shell Global Solutions.

 Cada nación y tipo de crudo es diferente, por tal motivo no se pueden encontrar soluciones genéricas para problemas específicos. El planteamiento de una propuesta para un nuevo esquema de destilación combinada, bajo la experiencia de Shell, nos lleva a plantear cuatro posibles soluciones particulares a la situación mexicana (Maya 1, Maya 2, Ku-1 y Ku-2) y al procesamiento de crudos Ku-Maloob-Zaap, que a consideración propia, resulta ser el futuro en el procesamiento de crudos en México. Resultando la configuración más viable la propuesta denominada Ku-2, por ser una mezcla con un crudo más ligero, aprovechar solo la destrucción de residuos atmosféricos y el empleo de menor cantidad de equipo.

 El presente trabajo busca ser la punta de lanza de un gran número de investigaciones y aplicaciones, hasta lograr la victoria siempre, por eso en el procesamiento de crudos mexicanos, hay algunas actualizaciones que ya están en marcha, pero aún nos queda mucho por hacer, para encontrar una excelente “planta de destilación combinada de crudos mexicanos”.

 La predicción del futuro no es una ciencia oculta, es algo que podemos aprender a calcular, por eso hay que afrontar los retos estratégicamente a largo plazo.

**BIBLIOGRAFÍA.**

I. Heather Wansbrough y Tony Mullinger.

*Refining crude oil.*

Energy and refining crude oil, Vol. 24, cap.8 (2004).

II. Petróleos Mexicanos

*Glosario de términos usados en la industria petrolera.*

III. C. Smith and P. Harriott.

Introduction to petroleum refinery operation.

Cap. 1, 2000.

IV. Secretaria de Energía.

*Perspectivas de petrolíferos (2002-2012).*

Información estadística de la Secretaria de Energía (2008)

V. Ing. Rafael Beverido Lomelin

*La industria de la refinación e industria petroquímica. Situación actual y perspectivas.*

II congreso nacional del desarrollo de la industria química, petroquímica y refinación. (2005).



VI. Ing. Alejandro Villalobos Hiriart

*Plantas de destilación de petróleo crudo.*

Módulo IV capacitación PEMEX refinación, Tula Hidalgo (2005).

VII. Petróleos Mexicanos

*Estudio de viabilidad para construir una nueva refinería en México.*

30 de junio 2008.

VIII. Secretaria de Energía

*Las reservas de hidrocarburos de México.*

1 de enero de 2009.

IX. Crude Oil futures: A crystal Ball?

*Bank of Canada.*

Primavera 2010.

X. Petróleos Mexicanos

*Índices operativos y financieros.*

Marzo 2011.

XI. Instituto Mexicano del Petróleo.

*Prospectiva de petrolíferos, 2007-2016.*

Mayo 2007.

XII. Dirección corporativa de PEMEX Refinación.

*Gerencia de precios y estimados comerciales.*

Diciembre 2008.

XIII. Sistema de información energética.

*Producción de crudo por activos integrales.*

Petróleos Mexicanos, febrero 2011.

XIV. UK Environment Agency

The class of refinery.

UK 1999.

XV. David Nakamura

*Modern refinery: Crude distillation.*

Oil and Gas Journal, report of National Petrochemical & Refiners Association (NPRA), 2009.

XVI. Colorado Schools of mines

Crude distillation.

Aiche CD-Room, 2000.

XVII. V.C. Malshe and Meenal A. Sikshi.

Petroleum Refining Processes.

Refining Technology, Chemical Business, September 2009.

XVIII. Manríquez, Moreno, Tenorio y Herrera.

*Four Mexican crude assays update.*

Oil & Gas Journal. Volumen 98, issue 20, 15 de mayo 2000.

XIX. Petróleos Mexicanos.

*Anuario estadístico.*

México 2010.

XX. Instituto Mexicano de Ingenieros Químicos.

*Retos y propuestas para el desarrollo industrial en México.*

Declaratoria IMIQ-2006

XXI. Hydrocarbon Procesing

*Crude distillation, Foster Wheeler.*

2008 Refining Proceses Handbook

XXII. Instituto Mexicano del Petróleo.

*Descripción de plantas combinadas 100% maya.*

Análisis de riesgo marzo 2007.

XXIII. Hydrocarbon Procesing

*Crude distillation, Technip.*

2008 Refining Proceses Handbook

XXIV. Hydrocarbon Procesing

*Crude distillation, Shell Global Solution.*

2008 Refining Proceses Handbook

XXV. Instituto Mexicano del Petróleo.

*Evaluación de tecnologías para plantas recuperadoras de azufre.*

Febrero de 2008.

XXVI. Enrique Aguilar.

*Evaluación de tecnologías en la industria de refinación del petróleo.*

Instituto Mexicano del Petróleo, 1998.

XXVII. Foster Wheeler.

*Annual report.*

Foster Wheeler AG. 2010.

XXVIII. Technip, engineering and technology.

*Oil refinig.*

Technip, 2010.

XXIX. Energy Information Administration.

*Annual refinery Report.*

Refinery capacity 2010.

XXX. Dirección corporativa de finanzas, subdirección de planeación económica y gerencia de precios, Petróleos Mexicanos.

*Precios interorganismos.*

Informe trimestral. Enero- Marzo 2011.

XXXI. Shukaya Masanori.

*Energía y exergia.*

Capítulo 6, Abril 2009.

XXXII. Comité de normalización de Petróleos Mexicanos y organismos subsidiarios.

*Espaciamientos mínimos y criterios para la distribución de instalaciones industriales en centro de trabajo de petróleos mexicanos y organismos subsidiarios. Norma NRF-10-PEMEX-2004.*

19 de junio de 2004

XXXIII. Comité de normalización de Petróleos Mexicanos y organismos subsidiarios

*Estudios de riesgo. Norma NRF-18-PEMEX-2007.*

5 de enero de 2008.

XXXIV. Steve White and Tony Barletta.

*Refiners processing heavy crude can experience crude distillation problems.*

Oil and gas journal, November 18<sup>th</sup> 2009.

XXXV. Charlos, J.C., Courdec, J.L. and Page, J.F.

*Heavy oil processing, a synthesis of the ASVAHL results.*

3<sup>rd</sup> European community symposium on new technologies for the exploration and exploitation of oil and gas resources. 22-24th March, 1998.

XXXVI. Guevara, E. Gonzalez, J. and Nuñez, G.

*Highly viscous oil transportation methods in the Venezuela oil industry.*

Proceedings of the 15<sup>th</sup> World Petroleum Congress, London 2005.

XXXVII. A. Saniere, I. henaut and J.F. Argillier.

*Pipeline transportation of heavy oils, a strategic, economic and technological challenge.*

Oil and Gas Science and technology, Vol. 59, 2004.

XXXVIII. Gregoli, Rimmer, Broken, Hamshar and Owasso

*Process for preparing a water continuous emulsion from heavy crude.*

United States Patent, #5,283,001, Feb 2005.

XXXIX. Briceño M., Chirinous M., Taylor A. and Taylor S.

*Method of desalting crude oil.*

United States Patent, 4,895,641, Jan 23<sup>th</sup> 2007.

XL. Fetter E., Rivero E. and Garfias F.

*Optimum temperature in the electrostatic desalting.*

Journal Mex. Chem. Soc. 2005.

XLI. H.M. Shalaby.

*Refining of Kuwait's heavy crude oil: Material Challenges*

Workshop on Corrosion and Protection of metals, Kuwait Institute of scientific research. December 2010.

XLII. Zdeněk Jegla.

*Design of a radiant chamber and preliminary optimization of a process tubular furnace.*

Institute of process and environment engineering, Brno University of technology, Czech Republic.



# Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación

## combinada de crudos mexicanos

### ANEXOS.

#### *Anexo A. Índice de tablas.*

<b>Tabla 1: Descripción de los productos de una refinería por sus características, tipo y uso</b>	14
<b>Tabla 2: Aumento de la capacidad de refinación en el continente americano en los últimos años.</b>	34
<b>Tabla 3: Datos de producción de crudo por región y tipo, en MBD.</b>	45
<b>Tabla 4: Producción de crudos por activos integrales (MBD)</b>	47
<b>Tabla 5: Datos de diseño para la planta de destilación atmosférica y de despunte empleando crudo olmeca.</b>	63
<b>Tabla 6: Resultados de destilados para crudo olmeca en barriles por día.</b>	64
<b>Tabla 7: Datos de diseño para la planta de destilación atmosférica y de despunte empleando crudo olmeca.</b>	65
<b>Tabla 8 Resultados de destilados para crudo marina ligero en barriles por día</b>	66
<b>Tabla 9: Datos de diseño para la planta de destilación atmosférica y de despunte empleando crudo istmo.</b>	67
<b>Tabla 10: Resultados de destilados para crudo istmo en barriles por día.</b>	68
<b>Tabla 11: Datos de diseño para la planta de destilación atmosférica y de despunte empleando crudo maya.</b>	69
<b>Tabla 12: Resultados de destilados para crudo maya en barriles por día</b>	70
<b>Tabla 13: Comparación de crudos, por porción de petrolíferos en MBD.</b>	70
<b>Tabla 14: Consumo energético para cada tipo de crudo, en miles de BTU por barril.</b>	73
<b>Tabla 15: Inversiones para una planta de destilación por tipo de crudo.</b>	75
<b>Tabla 16: Balance de costos e ingresos anuales por tipo de crudo evaluado.</b>	76
<b>Tabla 17: Listado de subatributos y características de evaluación, para el atributo crítico técnico.</b>	82
<b>Tabla 18: Listado de subatributos y características de evaluación, para el atributo crítico económico.</b>	84
<b>Tabla 19: Listado de subatributos y características de evaluación, para el atributo crítico de rendimiento.</b>	85
<b>Tabla 20: Listado de subatributos y características de evaluación, para el atributo crítico energético.</b>	86

## Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación

### combinada de crudos mexicanos

<b>Tabla 21: Efluentes al medio ambiente de la tecnología de Foster Wheeler.</b>	91
<b>Tabla 22: Desglose del monto de inversión.</b>	92
<b>Tabla 23: Rendimientos de productos para la tecnología Foster Wheeler.</b>	93
<b>Tabla 24: Índices energéticos y Eficiencia exérgica por proceso y operación, tecnología Foster Wheeler</b>	94
<b>Tabla 25: Efluentes al medio ambiente de la tecnología IMP.</b>	98
<b>Tabla 26: Desglose del monto de inversión.</b>	99
<b>Tabla 27: Rendimientos de productos para la tecnología IMP.</b>	100
<b>Tabla 28: Eficiencia exérgica por proceso y operación, tecnología IMP.</b>	100
<b>Tabla 29: Efluentes al medio ambiente de la tecnología Technip</b>	105
<b>Tabla 30: Desglose del monto de inversión.</b>	105
<b>Tabla 31: Rendimientos de productos para la tecnología Technip</b>	106
<b>Tabla 32: Eficiencia exérgica por proceso y operación, tecnología Technip.</b>	107
<b>Tabla 33: Efluentes al medio ambiente de la tecnología Shell.</b>	113
<b>Tabla 34: Desglose del monto de inversión.</b>	114
<b>Tabla 35: Rendimientos de productos para la tecnología Shell.</b>	114
<b>Tabla 36: Rendimientos de productos secundarios, tecnología Shell</b>	115
<b>Tabla 37: Eficiencia exérgica por proceso y operación, tecnología Shell.</b>	116
<b>Tabla 38: Calificaciones ponderadas de características y subatributos para la parte técnica de la evaluación.</b>	118
<b>Tabla 39: Calificaciones ponderadas de características y subatributos para la parte económica de la evaluación.</b>	120
<b>Tabla 40: Calificaciones ponderadas de características y subatributos para la parte de rendimientos de la evaluación.</b>	122
<b>Tabla 41: Calificaciones ponderadas de características y subatributos para la parte energética de la evaluación.</b>	123
<b>Tabla 42: Resultados finales de la evaluación tecnológica.</b>	125
<b>Tabla 43: Efluentes al medio ambiente, propuesta maya 1</b>	132
<b>Tabla 44: Desglose del monto de inversión</b>	133
<b>Tabla 45: Rendimientos de productos para la propuesta maya-1.</b>	134
<b>Tabla 46: Eficiencia exérgica por proceso y operación, propuesta maya 1</b>	135
<b>Tabla 47: Efluentes al medio ambiente, propuesta maya 2</b>	141
<b>Tabla 48: Desglose del monto de inversión.</b>	141

## Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación

### combinada de crudos mexicanos

<b>Tabla 49: Rendimientos de productos para la propuesta maya-2.</b>	142
<b>Tabla 50: Eficiencia exérgica por proceso y operación, propuesta maya 2</b>	143
<b>Tabla 51: Efluentes al medio ambiente, propuesta Ku-1</b>	148
<b>Tabla 52: Desglose del monto de inversión.</b>	149
<b>Tabla 53: Rendimientos de productos para la propuesta ku-1.</b>	150
<b>Tabla 54: Eficiencia exérgica por proceso y operación, propuesta ku-1.</b>	151
<b>Tabla 55: Efluentes al medio ambiente, propuesta Ku-2</b>	156
<b>Tabla 56: Desglose del monto de inversión.</b>	157
<b>Tabla 57: Rendimientos de productos para la propuesta ku-2.</b>	158
<b>Tabla 58: Eficiencia exérgica por proceso y operación, propuesta Ku-2</b>	159
<b>Tabla 59: Calificaciones ponderadas de características y subatributos para la parte técnica de la evaluación.</b>	161
<b>Tabla 60: Calificaciones ponderadas de características y subatributos para la parte económica de la evaluación.</b>	163
<b>Tabla 61: Calificaciones ponderadas de características y subatributos para la parte de rendimientos de la evaluación.</b>	165
<b>Tabla 62: Calificaciones ponderadas de características y subatributos para la parte energética de la evaluación.</b>	166
<b>Tabla 63: Resultados finales de la evaluación de propuestas de destilación de crudos mexicanos.</b>	168
<b>Tabla 64: Caracterización de la carga al reactor.</b>	179
<b>Tabla 65: Propiedades de los productos del reactor de hidrocracking</b>	181
<b>Tabla 66: Coordenadas de localización de equipos.</b>	190
<b>Tabla 67: Matriz de riesgos.</b>	196
<b>Tabla 68: Análisis de riesgo ¿Qué pasa si?, para la propuesta Ku-2.</b>	196
<b>Tabla 69: Lista jerarquizada de riesgos.</b>	202
<b>Tabla 70: Problemas comunes que se presentan en la destilación de crudos pesados.</b>	206
<b>Tabla 71: Diseño óptimo de la zona de radiación, de un horno de fuego directo para crudos Ku-Maloob-Zaap 1</b>	219

*Anexo B. Índice de ilustraciones.*

<b>Ilustración 1: Cortes de crudo en función de su temperatura.</b>	12
<b>Ilustración 2: Comparación de tipo de refinerías propuestas para la refinería bicentenario.</b>	27
<b>Ilustración 3: Descripción esquemática de una refinería Hydroskimming</b>	48
<b>Ilustración 4: Descripción esquemática de una refinería Catalytic cracking</b>	50
<b>Ilustración 5: Descripción esquemática de una refinería Full conversión</b>	51
<b>Ilustración 6: Criterios de desarrollo del sistema nacional de refinación.</b>	78
<b>Ilustración 7: Esquema generalizado de atributos de la evaluación.</b>	81
<b>Ilustración 8: Primera sección de precalentamiento de crudo, tecnología Foster Wheeler.</b>	89
<b>Ilustración 9: sección de desalado y segunda sección de precalentamiento de crudo, tecnología Foster Wheeler.</b>	89
<b>Ilustración 10. Sección de destilación atmosférica y de vacío, tecnología Foster Wheeler.</b>	90
<b>Ilustración 11: Primera sección de precalentamiento y desalado, tecnología imp.</b>	96
<b>Ilustración 12: Segunda sección de precalentamiento, tecnología IMP.</b>	96
<b>Ilustración 13: Sección de destilación atmosférica y de vacío, tecnología imp.</b>	97
<b>Ilustración 14: Primera sección de precalentamiento y desalado, tecnología Technip.</b>	102
<b>Ilustración 15: Segunda sección de precalentamiento y sección de separación de ligeros, tecnología Technip.</b>	103
<b>Ilustración 16: Sección de recuperación de naftas, destilación atmosférica y de vacío, tecnología Technip.</b>	103
<b>Ilustración 17: Sección de estabilización y separación de naftas, tecnología Technip.</b>	104
<b>Ilustración 18: Primera sección de precalentamiento y desalado, tecnología Shell.</b>	109
<b>Ilustración 19: Sección de despunte y separación de efluente de reacción de hidrocracking, tecnología Shell.</b>	110
<b>Ilustración 20: Reactor de hidrocracking catalítico en presencia de hidrogeno, tecnología Shell.</b>	110
<b>Ilustración 21: Destilación atmosférica y de vacío, tecnología Shell.</b>	111
<b>Ilustración 22: Sección de estabilización y separación de gasolinas, tecnología Shell.</b>	112
<b>Ilustración 23: Sección de primer precalentamiento de crudo y sección de desalado, para la propuesta Maya 1.</b>	129

## Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación

### combinada de crudos mexicanos

<b>Ilustración 24: Segunda sección de precalentamiento, reactor de crackeo catalítico de crudo y torre de separación de producto crackeado, para la propuesta maya 1.</b>	130
<b>Ilustración 25: Sección de destilación atmosférica y de vacío, para la propuesta maya 1.</b>	131
<b>Ilustración 26: Sección de primer precalentamiento de crudo y desalado, para la propuesta maya 2.</b>	137
<b>Ilustración 27: Segunda Sección de precalentamiento y destilación atmosférica, para la propuesta maya 2.</b>	138
<b>Ilustración 28: Reactor de cracking catalítico, torre separadora de producto crackeado y destilación de vacío, para la propuesta maya 2</b>	139
<b>Ilustración 29: Sección de separación de naftas, para la propuesta maya 2.</b>	140
<b>Ilustración 30: Primera sección de precalentamiento y zona de desalado de crudo para la propuesta ku-1.</b>	145
<b>Ilustración 31: Destilación atmosférica y zona de estabilización de naftas, para la propuesta ku-1.</b>	146
<b>Ilustración 32: Reactor de crackeo catalítico, torre de separación de producto crackeado y destilación de vacío, para la propuesta ku-1.</b>	147
<b>Ilustración 33: Primera sección de precalentamiento de crudo y sección de desalado, para la tecnología ku-2.</b>	154
<b>Ilustración 34: Segunda sección de precalentamiento, destilación atmosférica, torre de separación de producto crackeado y destilación de vacío, para la propuesta ku-2.</b>	155
<b>Ilustración 35: Sección de bombeo y primer intercambio de calor.</b>	176
<b>Ilustración 36: Sección de precalentamiento y desalado.</b>	177
<b>Ilustración 37: Columna de destilación atmosférica.</b>	179
<b>Ilustración 38: Reactor de hidrocracking y torre de separación de crackeados.</b>	181
<b>Ilustración 39: Columna de destilación de vacío.</b>	183
<b>Ilustración 40: Representación del diseño mecánico los intercambiadores de calor tipo TEMA clase R @Compress.</b>	184
<b>Ilustración 41: Representación del diseño mecánico del reactor de cracking. @Compress</b>	184
<b>Ilustración 42: Representación del diseño mecánico de la columna de destilación al vacío. @Compress</b>	185

## Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación

### *combinada de crudos mexicanos*

<b>Ilustración 43: Representación del diseño mecánico de la columna de destilación atmosférica. @Compress.</b>	186
<b>Ilustración 44: Diagrama de flujo de proceso del sistema de refrigeración para condensadores vacuometricos.</b>	188
<b>Ilustración 45: Diagrama de localización general de equipo.</b>	189
<b>Ilustración 46: Fotografía satelital del puerto de Dos Bocas, Tabasco.</b>	192
<b>Ilustración 47: Ubicación terreno-espacial del proyecto Ku-2, en Dos Bocas Tabasco.</b>	193
<b>Ilustración 48: Mezcladores estáticos para crudos pesados.</b>	210
<b>Ilustración 49: Corrosión en torres de destilación atmosférica, debido a ausencia de inhibidores de corrosión.</b>	214
<b>Ilustración 50: Diagrama de alimentación de inhibidores</b>	215
<b>Ilustración 51: Configuración de alimentación de tratamientos químicos.</b>	216
<b>Ilustración 52: Incrustaciones y fractura en tubos de hornos a fuego directo.</b>	216
<b>Ilustración 53: Fracturas en tubería de hornos a fuego directos por corrosión química</b>	217

*Anexo G: Índice de gráficos.*

<b>Gráfico 1: Tendencia nacional del tipo de procesado de crudos.</b>	25
<b>Gráfico 2: Distribución del procesamiento del tipo de crudos por refinería.</b>	25
<b>Gráfico 3: Proyección de la Producción de crudos de los principales activos.</b>	26
<b>Gráfico 4: Oferta de petróleo estimada por región del mundo en millones de barriles diarios.</b>	31
<b>Gráfico 5: Situación actual y perspectivas internacionales</b>	32
<b>Gráfico 6: Balanza comercial de México, para el periodo 2002-2009.</b>	37
<b>Gráfico 7: Demanda esperada de hidrocarburos a mediano plazo. *incluye asfalto, coque, lubricantes y parafinas.</b>	40
<b>Gráfico 8: Porcentaje de demanda interna de hidrocarburos por especie de destilado intermedio.</b>	44
<b>Gráfico 9: Curva de puntos de destilación para crudo olmeca</b>	58
<b>Gráfico 10: Curva de puntos de destilación para crudo marina ligero.</b>	59
<b>Gráfico 11: Curva de puntos de destilación para crudo istmo.</b>	60
<b>Gráfico 12: Curva de puntos de destilación para crudo maya.</b>	61
<b>Gráfico 13: Comparativo de curvas de destilación para crudos maya y marina ligero.</b>	62
<b>Gráfico 14: Comparación de producción de destilados, por tipo de crudo.</b>	72
<b>Gráfico 15: Rendimientos por tipo de crudo, en barriles de producto por barril de crudo alimentado.</b>	73
<b>Gráfico 16: Balance de ingresos y costos por tipo de crudo, en millones de dólares por año.</b>	77
<b>Gráfico 17: Resultados comparativos de cada atributo crítico, para cada tecnología.</b>	124
<b>Gráfico 18: Análisis de fortalezas de cada tecnología, para cada atributo crítico.</b>	125
<b>Gráfico 19: Decisión final de evaluación de las tecnologías de destilación combinada de Crudo maya.</b>	126
<b>Gráfico 20: Resultados comparativos de cada atributo crítico, para cada propuesta.</b>	167
<b>Gráfico 21: Análisis de fortalezas de cada propuesta, para cada atributo crítico</b>	168
<b>Gráfico 22: Decisión final de evaluación de propuestas de destilación combinada de crudos mexicanos.</b>	169
<b>Gráfico 23: Curva de destilación para la mezcla Ku/marina.</b>	172
<b>Gráfico 24: Curvas de destilación ASTM D, para la mezcla Ku/marina.</b>	173

*Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación*

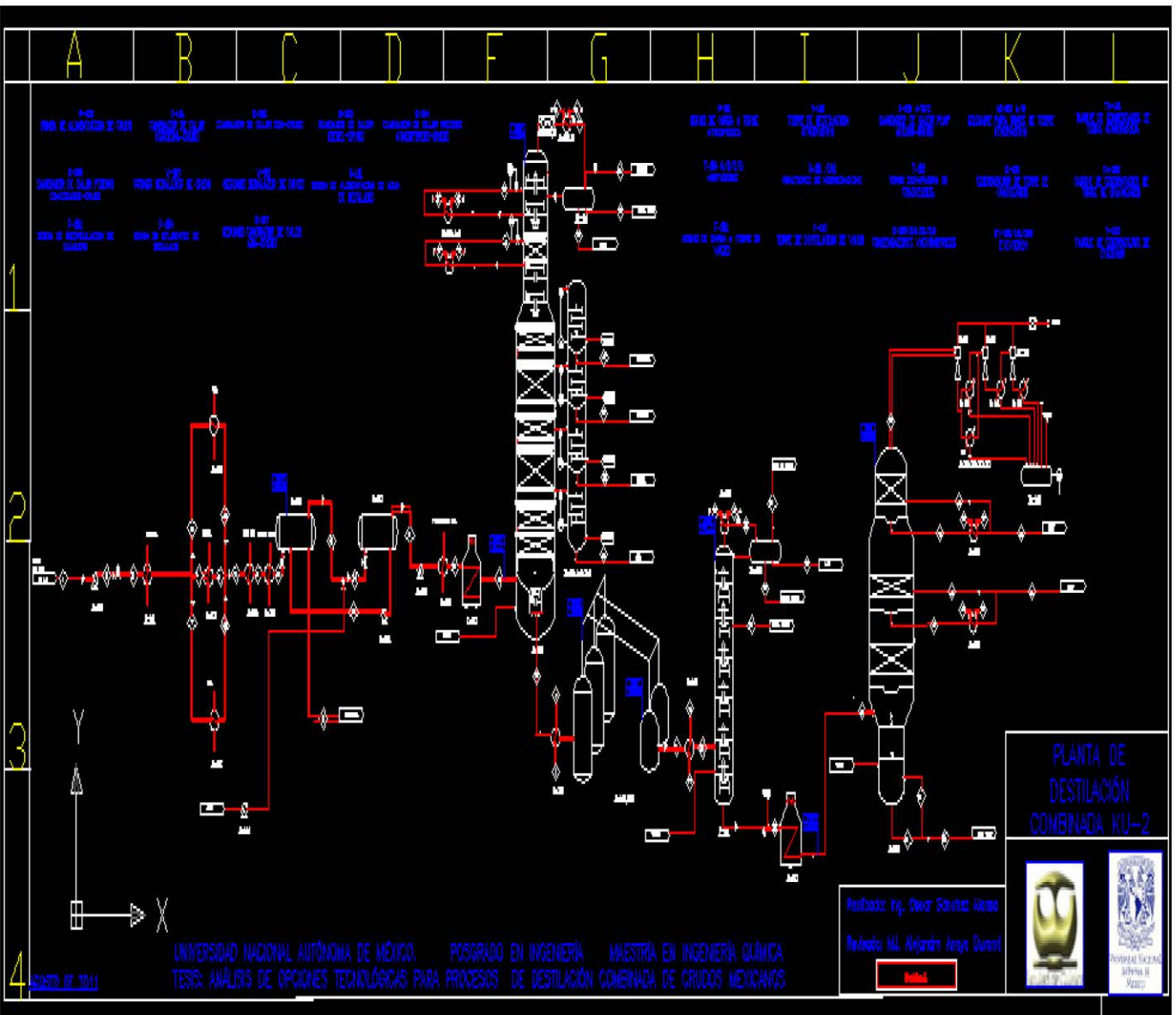
*combinada de crudos mexicanos*

<b>Gráfico 25: Distribución de los cortes atmosféricos, para la mezcla Ku/marina.</b>	174
<b>Gráfico 26: Distribución de los cortes de vacío, para la mezcla Ku/marina.</b>	175
<b>Gráfico 27: Determinación de la temperatura optima de desalado.</b>	213
<b>Gráfico 28: Determinación del diseño optimo, por medio del mínimo global de la función de costo.</b>	218



Anexo D: Diagrama de flujo de proceso de la propuesta Xu-

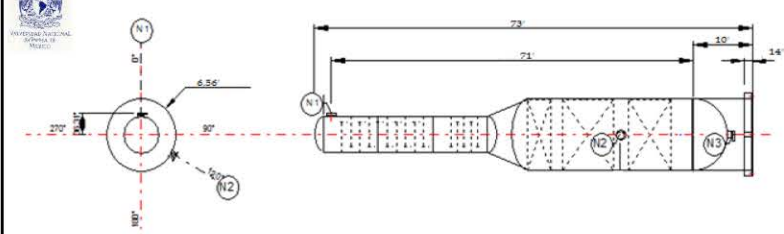
2.



# Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación

## combinada de crudos mexicanos

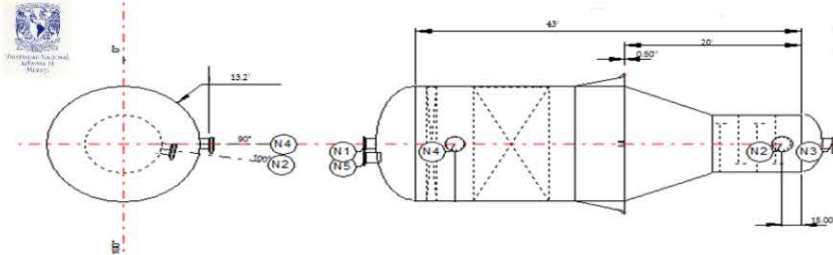
### Anexo E: Hojas de datos de equipo de proceso.



Datos de diseño	
Presión de diseño	100psi
Prueba de presión	180-210psi
Temperatura de diseño	500°F
Corrosión	0.625"
Radiografiado	RT3-RT4
Peso estimado	55,100lb
Materiales	
Cilindro inferior	A515
Etapas de alto contacto	SS304
Cilindro superior	Monel
Etapas superiores	Monel
Faldón	SS347
Plataformas	4
Diámetro	5.56'
Tangente a tangente	73'

Identificación:	OSA	Dibujado:	Ing. Oscar Sánchez	Fecha:	22/08/2011	TAG:	T-102
Proyecto:	Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación combinada de crudos mexicanos.						
Diseño a sismo	si	Numero de etapas	30	Faldón			
Diseño a viento	si	Espaciamiento de etapas	24"	Altura de faldón	10'		
Eficiencia de soldadura	85%	Espesor de etapa	.01875"	Espesor	0.3750"		
Espesor por esfuerzo lateral	0.0761"	Material de domo	Monel				
Espesor por esfuerzo longitudinal	0.087"	Espesor de domo	0.125"				

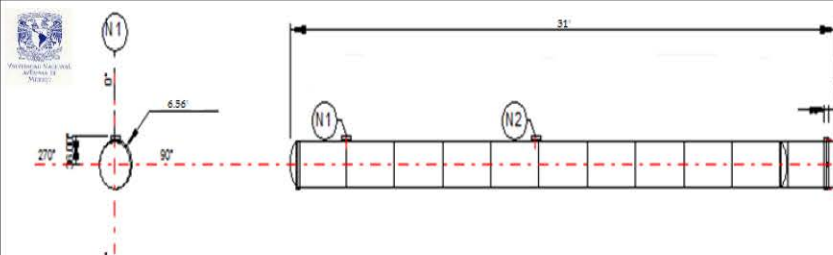
KU-2



Datos de diseño	
Presión de diseño	100psi
Prueba de presión	180-210psi
Temperatura de diseño	1200°F
Corrosión	0.625"
Radiografiado	RT3-RT4
Peso estimado	58,100lb
Materiales	
Cilindro inferior	A515
Etapas de alto contacto	SS304
Cilindro superior	Monel
Etapas superiores	Monel
Faldón	SS347
Plataformas	3
Diámetro	13.2'
Tangente a tangente	43'

Identificación:	OSA	Dibujado:	Ing. Oscar Sánchez	Fecha:	22/08/2011	TAG:	T-103
Proyecto:	Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación combinada de crudos mexicanos.						
Diseño a sismo	si	Numero de etapas	10	Faldón			
Diseño a viento	si	Espaciamiento de etapas	24"	Altura de faldón	20'		
Eficiencia de soldadura	85%	Espesor de etapa	.01875"	Espesor	0.3750"		
Espesor general de material	0.5"	Material de domo	Monel	Anillos	3		
Espesor por esfuerzo longitudinal	0.087"	Espesor de domo	0.125"				

KU-2



Datos de diseño	
Presión de diseño	100psi
Prueba de presión	180-210psi
Temperatura de diseño	500°F
Corrosión	0.625"
Radiografiado	RT3-RT4
Peso estimado	28,100lb
Materiales	
Cilindro	SA560
Etapas	SA560
Faldón	SA560
Plataformas	2
Diámetro	5.56'
Tangente a tangente	31'

Identificación:	OSA	Dibujado:	Ing. Oscar Sánchez	Fecha:	22/08/2011	TAG:	T-101
Proyecto:	Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación combinada de crudos mexicanos.						
Diseño a sismo	si	Numero de etapas	9	Faldón			
Diseño a viento	si	Espaciamiento de etapas	24"	Altura de faldón	10'		
Eficiencia de soldadura	85%	Espesor de etapa	.01875"	Espesor	0.3750"		
Espesor por esfuerzo lateral	0.0761"	Material de domo	SA560				
Espesor por esfuerzo longitudinal	0.087"	Espesor de domo	0.125"				

KU-2

# Análisis de opciones tecnológicas para procesos de destilación combinada de crudos mexicanos

