

**UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA**  
**FACULTAD DE INGENIERÍA DE PETRÓLEO, GAS NATURAL Y**  
**PETROQUÍMICA**



***“IMPLEMENTACIÓN DE UNA UNIDAD DE DELAYED COKING COMO  
MEJORA DE LOS RENDIMIENTOS Y OPTIMIZACIÓN DEL  
FRACCIONAMIENTO DE CRUDO PESADO”***

**TESIS**  
**PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE INGENIERO**  
**PETROQUÍMICO**

**YUKIKO YAZMIN ZUKEYAMA PEREA**

**PROMOCIÓN 2008-I**

**LIMA-PERÚ**

**2009**

## DEDICATORIA

### *A Dios:*

*Por todas las gracias concedidas, por devolverle la salud a mi padre y permitir que él pueda acompañarme el día de mi titulación. El día más importante para mi desarrollo profesional.*

### *A mi familia:*

*Quienes fueron siempre mi fuente de apoyo, inspiración y fuerza durante todo mi período de estudios.*

## **AGRADECIMIENTOS**

*Un especial agradecimiento al Ingeniero Víctor Hugo Pretell, por todos sus consejos, recomendaciones y apoyo constante. Ya que gracias a sus enseñanzas logré culminar satisfactoriamente mi proyecto de tesis.*

## ÍNDICE

<b>CAPÍTULO 1. RESUMEN EJECUTIVO .....</b>	<b>8</b>
<b>CAPÍTULO 2. INTRODUCCIÓN.....</b>	<b>9</b>
2.1 Antecedentes .....	9
2.2 Identificación del Problema y la Ruta de Solución .....	13
2.3 Objetivos .....	15
2.3.1 Objetivo General .....	15
2.3.2 Objetivos Específicos .....	15
2.3.3 Limitaciones del Proyecto .....	16
2.4 Justificación.....	16
2.4.1 Acerca del proyecto.....	16
2.4.2 Acerca de la opción tecnológica a emplear .....	18
<b>CAPÍTULO 3. ESTUDIO DE MERCADO .....</b>	<b>20</b>
3.1 Antecedentes .....	20
3.1.1 Análisis Histórico del Mercado .....	20
3.1.2 Análisis de la Situación Vigente .....	25
3.1.3 Análisis de la Situación Proyectada .....	30
3.2 Mercado Proveedor .....	33
3.2.1 Disponibilidad de la Materia Prima .....	35
3.2.2 Reservas Probadas de Crudo Pesado.....	36
3.2.3 Reservas Proyectadas de Crudo Pesado .....	39
3.2.4 Estimados de Producción de Crudo Pesado en el Perú .....	39
3.3 Mercado Distribuidor .....	40
3.4 Mercado Consumidor .....	42

3.5	Análisis de la Demanda Actual de Combustibles .....	46
3.6	Estimación de la Capacidad de la Planta de Mejoramiento de Crudo Pesado .....	48
3.6.1	Momento Óptimo .....	48
3.6.2	Estimación de la Capacidad de Planta.....	49
<b>CAPÍTULO 4. MATERIA PRIMA .....</b>		<b>50</b>
4.1	Fuente .....	50
4.1.1	Lote 39 - Repsol YPF del Perú.....	51
4.1.2	Lote 1AB – Pluspetrol.....	51
4.1.3	Lote 67 Perenco .....	52
4.2	Ubicación de la Fuente .....	52
4.2.1	Ubicación del Lote 39 Repsol YPF del Perú.....	53
4.2.2	Ubicación del Lote 1AB- Pluspetrol .....	55
4.2.3	Ubicación del Lote 67-Perenco .....	55
4.3	Características del Crudo Pesado de la Selva del Perú .....	57
4.3.1	Calidad Promedio del Crudo del Lote 39: 10.5 ° API.....	57
4.3.2	Calidad Promedio del Crudo del Lote 1-AB: 17.9 °API.....	58
4.3.3	Calidad Promedio del Crudo del Lote 67: 14.6 °API.....	60
4.4	Recuperación Convencional de Destilados Medios .....	61
4.4.1	Descripción de los Procesos de Fraccionamiento .....	62
4.4.2	Diagrama de Flujo .....	64
<b>CAPÍTULO 5. PROCESO DE DELAYED COKING.....</b>		<b>66</b>
5.1	Antecedentes .....	66
5.2	Historia del Proceso de Delayed Coking.....	67
5.3	Fundamento Teórico .....	69
5.3.1	Química del Delayed Coking .....	69
5.3.2	Variables de Operación del Delayed Coking .....	72
5.4	Hardware de la Unidad de Delayed Coking .....	76
5.5	Descripción del Proceso .....	80
5.5.1	Principales Secciones .....	80

<b>CAPÍTULO 6. PRODUCTOS Y RENDIMIENTOS .....</b>	<b>88</b>
6.1 Características de los Productos Obtenidos .....	88
6.1.1 Acerca del Producto final de Planta: Crudo Mejorado .....	88
6.1.2 Acerca del Producto del Delayed Coking: Crudo Sintético .....	89
6.2 Esquema de Mejoramiento .....	89
6.2.1 Consideraciones para el Esquema Base .....	91
6.2.2 Limitaciones en el Esquema de Mejoramiento Propuesto .....	91
6.2.3 Cálculo de °API del Crudo Mejorado .....	94
6.3 Rendimientos.....	96
6.3.1 Rendimientos del Producto final de Planta: Crudo Mejorado.....	96
6.3.2 Rendimientos Típicos de los Productos del Delayed Coking: Crudo Sintético.....	97
6.3.3 Estimación de Rendimientos .....	99
6.4 Subproductos.....	104
6.4.1 Coque de Petróleo .....	104
6.4.2 Impurezas .....	112
6.5. Aplicaciones de los Subproductos.....	112
<b>CAPÍTULO 7. EVALUACIÓN TECNOLÓGICA .....</b>	<b>115</b>
7.1 Criterios para la selección del proceso de Delayed Coking.....	115
7.1.1 Frente al Flexicoking.....	116
7.1.2 Frente al Fluid Coking.....	120
7.2 Tecnologías existentes de Delayed Coking.....	126
7.2.1 Tecnología de Foster Wheeler: SYDEC <sup>SM</sup> .....	126
7.2.2 Tecnología de ABB-Lummus CB&I: Delayed Coking .....	130
7.2.3 ConocoPhillips: ThruPlus .....	133
7.3 Instalaciones que aplican el Proceso de Delayed Coking en el Mundo .....	139
7.4 Selección de la tecnología .....	141
<b>CAPÍTULO 8. LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA .....</b>	<b>143</b>
8.1 Determinación de la Localización de la Planta .....	143
8.2 Análisis y resultados para la localización de la Planta.....	150

<b>CAPÍTULO 9. EVALUACIÓN ECONÓMICA.....</b>	<b>153</b>
<b>9.1</b> Introducción .....	153
<b>9.2</b> Bases para la Evaluación Económica del Proceso .....	154
<b>9.2.1</b> Principales Asunciones .....	155
<b>9.3</b> Evaluación Económica del Esquema Propuesto .....	155
<b>9.3.1</b> Cálculo del monto de inversión ISBL .....	156
<b>CAPÍTULO 10. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....</b>	<b>166</b>
<b>10.1</b> Conclusiones .....	166
<b>10.2</b> Recomendaciones.....	168
<b>CAPÍTULO 11. BIBLIOGRAFÍA.....</b>	<b>169</b>

## CAPÍTULO 1

### RESUMEN EJECUTIVO

La merma del suministro de petróleo, los altos precios de la energía y la necesidad de restituir las reservas, están incentivando a las compañías petroleras a invertir en yacimientos de petróleo pesado (Oilfield Review, 2006). Los petróleos pesados y viscosos presentan desafíos en cuanto a su transporte y procesamiento, puesto que dicho cambio en las características del crudo procesado, afecta directamente al área de la refinación; siendo de suma importancia para una refinería moderna, la integración de nuevas y costosas unidades que sean adecuadas para el procesamiento de cargas de menor calidad. Típicamente, estos crudos requieren ser sometidos a técnicas o procesos que mejoren sus características y para ello son diluidos con crudos ligeros o condensados; los cuales en la mayoría de los casos no se encuentran disponibles como diluyentes locales; motivo por el cual, tienen que ser mejorados cerca de las áreas productivas para producir esencialmente su propio diluyente.

El presente trabajo nos proporciona una visión detallada de la disponibilidad de crudo pesado en el Perú, muestra cuales son los actuales procesos de obtención de destilados medios a partir del crudo convencional y presenta al Proceso de Delayed Coking como un nuevo aporte tecnológico en el proceso de mejoramiento del crudo pesado peruano. Asimismo, se evalúa la posibilidad de la implementación de una Planta de Mejoramiento en los campos productivos de la Selva peruana, haciéndose un estimado de la capacidad de planta en base a una descripción detallada del proceso, productos y rendimientos; además de la selección del proceso según las propiedades de la alimentación y características de los productos que se desea obtener. Por último, se presenta una evaluación económica para analizar la viabilidad técnica y económica del proyecto además de las principales variables financieras.

Los procesos de mejoramiento han sido probados por muchos años de operación, pero ellos han estado teniendo mejoras significativas durante la última década para reducir sus costos y optimizar su desempeño. Se espera que en el futuro, estos procesos logren un papel fundamental en el mejoramiento de los crudos pesados del Perú.



## CAPÍTULO 2

### INTRODUCCIÓN

#### 2.1 Antecedentes

La industria mundial de hidrocarburos líquidos clasifica el petróleo de acuerdo a su gravedad API (parámetro internacional del Instituto Americano de Petróleo), siendo ésta una forma de expresar la densidad de los hidrocarburos y cuyos valores comunes para diferentes crudos varían entre 10 y 40; clasificando y diferenciando las calidades del crudo, según la tabla 2.1:

**TABLA 2.1 CLASIFICACIÓN DE LOS CRUDOS**

CRITERIOS DE VISCOSIDAD	CRUDOS CONVENCIONALES LIVIANOS Y MEDIANOS		CRUDOS PESADOS	EXTRA PESADO	BITUMEN NATURAL
VISCOSIDAD (cP)	10	100	1000	10000	100000
GRAVEDAD ESPECÍFICA	0.87	0.92	0.97	1.000	1.076
GRAVEDAD API	31.1	22.9	15	10	5
CRITERIO DE GRAVEDAD	LIVIANO	MEDIANO	PESADO NAT.	EXTRA PESADO+BITUMEN	

*Fuente: Curso de Refinación de Crudos Pesados, Ing. Humberto Kum, UCV.*

El crudo pesado es por definición aquel petróleo que tiene una gravedad API comprendida en el rango 10-22.3 °API, propiedad que le impide la normal fluidez debido a su alta viscosidad; la cual puede fluctuar en el rango de 50cP a 10 000 cP.

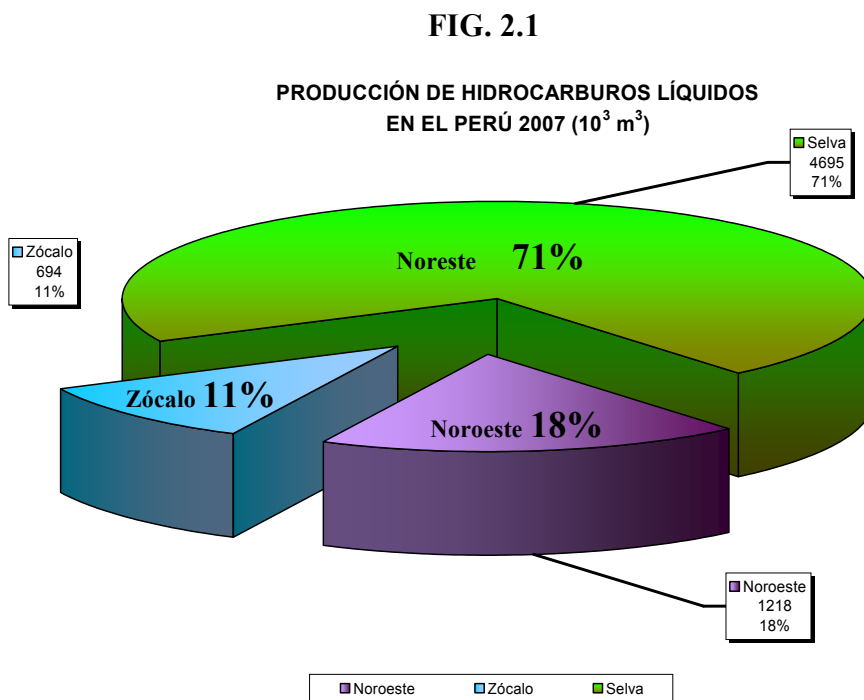
A diferencia de los crudos convencionales, se caracteriza por estar compuesto de grandes moléculas de hidrocarburos que contienen proporcionalmente más átomos de carbono que átomos de hidrógeno, se caracterizan por su elevado contenido de fracciones residuales, es decir, fracciones cuyo PIE (IBP) es  $> 500^{\circ}\text{C}$ ; además, tienden a poseer mayores concentraciones de metales y otros elementos contaminantes.

En la actualidad, debido a las importantes variaciones que ha tenido el precio del petróleo, la explotación de campos que contienen crudo pesado, se ha tornado en un tema de sumo interés. De las reservas de crudos depositados en el subsuelo a nivel mundial, aproximadamente un 30% en volumen corresponde a crudos livianos y medianos mientras que el 70% en volumen restante, son crudos pesados, extrapesados y bitúmenes. La mayor parte de los recursos de petróleo del mundo corresponde a hidrocarburos viscosos y pesados, de manera que el petróleo pesado representa el 15% del total de recursos de petróleo del mundo, los que actualmente oscilan entre 9 y 13 trillones de barriles. Las proyecciones indican que las reservas de crudos convencionales han venido declinando gradualmente mientras que las de los crudos pesados han ido incrementando. Debido a la abundancia de estos recursos, numerosos proyectos relacionados con el aprovechamiento de los campos de crudos pesados se encuentran en ejecución; siendo la expectativa mundial que la tendencia en el desarrollo de estos, continúe creciendo a futuro.

Aunque las mayores reservas de crudo pesado se encuentran en Canadá y Venezuela, existen también importantes cantidades de crudo pesado en Rusia, Medio Oriente y Sudamérica; siendo en esta última, la zona en donde se ubica el llamado “Heavy Oil Belt” (Franja de Crudo Pesado) que cruza los países de Venezuela, Colombia, Ecuador y Perú. Es así que destacan en los actuales descubrimientos en Sudamérica, los yacimientos de crudos pesados de la Faja del Orinoco en Venezuela, los llanos Orientales Colombianos, así como el campo petrolífero de Pungarayacu, considerado el de mayor acumulación de petróleo pesado en el Ecuador y uno de los más grandes de América Latina.

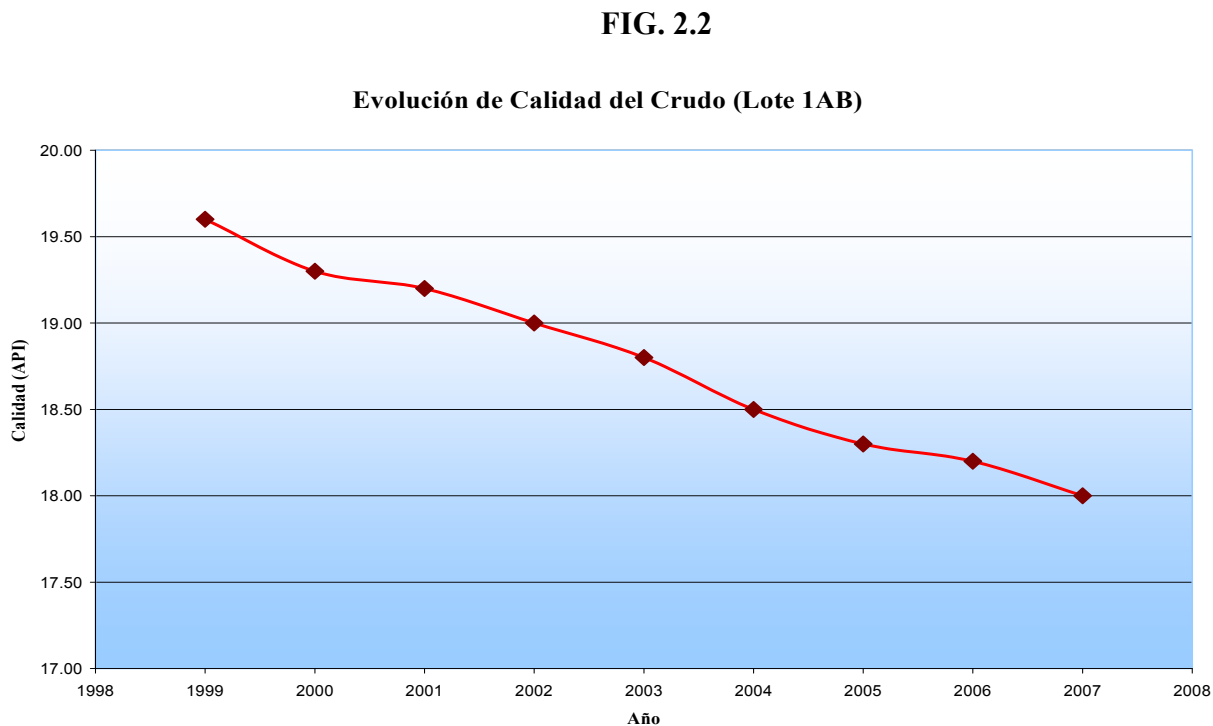
De igual manera, en el Perú, del total de reservas probadas de petróleo crudo a fines del 2007 (las cuales fueron del orden de los 447.38 MMbbls), como se puede observar en la figura 2.1, las mayores reservas de crudo conocidas se ubican en el noreste del país, en las áreas que forman parte de la cuenca del Río Marañón. Asimismo, de los trabajos exploratorios en los lotes 39 y 67 se infiere la existencia de reservas comerciales de crudos pesados.

Actualmente, el crudo que abastece a las principales refinerías del país es proveniente de ésta zona, corresponde a los lotes 1-AB y 8; y se transporta a través del Oleoducto Norperuano hacia el terminal de Bayóvar para su posterior comercialización.



*Fuente: Balance Nacional de Energía Minem 2007.*

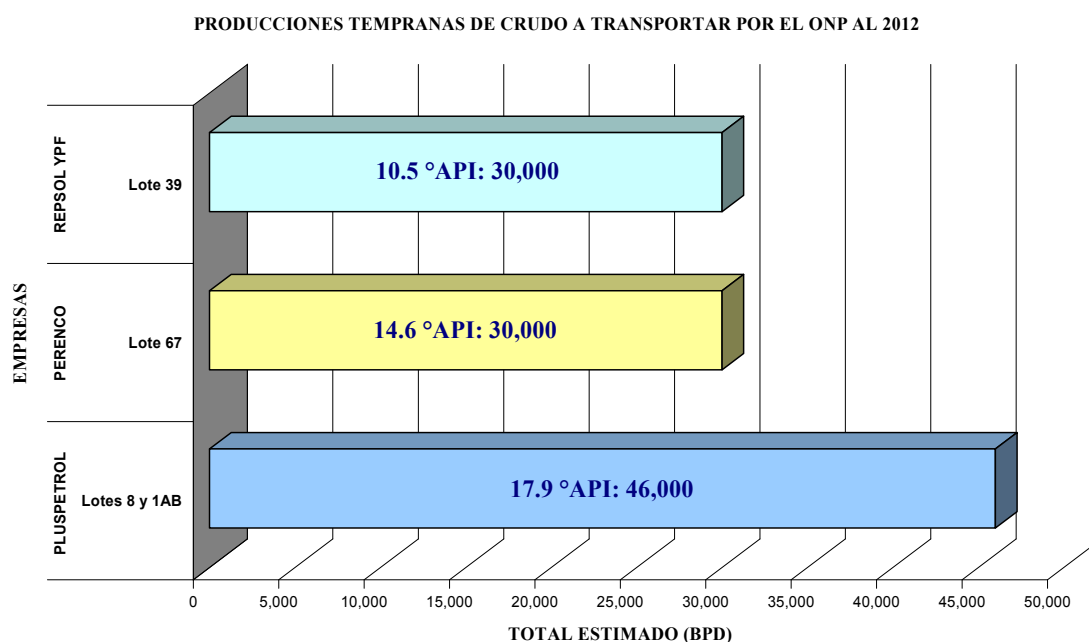
Cabe mencionar que la calidad de los crudos de dichos lotes ha disminuido progresivamente desde los inicios de las operaciones en la Selva peruana, llegando a tener una actual calidad de 17.9-18.0° API con una viscosidad de 418.67 cSt @ 83°F; tal como se muestra en la figura 2.2, para los últimos 10 años:



*Fuente: Petroperú PTCP.*

De manera que los pronósticos de producción futura en la Selva Norte del Perú (Lotes 1AB de Pluspetrol, 39 Repsol YPF y 67 de Perenco) es de producir crudos pesados (alta viscosidad y bajo API). Con una calidad de crudo esperada de 13.5 °API promedio estimado y con viscosidades superiores en condiciones ambientales de 20 000 cp. De acuerdo a lo manifestado por las Cías. Perenco (anteriormente Barrett), Pluspetrol y Repsol las producciones tempranas del crudo a producir en los próximos años, se muestran en la figura 2.3.

**FIG. 2.3**



*Fuente: Petroperú PTCP.*

Constituyéndose este crudo del noreste de la Selva Peruana en un componente muy importante para el futuro energético del País; sin embargo, este recurso presenta diferencias fundamentales con respecto a los petróleos convencionales que se han producido en la cuenca peruana. Este crudo viscoso trae complicaciones de ingeniería en cuanto a su manipuleo, transporte en superficie, refinación y comercialización, por lo que se requiere el desarrollo de técnicas especiales y la investigación de nuevas tecnologías aplicables en estos casos.

El petróleo pesado promete desempeñar un rol muy importante en el futuro de la industria petrolera y de la refinación en el Perú. Al igual que en muchos países del mundo, el Perú está tendiendo a incrementar su producción, revisar las estimaciones de sus reservas en Selva, comprobar las nuevas tecnologías e invertir en infraestructura y nuevas unidades; así como en la investigación de nuevas alternativas tecnológicas para el mejoramiento de estos crudos que permita el máximo aprovechamiento de los recursos de petróleo pesado.

## 2.2 Identificación del Problema y la Ruta de Solución

En base a los pronósticos de producción desarrollados por las actuales compañías operadoras de los Lotes de crudo pesado en el país; como son: lote 1AB, 8, 67 y 39; todos estos ubicados en una zona de difícil acceso como la Selva Amazónica al Noreste del Perú y en el área perteneciente a la cuenca del Río Marañón; se puede decir que las reservas más significativas ascienden aproximadamente a 100 MMBbbls de petróleo pesado con calidad promedio de 13.5 °API.

Las mencionadas características del crudo a producirse en esta zona en base al análisis que presenta el escenario nacional, conforman los principales aspectos que contribuyen a complicar el futuro de la industria petrolera a corto y mediano plazo; debido a las altas viscosidades que presenta este abundante recurso, lo cual conlleva a plantear la siguiente problemática:

El diseño y las instalaciones de bombeo del ONP que actualmente es la única vía natural de evacuación de los crudos correspondientes a los lotes 1AB y 8; desde la Cuenca del Marañón hasta el terminal de Bayóvar en la Costa peruana; tiene las siguientes características según muestra la tabla 2.2; los cuales han sido concebidos desde los años 70's para transportar crudos ligeros, es decir, con gravedad API superior a 18 lo que imposibilita el transporte de dichos crudos pesados por el acostumbrado sistema de evacuación.

**TABLA 2.2 PRINCIPALES TRAMOS DEL ONP INVOLUCRADOS EN EL TRANSPORTE DE CRUDOS PESADOS**

TRAMO	TRAYECTORIA	CAPACIDAD DE DISEÑO	°API@70°F
RAMAL NORTE (ORN)	Andoas-Est. 5	105 MBPD	26.6
TRAMO II o PRINCIPAL	Est 5-T.Bayóvar	500 MBPD	26.6

Sumado al problema del transporte, se encuentra el hecho de que las principales refinerías existentes en la zona de la Selva Amazónica son de baja capacidad de procesamiento y dotadas exclusivamente con las unidades básicas de refinación, como son: unidades de destilación atmosférica (P. Ej.: Refinería de Iquitos, Pucallpa, etc.).

Lo cual, complica la actual situación, ya que obliga a las empresas dedicadas al rubro de la refinación a:

1. Realizar cuantiosas inversiones para aumentar la complejidad de sus refinerías y adaptarlas al procesamiento rentable de cargas de menor calidad (crudos pesados).
2. Incrementar el número de unidades y la severidad de procesamiento de las unidades de refinería ya existentes, lo que se traduce en mayores costos operacionales.
3. Implantar tecnologías de conversión profunda de fracciones residuales, a fin de incrementar la producción de componentes de mayor valor agregado.

En resumen, a corto y mediano plazo el escenario de la Industria Petrolera en el Perú estará caracterizado por cargas a las refinerías cada vez más pesadas, lo que significa cargas más refractarias a ser refinadas, con mayor contenido de fracciones residuales y de contaminantes. De modo que la poca infraestructura de las refinerías más cercanas a las áreas de producción, hacen imposible e inclusive no factible el procesamiento de estos crudos pesados, ya que sus unidades no están diseñadas para procesar crudos de tales características.

En consecuencia, ante la particular situación del escenario peruano, se plantea como posibles rutas de solución dos esquemas que mejoren la calidad del crudo producido, según:

1. La adecuación del Oleoducto Norperuano para el transporte de crudos pesados, con lo cual sólo se solucionaría el problema del transporte lo que implica a su vez el adaptar la infraestructura de las principales refinerías al procesamiento de crudos pesados a través de la construcción de unidades de conversión profunda o “Upgrading Units”; lo cual trae consigo una serie de modificaciones en cuanto a nuevas unidades y esquemas de procesamiento.
2. La implementación de una planta de mejoramiento de crudo pesado “in-situ”, de manera que haga factible el desarrollo, transporte, refinación y comercialización de estas reservas desde el mismo campo de producción. La principal ventaja de esta alternativa es el mejorar la calidad del crudo producido en las mismas áreas productivas (Upstream), hasta lograr su transporte por el oleoducto sin mayores modificaciones del mismo y además conseguir su posterior procesamiento en las refinerías nacionales, sobretodo en aquellas que circundan las principales áreas de producción.

En conclusión, se propone evaluar como ruta de solución la implementación de una planta de mejoramiento de crudo pesado “in-situ” que ayude a ajustar la calidad de crudo en campo llegando a un Grado API adecuado, que lo convierta en una carga de refinería propicia para servir de alimentación a las principales refinerías y que asegure también su transporte a través de la acostumbrada ruta de evacuación (ONP).

## **2.3 Objetivos**

### **2.3.1 Objetivo General**

Proponer un mecanismo de mejora del crudo pesado de los lotes 1AB, 67 y 39 a través de la realización de un estudio técnico-económico para determinar la prefactibilidad de la implementación de una planta de mejoramiento de crudos pesados en la misma área de producción (in-situ) en base al proceso de Delayed Coking, que posibilite la obtención de un crudo con mejores características de transporte por el oleoducto y que sea procesable en las refinerías nacionales sin requerir la adecuación de sus actuales infraestructuras.

### **2.3.2 Objetivos Específicos**

- ❖ Conocer las características de los crudos pesados y mejorados de la Selva peruana, las oportunidades y dificultades de su procesamiento.
- ❖ Mostrar los aspectos claves, tales como: mercado, tecnología e inversión, que influyen en un proyecto de mejoramiento de crudos pesados en nuestro país.
- ❖ Presentar la tecnología del Delayed Coking, como un aporte tecnológico enfocado al escenario nacional; y como solución alternativa para la conversión profunda de crudos pesados in-situ.
- ❖ Entender las similitudes y diferencias estructurales de los procesos mejoradores de crudo pesado de la Selva peruana.

### **2.3.3 Limitaciones del Proyecto**

El presente trabajo contemplará un análisis a nivel de prefactibilidad, de modo que tendrá un alcance en base a los datos de plantas típicas existentes, adaptados a la realidad nacional, por lo que se tomará en cuenta las proyecciones dadas por las principales compañías actuales operadoras de los lotes 1AB, 67 y 39 para los próximos años.

El desarrollo de este proyecto, presenta algunas limitaciones, conformadas por ciertas restricciones ambientales y sociales en cuanto a la disposición de los subproductos finales (baja demanda de coque de petróleo en el mercado peruano) y en cuanto a los posibles conflictos entre las comunidades aledañas debido a que la probable ubicación de la planta de mejoramiento estaría en la Selva Virgen. Dichas limitaciones, serán tratadas en menor grado dando a conocer las posibles soluciones para los principales temas; tales como una adecuada ubicación para la planta de mejoramiento que facilite la logística y comercialización de los subproductos, y dando a conocer diferentes alternativas con las cuales los retos ambientales puedan ser resueltos según los estándares medioambientales.

Sin embargo, estos análisis se dejarán como base inicial para ser tomadas en consideración en estudios posteriores de mayor complejidad; los cuales se encuentran fuera del alcance del presente trabajo.

## **2.4 Justificación**

### **2.4.1 Acerca del proyecto**

El proyecto desarrolla la aplicación de la tecnología de Delayed Coking en campo, como el esquema de mejoramiento que mejor se adapta a la realidad peruana, por estar considerado como un complemento en la cadena de producción y transporte de los crudos pesados, su ventaja radica en las facilidades que ofrece el procesar un crudo mejorado en las refinerías nacionales acostumbradas a una carga de crudo convencional.



Sin mencionar las demás ventajas que trae como consecuencia la implementación de una planta de mejora en las áreas de producción, como:

- ❖ Se logrará desarrollar y darle un mayor aprovechamiento a las reservas de crudo pesado en el Perú las cuales se proyectan en mayor cantidad en la Selva del país, a través de un incremento en la relación H/C y cambios sustanciales en los valores que determinan la calidad de un crudo, tales como: aumento en la gravedad API, disminución de la viscosidad, disminución del contenido de azufre y nitrógeno y la reducción del contenido de metales y % de Carbón Conradson.
- ❖ La incorporación de una proporción cada vez mayor de crudos pesados como carga de crudo mejorado a las refinerías, lograría revertir y favorecer la balanza comercial de hidrocarburos en el Perú al reducir la cantidad de crudo importado; ya que en el año 2007, el volumen de petróleo crudo procesado en las refinerías peruanas fue de  $9\,221 \times 10^3 \text{ m}^3$ , donde el 31.1% de este total fue crudo nacional, mientras que el 68.9% restante fue importado de países como Ecuador, Angola, Trinidad, Brasil; entre otros.
- ❖ El incremento de la rentabilidad del Oleoducto Norperuano al utilizar su gran capacidad de transporte que aún no ha sido totalmente cubierta, ya que actualmente sólo se aprovecha el 22.5% de su caudal de diseño, encontrándose este sistema de evacuación preparado para incrementar el caudal de transporte a un máximo de 120 MBPD. Sin mencionar que se evitaría la adecuación del sistema.
- ❖ Minimiza las dificultades que podría implicar el manipuleo, embarque o almacenamiento (calentamientos en tanques, líneas de despachos y buques tanques) de dichos crudos pesados asegurando su colocación en el mercado nacional.
- ❖ Se genera sinergia entre las principales empresas operadoras (Pluspetrol, Repsol y Perenco) y la industria de la refinación en el Perú.

Por todos estos motivos, se justifica evaluar la factibilidad de implementar la planta de mejora en campo como principal opción técnico económica que favorezca y mejore el panorama de la refinación en el Perú.

### 2.4.2 Acerca de la opción tecnológica a emplear

Dentro de las opciones de mejoramiento a escala industrial se optó por estudiar el Delayed Coking por pertenecer al rubro de remoción de carbono y establecerse como la mejor propuesta tecnológica, debido a que cumple con los requerimientos que el escenario peruano estipula; tales como:

- ❖ Es propicia para las cargas más pesadas, como las del lote 39, debido fundamentalmente a su alto contenido de carbón Conradson (más de 16%) y metales (más de 600 ppm de Ni+V), siendo el Delayed Coking la tecnología más adecuada para tales casos.
- ❖ No posee requerimientos de integración con el resto de unidades de refinería: servicios auxiliares (vapor e hidrógeno), unidades de tratamiento, requerimientos de catalizadores, etc. Lo cual la diferencia de muchas otras tecnologías de conversión existentes. Desafortunadamente todos los campos de la cuenca del Marañón producen crudos subsaturados, es decir tienen un contenido bajo de gas. Con la imposibilidad de generar hidrógeno a costos factibles en la Selva. El Delayed Coking, cumple con la condición más importante y el requisito indispensable de sustentar su operación sin contar con las facilidades e interconexiones con otras unidades. Ya que la planta de mejora será una instalación en campo aislada (“Stand Alone Unit”), es decir, no será integrada a las refinerías o polos petroquímicos.
- ❖ Es una tecnología que no requiere la disponibilidad de obtención de hidrógeno. Lo cual favorece al proyecto, dado que este gas usualmente se obtiene de las unidades de reformado (“reforming”) dentro de las refinerías.
- ❖ No utiliza catalizadores, lo cual representa otra ventaja, puesto que no requiere de la inversión en catalizadores que puedan envenenarse con los metales comúnmente presentes en significativas cantidades en el crudo pesado.
- ❖ Es adaptable a escalas pequeñas y medianas (10 000 a 40 000 BPDO).

- ❖ Posee una baja conversión, lo cual disminuye la tendencia a la formación de productos inestables, típicamente olefinas u otros compuestos con dobles ligaduras, que podrían provocar la formación de gomas que generarían problemas en el transporte o almacenamiento; ayudando a su vez a producir suficiente cantidad de livianos para que mezclados con la corriente de crudos no tratados, se obtenga la calidad final requerida de crudo mejorado.
- ❖ Posee un alto rendimiento de líquidos y no tiene restricciones en cuanto a la calidad de la carga, como azufre y contenido de metales.
- ❖ Cubre la necesidad de obtener combustibles para la generación eléctrica y resuelve el problema del transporte interno de la producción dentro de las mismas áreas productivas.
- ❖ Algunas de las ventajas del Delayed Coking en comparación con otros procesos de mejora son la baja inversión de capital necesaria; además de la confiabilidad que implica la tecnología desarrollada y probada con más de 100 plantas a nivel mundial; siendo el proceso de mayor madurez tecnológica, simplicidad de operación y con un mantenimiento compatible con la complejidad de las operaciones del Upstream; todo lo anterior contribuye a una buena rentabilidad que lo convierte el proceso que mejor se ajusta a la realidad nacional y es motivo de estudio en el presente trabajo.

En conclusión, el Delayed Coking es el proceso de mejoramiento que satisface los requisitos que debe cumplir una planta de mejoramiento in-situ para el caso particular de los crudos pesados del Perú, con lo que se destaca debido a lo expuesto anteriormente, que existe la tecnología necesaria y actualizada para este campo.

## **CAPÍTULO 3**

### **ESTUDIO DE MERCADO**

#### **3.1 Antecedentes**

##### **3.1.1 Análisis Histórico del Mercado**

En el análisis histórico del mercado, cabe resaltar que en el Perú, la evolución de la Balanza Comercial de Hidrocarburos identifica dos etapas de gran importancia; la primera se ubica entre los años 1981 y 1987 en la que el valor de las exportaciones era mayor que el de las importaciones; la segunda etapa, a partir de 1988 hasta la actualidad, en la que los resultados se tornaron negativos; siendo las principales causas que dieron lugar a estos resultados:

1. La continua disminución de la producción nacional de petróleo crudo.
2. La insuficiente cantidad de instalaciones adecuadas para el procesamiento de los hidrocarburos pesados producidos en las refinerías nacionales. Lo que trae como consecuencia la exportación a bajo precio de una alta producción de residuales.
3. El incremento de la demanda interna de combustibles derivados del petróleo, principalmente Diesel 2; la cual no puede ser abastecida por las refinerías locales.

Históricamente en el año 2005 la Balanza Comercial de Hidrocarburos alcanzó un déficit de US\$ 780 millones. Lo que para el año 2006, representó en volumen, un déficit de 50,5 MBPD. Generando un saldo negativo del orden de US\$ 1 182 millones, debido a los altos precios en el mercado internacional del petróleo crudo y de sus derivados.

De manera que la Balanza Comercial de Hidrocarburos registra valores negativos desde los años 1994, marcando de manera significativa el futuro hidrocarburífero y comercial de nuestro país, según se puede observar en la Tabla 3.1.

**TABLA 3.1 BALANZA COMERCIAL DE HIDROCARBUROS: 1982 – 2008 (MBPD)**

AÑOS	MBPD		
	Exportaciones	Importaciones	Balanza Comercial
1982	62.4	-1.5	60.8
1983	56.1	-6.0	50.1
1984	65.4	-1.9	63.5
1985	73.3	-0.6	72.7
1986	60.6	-4.4	56.3
1987	50.5	-18.7	31.8
1988	43.4	-37.9	5.5
1989	42.1	-29.2	12.9
1990	42.7	-32.4	10.3
1991	44.9	-44.4	0.5
1992	49.6	-48.5	1.1
1993	45.3	-41.0	4.3
1994	39.7	-44.1	-4.4
1995	50.9	-80.0	-29.1
1996	55.7	-85.0	-29.3
1997	68.6	-109.0	-40.4
1998	70.6	-115.7	-45.1
1999	47.7	-85.5	-37.8
2000	40.8	-96.9	-56.1
2001	55.5	-100.9	-45.4
2002	57.1	-103.4	-46.3
2003	67.5	-122.1	-54.6
2004	59.9	-120.3	-60.4
2005	78.2	-119.5	-41.3
2006	70.9	-121.4	-50.5
2007	83.9	-137.2	-53.3
2008	82.1	-135.8	-53.7

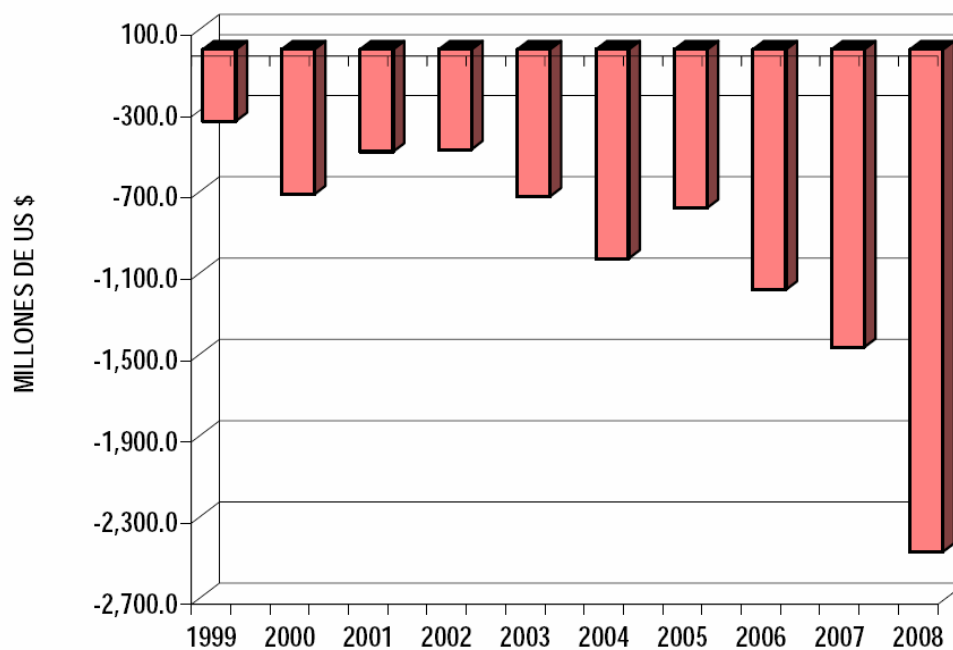
*Fuente: MINEM Plan Referencial de Hidrocarburos al 2016.*

**TABLA 3.2 BALANZA COMERCIAL DE HIDROCARBUROS**  
**1999 - 2008 (MILES DE US\$)**

AÑO	SALDO		EXPORTACIONES		IMPORTACIONES	
	MILES DE US \$	MILES DE BLS.	MILES DE US \$	MILES DE BLS.	MILES DE US \$	MILES DE BLS.
1999	-352,562.6	-13,790.7	238,612.4	17,413.6	591,175.0	31,204.3
2000	-713,198.7	-20,520.8	380,306.5	14,946.9	1,093,505.2	35,467.7
2001	-503,841.0	-16,585.4	402,473.6	20,251.1	906,314.6	36,836.6
2002	-491,929.7	-16,894.7	471,073.7	20,856.7	963,003.4	37,751.3
2003	-723,815.6	-19,919.4	662,644.1	24,637.9	1,386,459.7	44,557.3
2004	-1,028,751.2	-21,978.5	685,696.6	21,881.1	1,714,447.8	43,859.6
2005	-779,785.7	-15,070.2	1,488,065.2	28,542.7	2,267,850.9	43,612.9
2006	-1,181,889.9	-18,437.2	1,602,694.4	25,874.6	2,784,584.4	44,311.8
2007	-1,465,032.3	-19,442.0	2,099,057.5	30,623.5	3,564,089.8	50,065.5
2008	-2,471,700.5	-19,588.7	2,734,627.7	29,974.0	5,206,328.2	49,562.6

Fuente: MINEM, Anuario Estadístico de las Reservas al 2008.

**FIG. 3.1 BALANZA COMERCIAL DE HIDROCARBUROS**  
**1999 – 2008 (MILES DE US\$)**



Fuente: MINEM, Anuario Estadístico de las Reservas al 2008.

Además, de los escenarios presentados en años pasados, de 1997 a 2007 la Producción Fiscalizada de Petróleo Crudo ha ido decreciendo gradualmente con el tiempo para las zonas Nor-Oeste y Zócalo del país, según se muestra en la Tabla 3.3.

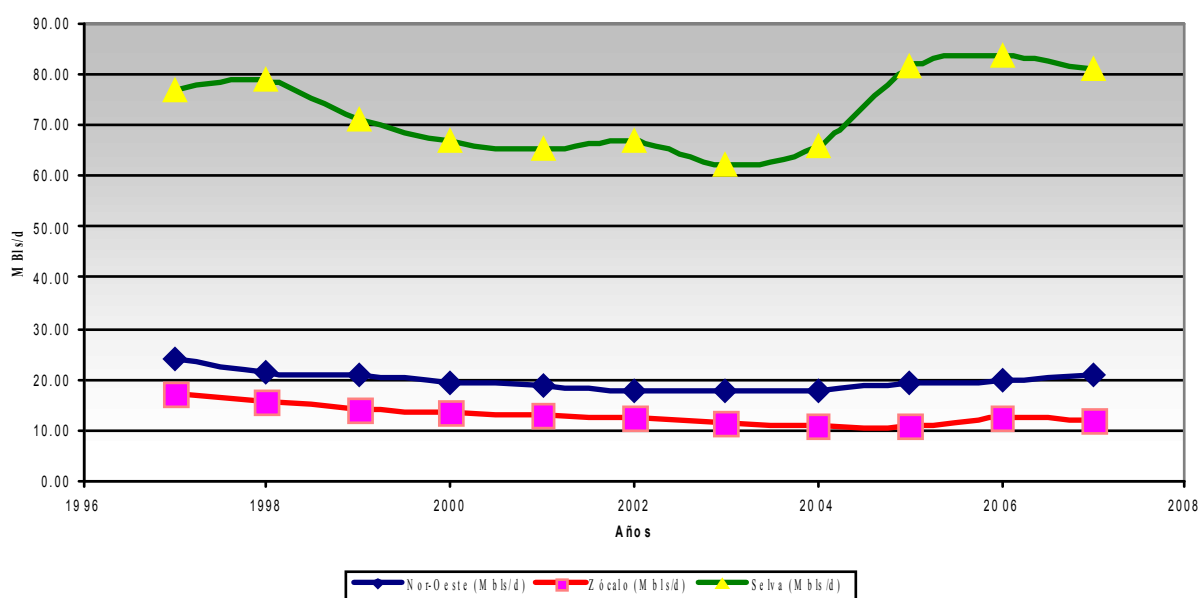
**TABLA 3.3 PRODUCCIÓN FISCALIZADA (1997-2007)  
DE PETRÓLEO CRUDO**

Año	Nor-Oeste (Mbls/d)	Zócalo (Mbls/d)	*Selva (Mbls/d)
1997	24.14	17.32	76.78
1998	21.17	15.76	78.67
1999	20.65	14.10	71.17
2000	19.56	13.35	66.58
2001	18.83	13.09	65.17
2002	17.65	12.40	66.81
2003	17.78	11.61	61.96
2004	17.90	10.77	65.71
2005	19.37	10.74	81.18
2006	19.61	12.48	83.49
2007	21.00	11.96	80.91

Fuente: PERUPETRO S.A. Estadística Petrolera 2007.

(\*Nota: La zona Selva incluye las zonas Selva Norte, Selva Central y Selva Sur del País)

PRODUCCIÓN FISCALIZADA DE PETRÓLEO CRUDO (1997-2007)



**FIG. 3.2**

Fuente: PERUPETRO S.A. Estadística Petrolera 2007.

De igual manera, la Producción Fiscalizada de Petróleo sólo en la zona correspondiente a la Selva Norte, fue también decreciendo de manera gradual, según se muestra en la Tabla 3.4 para los años de 1999 al 2008:

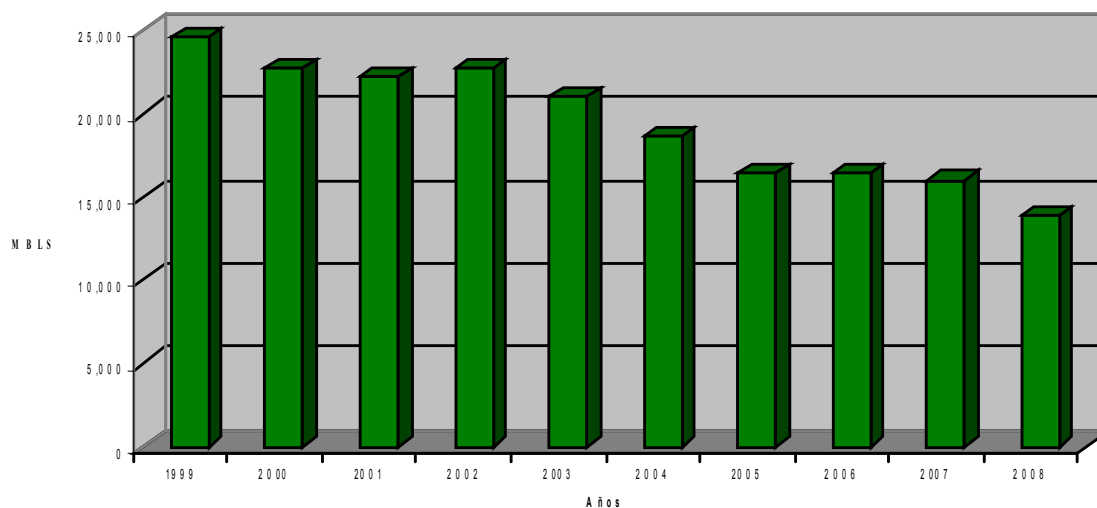
**TABLA 3.4 PRODUCCIÓN FISCALIZADA ANUAL DE PETRÓLEO SELVA NORTE 1999-2008 (MBLS)**

Años	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008
MBLS	24,561	22,694	22,179	22,741	21,009	18,657	16,403	16,426	15,953	13,886

*Fuente: MINEM, Anuario Estadístico de las Reservas al 2008.*

**FIG. 3.3**

**PRODUCCIÓN FISCALIZADA ANUAL DE PETRÓLEO SELVA NORTE 1999-2008 (MBLS)**



*Fuente: MINEM, Anuario Estadístico de las Reservas al 2008.*

Asimismo, en la Tabla 3.5, se puede observar la Producción Histórica Acumulada del Petróleo de la Selva Norte para los últimos años.



**TABLA 3.5 PRODUCCIÓN HISTÓRICA DE PETRÓLEO SELVA NORTE  
AL 31 DE DICIEMBRE DEL 2008 (MBLS)**

ZONA	COMPAÑÍA	LOTE	INICIO DE OPERACIONES	PRODUCCIÓN ACUMULADA AL 2007	PRODUCCIÓN ACUMULADA AL 2008
SELVA NORTE	PETROPERU	8	1,971	201,990	201,990
	OCCIDENTAL	1-AB	1,972	535,570	572,573
	PLUSPETROL	1-AB	2,000		98,303
	PLUSPETROL	8	1,996	14,116	101,085

*Fuente: MINEM, Anuario Estadístico de las Reservas al 2008.*

Por lo tanto, como resultado del análisis histórico del mercado, se puede concluir que desde años anteriores existe una notable declinación con el tiempo de la producción de petróleo crudo, lo que ha reflejado para el Perú, una negativa Balanza Comercial de Hidrocarburos.

### 3.1.2 Análisis de la Situación Vigente

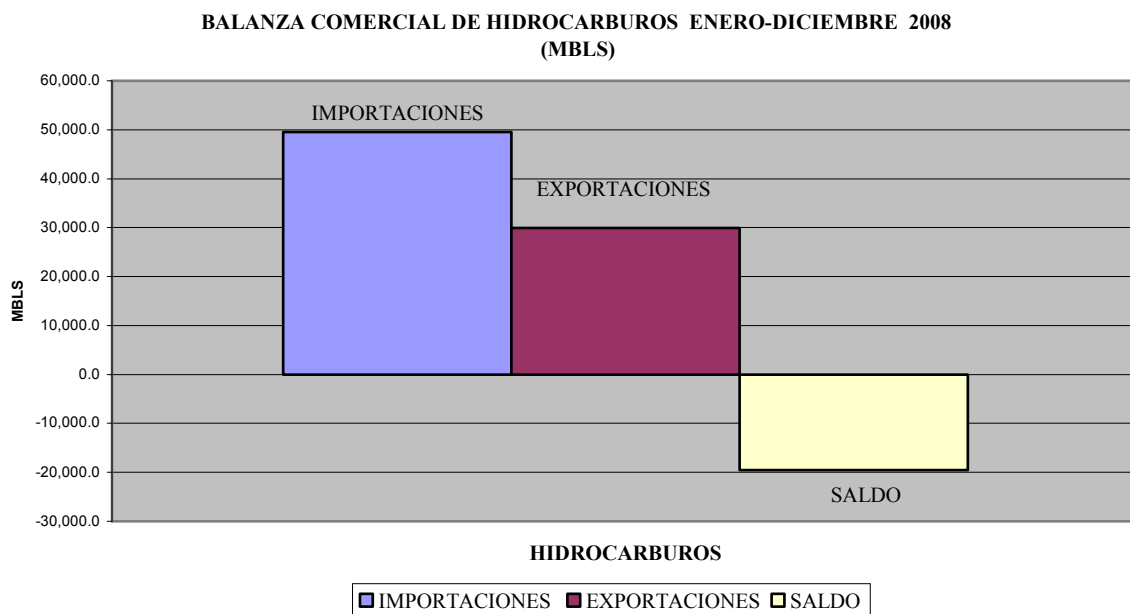
Las estadísticas actuales indican, como se puede apreciar en la Tabla 3.6, que para el año 2008 se registró un saldo negativo en la Balanza Comercial de Hidrocarburos del orden de 2,471 millones de dólares, correspondiente a un volumen de 19,588.6 MBLS debido principalmente a los altos precios del petróleo crudo y de sus derivados registrados en el mercado internacional. Cabe mencionar que durante el año 2008 el precio del petróleo crudo llegó hasta los 145 dólares el barril, siendo los productos que más se importaron: el crudo y el Diesel 2.

**TABLA 3.6 BALANZA COMERCIAL DE HIDROCARBUROS  
ENERO-DICIEMBRE (MBLS)**

**2008**

FUENTE	IMPORTACIONES	EXPORTACIONES	SALDO
Hidrocarburos	49,562.6	29,974.0	-19,588.6

*Fuente: DGH, SUNAT.*

**FIG. 3.4**

*Fuente: DGH, SUNAT*

Si se analiza sólo la producción fiscalizada mensual del año 2008, para la zona de la Selva norte, se tiene un promedio anual total de 8, 233,410 Bls para el lote 1-AB y 5, 652,281 Bls para el lote 8; los cuales son los actuales productores del crudo procedente de la Selva norte del Perú.

**TABLA 3.7 PRODUCCIÓN FISCALIZADA MENSUAL DE PETRÓLEO SELVA  
NORTE-2008 (BLS)**

LOTE	ENE	FEB	MAR	ABR	MAY	JUN	JUL	AGO	SEP	OCT	NOV	DIC	TOTAL
1-AB	742,056	737,319	548,394	744,774	731,675	701,728	715,300	684,012	661,717	672,743	661,474	632,218	8,233,410
8	523,996	465,697	471,648	458,013	447,447	459,014	486,608	474,950	447,172	429,363	478,934	509,409	5,652,281

*Fuente: MINEM, Anuario Estadístico de las Reservas al 2008.*

Si se analiza la situación vigente de las reservas en estudio: Lote 1-AB y Lote 8, se obtuvo en promedio 1, 157,141 Bls para el 2008.

**FIG. 3.5 PRODUCCIÓN PROMEDIO DE PETRÓLEO  
LOTE 1AB - PLUSPETROL PERU CORP. (BPD)**



*Fuente: MINEM/DGH Informe Mensual Estadístico Marzo 2009.*

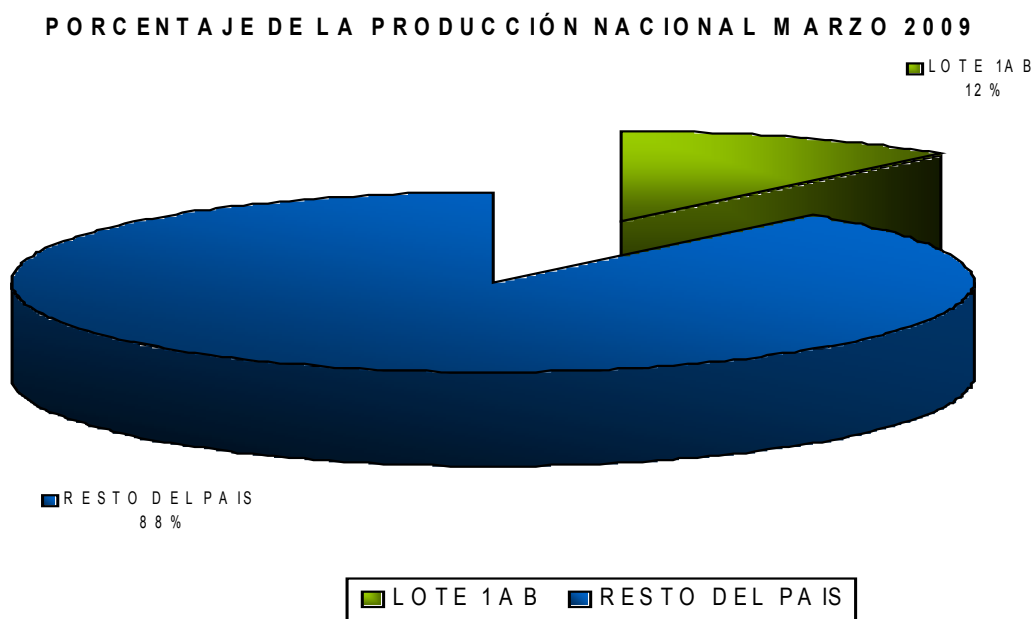
Se puede observar de la figura 3.5, que la producción promedio diaria del mes de Marzo de 2009 para el Lote 1-AB fue 16,099 BPD

**TABLA 3.8 PRODUCCIÓN PROMEDIO DIARIA LOTE 1AB  
(MARZO 2009 BPD)**

FECHA	BPD
mar-08	17690
abr-08	24826
may-08	23602
jun-08	23391
jul-08	23074
ago-08	22065
sep-08	22057
oct-08	21701
nov-08	22049
dic-08	20394
ene-09	16376
feb-09	15159
mar-09	16099

*Fuente: MINEM/DGH Informe Mensual Estadístico Marzo 2009.*

FIG. 3.6



Fuente: MINEM/DGH Informe Mensual Estadístico Marzo 2009.

**FIG. 3.7 PRODUCCIÓN PROMEDIO DE PETRÓLEO  
LOTE 8 – PLUSPETROL PERU CORP. (BPD)**



Fuente: MINEM/DGH Informe Mensual Estadístico Marzo 2009.

Se puede observar de la figura 3.7 que la producción promedio diaria del mes de Marzo de 2009 fue de 15, 511 BPD.

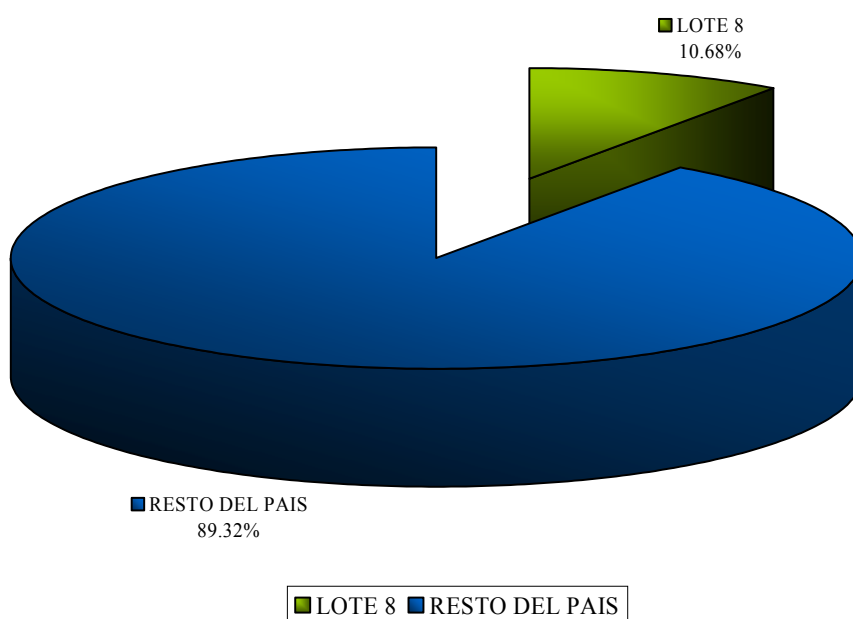
**TABLA 3.9 PRODUCCIÓN PROMEDIO DIARIA LOTE 8  
MARZO – 2009 (BPD)**

FECHA	BPD
mar-08	15,214
abr-08	15,267
may-08	14,435
jun-08	15,300
jul-08	15,697
ago-08	15,321
sep-08	14,906
oct-08	13,850
nov-08	15,964
dic-08	16,433
ene-09	16,151
feb-09	15,193
mar-09	15,511

*Fuente: MINEM/DGH Informe Mensual Estadístico Marzo 2009.*

**FIG. 3.8**

**PORCENTAJE DE LA PRODUCCIÓN NACIONAL MARZO 2009**



*Fuente: MINEM/DGH Informe Mensual Estadístico Marzo 2009.*

**TABLA 3.10 RESUMEN DE LA PRODUCCIÓN DE PETRÓLEO SELVA NORTE  
MARZO – 2009 (MBLS)**

COMPAÑÍA	ÁREA	ZONA	2009
Pluspetrol	Selva Norte	1-AB	15,099
Pluspetrol	Selva Norte	8	15,511

*Fuente: DGH, MINEM*

Por lo tanto, como resultado del análisis de la situación vigente, se puede concluir que en el Perú hasta la fecha continúa siendo un país deficitario en Petróleo Crudo; es decir, requiere importar grandes cantidades de éste para poder abastecer la demanda interna. Sumado a ello, las producciones actuales de crudo de la zona Selva Norte (Lote 1-AB y 8) continúa decreciendo gradualmente con el tiempo.

### **3.1.3 Análisis de la Situación Proyectada**

En base a las estadísticas históricas presentadas, el Ministerio de Energía y Minas plantea que se espera una declinación de los niveles de producción de petróleo en los yacimientos que actualmente se encuentran en etapa de explotación de 77,2 MBPD en el año 2007 a 55,7 MBPD en el año 2016.

Además, el Ministerio de Energía y Minas, considera que las reservas probadas de petróleo crudo en los yacimientos que actualmente se encuentran en producción continuarán con su tendencia declinante; estimándose que las reservas seguirán disminuyendo hasta 116,8 Mbps a fin del año 2016.

Sin embargo como resultado de los programas exploratorios se encontraron nuevas reservas de petróleo que empezaran su explotación comercial a partir del año 2010 con una producción de 38,4 MBPD la cual se estima que ira incrementando hasta 105,6 MBPD en el año 2016. Este estimado considera la producción de crudo pesado del Lote 67.

Se espera que el volumen de reservas que se puede descubrir sea del orden de 100 millones de barriles por yacimiento. Y se considera además que se tendrá un descubrimiento cada dos años, dando lugar al descubrimiento de 1200 MMBls de reservas probadas de petróleo crudo en el período de estudio.

En total, se espera un incremento en las reservas probadas de petróleo en razón de los nuevos yacimientos, del orden de los 1197,9 MMBls en el año 2016. Se considera, que como resultado de la perforación exploratoria, se tendrán descubrimientos comerciales que empezarán a producir a partir del año 2010. Mientras que los nuevos descubrimientos incluyen la producción de crudo pesado del Lote 67.

**TABLA 3.11 PRODUCCIÓN NACIONAL DE PETRÓLEO CRUDO  
2007-2016 (MBPD)**

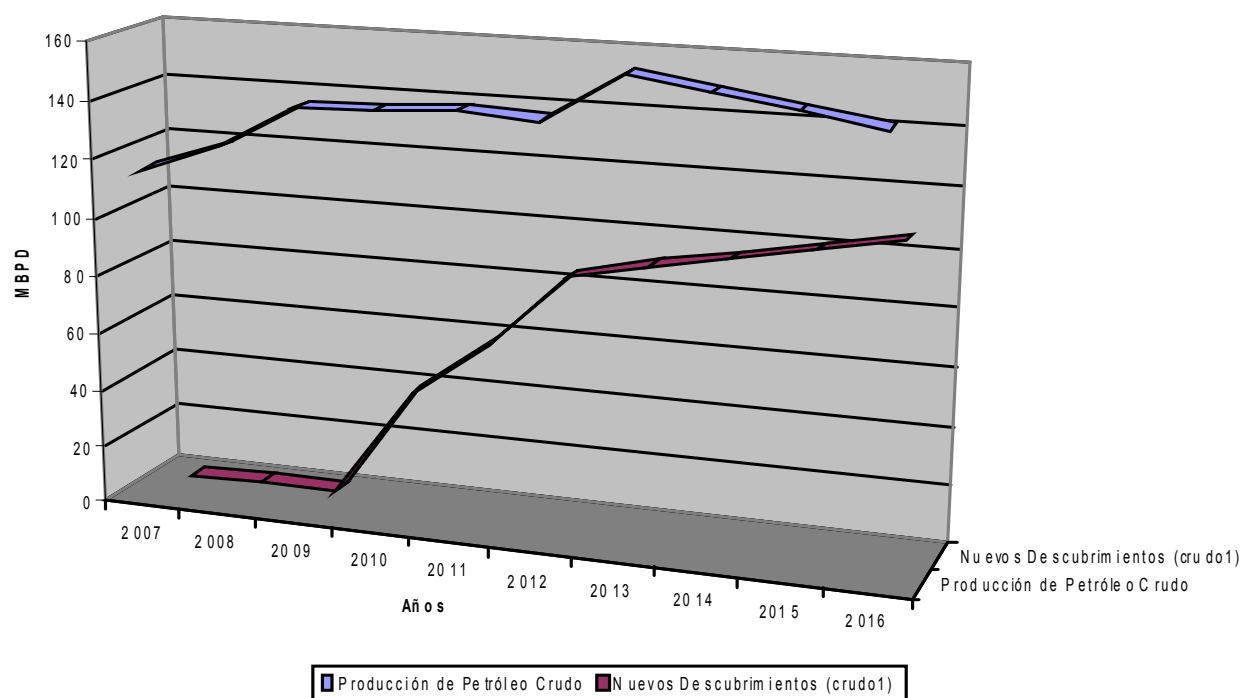
MBPD	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016
Producción de Petróleo Crudo	113.9	125.3	140.8	141.5	143.7	141.6	158.2	154.5	150.4	146.2
Nuevos descubrimientos (crudo) <sup>1</sup>	-	-	-	38.4	58	84.3	90.2	95.1	100.4	105.6

Fuente: Plan Referencial de Hidrocarburos 2007-2016, Estimado DGH.

(1) Incluye la producción de crudo pesado del Lote 67.

En la Tabla 3.11, se considera que como resultado de la perforación exploratoria, se tendrán descubrimientos comerciales que empezarán a producir a partir del año 2010.

**FIG. 3.9 PRODUCCIÓN NACIONAL DE PETRÓLEO CRUDO  
2007- 2016 (MBPD)**



Fuente: Plan Referencial de Hidrocarburos 2007-2016, Estimado DGH.

De igual manera, los escenarios futuros de producción en la zona de la Selva Norte continúan con la tendencia decreciente de los años anteriores como se observan en la Tabla 3.12

**TABLA 3.12 PRODUCCIÓN DE PETRÓLEO CRUDO DE LOS YACIMIENTOS EN EXPLOTACIÓN EN LA SELVA NORTE**

MBPD	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016
Selva Norte	43.4	41.5	39.6	37.8	36.5	35.1	33.7	32.4	31.1	29.9

*Fuente: PERUPETRO S.A. Campos en Producción.*

En las tablas 3.12, 3.13 y 3.14, se muestra como visión general de las proyecciones de las reservas de petróleo crudo en el Perú, tomando en cuenta los nuevos descubrimientos y los yacimientos que se encuentran actualmente en producción.

**TABLA 3.13 RESERVAS PROBADAS DE PETRÓLEO FACTIBLES DE SER OBTENIDAS**

MMBLS	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016
Nuevos descubrimientos	200	100	200	100	100	100	100	100	100	100
Acumulado	200	300	500	600	700	800	900	1000	1100	1200

*Fuente: Estimado DGH*

**TABLA 3.14 RESERVAS REMANENTES DE PETRÓLEO DE LOS NUEVOS DESCUBRIMIENTOS**

MMBLS	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016
Reservas Probadas al 01-Ene (MMBbbs)	306.6	506.6	606.6	806.6	892.6	971.4	1,040.7	1,107.7	1,173.0	1,236.4
Prod Nuevos Descubrimientos (MMBbbs)	-	-	-	14	21.2	30.8	32.9	34.7	36.6	38.5
Reservas Remanentes al 31-Dic (MMBbbs)	306.6	506.6	606.6	792.6	871.4	940.7	1,007.7	1,073.0	1,136.4	1,197.9

*Fuente: Estimado DGH- incluye reservas estimadas del lote 67.*



**TABLA 3.15 RESERVAS DE PETRÓLEO YACIMIENTOS NUEVOS Y EN PRODUCCIÓN**

MMBLS	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016
En Producción	326.5	299.5	273.8	249.3	225.3	202.1	179.8	158.2	137.1	116.8
Nuevos Descubrimientos <sup>(2)</sup>	306.6	506.6	606.6	792.6	871.4	940.7	1007.7	1073	1136.4	1197.9
Total de Reservas Probadas	633.1	806.1	880.4	1041.9	1096.7	1142.8	1187.5	1231.1	1273.5	1314.7

Fuente: Estimado DGH al final del año (31 de diciembre del 2007).

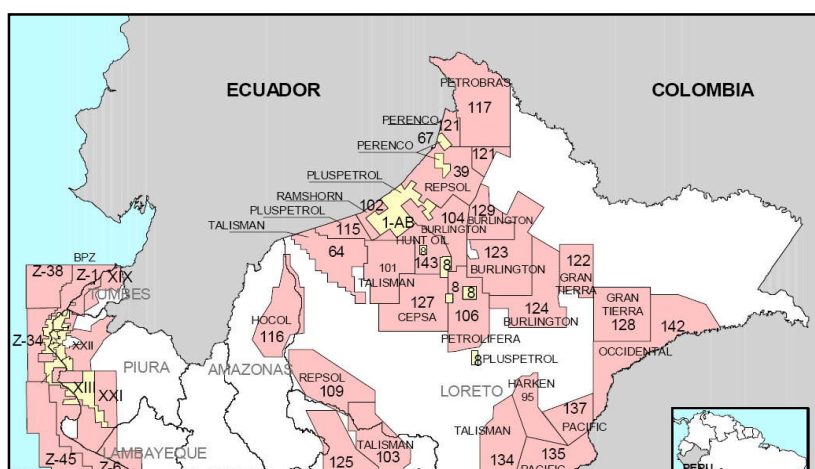
(2) Se incluye las reservas del Lote 67.

Por lo tanto, como resultado del análisis de la situación proyectada se estima que con los años, decrecerá la actual producción de crudo pero a su vez se irán incrementando los nuevos descubrimientos lo que demuestra que el desarrollo de nuevas reservas es fundamental para cubrir las deficiencias posteriores. Cuyas compañías operadoras son las Cías. Perenco, Repsol, y Pluspetrol como se observa en las figuras 3.10 y 3.11 siguientes:

### 3.2 Mercado Proveedor

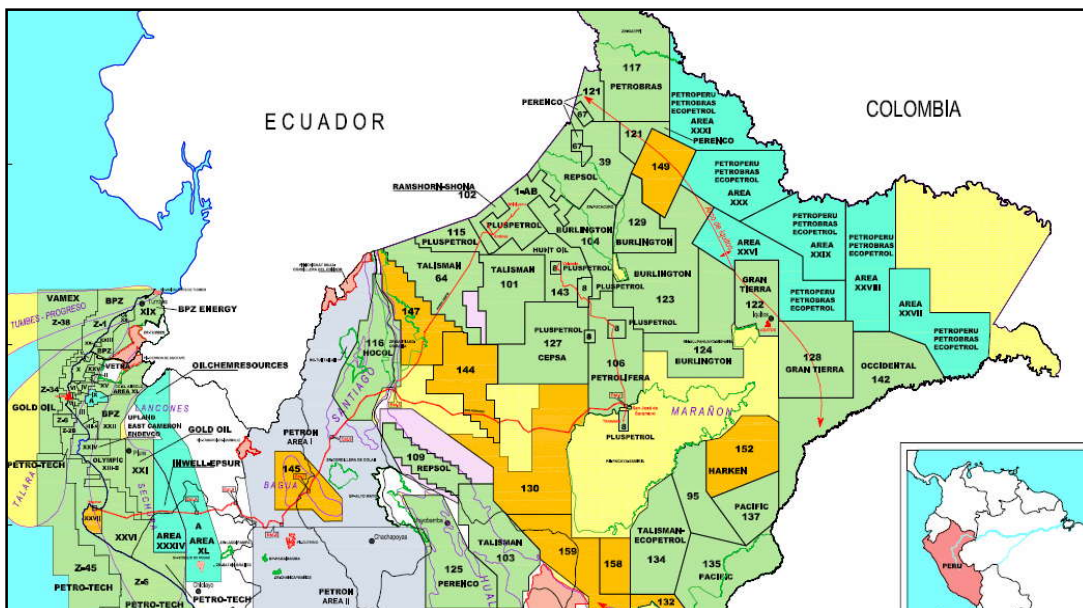
El mercado proveedor del proyecto esta comprendido por las nuevas reservas de crudo pesado descubiertos en la zona del río Marañón, correspondiente a la Selva Norte del país.

**FIG. 3.10 LOTES DE CONTRATOS DE OPERACIONES PETROLERAS Y CUENCAS SEDIMENTARIAS**



Fuente: PERUPETRO

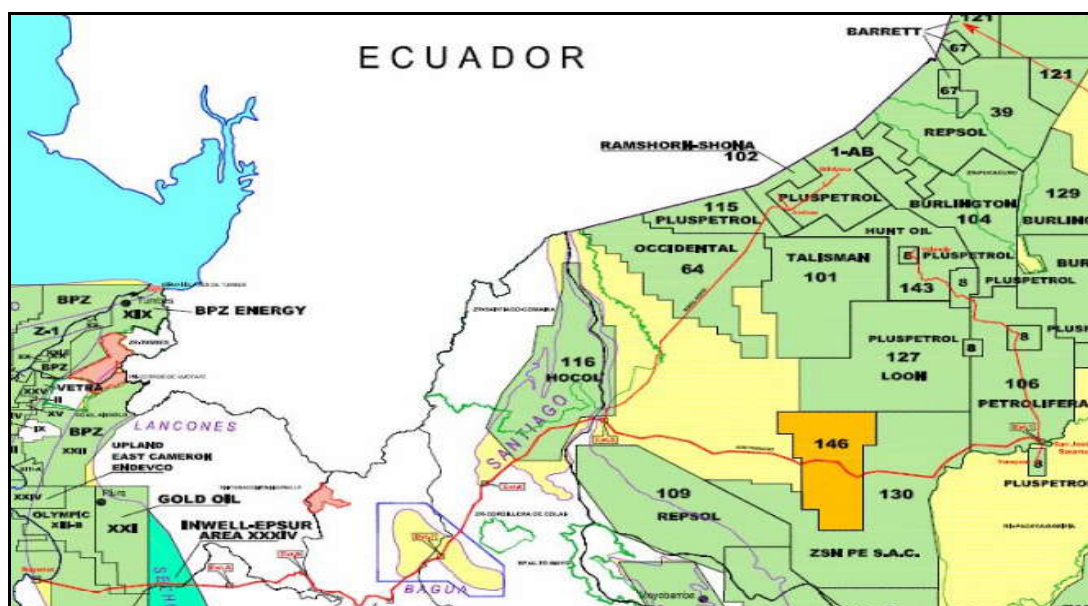
**FIG. 3.11 LOTES CON CONTRATOS PARA OPERACIONES PETROLERAS EN EXPLORACIÓN Y EXPLOTACIÓN**



Fuente: Petroleum Supply Monthly Feb. 1998.

Los lotes, fuente del presente estudio, son aquellos que corresponden a los lotes de 1-AB (Pluspetrol), lote 67 (Perenco) y lote 39(Repsol).

**FIG. 3.12 LOTES ALEDAÑOS AL OLEODUCTO NORPERUANO**



Fuente: INGEPE 2008: Adecuación del ONP para el Transporte de Crudos Pesados de la Cuenca del Marañón.

### 3.2.1 Disponibilidad de la Materia Prima

La materia prima para la Planta de Mejoramiento In-Situ es el petróleo (crudo pesado) a ser obtenido de los lotes 1-AB, 67 y 39. A ser desarrollados en la Selva Norte del país. En la siguiente tabla se presenta el resumen de las reservas de petróleo obtenidas para el año 2007 en el Perú:

**TABLA 3.16 RESERVAS DE PETRÓLEO AL 2007**

PETRÓLEO ( MMSTB )	
CLASIFICACIÓN	PETRÓLEO
Probadas	447,4
Probables	661,1
Probadas + Probables	1 108,5
Posibles	4 907,1
Probadas + Probables + Posibles	6 015,5

Fuente: DGH Libro de Reservas 2007.

Unidades: MMSTB = Millón de Barriles (10<sup>6</sup> Barriles)

Estas cifras no incluyen la última información técnica correspondiente al año 2008

A continuación se presenta el resumen de las reservas de petróleo obtenidas por zonas geográficas:

**TABLA 3.17 RESERVAS DE PETRÓLEO OBTENIDAS POR ZONAS GEOGRÁFICAS AL 2007**

Reservas		Probadas Desarrolladas	Total Probadas	Probadas + Probables	Probadas + Probables + Posibles
Petróleo					
Costa	MSTB	86 160	127 228	184 843	320 378
Zócalo	MSTB	45 494	73 913	84 773	1 177 495
Selva	MSTB	212 515	246 242	673 808	2 750 061
No Operadas	MSTB	0	0	165 030	1 767 594
<b>Total</b>	MSTB	344 169	447 383	1 108 454	6 015 527

Fuente: DGH Libro de Reservas 2007.

Unidades: MSTB = Miles de Barriles (10<sup>3</sup> Barriles)

**TABLA 3.18 RESERVAS DE PETRÓLEO DE LA SELVA NORTE DEL PERÚ  
(MSTB)  
AL 31 DE DICIEMBRE DE 2007**

AREA/LOTE	COMPAÑÍA OPERADORA	PROBADAS DESARROLLADAS	TOTAL PROBADAS	PROBABLES	PROBADAS + PROBABLES	POSIBLES	PROBADAS + PROBABLES + POSIBLES
1AB	PLUSPETROL	104 774	128 333	133 106	261 439	76 955	338 394
8	PLUSPETROL	49 866	59 197	22 509	81 706	65 469	147 175
39	REPSOL	0	0	20 000	20 000	69 500	89 500
67	PERENCO	56 000	56 000	250 600	306 600	253 400	560 000

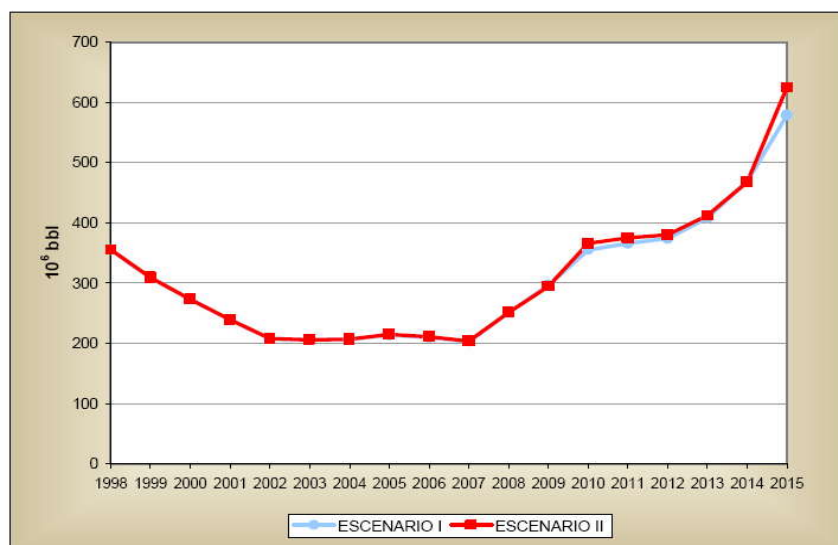
Fuente: DGH Libro de Reservas 2007.

Unidades: MSTB = Miles de Barriles ( $10^3$  Barriles)

### 3.2.2 Reservas Probadas de Crudo Pesado.

Según el Plan de Referencial de Energía al 2015, las reservas comprobadas de petróleo crudo pasarían a ser en un escenario I 579 MMBLS y en un escenario II 625 MMBLS en el año 2015 para el Escenario I y II, respectivamente. Por otro lado, la relación Reservas / Producción en el año 2015 llegaría a 10 años en ambos escenarios. El acumulado en los quince años para los descubrimientos de petróleo sería de 913,9 MMBLS para el Escenario I y de 980,4 MMBLS para el Escenario II. En la figura 3.13 se muestra las Reservas Probadas de Petróleo Crudo para ambos Escenarios:

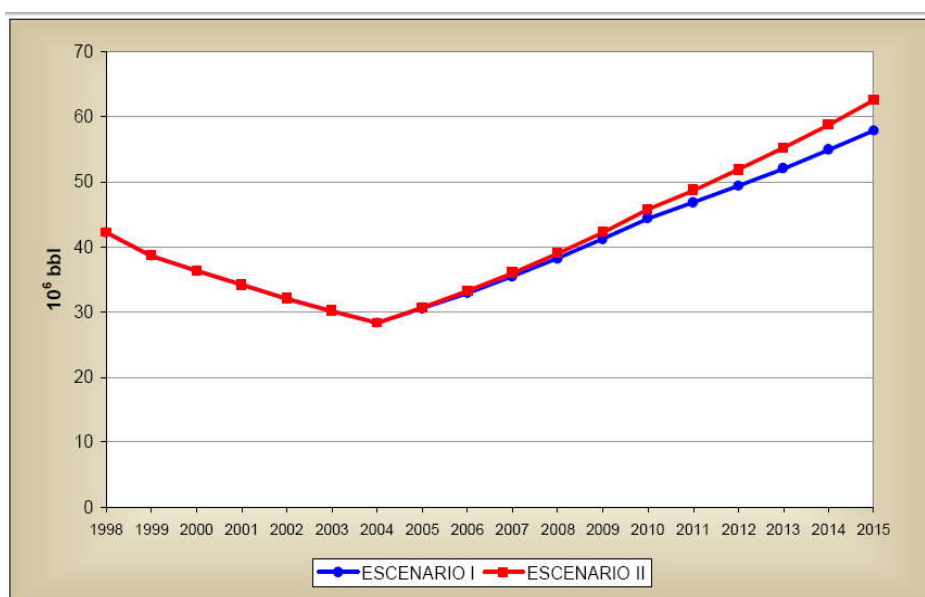
**FIG. 3.13 RESERVAS PROBADAS DE PETRÓLEO (MMBLS)**



Fuente: Minem Plan Referencial de Energía al 2015.

De acuerdo a las hipótesis planteadas, en el escenario I, la producción de crudo sería igual a  $57,873 \times 10^3$  MMBLS en el año 2015 (a una tasa anual acumulativa del 3,1%) y en escenario II, la producción nacional alcanzaría en el 2015 los  $62,518 \times 10^3$  MMBLS (Con una tasa anual acumulativa del 3,6%).

**FIG. 3.14 PRODUCCIÓN DE PETRÓLEO CRUDO**



*Fuente: Minem Plan Referencial de Energía al 2015.*

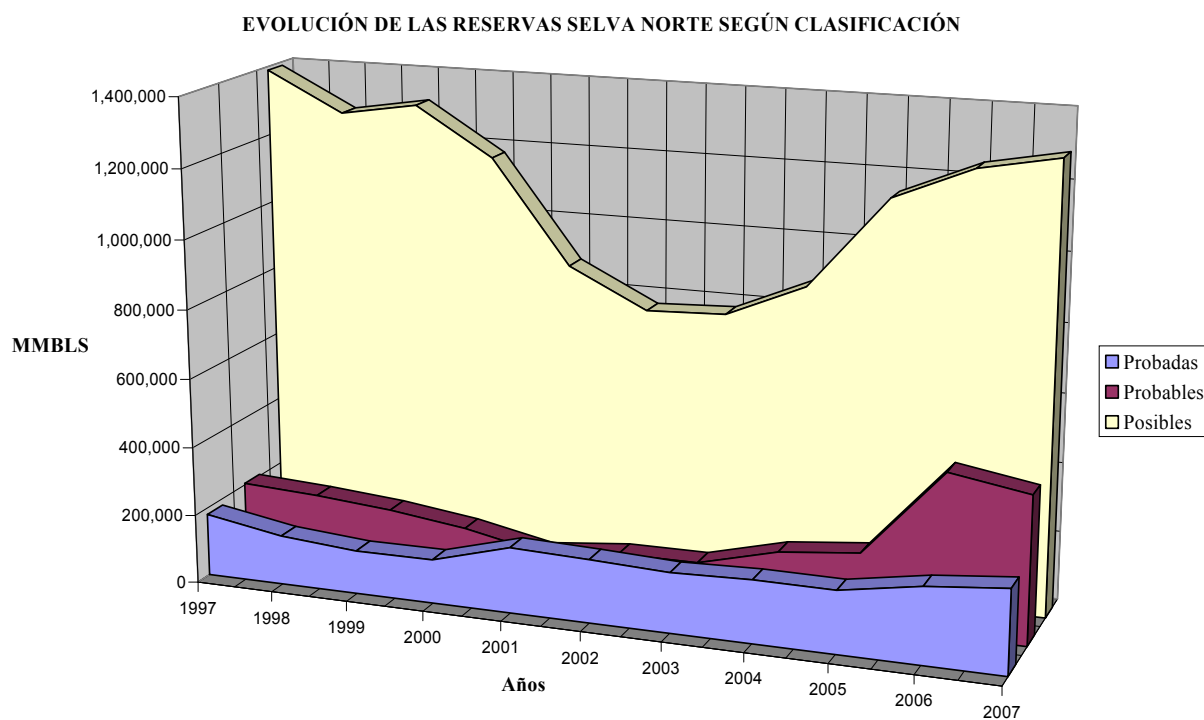
Las reservas probadas de petróleo estimadas al 31 de Diciembre de 2007, ascienden a 447,4 millones de barriles, principalmente por los resultados exitosos en la perforación de pozos principalmente en la Costa (lotes X y XII), Selva Norte (lotes 8 y 1AB) y el Zócalo Continental (lote Z-2B san Pedro).

**TABLA 3.19 RESERVAS PRBADAS, PROBABLES Y POSIBLES DE PETRÓLEO  
SELVA NORTE 1997-2007 (MMBLS)**

Año	Reservas Probadas	Reservas Probables	Reservas Posibles
1997	181,305	204,865	1,388,928
1998	143,085	192,822	1,277,427
1999	126,187	174,739	1,314,903
2000	127,267	146,064	1,177,694
2001	190,077	100,501	882,135
2002	183,314	124,353	771,490
2003	174,056	126,039	781,490
2004	181,830	184,906	880,045
2005	181,154	209,005	1,146,614
2006	220,561	463,892	1,243,938
2007	243,530	426,215	1,288,318

Fuente: MINEM

**FIG. 3.15**

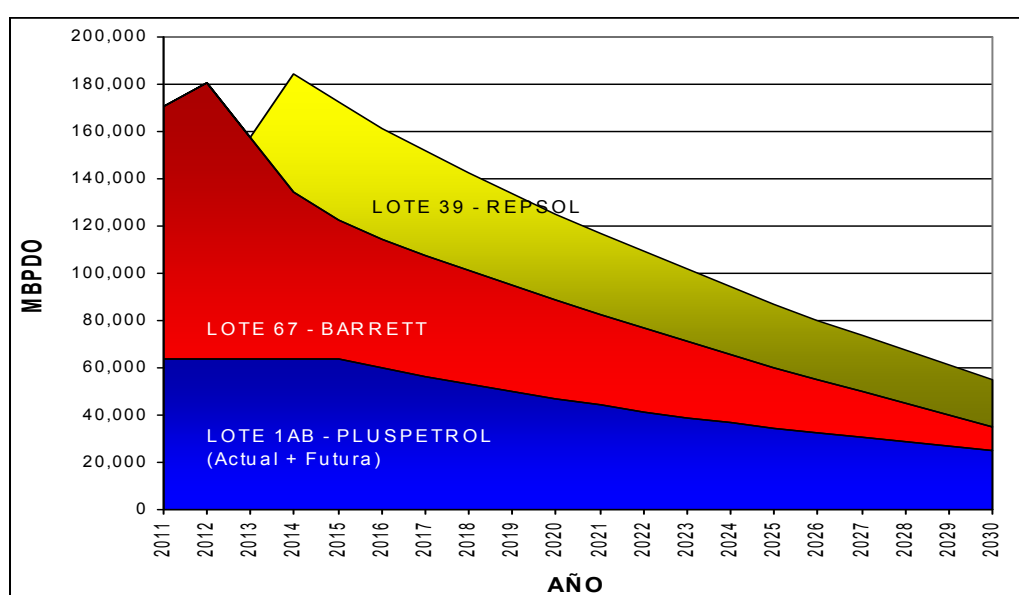


Fuente: MINEM.

### 3.2.3 Reservas Proyectadas de Crudo Pesado.

Las reservas de crudo pesado son aquellas que corresponden a los actuales descubrimientos de reservas de crudo pesado en la Selva Norte del país. Y cuyas proyecciones son representadas en la Figura 3.16.

**FIG. 3.16 PROYECCIÓN DE LAS RESERVAS (MBPDO)**



Fuente: Ingepet 2008.

En resumen, las reservas probadas de petróleo crudo pesado a fines de 2007, fueron del orden de los 243.530 MMBLS. Con los niveles actuales de cargas de petróleo crudo a las refinerías del país, estas reservas pueden satisfacer la demanda interna hasta el año 2020.

### 3.2.4 Estimados de Producción de Crudo Pesado en el Perú.

De acuerdo a la información publicada por Petroperú y según lo manifestado por las Cías Perenco, Pluspetrol y Repsol los estimados de producción de crudo pesado en la Selva Norte del país calculados para los años posteriores al 2011 se encuentran en la Tabla 3.20.

**TABLA 3.20 ESTIMADOS DE PRODUCCIÓN DE CRUDO PESADO EN EL PERÚ  
AL 2011 (BPD)**

COMPAÑÍA	LOTE	ESTIMADO TOTAL (BPD)
PLUSPETROL	1-AB y 8	46,000
PERENCO	67	30,000
REPSOL YPF	39	30,000
TOTAL ESTIMADO(BPD)		106,000

*Fuente: Petroperú.*

Se estima una producción total de aproximadamente 106,000 BPD para el año 2011. Es necesario recalcar que para efectos de estudio, se asumirá que dicha producción se mantendrá constante durante los años de tiempo de vida de la planta.

### 3.3 Mercado Distribuidor

El mercado distribuidor del crudo mejorado producido por la Planta de Mejoramiento de Crudo Pesado, sería la habitual ruta de evacuación de los lotes ubicados al Noreste del País. El Oleoducto Norperuano, formado por el Ramal Norte (ORN), el Tramo II ó Tramo Principal y el Tramo I, recorre desde la Estación inicial Andoas hasta el terminal Bayóvar.

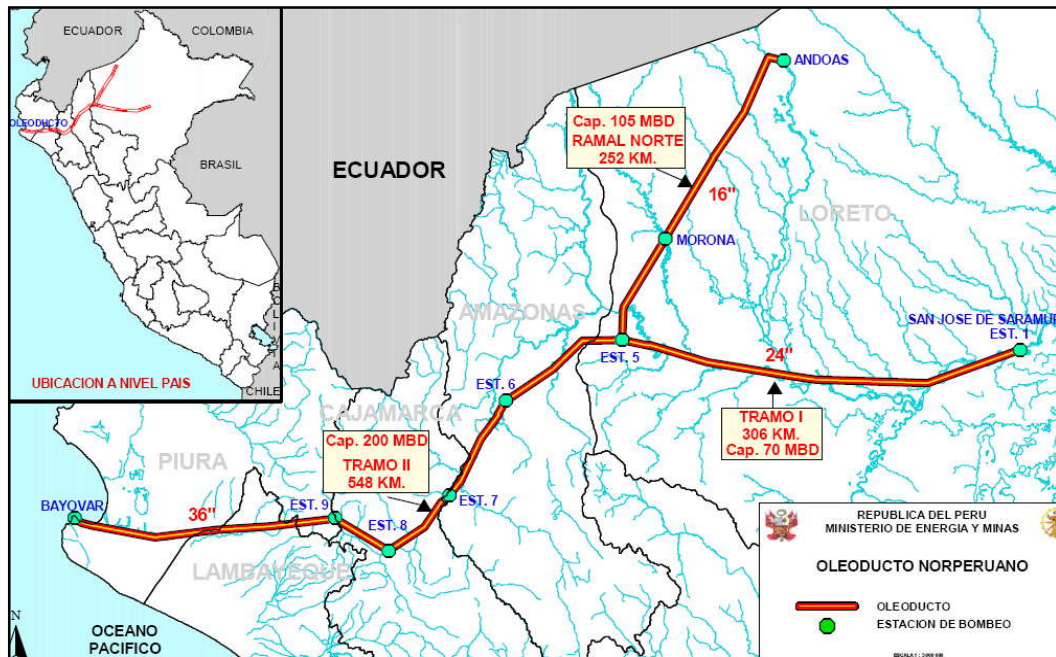
**TABLA 3.21 CARACTERÍSTICAS DE DISEÑO DEL ONP**

TRAMO	CRUDO TRANSPORTADO	TRAYECTORIA	CAPACIDAD DE DISEÑO	CALIDAD DISEÑO °API@70°F	VISC (cSt @70°F)
RAMAL NORTE (ORN)	Lote 1AB	Andoas-Est. 5	105 MBPD	26.6	12.1
TRAMO II o PRINCIPAL	Lote 1AB + Lote 8: Res. Ref. Iquitos.	Est 5-T.Bayóvar	500 MBPD Cap.inst: 200MBPD.	26.6	38
TRAMO I	Lote 8: Res. Ref. Iquitos.	Est 1-Est. 5	250 MBPD Cap. Inst: 200 MBPD	24.8	52

*Fuente: Petroperú.*



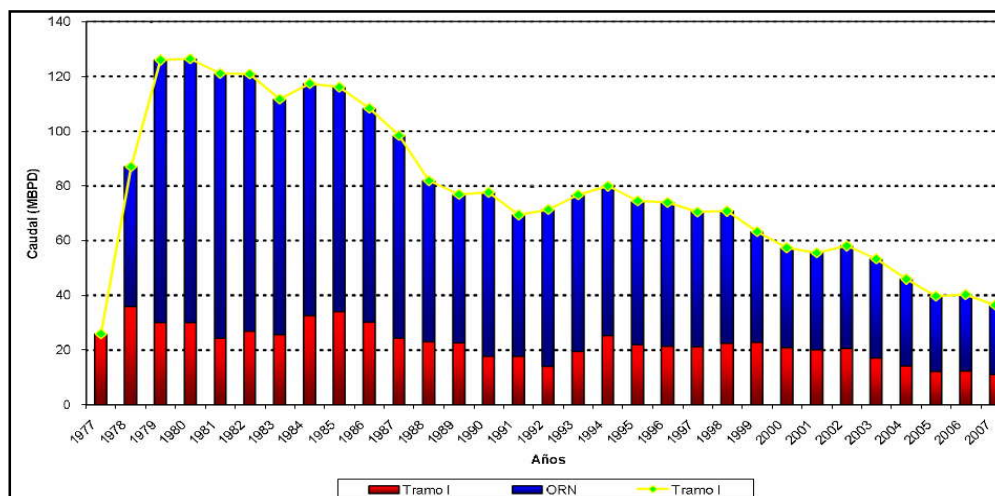
**FIG. 3.17 TRAZO DEL OLEODUCTO NOR PERUANO**



Fuente: Petroperú PTCP.

El ONP inició la operación de transporte en mayo del año 1977, transportando una producción de 26 MBPD del lote 8. Luego en el año 1978 se incorporó la producción del Lote 1AB, llegándose a transportar por el ONP un volumen de 87 MBPD en ese año. Alcanzando un pico máximo de volumen transportado por el ONP de 126 MBPD en los años 1979 y 1980. A partir de este año la producción ha ido disminuyendo progresivamente hasta una producción de 37 MBPD en el año 2007, tal como se muestra en la figura 3.18.

**FIG. 3.18 EVOLUCIÓN DEL VOLUMEN TRANSPORTADO POR EL ONP**



Fuente: Ingepet 2008, Adecuación del ONP al transporte de Crudo Pesado.

Por lo tanto la salida natural para el transporte de los crudos pesados de los bloques 1-AB, 67 y 39 hacia la Costa es el Ramal Norte y el Tramo II o Principal del Oleoducto Norperuano, principal distribuidor del crudo mejorado, que se encargaría de transportar el producto de la planta a su destino final en el terminal de Bayóvar para su posterior comercialización a las refinerías.

### **3.4 Mercado Consumidor**

Los principales consumidores del crudo mejorado (producto principal de la planta de mejoramiento) son las refinerías del país. Se resumen algunas de sus características en base a la información brindada por el Ministerio de Energía y Minas en su Anuario Estadístico de las Reservas al 2008.

Actualmente en el Perú operan 7 refinerías de las cuales 5 son de propiedad de Petroperú S.A. encontrándose una de ellas bajo contrato de arrendamiento a Maple; otra de propiedad de Repsol (La Pampilla) y Shiviyaçu que se emplea para operaciones propias de Pluspetrol Norte S.A.; mediante las cuales se abastece gran parte de la demanda de combustibles del país y se procesan crudos nacionales e importados.

Unos breves datos de las refinerías que operan en el Perú se desarrollan a continuación en la Tabla 3.22.

**TABLA 3.22 CARACTERÍSTICAS DE LAS REFINERÍAS QUE OPERAN EN EL PERÚ (AL 2008)**

REFINERÍA	PROPIETARIO	INICIO DE OPERACIONES	UBICACIÓN	CAPACIDAD INSTALADA			
				CAPACIDAD DE PROCESAMIENTO		CAPACIDAD DE ALMACENAMIENTO	
				UNIDAD	MBPD		MBLS
LA PAMPILLA S.A.	REPSOL	17-Dic-67	PROV. CALLAO LIMA	UDP I	37	CRUDO	3022
				UDP II	73	PRODUCTOS	3776
				UDV I	24	OTROS: AGUA	359.95
				UDV II	36		
				FCC	13.5		
				HT	2.7		
				URC	1.7		
				VISBREAKING	27		
				MEROX I	3.48		
				MEROX II	8.5		
				MEROX GASOL.	2.92		
				TRAT. AGUAS AC.	9.9		
				TRAT. SODA GAST.	0.053		
TALARA	PETROPERÚ	1917	PROV. TALARA PIURA	UDP	62	CRUDO	910.343
				UDV I	25	PRODUCTOS	2604.8
				UDV II	2		
				FCC	19		
				MEROX	10		

Fuente: Petroperú, Estadística Anual al 2008.

**TABLA 3.22 CARACTERÍSTICAS DE LAS REFINERÍAS QUE OPERAN EN EL PERÚ AL 2008 (CONTINUACIÓN)**

REFINERÍA	PROPIETARIO	INICIO DE OPERACIONES	UBICACIÓN	CAPACIDAD INSTALADA			
				CAPACIDAD DE PROCESAMIENTO		CAPACIDAD DE ALMACENAMIENTO	
				UNIDAD	MBPD		MBLS
IQUITOS	PETROPERÚ	15-Oct-82	CIU. IQUITOS LORETO	UDP	10.5	CRUDOS	217
						PRODUCTOS	252
						UGE	2500 KW PN.
CONCHÁN	PETROPERÚ	1954	LIMA-LIMA	UDP	15.5	CRUDO	260
				UDV	10	PRODUCTOS	477.1
						UGE	350 KW PN.
PUCALLPA	PETROPERÚ MAPLE	11-set-1966	PUCALLPA UCAYALI	UDP	3.3	CRUDO	134.5
				MEROX	0.5	PRODUCTOS	79.2
						UGE	325 KW PN.
EL MILAGRO	PETROPERÚ	1996	UTCUBAMB A AMAZONAS	UDP	1.7	CRUDO	5
						PRODUCTOS	42.5
						UGE	330 KW PN.
SHIVIYACU	PLUSPETROL	13-mar-93	LOTE 1AB LORETO	UDP	5.2	CRUDO	10
						PRODUCTOS	20
						OTROS: AGUA	12
						UGE	1200 KW

Fuente: Petroperú, Estadística Anual al 2008.

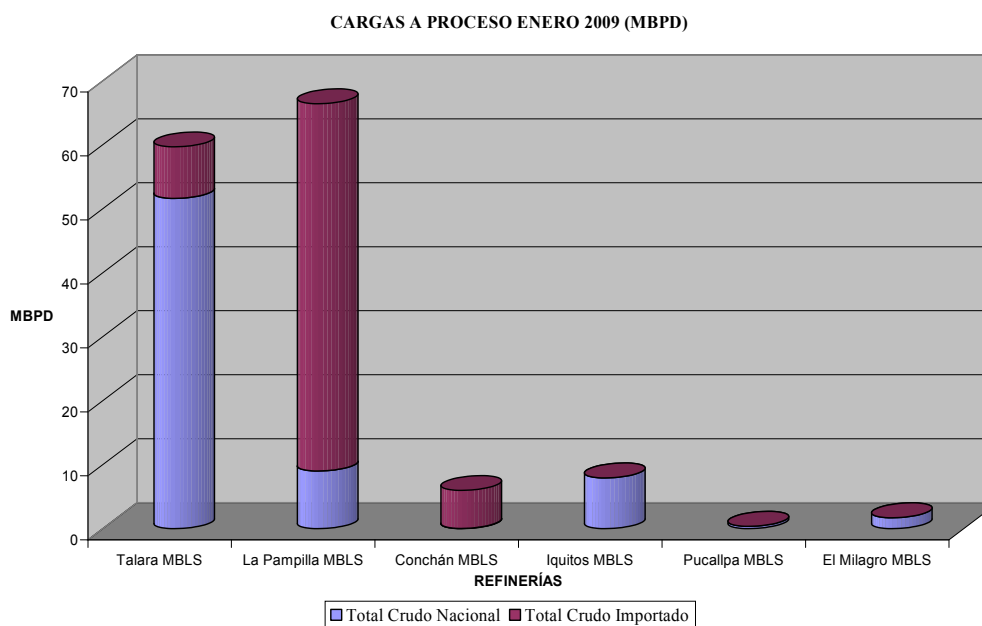
Se presenta además el resumen de las cargas actuales de petróleo crudo llevado a proceso para el mes de Enero del presente año 2009:

**TABLA 3.23 CARGAS A PROCESO ENERO 2009 (MBPD)**

CARGAS (MBPD)	Talara	La Pampilla	Conchán	Iquitos	Pucallpa	El Milagro	Total Procesado
Total Crudo Nacional	51.63	9.01	0.05	7.94	0.38	1.72	70.72
Total Crudo Importado	8.05	57.41	5.93	-	-	-	71.39
Total Carga de Crudo	59.68	66.42	5.97	7.94	0.38	1.72	142.11

*Fuente: Minem. Informe Mensual Estadístico 2009.*

**FIG. 3.19**



*Fuente: Minem. Informe Mensual Estadístico 2009.*

Lo que se puede observar es lo siguiente: En Enero del 2009 el total de petróleo crudo procesado en las refinерías nacionales fue 124.11 MBPD correspondiendo a más de la mitad del total procesado a cargas de crudo importado.

### **3.5 Análisis de la Demanda Actual de Combustibles**

Es preciso señalar que la demanda total de hidrocarburos viene en aumento debido al sostenido incremento de la actividad económica en el país. Se estima que para el año 2016 la demanda total de combustibles derivados del petróleo será del orden de 158,9 MBPD lo cual significa un crecimiento promedio de 1,7 % anual.

#### **Diesel**

El Diesel continuará siendo el combustible de mayor demanda en el período de estudio; se estima que su consumo se incrementará anualmente en 2,1 %, desde 60,7 MBPD en el año 2007 hasta 73,6 MBPD en el año 2016. Este incremento se debe principalmente al crecimiento económico del país y a su alto consumo en el transporte y maquinaria pesada.

#### **Gasolinas**

Se espera que la demanda de Gasolinas en el período 2007 – 2016 disminuya moderadamente a 14,1 MBPD en el año 2016.

#### **Gas Licuado de Petróleo (GLP)**

En el período 2007-2016, se espera que el GLP continúe desplazando al Kerosene de uso doméstico y a las Gasolinas en el sector automotor. Se estima que el consumo de GLP se incrementará en 6,7%, desde 25,8 MBPD en el año 2007 hasta 45,0 MBPD en el año 2016. Este incremento en la demanda en los próximos años se debe principalmente a la gran oferta de GLP y a la política de precios de las empresas productoras de GLP.

#### **Petróleos Industriales**

La demanda de los Petróleos Industriales será de 19,4 MBPD en el año 2007 y de 14,5 MBPD en el año 2016.

## Kerosene

Durante el período 2007 – 2016 se estima que la demanda de kerosene se mantendrá constante registrando un consumo de 1,0 MBPD, siendo este volumen consumido en zonas donde no se consume ningún otro combustible (GLP y Gas Natural) que puedan sustituirlo.

## Turbo

Se estima que la demanda de Turbo para consumo nacional tendrá un crecimiento anual de 3,7%, desde 4,7 MBPD en el año 2007 hasta 6,5 MBPD en el año 2016. Cabe indicar que no se considera el turbo que consume el tráfico aéreo internacional; este consumo se considera como exportación en la balanza comercial.

**TABLA. 3.24 DEMANDA ESTIMADA DE COMBUSTIBLES DERIVADOS DE LOS HIDROCARBUROS EN EL MERCADO NACIONAL (MBPD) 2007 – 2016**

MBPD	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016
Diesel 2	60,7	61,8	62,8	64,1	65,5	67,0	68,5	70,1	71,8	73,6
Requerimientos de Biodiesel <sup>(2)</sup>			1,3	1,3	3,3	3,3	3,4	3,5	3,6	3,7
Gasolinas	19,4	18,7	18,0	17,4	16,8	16,2	15,6	15,1	14,6	14,1
Requerimientos de Etanol <sup>(2)</sup>				1,4	1,3	1,3	1,2	1,2	1,1	1,1
Residuales	19,4	18,8	18,2	17,7	17,1	16,6	16,0	15,5	15,0	14,5
GLP	25,8	27,3	29,0	31,0	33,0	35,2	37,5	39,8	42,3	45,0
Turbo <sup>(3)</sup>	4,7	4,8	5,0	5,2	5,4	5,6	5,8	6,0	6,3	6,5
Kerosene	1,6	1,5	1,3	1,2	1,1	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0
Otros	4,5	4,4	4,4	4,4	4,3	4,3	4,3	4,3	4,2	4,2
<b>Hidrocarburos Líquidos</b>	<b>136,0</b>	<b>137,3</b>	<b>138,8</b>	<b>140,9</b>	<b>143,3</b>	<b>145,8</b>	<b>148,7</b>	<b>151,9</b>	<b>155,3</b>	<b>158,9</b>
Gas Natural <sup>(4)</sup>	38,5	43,7	49,1	67,3	95,0	101,4	110,6	118,5	128,8	138,8
<b>Total Hidrocarburos</b>	<b>174,5</b>	<b>181,0</b>	<b>187,9</b>	<b>208,2</b>	<b>238,2</b>	<b>247,2</b>	<b>259,3</b>	<b>270,3</b>	<b>284,1</b>	<b>297,7</b>
<b>Variación Anual (%)</b>										
Diesel 2	1,8	1,7	1,8	2,1	2,1	2,2	2,3	2,4	2,4	2,5
Gasolinas	-3,5	-3,5	-3,5	-3,5	-3,5	-3,5	-3,5	-3,5	-3,5	-3,5
Residuales	-3,1	-3,1	-3,1	-3,1	-3,1	-3,2	-3,2	-3,2	-3,2	-3,2
GLP	9,2	6,1	6,2	6,7	6,6	6,5	6,5	6,4	6,3	6,2
Turbo	3,4	3,0	3,0	3,9	3,9	3,9	3,9	3,9	3,9	3,9
Kerosene	-11,3	-7,8	-7,9	-8,6	-8,5	-8,3	0,0	0,0	0,0	0,0
Otros	-0,7	-0,7	-0,7	-0,7	-0,7	-0,7	-0,7	-0,7	-0,7	-0,7
<b>Hidrocarburos Líquidos</b>	<b>1,4</b>	<b>1,0</b>	<b>1,1</b>	<b>1,5</b>	<b>1,7</b>	<b>1,8</b>	<b>2,0</b>	<b>2,1</b>	<b>2,2</b>	<b>2,4</b>
Gas Natural	34,5	13,6	12,2	37,1	41,2	6,7	9,1	7,1	8,7	7,7
<b>Total Hidrocarburos</b>	<b>7,2</b>	<b>3,7</b>	<b>3,8</b>	<b>10,8</b>	<b>14,4</b>	<b>3,8</b>	<b>4,9</b>	<b>4,2</b>	<b>5,1</b>	<b>4,8</b>

<sup>(1)</sup> La demanda de combustibles líquidos considera el efecto de sustitución del gas natural

<sup>(2)</sup> El Biodiesel y el Etanol están incluidos en el volumen de Diesel 2 y Gasolinas respectivamente

<sup>(3)</sup> No se incluye el turbo de exportación

<sup>(4)</sup> Expresado en miles de barriles de petróleo equivalentes (No incluye el consumo de gas natural como insumo industrial: petroquímica y otros)

Fuente: Minem Plan Referencial de Hidrocarburos 2007-2016.

### 3.6 Estimación de la Capacidad de la Planta de Mejoramiento de Crudo Pesado

#### 3.6.1. Momento Óptimo

Según la bibliografía consultada, se estima que el tiempo de puesta en marcha de una Planta de Mejoramiento de Crudo Pesado es de aproximadamente dos años. Sumado a ello, de acuerdo a lo manifestado por las Cías Perenco, Pluspetrol y Repsol (actuales compañías operadoras de los pozos proveedores de la materia prima a la planta), las producciones tempranas del crudo a transportar son las siguientes:

**TABLA 3.25 PRODUCCIONES TEMPRANAS DE CRUDO PESADO**

COMPAÑÍA	LOTE	ESTIMADO TOTAL (BPD)	AÑO DE PRODUCCIÓN ESTIMADO
PLUSPETROL	1-AB y 8	46,000	2011
PERENCO	67	30,000	2011
REPSOL YPF	39	30,000	2012

*Fuente: Petroperú*

Como se observa en la Tabla 3.25, debido a que las fechas de producción programadas, comprenden los años 2011 y 2012; se ha decidido establecer como momento óptimo al año 2011; el cual se encuentra en función a las proyecciones futuras de desarrollo de las reservas de crudo pesado correspondientes a los lotes 1AB, 67 y 39 (los cuales serán descritos a detalle en el siguiente capítulo).

Por lo tanto, se establece que el año 2011 se tomará como base sobre el cual se realizarán todos los cálculos y análisis posteriores en el presente trabajo.



### 3.6.2. Estimación de la Capacidad de Planta

Para estimar la capacidad de procesamiento de la Planta de Mejoramiento de Crudo Pesado, se tomó en cuenta como factor principal los estimados de proyección futura de los yacimientos involucrados en el presente estudio; que según lo mencionado anteriormente asciende a 106 MBPD para los próximos años (Tabla 3.20). Sin embargo, se debe mencionar que dicha producción se encuentra limitada por la capacidad máxima de transporte del Oleoducto Norperuano Ramal Norte (ORN). Convirtiéndose éste factor en el limitante principal para la capacidad de la Planta.

Según lo expuesto, el Oleoducto Ramal Norte inicia su recorrido de la estación Andoas hasta la estación 5, transportando actualmente 30,000 barriles de petróleo procedentes del lote 1-AB (17.9-18.1 °API, viscosidad de 425 cSt a 87°F); siendo su capacidad de diseño de 105 MBPD para un crudo de 26.6 °API (Tabla 3.21). Lo que implica que la cantidad esperada de Crudo Mejorado a obtenerse como producto final, no debe exceder los 105 MBPD para asegurar su transporte por el actual Oleoducto Ramal Norte (ORN).

En conclusión, se obtendrá una producción equivalente a 91.36% de la capacidad máxima del ORN; es decir, se tendrá una capacidad de planta de 95.93 MBPSD de crudo mejorado. Para lo cual se requerirá una carga de aproximadamente 106 MBPSD de alimentación a la planta, según la Tabla 3.26 siguiente:

**TABLA 3.26 TAMAÑO DE LA PLANTA DE MEJORAMIENTO DE CRUDO PESADO**

Alimentación de Crudo Pesado	Factor Corriente F=0.9	Tamaño de Planta Crudo Mejorado
106 MBPSD	365 días/año	95.93 MBPSD

De manera que se considera un margen de seguridad de 8.64% y un factor corriente de operación de 0.9.

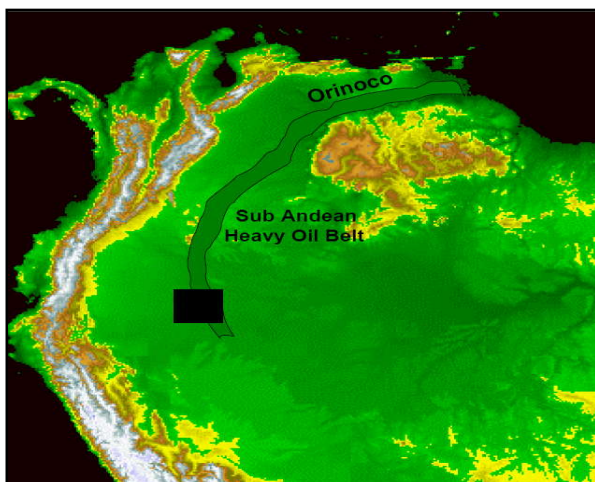
## CAPÍTULO 4

### MATERIA PRIMA

#### 4.1 Fuente

El Cinturón de Crudo Pesado, llamado comúnmente Heavy Oil Belt, es la franja de crudo pesado que atraviesa países tales como: Venezuela, Colombia, Ecuador y Perú; y que posee considerables reservas de petróleo crudo pesado y extra pesado que antes no habían sido aprovechadas. La Franja de Crudo Pesado cruza el Perú en la zona del Marañón (Selva Norte). A manera de aprovechar estas reservas de crudo pesado descubiertas en los lotes 1-AB de la compañía Pluspetrol, lote 67 de la compañía Perenco y el lote 39 de la compañía Repsol; se ha visto conveniente emplear dichas reservas como fuente principal proveedora para la materia prima para la Planta de Mejoramiento de Crudo Pesado. Por lo tanto, la fuente de materia prima es la cantidad de reservas y producción estimada de los lotes 67, 1-AB y 39 de Crudo Pesado.

**FIG 4.1 EL CINTURÓN DE CRUDO PESADO LLEGA HASTA LA CUENCA DEL RÍO MARAÑÓN**



*Fuente: Barrett Resources Peru, Block 67 Overview – Unlocking the Potential of the Heavy Oil Belt Marañón Basin, Peru, PowerPoint, 2006.*

#### 4.1.1 Lote 39 - Repsol YPF del Perú.

La actividad exploratoria realizada dentro del lote 39 ha permitido identificar tres campos de producción, estos son: Raya, Buenavista y Delfín. Con los datos obtenidos de las recientes investigaciones, se procedieron a efectuar modelamientos que permitieron establecer pozos tipo, con los cuales se estimó el comportamiento productivo del lote.

Adicionalmente, la compañía Repsol recopiló información del comportamiento productivo de los campos de crudos pesados colindantes al lote 39, con la finalidad de poder validar los resultados. Por tanto, se estableció como límite económico una producción equivalente a 100 BOPD o 98% de corte de agua.

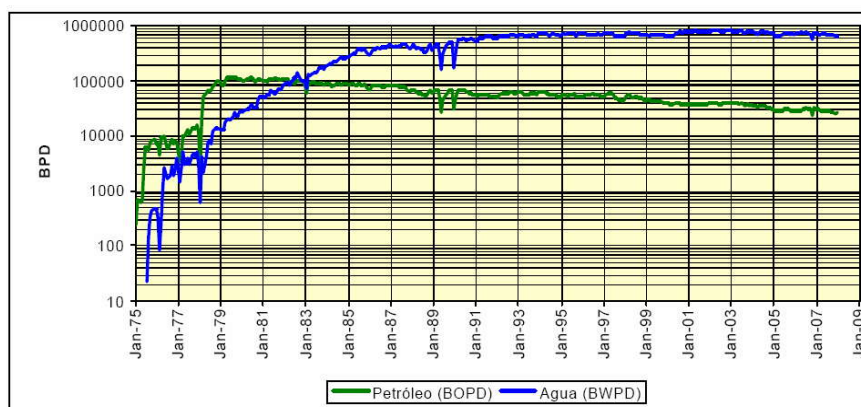
Repsol YPF tiene un agresivo programa exploratorio en el lote 39, ubicado en la Selva Amazónica al Noreste del territorio peruano. Tres pozos han sido perforados y probados en la campaña exploratoria de los últimos dos años, todos descubrieron petróleo pesado ( $API < 15^\circ$ ) en las formaciones Casablanca, Chonta y Vivian.

#### 4.1.2 Lote 1AB - Pluspetrol

El Bloque 1AB está localizado en el noreste de la Selva Peruana, fue descubierto en 1971 e inició su producción comercial en 1975. La exploración del Bloque empezó en 1971 y el primer descubrimiento fue en 1972, las facilidades de producción fueron completadas y el campo fue declarado comercial a fines de 1974. Actualmente después de 33 años de producción la producción acumulada de petróleo es 700 millones de barriles de petróleo.

**FIG 4.2 PRODUCCIÓN HISTÓRICA VS. TIEMPO A DIC 2007**

#### LOTE 1-AB



Fuente: Ingepet 2008.

### **4.1.3 Lote 67 Perenco**

El Lote 67 cuyo contrato fue suscrito en diciembre de 1995 y que a la fecha viene siendo operada por la empresa PERENCO y cuyas actividades se han venido desarrollando desde el año 1995, inicio el programa de perforación de los pozos exploratorios (confirmación) denominados: Paiche-2, Piraña-2A, Piraña-2B y N-Dorado los cuales reúnen reservas por más de 300 millones de barriles. Se estima que cuando los estudios en estos campos sean completados, dichas áreas tendrán un potencial para producir unos 100 mil barriles de crudo por día.

El 12 de diciembre de 2006, la Empresa Barrett Resources (Perú) LLC realizó la Declaración como Descubrimiento Comercial del Lote 67 de crudo de aproximadamente 14.6 °API. El Plan de Desarrollo para el Lote 67, aprobado por Perpetro en Julio del 2007, estima que las primeras producciones de crudo se darán en enero del 2011, e incluye perforaciones, construcción de plantas, estudios de superficie y oleoducto local para la entrega de petróleo crudo que participe dentro del sistema de traslado de crudo para exportación.

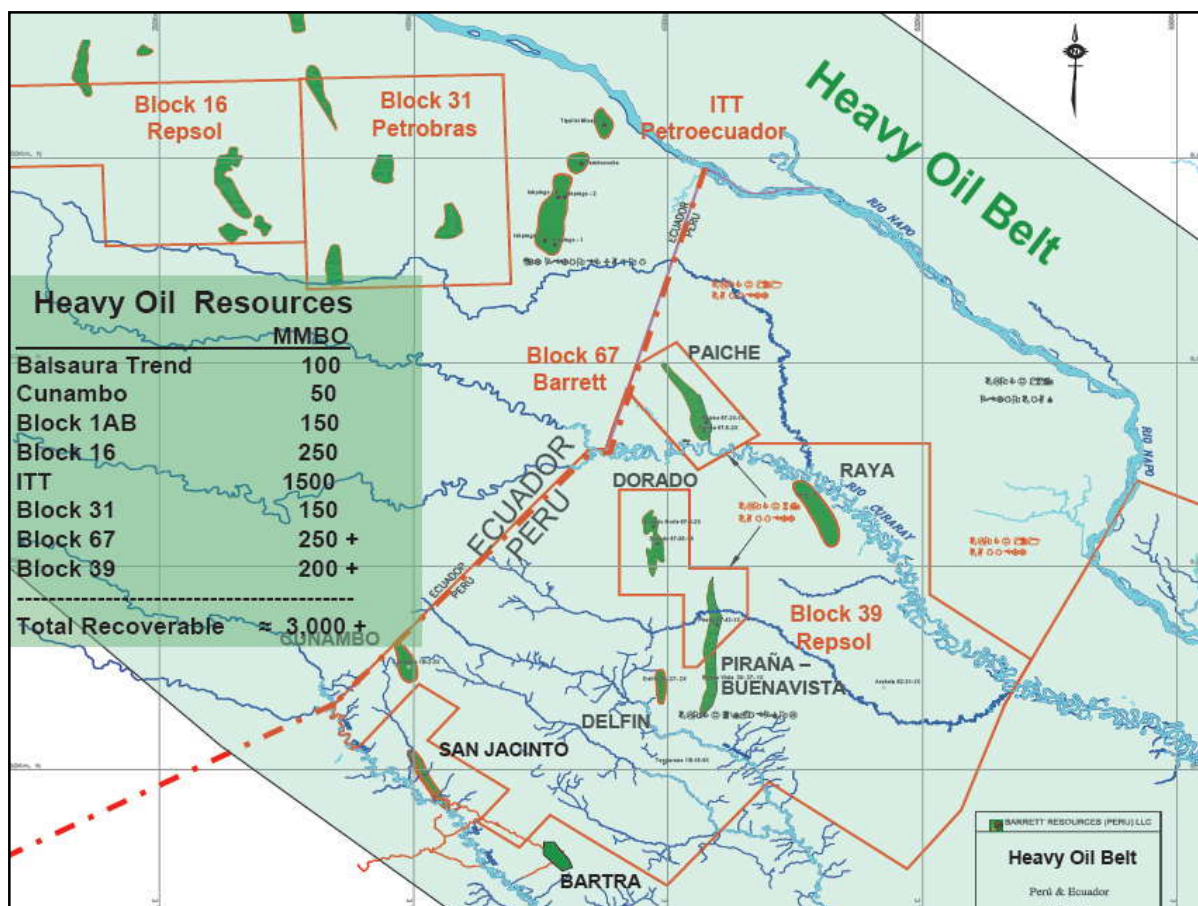
Estos descubrimientos demostraron un gran potencial de reservas de crudo pesado, las cuales, en su momento, no resultaron económicamente viables. Sin embargo, hoy en día los pronósticos de producción de Perenco para dicho lote son muy optimistas, se espera una producción aproximada de 2,500 barriles diarios por pozo, lo cual podría alcanzar un nivel de 100,000 barriles de petróleo por día, duplicando la producción actual de la Cuenca.

Con este nivel de producción, el Perú sería nuevamente exportador neto de hidrocarburos. Las actividades a desarrollar, previa a los correspondientes Estudios de Impacto Ambiental (EIA), comprenden una campaña de adquisición de sísmica 3D, para ubicar las locaciones más ventajosas de las plataformas de perforación; así como la construcción de facilidades para el mejoramiento de petróleo pesado y su transporte.

## **4.2 Ubicación de la Fuente**

Como se mencionó a lo largo del presente trabajo, la fuente de crudo pesado en el país se encuentra en la Cuenca del Río Marañón al Noreste del país.

**FIG. 4.3 UBICACIÓN DE LOS DEPÓSITOS DE CRUDO PESADO  
FRONTERA ECUADOR Y PERÚ**

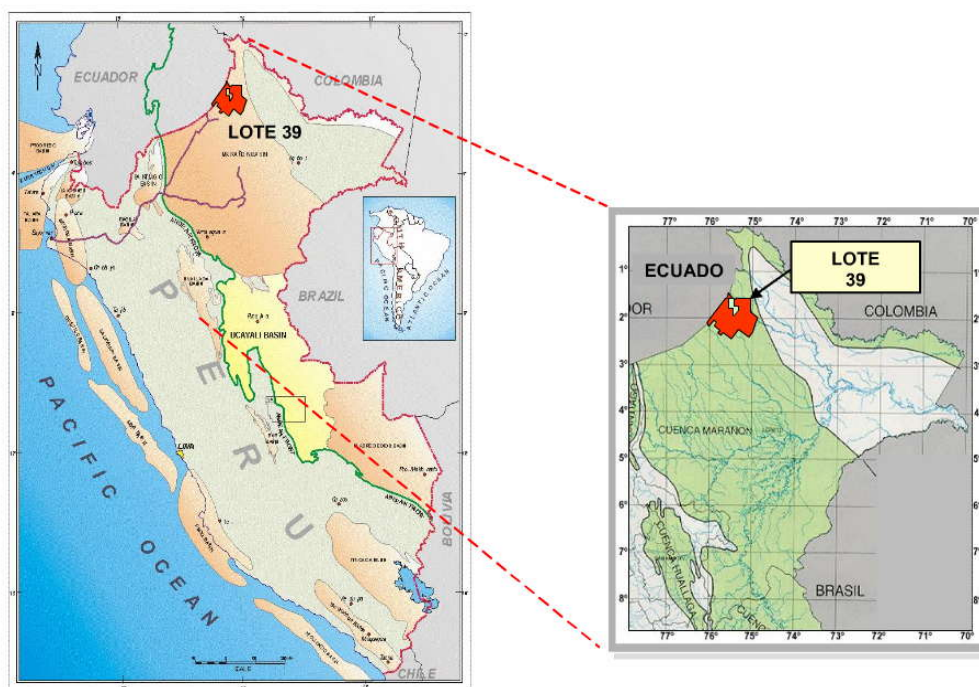


Fuente: Barrett Resources Peru, Block 67 Overview – Unlocking the Potential of the Heavy Oil Belt Marañón Basin, Peru, PowerPoint, 2006.

#### 4.2.1 Ubicación del Lote 39 Repsol YPF del Perú.

El Lote 39, cuyas actividades se iniciaron el año 1999; con contrato suscrito desde el año 2001 y que actualmente viene siendo operado por la empresa Repsol, se encuentra ubicado en una zona remota de la selva amazónica al Noreste del territorio peruano y cuenta con una extensión de 8400 Km<sup>2</sup>. Este se encuentra ubicado en la cuenca del Marañón. (José G. Flores Fernández, INGEPET 2008).

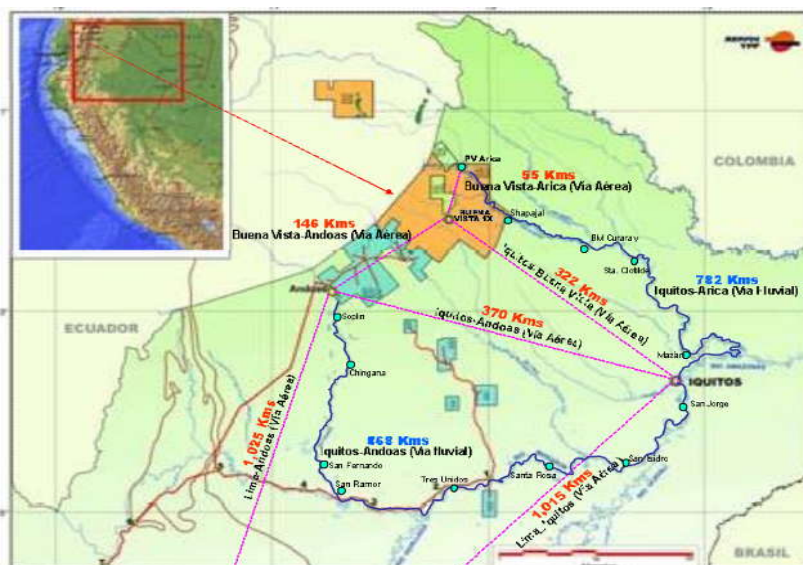
**FIG. 4.4 UBICACIÓN GEOGRÁFICA LOTE 39**



*Fuente: INGPET 2008.*

El lote 39 de Repsol YPF está localizado en una zona remota de la Selva Amazónica al Noreste del territorio peruano. Tres pozos exploratorios fueron perforados en el programa inicial de dos años, incluyendo Buenavista-1X, Delfin-2X y Raya-3X. Cabe mencionar que este lote circunda al lote 67 de la compañía operadora Pluspetrol.

**FIG. 4.5 LOCALIZACIÓN DEL LOTE 39 EN EL NORESTE PERUANO**

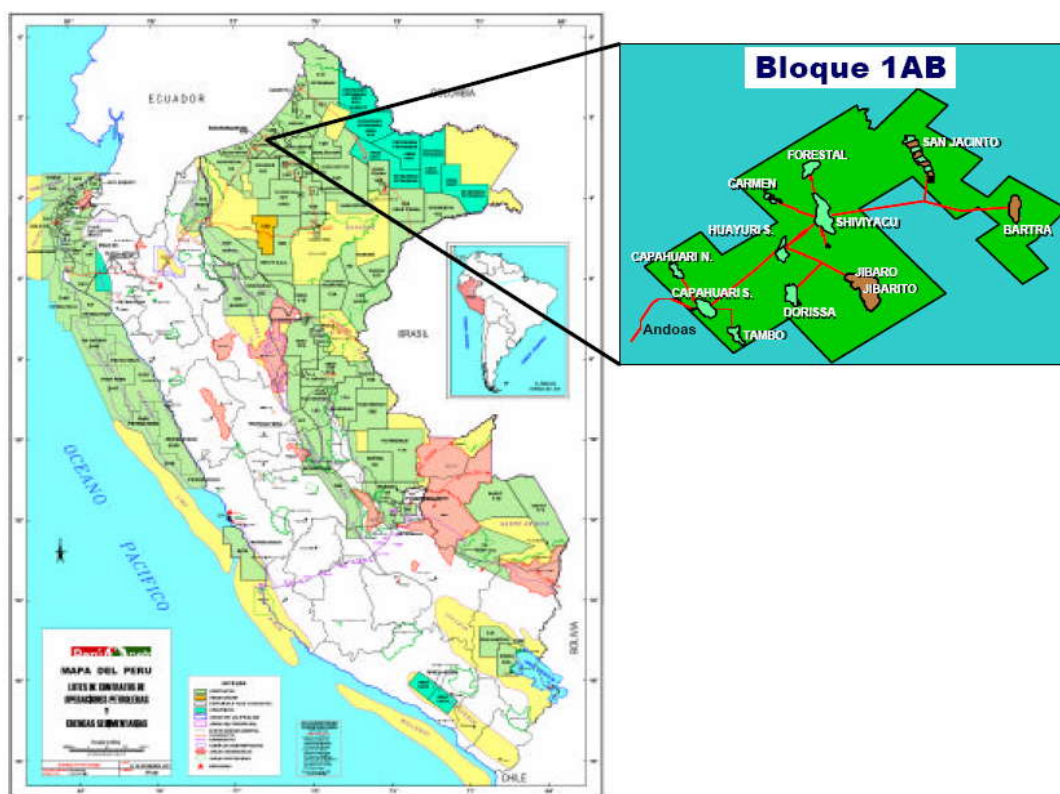


*Fuente: INGPET 2008.*

#### 4.2.2 Ubicación del Lote 1AB- Pluspetrol

El Bloque 1AB esta localizado en la Cuenca Marañón, al Noreste de la Selva peruana, ver Figura 4.6, tiene 12 campos petroleros en un área de 4970 Km<sup>2</sup>.

**FIG. 4.6 UBICACIÓN GEOGRÁFICA LOTE 1AB**



Fuente: INGPET 2008.

#### 4.2.3 Ubicación del Lote 67-Perenco

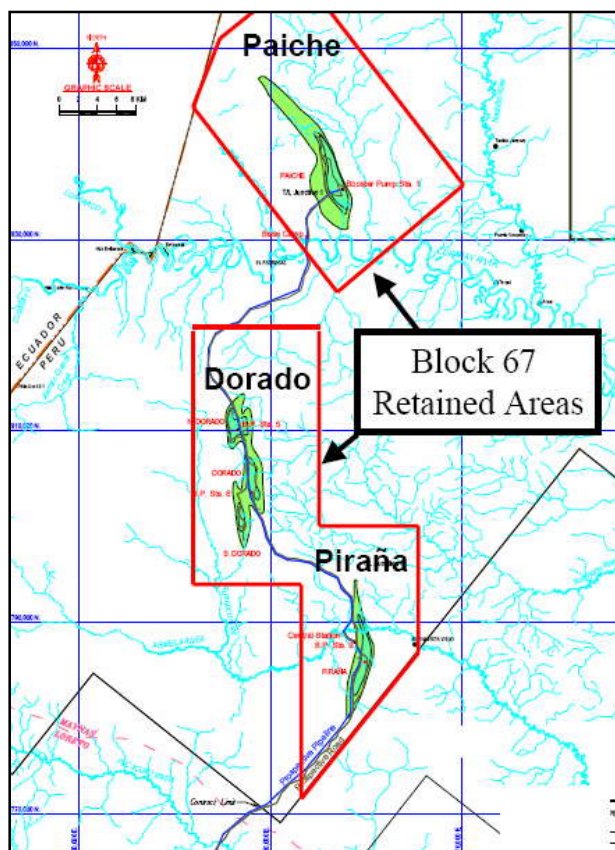
Este lote está ubicado en la zona de la Cuenca del Marañón en la Faja Peruana de Crudo Pesado ubicada en la Selva Norte del país. En el Lote 67, como se puede apreciar en las figuras siguientes, existen tres depósitos de crudo pesado con una separación de 15-20 Km. entre sí.

**FIG. 4.7 UBICACIÓN DEL LOTE 67**



*Fuente: Barrett Resources Peru, Block 67 Overview – Unlocking the Potential of the Heavy Oil Belt Marañón Basin, Peru, PowerPoint, 2006.*

**FIG. 4.8 UBICACIÓN GEOGRÁFICA DEL LOTE 67 – PERENCO.**



*Fuente: Barrett Resources, EIA Sísmica 3D – Lote 67, 2006*



### 4.3 Características del Crudo Pesado de la Selva del Perú

Los Crudos Pesados a obtenerse en la Selva del Perú, poseen un grado API promedio estimado de 14.6°API y viscosidades en condiciones ambientales superiores a 20, 000 Cp. Son considerados asfaltenos; además poseen altos contenidos de azufre, y sumado a ello, todos los campos de la Cuenca del Marañón producen crudos subsaturados, es decir, de bajo contenido de gas. Algunas de sus propiedades y características son descritas a continuación:

#### 4.3.1 Calidad Promedio del Crudo del Lote 39: 10.5 ° API

Las características del fluido a procesar en el lote 39, se analizaron considerando las propiedades del crudo más pesado, las cuales corresponden a las propiedades del crudo encontrado en la formación Raya Chonta, el cual tiene las siguientes propiedades:

**TABLA 4.1 PROPIEDADES DEL CRUDO DE LA FORMACIÓN RAYA CHONTA**

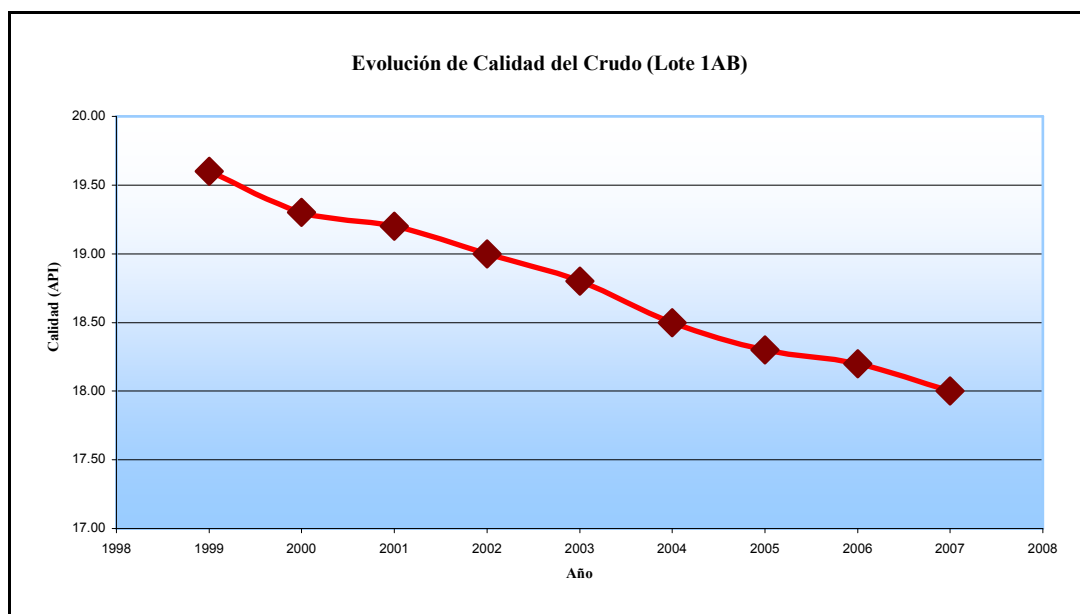
<b>LOTE - 39 (REPSOL)</b>	
Calidad	10.5 °API @60°C
Viscosidad	5369 cSt @60°C
Punto de Vertido	21°C
Carbón Conradson	16.28%.
Azufre	2.83%
Vanadio	502 ppm

*Fuente: Ingepet 2008.*

### 4.3.2 Calidad Promedio del Crudo del Lote 1-AB: 17.9 °API

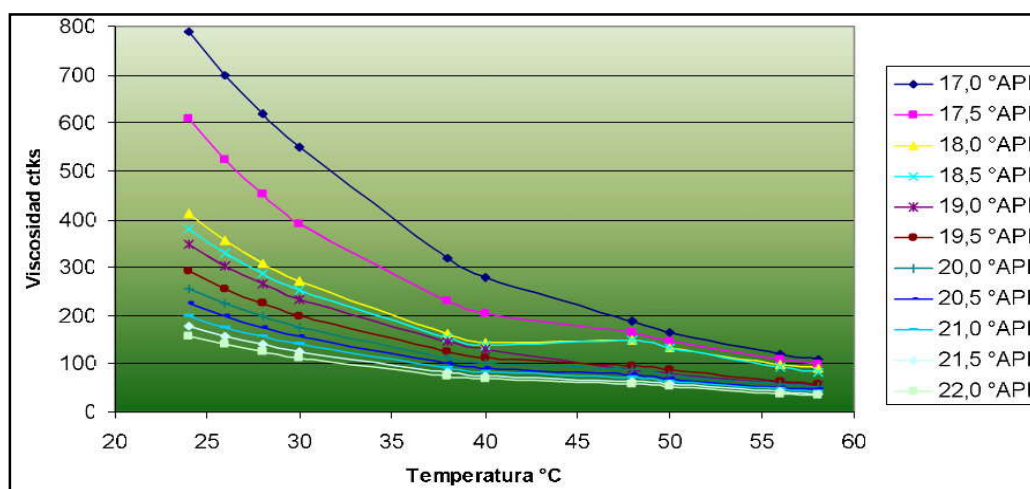
La producción del lote 1AB continúa por debajo de su nivel normal. El Bloque 1-AB produce de 2 reservorios con 3 tipos de crudo: Ligeros (32°API), Intermedios: (22° API) y Pesados (10° API).

**FIG. 4.9 EVOLUCIÓN DE LAS CALIDAD DEL CRUDO (LOTE 1AB)**



Fuente: Ingepet 2008. Adecuación del ONP para el Transporte de Crudos Pesados de la Cuenca del Marañón.

**FIG. 4.10 VISCOSIDAD DE CRUDO EN ANDOAS**



Fuente: Ingepet 2008. Adecuación del ONP para el Transporte de Crudos Pesados de la Cuenca del Marañón.

**TABLA 4.2 CARACTERÍSTICAS DE LOS CAMPOS DEL LOTE 1AB**

CAMPO	RESERVORIO	GRAVEDAD °API
BARTRA	Basal Tertiary	11.5
	Vivian	11.5
	Chonta	20.5
CAP. NORTE	Vivian	27.0
	Chonta	25.8
CAP. SUR	Vivian	35.3
	Chonta	35.2
CARMEN	Vivian	19.7
	Chonta	37.5
DORISSA	Vivian	32.2
	Chonta	40.0
FORESTAL	Vivian	18.9
	Chonta	34.5
	Lower Chonta	32.2
	Basal Chonta	34.6
HUAYURIN.	Vivian	18.9
HUAYURI S.	Vivian	27.5
	Chonta	38.2
JIBARO	Vivian	10.6
JIBARITO	Vivian	10.8
SAN JACINTO	Basal Tertiary	11.5
	Vivian	11.5
	Chonta	28.0
	Basal Chonta	14.5
SHIVIYACU	Vivian	20.2
	Chonta	34.9
SHIVIYACU NE	Vivian	16.0
TAMBO	Vivian	32.0
		36.0
	Cushabatav	45.0

Fuente: Ingepet 2008.

Sin embargo, la calidad del crudo del Lote 1AB, como se mencionó anteriormente ha ido decreciendo con el tiempo, llegando para el año 2008 a bombear por el ONP crudo pesado, según la Tabla 4.3:

**TABLA 4.3 CARACTERÍSTICAS DEL CRUDO DEL LOTE 1-AB AL AÑO 2008**

LOTE 1-AB PLUSPETROL	
Gravedad API	17.9-18-0
Viscosidad, cSt @ 87°F	425
Vol. de Bombeo Actual	30 MBPDO

Fuente: Petroperú

### 4.3.3 Calidad Promedio del Crudo del Lote 67: 14.6 °API

El lote de crudos pesados de Perenco posee significantes reservas cuyas calidades oscilan entre 14.6 °API, según se muestran en las tablas 4.4 y 4.5 siguientes:

**TABLA 4.4 °API DEL CRUDO LOTE 67 POR ÁREAS**

Área	Formación	°API
Paiche	Basal Tena	12.1
Paiche	Vivian	11.2-13.9
Paiche	Chonta	12.4-12.9
Dorado	Basal Tena	14.2
Dorado	Chonta	10.8-15.9
Piraña	Chonta	12.3-21.1

*Fuente: Barrett Resources, EIA Sísmica 3D – Lote 67, 2006*

Siendo sus características en promedio:

**TABLA 4.5 CARACTERÍSTICAS DEL CRUDO DEL LOTE 67**

<b>LOTE 67-PERENCO</b>	
Gravedad API	14.6
Viscosidad, cSt @ 60°C	3316
Acidez, mg KOH/gr. muestra	0.3
Azufre, %wt	2.9
Factor de caracterización, KUOP	11.6
Asfaltenos, %wt	20.67

*Fuente: Procesos de Refinación de Petróleo de Alfredo Coronel Escobar.*

#### 4.4 Recuperación Convencional de Destilados Medios

La recuperación convencional de destilados medios se da por medio de procesos y operaciones de refinación los cuales se separan en cuatro áreas básicas:

**a. Fraccionamiento (destilación)**, consiste en la separación del crudo en torres de destilación atmosférica y al vacío en grupos de componentes de hidrocarburos de diferentes rangos de puntos de ebullición, llamados “fracciones” o “cortes”. Las fracciones principales o “cortes” obtenidos tienen rangos de ebullición específicos y pueden ser clasificados según su volatilidad decreciente en: gases, destilados ligeros, destilados medios, gasoils y residuos.

**b. Procesos de Conversión**, son aquellos procesos que cambian el tamaño y/o estructuras de las moléculas de hidrocarburos. Estos procesos incluyen:

- ❖ **Descomposición (división) por craqueo térmico y catalítico**, en estos procesos se produce la rotura de las moléculas de hidrocarburo de alto peso molecular en hidrocarburos de bajo peso molecular, se puede llevar a cabo mediante procesos térmicos o con la intervención de un catalizador. Los ejemplos típicos son el cracking catalítico, el hidrocracking, el visbreaking y el coking.
- ❖ **Unificación (combinación)** a través de alquilación y polimerización, la cual implica la unión de varias moléculas de hidrocarburos para formar moléculas de mayor peso molecular, los procesos más usuales son la fabricación de componentes de gasolinas mediante alquilación y la producción de éteres.
- ❖ **Alteración (rearreglo)** con isomerización y reformación catalítica, en la cual se modifica la estructura química de los hidrocarburos manteniendo su número de carbonos pero variando sus propiedades. Los ejemplos típicos son el reformado catalítico y la isomerización.

**c. Procesos de Tratamiento**, los cuales preparan corrientes de hidrocarburos para el procesamiento adicional y para preparar productos finales. El tratamiento puede incluir la remoción o separación de aromáticos y naftenos, impurezas y contaminantes indeseables como el azufre, nitrógeno, poliaromáticos, metales pesados; entre otros.

**d. Formulación y mezcla**, proceso de mezcla y combinación de fracciones de hidrocarburos, aditivos y otros componentes para producir productos finales con propiedades de performance específico. Suele ser la última fase del proceso de producción y en ella se combinan los cortes producidos en la refinería para obtener las calidades exigidas por el mercado.

#### 4.4.1 Descripción de los Procesos de Fraccionamiento

La destilación del crudo, se basa en la transferencia de masa entre las fases en equilibrio líquido-vapor de una mezcla de hidrocarburos. Permitiendo de esta manera la separación de los componentes de una mezcla de hidrocarburos, en función de sus temperaturas de ebullición y de su diferencia de volatilidad. Los componentes más livianos se concentran en la fase vapor y los de mayor peso molecular predominan en la fase líquida. La operación depende principalmente de los parámetros termodinámicos, presión y temperatura del sistema.

La destilación se realiza en platos los cuales ponen en contacto fracciones líquidas y vapor del crudo permitiendo una transferencia de materia entre ellas, los compuestos más volátiles son vaporizados y ascienden al plato superior y los más pesados permanecen en el líquido cayendo al plato inferior. Este tráfico de líquido y vapor es el que produce el perfil de temperatura de la torre desde la temperatura más baja en la cabeza de la torre coincidente con los productos más ligeros, hasta las temperaturas más altas en el fondo de la torre donde se acumula el residuo. Son dos los tipos de unidades de fraccionamiento: topping y de vacío. La diferencia entre estas radica en la presión de trabajo.

Las unidades de topping operan con presiones típicas de 1 Kg. /cm<sup>2</sup> (manométrica), mientras que las de vacío trabajan con presiones absolutas de 20 mmHg. Esto permite destilar hidrocarburos de alto peso molecular que se craquearían térmicamente, si las condiciones operativas normales del topping fuesen sobrepasadas. A continuación se hace una breve descripción de dos de los procesos del refino de petróleo más importantes:

## **A. Destilación Atmosférica**

Tiene como objetivo la separación de los diferentes hidrocarburos que conforman el petróleo crudo por su temperatura de destilación. En sus fracciones más ligeras: gas, nafta, kerosene, gasoil y residuo atmosférico.

### **A.1 Descripción del Proceso de Destilación Atmosférica**

El crudo precalentado fluye como carga al horno, y luego de alcanzar la temperatura adecuada ingresa a la columna de fraccionamiento la presión es ligeramente superior a la atmosférica y las temperaturas van desde los 340 a los 380°C (a temperaturas superiores puede ocurrir un craqueo térmico indeseable). Se emplean corrientes de reflujo de tope y laterales para extraer calor de la torre y mantener el balance energético.

El producto de fondo, (residuo que no se vaporizo en el horno ya que sería necesario elevar la temperatura por sobre el umbral de craqueo) es enviado a la unidad de Vacío.

## **B. Destilación al Vacío**

El objetivo de la destilación al vacío es el de recuperar las fracciones de gasóleos remanentes en el residuo de la destilación primaria. Algunos componentes del crudo pueden descomponerse térmicamente o tienen temperaturas de ebullición muy altas para destilarse a presión atmosférica. En estos casos, el fondo de la torre de destilación atmosférica puede destilarse a unos 400 a 410°C en columnas que operan a presión inferior a la atmosférica o de vacío. Esta operación disminuye el punto de ebullición de los llamados destilados o gasóleos de vacío y permite su separación sin descomposición térmica. La fracción que no destila a vacío o residuo de vacío acumula los componentes más pesados del crudo y para su transformación requiere procesos de cracking de sus moléculas o los llamados procesos de conversión térmica.

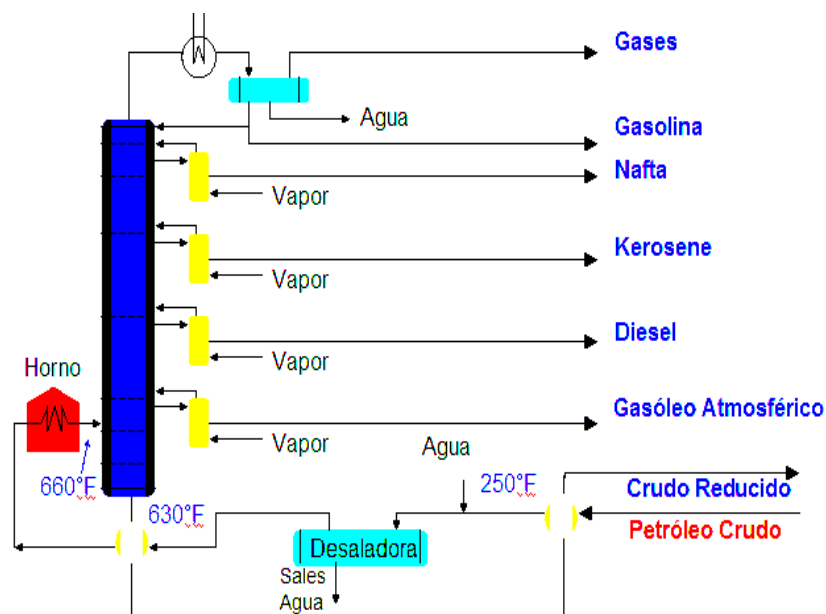
## B.1 Descripción del Proceso de Destilación al Vacío

Los principios de la destilación al vacío son similares a los de la destilación atmosférica, salvo que las columnas que se emplean son de mayor diámetro con la finalidad de mantener comparables velocidades de vapor a presiones reducidas; además de tener un diseño interior distinto a las anteriores. En esta unidad, la energía necesaria para vaporizar el crudo reducido es suministrada totalmente en hornos, diseñados para minimizar la pérdida de carga (pérdidas de presión) de modo de operar con la menor presión posible en los puntos donde se inicia la vaporización.

En cuanto a los productos obtenidos, se tienen: vapores incondensables, gasoils de vacío livianos y pesados, aceite lubricantes, residuales pesados o asfálticos. La torre de vacío opera a temperaturas máximas de: 370 a 400°C y eyectores de vacío a presiones de rango comprendido entre: 10 – 80 mmHg. (Procesos de Refinación de Petróleo, Alfredo Coronel Escobar).

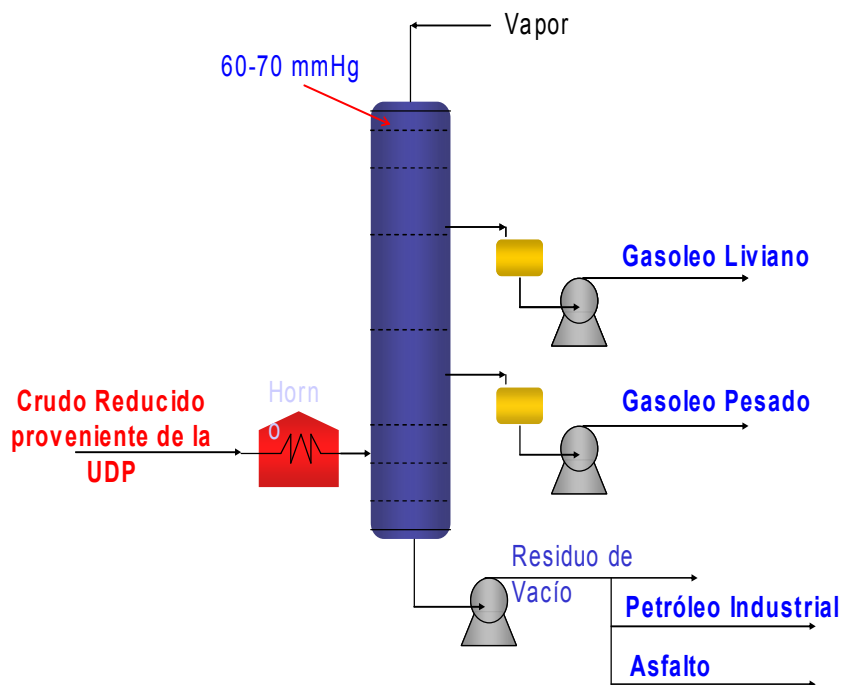
### 4.4.2 Diagrama de Flujo

FIG. 4.11 DIAGRAMA DE FLUJO DE LA UNIDAD DE DESTILACIÓN PRIMARIA



Fuente: Procesos de Refinación de Petróleo, Alfredo Coronel Escobar



**FIG. 4.12 DIAGRAMA DE FLUJO DE LA UNIDAD DE DESTILACIÓN AL VACÍO**

*Fuente: Procesos de Refinación de Petróleo, Alfredo Coronel Escobar*

## CAPÍTULO 5

### PROCESO DE DELAYED COKING

#### 5.1 Antecedentes

Los crudos pesados están compuestos de grandes moléculas de hidrocarburos que contienen proporcionalmente más átomos de carbono que átomos de hidrógeno. Los crudos pesados procedentes de la zona de producción en el Perú, son asfálticos. Los asfaltenos, comúnmente presentes en mayor proporción en crudos pesados pueden contener hierro, níquel y vanadio, metales que son perjudiciales para los procesos de refinación posteriores. Características que generan que al aplicar los procesos físicos de separación de hidrocarburos, un gran porcentaje de éste crudo se convierta en altos volúmenes de residuo con grandes concentraciones de metales y azufre. De modo que, sin conversión molecular, el rendimiento del volumen líquido es muy bajo. Los procesos de mejoramiento de la calidad del crudo o “Upgrading Process”, agregan átomos de hidrógeno y/o remueven átomos de carbono y/o rompen las cadenas largas de modo que convierten los crudos pesados en productos similares a los crudos medios o livianos (Ingepet, 2008). Dentro de las opciones de mejoramiento desarrolladas a escala industrial se tienen dos grandes rubros: a) las de remoción de carbono y b) las de adición de hidrógeno. El uso de uno u otra dependerá del tipo de crudo a mejorar así de la disponibilidad de obtención de hidrógeno.

Los procesos de conversión tienen como objetivo la transformación de fracciones hidrocarbonadas de peso molecular elevado en otras de menor peso molecular; entre estos tipos de procesos, cabe resaltar los procesos de conversión térmica; los cuales son procesos en los que se produce la ruptura de moléculas a otras de menor tamaño mediante la aplicación de calor. La alimentación más habitual a estos procesos lo constituyen los residuos de destilación a vacío (con un punto inicial de destilación del orden de 550°C).

Desde el punto de vista químico, la coquización consiste en someter una fracción residual a un craqueo térmico a alta severidad (temperaturas alrededor de 495-505°C). Esto ocasiona la formación de las fracciones valiosas de gases, naftas y gasóleos, así como también un subproducto sólido rico en carbón y pobre en hidrógeno conocido como “coque”, que puede representar entre un 2 y un 34% en peso de la carga, dependiendo de la tecnología que se utilice. Existen varias tecnologías de Coking entre las cuales la de mayor aplicación a escala comercial es la de coquificación retardada, “Delayed Coking” (DC).

Este proceso tiene por objetivo incrementar la producción de productos valiosos a partir de un amplio rango de cargas como residuales de vacío; entre otras. Esta carga, tradicionalmente, posee un alto contenido de azufre, asfaltenos y metales que han sido mezclados con el fuel oil industrial.

El Delayed Coking es un proceso severo de craqueo térmico o de conversión profunda comúnmente utilizado en refinerías de petróleo para mejorar y convertir el residuo de petróleo (fondos de la destilación atmosférica y al vacío) en corrientes de productos líquidos y de gas dejando tras sí un sólido material concentrado de carbono, el coque de petróleo. La temperatura de cracking se alcanza en un horno de diseño específico para evitar que se inicien las reacciones de coquización (de esta característica procede su nombre de coquización retardada) que tienen lugar en unas cámaras de baja presión (de 1 a 2 kg/cm<sup>2</sup>) y temperaturas del orden de 500°C.

Las unidades de Coking convierten alimentaciones pesadas en productos de hidrocarburos de bajo punto de ebullición los cuales son adecuados como alimentación para otras unidades de refinación para ser convertidos en combustibles de alto valor para el transporte y un coque sólido como subproducto.

## **5.2 Historia del Proceso de Delayed Coking**

El proceso de Delayed Coking fue desarrollado en 1928 durante las primeras etapas del refino. El primer proceso comercial de Coking fue en 1929 cuando la “Standard Oil” construyó en Whiting, Indiana, el primer Delayed Coker con la finalidad de producir volúmenes de gasolina adicionales.

Siendo a fines de los años de 1930's que se desarrollaron más ampliamente las tecnologías de la hidráulica de decoking a través de las publicaciones de documentos con nuevas y avanzadas técnicas para el manejo hidráulico del coque de petróleo. Desde aquellos años, el Delayed Coking combinó una serie de rasgos y mejoras del desarrollo de los procesos de craqueo térmico. Fue usado primariamente para pretratar residuales de vacío a fin de preparar corrientes de gasoil de coker adecuadas como alimentación para el craqueo catalítico (aquello reduce la formación de coque en el craqueo catalítico y permite así incrementar el proceso de craqueo) obteniéndose a su vez, beneficios adicionales como la reducción del contenido de metales existente en la alimentación a esta unidad. En cuanto al desarrollo de la tecnología, antes de 1955 se tenía un número pequeño de Delayed Cokers construidos. Sin embargo, el aumento en la producción de Delayed Cokers se produjo en un 6% por año entre 1955 y 1975 y posteriormente la tasa de crecimiento se incrementaría a un 11% durante el período de 1965 a 1970. Desde 1994, todos los procesos de mejora de residuos, al menos en EE.UU. se han basado en el proceso de Delayed Coking puesto que en años recientes el Coking está siendo usado para preparar la alimentación al hidrocraker y para producir "needle coke" (coque de alta calidad), desde cargas tales como gasoil catalítico pesado y aceites decantados desde la unidad de craqueo catalítico fluido. Sumado a lo anterior, el uso de la presión así como craqueo y calor para separar el horno de la formación de coque y el uso de dos tambores han permitido que el Delayed Coker opere hoy en día en forma continua.

De modo que este proceso, comprueba sus más de 80 años de vigencia exponiendo en las estadísticas de 1998 que se tenían en operación 49 unidades de Delayed Coking frente a tan sólo seis de Flexi y Fluid Coking, lo que comprueba su amplia difusión. Recientemente en Latinoamérica, entre los años 1996 y 2002 entraron en operación seis unidades de Delayed Coking en Venezuela (R. Meyers, 1997). Con lo que las informaciones estadísticas revelan los años de vigencia y experiencia en el desarrollo de las unidades de Coking y dan razón del por qué hoy en día son consideradas la mejor opción para el procesamiento de cargas más pesadas y de mayor contenido de contaminantes.

Por tanto, para el año 2008, el Delayed Coking es una de las tecnologías de remoción de carbono más desarrolladas y aplicadas a nivel mundial. La experiencia mencionada justifica que de los cuatro proyectos de mejoramiento de crudos de la Faja del Orinoco en Venezuela, tres de ellos estén basados en el Delayed Coking.

### 5.3 Fundamento Teórico.

Los estudios indican que el Delayed Coking se basa en que las moléculas de crudo pueden ser pirolizadas en moléculas de hidrocarburos ligeras a temperaturas y presiones adecuadas. Por tanto, lo que sucede en la pirólisis del crudo pesado es el rompimiento de los enlaces carbono-carbono por acción del calor. Lo que ocurre esencialmente es que la energía vibracional excede la energía química de los enlaces carbono-carbono. Esta pirólisis ocurre en la ausencia de oxígeno o una catálisis en presencia o no del vapor. Por ejemplo el craqueo al vapor y el craqueo térmico son hechos en refinerías a altas temperaturas (sobre los 800°C).

En consecuencia, el Delayed Coking es un proceso severo de craqueo térmico no catalítico de alta conversión, considerado como integrante de uno de los más empleados mecanismos de rechazo de carbón ('carbon rejection') en base al tratamiento térmico de cargas pesadas. Es generalmente usado para mejorar residuales pesados en productos ligeros o destilados livianos. Produce nafta de coker y varias fracciones de destilados medios. Este proceso reduce completamente el hidrógeno, por este motivo se forma un residuo de carbón llamado "coque".

#### 5.3.1 Química del Delayed Coking

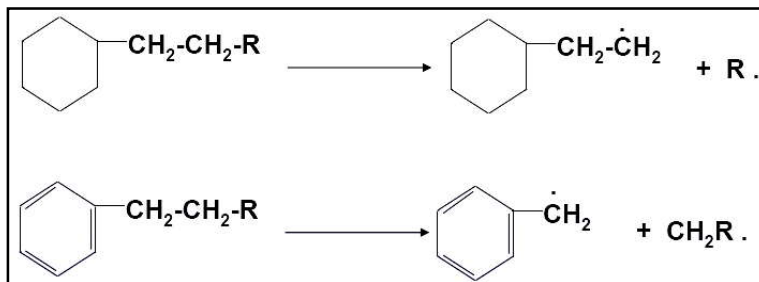
Por ser un proceso con rechazo de carbón, el Delayed Coking posee características típicas de estos procesos, como son:

- ❖ Opera a baja presión (0.05 a 2Mpa) y alta temperatura (430 a 850 °C).
- ❖ Los productos (líquidos y gaseosos) son ricos en hidrocarburos aromáticos y olefinas.
- ❖ Todas las reacciones son endotérmicas.
- ❖ El mecanismo de reacción, implica la formación de radicales libres.

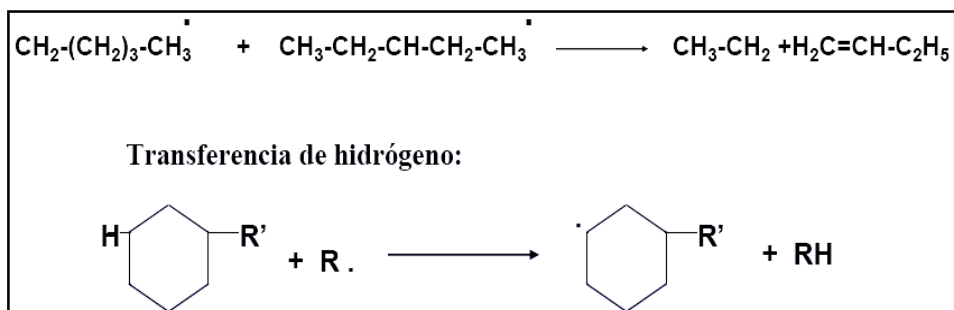
## A. Mecanismo de Reacción

El mecanismo de radicales libres seguido por el Delayed Coking se puede representar como la serie de reacciones siguientes:

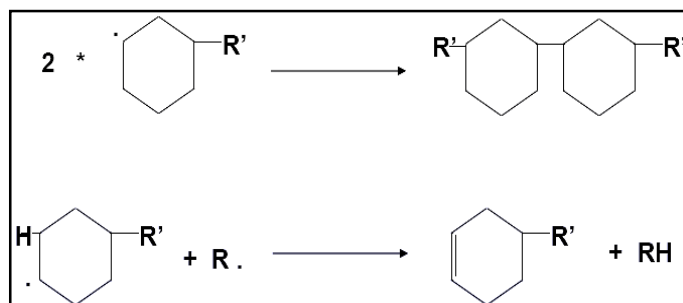
### ❖ Iniciación



### ❖ Propagación, Isomerización y Cracking



### ❖ Terminación



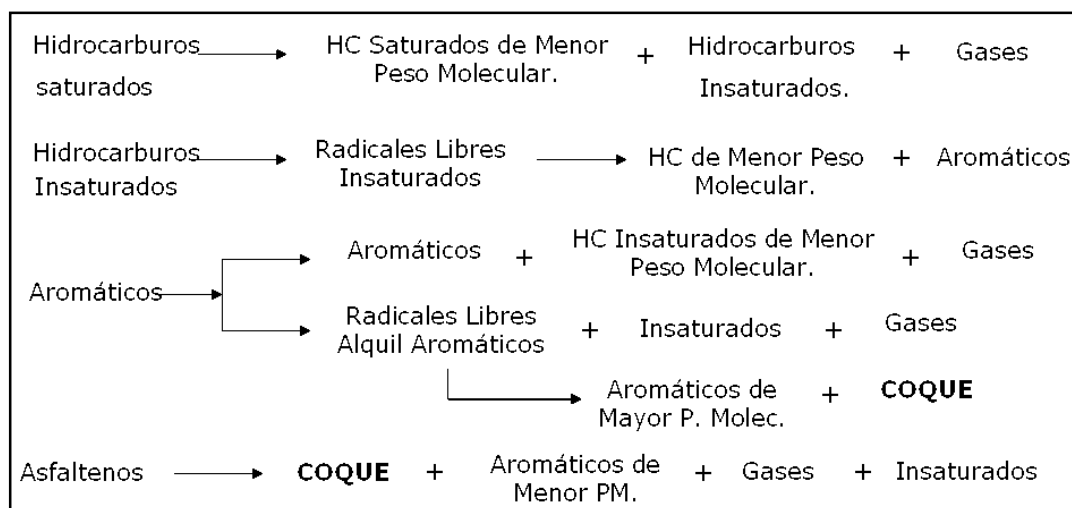
Fuente: Universidad de los Andes, Mérida, Venezuela.

## B. Reacciones Químicas

La complejidad del mecanismo de radicales libres impide determinar con exactitud la gran variedad de reacciones ocurridas. Sin embargo, se sabe que estas cumplen con la habitual forma de las reacciones de craqueo térmico distinguiéndose específicamente por tres etapas:

- 1.- Vaporización parcial y cracking ligero en los tubos del horno.
- 2.- Cracking de los vapores al pasar por los tambores de coque.
- 3.- Sucesivas reacciones de craqueo y polimerización de los líquidos pesados remanentes en el tambor hasta su conversión en vapor y coque.

**FIG. 5.1 REACCIONES QUÍMICAS EN EL DELAYED COKING**



*Fuente: Procesamiento de Crudos Pesados, Humberto Kum.*

Cabe resaltar, que aunque las reacciones de craqueo son todas endotérmicas, las reacciones secundarias como polimerización y condensación son exotérmicas (liberan energía); las cuales, durante las primeras etapas del proceso cuando han avanzado en menor grado, se cree que poseen una cinética de primer orden.

Según el Ing. Humberto Kum, en el proceso de Delayed Coking las reacciones clave son aquellas que se producen en el reactor. Se estima que el calor de reacción se relaciona de manera directa con el punto de ebullición de la alimentación. Es decir, a medida que el punto de ebullición se incrementa, el calor de reacción se ve también incrementado. En el Delayed Coking, las conversiones pueden llegar a ser del 70 a 75% en productos ligeros a pesar de que las reacciones de cracking térmico producen variaciones del volumen de la carga.

### 5.3.2 Variables de Operación del Delayed Coking

Las condiciones de operación para el proceso de Delayed Coking, son las siguientes:

**TABLA 5.1 CONDICIONES DE OPERACIÓN DEL DELAYED COKING**

CONDICIONES DE OPERACIÓN DEL DELAYED COKING		
TEMPERATURA	PRESIÓN EN EL TAMBOR	RELACIÓN DE RECICLO
Salida del Horno: 480-510 °C	1.4-4.2 Kg/cm <sup>2</sup> (20-60 psig.)	De la carga: 0.1-1

*Fuente: Universidad de los Andes, Mérida, Venezuela.*

Básicamente, existen cuatro variables de operación que rigen la calidad y los porcentajes de rendimientos tanto de los productos como de los subproductos obtenidos. Sin embargo, estas condiciones de operación varían constantemente según sea el tipo de carga y el objetivo del proceso. Estas variables son: la temperatura, la presión, la relación de reciclo y el tiempo de residencia.

#### A. Temperatura

Como se mencionó anteriormente es el llamado horno de coker quien provee todo el calor que requiere el sistema para que tengan lugar las reacciones de Coking, apoyado a su vez por los reciclos de productos que ayudan a mantener la temperatura del proceso estable.



Se debe mencionar que todo el calor necesario para completar las reacciones de coquización en el tambor de coque es suministrado a través de la sinergia entre el calor producido por el horno y el calor que proveen los productos recuperados. El control de la temperatura se realiza, entre otros motivos, con la finalidad de ayudar al control de la formación de materia combustible volátil (VCM), la cual se debe encontrar generalmente en el rango de 6.0 wt% a 8.0 wt% debido a las propiedades que debe poseer el subproducto para lograr su comercialización. Los incrementos de las temperaturas de operación a la salida del horno, provoca el aumento de los rendimientos de gases, nafta y coque; pero trae consigo una reducción del rendimiento de gasoil. Las temperaturas de operación para crudos pesados fluctúan en el rango propuesto en la Tabla 5.2.

**TABLA 5.2 RANGOS TÍPICOS DE TEMPERATURAS DE OPERACIÓN EN EL DELAYED COKING**

TEMPERATURA	
Salida del Horno	480-510 °C
Salida del Horno Crudos Pesados	480 °C
Salida del Tambor	440-460 °C
Salida del Tambor Crudos Pesados	440 °C

*Fuente: Handbook of Refining Processes, Robert A. Meyers.*

En base a lo expuesto por el Ing. Humberto Kum, se presentan a continuación algunos resultados esperados por las variaciones de la temperatura de proceso:

- ❖ A una temperatura dada, el incremento del tiempo de residencia en el reactor, incrementa la formación de coque.

- ❖ Altas temperaturas y cortos tiempos de residencia, disminuyen el rendimiento del coque y favorecen la producción de gases y fracciones volátiles insaturadas.
- ❖ Temperaturas elevadas y largos tiempos de residencia, favorecen la producción de coque, afectando directamente el tiempo de ciclo.

## B. Presión

La presión de operación afecta a la cantidad de hidrocarburos retenidos en el tambor, lo que a su vez afecta directamente la calidad del coque. Por tanto, los valores de presión se establecen dependiendo al tipo de coque que se desea obtener como subproducto. En la Tabla 5.3 se muestran los rangos de presión recomendados:

**TABLA 5.3 VALORES DE PRESIÓN SEGÚN EL TIPO DE COQUE A PRODUCIRSE**

PRESIONES RECOMENDADAS	
Coque Fuel	1.05 - 1.76 kg/cm <sup>2</sup> [15 - 25 psig]
Coque Sponge	5.62 - 7.03 kg/cm <sup>2</sup> [80 - 100 psig]
Coque Needle	9.84 - 11.25 kg/cm <sup>2</sup> [140 - 160 psig]

*Fuente: Handbook of Refining Processes, Robert A. Meyers.*

En resumen, para coques de baja calidad la presión puede situarse en 1-2 kg/cm<sup>2</sup> mientras que para las calidades más exigentes es necesario operar a unos 10 kg/cm<sup>2</sup> aproximadamente. Por lo tanto, a mayores exigencias de calidad para los subproductos, mayores serán las presiones de proceso recomendadas.

En base a lo expuesto por el Ing. Humberto Kum, se presentan en términos generales algunos resultados esperados por las variaciones de la presión de proceso:

- ❖ Altas presiones favorecen los rendimientos de gases y de coque, pero disminuyen el rendimiento en productos líquidos.
- ❖ El incremento de la presión produce el aumento del rendimiento de coque.

### **C. Relación de Reciclo**

Durante todo el proceso se busca reducir al mínimo posible la relación de reciclo debido a que de ser así, ayuda a aumentar los rendimientos de productos líquidos y disminuye los rendimientos de coque no deseado. Sin embargo, dicha relación de reciclo no puede ser reducida demasiado, ya que afectaría notablemente el rendimiento de destilados ligeros como la gasolina de coker. Por tanto, es común mantener una relación de reciclo de la carga dentro del rango de 0.1-1, dependiendo de sus características.

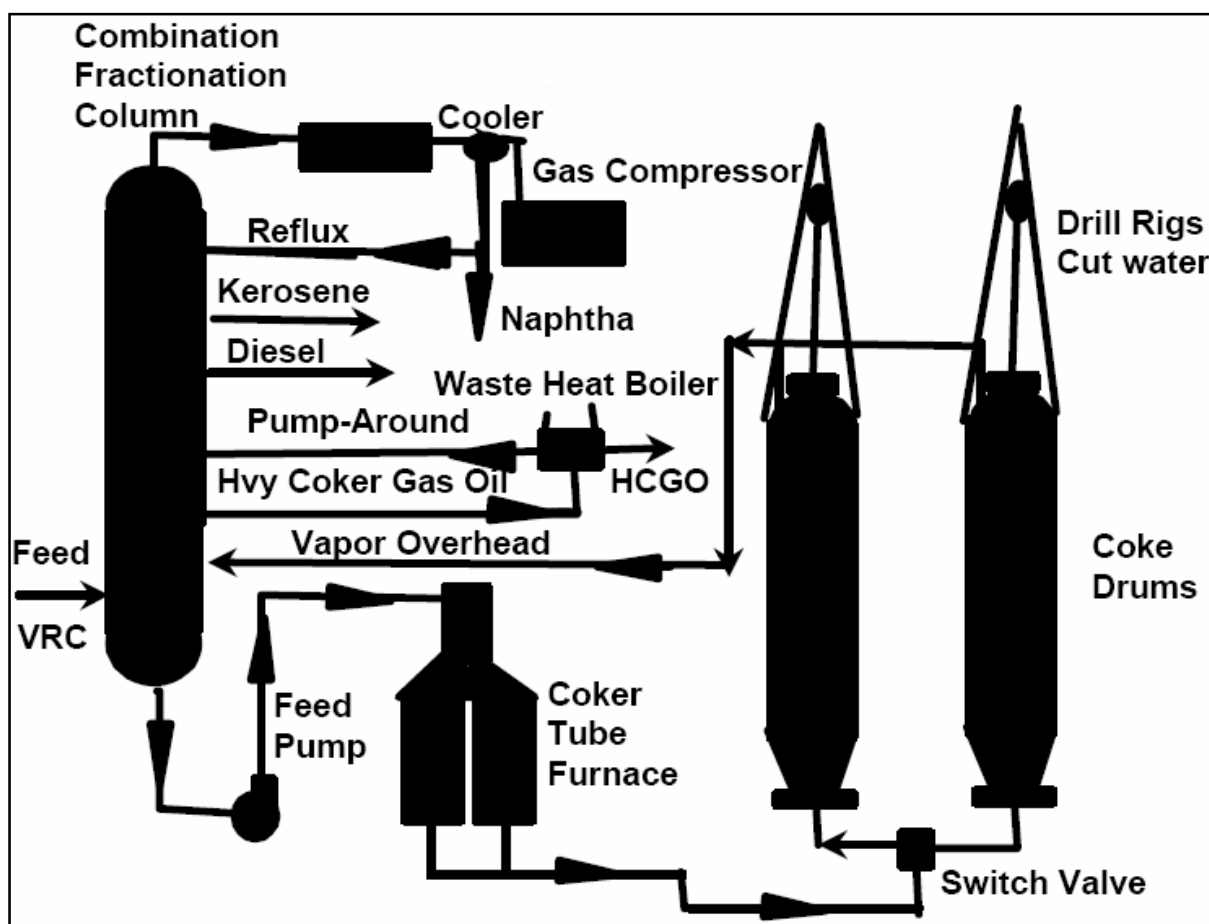
### **D. Tiempo de Residencia**

Los rendimientos de los productos deseados, destilados y coque, son optimizados durante la operación a través del tiempo de residencia, el cual es regulado mediante la duración de llenado de los tambores de coque y mediante la inyección de vapor en el horno de coker.

## 5.4 Hardware de la Unidad de Delayed Coking

La configuración exacta variará según la estrategia de diseño específica de la Planta de Mejoramiento y las capacidades de procesamiento existentes; además de los objetivos de producción. Los principales equipos que conforman una unidad de Delayed Coking son: la fraccionadora principal, el horno de Coking, un mínimo de dos tambores de coque, las bombas de alimentación; entre otros.

FIG. 5.2 HARDWARE DE LA UNIDAD DE DELAYED COKING



Fuente: *Handbook of Petroleum Refining Processes*; R. Meyers, 1997.

A continuación se realizará una breve descripción de las funciones de los principales equipos:

## **Fondo del Fraccionador de Coker**

El fondo del fraccionador de coker, actúa en la unidad, como un acumulador o reservorio y posee un flujo uniforme en relación a las bombas de carga del horno. Recibe el vapor que retorna de los tambores de coque; lo que ayuda a la separación del gas, la nafta y gasoils. Los vapores de hidrocarburos que salen del tope del tambor de coque a través de la línea de vapor del tope son sometidos enfriamiento por “quench” con gasóleo pesado de coker (HCGO) con la finalidad de detener la reacción y retardar también la acumulación de coque en el tope de la línea de vapor. Este vapor que ha sido sometido a “quench” ingresa al fraccionador por la sección de fondo. A su vez el HCGO es rociado cerca al tope de la zona flash con la finalidad de ayudar en el enfriamiento y condensación de los hidrocarburos más pesados que hayan podido ser arrastrados por los vapores ascendentes. Luego, se inicia el proceso de enfriamiento y condensación de los vapores a través de operaciones típicas del fraccionador debido a la producción de tres destilados líquidos y gas húmedo.

## **Diferencias de la columna de destilación y el fraccionador de coque**

Los fraccionadores de coque se diferencian de las comunes columnas de destilación especialmente por los siguientes aspectos:

1. La alimentación precalentada y los vapores recirculados desde el tope de los tambores de coque proporcionan el calor a toda la columna.
2. El fraccionador de coque experimenta oscilaciones periódicas en la alimentación de la carga debido a la operación por lotes de los tambores de coque, quienes operan por ciclos.
3. Utiliza empaques húmedos para evitar la deposición de coque y para reducir la caída de presión en el interior del fraccionador.
4. Posee un compresor de gas en la parte superior del fraccionador que cumple dos funciones: controlar la presión en el fraccionador y controlar la presión en los tambores de coque.

## **Horno de Tubos de Coker**

Para llegar al mencionado craqueo térmico, el diseño del horno de coker es generalmente de tubos horizontales, cabina de doble-encendido (más alto flujo de calor permisible) y funciona con aire precalentado. El combustible que enciende el horno de coker es usado para proporcionar temperaturas de salida por el serpentín en el rango de 920 a 945°F. Es por ello que alcanza temperaturas de operación en el rango de 485 a 505 °C (905 a 941°F).

## **Tambor de Coque**

Los tambores de coque fueron diseñados con la finalidad de proporcionar un tiempo de reacción adecuado que haga posible que se completen las reacciones de coking y a su vez, sirven como recipiente contenedor de todo el coque sólido formado. En el tambor, el coque se acumula en forma de cama de empaque denso. Mientras se cumple el tiempo de ciclo fijado para uno de los tambores, el otro tambor es preparado para su próxima puesta en servicio a través de las diversas técnicas de decoking.

### **Ciclo Corto del Tambor de Coque**

Un método común para aumentar el rendimiento de las unidades de Delayed Coking se basa en acortar el tiempo de ciclo. Pero los ciclos cortos son muy difíciles de alcanzar debido a que cada paso realizado en los tambores requiere de un mínimo de tiempo ya establecido; según se observa en la Tabla 5.4. Un típico ciclo corto de tambor de coque actual, ejecuta tiempos de ciclo de 16 horas mientras que el otro tambor requiere el mismo tiempo para ser despojado, refrigerado y posteriormente sometido a decoking.

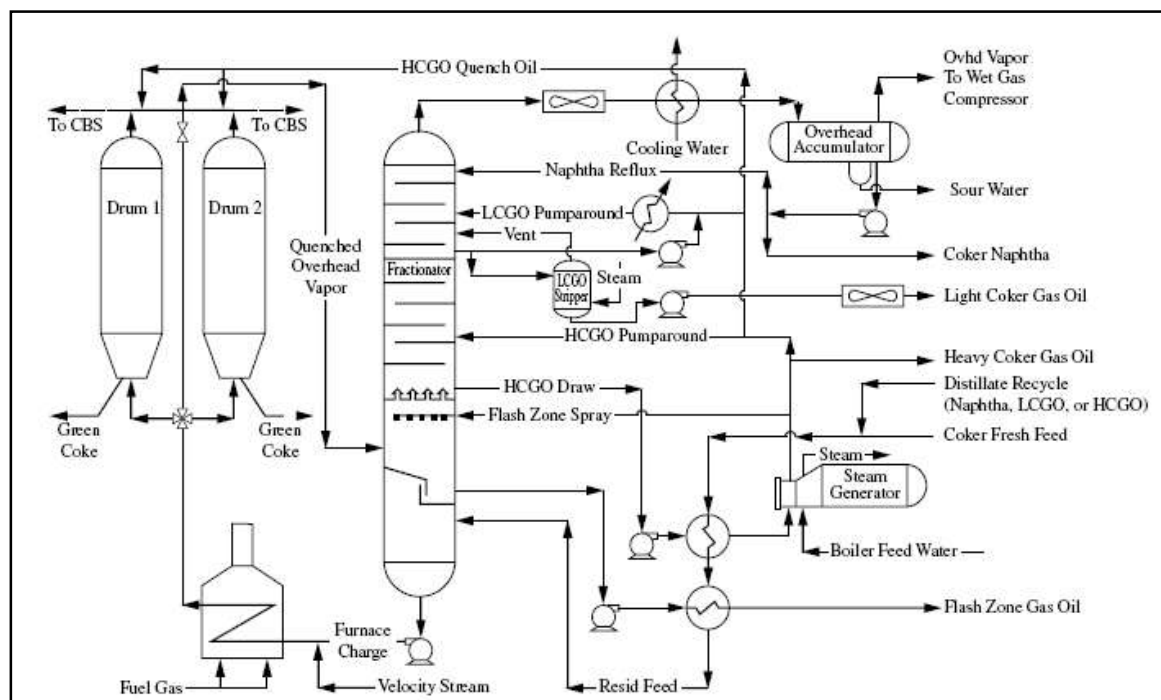
**TABLA 5.4 TÍPICO CICLO CORTO DE TAMBOR DE COQUE**

Ciclo del Tambor de Coque	Descripción por Etapa	Tiempo (Horas)
Vapor al Fraccionador	Despojamiento con vapor con el tambor alineado hacia el fraccionador principal.	0.5
Vapor al BlowDown	Despojamiento con alineación hacia "Blowdown".	0.5
Depresurización, Agua de apagado y llenado	Depresurización, enfriamiento ("quench") y llenado con agua	4.5
Consumo	Drenaje del agua	2
Unhead superior e inferior	Retiro de los cabezales de tope y fondo del tambor.	0.5
Corte de Coque	Cortado de coque/descarga	3
Recalentamiento/ Test de vapor / Purga	Colocación de los cabezales, prueba de hermeticidad y purga del tambor.	1
Drum Warm-Up (vapor de Calor)	Pre calentamiento/acondicionamiento del tambor	4
Tiempo total	Duración Total del Ciclo	16

Fuente: Universidad de los Andes.

## 5.5 Descripción del Proceso

**FIG 5.3 DIAGRAMA DE FLUJO TÍPICO SIMPLIFICADO DEL PROCESO DE DELAYED COKING**



Fuente: *Handbook of Petroleum Refining Processes*, 1997.

### 5.5.1 Principales Secciones

El proceso de Delayed Coking se puede describir en tres secciones: la sección de fraccionamiento, sección de coking y la sección de acumulación y manejo de coque.

#### A. Sección de Fraccionamiento

La corriente de alimentación fresca mezclada con el reciclo de destilado, atraviesa el tren de precalentamiento conformada por intercambiadores de calor ( intercambio con productos de gasoleos); con el fin de maximizar la recuperación de calor en el fraccionador. A través del tren de precalentamiento, la carga es normalmente calentada de 530°F a 600°F para luego ser enviada al fraccionador de coker en donde se combina con algunos vapores de productos condensados.



La carga precalentada ingresa al fraccionador de coker entre el 2<sup>do</sup> y el 4<sup>to</sup> plato de fondo con la finalidad de:

- ❖ Enfriar los vapores calientes provenientes del tope de los tambores de coque.
- ❖ Retirar los componentes livianos remanentes para evitar el sobrecraqueo en el horno.
- ❖ Contribuir a la eficiencia energética del proceso a través del precalentamiento de la carga antes de su ingreso al horno de coker.
- ❖ Incrementar el fraccionamiento, ya que la temperatura efectiva de destilación en dicha zona es la más alta de todo el fraccionador (desde 343 ° C).

## **B. Sección de Coking**

El producto de fondo de la fraccionadora libre de ligeros es enviado al horno de tubos de coker. El horno de coker es considerado como el equipo principal en el proceso de Delayed Coking, ya que es el horno de coker el que se encarga de suministrar todo el calor que requiere el proceso (completamente endotérmico). Está sometido a la inyección de vapor de alta presión en cada uno de los serpentines para provocar la alta velocidad de paso en los tubos y ayudar a mantener la velocidad óptima y el tiempo de residencia adecuado. La alta velocidad, sumada al bajo tiempo de residencia suprime la formación o deposición de coque. El aumento de la velocidad de vaporización en el horno también aumenta la velocidad de paso, lo que produce la disminución del tiempo de residencia total de la alimentación dentro del horno cuando está por encima de los 800°F. La vaporización tiene como objetivo, reducir al mínimo el tiempo total de paso en los tubos del horno y así limitar la deposición de coque en los tubos. El horno de coker mantiene las temperaturas adecuadas que hacen posible el craqueo térmico en productos ligeros que salen vaporizados por la parte superior y son nuevamente enviados a la fraccionadora. Es decir, el tiempo de residencia corto en los tubos del horno provoca que la formación de coque en el horno sea “demorada” (“Delayed”) para que pueda realizarse en el respectivo tambor de coque.

Según el autor (Elliott, 2004), la velocidad de vapor se fija en torno al 1% en peso de la alimentación, lo cual ayuda a aumentar la velocidad en el tubo del horno, y reduce la presión parcial en el tambor para que se obtengan más productos de gasóleo. Además, señala como principales características del diseño del horno de tubos, las siguientes:

- ❖ Altas velocidades de flujo en los tubos; las cuales causan en el interior el máximo coeficiente de transmisión de calor.
- ❖ Mínimo tiempo de residencia en el horno, sobre todo por encima de la temperatura umbral de craqueo.
- ❖ Un aumento constante del gradiente de temperatura.
- ❖ Tasa de flujo óptima, lo que asegura una óptima distribución basada en tubo de superficie periférica.
- ❖ Tuberías simétricas y arreglo envolvente dentro del recinto del horno.
- ❖ Múltiples puntos de inyección de vapor.

### **C. Sección del Acumulador de Coque y Área de Manejo de Coque**

El residuo procedente del horno de coker se introduce al tambor de coque para que el tiempo de residencia adecuado permita la formación de coque en su interior. En el tambor, la parte líquida se transforma en coque acumulado y vapores de hidrocarburos ligeros. Los hidrocarburos ligeros son retornados hacia el fraccionador principal en conjunto con los demás productos de hidrocarburos que habían sido obtenidos en el horno. Después que el coque alcanza un nivel predeterminado en uno de los tambores, el flujo es redireccionado a un segundo tambor de coque para mantener una operación continua. Al tambor lleno se le introduce vapor para remover los hidrocarburos no craqueados.

Posteriormente es enfriado a través de la inyección de agua y sometido a decoking vía métodos mecánicos o métodos hidráulicos. En el tambor de coque se producen las reacciones de craqueo y polimerización por un período nominal de 24 horas. A medida que la alimentación va entrando al tambor ocurre su vaporización (por reacciones de craqueo térmico) y la formación de coque (por condensación de compuesto de alto peso molecular). El Coking tiene lugar en uno de los dos tambores en 24 horas, mientras que se realiza el decoking en el otro tambor. Un ciclo completo es de 48 horas. Una vez que en el tambor donde está ocurriendo la coquificación, se alcanza cierto nivel de líquido más coque, se alinea o pone en servicio el segundo tambor para iniciar su llenado. El coque es retirado desde el tambor lleno usando agua a alta presión.

## **Decoking**

### ❖ **Bomba de Agua de Corte**

Se emplea agua a alta presión para cortar el coque del tambor. Las presiones del agua se extienden de 86 bar (1250 psig) a 275 bar (4000 psig) y las tasas de flujo en un rango de 2.8 metros cúbicos por minuto (750 GPM) a 4.7 metros cúbicos por minuto (1250 GPM).

### ❖ **Equipo de Corte**

En la parte superior del tambor se construyen unas columnas de perforación para que el tronco del taladro (5 a 6 pulgadas de tubo extra pesado) pueda ser movido con un torno y cable. Las corrientes de agua a altas presiones cercanas a los 688 bar (10,000 psig) riegan con la manguera la parte superior del tronco del taladro. El tronco del taladro gira con un motor de aire en la parte superior a través de un conjunto rotativo.

### ❖ **Técnica de Corte de Coque**

Existen dos técnicas de corte de coque más importantes:

## **Decoking Mecánico**

Se realiza inicialmente un agujero piloto de aproximadamente un metro de diámetro a través de la perforación en la parte superior del tambor hacia la parte inferior. Después de completar la perforación piloto, el piloto pequeño (BIT) es cambiado al corte pequeño, el cual es luego retirado para comenzar el corte hacia abajo en espiral de 4-6 RPM. Por lo general se reducirá una sección vertical de cuatro metros por movimiento de la broca del taladro de arriba a abajo hasta que el coque de la sección sea todo cortado. Normalmente, alrededor de 15 a 20 minutos son necesarios para ver los detalles de la perforación piloto y de tres a cuatro horas para cortar el coque.

## **Decoking Hidráulico**

El sistema hidráulico es simplemente un gran número de jets de agua a altas presiones de 138 a 310 bar [2000 a 4500 psig]; los cuales son introducidos en una cama de coque haciendo una perforación rotatoria. Primero se corta un agujero de pequeño diámetro [18 a 24in o 45 in de diámetro], y luego todo el camino a través de la cama desde el tope hacia el fondo. Se realiza usando un jet especial, el cual fue diseñado para permitir tanto la entrada de la perforación principal así como el movimiento del coque y el agua a través de la cama.

Se sabe que los tambores de coque operan por ciclos, siendo el tiempo de ciclo más común, 24 horas. Durante dicho período de tiempo se desarrollan las siguientes etapas que se muestran en la Tabla 5.5:

**TABLA 5.5 ETAPAS DEL CICLO COMPLETO DE TAMBOR DE COQUE**

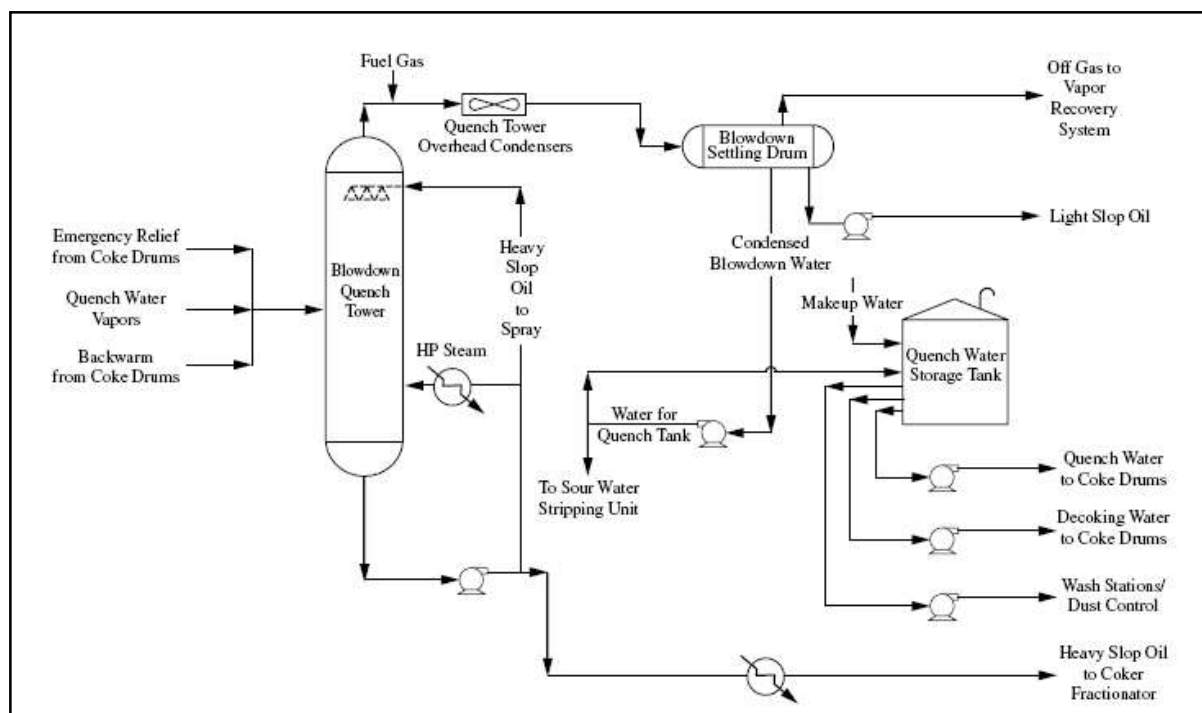
ETAPA	DESCRIPCIÓN
1. "Coking".	Llenado del tambor con efluentes del horno hasta una aceptable altura de producción de coque.
2. Arrastre con vapor ("steaming")	Lavado del coque con vapor de agua. Envío de la mezcla vapor e hidrocarburos al fraccionador principal y sistema de "Blow-Down" para recuperación de hidrocarburos residuales.
3. Enfriamiento.	Enfriamiento con agua hasta menos de 90°C. Envío de vapores al sistema de "Blow-Down".
4. Drenaje.	Drenaje y recuperación de agua para posterior reutilización.
5. Apertura.	Se abren las bocas de entrada y salida de la cámara.
6. Decoquización.	Dos etapas: a). Perforación del coque desde la parte superior a la boca inferior. b). Corte del coque a través de jets de agua a alta presión.
7. Cierre.	Cierre de las bocas de entrada y salida.
8. Pruebas de estanqueidad.	Purga de aire y comprobación de la estanqueidad del tambor.
9. Margen de seguridad.	Holgura de tiempo en previsión de algún retraso en las operaciones anteriores.

*Fuente: Fundamentos del Delayed Coking, Paúl J. Ellis.*

### **Sistema de Recuperación de Vapores: Sistema Cerrado de Blowdown**

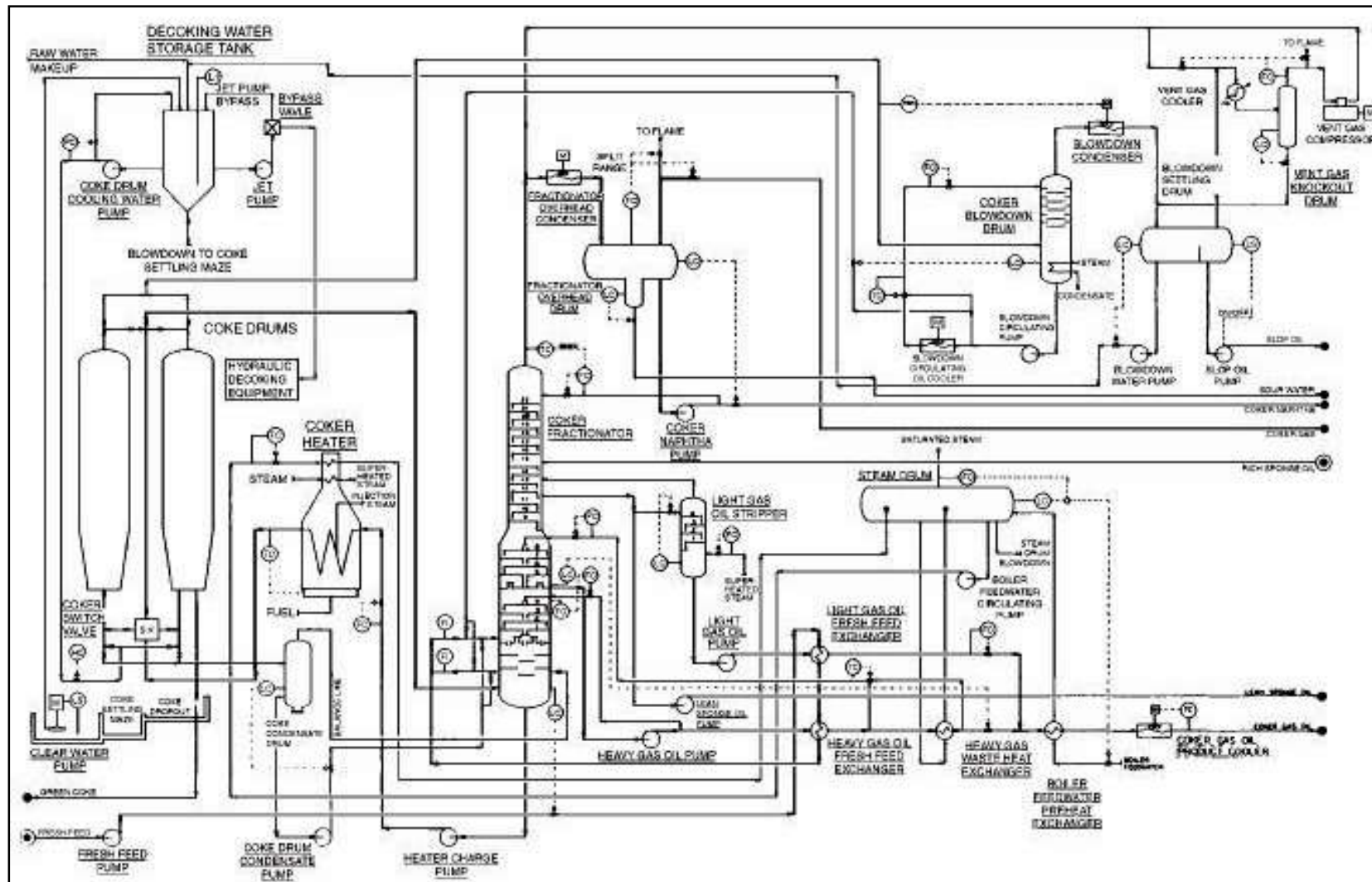
El sistema de Blowdown fue diseñado con la finalidad de maximizar la recuperación tanto de hidrocarburos como de corrientes de vapor generadas durante los procesos de “quench” y operaciones de vaporización. Además, se emplea para proporcionar el agua de enfriamiento para los tambores de coque y ayuda a minimizar las emisiones contaminantes al medio ambiente durante las operaciones del Delayed Coking. Los vapores que se inyectaron para retirar los remanentes de hidrocarburos ligeros en el coque y en la fraccionadora son llevados, luego de cumplir su función principal, a quench en la columna del sistema de blowdown. En la columna quench, los vapores calientes son rociados con reciclo de corrientes slops para condensar la parte más pesada, llamado el slop pesado. Las porciones de la corriente de slop pesada son recicladas a la entrada de la columna quench y en el rociador del tope de la columna, mientras la parte restante es tratada más adelante en el fraccionador de coker u otras unidades posteriores. La parte de vapor no condensada sale por el tope de la columna quench y se enfría en los condensadores superiores. El agua y cualquier hidrocarburo ligero condensado en las aletas de los ventiladores elevados son separados en el blowdown. La corriente de producto de gas humedo es generalmente conducida a un sistema de recuperación del vapor para acumular los hidrocarburos. El producto de agua fluye en el tanque de almacenaje de agua quench o es enviado a la unidad de stripping de aguas acidas. El agua dulce es añadida a la corriente de agua reciclada para proporcionar el suministro suficiente al tanque de almacenaje de agua. Este tanque suministra el agua utilizada durante la fase de quench del ciclo del acumulador de coque, así como el agua de decoking para la bomba jets de agua para detener las reacciones y limpiar los tambores de coque. Por último, el calor removido desde el fraccionador por la corriente de gasoil pesado es usado para precalentar la alimentación y generar vapor.

**FIG. 5.4 DIAGRAMA DE FLUJO SIMPLIFICADO DE SISTEMA CERRADO DE BLOWDOWN**



*Fuente: Handbook of Petroleum Refining Processes; R. Meyers, 1997.*

FIG. 5.5 DIAGRAMA DE FLUJO DETALLADO



Fuente: FW Delayed Coking Process: Handbook of Petroleum Refining Processes; Robert A. Meyers, 1997.

## CAPÍTULO 6

### PRODUCTOS Y RENDIMIENTOS

#### 6.1 Características de los Productos Obtenidos.

##### 6.1.1. Acerca del Producto final de Planta: Crudo Mejorado.

Según la calidad deseada del crudo mejorado que se desea obtener en el presente trabajo: 25 °API, podemos decir que se pretende obtener un crudo mejorado de calidad media, la cual es suficiente para satisfacer las condiciones de diseño del oleoducto y las de algunas de las refinerías del país.

**TABLA 6.1 CALIDAD DE LOS CRUDOS MEJORADOS**

PARÁMETRO	CALIDAD DEL CRUDO MEJORADO		
	BAJA	MEDIA	ALTA
Gravedad API	16	22	28+
Viscosidad, cSt. a 122°F	50	10	<10
Vanadio,ppm	500	<100	<100
Níquel,ppm	120	<20	<20
Azufre, %p	3.5	2.6-3.0	<0.5
Carbón Conradson, % p	15	5	5
Fondo de vacío, %v	30	<25	<10
Acidez, mg KOH/gr	1	1.0-2.0	0.1

*Fuente: Primer Congreso de Crudos Pesados 2008, Baker H.*



### 6.1.2. Acerca del Producto del Delayed Coking: Crudo Sintético.

Como se mencionó en los capítulos anteriores, el producto resultante del proceso de Delayed Coking en conjunto con los destilados ligeros y medianos obtenidos de la destilación atmosférica y al vacío previa, son mezclados para formar un tipo de crudo comúnmente llamado “Crudo Sintético”.

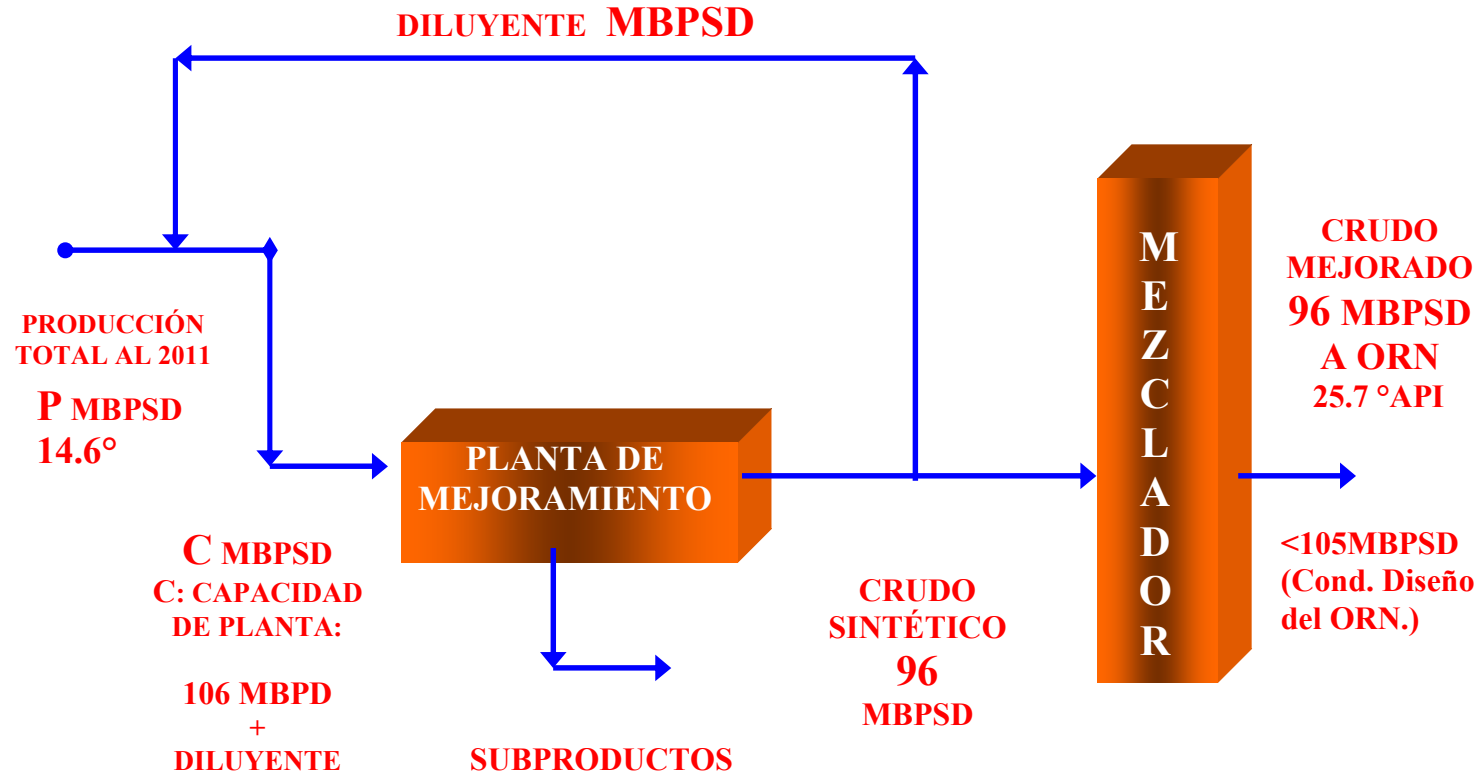
La calidad de éste crudo sintético depende mucho de la calidad y rendimientos de cada uno de los productos obtenidos por el proceso de Delayed Coking; el cual, genera cuatro tipos de productos: gas, nafta, gasoil, y coque; los cuales son un flujo de productos ligeros que desde el tambor de coque son llevados al fraccionador principal para ser separados en:

- ❖ **Gas.-** El gas producido en el coker es alimentado hacia la unidad de recuperación de vapor.
- ❖ **Nafta.-** La nafta ligera de coker, que para el caso de su uso en refinerías, después de su estabilización en la unidad de recuperación de vapor, es frecuentemente sometido a reacciones con mercaptanos, y luego mezclada en el pool de gasolinas.
- ❖ **Gasoil.-** El gasoil ligero de coker, puede ser usada en la planta de mezcla de destilados.
- ❖ **Coque.-** Dependiendo de la alimentación a la unidad y condiciones de operación, diferentes tipos de coque pueden ser producidos.

## 6.2 Esquema de Mejoramiento

Para el esquema de mejoramiento se propone como el más adecuado una mejora total del crudo pesado, debido a que los productos del proceso de Delayed Coking son tan livianos ( $>30$  °API) que pueden ser mezclados formando un crudo sintético de alta calidad. Se ha decidido mezclar los productos de la planta a manera de obtener un crudo mejorado con calidades similares o muy cercanas a las de diseño del ORN, lo cual haga posible su transporte a través de este sin requerir una mayor inversión para su adecuación.

FIG. 6.1 ESQUEMA DE MEJORAMIENTO BASE



### 6.2.1 Consideraciones para el Esquema Base

- ❖ En cuanto a la alimentación; según los datos publicados en el INGEPET 2008 (Tecnologías para el Mejoramiento de la Calidad de los Crudos Pesados, Gerardo Herbst), la calidad del crudo extraído de las tres reservas de crudo pesado de los lotes 1-AB, 67 y lote 39, es de 13.5 °API promedio. Sin embargo, se debe considerar que la alimentación a la planta es una mezcla de crudo con diluyente de producción por lo que el °API promedio estimado que se ha considerado en este análisis es de 14.6 °API.
- ❖ El valor de la producción de petróleo al 2011 corresponde a la producción de las reservas de crudo pesado para el mismo año; las cuales suman un volumen de 106 MBPD que ingresarán como materia prima de la planta.
- ❖ Para los cálculos de balance de materia se han tomado como base los rendimientos típicos de una planta de Delayed Coking, por lo que el rendimiento típico del crudo mejorado es considerado en el esquema de 90.5%.
- ❖ Se consideró adecuado, integrar en el esquema de mejoramiento un Sistema Combinado de Gasificación del Coque (IGCC). El cuál recibiría como alimentación el subproducto de coque de aproximadamente 86 T/h (Toneladas por hora) para generar un aproximado de 254.9 MW de electricidad; la cual puede ser empleada para cubrir las necesidades energéticas de la Planta.

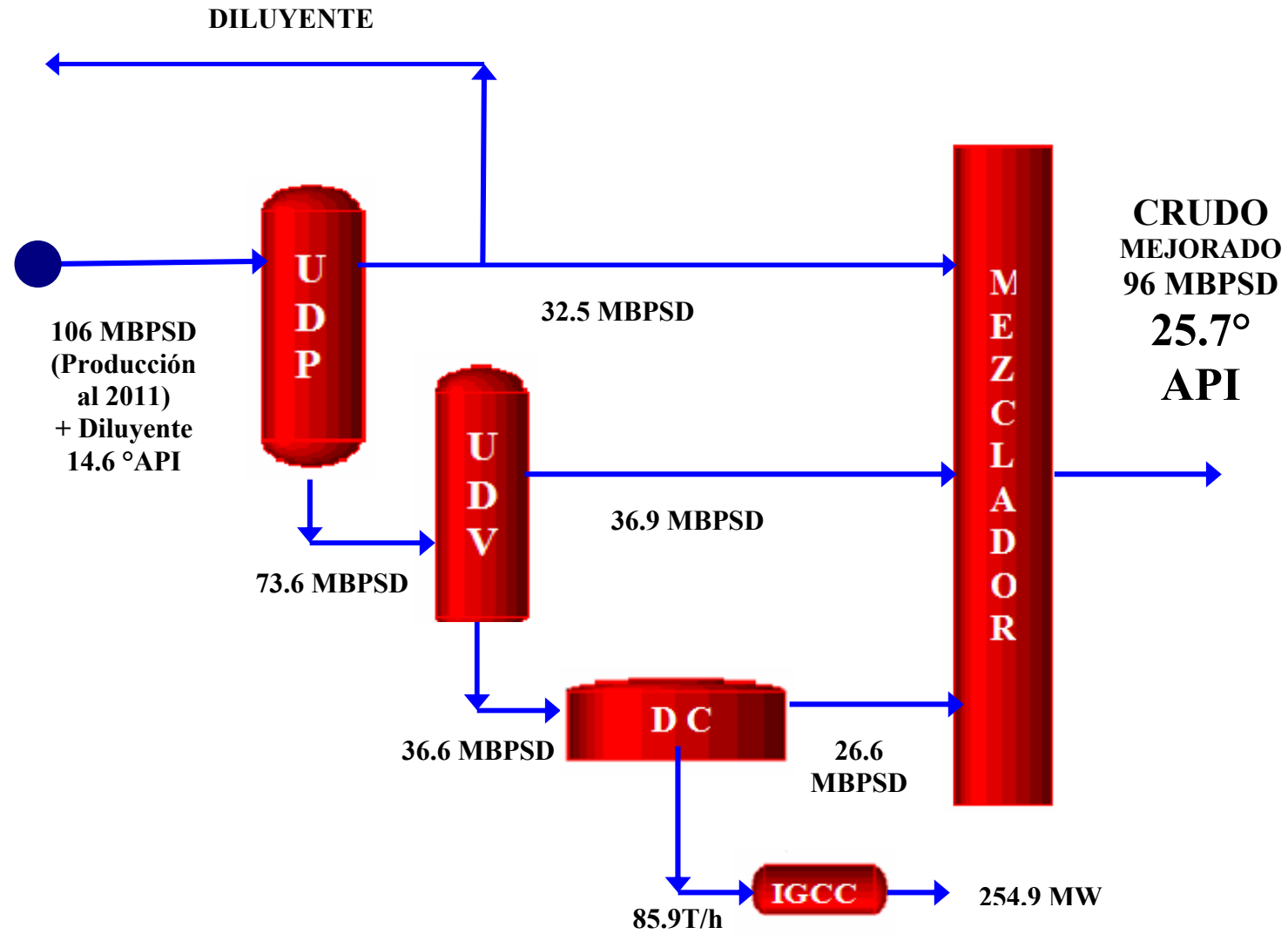
### 6.2.2 Limitaciones en el Esquema de Mejoramiento Propuesto

- ❖ Debido a que todos los campos de la Cuenca del Maraón producen crudos subsaturados (bajo contenido de gas). No generan suficiente cantidad de Hidrógeno como para abastecer unidades de hidrotreatmento de los productos como se han instalado en otros países, por lo que se optó por una planta de Delayed Coking sin unidades de hidrotreatmento, lo que hace necesario la realización de estudios adicionales que verifiquen y aseguren la estabilidad de los productos y evitar así, complicaciones posteriores generadas por la inestabilidad química de los componentes nafténicos contenidos en los productos de Coking.

- ❖ Además, el grado API deseado es de 26 °API, éste límite se definió para evitar que aumente la severidad del proceso, es decir, se asegure una baja conversión de crudo de alimentación hacia los productos líquidos livianos como naftas y gasoils. Todo ello debido a que una mayor severidad podría incrementar la tendencia a la formación de productos inestables, tales como olefinas u otros compuestos con doble enlace entre sus moléculas. Los mismos que se caracterizan por ser altamente reactivos y con gran tendencia a la formación de gomas; las cuales, dificultan las operaciones.

Por tanto, lo que se desea en el esquema propuesto, consiste en producir la cantidad suficiente de productos livianos que al ser mezclados entre sí, den un crudo mejorado estable y de alta calidad (Ver Fig. 6.2).

FIG. 6.2 ESQUEMA DE MEJORAMIENTO



### 6.2.3 Cálculo de °API del Crudo Mejorado

Sean los datos:

Si según la bibliografía consultada, el esquema típico lograría mejorar la calidad de un crudo de 13.9 °API a un crudo sintético de 24.9 °API. Por tanto, según el esquema propuesto, para un crudo pesado de 14.6 °API se sigue el siguiente análisis:

13.9 °API	→	24.9 °API (Según Bibliografía)
14.6 °API	→	X °API. (Crudo Sintético Perú).

Si se sabe que:

$$\text{Sp-gr. [g/cc]} = 141.5 / (^\circ\text{API} + 131.5)$$

0.973	→	0.905 (Según Bibliografía)
0.969	→	X (Crudo Sintético Perú).

En base a los datos se realizó el siguiente cálculo, gravedad específica del Crudo Mejorado:  
Sp-gr. X:

$$\text{Sp-gr X} = 0.900 \text{ g/cc.}$$

$$\text{Crudo Mejorado: X}^\circ\text{API} = 25.7^\circ \text{ API.}$$

Para lo cual se tienen los siguientes datos en la Tabla 6.2:

**TABLA 6.2 RESULTADOS DEL ESQUEMA PROPUESTO**

DATOS	VOLÚMEN A MEZCLA (MBPSD)	°API PROMEDIO	Sp-GR(g/cc) (de fórmula anterior)
Crudo Pesado (Carga de Planta)	106 MBPSD	14.6	0.969
Total Crudo Mejorado (Producto de Planta)	96 MBPSD	25.7	0.9

Por lo tanto, del esquema propuesto se obtuvo los siguientes resultados:

- ❖ Cantidad de Crudo Mejorado = 96 MBPSD, valor que se encuentra dentro del rango de diseño del ORN (<105 MBPSD).
- ❖ Del esquema propuesto se obtendría crudo mejorado con la calidad de un crudo ligero. Se lograría un incremento en la calidad de 14.6°API a 25.7°API, es decir, permitiría llegar a la gravedad °API deseada. Dicho valor es muy cercano a las condiciones de diseño del ONP que es el de transportar crudo de 26.6°API; lo que a su vez genera una mejora en la eficiencia de sus equipos de bombeo.
- ❖ Se espera obtener 96 MBPSD de mezcla de productos (crudo sintético) debido a que el rendimiento de todo el proceso es de 90.5%.

### 6.3 Rendimientos.

#### 6.3.1. Rendimientos del Producto final de Planta: Crudo Mejorado.

En base al esquema de mejoramiento planteado, el rendimiento estimado de crudo mejorado será del 90.5 %; según la Fig. 6.3 .

**FIG. 6.3 RENDIMIENTO DE PLANTA**



$$\text{RENDIMIENTO} = \frac{\text{CRUDO MEJORADO}}{\text{CRUDO PESADO}} = 0.905$$

$$\text{RENDIMIENTO} = 90.5\%$$



### 6.3.2. Rendimientos Típicos de los Productos del Delayed Coking: Crudo Sintético.

Los rendimientos típicos varían en gran medida por el tipo de carga a emplear, las condiciones de operación y el tipo de coque que se desea producir por exigencias del mercado. Entre estos valores tenemos:

**TABLA 6.3 RENDIMIENTOS TÍPICOS DEL DELAYED COKING**

Rendimientos Típicos	
Carga: Residuo de Vacío	
Producto	Rendimiento (%peso)
Gas	[3-4]
LPG	[4-6]
Nafta Ligera	[3-6]
Nafta Pesada	[7-16]
Gasoil ligero	22-27(*)
Gasoil Pesado	22-30(*)
Coque	25-35(*)

*Fuente: Handbook of Petroleum Refining Processes, Howard M. Feintuch.  
(\*) Depende de la Calidad de la carga y de las condiciones de operación.*

Según las correlaciones generalizadas desarrolladas por el licenciante Foster Wheeler en base al trabajo de su planta piloto experimental y sus operaciones comerciales, se tienen las siguientes estimaciones de los rendimientos típicos de un proceso de Delayed Coking a partir del empleo de distintas alimentaciones de residuos de vacío según la Tabla 6.3, se encuentran representados en la Tabla 6.4:

**TABLA 6.4 RANGO DE ALIMENTACIONES DE RESIDUOS DE VACÍO**

Parámetro	Desde Alimentación 1	Hasta Alimentación 2
°API	4	12.8
CCR	22.0 wt%	5.2 wt%
Ni + V	910 ppm.	910 ppm.
Presión	Cte.	Cte.
Relación de Reciclo	Cte.	Cte.

Fuente: *Handbook of Petroleum Refining Processes*, Howard M. Feintuch.

**TABLA 6.5 RENDIMIENTOS TÍPICOS Y PROPIEDADES DE PRODUCTOS ESTIMADOS PARA VARIAS ALIMENTACIONES DE DELAYED COKERS A RELACIÓN DE RECICLO Y PRESIÓN CONSTANTE**

Productos	Alimentación de Crudo			
	Africano	Sureste Asiático	Mexico	Medio Oeste
Gas Seco y C4, wt%	6.2	7.4	10.5	9.2
C5-193°C, nafta, wt%	18.5	20.4	21.4	17.4
Densidad, °API	56.1	62.3	54.9	58.3
Azufre, wt%	0.1	0.2	0.9	0.5
193° C+, gas oil, wt%	65.3	54.5	33	48.5
Densidad, °API	22.4	34.9	20.5	25.3
Azufre, wt%	0.59	0.42	4.26	2.28
Coque, wt%	10	17.7	35.1	24.9
Azufre, wt%	1.1	0.8	6.4	5.1
Ni + V, wt ppm	500	249	2592	361

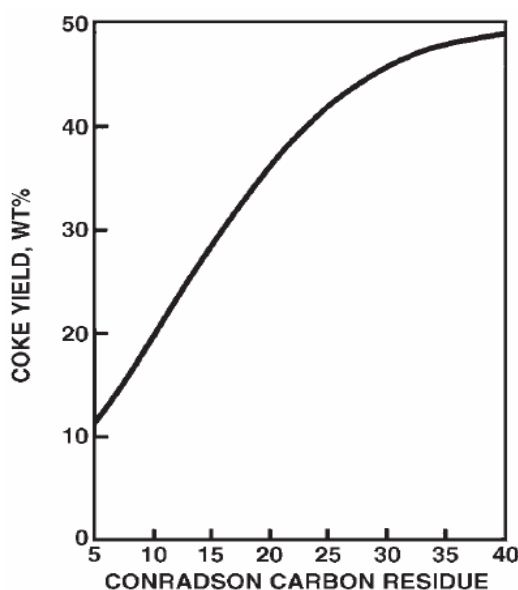
Fuente: *Handbook of Petroleum Refining Processes*, Howard M. Feintuch.

Según los rendimientos típicos mostrados en la Tabla 6.5, se tiene que el rendimiento de gas seco varía entre 6.2 y 10.5, el rendimiento de la nafta entre 17,4 y 21,4, el rendimiento de gasoil entre 33,0 y 65,3, y el rendimiento del coque está entre 10,0 y 35.1. Se debe mencionar que los valores altos en el rendimiento de coque se deben a que las condiciones de operación fueron desarrolladas con la finalidad de obtener coque con características de calidad en el rango del needle coque. Se debe hacer notar que la Tabla 6.5 corresponde a rangos típicos sobre los cuales podrían variar los rendimientos del proceso de Delayed Coking y cuyos valores no pretenden en lo absoluto, representar valores de rendimientos máximos ni mínimos.

### 6.3.3 Estimación de Rendimientos

Se han desarrollado una serie de correlaciones que permiten a los usuarios de cada tecnología hacer una estimación de los rendimientos y propiedades de los productos que se podrían obtener bajo ciertas calidades de alimentación en particular. Sin embargo, se debe mencionar que estas correlaciones son propiedad de las compañías licenciadoras del proceso, por lo que no hay información publicada al respecto. Sin embargo, Nelson desarrolló una correlación simple representada en la figura 6.4. Dicha correlación utiliza como base el contenido de Carbono Conradson (wt%) y es generalmente empleada para hacer una predicción preliminar de los rendimientos de coque para un caso en particular.

**FIGURA 6.4 ESTIMACIÓN DEL RENDIMIENTO DE COQUE**



Fuente: *Handbook of Petroleum Refining Processes*, Howard M. Feintuch.

A partir de las correlaciones simples de Nelson, surgen las correlaciones presentadas por Gary y Handwerk (Petroleum Refining: Technology of Petroleum, Marcel Dekker, NY, 1975) con el fin de obtener una estimación aproximada de los rendimientos para el caso en estudio. Se hace notar que dichas correlaciones fueron establecidas en función de un parámetro importante como el contenido de Carbono Conradson (CCR) presente en la alimentación (% wt); el cual, según los autores cumple las siguientes relaciones:

Sea: CCR: Carbon Conradson.

$$\text{Rto. Coque (\% peso)} = 1,6 \times \text{CCR}$$

$$\text{Rto. Gas (\% peso)} = 7,8 + 0,144 \times \text{CCR}$$

$$\text{Rto. Nafta (\% peso)} = 11,29 + 0,343 \times \text{CCR}$$

$$\text{Rto. Gasóleos (\% peso)} = 100 - \text{Rtos (Rto. Gas} + \text{Rto. Nafta} + \text{Rto. Coque)}$$

Se debe tener en cuenta que dichas correlaciones son afectadas debido a la variación de los demás parámetros, como son: los puntos de corte de destilación y las condiciones de operación; sin embargo, son válidas para el caso de aproximaciones preliminares muy someras con  $\pm 25$  % de precisión. También se debe recordar que si se desean predicciones de rendimientos más precisas se debe recurrir al licenciante de tecnología escogido, ya que ellos desarrollan correlaciones más sofisticadas y en consecuencia más precisas, a partir de la adición de parámetros tales como las variables de operación.

Dichas correlaciones, aplicadas al caso Peruano, en el que se asume una corriente de alimentación de crudo pesado con un aún no conocido porcentaje de CCR (debido a proceder de la mezcla de tres tipos de crudos diferentes), serán calculadas en base al contenido de CCR del crudo de menor calidad correspondiente al procedente del Lote 39 formación Raya Chonta, por tanto:

$$\text{Sea: CCR} = 16.28\%$$

$$\text{Rto. Coque (\% peso)} = 1,6 \times (16.28\%) = 26.048\%$$

$$\text{Rto. Gas (\% peso)} = 7,8 + 0,144 \times (16.28\%) = 10,144\%$$

$$\text{Rto. Nafta (\% peso)} = 11,29 + 0,343 \times (16.28\%) = 16.874\%$$

$$\text{Rto. Gasóleos (\% peso)} = 100 - \text{Rtos (Rto. Gas} + \text{Rto. Nafta} + \text{Rto. Coque)} = 46.934\%$$

En resumen, se tienen los siguientes resultados para los rendimientos del proceso de Delayed Coking en el caso Peruano:

**TABLA 6.6 PREDICCIÓN DE RENDIMIENTOS ESTIMADOS PARA EL DELAYED COKING CASO PERUANO.**

Predicción de Rendimientos	
Carga de Crudo Pesado del Perú Base: CCR = 16.28 %	
Producto	Rendimiento (%peso)
Gas	10.14
Nafta	16.87
Gasoleos	46.93
Coque	26.05

Asimismo, el licenciante Foster Wheeler realiza una interesante evaluación de rendimientos a partir del Crudo del Medio Oriente con propiedades muy similares a las del caso Peruano, además del esquema de mejoramiento. Dicho crudo presenta las siguientes características:

**TABLA 6.7 PROPIEDADES CRUDO PESADO MEDIO ORIENTE**

PROPIEDADES DEL CRUDO	Crudo Pesado del Medio Oriente
Gravedad, °API	13.9
Viscosidad, cS. a 70°F	1,033
Viscosidad, cS. a 100°F	286
Pour Point, °F	0
Azufre, wt. %	5.17
Nitrógeno, wt. %	0.19
Neut. No. mgKOH/gm	0.92

*Fuente: Heavy Crude Upgrading: an Option for Gasification, Luigi Bressan and Michael Mcgrath, 2007.*

Es evidente, que el crudo tomado como ejemplo cuenta con baja gravedad °API, lo que trae consigo una mayor viscosidad y un alto contenido de heteroátomos tales como azufre, nitrógeno y metales (Ni y V). Dichas características de la alimentación genera que luego de ser procesado en la unidad de destilación atmosférica y unidad de destilación al vacío, se obtenga las siguientes características para los residuos de vacío:

**TABLA 6.8 PROPIEDADES DEL RESIDUO DE VACÍO DEL CRUDO PESADO DEL MEDIO ORIENTE A 1050°F**

Propiedades del Residuo de Vacío del Crudo del Medio Oriente	
Parámetro	1050°F/565°C+ Residuo de Vacío
Gravedad, °API	-1.8
Viscosidad, cS. a 210°F	129,662
Viscosidad, cS. a 300°F	1,462
Pour Point, °F	>200
Azufre, wt. %	7.75
Nitrógeno, wt. %	0.38
Carbono Conradson, wt%	27.51
Heptano Insolubles, IP, wt. %	17.6
Metales, ppmw	
Níquel	69
Vanadio	244

*Fuente: Heavy Crude Upgrading: an Option for Gasification, Luigi Bressan and Michael Mcgrath, 2007.*

De la Tabla 6.8 se puede observar que las características del crudo reducido de vacío presentado, lo convierten en una carga de alto contenido de metales, bajo contenido de hidrógeno, alto contenido de heteroátomos y residuo de carbono. Lo que genera a su vez, que los rendimientos obtenidos de procesar dicha carga de residuo de vacío en el Delayed Coker operado bajo la tecnología SIDEC<sup>sm</sup> del licenciante Foster Wheeler, sean los siguientes:

**TABLA 6.9 RENDIMIENTOS DEL DELAYED COKING PARA LA CARGA DE CRUDO REDUCIDO DE VACÍO DEL CRUDO DEL MEDIO ORIENTE**

Delayed Coking del crudo de reducido de vacío del Medio Oriente (1050°F)					
Producto	Rendimiento	Gravedad, °API	Azufre, Wt%	Nitrógeno, wt%	Ni + , ppmw
C4-Gas	6.6 WT%	-	-	-	-
H2S	2.3 WT%	-	94.1	-	-
Nafta ligera	4.2 LV%	82.3	0.6	0.002	-
Nafta Pesada	7.4 LV%	57.4	1.3	0.013	-
Kerosene	12.0 LV%	38.2	2.1	0.044	-
Diesel Pesado	18.9 LV%	24.8	3.4	0.119	-
Gasoleo Pesado	27.8 LV%	10.6	6.4	0.306	0.4
Coque	33.2 WT%	-	9.5	0.838	942

Fuente: *Heavy Crude Upgrading: an Option for Gasification*, Luigi Bressan and Michael Mcgrath, 2007.

Y un correspondiente rendimiento para los subproductos de:

**TABLA 6.10 RENDIMIENTOS DE LOS SUBPRODUCTOS DEL DELAYED COKING**

Calidad del Subproducto	
Parámetro	SYDECsm Coque
Rendimiento del subproducto en Crudo, Wt.%	12.82
Subproducto de Azufre, Wt.%	9.5
Subproducto de Nitrógeno, Wt.%	0.8
Subproducto de Niquel + Vanadio, PPMW	943
Subproducto Poder Calorífico, Btu/lb(dry)	15,180

Fuente: *Heavy Crude Upgrading: an Option for Gasification*, Luigi Bressan and Michael Mcgrath, 2007.

## 6.4 Subproductos

### 6.4.1 Coque de Petróleo

Como se mencionó a lo largo del presente estudio, el proceso de Delayed Coking genera un inevitable subproducto de reacción sólido conocido como “coque de petróleo”; el cual es posible describir como un residuo carbonoso negro grisáceo y poroso, con un alto contenido de impurezas; tales como: azufre, níquel y vanadio.

Son tres los parámetros principales que influyen en el tipo de coque producido, su calidad y por ende, su posterior aplicación; como son:

- ❖ El tipo de proceso usado.
- ❖ Las condiciones y severidad de la operación.
- ❖ Las propiedades y calidad de la alimentación (impactan significativamente en la calidad del coque).

El coque producido directamente de los tambores de coque es comúnmente llamado: “coque verde”, se caracteriza por contener moléculas incompletamente carbonizadas (que en una base libre de humedad vendría a ser el material volátil en el coque); es decir, contienen algunos hidrocarburos de alto peso molecular porque tienen algo de hidrógeno en sus moléculas, debido a las incompletas reacciones de carbonización. Los tipos de coque generados pueden clasificarse:

#### 1. Según su Estructura

Son tres las más conocidas estructuras físicas de coque: coque shot, sponge, y needle dichas calidades determinarán el uso final de éste material. Una breve descripción de cada una de ellas se presenta a continuación:



## A. Coque Shot

Su nombre se debe a los grupos de pellets en forma o tamaño “shot” que lo caracterizan. El coque Shot es un tipo anormal de coque con apariencia similar a pequeños balones. Posee una tendencia a ser más isotrópico, y con textura de finos gránulos. Alta dureza y densidad, sumado a una baja porosidad; características que lo convierten en un coque difícil de romper. Por lo que se lo considera un tipo de coque no deseado; ya que puede causar problemas operacionales, así como crecer lo suficientemente grande como para tapan la salida del tambor de coque. Además, no posee una gran área superficial que le otorga propiedades útiles.

Es producido a partir de:

- ❖ El procesamiento de crudos muy pesados; es decir, cargas con alto contenido de CCR, residuales de alto azufre, alta concentración de asfaltenos y bajo °API.
- ❖ Alteraciones operacionales como por ejemplo, elevadas temperaturas en el tambor. o altas velocidades y/o turbulencias en el tambor de coque. Desde el punto de vista químico, debido a la reacción exotérmica generada por la polimerización de asfaltenos durante el aumento de hasta 3 °C de temperatura.
- ❖ La fluidización en el tambor de coque.

Debido a que es un tipo de coque indeseable por sus limitadas aplicaciones, se puede reducir su formación a través de:

- ❖ La mezcla de hidrocarburos aromáticos con la carga.
- ❖ Y/o incrementando la relación de recicló.

**FIG 6.5 COQUE SHOT PARCIALMENTE CORTADO**

*Fuente: Petroleum Petrography.*

## **B. Coque Sponge**

Recibe esa denominación debido a su aspecto parecido a una esponja negra.

Es producido a partir de:

- ❖ Carga con baja o moderada concentración de asfaltenos.
  
- ❖ Alta severidad del proceso de Coking, la severidad decrece en el tambor desde el fondo hacia el tope. aquello causa que el fondo del tambor de coque sea más denso y tenga un menor contenido de materia volátil (VCM) que el tope; lo que genera a su vez la circulación de burbujas de gas que pueden producir un coque poroso o esponjado.

**TABLA 6.11 ESPECIFICACIONES TÍPICAS DEL COQUE SPONGE**

Parámetro	Rango Máx. %	Rango Mín.%
Moisture	6–14%	0.1%
Volatile matter	8–14%	0.5%
Fixed carbon	86–92%	99.5%
Sulfur	1.0–6.0%	1.0–6.0%
Silicon	0.02%	0.02%
Iron	0.013%	0.02%
Nickel	0.02%	0.03%
Ash	0.25%	0.4%
Vanadium	0.015%	0.03%
Bulk density	45–50 lb/ft <sup>3</sup> (720–800 kg/m <sup>3</sup> )	42–45 lb/ft <sup>3</sup> (670–720 kg/m <sup>3</sup> )
Real density		2.06 g/cm <sup>3</sup>
Grindability		50–100

*Fuente: Handbook of Petroleum Refining Processes, Howard M. Feintuch.*

Cuando el coque sponge (coque esponja) cumple las estrictas propiedades de especificaciones, se considera como coque esponja grado de ánodo, es adecuado para calcinación y su posterior uso en la elaboración de ánodos de carbono para la industria del aluminio, puesto que la densidad del coque calcinado es fundamental para la buena producción de ánodos de carbono.

A mayor densidad, mayor cantidad de carbono a ser incorporado en el ánodo, lo que le otorga una mayor duración. De lo contrario, si el coque sponge posee las propiedades específicas del coque de grado combustible, puede ser utilizado como tal en su forma cruda.

**FIG 6.6 COQUE SPONGE**

*Fuente: Petroleum Petrography*

### **C. Coque Needle**

Es tipo de coque calificado como Premium. Su nombre proviene del parecido que posee a una aguja de microscópica elongación cristalina.

Es producido a partir de:

- ❖ Materias primas especiales, es decir, cargas sin asfaltenos presentes o a partir de cargas altamente aromáticas con bajo contenido de azufre y metales.
- ❖ En condiciones de operación de la unidad de coking con alta presión de 6.9 bar [100 psig] y alta relación de reciclaje (1:1).

El coque Needle es el tipo principal de coque que se emplea en la fabricación de electrodos de grafito (utilizado en hornos de arco de acero). Requiere de un proceso especial de calcinación para llegar a obtener las propiedades óptimas que este producto requiere.

Entre sus principales requisitos se tienen:

- ❖ CTE < 2; ya que un bajo coeficiente de expansión térmica (Coefficient of Thermal Expansion, CTE) evita la fragmentación debido a las tensiones térmicas en la punta del electrodo, las cuales llegan a ser tan altas como 2000 ° C/cm).
- ❖ Bajo contenido de azufre (<0.6% en peso) y de nitrógeno a fin de no soplar durante la grafización a 2900 ° C.
- ❖ Disponer de una buena densidad (> 78 gramos/100 cc, 4 / 6 de malla de prueba).
- ❖ Bajo contenido de cenizas (< 0.3%; cualquier ceniza deja un vacío cuando es grafitado).
- ❖ Alta densidad real (2.13 g / cc).

Por todo ello, la obtención de un buen coque needle es considerado por muchos autores un "arte negro" debido a las dificultades que representa el obtener una carga de tales características que le aseguren un excelente desempeño en la fabricación de los electrodos de grafito. Por tanto, el coque needle es preferido por encima del coque sponge por su uso en la fabricación de electrodos y su baja resistividad eléctrica y bajo coeficiente de expansión térmica.

## **2. Según su Calidad**

Existen a su vez, tres amplias categorías para clasificar el fuel coke o coque grado combustible, anode coke o coque grado de ánodo y el coque grado dióxido de Titanio. Los dos últimos son mejorados a través de un proceso de calcinación por el cual es sometido a temperaturas de hasta aproximadamente 2000 a 2300°F (1095°C a 1260°C) con la finalidad de eliminar esencialmente toda la materia volátil hidrocarburos de alto punto de ebullición. A continuación una breve descripción de cada uno de ellos:

### A. Anode Coke o Coque de Grado Ánodo

La distintiva apariencia de esponja corresponde a un coque con menor contenido de metales en el rango de los 250 ppmw a 350 ppmw y relativamente menor azufre de 3.0 wt%, el coque grado ánodo es consumido por la industria del aluminio para la fabricación de ánodos de carbón. El coque verde es previamente sometido a un proceso de calcinación a temperaturas desde 1800 a 2400°F (980 a 1315°C), puesto que mejora las propiedades del coque y como se mencionó anteriormente, reduce materia volátil aun nivel muy bajo y mejoran su conductividad eléctrica antes de ser empleado en la producción de aluminio o electrodos para la producción de acero; además ayuda a completar las reacciones de carbonización.

Según la tabla 6.12 Publicada por Paul J.Ellis en su obra “Fundamentos del Delayed Coking” las propiedades típicas del coque grado de ánodo representan la pureza aproximada que se requiere posea la alimentación calcinada a fin de producir un coque calcinado de propiedades aceptables. Y las propiedades máximas aproximadas, son una estimación de los máximos niveles de impureza permitidos que al ser mezclados con otros coques de mayor pureza pueden hacer un producto calcinado aceptable para ser empleado en fundiciones. Se hace notar que las especificaciones para ambas propiedades dependen en gran medida de las condiciones expuestas por los fabricantes y los respectivos productos que desean obtener.

**TABLA 6.12 PROPIEDADES TÍPICAS DEL COQUE DE GRADO DE ANODO**

	<b>Propiedades típicas</b>	<b>Propiedades máximas aproximadas</b>
Azufre, Wt%	<3.0	<5.0
Materia volátil, wt%	<11.5	<12.5
Vanadio, ppm	<250	<400
Níquel, ppm	<150	<250
Hierro, ppm	<200	<350
Calcio, ppm	<100	<200
Sodio, ppm	<100	<200
Silicio, ppm	<150	<200
Estructura	Ningún contenido tiro de coque	Ningún contenido tiro de coque

*Fuente: Fundamentos del Delayed Coking, Paul J. Ellis*

## B. Coque de Grado Dióxido de Titanio (TiO<sub>2</sub>)

Su nombre proviene de su aplicación en la reducción de la arena de titanio durante el proceso de cloruros para la producción de TiO<sub>2</sub>. El coque de petróleo usado para tales fines, tiene menores restricciones en cuanto a los contaminantes metálicos, por lo que la mayoría de coques de petróleo se encuentran dentro de las especificaciones para contaminantes metálicos, propiedades importantes como son:

- ❖ El contenido de azufre en la carga.
- ❖ El contenido de hidrógeno y dimensiones de las partículas. (controladas por proceso de calcinación).

El TiO<sub>2</sub> obtenido a partir del coque de petróleo es un pigmento blanco empleado principalmente en la fabricación de pinturas y whitewalls en la manufactura de neumáticos; entre otros productos.

## C. Coque no Calcinable: Fuel Coke o Coque de Grado Combustible

Es considerado coque de grado combustible, aquel coque que se encuentra fuera del rango de especificaciones adecuados para ser calcinado o aquel que es empleado como combustible para cubrir las exigencias energéticas del mercado. Tiene al carbón mineral como principal competidor. Sin embargo posee ciertas ventajas y desventajas como las siguientes:

**TABLA 6.13 VENTAJAS Y DESVENTAJAS DEL COQUE GRADO COMBUSTIBLE**

TIPO DE COMBUSTIBLE	VENTAJAS		DESVENTAJAS
	VALOR DE CALEFACCIÓN	CENIZAS (% w t)	AZUFRE (% w t)
COQUE GRADO COMBUSTIBLE	14,000 Btu/lb	[0.5-0.2]	[4-7]
CARBÓN MINERAL	[8,000-12,000] Btu/lb	[2-20]	<2

Fuente: *Fundamentos del Delayed Coking*, Paul J. Ellis.

De la tabla anterior, se observa que el coque de grado combustible presenta ciertas ventajas como el mayor valor de calefacción y el menor contenido de cenizas y algunas desventajas significativas como el alto contenido de azufre, bajo contenido de materia volátil y el a veces aumento de dureza; todo ello con respecto a su mayor competidor: el carbón mineral. Sin embargo, se debe mencionar que las aplicaciones del coque están sujetas a las exigencias de cada mercado en particular y al tipo de materia prima de la cual se dispone.

#### **6.4.2. Impurezas**

Las impurezas de la carga también son considerados subproductos del proceso. Entre las más importantes se encuentra el contenido de azufre y de metales. Gran porcentaje de estas impurezas quedan retenidas en el coque. Como es de esperar, el porcentaje en peso de azufre en el coque es mayor que en la carga de alimentación, generalmente se encuentran en la relación de 1:1 y de 2:1. Sin embargo, el contenido remanente de azufre en los demás productos varía con la alimentación, por lo que es difícil saber que cantidad es la que corresponde a dicho remanente.

### **6.5. Aplicaciones de los Subproductos**

#### **A. Uso como Combustible**

En muchos casos el coque shot o sponge es empleado como combustible debido a la deficiencia de material volátil contenido en el coque de petróleo, éste es típicamente quemado en combinación con otros suplementos (aceite, gas, carbón bituminoso, etc.); en dos casos:

- ❖ Plantas de cemento, esta aplicación no restringe el contenido de azufre en el coque, pues éste reacciona con el cemento formando sulfato reduciendo de ésta manera los requerimientos de sulfato de calcio en el cemento.
- ❖ Generación de vapor, en equipos especiales que generan la cantidad de vapor necesaria para las operaciones como son las calderas de lecho fluidizado (utilizando piedra caliza para la eliminación de azufre). Entre las propiedades importantes del coque usado como combustible destacan el bajo costo por BTU, el alto índice de dureza, y el alto contenido de azufre.



## **B. Usos Metalúrgicos**

Generalmente el coque grado de ánodo caracterizado por su bajo azufre (<2.5 wt. %) es empleado como alimentación en los altos hornos de la industria metalúrgica del hierro, pues al ser mezclado con el carbón de coking de baja volatilidad aumenta su dureza y fuerza física. La ventaja que se encuentra en su aplicación metalúrgica es que el contenido de metales ya no forma parte de una limitante en el coque, lo que representa un gran beneficio. Además, para su aplicación en la metalurgia del acero debido a la reducción de la cantidad total de volátiles incrementa el valor del calor promedio y provee propiedades similares a las del carbón de coking. Por todo lo mencionado el contenido de metales en el coque no es un problema normalmente presente en la industria metalúrgica.

## **C. Gasificación**

La gasificación es un proceso que hoy en día se encuentra en investigación para su aplicación integrada a los procesos de Delayed Coking en plantas ubicadas en locaciones remotas (como sería el caso peruano) para la satisfacción de las necesidades energéticas de dicha plantas. En la gasificación se logra que a través de una oxidación parcial del coque de petróleo, sea posible la generación de vapor, electricidad, gas e incluso materias primas para la industria petroquímica. Además se emplea esta técnica de oxidación parcial para lograr un incremento de hidrógeno en los procesos de refinación de crudos con alto contenido de azufre.

## **D. Uso como electrodos**

Como se ha mencionado en varias oportunidades una de las aplicaciones principales para el coque esponja calcinado grado de ánodo es para la manufactura de ánodos para la industria del aluminio debido a su bajo contenido de azufre y metales. Asimismo, una aplicación más sofisticada del needle coque o coque aguja está basada en la fabricación de electrodos de grafito para los hornos de arco eléctrico en la industria del acero debido a que su bajo coeficiente de expansión térmica le permite resistir cambios extremos de temperatura.

### **E. Usos del Coque Calcinado de Grado Óxido de Titanio.**

Como se mencionó el coque calcinado de grado óxido de Titanio se emplea en la producción de dióxido de titanio; así como monóxido de carbono para la producción de plásticos. Además se incluye entre sus usos la fabricación de acero y hierro fundido, la alimentación para petroquímica en la producción de CO; y su acción como agente reductor en una gran variedad de procesos de purificación de metales.

## CAPÍTULO 7

### EVALUACIÓN TECNOLÓGICA

#### 7.1 Criterios para la selección del proceso de Delayed Coking.

En la actualidad existen diferentes tecnologías de craqueo térmico dedicadas al mejoramiento de materiales pesados. Como se puede observar en la Tabla 7.1.

**TABLA 7.1 RESUMEN DE LOS PROCESOS DE MEJORAMIENTO**

RESUMEN DE LOS PROCESOS DE MEJORAMIENTO			
PROCESO	LICENCIANTE	CAPACIDAD INSTALADA AL AÑO 1991	COMENTARIOS
FLEXICOKING	EXXON	160,000	El coque es gasificado con aire y vapor
FLUID COKING	EXXON	350,000	El coque es parcialmente calcinado y el coque caliente es reciclado
DELAYED COKING	ABB Lummus Crest	1,800,000	
	Kellog		
	UOP, Koa Oil		
	Continental Oil		
SELECTIVE YIELDS DELAYED COKING	Foster Wheeler	58000 tpd	Produce Anode y Needle coque

*Fuente: Petroleum Chemistry Fuente: Petroleum Chemistry and Refining, James Speight, 1999.*

Como se puede observar en la tabla 7.1, el Delayed Coking es el proceso de upgrading de residuos más ampliamente utilizado. El Fluid Coking y Flexicoking son procesos que han estado bajo el desarrollo de Exxon desde los años 40 siendo ahora operados de manera comercial en algunas refinerías del mundo. Ambos procesos se caracterizan por ser procesos con lecho fluidizado.

### **7.1.1 Frente al Flexicoking.**

El proceso de Flexicoking es un proceso de Coking continuo basado en la desintegración térmica. Se caracteriza por ser una modificación de los procesos comunes de Coking por medio del cual no se obtiene una cantidad significativa de coque. Éste método es licenciado por ExxonMobil.

La ventaja principal que lo diferencia de los demás procesos de Coking, radica en que el coque producido a partir del craqueo térmico es gasificado por un equipo regenerador que emplea el calor del reactor para lograr la producción de un gas combustible de bajo BTU llamado Flexigas; el cual es aprovechado para generar vapor y posteriormente electricidad en turbinas convencionales luego de ser quemado en una caldera diseñada especialmente para dichos fines. Es así que en el caso de un crudo pesado, la cantidad de gas que resulte del proceso es significativo; por lo que algunos autores consideran que mediante el empleo del método flexicoking se lograría generar hasta 400 Mw. de electricidad.

### **Características del Flexicoking**

- ❖ Tiene un porcentaje de conversión de hasta el 99% wt. de los residuales en productos más ligeros como son: gas, nafta, destilados medios y gasóleos.
- ❖ Es un proceso continuo. Está basado en la combinación del craqueo térmico de hidrocarburos, gasificación del carbono (coque) y operación en lecho fluidizado.
- ❖ La alimentación del proceso está conformada por una amplia variedad de residuos, ya sean residuos de vacío, asfalto y/o bitumen.
- ❖ El coque que se obtiene como subproducto en éste proceso tiene un rendimiento de aproximadamente el 2% wt. de la alimentación a la planta.

## **Experiencia Comercial**

Su experiencia comercial data de 1976, año en el que se puso en funcionamiento la primera unidad comercial de 20 MBPD en Toa, Japón. En años posteriores se construyeron cinco unidades comerciales más, entre las que destacan:

- ❖ En 1982, unos 52 MBPD (en la actualidad, 70 MBPD) en la Refinería de Amuay (Venezuela).
- ❖ En 1983, unos 22 MBPD en la Refinería Martínez (USA).
- ❖ En 1993, unos 50 MBPD en la Refinería Cold Lake (Canadá).

Sin embargo, a partir de la última fecha, no se dispone de mayor información sobre la construcción de nuevas unidades de Flexicoking a nivel mundial; lo que implica que a la fecha cuenta con una mínima experiencia comercial con apenas un total de 6 plantas instaladas.

## **Descripción del Proceso Flexicoking.**

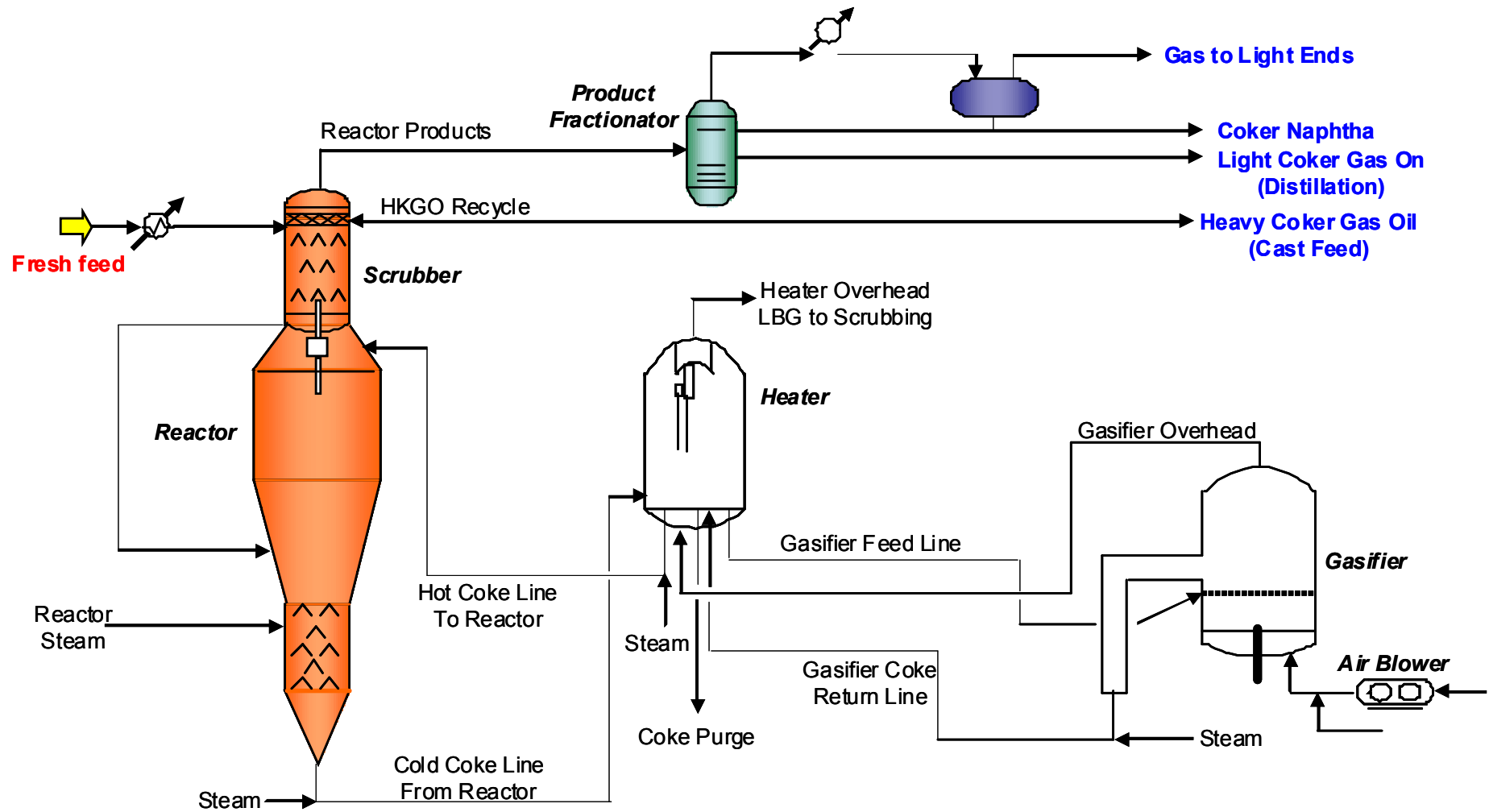
La alimentación al proceso previamente calentada a unos 350-370°C y mezclada con parte del residuo no convertido es introducida al reactor. Con un incremento de temperatura en el reactor, la mezcla anterior entra en contacto con el coque fluidizado proveniente del horno, lo que produce el craqueo térmico de la alimentación.

Son generados como productos fracciones pesadas y livianas de hidrocarburos. Las pesadas son condensadas para ser recicladas al reactor. Las más livianas pasan por un sistema de ciclones o sección de despojamiento dentro del mismo reactor en donde son enfriadas y posteriormente enviadas al fraccionador principal.

El subproducto resultante de la desintegración o craqueo en el reactor es el coque; el cual se adhiere al coque que ya se encuentra contenido en el lecho fluidizado. Luego de despojar con vapor los residuos de fracciones livianas, el coque producido en el reactor sale por el fondo junto con el que viene del horno a alrededor de 593°C y 3.1 bar.

En el reactor ocurren reacciones endotérmicas, cuyo requerimiento de calor es cubierto por el coque caliente proveniente del horno. El coque restante que no retorna al horno pasa a un gasificador; el cual opera bajo un régimen de lecho fluidizado a aproximadamente 927°C y 3.3 bar; en el cual luego de reaccionar con una mezcla aire-vapor se genera el gas combustible llamado “Flexigas”; el cual también cumple la función de proporcionar el calor necesario para calentar el coque proveniente del reactor. Por último el gas generado atraviesa un sistema de ciclones para luego ser mezclado con otros gases para su empleo final como combustible (Refining Processes, 2006).

FIG 7.1 ESQUEMA SIMPLIFICADO DE UNA UNIDAD DE FLEXICOKING



Fuente: Procesos de Refinación de Petróleo, Alfredo Coronel Escobar.

### **7.1.2 Frente al Fluid Coking.**

El Fluid Coking es una tecnología de Coking similar al Flexicoking. Es también un proceso licenciado por la compañía ExxonMobil. La diferencia entre el Flexicoking y el Fluid Coking radica principalmente en que éste último sólo quema la cantidad de coque que responda a los requerimientos de calor del reactor a manera de satisfacer sus requerimientos calóricos. Dicho requerimiento típico suele ser de aproximadamente 20-25% del coque generado en el reactor. El resto del coque es removido por el fondo del quemador. Dicha particularidad hace que el Fluid Coking requiera tan solo dos secciones a diferencia del Flexicoking.

#### **Características del Fluid Coking**

Entre sus principales características, las cuales son consideradas como ventajas competitivas, se tienen:

- ❖ Capacidades de tren simple > 100 MBPSD, mucho mayor que otros procesos.
- ❖ Procesamiento de un amplio rango de cargas, especialmente alto en metales, azufre y contenido de CCR.
- ❖ Internamente: integración eficiente de calor con boilers de lecho fluido para la cogeneración de vapor y energía eléctrica. mínimo uso de gas combustible, y menor producción de coque que el Delayed Coking.
- ❖ Baja inversión y mayor economía de escala que el Delayed Coking.
- ❖ Generan productos líquidos que requieren de proceso de hidrot ratamiento convencional. Además, genera un subproducto de coque sólido que debe ser retirado.
- ❖ La configuración alternativa del scrubber provee flexibilidad al proceso, sumado al tipo de operación llamada “once-through”; la cual produce altos rendimientos de productos líquidos.
- ❖ Las propiedades del proceso de Fluid Coking facilitan el transporte y uso directo en aplicaciones como combustible e incluyen facilidades con y sin cogeneración.



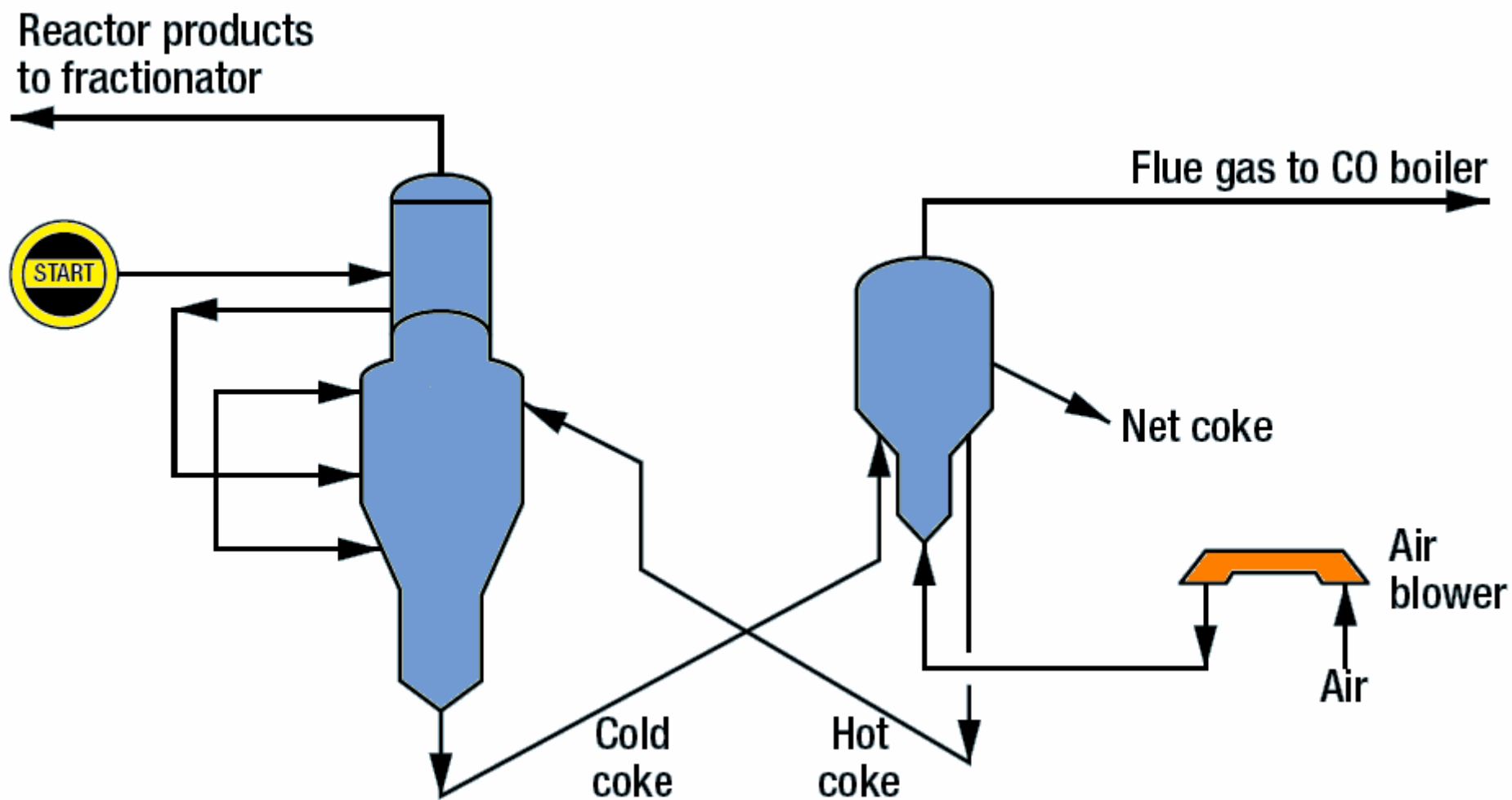
## **Descripción del Proceso**

La alimentación ingresa al scrubber para el intercambio de calor con los vapores efluentes del tope del reactor. El scrubber genera diferentes cortes a partir de los efluentes del reactor, típicamente hidrocarburos de alto punto de ebullición a 975°F+ los cuales son retornados como reciclado hacia el reactor en donde se mezcla con la carga fresca.

Los vapores ligeros del tope del scrubber son enviados a un fraccionamiento convencional para la recuperación de productos ligeros. En el reactor, la alimentación es craqueada termalmente para obtener un amplio rango de productos ligeros y coque. El calor para las reacciones de craqueo térmico es alimentado por el reactor y por la circulación del coque del horno.

Alrededor del 20% del coque es quemado con aire para satisfacer los requerimientos de calor del proceso, eliminando así la necesidad de una alimentación externa de combustible. El coque restante es retirado (Refining Processes, 2006).

FIG 7.2 ESQUEMA SIMPLIFICADO DE UNA UNIDAD DE FLUID COKING



Fuente: Refining Proceses 2006.

**TABLA 7.2 ANÁLISIS COMPARATIVO DE LOS PROCESOS DE MEJORAMIENTO**

Licenciador		Proceso		
Exxon Mobil Research Engineering		Delayed Coking	Fluid Coking	Flexicoking
Características		❖ El coque obtenido como subproducto puede ser comercializado.	❖ 15-20% del coque formado es quemado para satisfacer los requerimientos de calor del proceso.	❖ Extiende el fluido de Coking para incluir un gasificador que oxida hasta un 97% de coque, dejando en el reactor para uso fuel gas de bajo BTU.
		❖ Admite la integración de sistemas de gasificación.	❖ La porción remanente de coke es retraído, enfriado y enviado automáticamente a un silo.	❖ Fuel gas de bajo BTU, es generado en corrientes de alta presión que han pasado por ciclones que aseguran la remoción de partículas.
Rendimientos (% Wt de la alimentación)	Gas	9.3	11.8	11.8
	Nafta	10	9.7	9.7
	Gasolio	46.7	50.4	50.4
	Coque	34	2.3	22.4
Costo de Capital		\$3,000/bpsd.	\$2,600/bpsd.	\$3,800/bpsd.
Experiencia Comercial		Amplia experiencia comercial. Más de 50 años de experiencia. Más de 100 plantas instaladas alrededor del mundo.	13 unidades con ocho de estos procesan más de 350,000 b/d: Exxons posee y opera 3 unidades licenciadas en U.S., América Central y en Canadá operan 5. 5 unidades instaladas mundialmente: Exxons posee y opera 2. Licenciados en U.S., Sur América y en el Este	

Fuente: Procesos de Refinación de Petróleo, Alfredo Coronel Escobar.

El Delayed Coking es la opción escogida en el estudio del proyecto de Mejoramiento de Crudos Pesados debido a que ofrece las siguientes ventajas:

- ❖ Conversión completa de las materias primas y la eliminación de la producción de combustible residual hasta los límites precisados. La desmetalización es cercana al 100 por ciento. Es decir, para un contenido de metales en la carga inicial de 300 ppm o superior, se tendrá un contenido de metales de 3 a 5 ppm en los productos de coking y de 95 a 98% de los metales pasarán a formar parte del coque.
- ❖ Alta eficiencia en el desasfaltado termal de los residuos de petróleo: el porcentaje de coque en la carga inicial está entre los 25 a 30% o superiores y el porcentaje de coque en los productos de coking está como máximo en el rango de 0.3 a 0.5%.
- ❖ Capacidad de proceso de cargas o corrientes de residuos con componentes muy pesados; es decir, con alto contenido de residuos tales como metales, residuos de alto contenido de carbono, alto contenido de asfaltenos y residuos sulfurosos. Lo que le concede una amplia flexibilidad operacional para manejar una amplia variedad de calidades de alimentación ajustable las especificaciones del producto.
- ❖ Producción de un amplio rango de destilados líquidos que pueden ser mezclados fácilmente para conformar el petróleo sintético.
- ❖ Varios años de comercialización, motivo por el cual posee un conjunto de datos que han permitido a los licenciantes optimizar y formar un excelente grupo de especialistas que brindan el adecuado soporte técnico durante el proceso. Esos años de experiencia lo han convertido en un proceso eficiente energéticamente, amigable al medioambiente e intrínsecamente seguro.
- ❖ Genera subproductos que pueden ser dispuestos en el mercado para su venta a bajo precio o pueden convertirse en fuente de energía para el proceso.
- ❖ Notables ventajas durante las etapas de mantenimiento debido a ser un proceso semi-batch continuo.

- ❖ El Delayed Coking es un proceso que sustenta su operación sin contar con las facilidades e interconexiones con otras unidades; lo cual lo convierte en un proceso propicio para el escenario peruano por cumplir con el principal requisito de ser una instalación aislada (Stand Alone Unit) y no requiere estar integrado a una refinería o polo petroquímico.

En conclusión, tanto el Fluid Coking como el Flexicoking son procesos que no han sido ampliamente usados debido a que tienen un pobre balance de materia lo que justifica su mínima experiencia comercial. Sumado a ello, al ser procesos continuos, habría desventajas con relación a las operaciones de bombeo por lotes en el Oleoducto Norperuano. Y finalmente, las altas temperaturas de estos procesos causan la producción de altos rendimientos de gas y menores rendimientos de productos líquidos, lo cual es una desventaja para el proyecto; cuyo objetivo principal es el de generar el máximo rendimiento de productos líquidos que asegure la producción del mayor volumen de crudo sintético. Por tanto, el Delayed Coking continúa siendo considerado la opción técnica más apropiada para el mejoramiento de crudos pesados de la Selva Norte.

## 7.2 Tecnologías existentes de Delayed Coking.

Entre las tecnologías existentes de Delayed Coking, se encuentran las mencionadas en la Tabla 7.3 De las cuales, son tres los licenciantes de tecnología más destacados: Lummus CB&I (ABB), ConocoPhillips y Foster Wheeler (UOP). Una breve descripción de cada uno de ellos se presenta a continuación:

**TABLA 7.3 TECNOLOGÍAS EXISTENTES DE DELAYED COKING**

TECNOLOGÍAS EXISTENTES DE DELAYED COKING	
TECNOLOGÍA	LICENCIANTE
Delayed Coking	ABB Lummus CB&I
ThruPlus® Delayed Coking Process	ConocoPhillips
Selective Yields Delayed Coking (SYDEC <sup>sm</sup> )	Foster Wheeler, UOP

### 7.2.1 Tecnología de Foster Wheeler: SYDEC<sup>SM</sup>

El licenciante Foster Wheeler USA Corporation (FWUSA) es proveedor de la tecnología de Delayed Coking llamada: SYDEC<sup>SM</sup> (Selective Yields Delayed Coking) o Rendimientos Selectivos en Delayed Coking. Las bases del diseño de ésta tecnología se centran en obtener el máximo rendimiento de productos líquidos minimizando la presión de coking y la relación de reciclo mientras produce un destilado de gasóleo pesado de coker limpio: Coker Gasoil (HCGO) con bajos niveles de residuos de carbón y metales contaminantes.

## Descripción del Proceso SYDEC<sup>SM</sup>

La alimentación fresca precalentada es mezclada con una pequeña corriente líquida de reciclo recuperada del fraccionador y la mezcla es llevada como carga al horno de coker. El vapor es inyectado al horno para mantener la mínima velocidad y tiempo de residencia requerido para suprimir la formación de coque en los tubos del horno. La mezcla vapor-líquido deja el horno e ingresa al tambor de coque en donde son convertidos en coque y en vapores de hidrocarburos ligeros. Estos vapores viajan a través del tambor y salen por el tope. Finalmente el coque es removido desde los tambores de coque usando jets de agua a alta presión. El agua es re-usada para minimizar los efluentes de proceso. (Refining Processes, 2006).

Las ventajas del Proceso SYDEC<sup>SM</sup> Delayed Coking licenciado por Foster Wheeler son:

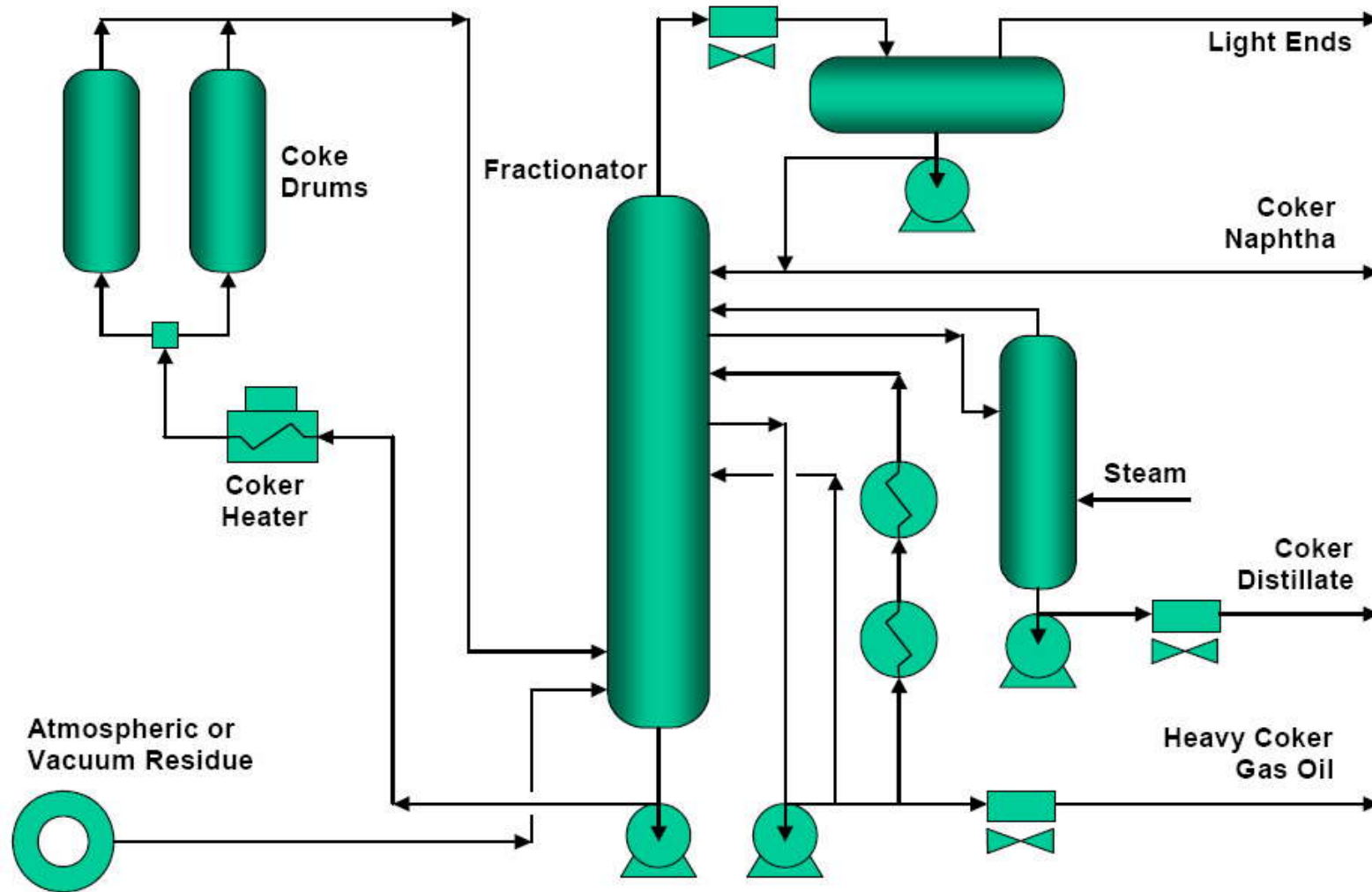
- ❖ Cuenta con sistemas de seguridad operacional y medioambiental. Minimiza las emisiones de partículas; realiza un manejo limpio del coque.
- ❖ El gas combustible producido posee bajo contenido de azufre.
- ❖ Cuenta con un sistema cerrado de blowdown o recuperación de los vapores de purga; además de sistemas para la recuperación y reuso de agua, incluyendo el agua ácida y el agua de corte de coque.
- ❖ La tecnología SYDEC<sup>SM</sup>, permite la integración de unidades de gasificación para producir electricidad, vapor e hidrógeno a partir del coque producido.
- ❖ El tipo de coque producido generalmente es el grado de ánodo (depende también de las características de la alimentación y de las condiciones de operación).
- ❖ Las mejoras en la configuración de las condiciones de operación para bajas presiones (de 1.03 bar en el tambor de coque) y ultra baja relación de reciclo (al 5% de volumen líquido) aseguran la máxima cantidad de destilados limpios y minimizan la producción de coque limitándola a 230,000 MTPA.

## **B. Horno de Coker SYDEC<sup>SM</sup>**

El horno de coker es considerado el corazón del proceso SYDEC<sup>SM</sup>. Entre las características principales del diseño del horno de coker SYDEC<sup>SM</sup> se encuentra que puede ser de dos tipos: el primero, un diseño de fuego simple del tipo cabina o caja de un solo quemador simple y tubos horizontales; el cual tiene la mayor parte del calor radiante de salida hacia un lado de los tubos. Éste arreglo típico tiene un flujo de calor promedio de 9000 Btu/hr-ft<sup>2</sup>. El segundo, un diseño de quemadores dobles con bajas emisiones de NO<sub>x</sub> llamado Terrace Wall<sup>TM</sup>. En éste último el calor radiante proviene de ambos lados del horno, lo cual permite el más alto flujo promedio de calor radiante, lo que trae como resultado en tiempos de residencia más cortos en los tubos, menores presiones o altas velocidades de flujo.



FIG 7.3 DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO SYDEC<sup>SM</sup> DE FOSTER WHEELER



Fuente: Foster Wheeler Brochure: Residue Upgrading with SYDEC<sup>SM</sup> Delayed Coking benefits and economic.

## 7.2.2 Tecnología de ABB-Lummus Technology a CB&I: Delayed Coking.

Lummus es el licenciante de la tecnología llamada Delayed Coking.

### Descripción del Proceso Delayed Coking

El proceso desarrollado por la tecnología Delayed Coking es un proceso semi-batch que utiliza dos tambores de coque los cuales son usados de manera alternada. Incluye servicios de apoyo tales como sistemas cerrados de purgas, de manipulación y corte de coque; además de un sistema de recuperación de agua.

El proceso Delayed Coking se describe según cinco pasos básicos:

**Paso I:** El fondo del fraccionador es alimentado con la alimentación residual caliente; la cual se mezcla en el fondo con el reciclado de condensados.

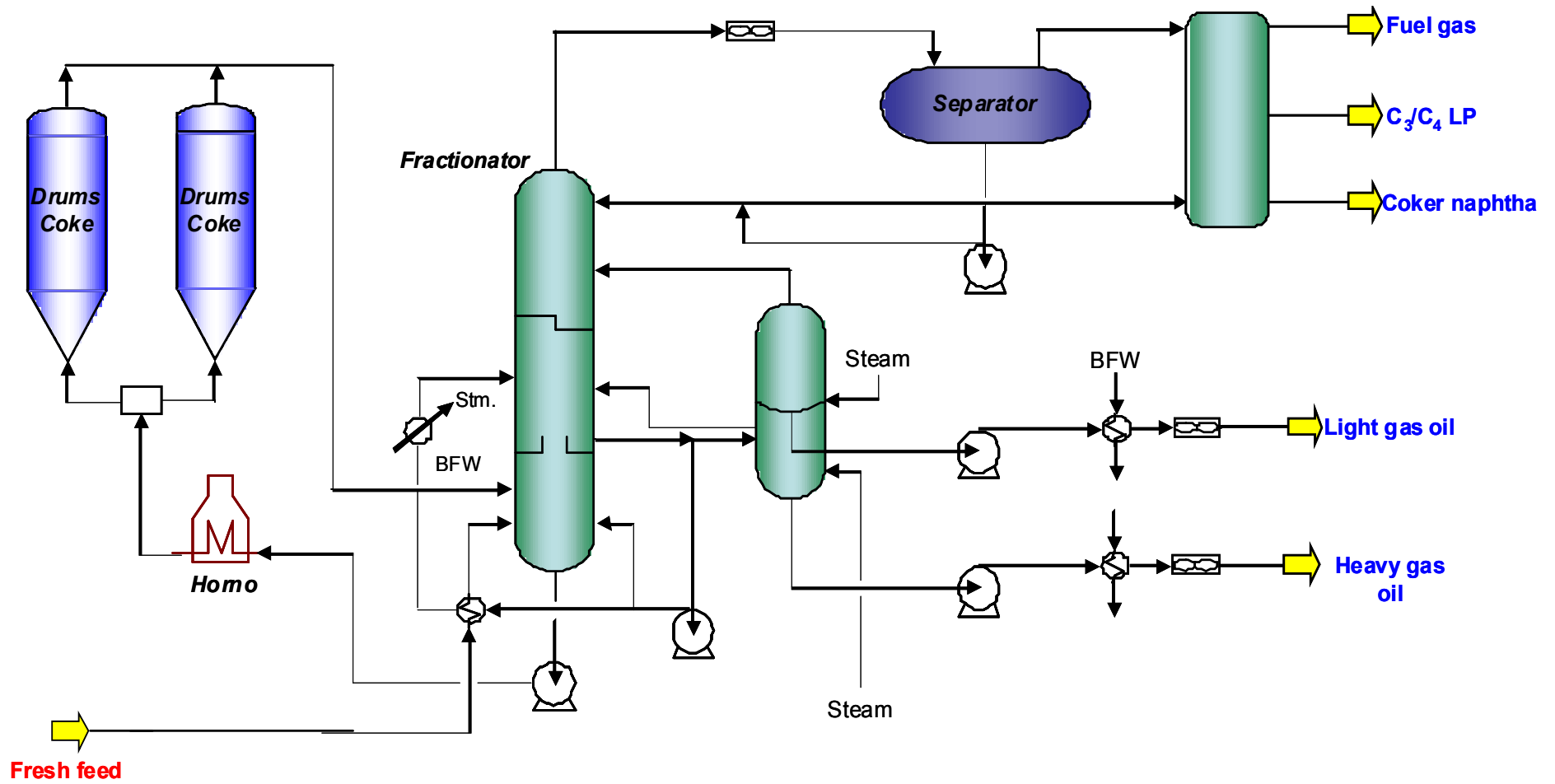
**Paso II:** Posteriormente, ambas corrientes son calentadas en un horno de coque para dar inicio a la formación de coque en uno de los tambores.

**Paso III:** Los vapores que salen del tope del tambor de coque son direccionados nuevamente hacia el fraccionador en el que se separa en gas húmedo, nafta desestabilizada, gasóleo ligero, gasóleo pesado, y reciclado.

**Paso IV:** Todas las corrientes y vapores de hidrocarburos son enfriados y recuperados en el sistema cerrado de blowdown durante el período de salida del respectivo tambor de coque.

**Paso V:** Una vez completo el ciclo de enfriamiento del tambor de coque, el coque sólido es cortado hidráulicamente y el agua de corte es separada y llevada a reuso.

FIG 7.4 DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO DELAYED COKING DE LUMMUS CB&I



Fuente: Lummus Technology a CB&I Company Brochure: Delayed Coking.

Las ventajas del Proceso Delayed Coking licenciado por Lummus Global CB&I son:

- ❖ Control computarizado on-line, manejo automático y especial diseño mecánico del tambor de coque, sumado a un innovador sistema de recuperación de agua y manejo de coque con un avanzado diseño medioambiental.
- ❖ Tecnología flexible, es decir, maneja una variedad de alimentaciones tales como residuales pesados y materiales de craqueo así como también alimentaciones líquidas derivadas de carbón.
- ❖ El diseño del horno de coque de Delayed Coking maximiza los rendimientos de destilados (bajo reciclo), a la vez que cumple con las especificaciones y requerimientos de la carga a las unidades de hidropocesamiento en el Downstream.
- ❖ Su extensa base de datos procedente de su planta piloto y la experiencia operativa de sus unidades comerciales, sirven como principales herramientas de predicción del proceso. Lo que ha permitido que Lummus desarrolle un paquete de correlaciones y de programas informáticos que predicen los rendimientos del Delayed Coking y las condiciones de funcionamiento para una amplia variedad de materias primas.
- ❖ El optimizar las condiciones de operación genera la reducción de las inversiones y los gastos de mantenimiento.
- ❖ Tiempo de ciclo más corto, lo que genera un aumento de la seguridad operativa.
- ❖ Ahorro en los costes de funcionamiento así como alto factor corriente.
- ❖ Reducción de las emisiones de efluentes y residuos.
- ❖ Máxima producción de destilados líquidos así como el tiempo de vida útil para todos los tamaños del tambor de coque.

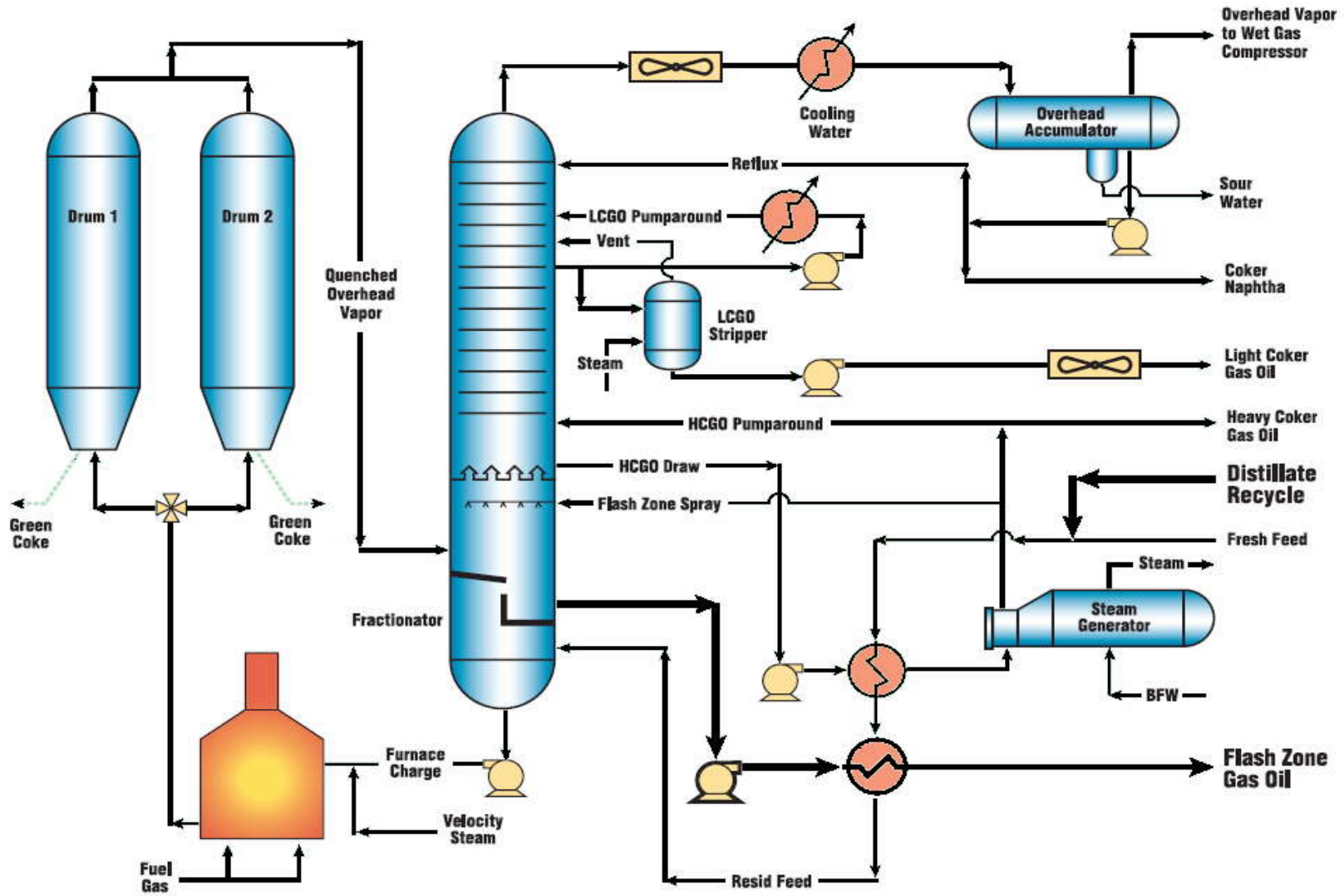
### **7.2.3 Tecnología de ConocoPhillips: ThruPlus® Delayed Coking**

La tecnología licenciada por ConocoPhillips es ThruPlus® Delayed Coking.

#### **Descripción del Proceso ThruPlus®**

La carga es alimentada directamente en el fraccionador donde se combina con el reciclo y es bombeada hacia el horno de coque. La mezcla es calentada hasta la temperatura de Coking causando un ligero craqueo con vaporización parcial. Posteriormente, dicha mezcla vapor-líquido ingresa al tambor de coque para un craqueo severo. Los hidrocarburos de tope del tambor ingresan al fraccionador para ser separados en gas, nafta y gasoils (ligeros y pesados). El gas y la nafta ingresan a la unidad de recuperación de vapor. Se requiere un mínimo de dos tambores de coque, ya que mientras uno está en proceso de Coking; el otro es sometido a Decoking a través de jets de agua a alta presión. Es decir, la unidad de Coking también incluye la de manejo de coque, corte de coque, sistema de recuperación de agua y sistema blowdown. El gas es venteado desde el sistema cerrado de blowdown hacia la unidad de recuperación de vapor.

FIG 7.5 DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO THRUPLUS® DE CONOCOPHILLIPS



Fuente: ConocoPhillips Brochure.

Las ventajas del proceso ThruPlus® Delayed Coking licenciado por ConocoPhillips son:

- ❖ Tecnología que aplica sistemas estratégicos de seguridad de personal en todas las fases; tanto en el diseño como en el arranque y operación.
- ❖ Tecnología que implementa nuevas estrategias de diseño así como estudios de vida del acumulador de coque, seguridad entrelazando evaluaciones, métodos de retiro de finos de l coque, opciones de procesamiento del gasóleo en la zona flash, estabilidad de asfaltenos y estudios de propensión de Coking.
- ❖ La licencia de Delayed Coking de ConocoPhillips proporciona a su vez paquetes de diseño mecánico del horno, área de fraccionamiento y el acumulador de coque; además del sistema de manejo de coque verde, blowdown cerrado y Decoking Hidráulico.
- ❖ Máxima Capacidad de Coking, ya que el tiempo de operación del ciclo del tambor de coque de ConocoPhillips y diseño de gran diametro del acumulador de coque, combinado con otras ventajas de diseño y unidades de ayuda; consiguen un alto rendimiento de la unidad con un coste inferior de inversión de capital en comparación con otras tecnologías.
- ❖ Elevada Producción de Hidrocarburos Líquidos, puesto que ConocoPhillips ha patentado el reciclado del destilado, la Tecnología del cero natural Reciclo y otros procesos que reducen producciones de coque maximizando los rendimientos de productos líquidos más valiosos.
- ❖ Optimiza el resto de unidades existentes.
- ❖ Maximiza la capacidad de procesamiento
- ❖ ConocoPhillips proporciona medidas adicionales para minimizar el ruido, el aire, y la contaminación del agua durante el proceso.

**B. Horno de Coker ThruPlus®**

ConocoPhillips ha desarrollado un programa de computadora sofisticado para modelar las condiciones del proceso durante la operación del horno. El programa del horno calcula exactamente la cantidad de craqueo y vaporización que habría en cada tubo del horno de coker, sumado a otros factores de diseño críticos. La herramienta de modelado del horno también ayuda a cuantificar las ventajas del destilado recirculado en dichas operaciones.



**TABLA 7.4 ANÁLISIS COMPARATIVO DE LAS CARACTERÍSTICAS DE CADA TECNOLOGÍA**

<b>Tecnologías</b>				
<b>Licenciantes</b>	<b>Foster Wheeler</b>	<b>ABB Lummus CB&amp;I</b>	<b>ConocoPhillips</b>	
	<b>SYDEC<sup>SM</sup></b>	<b>Delayed Coking</b>	<b>ThruPlus<sup>MT</sup></b>	
<b>Características</b>	❖ Ultra bajo reciclo de cokers, que trabaja con una cámara propia para el retiro de vapores del drum de coke.	❖ Opera a bajas presiones (15-90 psig/103-620 KPa) y altas temperaturas.	❖ Drum de coke operan con alta temperatura.	
	❖ Cero reciclo de coker.	❖ Proceso avanzado de paquete de control que incluye un modelo de predicción de los rendimientos del coker.	❖ Menor tiempo de ciclo en el tambor de coque en relación a un proceso de Delayed Coking normal.	
	❖ Diseños propios de hornos y tambores de coque.		❖ Las unidades de visbreaking pueden ser convertidas a estas unidades.	❖ Seguridad y diseños ambientales.
				❖ Programas de simulación para determinar productos de coque y condiciones del proceso de calcinación.
				❖ Delayed Coker de configuración estándar y para procesos de Coking específicos. Lo que reduce el tiempo de construcción y costos de capital.

*Fuente: Procesos de Refinación de Petróleo, Alfredo Coronel Escobar.*

TABLA 7.5 ANÁLISIS COMPARATIVO DE LAS TECNOLOGÍAS DE DELAYED COKING

PROCESO DELAYED COKING			
TECNOLOGÍA	SYDEC <sup>SM</sup>	DELAYED COKING	ThruPlus <sup>MT</sup>
LICENCIANTE	Foster Wheeler/UOP LLC.	ABB Lummus Global	ConocoPhillips
<b>RENDIMIENTOS</b>			
Gas	8.4	7.9	10.8
Nafta	21.6	12.6	12.5
Gasoil	43.8	50.8	47.8
Coque	26.2	28.7	28.9
<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>			
Temperatura de Salida del Horno, °F.	900-950	900-950	920-945
Presión del tambor de coque, psig.	15-100	15-90	15-25
Relación de reciclo: equiv. alimentación fresca	0-1.0	0-1.0	-
<b>ECONOMÍA</b>			
Inversión base BPSD	65,000-100,000	20,000	60,000
Típico \$/bbl.	3,000-5,200 (US Gulf Coast 2005)	6,000 (US Gulf Coast 2006)	3,000 (US Gulf Coast 2000)
<b>UTILITIES TÍPICAS (por bbl de alimentación)</b>			
Combustible, 10 <sup>3</sup> Btu.	120	123	144
Electricidad, kWh.	3	3.6	5.5
Vapor (exportado), lb.	35	1	29.1
Agua de enfriamiento, gal.	36	58	-
Condensado (exportado), lbs.	-	24	6
Alimentación Boiler (BFW), lbs.	-	38	34
<b>EXPERIENCIA COMERCIAL</b>			
DC instalados en el mundo	52 al 2006	>60 al 2002	>50 al 2000

Fuente: Refining Processes 2006.

### 7.3 Instalaciones que aplican el Proceso de Delayed Coking en el Mundo.

Según un artículo publicado por el Petroleum Economist en el 2003, aproximadamente un tercio de los procesos de procesamiento de residuos instalados para el upgrading de estos es a partir del Delayed Coking. Alrededor del 50% de la capacidad instalada de Delayed Coking en todo el mundo se concentra en los EE.UU. con más de 2 MMBPD; de los cuales en los últimos 15 años, la capacidad del Delayed Coking ha aumentado en un 56% en los EE.UU., seguido de 37 % de hidrocrqueo y tan sólo en 14% para el FCC. De lo que se puede extraer que el Delayed Coking es un proceso maduro, que para muchos sigue siendo la opción preferida para el upgrading de residuos, debido a su mayor capacidad para manejar cargas de crudos contaminados.

El proceso de Delayed Coking para la conversión de residuos de petróleo es uno de los procesos más dinámicamente desarrollados en el mundo, de manera que capacidades de Coking en años recientes en diferentes países y regiones del mundo son mostradas en la Tabla 7.6.

Como se muestra en la data de la Tabla 7.6, las capacidades de Coking se incrementaron por 47.3 millones de toneladas desde 1999 al 2005 en la región de Norte América. En particular, los EE.UU., tuvo el potencial de producción más alto de los procesos de Coking: 53.9% de la capacidad de Coking del mundo. Sumado al de USA, China con 15.4 millones de toneladas (7.4% de la capacidad mundial), Venezuela con 8.8 millones de toneladas (3.5%), Alemania con 5.7 millones de toneladas (2.3%) y Japón en conjunto con Rusia con 5.3 millones de toneladas (2.1%) ocupan la última posición en el 2005. Por tanto, desde el año 1999 al año 2005 la capacidad de Coking en el mundo se incrementó en un 22%. (Chemistry and Technology of Fuels and Oils, Vol. 43, No. 3, 2007).

Aparte de las unidades comerciales mencionadas para cada licenciante, se presentan las siguientes:

- ❖ En el 2004, Jiujiang Petrochemical Co., Ltd, China, anunció la construcción de una unidad de Delayed Coking con capacidad de procesamiento de 1 MMT/A. En el mismo año, PetroChina Tianjin Dagang Petrochemical Company diseñó su unidad de Delayed Coking de 1 MMTA de capacidad.

- ❖ En el 2006, se desarrolló el proyecto para mejorar crudos ácidos y con alto contenido de calcio con una unidad de Delayed Coking de 6.5 MMT/A en el proyecto de expansión de la refinería Sudan Khartoum.
- ❖ En el 2008, Sinopec Luoyang Petrochemical Company Ltd. inició en China la producción de una unidad de Delayed Coking de 1.40 MMT/A de capacidad. La cual cuenta con un horno de coker y dos fraccionadoras.

**TABLA 7.6 CAPACIDADES DE COKING  
1999-2005 (MMT/% de crudo refinado)**

Region, country*	Coking capacity, millions of tons/% of refined crude						
	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005
North America	122.4/12.2	122.6/12.2	127.2/12.7	130.3/12.9	135.5/13.3	137.6/13.4	142.1/13.8
USA	117.7/14.2	117.9/14.2	122.4/14.7	125.6/15.1	130.8/15.6	132.9/15.8	136.3/16.2
Canada	2.3/2.4	2.3/2.4	2.3/2.4	2.3/2.4	2.3/2.3	2.3/2.3	2.7/2.7
APR countris	27.9/3	28.4/2.9	29.2/3	30.1/3.1	30.2/3.1	30.4/3.1	37.4/3.7
China	16.4/7.6	15.8/7.3	16.8/7.7	17.7/7.8	17.7/7.8	17.7/7.8	15.4/6.6
Japan	3.7/1.5	5.1/2.1	5.1/2.1	5.1/2.1	5.2/2.2	5.3/2.3	5.3/2.3
Western Europe	16/2.1	19.3/2.6	19.5/2.6	18.4/2.5	18.4/2.5	17.6/2.4	18.7/2.5
Italy	2.8/2.1	2.8/2.2	2.8/2.2	2.8/2.3	2.8/2.3	2.8/2.3	2.8/2.3
Germany	7.1/6.3	7.2/6.3	7.4/6.5	6.2/5.5	6.2/5.5	4.7/4	5.7/4.9
Great Britain	3.9/4.2	3.9/4.4	3.9/4.4	3.8/4.2	3.8/4.2	3.8/4.1	3.8/4.1
Spain	1.8/2.6	1.8/2.6	1.8/2.6	1.8/2.6	1.8/2.6	2.7/3.9	2.7/3.9
Netherlands	2.3/3.6	2.3/3.6	2.3/3.5	2.4/3.8	2.4/3.7	2.4/3.7	2.4/3.7
SIC	12.7/2.9	12.7/2.9	12.7/2.9	12.7/3	12.7/3	12.7/3	12.8/3.1
Russia	5.2/1.9	5.2/1.9	5.2/1.9	5.2/1.9	5.2/1.9	5.2/1.9	5.3/2
Others	7.5/4.6	7.5/4.6	7.5/4.7	7.5/4.7	7.5/5	7.5/4.9	7.5/5.5
Latin America	15.8/4.9	21.9/6.6	23.7/6.9	23.7/7.1	27.6/8.1	27.6/8	28.2/8.4
Brazil	4.6/5.2	4.6/5.1	4.6/4.8	4.6/5.1	5/5.4	5/5.2	5/5.2
Venezuela	3.2/5.1	8.8/13.5	8.8/13.1	8.8/13.1	8.8/13.1	8.8/13.1	8.8/13.1
Middle East	4.6/1.7	5.1/1.7	5.1/1.7	5.1/1.7	5.1/1.6	5.3/1.7	5.3/1.7
Africa	1.3/0.9	1.3/0.9	1.3/0.8	1.3/0.8	1.3/0.8	2.6/1.6	2.6/1.6
Egypt	1/3.3	1/3.3	1/2.6	1/2.6	1/2.6	2.3/6.3	2.3/6.3
Eastern Europe	4.9/4.8	4.9/4.9	4.7/4.6	4.7/4.7	5.6/5.7	5.7/5.8	5.8/5.9
Romania	3.9/15.5	3.9/15.9	3.8/15.3	3.8/15.3	3.8/15.3	3.8/15.3	3.8/15.3
Total in the world	205.6/5.2	216.1/5.4	223.3/5.5	226.2/5.6	236.4/5.8	239.5/5.8	252.9/6.1
Note.	*Ranking by decreasing primary oil refining capacity.						

*Chemistry and Technology of Fuels and Oils, Vol. 43, No. 3, 2007.*

## 7.4 Selección de la Tecnología.

Todas las tecnologías presentadas tienen buenas características y usos específicos. Se deberá evaluar las ventajas y desventajas de cada una de ellas y decidir cual es la mejor alternativa para el escenario peruano planteado. Se debe aclarar que no existe una única solución para el mejoramiento de crudos pesados que asegure un producto de crudo mejorado con propiedades que lo convierten en adecuados para todas las refinerías nacionales. Las condiciones del mercado local, la configuración de las refinerías existentes, y los precios disponibles del crudo, todos pueden tener un efecto significativo en la solución final escogida.

Por ende, la selección de tecnología a emplear se establecerá en base a los siguientes criterios:

### A. Cualitativos

- ❖ Confiabilidad de la operación.
- ❖ Seguridad operacional.
- ❖ Amigable al medio ambiente.
- ❖ Modernidad de la tecnología, software para automatización, etc.
- ❖ Adecuado diseño del horno de coker que permita obtener las calidades esperadas de productos y subproductos.
- ❖ Flexibilidad de la alimentación (Aceptación de un amplio rango de cargas).

### B. Cuantitativos

- ❖ Máximo rendimiento de productos líquidos y el menor rendimiento de coque.
- ❖ Experiencia comercial probada (basada en el número de plantas instaladas, en operación y que hayan sido probadas comercialmente por un buen número de años) y madurez de la tecnología representada por la experiencia operativa acumulada en sus instalaciones en refinerías y en plantas in-situ.
- ❖ Menor costo de inversión.
- ❖ Condiciones de operación, se escoge el que tenga menor severidad de procesamiento, para evitar la desestabilización de los asfaltenos.
- ❖ Mayor eficiencia térmica, lo que implica también que permita la integración de nuevas unidades.

Según lo expuesto anteriormente para cada tecnología de Delayed Coking presentada: SYDEC<sup>SM</sup>, Delayed Coking y ThruPlus<sup>MT</sup>; los tres cumplen con los criterios cualitativos antes mencionados debido a que son tecnologías muy modernas que han ido perfeccionándose con el tiempo y se han enfocado principalmente en mejorar su competitividad a través de temas como seguridad y medio ambiente. Motivo por el cual, se analizarán principalmente los criterios cuantitativos para la selección de tecnología.

Tomando como base los resultados expuestos en las Tablas comparativas 7.4 y 7.5, se ha llegado a la conclusión que la tecnología SYDEC<sup>SM</sup> Delayed Coking del Licenciente Foster Wheeler cumple no sólo con los puntos arriba mencionados; sino que también con los siguientes:

- ❖ Permite la integración de un sistema combinado de gasificación del coque de petróleo; lo cual hace posible emplear el subproducto de coque como un combustible económico para la misma planta (IGCC); incrementando de esta manera la eficiencia térmica global de la Planta.
- ❖ A diferencia de las otras tecnologías cuenta con experiencia en el caso de plantas de mejoramiento in-situ, debido a haber sido elegido como la tecnología adecuada para tres de los cuatro principales proyectos de mejoramiento de crudos pesados en la Faja del Orinoco (Venezuela).

Por tanto, se ha seleccionado SYDEC<sup>SM</sup> Delayed Coking de Foster Wheeler como la tecnología que más se adecúa a los requerimientos del escenario planteado y sobre la cual se realizará la posterior evaluación económica.

## **CAPÍTULO 8**

### **LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA**

#### **8.1 Determinación de la Localización de la Planta.**

Para la determinación de la localización de la Planta se tomaron en cuenta los siguientes aspectos cualitativos:

1. La máxima cercanía a las áreas productivas para asegurar el abastecimiento de la materia prima: lote 1AB, lote 67 y 39 en concordancia con la configuración del actual sistema de evacuación de crudo: Oleoducto Norperuano.
2. Extensión y amplitud propicia para la instalación de unidades de bombeo, mezcla y almacenamiento; entre otros. Además de la posibilidad de ajustar la zona a mayores escalas de producción.
3. Facilidad de comercialización de los productos debido a la proximidad del mercado; es decir, debe ser una ubicación de fácil acceso y que posibilite el comercio interior y exterior de ser necesario.
4. Capacidad logística para el retiro o evacuación de los subproductos generados en el proceso: coque y azufre.
5. Disponibilidad de servicios auxiliares; tales como: agua, electricidad, etc.

6. Además, la zona seleccionada debe poseer un panorama socio-ambiental que haga posible el normal y correcto desarrollo de las operaciones en estricto cumplimiento con las legislaciones vigentes que determinen la aplicabilidad del proyecto en el entorno en estudio el cual es la Selva Amazónica peruana.

De acuerdo a las condiciones arriba mencionadas, las opciones de localización deben ser parte de la denominada “Selva Virgen”; es decir, se requiere que la Planta este ubicada en un área remota de la Selva Amazónica (la cual asegure su cercanía a los lotes productivos). Siendo esta la limitante fundamental que impide la ubicación de la Planta en zonas de mayor desarrollo como la Costa. Por tanto, se evaluaron según el escenario peruano, dos posibles ubicaciones que se ajustan a dichas condiciones:

#### **A. Zona de Shivyacu.**

Debido a que además de cumplir con los puntos anteriores, posee las instalaciones de la refinería Shivyacu aunque de mucho menor capacidad que la del actual proyecto, pero que sin embargo actualmente opera y provee el combustible requerido para las operaciones en el Upstream para la empresa Pluspetrol. Hecho que comprueba su cercanía con el Lote 1AB y en consecuencia con los demás lotes involucrados.

#### **B. Zona de Andoas.**

Ya que actualmente en dicha zona concurrirían las tres cargas procedentes de los lotes en estudio y cuenta con mayor infraestructura para su transporte como son equipos especiales que permitirían el almacenamiento, mezcla y bombeo de la alimentación a la planta.

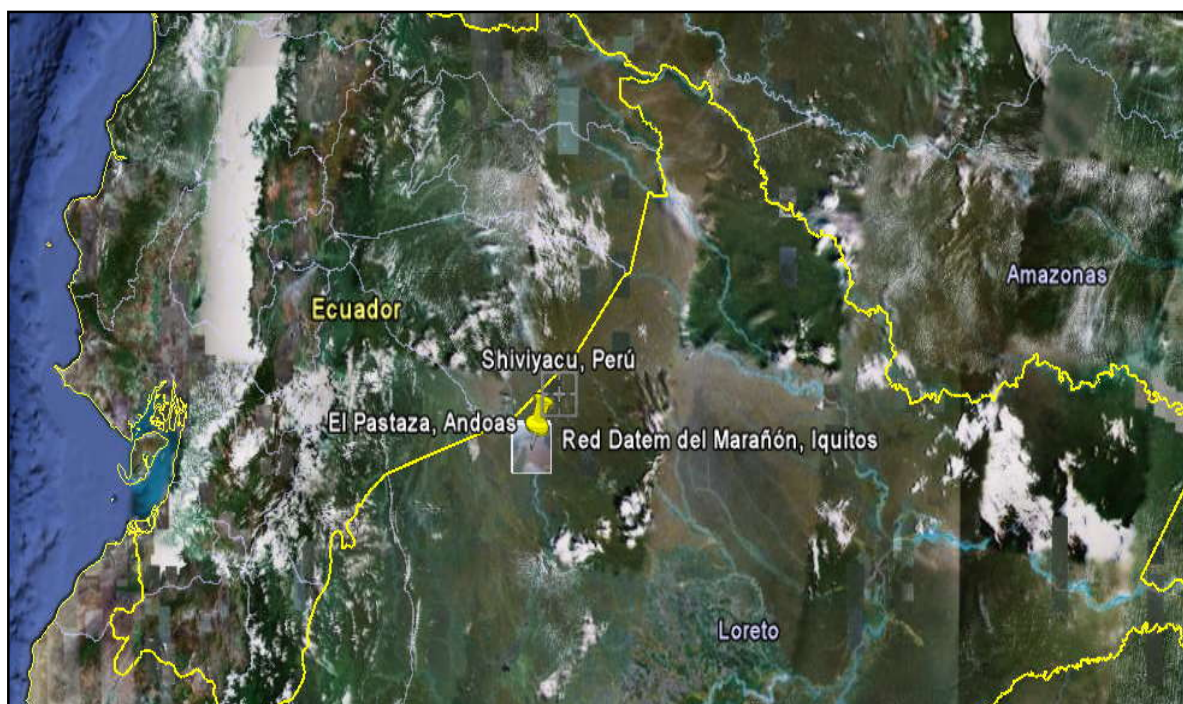
Estas dos posibles zonas de localización de la planta serán a continuación brevemente descritas:



### Caso A. Ubicación Shivyacu

Como infraestructura disponible en la zona de Shivyacu, se encuentra la refinería del mismo nombre, ubicada en el Distrito del Tigre, Provincia de Loreto, Departamento de Loreto, en las inmediaciones correspondientes al lote 1AB de la empresa Pluspetrol Norte S.A. Dicha refinería inició sus operaciones el 13 de Marzo de 1993 con la finalidad de abastecer de combustible a dicha zona productiva. Tiene una capacidad de procesamiento al 2008 de 5,2 MBPD y cuenta con una unidad de destilación primaria. Posee además una capacidad de almacenamiento de crudo de 10 MBLS, de productos terminados y en proceso de 20 MBLS y de agua (u otros) de 12 MBLS.

**FIG 8.1 UBICACIÓN ZONA DE SHIVYACU LORETO, PERÚ.**



*Fuente: Google Earth, 2009.*

### Caso B. Ubicación Estación Andoas

Es considerada como punto de inicio del Oleoducto Norperuano (ONP); se haya situado en la margen izquierda del Río Pastaza, en la localidad de Nuevo Andoas.

Como infraestructura disponible en la estación Andoas, actualmente existen unidades de motogeneración, cuyos motores derivados de las unidades diesel de bajas revoluciones propios de la industria naval, han sido adaptados para utilizar como combustible el residuo pesado de la unidad de upgrading ó Heavy Fuel Oil (HFO). Tiene como ventaja principal el contar con ciertas instalaciones de almacenamiento además de equipos de bombeo. Entre los equipos instalados se tienen:

#### **Equipos de bombeo:**

- ❖ Dos Turbo bombas centrífugas marca Ruston-Bingham de 4000 BHP por equipo.
- ❖ Dos Motobombas centrífugas marca Caterpillar-Ingersoll Rand de 750 BHP por equipo (sistema alternativo).
- ❖ Dos motobombas tipo tornillo marca Caterpillar-IMO de 900 BHP cada uno por equipo (sistema alternativo).

#### **Tanques de almacenamiento principales:**

- ❖ Tres tanques: Uno de 125 MBLS y dos de 35 MBLS.

**FIG 8.2 VISTA PANORÁMICA DE LA ESTACIÓN ANDOAS SELVA NORTE**



Fuente: Google Earth, 2009.

**FIG 8.3 VISTA PANORÁMICA DE LA ESTACIÓN ANDOAS**



Fuente: Google Earth, 2009.

**FIG 8.4 ESQUEMA DE MEZCLA BÁSICO EN LA PLANTA DE MEJORAMIENTO**

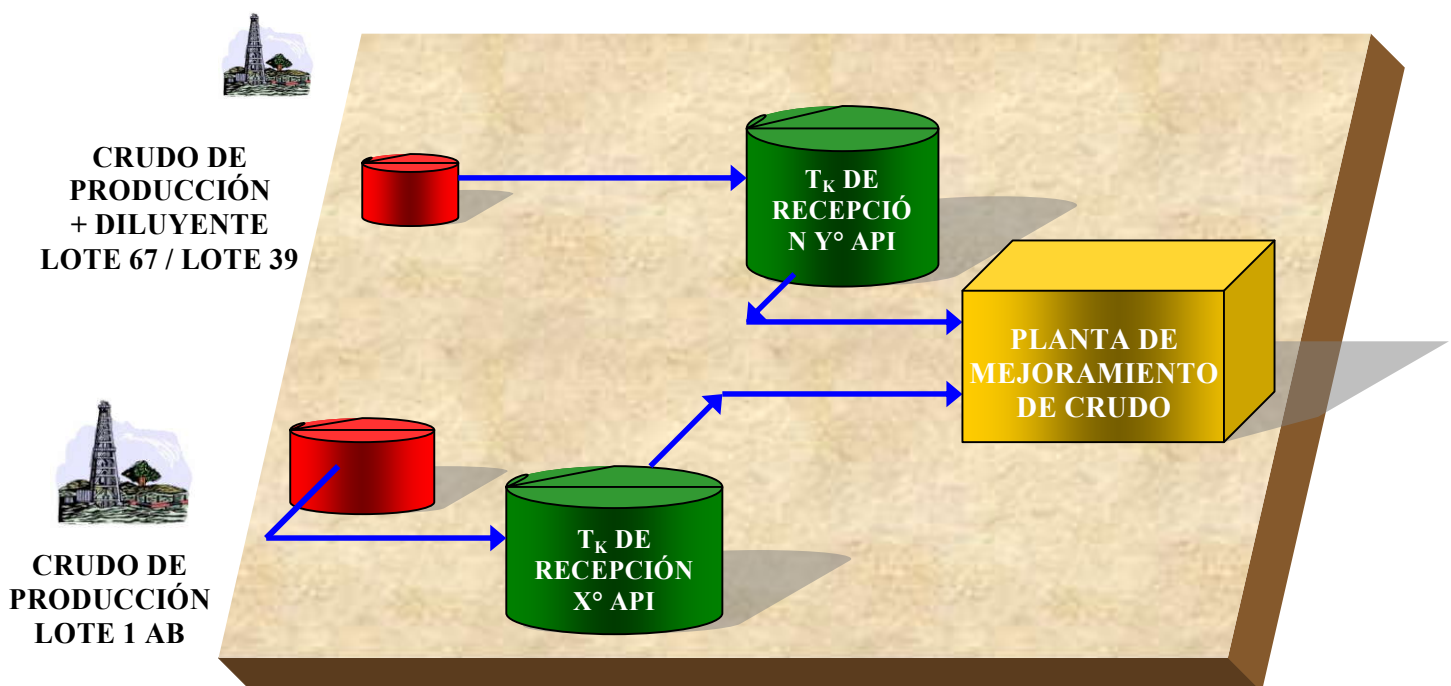
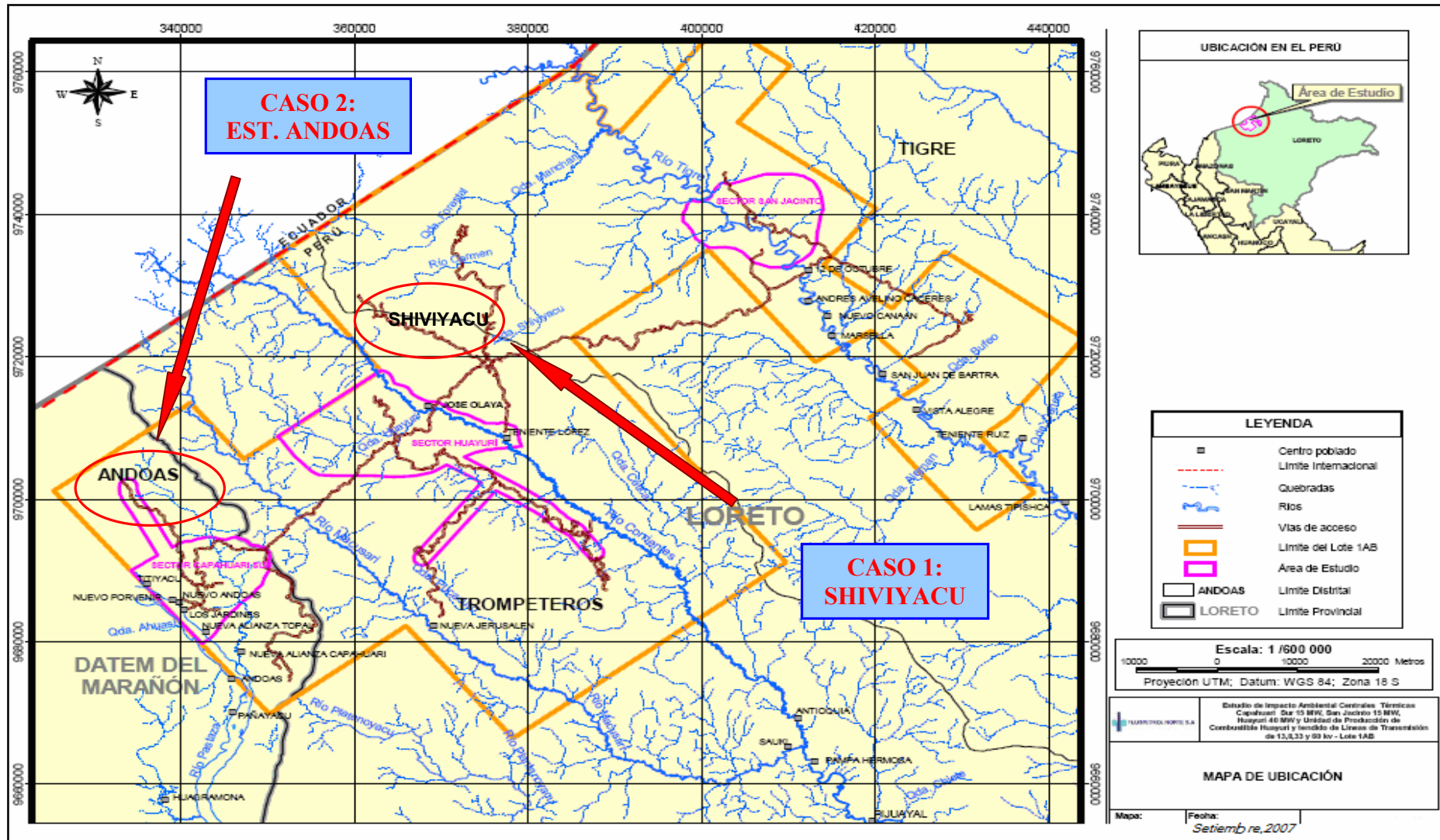
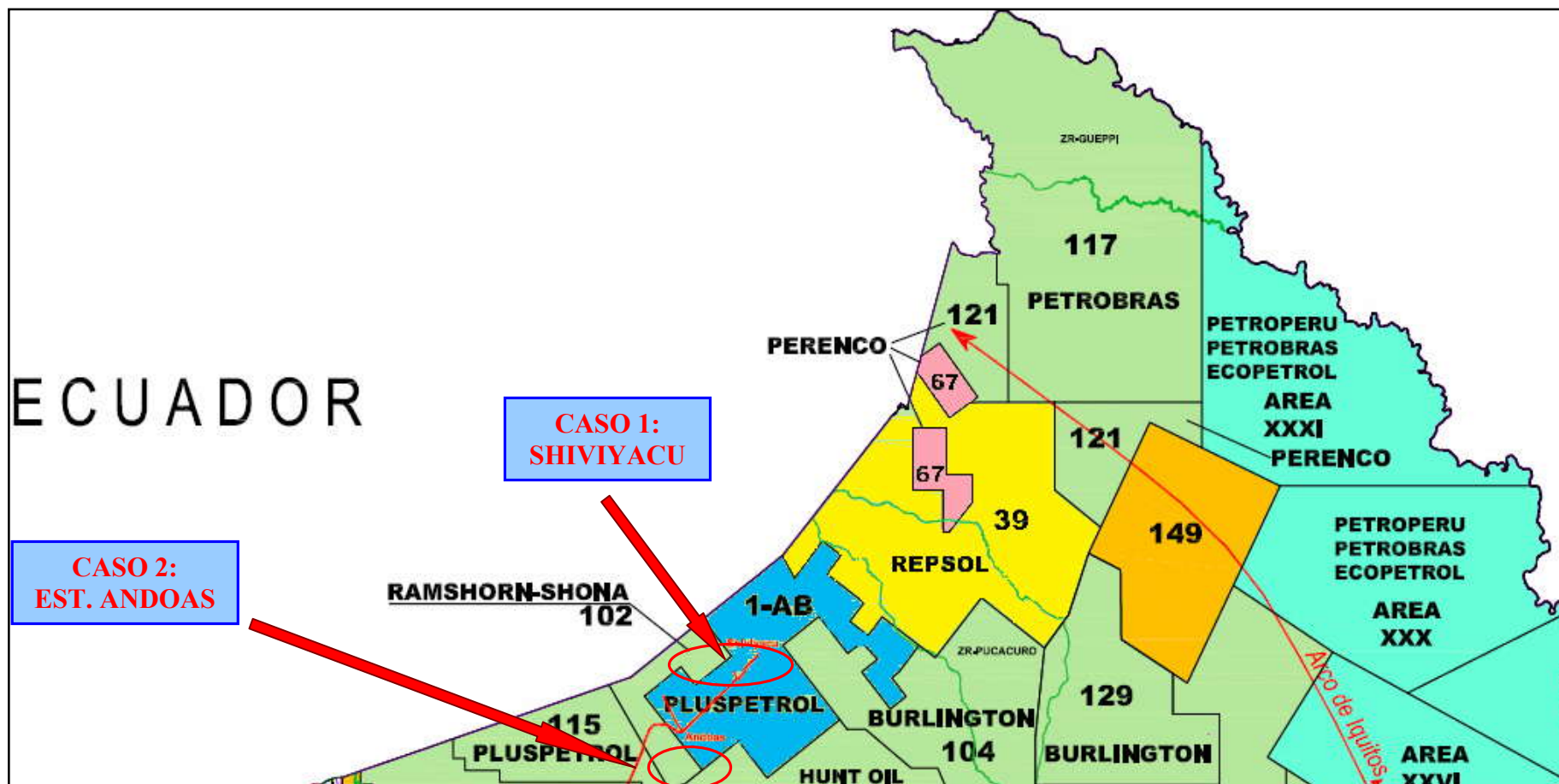


FIG. 8.5 INMEDIACIONES DEL LOTE 1AB- PLUSPETROL CORP.



Fuente: EIA Centrales Térmicas y Unidad de Producción de Combustible – Lote 1.

**FIG. 8.6 MAPA DE LA UBICACIÓN DE LOS LOTES 1AB, 67 Y 39 CON RELACIÓN A LAS POSIBLES UBICACIONES DE LA PLANTA DE MEJORAMIENTO DE CRUDOS PESADOS**



Fuente: MINEM, Anuario Estadístico de las Reservas al 2008.

## 8.2 Análisis y resultados para la localización de la Planta.

Para efectos de análisis de la localización de la Planta se le asignará un peso a cada factor mencionado anteriormente en base a su relevancia para el proyecto. Los pesos asignados se muestran en la Tabla 8.1:

**TABLA 8.1 FACTORES PARA LOCALIZACIÓN**

FACTOR	PESOS ASIGNADOS
CERCANÍA A LA MATERIA PRIMA	5
AMPLITUD A ESCALAS MAYORES	2
FACILIDAD DE COMERCIALIZACIÓN DE PRODUCTOS	5
CAPACIDAD LOGÍSTICA EVACUACIÓN SUBPRODUCTOS	5
DISPONIBILIDAD DE SERVICIOS AUXILIARES	5
PANORAMA SOCIO-AMBIENTAL	3
PUNTAJE MÁXIMO	25

Por lo tanto, de la Tabla 8.1 se puede observar que es posible asignarle a cada opción de localización un peso correspondiente. De manera que se elegirá aquella locación que tenga por factor de localización el puntaje total más alto. Los resultados obtenidos se muestran en la Tabla 8.2 a continuación:

**TABLA 8.2 RESULTADOS DE LA CALIFICACIÓN PARA LAS OPCIONES DE LOCALIZACIÓN**

UBICACIÓN		CERCANÍA A LA MAT. PRIMA	AMPLITUD A ESCALAS MAYORES	FACILIDAD DE COMERCIALIZACIÓN DE PRODUCTOS	CAPACIDAD LOGÍSTICA EVACUACIÓN SUBPRODUCTOS	DISPONIBILIDAD DE SERVICIOS AUXILIARES	PANORAMA SOCIO AMBIENTAL	PUNTAJE TOTAL
PESOS ASIGNADOS	SHIVIYACU	5	1	2	1	3	1	13
	ANDOAS	4	2	2	3	3	1	15

En conclusión, de los resultados del análisis realizado y presentado mostrado en la Tabla 8.2 se puede observar que ambas zonas presentan similares ventajas y desventajas; sin embargo la actual estación de Andoas obtuvo un mayor puntaje y por lo tanto se considera la mejor opción para la instalación de la planta de Mejoramiento de Crudo Pesado por cumplir adicionalmente con la mayoría de las condiciones planteadas anteriormente; entre las que destacan la cercanía al oleoducto que transportará el crudo mejorado a su destino final en el Puerto de Bayóvar.



## CAPÍTULO 9

### EVALUACIÓN ECONÓMICA

#### 9.1 Introducción

En base al estudio técnico de los procesos, se seleccionó al proceso SYDEC<sup>SM</sup> del licenciante Foster Wheeler sobre el cual se realizará la evaluación económica; la cual será sustentada a través del flujo de caja, tasa interna de retorno (TIR), valor actual neto (VAN), tiempo de recuperación de la inversión; además de su respectivo análisis de sensibilidad en relación a las principales variables que afectarían o podrían modificar el escenario planteado.

El objetivo del presente estudio consiste en presentar de manera tabulada la información más relevante acerca de los precios y costos que se han podido extraer a lo largo del desarrollo del presente trabajo, con la finalidad de analizar si la opción escogida es rentable u aplicable como posible ruta de solución al problema planteado.

Cabe mencionar que el análisis y enfoque realizado es básicamente una estimación económica y financiera sobre el monto de inversión que representaría la instalación de una Planta de Mejoramiento en las zonas productivas (In-Situ); asimismo se pretende dar orientación sobre el punto de equilibrio y la tasa interna de retorno, mas no se pretende obtener resultados exactos y definitivos los cuales se encuentran fuera del alcance del presente trabajo.

## 9.2 Bases para la Evaluación Económica del Proceso.

1. Los datos proporcionados por la compañía Foster Wheeler, actual licenciante de la tecnología SYDEC<sup>SM</sup> Delayed Coking, se tomarán como base para la determinación inicial de la inversión fija según los artículos técnicos y catálogos publicados por el licenciante.
2. Se tomaron en cuenta los datos del costo de inversión en los límites de batería (ISBL), F.O.B. en la Costa del Golfo de los EE.UU. publicados por el licenciante Foster Wheeler. Se tomaron como referencia además las distribuciones típicas de los rubros comprendidos en la inversión, los aranceles, impuestos y fletes para la determinación de la inversión en el Perú.
3. Se utilizará como moneda principal los dólares americanos constantes de 2009.
4. En la correlación de la inversión con la capacidad de la planta, se aplicó la fórmula de escalamiento empleando como factor típico equivalente a una planta de mediana capacidad un valor igual a 0.7
5. Los valores correspondientes a las actualizaciones de los datos de inversión referidos anteriores al 2009, fueron realizados con la fórmula que relaciona el valor del dinero con el tiempo. Para lo cual, se empleó una tasa de inflación anual del 4%.
6. Los rendimientos de la producción son valores para cargas típicas similares a la carga disponible del crudo pesado peruano de los lotes 1AB, 67 y 39 y que han sido publicados por Foster Wheeler.
7. Durante el cálculo del capital de trabajo se consideró un capital que asegure la disponibilidad de materia prima durante 15 días, 5 días para cuentas por cobrar y 5 días para cuentas por pagar.
8. El factor de servicio dado por el licenciante Foster Wheeler es de 90%.

9. Se tomaron en consideración los consumos típicos de servicios según las publicaciones del licenciante basados en sus operaciones comerciales y en los datos de su planta piloto. Para lo cual; se utilizó el costo unitario típico.
10. Los precios de la materia prima, la del producto de crudo mejorado son datos referenciales tomados a partir estimaciones muy globales. Así también, el precio de los servicios son valores típicos para el Perú.
11. El valor de la inversión no cubre los servicios auxiliares de tratamiento de residuos líquidos y el control de gases contaminantes; ya que dichos aspectos ambientales se encuentran fuera del alcance del presente trabajo.

### **9.2.1 Principales asunciones**

- ❖ Inversión fuera de los límites de batería: OSBL = 35% de la inversión ISBL.
- ❖ Contingencias: 15% de la inversión total.
- ❖ Mantenimiento: 3% de la inversión total.
- ❖ Seguros: 1.5% de la inversión total.
- ❖ Para el flujo de caja, tiempo de vida del proyecto= 15 años.
- ❖ Depreciación de tipo lineal, según lo establece las leyes nacionales.
- ❖ Impuesto a la renta: 30% de la utilidad bruta.
- ❖ Tasa de interés del 12% anual.
- ❖ Número de operarios: proporcionado por el licenciante.
- ❖ Ingreso mensual: 1000U\$. (Incluye beneficios y Compensación por tiempo de servicios: CTS).

### **9.3 Evaluación Económica del Esquema Propuesto.**

En base al esquema planteado en el presente trabajo, se realizará la evaluación económica siguiente con la finalidad de analizar si es económicamente rentable; es decir, si otorga los beneficios económicos que justifiquen la ejecución del proyecto.

### 9.3.1 Cálculo del monto de inversión ISBL.

Para el cálculo del monto de inversión se tomó como base la información proporcionada por el licenciante Foster Wheeler en la publicación “Heavy Crudes Upgrading: An Opportunity for Gasification” de Luigi Bressan y Michael J. McGrath en el 2007.

Los datos del licenciante fueron:

Capacidad de Producción,  $C_A = 224.3$  MBPSD.

Costo Inversión al 2007,  $I_A = 2,608.1$  MMUS\$.

Para el caso peruano, una planta de Mejoramiento al año 2009:

Capacidad de Producción,  $C_B = 95.93$  MBPD.

Costo de Inversión al 2009,  $I_B = X$ .

Por tanto, empleando como factor de escalamiento ( $F=0.7$ ), tenemos:

$$I_B = I_A \left( \frac{C_B}{C_A} \right)^F \frac{Index_B}{Index_A}$$

Nota: Los valores para, Index A e Index B, corresponden a los índices de costo de planta en ingeniería Química CEPCI consultados en la Chemical Engineering Plant Cost Index; según se muestra en la tabla a continuación en la Tabla 9.1. Se debe mencionar que los últimos datos para los años de 2006 a 2009, han sido resultado de las proyecciones de años anteriores. Entonces, tenemos:

$Index_B = \text{Índice al 2009} = 476.0$

$Index_A = \text{Índice al 2007} = 470.1$

Por lo tanto, para una planta de mejoramiento de crudo pesado con capacidad de producción de: 95.93 MBPD; se requiere un monto de inversión ISBL de: 1,457.2 MMUS\$. La tabulación de los resultados se encuentra en las Tablas siguientes.

**TABLA 9.1 INDICE DE COSTOS DE PLANTA**

<b>INDICES DE COSTOS</b>	
<b>AÑO</b>	<b>CE</b>
1950	73.9
1953	84.7
1955	88.3
1958	99.7
1959	101.8
1960	102.0
1961	101.5
1962	102.0
1963	102.4
1964	103.3
1965	104.2
1966	107.2
1967	109.7
1968	113.6
1969	119.0
1970	125.7
1971	132.3
1972	132.3
1973	144.1
1974	164.4
1975	182.4
1976	192.1
1977	204.1
1978	218.8
1979	238.7
1980	261.2
1981	297.0
1982	314.0
1983	316.9
1984	322.7
1985	325.3
1986	318.4
1987	323.8
1988	342.5
1989	355.4
1990	357.6
1991	361.3
1992	358.2
1993	359.2
1994	368.1
1995	381.1
1996	381.7
1997	386.5
1998	389.5
1999	390.6
2000	394.1
2001	394.3
2002	395.6
2003	401.7
2004	444.2
2005	468.2
2006	461.8
2007	470.1
2008	478.3
2009	476.0

*Fuente: Chemical Engineering Plant Cost Index.*

**TABLA 9.2 INVERSIÓN FIJA  
MMUS\$**

N°	RUBROS PRINCIPALES		INVERSIÓN
		PORCENTAJE	MMUS\$
1	Materiales y equipo - FOB		1,457.2
2	Labor de Montaje (% de 1)	42.5%	619.3
3	Terreno y gastos de construcción (% de 1)	23.0%	335.2
4	Diseño de Ingeniería (%de 1)	12.0%	174.9
5	Supervisión(% de 1)	14.5%	211.3
6	Utilidad del contratista (%de 1)	10.0%	145.7
7	Productos químicos y catalizadores (% de 1)	13.5%	196.7
8	Licencias (% de 1)	10.5%	153.0
9	<b>SUBTOTAL</b>		<b>3,293.3</b>

N°	RUBROS ADICIONALES		MMUS\$
		PORCENTAJE	
10	Repuestos (% de 1)	8.0%	116.6
11	Inspección (1% de 9)		32.9
12	Cambios de orden (10% de 9)		329.3
13	Fletes, embalaje y seguros (% de 1)	12.0%	174.9
14	<b>SUBTOTAL</b>		<b>653.7</b>

N°		MMUS\$
15	Aranceles( 15% de: 1,7,10 y 13)	291.8
16	Impuesto a la renta (30% de 4,5 y 6)	159.6
17	Impuesto a la licencia (10% de 8)	15.3
18	Impuesto general a las ventas (18% de 1,3,7,10,12,13,15)	522.3
19	<b>SUBTOTAL</b>	<b>989.0</b>

N°		MMUS\$
20	Contingencias (15% del Subtotal 9,15,19)	740.4

INVERSIÓN ISBL		MMUS\$
Con impuestos		5,676.3
Sin impuestos		4,687.4

INVERSIÓN OSBL (35% de Inversión ISBL)		MMUS\$
Con impuestos		1,986.7
Sin impuestos		1,640.6

INVERSIÓN TOTAL FIJA ( Inversión ISBL + Inversión OSBL)		MMUS\$
Con impuestos		7,663.0
Sin impuestos		6,327.9

**TABLA 9.3 CAPACIDAD E INVERSIÓN**

<b>CAPACIDAD (MBLS/A)</b>	35,014
<b>INVERSIÓN FIJA (MMUS\$)</b>	
ISBL	5676.3
OSBL	1986.7
<b>TOTAL</b>	<b>7,663.0</b>

**TABLA 9.4 BALANCE CARGA-PRODUCCIÓN**

<b>CARGA</b>	<b>MBLS/A</b>
<b>CRUDO PESADO</b>	38,690.0
<b>CRUDO PESADO (al f=0.9)</b>	<b>34,821.0</b>
<b>PRODUCTOS</b>	<b>MBLS/A</b>
<b>TOTAL PRODUCTO: CRUDO MEJORADO</b>	35,014
<b>TOTAL PRODUCTOS: CRUDO MEJORADO (al f=0.9)</b>	<b>31,513</b>

**TABLA 9.5 CAPITAL DE TRABAJO**

<b>DETALLE</b>	<b>MUS\$</b>
MATERIA PRIMA (15 DÍAS)	67,257.0
CUENTAS POR PAGAR (5 DÍAS)	22,419.0
CUENTAS POR COBRAR	1,555,128.4
<b>TOTAL CAPITAL DE TRABAJO</b>	<b>1,599,966.4</b>

<b>TABLA 9.6 INGRESOS</b>
---------------------------

<b>PRODUCTO</b>	<b>FACTOR DE SERVICIO</b>	<b>PRODUCCION MBL/A</b>	<b>PRECIO US\$/BL</b>	<b>TOTAL MUS\$/A</b>
CRUDO MEJORADO	0.9	31,513.0	59.6	1,878,175.1
		<b>MW</b>	<b>US\$/MWh</b>	<b>MUS\$/A</b>
<b>* ELECTRICIDAD</b>		254.90	50.0	111,646,200.0
<b>TOTAL DE INGRESOS</b>				<b>113,524,375.1</b>

**NOTA:**

(\*) Se considera el valor de electricidad dentro del rubro de los ingresos debido a ser la electricidad generada a partir del subproducto de coque.



**TABLA 9.7 SERVICIOS POR BBL DE ALIMENTACIÓN**

<b>SERVICIOS</b>	<b>DATOS</b>
VAPOR (LB)	59.00
ELECTRICIDAD (MW-HR)	0.0036
COMBUSTIBLE (10 <sup>3</sup> BTU)	200.00
AGUA DE ENFRIAMIENTO (GAL)	336.00

**TABLA 9.8 QUÍMICOS Y CATALIZADORES**

US\$/BBL DE CRUDO MEJORADO (*)	<b>0</b>
--------------------------------	----------

**TABLA 9.9 PERSONAL**

PERSONAS (**)	<b>10</b>
---------------	-----------

**NOTAS:**

(\*) El proceso no emplea químicos ni catalizadores, por lo que no son considerados en la presente evaluación.

(\*\*) Valor aproximado proporcionado por el licenciante de tecnología Foster Wheeler.

**TABLA 9.10 EGRESOS**

<b>COSTOS FIJOS</b>	<b>Porcentaje</b>		<b>MUSS/A</b>
MANTENIMIENTO	3%	INV.FIJA	229,891.3
SEGUROS	1.50%	INV.FIJA	114,945.6
LABOR (INGRESO MENSUALES, INCLUYEN BENEFICIOS Y CTC)	1000	US\$ Mensual/persona	120.0
<b>TOTAL COSTOS FIJOS</b>			<b>344,956.9</b>
<b>COSTOS VARIABLES</b>	<b>CONSUMO POR AÑO</b>	<b>PRECIO US\$/UNID.</b>	<b>MUSS/A</b>
VAPOR (LB)	2,054,439	0.0045	9,245.0
ELECTRICIDAD (MWh)	125	50	6,267.8
COMBUSTIBLE (10 <sup>3</sup> BTU)	6,964,200	15.65	108,989,730.0
AGUA DE ENFRIAMIENTO (GAL)	11,699,856	0.0044	50,894.4
CATALIZADOR Y PRODUCTOS QUIMICOS (US\$/BL DE PRODUCCIÓN)		0	0.0
<b>TOTAL COSTOS VARIABLES</b>			<b>109,056,137.1</b>
<b>MATERIA PRIMA</b>	<b>MBLS/A</b>	<b>US\$/BL</b>	<b>MUSS/A</b>
CRUDO PESADO	34,821.0	47	1,636,587.0
<b>TOTAL MATERIA PRIMA</b>			<b>1,636,587.0</b>
<b>TOTAL EGRESOS</b>			<b>111,037,681.0</b>

TABLA 9.11 FLUJO DE CAJA (MMUSS)

AÑO CALENDARIO	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
AÑO OPERACIÓN	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
INVERSIÓN	7,663.0															
CAPITAL DE TRABAJO		1,600.0														1,600.0
INGRESOS		113,524.4	113,524.4	113,524.4	113,524.4	113,524.4	113,524.4	113,524.4	113,524.4	113,524.4	113,524.4	113,524.4	113,524.4	113,524.4	113,524.4	113,524.4
EGRESOS		111,037.7	111,037.7	111,037.7	111,037.7	111,037.7	111,037.7	111,037.7	111,037.7	111,037.7	111,037.7	111,037.7	111,037.7	111,037.7	111,037.7	111,037.7
DEPRECIACIÓN		510.9	510.9	510.9	510.9	510.9	510.9	510.9	510.9	510.9	510.9	510.9	510.9	510.9	510.9	510.9
UTILIDAD BRUTA (U.B)		1,975.8	1,975.8	1,975.8	1,975.8	1,975.8	1,975.8	1,975.8	1,975.8	1,975.8	1,975.8	1,975.8	1,975.8	1,975.8	1,975.8	1,975.8
IMPUESTOS 30% DE U.B.		592.7	592.7	592.7	592.7	592.7	592.7	592.7	592.7	592.7	592.7	592.7	592.7	592.7	592.7	592.7
UTILIDAD NETA		1,383.1	1,383.1	1,383.1	1,383.1	1,383.1	1,383.1	1,383.1	1,383.1	1,383.1	1,383.1	1,383.1	1,383.1	1,383.1	1,383.1	1,383.1
FLUJO DE CAJA	-7,663.0	294.0	1,893.9	1,893.9	1,893.9	1,893.9	1,893.9	1,893.9	1,893.9	1,893.9	1,893.9	1,893.9	1,893.9	1,893.9	1,893.9	3,493.9

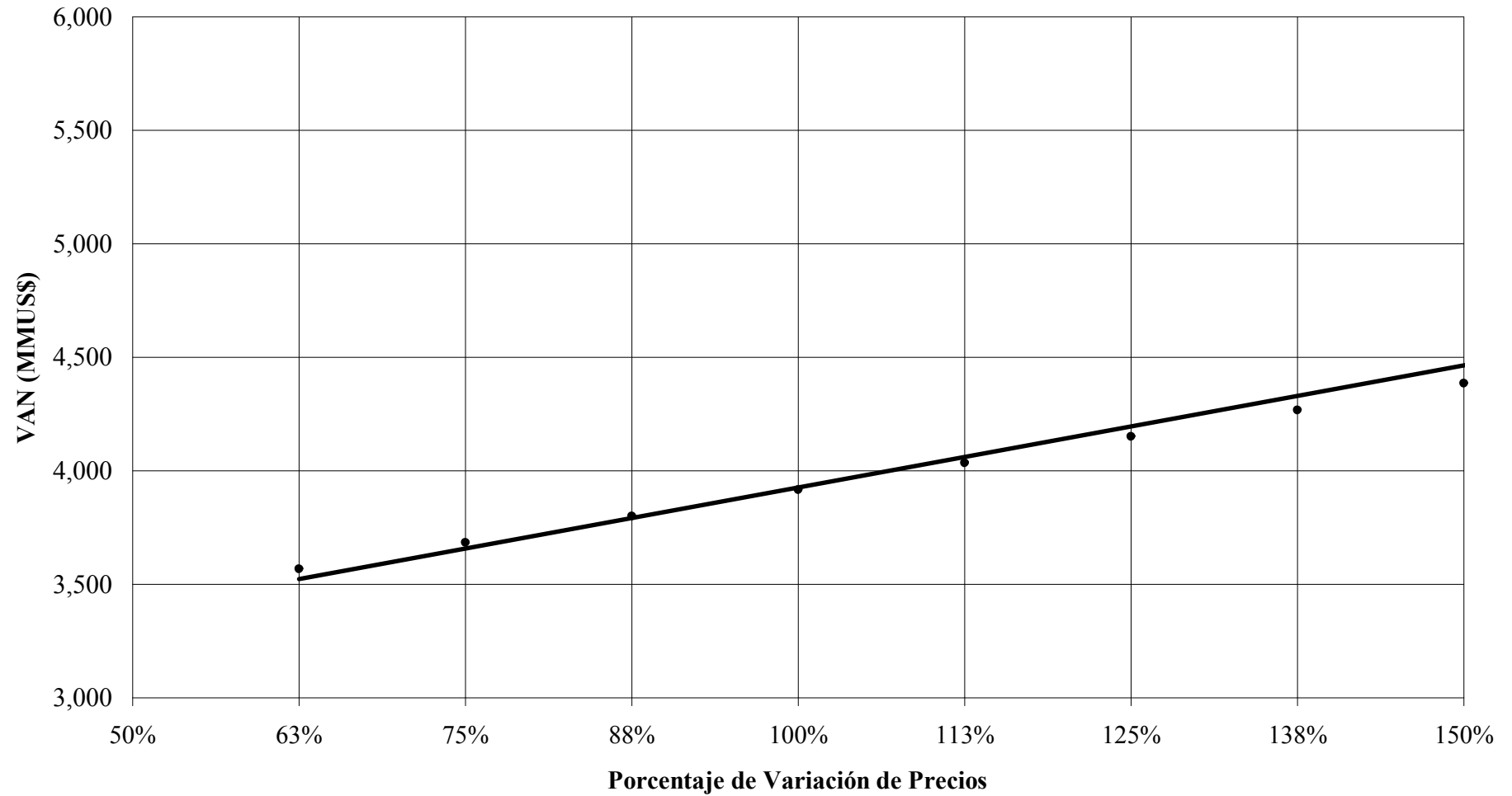
TABLA 9.12 RESULTADOS DE LAS VARIABLES FINANCIERAS

VAN AL (MMUSS)	Tasa 12%	Año 2009: 4,100.1 MMUSS
Estimado TIR	20%	19.9%
TIEMPO DE RECUPERACIÓN INVERSIÓN: (AÑOS)	7.00	
RELACIÓN B/C AL 12%	1.00	
IVP AL 12%	0.54	

<b>TABLA 9.13 SENSIBILIDAD A LOS PRECIOS</b>
--

	62.5%	75.0%	87.5%	100%	112.50%	125%	137.50%	150%	162.50%	175%	187.50%	200%	212.50%	225%
<b>VARIACIONES</b>	<b>-37.5%</b>	<b>-25.0%</b>	<b>-12.5%</b>	<b>BASE</b>	<b>12.50%</b>	<b>25%</b>	<b>37.50%</b>	<b>50%</b>	<b>62.50%</b>	<b>75%</b>	<b>87.50%</b>	<b>100%</b>	<b>112.50%</b>	<b>125%</b>
<b>PRECIOS MATERIA PRIMA</b>														
<b>CRUDO PESADO</b>	<b>29</b>	<b>35</b>	<b>41</b>	<b>47</b>	<b>53</b>	<b>59</b>	<b>65</b>	<b>71</b>	<b>76</b>	<b>82</b>	<b>88</b>	<b>94</b>	<b>100</b>	<b>106</b>
<b>PRECIO PRODUCTO</b>														
<b>CRUDO MEJORADO</b>	<b>37.25</b>	<b>44.7</b>	<b>52.15</b>	<b>59.6</b>	<b>67.05</b>	<b>74.5</b>	<b>81.95</b>	<b>89.4</b>	<b>96.85</b>	<b>104.3</b>	<b>111.75</b>	<b>119.2</b>	<b>126.65</b>	<b>134.1</b>
VAN AL 12% AÑO (MMUS\$)	3,687.01	3,824.72	3,962.43	4,100.14	4,237.85	4,375.56	4,513.27	4,650.98	4,788.69	4,926.40	5,064.11	5,201.82	5,339.53	5,477.24
TASA INTERNA DE RETORNO (%)	19.15%	19.40%	19.65%	19.90%	20.15%	20.40%	20.64%	20.89%	21.14%	21.38%	21.63%	21.87%	22.11%	22.36%
TIEMPO DE RECUPERACIÓN DE INVERSIÓN (AÑOS)	7.00	7.00	7.00	7.00	7.00	7.00	7.00	7.00	7.00	6.00	6.00	6.00	6.00	6.00

**FIG. 9.1 SENSIBILIDAD A LOS PRECIOS**



## CAPÍTULO 10

### CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

#### 10.1 Conclusiones

1. El Mejoramiento “In-Situ” puede reducir la viscosidad del Crudo Pesado peruano a través de la aplicación del proceso de Delayed Coking en el cual se somete a craqueo, largas cadenas de hidrocarburos, mejorando la calidad del crudo por reducción o remoción de asfaltenos y resinas en la carga.
2. La selección del proceso concluyó que el Delayed Coking sería el proceso de conversión profunda más adecuado por ser aplicable en el escenario peruano, debido a su amplia experiencia comercial, madurez tecnológica, flexibilidad en operación y cargas, bajos costes de inversión y por ser el que mejor se ajusta a las condiciones planteadas.
3. La tecnología seleccionada como la opción más conveniente fue SYDEC<sup>SM</sup> Delayed Coking del licenciante Foster Wheeler debido al sinnúmero de ventajas cualitativas y cuantitativas que ofrece con respecto a otras tecnologías. Sobretudo por ser la única tecnología que cuenta con experiencia en proyectos de mejoramiento “In-Situ”.
4. A partir del estudio de mercado se llegó a la conclusión de que la capacidad de planta sería una carga de 106 MBPD de crudo pesado proveniente de la mezcla de los crudos pesados provenientes de los lotes 1AB, 67 y 39 de la zona Selva Norte del País (fuente principal de la materia prima) con la cual, se lograría obtener una producción de 96 MBPD de crudo mejorado como producto principal.

5. Del esquema de mejoramiento propuesto se concluye que es posible incrementar la calidad de la carga de 14.6 a 25 grados API; con la cual se estaría logrando la obtención de un crudo de calidad más acorde con las actuales condiciones de diseño del Oleoducto Norperuano, logrando de esta manera cumplir con los objetivos de incrementar el grado API de la carga, disminuyendo la viscosidad y mejorando su transportabilidad.
6. La realización de éste proyecto no sólo traerá consigo una ruta de solución al problema de transporte de los crudos pesados provenientes de los lotes 1AB, 67 y 39; sino que evitará las cuantiosas inversiones de las refinerías nacionales en la adaptación de sus unidades al procesamiento rentable de cargas de menor calidad.
7. La Planta de Mejoramiento de Crudo pesado estaría localizada en la zona de Andoas, específicamente en la estación inicial de bombeo del ONP, debido a su proximidad tanto a los campos productivos como al actual sistema de evacuación de crudos (ONP); además que permite el aprovechamiento de sus instalaciones y principales equipos de bombeo.
8. Se concluye que la Planta de Mejoramiento del Crudo Pesado Peruano logrará obtener a partir de 106 MBPD de crudo pesado de 14.6 °API, una producción de 96 MBPD de crudo mejorado de 25 °API, aplicando la tecnología SYDEC<sup>SM</sup> Delayed Coking de Foster Wheeler con lo que tendría un rendimiento de planta de 90.5%.
9. El aprovechamiento de la producción del Crudo Pesado Peruano traerá como consecuencia indirecta, un cambio favorable en la Balanza Comercial de Hidrocarburos debido a que cubrirá gran parte de la demanda interna del país reduciendo las importaciones actuales de crudo.
10. A partir de la evaluación económica se concluye que la inversión fija total para la planta de Mejoramiento de Crudos Pesados es de 7,663.0 MMUS\$; un VAN al año 2009 de 4,100.1 MMUS\$ (al 12% anual), una tasa interna de retorno TIR al 12% = 19.9%, para un tiempo de recuperación de 7 años, relación beneficio/costo de 1.00, e IVP de 0.54. Dichos valores comprueban la rentabilidad del proyecto durante un tiempo de vida de la Planta de aproximadamente 15 años. Con lo cual, queda demostrada la prefactibilidad técnica y económica de la implementación de una Planta de Mejoramiento de Crudo Pesado en las áreas productivas.

11. El análisis de sensibilidad determina que la variable precio causa pequeñas variaciones de rentabilidad; es decir, si existe un 125% de incremento en el precio de la materia prima y en el precio del crudo mejorado, el TIR mejoraría a 22.36 %, el VAN al 12% sería de 5,477.2 MMUS\$ de 2009 y el tiempo de recuperación sería igual a 6 años.

## 10.2 Recomendaciones

1. Se recomienda realizar un estudio más extenso que permita analizar la aplicabilidad del procesamiento del crudo mejorado en las refinerías nacionales que no cuentan con unidades de conversión profunda.
2. Se recomienda la realización de un análisis más profundo que provea la ruta de solución más adecuada para un punto que se encuentran fuera del alcance actual del proyecto: como es el correspondiente a la posibilidad de exportación del crudo mejorado e inclusión de éste en los mercados internacionales.
3. Evaluar con mayor profundidad y de manera más extensa la posibilidad de Integrar un Sistema Combinado de Gasificación del Coque (IGCC) por medio del cual se logre la aplicación de dicho subproducto en la generación de electricidad para misma la planta y para los servicios de bombeo actuales de la Estación Andoas e instalaciones cercanas. Además de analizar la posibilidad del empleo de éste subproducto en su forma gasificada como parte de las operaciones del Upstream para la reinyección en el pozo con el fin de proporcionar un empuje del crudo a extraer.
4. Evaluar continuamente la evolución de la proyección de la reservas de crudo pesado, con el propósito de mantener una data más exacta conforme avanza el desarrollo de estas reservas.
5. Es recomendable realizar una evaluación que cubra con el estudio de impacto ambiental, básicamente los sistemas de tratamiento de efluentes, el control de emisiones gaseosas y residuos sólidos fuera del alcance del presente estudio. Mediante el cual se compruebe la conservación de las posibles áreas de influencia de la planta.



## CAPÍTULO 11

### BIBLIOGRAFÍA

1. ALBOUDWAREJ, H. ; R. BADRY; A. BAKER; G. BROWN; C. WEST. 2006. La Importancia del Petróleo Pesado. Oilfield R. 14 (3): 38–59.
2. BRESSAN, L. ; M.J. MCGRATH. 1997. Heavy Crudes Upgrading; An Opportunity for Gasification. S. Francisco, 12 p.
3. CONOCOPHILLIPS. 2007. ThruPlus Delayed Coking Technology. (Disponible en: [www.ThruPlus.com](http://www.ThruPlus.com). Consultado el: 21 de julio de 2009).
4. CORONEL, A. 2008. Procesos de Refinación de Petróleo, Curso Economía de la Refinación y Procesos de Comercio Exterior. Lima, s.e. 147 p.
5. ELLIS, P.J. ; C.A. PAUL. 1998. Fundamentos de Delayed Coking. New Orleans, s.e. 22 p.
6. FOSTER WHEELER. 2007. SYDEC<sup>SM</sup> Delayed Coking; Maximize profit from the bottom-of-the-barrel. (Disponible en: [www.fwc.com](http://www.fwc.com). Consultado el: 20 de enero de 2009).
7. H.P. 2006. Coking. Hydrocarbon Processing's Refining Processes 2006 Handbook: 58-67.
8. KUM, R.H. 2009. Refinación de Crudos Pesados. Univ. Central de Venezuela, Fac. Ing. Quim. 113 p.
9. LUMMUS TECHNOLOGY A CB&I COMPANY. 2008. Delayed Coking. C. Bridge & Iron Company (Disponible en: [www@Lummus.CBI.com](http://www@Lummus.CBI.com). Consultado el: 13 de enero de 2009).
10. MEYERS, R.A. ; G.C. HUGHES; M.I. WOHLGENANT; B.J. DOERKSEN. 1997. Handbook of Petroleum Refining Processes; ConocoPhillips Delayed Coking Process. 2 ed. New York, Mc Graw-Hill. 847 p.
11. MEYERS, R.A. ; H. FEINTUCH; K.M. NEGIN. 1997. Handbook of Petroleum Refining Processes; FW Delayed Coking Process. 2 ed. New York, Mc Graw-Hill. 847 p.
12. MINISTERIO DE ENERGÍA Y MINAS. 2009. Anuario Estadístico de las Reservas al 2008. (Disponible en: [www.minem.gob.pe](http://www.minem.gob.pe). Consultado el: 3 de julio de 2009).

13. MINISTERIO DE ENERGÍA Y MINAS. 2009. Plan Referencial de Hidrocarburos 2007 al 2016. (Disponible en: [www.minem.gob.pe](http://www.minem.gob.pe). Consultado el: 30 de marzo de 2009).
14. PÁEZ, R.J. 2008. Proyectos de Mejoramiento de Crudos de la Faja Petrolífera del Orinoco; Diferencias y Similitudes. Maturín, s.e.: 1-59.
15. PETROPERÚ. 2009. Proyecto Transporte de Crudos Pesados. (Disponible en: [www2.petroperu.com.pe/ptcp](http://www2.petroperu.com.pe/ptcp). Consultado el: 4 de julio de 2009).
16. VI INGEPET 2008; D.O. BUENO. 2008. Estudio de Factibilidad Técnico Económica para las opciones de desarrollo, transporte y mejoramiento en campos de crudo pesado de la Selva Peruana. Lima, 9 p.
17. VI INGEPET 2008; G. Herbst, J. Schijman, M. Bolívar. 2008. Tecnologías para el Mejoramiento de la Calidad de los Crudos Pesados; Análisis General y su aplicación particular al caso del Perú. Lima, 7 p.
18. VI INGEPET 2008; J.G. Flores F. 2008. Configuración Óptima para las pruebas de pozos exploratorios de crudo pesado; Experiencia en el lote 39, Perú. Lima, 14 p.
19. VI INGEPET 2008; L. SUÁREZ L. ; A. BARRETO C. 2008. Adecuación del Oleoducto Norperuano para el Transporte de Crudos Pesados de la Cuenca del Marañón . Lima, 17 p.
20. VI INGEPET 2008; M. LOLI. 2008. Evaluación Técnico Económico de los Diferentes Sistemas de Levantamiento Artificial para los Campos Productivos del Lote 1AB, Perú. Lima, 21 p.