

**UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA
FACULTAD DE INGENIERÍA DE PETROLEO**



**EVALUACIÓN TECNICO – ECONÓMICA DE UNA
UNIDAD DE COQUIFICACIÓN DE RESIDUALES DE
VACÍO EN EL PERÚ**

TESIS

**PARA OPTAR EL TITULO PROFESIONAL DE
INGENIERO PETROQUIMICO**

PRESENTADO POR:

GIOVANNI FABRICIO FORTTINI VERÁSTEGUI

PROMOCIÓN 2007-II

LIMA – PERÚ

2010

***A mi querida esposa e hija por todo el apoyo y comprensión para lograr
alcanzar uno de mis más grandes anhelos.***

EVALUACIÓN TECNICO – ECONÓMICA DE UNA UNIDAD DE COQUIFICACIÓN DE RESIDUALES DE VACÍO EN EL PERÚ

1. Introducción	Pág 1
2. Objetivo y Resumen	Pág 5
2.1 Objetivo	Pág 5
2.2 Resumen	Pág 5
3. La Refinación del Petróleo en el Perú y los Procesos de Refinación	Pág 8
3.1 La Refinación del Petróleo en el Perú	Pág 8
3.2 Reseña Histórica de las Refinerías	Pág 10
3.2.1 Refinería La Pampilla	Pág 10
3.2.2 Refinería Talara	Pág 10
3.2.3 Refinería Conchan	Pág 11
3.2.4 Refinería Iquitos	Pág 11
3.2.5 Refinería El Milagro	Pág 12
3.2.6 Refinería Pucallpa	Pág 12
3.2.7 Refinería Shivyacu	Pág 13
3.3 Los Procesos de Refinación de Residuales Existentes	Pág 14
3.3.1 Destilación al Vacío	Pág 14

3.3.2 Craqueo Térmico	Pág 15
3.3.3 Craqueo Catalítico Fluido	Pág 15
3.3.4 Visbreaking	Pág 16
3.3.5 Coquificación	Pág 19
4. Procesos de Coquificación	Pág 23
4.1 Tecnologías de Conversión de Residuos Pesados	Pág 23
4.1.1 Clasificación de las Tecnologías de Conversión	Pág 24
4.2 Tecnologías consideradas para el Anales Técnico	Pág 25
4.2.1 Análisis del Mercado Nacional	Pág 26
4.3 Delayed Coking	Pág 29
4.3.1 Descripción del Proceso	Pág 29
4.3.1.1 Pre calentamiento de Alimentación	Pág 30
4.3.1.2 Horno	Pág 31
4.3.1.3 Fraccionadora	Pág 33
4.3.1.4 Acumulador de Coque	Pág 35
4.3.1.5 Manejo de Coque	Pág 36
4.4 Flexicoking	Pág 38
4.4.1 Descripción del Proceso	Pág 40
4.4.1.1 Sistema de Alimentación	Pág 40
4.4.1.2 Lavador, Fraccionadota y Ligeros Finales	Pág 40
4.4.1.3 Reactor / Agotador	Pág 42
4.4.1.4 Calentador	Pág 44

4.4.1.5	Gasificador	Pág 45
4.4.1.6	Recipiente de Enfriamiento Brusco (Quench)	Pág 46
4.4.1.7	Tope del Calentador	Pág 46
4.4.1.8	Manipulación del Coque	Pág 48
4.4.1.9	Utilización Flexigas de Bajo Poder Calorífico	Pág 49
5.	Evaluación Técnica	Pág 50
5.1	Dimensionamiento de Planta	Pág 51
5.1.1	Localización	Pág 51
5.1.1.1	Factores Cuantificables	Pág 51
5.1.1.2	Factores Cualitativos	Pág 54
5.1.2	Materia Prima	Pág 56
5.1.2.1	Materia Prima de Refinería	Pág 56
5.1.2.2	Crudo Local	Pág 56
5.1.2.3	Crudo Foráneo	Pág 56
5.1.2.4	Materia Prima para la Unidad de Coquificación	Pág 58
5.1.2.5	Materias Primas Principales	Pág 60
5.1.2.6	Disponibilidad de Materia Prima	Pág 60
5.1.3	Alternativas de Tamaño	Pág 61
5.1.3.1	Selección del Tamaño Óptimo de Planta	Pág 62
5.2	Bases de Cálculo para el Análisis de Alternativas	Pág 63
5.3	Descripción del Esquema Seleccionado	Pág 69

5.4 Tecnologías Existentes para cada uno de los procesos seleccionados	Pág 79
5.4.1 Tecnologías Existentes para Flexicoking	Pág 79
5.4.2 Tecnologías Existentes para Delayed Coking	Pág 80
5.5 Condiciones Cuantitativas y Cualitativas de Adquisición de Tecnologías	Pág 81
5.6 Requerimiento de Insumos	Pág 85
5.7 Requerimiento de Mano de Obra	Pág 86
5.8 Vida Útil de las Obras, Equipos e Instalaciones	Pág 87
5.9 Evaluación Técnica entre Flexicoking y Delayed Coking	Pág 87
6. Evaluación Económica	Pág 90
6.1 Valorización de Materia Prima	Pág 90
6.2 Valorización de Productos de Flexicoking	Pág 91
6.3 Valorización de Productos de Delayed Coking	Pág 97
6.4 Inversión	Pág 103
6.5 Costos de Operación	Pág 105
6.6 Costos Fijos de Operación	Pág 105
6.7 Composición de la Inversión	Pág 108
6.7.1 Inversión Fija de Unidades	Pág 108
6.7.2 Costos del Producto	Pág 110
6.8 Rentabilidad a Nivel País	Pág 115

6.9 Rentabilidad a Nivel Empresa	Pág 115
6.10 Análisis de Sensibilidad	Pág 123
7. Análisis de Mercado del Petróleo y los Combustibles Convencionales y del Coque	Pág 125
7.1 Consumo Histórico de los derivados de los hidrocarburos 1996 - 2007	Pág 125
7.2 Demanda de Hidrocarburos en el Período 2008 – 2020	Pág 125
7.3 Proyecciones de Precios Internaciones	Pág 128
7.4 Análisis de Mercado del Coque	Pág 131
8. Conclusiones y Recomendaciones	Pág 136
8.1 Conclusiones	Pág 136
8.2 Recomendaciones	Pág 138
Bibliografía	Pág 141
Anexos	Pág 145
Anexo A : Glosario	Pág 146
Anexo B : Nomenclatura	Pág 152

CAPITULO 1.0

INTRODUCCIÓN

Los procesos de Coquificación de Residuales de Vacío son actualmente los más utilizados por las modernas refinerías de petróleo que operan en el mundo. Estas refinerías son clasificadas como Conversión Profunda debido a que en su esquema de refinación cuentan con una unidad de coquificación de residuales, los cuales son convertidos en productos de mayor valor comercial, tales como el Gas Licuado de Petróleo (GLP), las Gasolinas y los Destilados Medios como el Diesel. Existen dos tecnologías aprobadas en el mundo de la refinación, el Delayed Coking que permite obtener GLP, Gasolinas, Gasóleos Livianos y Pesados así como un sub-producto denominado coque; mientras que en el proceso Flexicoking, se obtienen los mismos productos con la diferencia que el sub-producto coque es convertido en un Gas de Bajo Poder Calorífico, que puede ser utilizado en las refinerías como gas combustible.

En el Perú, a partir de los residuales se pueden obtener los Combustibles Marinos y Petróleos Industriales, los mismos que se utilizan en la industria de la navegación marítima y en la generación eléctrica. Sin embargo, la demanda de estos combustibles ha venido disminuyendo principalmente por la sustitución del gas natural en el sector industrial. Tal es así que en el año 2000, el

consumo de petróleos industriales era alrededor de 25,0 MBPD, en el año 2007, el consumo fue de 19,4 MBPD y se tiene proyectado que para el año 2016 sea de 14,5 MBPD, lo cual hace que sea importante su conversión para disminuir su producción e incrementar la producción de otros productos de mayor valor comercial. Es así que los procesos mencionados anteriormente, podrían resultar alternativas a esta problemática que se presenta.

Por otro lado, con la gran demanda y los altos precios del petróleo y el declive de la producción de la mayoría de los yacimientos de petróleos convencionales, la atención de la industria en muchos lugares del mundo se está desplazando hacia la explotación de petróleo pesado. El petróleo pesado se define como petróleo con 19°API a 15°API de densidad. Los petróleos de 14°API o menor densidad se conocen como extrapesados, ultrapasados o superpesados porque son más densos que el agua. Comparativamente, los petróleos convencionales, tales como el crudo Brent o West Texas Intermediate, poseen densidades que oscilan entre 38° y 40°API.

En la actualidad, la mayor parte de los recursos de petróleo en el mundo corresponde a hidrocarburos viscosos y pesados, que son difíciles y caros de extraer y refinar. Por lo general, se considera que mientras más pesado es el petróleo crudo, menor es su valor económico. Las fracciones de crudo más livianas y menos densas, derivadas del proceso de destilación simple, son las

más valiosas. Los crudos pesados tienden a poseer mayores concentraciones de metales y otros elementos contaminantes, lo que exige más esfuerzo e inversión para la producción de hidrocarburos utilizables y/o la disposición final de los residuos.

Si bien la densidad del petróleo es importante para evaluar el valor del recurso y estimar el rendimiento y los costos de refinación, la propiedad del fluido que más afecta la producibilidad y la recuperación es la viscosidad del petróleo. Cuanto más viscoso es el petróleo, más difícil resulta producirlo. No existe ninguna relación estándar entre densidad y viscosidad, pero los términos “pesado” y “viscoso” tienden a utilizarse en forma indistinta para describir los petróleos pesados, porque los petróleos pesados tienden a ser más viscosos que los petróleos convencionales.

El petróleo pesado es menos valioso, más difícil de extraer y por consiguiente, más difícil de refinar que los petróleos convencionales, entonces surge la pregunta acerca del porqué del interés de las compañías petroleras en comprometer recursos para extraerlo. La primera parte de la respuesta, es que ante la coyuntura actual de altos precios del petróleo, muchos yacimientos de petróleo pesado ahora pueden ser explotados en forma rentable. La segunda parte, es que estos recursos son abundantes, pues del total de recursos de petróleo en el mundo es de aproximadamente 9 a 13×10^{12} (trillones) de barriles.

De éstos, el petróleo convencional representa sólo un 30% aproximadamente de ese total, correspondiendo el resto a petróleo pesado, extrapesado y bitumen.

Es por ello que el petróleo pesado promete desempeñar un rol muy importante en el futuro de la industria petrolera y muchos países están tendiendo a incrementar su producción, revisar las estimaciones de reservas, comprobar las nuevas tecnologías e invertir en infraestructura para asegurarse de no dejar atrás sus recursos de petróleo pesado. La flexibilidad de una refinería para poder procesar crudos livianos, crudos medianos y crudos pesados, permite que estas refinerías encuentren la mezcla de crudo más rentable, la cual genere un menor costo y una mayor rentabilidad.

En ese sentido, bajo estas condiciones, las refinerías se encuentran en la obligación de incrementar sus márgenes de refinación para lo cual los proyectos de conversión de residuales y/o petróleos pesados pueden ser efectivos, siempre y cuando se evalúe los procesos disponibles en el mercado que mejor se adecue a las características de cada una de estas refinerías.

CAPITULO 2.0

OBJETIVO Y RESUMEN

2.1 OBJETIVO

El principal objetivo de este trabajo de Tesis es la Evaluación Técnica y Económica de una Unidad de Coquificación de Residuales para lo cual se determinara lo siguiente:

- Ubicación de la Unidad.
- Tamaño de la Unidad.
- Alimentación a utilizar para el desarrollo de la evaluación.
- Tecnología Licenciada más conveniente
- Productos y Subproductos obtenidos.
- Inversión Total para la instalación de la Unidad.
- Configuración Óptima para el funcionamiento de la unidad.

También se explicara en forma detallada la operación de la unidad de coquificación y su importancia dentro del esquema de refinación para el aprovechamiento de los fondos del barril de petróleo

2.2 RESUMEN

Estructuralmente, el presente trabajo está compuesto por siete capítulos, cada uno de ellos diagramados en forma independiente, con

una individualidad temática para que pueda ser consultado específicamente. Sin embargo, están ordenados secuencialmente de tal manera de facilitar el entendimiento de la Evaluación Técnico – Económica de una Unidad de Coquificación de Residuales de Vacío en el Perú.

Dentro de este contexto, el Capítulo 1 y Capítulo 2 contiene una breve introducción. Por otra parte, se muestra la importancia del proceso de coquificación en la refinación del petróleo.

En el Capítulo 3 se realiza un recuento de la refinación del petróleo en el Perú, así como de los procesos de refinación existentes en las refinerías del Perú.

El Capítulo 4 describe los procesos de coquificación detallando los procesos de conversión de residuos pesados, clasificación de las tecnologías de conversión, selección del Flexicoking y Delayed Coking por ser las tecnologías más representativas del proceso de coquificación.

En el Capítulo 5 se realiza una evaluación técnica de las tecnologías de coquificación seleccionadas, mediante el dimensionamiento de planta, selección de la materia prima, alternativas de tamaño, selección de tamaño óptimo de planta, rendimientos de los procesos, calidad de los

productos para la selección de la mejor tecnología mediante el análisis técnico.

En el Capítulo 6 se realiza una evaluación económica de los casos seleccionados, para lo cual se realizan asunciones con respecto a la alimentación y los productos para asignarles un precio, para los cálculos de los índices económicos y determinar la opción más rentable.

El Capítulo 7 es un análisis de mercado del petróleo y los combustibles convencionales, así como del coque. En el Perú se tiene un excedente de residuales siendo exportados, a su vez se tiene que importar diesel para cubrir la demanda interna. El coque como subproducto del proceso de coquificación no tiene potenciales consumidores en el país, lo cual será fundamentado en el presente capítulo.

CAPITULO 3.0

LA REFINACIÓN DEL PETROLEO EN EL PERÚ Y LOS PROCESOS DE REFINACIÓN

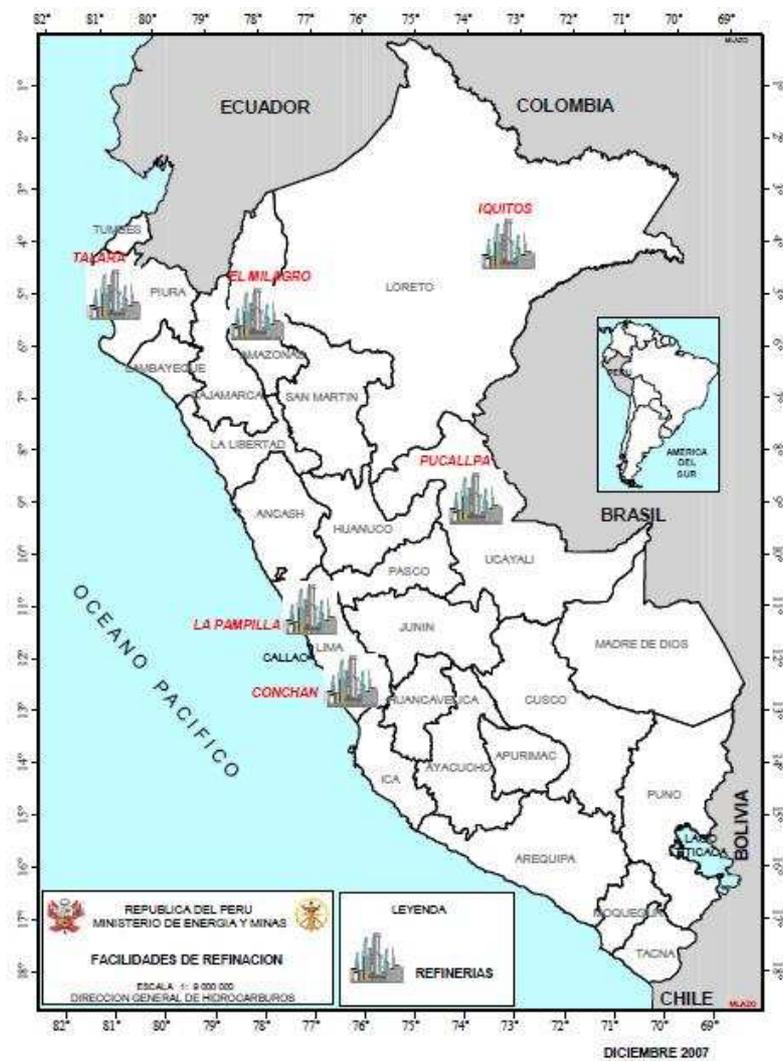
3.1 LA REFINACIÓN DEL PETRÓLEO EN EL PERÚ

En el Perú la industria de refinación de petróleo está constituida por 07 Refinerías (Gráfico N°3.1) de las cuales 05 de ellas a cargo de Petroperú S. A. son de propiedad del estado: Refinería Talara (62500 BPD), Refinería Conchán (13500 BPD), Refinería Iquitos (10500 BPD), Refinería El Milagro (1700 BPD) y refinería Pucallpa (3000 BPD); esta última arrendada y operada por Maple Gas Corporation – Perú. Entre las refinerías privadas están: Refinería La Pampilla (102000 BPD) del Grupo Repsol y Refinería Shiviayacu de propiedad de Pluspetrol (2000 BPD).

En general, debido a que las refinerías se encuentran ubicadas en diversas zonas del país, mantienen determinadas zonas de influencia, sin embargo, el crecimiento económico y la expansión del sector minero-industrial de los últimos años han permitido una sana y libre competencia entre Refinería La Pampilla (52,8% de la capacidad instalada total) de Repsol – YPF y Las Refinerías de Petroperú (47,2%).

Refinería Shiviyaçu es la única refinería de las 07 mencionadas que no realiza operaciones comerciales y es de propiedad y servicio exclusivo de Pluspetrol.

Gráfico N°3.1 Facilidades de Refinación en el Perú



Fuente: Ministerio Energía y Minas

3.2 RESEÑA HISTÓRICA DE LAS REFINERIAS

3.2.1 REFINERÍA LA PAMPILLA

Ubicada en el Distrito de Ventanilla en el Callao, a 25 km de Lima, fue creada en 1967; inicia su producción el 17 de diciembre de ese mismo año. Tuvo una capacidad inicial instalada para refino de 20 mil barriles por día (MBPD) de petróleo crudo. En 1970 cuando pertenecía al Estado (tras la estatización de julio de 1969) realizó su primera ampliación, logrando incrementar su capacidad a 30 MBPD.

En 1977, se llevó a cabo la construcción de una segunda planta de destilación primaria de 65 MBPD, incrementando su capacidad hasta 102 MBPD. En junio de 1996, tras un programa de privatizaciones impulsado por el estado, el Consorcio Refinadores del Perú, liderado por Repsol-YPF e integrado por otros inversionistas peruanos y extranjeros asume la gestión de esta refinería.

3.2.2 REFINERÍA TALARA

La Refinería Talara está ubicada en la ciudad de Talara, Departamento de Piura, a 1185 km al Norte de Lima. Es la refinería más antigua del Perú, inició de sus operaciones a comienzos del siglo pasado. La capacidad actual de procesamiento es de 62,5 MBD, siendo la segunda de mayor importancia en el país.

3.2.3 REFINERÍA CONCHÁN

Diseñada por la compañía Fluor Corporation de Canadá, fue inaugurada por Conchán Chevron de California en 1961. PETROPERÚ S.A., asume su administración desde 1973. Entre 1977 y 1980 la refinería suspendió sus operaciones debido a la ampliación de la Refinería La Pampilla. Es en ese último año que se vuelve a poner en servicio la Unidad de Vacío para atender la demanda de asfaltos para pavimentación. En 1983, año en que el Fenómeno del Niño afectó las operaciones de Refinería Talara, esta refinería reanudó sus operaciones de forma continua hasta la fecha. La Refinería Conchán se encuentra ubicada en el kilómetro 26,5 de la carretera Panamericana Sur, Distrito de Lurín, Departamento de Lima.

3.2.4 REFINERÍA IQUITOS

En 1955 inició sus operaciones la antigua Refinería Luis F. Díaz. En 1982, ante la falta de capacidad para atender el mercado de la zona, se construyó la nueva Refinería Iquitos, diseñada para procesar diez veces más crudo que la antigua. Se encuentra localizada en la margen izquierda del Río Amazonas a 14 km. de la ciudad de Iquitos, provincia de Maynas, Departamento de Loreto. Tiene una capacidad de procesamiento de 10,5 MBPD de petróleo crudo. Para mejorar sus

rendimientos de destilados medios y gasolina, procesa gasolina natural adquirida a terceros con el propósito de maximizar el valor agregado de sus productos.

3.2.5 REFINERÍA EL MILAGRO

Propiedad de Petroperú, se trasladó en 1996 desde la localidad de Marsella, provincia y departamento de Loreto hasta su ubicación actual, frente a la Estación de Bombeo N° 7 del Oleoducto Nor Peruano ubicada en el Dpto. de Amazonas, Provincia Utcubamba en el Distrito El Milagro; a ella se accede a través de la carretera Olmos – Corral Quemado. km 86, en el desvío El Reposo (altura de desvío a Bagua Chica) y desde este punto 3 km de carretera.

3.2.6 REFINERÍA PUCALLPA

Inició sus operaciones el 11 de setiembre de 1966, se ubica en Jr. Padre Aguerriabal N° 300, Pucallpa, Distrito de Calleria, provincia de Coronel Portillo, Departamento de Ucayali. Es propiedad de Petroperú, pero, actualmente viene siendo operada por la Compañía Maple Gas Corporation del Perú – Sucursal Peruana.

Tabla 3.2 Productos Ofertados por las Refinerías Peruanas

La Pampilla	Talara
GLP, Gasolina 84, Gasolina 90, Gasolina 95, Gasolina 97, Gasolina 98, Kerosene, Turbo A-1, Diesel 2, Petróleos Industriales 6 y 500 y Asfaltos sólidos y líquidos.	GLP, Gasolina 84, Gasolina 90, Gasolina 95, Gasolina 97, Solvente 1, Solvente 3, Kerosene, Turbo A-1, Turbo JP-5, Diesel 2, Petróleos Industriales 6 y 500 y Asfaltos sólidos y líquidos.
Conchán	Iquitos
Gasolina 84, Gasolina 90, Gasolina 95, Gasolina 97, Solvente 1, Solvente 3, Kerosene, Turbo A-1, Diesel 2, Petróleos Industriales 5, 6 y 500 y Cementos asfálticos de distintas penetraciones (85-100, 120-150, 60-70, 40-50 y otros) así como Asfaltos Líquidos (RC-250, MC-30, entre otros).	Gasolina 84, Gasolina 90, Kerosene, Turbo A-1, Turbo JP-5, Diesel 2 y Petróleo Industrial 6.
	El Milagro
	Gasolina 84, Kerosene, Turbo A-1, Diesel 2 y Crudo reducido.
	Pucallpa
	Gasolina 84, Gasolina 90, Gasolina Natural, Solvente 1, Solvente 3, Kerosene, Turbo A-1, Diesel 2, Petróleo Industrial 5 y 6.

3.3 LOS PROCESOS DE REFINACIÓN DE RESIDUALES EXISTENTES

Los Procesos de Refinación de Residuales existen desde las Unidades de Destilación al Vacío, las antiguas Unidades de Craqueo Térmico, de los cuales descienden las Unidades de Coquificación de Residuales y las Unidades de Craqueo Catalítico Fluido.

3.3.1 DESTILACIÓN AL VACÍO

La Unidad de Vacío es una Planta que destila gasóleos de crudo reducido a presiones mucho más bajas que la atmosférica, usualmente menor que 1.0 PSIA y a temperaturas en que las fracciones de gasóleos y asfaltos no sufrirán descomposiciones

térmicas. En la destilación al vacío el punto de ebullición de una mezcla se hace disminuir hasta el punto donde los compuestos pesados pueden ser fraccionados sin craquearse.

El principio básico sobre el cual opera una Unidad de Vacío es que el punto de ebullición de cualquier material desciende a medida que se reduce la presión.

Si un crudo reducido fuese calentado a presión atmosférica hasta vaporizar una cantidad sustancial de gasóleo, la temperatura tendría que ser suficientemente alta que provocaría una buena cantidad de craqueo o descomposición térmica del aceite. Reduciendo la presión, el destilado necesario puede lograrse a temperaturas inferiores al punto de craqueo.

3.3.2 CRAQUEO TERMICO

Las unidades para el Craqueo Térmico de Nafta (Reformado Térmico) fueron desarrolladas para aumentar el número de octanaje de la gasolina. También existieron unidades con dos hornos para el Craqueo Térmico para Residuales de la Destilación Primaria, los cuales fueron desarrolladas para aumentar la cantidad total de gasolina obtenida del crudo.

3.3.3 CRAQUEO CATALITICO FLUIDO

El proceso fluido de desintegración catalítica, emplea un catalizador en forma de esferas muy pequeñas que se comporta como un fluido cuando se mueve con vapores de hidrocarburos. El catalizador se circula continuamente de la zona de reacción a la de regeneración. Además de promover la acción catalítica el catalizador es el vehículo de transmisión de calor de una zona a la otra, esas dos zonas son dos recipientes separados, el reactor y el regenerador.

En la sección de fraccionamiento los vapores del reactor se destilan; aceite clarificado, aceite cíclico liviano y pesado de desintegración, gasolina estabilizada y gas húmedo, salen de la planta. La gasolina estabilizada y el gas húmedo se bombean y comprimen respectivamente a la planta de concentración de gas para una nueva separación.

3.3.4 VISBREAKING

El Visbreaking representa hoy en día, el proceso más importante del Craqueo Térmico para la producción de residuales líquidos.

La función de una unidad de Visbreaking es reducir la viscosidad de los residuales pesados de destilación atmosférica y de vacío.

Simultáneamente se producen compuestos más ligeros, gas, nafta y destilados medios.

Los objetivos que se alcanzan en una refinería son los siguientes:

- Reducción de viscosidad. Disminuye la cantidad de componentes de mezcla de alta calidad (kerosene y gasóleos) necesarios para ajustar la viscosidad a su especificación.
- Conversión a productos más ligeros procesables en otras unidades de la refinería.
- Si se instala una torre de vacío pueden obtenerse productos de destilación para alimentar al FCC o Hidrocraqueo.

Las características más importantes de resaltar en este proceso son:

- Es un proceso de craqueo térmico de residuos, el más utilizado es el residual de vacío. Las reacciones tienen lugar a temperaturas entre 440 y 490°C y presiones de 10 a 20 kg/cm². En las unidades antiguas se llegaba hasta los 50 kg/cm².
- Reduce la producción de residuales.
- Produce alrededor del 10% de corrientes ligeras.

- Disminuye alrededor del 10% de los productos ligeros necesarios para ajustar la viscosidad y punto de congelación de los residuales.

Inconvenientes:

- Pobre estabilidad del residual producido (productos olefínicos con tendencia a la polimerización).
- Conversión limitada por la anterior causa.
- No reduce contaminantes, azufre y metales.

La conversión de los residuos puede lograrse mediante calentamiento a alta temperatura durante ciertos períodos de tiempo o calentamiento a temperatura inferior durante períodos de tiempo más prolongados.

Estas alternativas dan lugar a los dos procesos comercializados:

- "All-coil". Temperaturas del orden de 480°C y tiempos de 30 a 50 segundos. Todo el proceso se desarrolla en el horno que se divide en tres zonas:
 - o Calentamiento. Se alcanza la temperatura de inicio de reacción.
 - o Reacción. Tiene lugar la mayor parte de la conversión.

- o Acabado. Se completa la conversión con poco aporte externo de calor.
- “Soaker”. Temperaturas del orden de 460°C y tiempos de residencia entre 1 y 2 minutos. El proceso desarrolla alguna conversión en el horno y la mayor parte se produce en un recipiente externo (“soaker”).

3.3.5 COQUIFICACIÓN

La coquificación envuelve la conversión completa de la alimentación a productos livianos y coque. La alimentación es típicamente un residual y los productos son gases, nafta, gasóleo liviano y gasóleo pesado y coque. El gasóleo pesado puede ser el mayor producto de la operación de coquificación y puede servir primariamente como alimentación para la unidad de craqueo catalítico. El coque obtenido es usualmente usado como combustible pero es especialmente utilizado como tal en la industria cementera.

Como en otros procesos de Craqueo Térmico, el interés en la coquificación disminuyó siguiendo la aparición del Craqueo Catalítico. Sin embargo, apareció en 1950 una nueva generación de procesos emergentes de coquificación llamada Delayed Coking. En esas unidades, el gasóleo liviano y gasóleo pesado no son reciclados, pero sirven como alimentación suplementaria para la unidad de craqueo

catalítico. Más reciente, el gasóleo ligero es usado preferiblemente como un componente para el diesel y solo el gasóleo pesado es utilizado como alimentación para las unidades de Craqueo Catalítico.

Concerniente a la relativa importancia de varios tipos de procesos de coquificación, el Delayed Coking lidera con el 76 % de la capacidad mundial. La coquificación en un lecho fluidizado "Fluidcoking" fue comercializado primero en 1954 y inicialmente visto como una gran promesa. Sin embargo, solo representa el 9 % de la capacidad de la producción, y su más reciente variación el "Flexicoking", que apareció primero en 1976, representaba solo el 4%. Otros procesos representan el 11 % de la capacidad mundial de unidades de coquificación.

Los usos del coque en varias regiones del mundo son muy variados. Algunos de los más importantes son: combustible sólido para calefacción (Japón 46%), producción de cemento (Europa 49%), en la industria del acero, en la industria cerámica, gasificación, etc.

Además del coque, este proceso produce importantes cantidades de destilados y pequeñas cantidades de gasolina y gases. En todos los procesos de coquificación, la temperatura final de ebullición del destilado podría ser controlada si es deseada, las fracciones pesadas se reciclan. En muchos casos, el proceso produce dos fracciones de

destilados: una fracción ligera con una destilación en el rango de 200-340°C y es usada como componente para el Diesel y una fracción pesada que es enviada como alimentación al Craqueo Catalítico.

Después que la formación de coque se ha estabilizado, el proceso de condensación dentro de la masa de coque continúa. Esto resulta en un decrecimiento en el contenido de hidrogeno y sustancias ligeras con la masa del coque. El coque con un bajo contenido de sustancias ligeras es obtenido del proceso en que la conversión no es limitada por las consideraciones tecnológicas, como son el movimiento del lecho o el procesamiento del lecho fluidizado. El bajo contenido de sustancias volátiles representa la esencial ventaja de estos procesos. De este modo, para la coquificación en el movimiento del lecho que se necesita para la calcinación adicional del coque con unidades especiales de eliminación. Esto es una limitante para los productos de la coquificación en el lecho fluidizado.

La diferencia que existe entre las condiciones de operación de diferentes procesos industriales de coquificación (temperatura, presión y tiempo de residencia) determina la importancia también en la calidad de otros productos especialmente de las fracciones de rango medio. Las altas temperaturas en el reactor principal de coquificación fluida promueven los aromáticos característicos de las

fracciones de rango medio. En ausencia del hidrotreatmento profundo, estas fracciones son difíciles o imposibles de usar, como cualquier componente para Diesel o como alimentación del Craqueo Catalítico. En realidad, esta es la razón para el estancamiento de la expansión de los proceso de lecho fluidizado, a pesar de la reducción del contenido de sustancias volátiles.

CAPITULO 4.0

PROCESOS DE COQUIFICACIÓN

4.1 TECNOLOGIAS DE CONVERSIÓN DE RESIDUOS PESADOS

Para cumplir con el futuro reto que impone la demanda mundial de productos derivados del petróleo, las reservas y calidad de los crudos (mayor demanda de productos livianos, mercado de residuales deprimido, disminución de reservas de crudos livianos, mayor participación de los crudos pesados en el suministro de productos), la tecnología de refinación se ha venido adaptando y desarrollando.

Se han optimizado las operaciones para mejorar la conversión de los productos livianos y la modificación de las actuales unidades a procesos de conversión moderada y profunda.

Existen tecnologías probadas para la conversión de residuales disponibles en diversas firmas de ingeniería del extranjero. Cada una de las tecnologías de conversión de residuales presenta ventajas y desventajas, las cuales tienen un determinado valor al momento de tomar una decisión para seleccionar una tecnología de acuerdo al escenario en el cual se va a aplicar, por lo cual, la selección debe ser el

resultado de un análisis técnico-económico basado en premisas que se establezcan para un determinado escenario.

Esta necesidad de instalar unidades de conversión de residuales radica en mejorar la complejidad de las refinerías en el Perú, cuya función será procesar alimentaciones como el residual de vacío proveniente de crudos con un gran contenido de contaminantes y baja gravedad °API, con el fin de disminuir el porcentaje de residuales disponibles.

4.1.1 **CLASIFICACIÓN DE LAS TECNOLOGIAS DE CONVERSIÓN**

Los procesos existentes para la conversión de residuos pesados se pueden clasificar en términos del mecanismo de mejora (incremento) de la relación hidrógeno/carbono, como procesos de adición de hidrógeno y procesos de rechazo de carbono.

- **PROCESOS DE ADICIÓN DE HIDRÓGENO**

Estos son procesos que causan simultáneamente la adición de hidrógeno a las moléculas pesadas, más cierto grado de conversión de las mismas a moléculas más livianas. Así tenemos por ejemplo, la desulfurización parcial de la carga y la reducción del contenido de metales. En realidad son procesos de hidrocraqueo para residuos pesados.

- **PROCESOS DE RECHAZO DE CARBONO**

Estos procesos mejoran la relación hidrógeno/carbono mediante la separación de un sub-producto que se compone de un alto porcentaje de carbono. Hay tres tipos de procesos de rechazo de carbono: los de separación física con solventes, los de desintegración térmica y los de desintegración catalítica.

Así tenemos que la capacidad mundial instalada de procesos de conversión de residuos pesados para el año 2007 fue de 4,479 MBDO y se tiene proyectado construir entre el periodo 2007-2012 procesos con capacidades del orden de 1,127 MB/DO.

4.2 TECNOLOGIAS CONSIDERADAS PARA EL ANALISIS TECNICO

Las tecnologías consideradas en la evaluación son el Delayed Coking y Flexicoking, estos licenciadores poseen tecnologías aceptadas con una experiencia comprobada y ofertadas en el mercado, con una vigencia de 10 años y aplicación de 5 años de antigüedad en refinerías, demostrando compatibilidad en los temas ambientales, sin referencias negativas al respecto.

En la Tabla N° 4.1 se muestra la capacidad mundial de conversión de residuos pesados, donde se observa que el 76% de la capacidad

instalada corresponde al proceso de Delayed Coking (3,408 MB/DO) y el 83% de la capacidad adicional que se encuentra en proceso de instalación; lo que demuestra el papel tan importante que viene desempeñando esta tecnología y que continuará en los próximos años.

A continuación se realiza un análisis del mercado nacional que servirá para la selección de la tecnología a aplicarse en el Perú.

Tabla N° 4.1 Capacidad (MB/DO) Mundial de Conversión de Residuos Pesados

Tecnología	Capacidad Instalada hasta 2007	Capacidad Adicional 2008-2012 ⁽¹⁾	Capacidad Total hasta 2012
Delayed Coking	3408	940	4348
Fluid Coking	394	0	394
Flexicoking	183	20	203
Otros	495	167	662

(1) Capacidad adicional en construcción, proyecto y planificada

Fuente: Oil & Gas Journal / Dec. 24, 2007

4.2.1 ANÁLISIS DEL MERCADO NACIONAL

Para efectuar la selección de tecnologías, se ha realizado una indagación a través de dos vías las cuales se indica a continuación:

PRIMERA VÍA: EXISTENCIA DE PATENTES O REGISTROS NACIONALES DE PROCESOS INVOLUCRADOS

Se efectuó consulta a INDECOPI, para verificar la existencia de patentes nacionales de procesos de coquificación de residuales. Los resultados de la búsqueda en la base de datos de la Oficina de Invenciones y Nuevas Tecnologías del INDECOPI, indican que no existe en el país, tales patentes ni licenciaturas nacionales de tecnologías para el proceso de coquificación de residuales de vacío.

SEGUNDA VÍA: BÚSQUEDA DE PATENTES NACIONALES EN PLANTAS COMERCIALES EN EL PAÍS

Los resultados de esta búsqueda en las refinerías de petróleo del país, indican que no existe aplicación de patentes nacionales a nivel comercial, tal como se detalla en la Tabla N° 4.2.

Tabla N° 4.2 Procesos Licenciados en el Perú

<u>Proceso</u>	<u>Licenciador</u>	<u>País</u>
• Refinería La Pampilla - Repsol YPF		
Hidrodeshulfurización de nafta virgen	UOP (Unifining)	USA
Reformación Catalítica de Nafta	UOP (Platforming)	USA
Craqueo Catalítico Fluido	UOP (FCC)	USA
Tratamiento Nafta FCC	UOP (Mercox)	USA
Visbreaking	Shell	USA

- **Refinería Talara - Petroperú S.A.**

Craqueo Catalítico Fluido	UOP (FCC)	USA
Tratamiento Nafta FCC	UOP (Merox)	USA

- **Refinería Conchán - Petroperú S.A.**

No tiene unidades con procesos licenciados del tipo buscado.

- **Refinería Iquitos - Petroperú S.A.**

Tratamiento de Turbo A-1	UOP (Merox)	USA
--------------------------	-------------	-----

- **Refinería Pucallpa - Maple Gas**

No tiene unidades con procesos licenciados del tipo buscado.

- **Refinería El Milagro - Petroperú S.A.**

No tiene unidades con procesos licenciados del tipo buscado.

- **Refinería Shivyacu - Pluspetrol Norte S.A.**

No tiene unidades con procesos licenciados del tipo buscado.

Los resultados de ambas indagaciones, permiten concluir que no existen en el país patentes nacionales probadas a nivel de plantas comerciales y que se licencien o se encuentren operando en el mercado, y por ende, no existen empresas locales que puedan ofrecer dicha patente. Dado que en el mercado internacional existe más de un proveedor de tecnología, para el Delayed Coking y uno solo para el Flexicoking, se considerarán los licenciadores extranjeros para la selección del proceso.

4.3 **DELAYED COKING**

El proceso de Delayed Coking es un craqueo térmico profundo aplicado básicamente a crudos reducidos y residuales de vacío, con el objeto de aumentar la generación de productos livianos.

Su amplia aceptación comercial se debe a su buena operabilidad, alta flexibilidad para procesar distintas cargas, a su poca complejidad operacional y a la adecuada salida que tienen los sub-productos al procesar crudos con bajo contenido de contaminantes.

Una de las principales características de este proceso es su carácter cíclico y que por medio de un tiempo de residencia en la zona de reacción, las reacciones de cracking y de coquificación, son más completas que en otros procesos térmicos, logrando así una mayor conversión de la carga hacia naftas y gasóleos. En general han sido pocas las mejoras tecnológicas introducidas en este proceso y las mismas han estado dirigidas a optimizar la operación de manejo del coque y tratamiento de efluentes.

4.3.1 **DESCRIPCIÓN DEL PROCESO**

El proceso entero es típicamente agrupado en tres secciones: horno y fraccionador, acumulador de coque y manejo de coque. La

configuración exacta variará según la estrategia de diseño, de la especificación de cada refinería y de las capacidades de procesamiento existentes. El Gráfico N° 4.1 muestra el diagrama de flujo del proceso Delayed Coking.

4.3.1.1 PRECALENTAMIENTO DE LA ALIMENTACIÓN

La alimentación para la coquificación puede ser una mezcla de una o varias alimentaciones, como residuales de vacío y/o residuales atmosféricos. Esta mezcla ingresa a la unidad desde la zona de almacenamiento o directamente de otras unidades de procesamiento. El destilado ligero y pesado por lo general son combinados con la alimentación antes del horno y tren de precalentamiento. Cuando la nafta es usada como recirculación, ésta debe ser añadida aguas abajo de las bombas de carga para evitar el flashing en los fondos del fraccionador, típicamente se recomienda del 15 al 20% de reciclo en comparación con el régimen de alimentación fresca. La nafta, destilado o gasóleo como producto para el fraccionador de coquificación puede ser utilizado para reciclar según los productos que se desea obtener.

La alimentación fresca más el reciclo de destilado son llevados hacia el tren de precalentamiento para maximizar la recuperación de calor, luego son bombeadas al fraccionador. Por el tren de precalentamiento,

el residual es normalmente calentado de 530 a 600°F. El correcto arreglo de intercambio es evaluado usando un análisis de tipo pinch, con el objeto de diseñar óptimamente el esquema de flujo de precalentamiento. Esta estrategia económica es evaluada cuando es más provechoso diseñar la entrada del intercambiador de calor adicional contra la capacidad del horno. El residual precalentado es enviado al fondo del fraccionador de coquificación, justo por debajo de la zona de flasheo, el cual actúa como un acumulador de fondos para la unidad y tiene un flujo uniforme en relación a las bombas de carga del horno.

4.3.1.2 HORNO

El diseño de hornos para coquificación es una configuración de cabina doble-encendido, horizontal con aire precalentado. Vapor de alta presión son inyectados a cada uno de los serpentines del horno para ayudar a mantener la velocidad óptima y el tiempo de residencia en los tubos de horno, pues, la alta velocidad y el bajo tiempo de residencia suprimen la formación de coque en los tubos. El precalentamiento del aire aumenta la eficiencia total del sistema del horno. El aire de combustión es precalentado vía el intercambio de calor con los gases, luego se distribuye a los quemadores por conductos aislados. El diseño doble-encendido es preferido sobre el de un solo encendido debido al

flujo de calor permisible más alto y tiempos de residencia en tubos menores, que ayudan a mejorar las longitudes del horno dirigidas a tratar alimentaciones pesadas.

La corriente del destilado recirculado promueve la vaporización durante el proceso de coquificación. En el horno, el aumento de la vaporización también eleva la velocidad en el tubo, que por su parte disminuye el tiempo de residencia total de la alimentación encima de los 800°F dentro del horno. El objetivo es reducir el tiempo total en el horno encima de esta temperatura para limitar la deposición de coque dentro de los tubos, por lo tanto se amplía la longitud del recorrido.

Si se presentan depósitos de coque en los tubos del horno con el tiempo, se deberá quemar con mayor intensidad para mantener la misma temperatura de salida. Finalmente las acumulaciones de coque harán que el horno experimente una alta caída de presión, requiriendo una reducción del rango de carga o altas temperaturas en la superficie del tubo que se acercan a los límites seguros de operación del horno. El horno debe ser decoquificado. La máxima temperatura segura de la superficie del tubo es determinada por la metalurgia del tubo, grosor y el tipo de método de decoquificación utilizado.

4.3.1.3 FRACCIONADORA

La corriente de residual que fluye del horno a los acumuladores de coque en línea donde el tiempo, la temperatura y las condiciones de presión afectan la conversión de la alimentación en vapores de hidrocarburos y coque. El diseño más reciente de acumuladores de coque generalmente funcionan en 15 a 25 lb/in² y de 820 a 845°F. El funcionamiento en el acumulador bajo presiones elevadas disminuye la producción de coque para una alimentación dada. La operación a elevadas temperaturas en el acumulador de coque disminuye la producción de coque. Los vapores de hidrocarburos salen del acumulador de coque vía la línea de vapor del tope, los cuales son enfriados abruptamente con gasóleo pesado de coquificación (HKGO) para detener la reacción y retardar la acumulación de coque en el tope.

Un buen post enfriamiento abrupto tiene como objetivo un rango de temperaturas de 790 a 810°F. El vapor enfriado abruptamente ingresa a la fraccionadora por encima de la zona flash. Gasóleo de flasheo (Flash Zone Gas Oil) es retirado por la bandeja del fondo de la zona flash y gasóleo pesado de coquificación parcialmente frío es rociado por el tope de la zona flash (Flash Zone Spray), para ayudar a enfriar y condensar los hidrocarburos más pesados, evitando de esta manera el arrastre de coque y líquidos pesados por los vapores ascendentes.

Por encima de la zona flash de la columna, los vapores son enfriados y condensados por operaciones típicas de un fraccionador para producir gas humedo y típicamente tres productos líquidos, nafta de coquificación (Coker Naphtha), destilado o gasóleo ligero de coquificación (Light Coker Gas Oil - LKGO) y gasóleo pesado de coquificación (Heavy Coker Gas Oil - HKGO), los mismos que salen de la fraccionadora a temperatura específicas. De una perspectiva de diseño, por lo general es más económico quitar tanto calor (pumparound) como sea posible de la sección del HKGO, porque hay mayor fuerza impulsora de temperaturas para la recuperación de calor por parte de la alimentación. Por otro lado, en las refinerías normalmente para sus procesos de fraccionamiento, construyen agotadores para las corrientes laterales, con el objetivo de remover algún material ligero con un determinado rango de ebullición para controlar el punto de inflamación del producto, cumpliendo de esta manera con las especificaciones de presión de vapor, mejorar la operación de hidrotratamiento de otras unidades de procesos aguas abajo y aumentar la flexibilidad para enviar los destilados intermedios directamente a almacenaje, si es necesario.

Sin embargo, las fraccionadoras de los procesos de coquificación son diferentes a otras columnas de destilación en dos aspectos significativos. Primero, no hay ninguna nueva caldera de fondos, toda la entrada que debe entregar calor a la columna viene de los acumuladores de coque con la alimentación a columna que esencialmente se encuentran en fase vapor. Segundo, es un semiprosesamiento por lotes, el fraccionador funciona continuamente, pero experimenta oscilaciones de carga de alimentación periódicas, debido al procesamiento por lotes normal de los ciclos de los acumuladores de coque.

4.3.1.4 ACUMULADOR DE COQUE

Los acumuladores de coque sirven para dos propósitos fundamentales: proporcionar un tiempo de reacción para permitir que las reacciones de coquificación puedan culminar y luego, para recolectar el coque sólido formado. El coque se deposita en el acumulador, formando una densa cama de coque como si fuese un lecho empacado. A un nivel del acumulador predeterminado, las corrientes residuales del horno son direccionadas mediante una válvula de interrupción hacia otro acumulador. Mientras un acumulador de coque está siendo llenado durante un tiempo de ciclo fijo, el otro se somete a un enfriamiento, recorte y proceso de preparación del acumulador.

coque caliente. El coque permanece en la fosa el tiempo suficiente para que el agua sea totalmente drenada. Una grúa o un cargador frontal moviliza el coque seco hacia una trituradora. Luego una banda transportadora usualmente transporta el coque hacia un medio de transporte o una zona de almacenaje. En algunas unidades, el coque es cortado directamente en los medios de transporte o es enviado al triturador y luego a través de un eyector hidráulico, enviado a zonas de remoción de agua y almacenaje.

La Tabla N° 4.3 resume los procesos y aproximadamente cuánto tiempo requiere cada proceso en un ciclo del acumulador de coque típico para la producción de coque de grado combustible.

Tabla N° 4.3. Ciclo de un Tambor de Coque

Proceso	Tiempo (Horas)
Coquificación	10-24
Traslado del vapor desde el acumulador hacia el fraccionador	0,5-1
Traslado del vapor desde el acumulador hacia el tambor de purga	0,5-1
Enfriamiento y llenado del agua hasta el tope del acumulador	3-6
Drenado de agua del acumulador	1-3
Apertura del fondo y las cabezas superiores del acumulador	0,5
Corte del coque (decoquificación)	2-5

Colocación cabezas del acumulador, teste de presión y limpieza	0,5-2
Calentamiento del acumulador	3-6

Fuente: Oil & Gas Journal

4.4 FLEXICOKING

El proceso de Flexicoking es una extensión del proceso de Coquificación en Lecho Fluidizado (Fluid Coking) al que se le ha adicionado un gasificador de coque. Se aplica a cualquier tipo de residuos pesados, con el objeto de aumentar la generación de productos livianos y a la vez eliminar el problema de disposición de coque con alto contenido de azufre. Es particularmente atractivo para residuos con alto contenido de metales, azufre y Carbón Conradson.

Esta tecnología ha tenido una buena aceptación comercial, sin embargo es de alta complejidad operacional y disposición de los grandes volúmenes de gas (coque gasificado) producido. Representa un reto dentro de las refinerías.

Las mejoras tecnológicas en este proceso han estado dirigidas a disminuir la producción de gas de coque mediante la producción de gas de síntesis (Flexicoking de Gasificación Dual), mejorar la fluidización en el reactor, uso adecuado de materiales refractarios y optimización de

los sistemas de separación de coque. El Flexicoking es un proceso continuo fluidizado con una cama térmica integrada con la gasificación del coque. Es un proceso versátil que es aplicable a una amplia gama de alimentaciones pesadas. El proceso puede manejar prácticamente cualquier flujo de hidrocarburos, incluyendo residuales de destilación primaria y vacío.

Los costos del proceso son relativamente insensibles a los contaminantes de la alimentación como los metales, cenizas de azufre y nitrógeno. El proceso de Flexicoking típicamente convierte el 99% del residual de vacío en gas y productos líquidos. El restante 1% contiene más del 99% de los metales en la alimentación. La nafta y gasóleos de coquificación son típicamente mejorados a productos que pueden ser vendidos por el uso de procesos de mejoramiento de la calidad como el hidrotratamiento e hidrosulfurización. Cerca del 95% del total de azufre en el residuo de alimentación puede recuperarse a través de las tecnologías de recuperación y producción de azufre y/o ácido sulfúrico.

La unidad de Flexicoking convierte cerca del 97% de los ingresos brutos de coque a gas de bajo poder calorífico (120 a 140 BTU/SCF). Este gas que contiene bajo poder calorífico puede ser quemado en los calentadores de proceso y calderas. Los finos de coque de la unidad

contienen la mayoría de los metales de las alimentaciones y pueden ser adecuados para la recuperación de los metales.

4.4.1 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

La unidad de Flexicoking tiene las siguientes secciones: reacción (reactor/lavador, calentador y gasificador), fraccionamiento, tope del calentador y manipulación de coque.

4.4.1.1 SISTEMA DE ALIMENTACIÓN

En operación normal, la alimentación fresca puede estar compuesta por el residual de vacío proveniente directamente de la unidad de vacío aproximadamente a 500°F y una corriente de residuales provenientes de tanques. La alimentación fresca es enviada a la piscina del lavador. La alimentación del reactor es obtenida de la corriente sobrante de la piscina del lavador. Esta corriente es mezclada con la alimentación fresca de incondensables y condensado recirculado en el lavador.

4.4.1.2 LAVADOR, FRACCIONADORA Y LIGEROS FINALES

El lavador (scrubber) está localizado en el tope del reactor y tiene cuatro funciones principales, precalentar la alimentación fresca, enfriar los vapores reaccionantes, condensar la corriente de reciclo para la alimentación del reactor y limpiar el coque de los vapores de reacción.

La alimentación fresca de residual de vacío enviada al lavador es precalentada como alimentación para el reactor. Esta alimentación fría junto con lo bombeado por el lavador, se enfría y condensa parcialmente en fracciones los vapores efluentes del tope del reactor por encima del punto de corte deseado para el reciclo. En el tope del lavador, la sección de lavado usa los fondos de la fraccionadora para contactar los vapores ascendentes y controlar el punto de corte mientras se limpia por dentro cualquier fino de coque que podría tener a través de la zona de despojamiento.

Las gotas arrastradas de la corriente sobrante del tope del lavador y las bombeadas al distribuidor, son también limpiadas fuera de la corriente de vapor en la sección de lavado. Los vapores incondensables del tope continúan al fraccionador donde son separados en Gas, Nafta de Coquificación, Gasóleo Ligero de Coquificación (LKGO), Gasóleo Pesado de Coquificación (HKGO).

El Gas y la Nafta son procesados también en el sistema de ligeros finales. El Gas es primero enviado a través del compresor de gas húmedo. A continuación, el H_2S es removido del gas en el absorbedor de amina, produciendo C_2 -Gas Combustible. El material ligero es

removido de la nafta en el deetanizador y los C_3/C_4 son removidos en el debutanizador. La Gasolina Estabilizada y GLP producidos son almacenados.

4.4.1.3 REACTOR/AGOTADOR

El craqueo térmico de la alimentación tiene lugar en el reactor. La alimentación combinada y corriente recirculada del lavador son inyectadas a través de boquillas de atomización de vapor en la cama del reactor donde contacta con el calor del coque circulado. El coque caliente provee la energía necesaria para producir las reacciones endotérmicas del craqueo térmico y vaporización de los productos de reacción.

Los productos vaporizados ascendentes a través del reactor son separados del coque entrante usando ciclones en el tope del reactor. El vapor sale de los ciclones y entra al lavador mientras que el coque es retornado a la cama del reactor. El coque caliente del calentador es solo circulado a los internos de los ciclones del reactor para ayudar a las reacciones de vapor sobrecalentado, previendo la condensación y formación de coque y además de proveer la acción de desgrasado para remover las partículas de coque que podrían formarse dentro de los ciclones.

La cama de coque es fluidizada por los productos de reacción, el vapor de atomización inyectado con la alimentación y el vapor de agotamiento son inyectados por el fondo del reactor. El vapor de agotamiento solo despoja del coque en el fondo del reactor a los vapores de hidrocarburos arrastrados antes de la transferencia al recipiente calentador con el orden de minimizar la pérdida de productos líquidos en el calentador y disminuir un potencial incrustamiento en el sistema de tope del calentador con hidrocarburos condensados.

La temperatura del reactor es mantenida por la circulación del coque caliente fluidizado por el tope de la cama del reactor a través del coque caliente y las líneas de transferencia de coque. A su vez el coque frío es circulado de nuevo al calentador por los fondos del reactor a través de la línea de transferencia de coque frío. El flujo a través de las líneas de transferencia de coque frío y caliente es regulado por las válvulas deslizantes controladas por el controlador de temperatura de la cama del reactor y el controlador del nivel de la cama del reactor, respectivamente.

4.4.1.4 **CALENTADOR**

El calentador transfiere el calor generado en el gasificador al reactor como soporte de las reacciones de craqueo térmico. El coque frío del reactor es recalentado en el recipiente del calentador usando el gas del tope del gasificador, el coque arrastrado y el coque circulado del gasificador. La temperatura de la cama del calentador es controlada por la regulación del flujo de coque y el gasificador vía la alimentación de coque gasificado y la regulación de la tasa de corte del aire inyectado en la cama del calentador.

En adición, el calentador funciona como un recipiente de oleada para dar cabida a los cambios en el inventario de los recipientes, así como los cambios más lentos en el inventario total del sistema de coque. El nivel de la cama del calentador es controlado dentro de los amplios límites del control de la tasa de gasificación de coque a través del ajuste de la inyección de aire para el gasificador y en menor medida, ajustando la tasa de coque retirado del calentador vía el sistema del recipiente de enfriamiento brusco (quench).

El gas abandonando del calentador pasa a través de dos etapas de ciclones para remover las partículas de coque arrastradas en la cama. El diseño de los ciclones se establece para purgar metales de los

inventarios de coque vía el escape de los finos de coque del recipiente del calentador al sistema del tope del calentador.

4.4.1.5 GASIFICADOR

En el gasificador, el aire es usado para quemar una porción de coque, que proporciona el calor necesario para gasificar la mayoría de la producción de coque y suministrar el calor requerido por el reactor. El vapor simultáneamente es usado para el manejo de las reacciones de gasificación de carbón y el cambio del vapor de agua, produciendo una mezcla de N_2 , CO_2 , CO , H_2 , CH_4 y H_2O con algo de H_2S . Estas reacciones endotérmicas con el balance de vapor de reacciones de quemado de coque extremadamente exotérmico, proveen el control de temperatura en la cama del gasificador. El gas y coque arrastrado del gasificador son enfriados bruscamente con la corriente de coque de la cama del calentador en la línea de tope del gasificador antes de entrar al calentador, con el fin de proteger los internos del calentador. Al entrar al calentador, el gas y coque arrastrado así como el coque gasificado son también enfriados en la cama del calentador con la circulación del coque frío del reactor.

4.4.1.6 RECIPIENTE DE ENFRIAMIENTO BRUSCO (QUENCH)

Si bien una gran cantidad de los metales del residual es eliminada con los finos de coque arrastrados en el gas del calentador de la sección del tope del calentador, una cama adicional de coque es retirada del sistema. El coque es retirado a través del recipiente de enfriamiento brusco (quench) donde se enfría con agua y luego es transportado neumáticamente a la cama de coque del silo.

4.4.1.7 TOPE DEL CALENTADOR

La sección del tope del calentador procesa la corriente de gas saliente del recipiente del calentador a ser enviada a limpieza, la corriente del Flexigas de bajo azufre se envía al sistema de combustible de la refinería. En la desulfurización, el gas del tope del calentador produce una corriente de gas ácido la cual es enviada a la planta de azufre. Los finos de coque conteniendo partículas de metales son también recuperados en la sección del tope del calentador y son enviados a la sección de manipulación de coque para el envío como productos.

Debido a que la desulfurización del gas se realiza a temperatura relativamente baja, una sustancial recuperación de calor tiene lugar en la sección del tope del fraccionador. El primer equipo de la sección que es el generador de vapor y precalentador del agua de alimentación de

caldera, genera vapor de alta presión para la red. El vapor del separador de vapor de alta presión, incluyendo los generados en los fondos del fraccionador y en el circuito de bombeo del lavador, es sobrecalentado en la corriente de la caldera de sobrecalentamiento para su exportación a la red de la refinería. Dependiendo del soplador de aire de gasificación manejado en la selección de la unidad de Flexicoking puede ser también generador o consumidor de vapor.

El gas fluye también a través de una tercera etapa adicional de ciclones y lavador venturi para remover los finos de coque remanentes. Luego, el gas entra a una torre de condensación donde es enfriado, el agua es condensada fuera y los finos son removidos. Luego, el COS se convierte en el sistema catalítico de conversión COS en la corriente de gas H_2S . Finalmente, la unidad FLEXSORB, tratamiento con aminas, remueve el sulfuro de hidrogeno para proveer el gas limpio, conocido como Flexigas con $<10\text{ppm}$ de H_2S y típicamente 60ppm de Azufre, el cual cumple con los más estrictos estándares ambientales para las emisiones de gas combustible, incluyendo las directrices del Banco Mundial 2007. El Flexigas puede ser quemado en hornos o por una variedad de otros consumidores de combustibles dentro de la refinería o por consumidores cercanos, como son las calderas de las centrales eléctricas.

4.4.1.8 MANIPULACIÓN DE COQUE

El coque retirado de la cama y los finos de coque de los ciclones terciarios son transportados neumáticamente a la cama de coque del silo. La cama de coque del silo es también utilizada para almacenar los inventarios de la unidad durante la rotación de inventario. El coque sobrante del lavador venturi es agotado y enviado por el filtro por gravedad para producir la torta de filtración.

El Gráfico N° 4.3 muestra el diagrama de flujo del proceso Flexicoking.

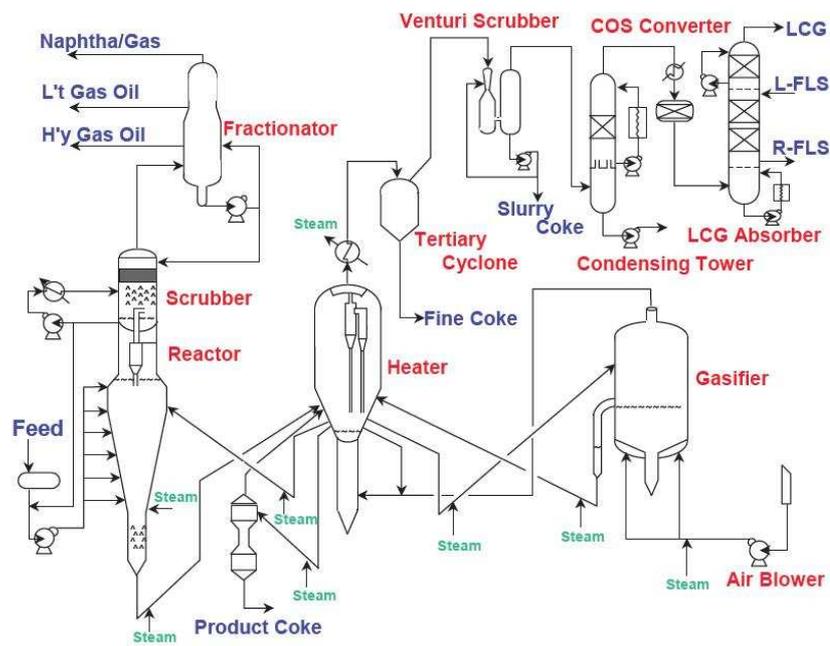


Gráfico N° 4.3. Diagrama de Flujo simplificado del Flexicoking.

4.4.1.9 UTILIZACIÓN DEL FLEXIGAS DE BAJO PODER CALORÍFICO

El Flexigas, es derivado de la gasificación de coque, tiene un poder calorífico típico de 120 a 140 BTU/SCF y contiene 45 a 55% de nitrógeno. Las propiedades del Flexigas están dentro del rango proporcionado por los combustibles de bajo poder calorífico. Es limpiado por la tecnología de tratamiento con aminas Flexsorb® y las partículas son retiradas, esto proporciona una fuente de combustible segura, confiable y ambientalmente aceptable.

CAPITULO 5.0

EVALUACIÓN TÉCNICA

Al disponer de tecnologías adecuadas para la conversión de los residuales de vacío que quedan como remantes de los procesos de destilación al vacío, se hace necesario integrar estos procesos al actual sistema de refinación y plantear una serie de alternativas cuyas estructuras productivas cumplan con los objetivos buscados, se toman en cuenta los recursos disponibles y que coincidan con las limitaciones establecidas; para luego comparar estas alternativas en términos económicos y llegar a una selección del proceso adecuado.

Los diferentes arreglos de procesos considerados, presentan opciones individuales en la recuperación de fracciones específicas y requieren de equipos de tamaño y complejidad particulares para manejar los volúmenes generados para cumplir con las especificaciones de los productos finales y de los procesos posteriores que reciban estas corrientes como alimentación.

Las alternativas tomadas en cuenta han sido el producto de un amplio análisis, considerando que un arreglo es factible de aplicarse cuando presenta las siguientes características: Buena recuperación de destilados livianos (gasolinas), alta producción de destilados medios (diesel y gasóleos livianos), adecuada recuperación de destilados pesados (gasóleos pesados) notable

reducción de residuales, mínima disposición de sub-productos y una adecuada operabilidad de la refinería.

5.1 DIMENSIONAMIENTO DE PLANTA

5.1.1 LOCALIZACIÓN

La unidad de conversión de residuales se localizará en la Refinería Talara que es la segunda refinería con mayor capacidad de procesamiento en el país y actualmente no cuenta con ninguna tecnología licenciada para la conversión de residuales de vacío, siendo esta una refinería estatal y teniendo una ubicación estratégica debido a su cercana ubicación a los campos de Petróleo del Nor-Oriente Peruano, proporcionaría una mayor flexibilidad a la refinería para el procesamiento de crudos más pesados, mezclados con el Crudo Talara (crudo liviano de excelente calidad).

Se garantizaría que todo el combustible producido en la refinería modernizada sea comercializado en el mercado peruano, teniendo como consecuencia la menor importación de diesel al mercado nacional.

5.1.1.1 FACTORES CUANTIFICABLES

5.1.1.1.1 MATERIA PRIMA Y OTROS INSUMO

La materia prima se encuentra en forma suficiente en la refinería para los requerimientos de la futura unidad. En principio la materia prima será la corriente de residual de vacío que se obtiene en la Unidad de Destilación al Vacío. Los productos químicos necesarios se obtendrán según la selección de la unidad.

5.1.1.1.2 COMBUSTIBLE

Actualmente los hornos y calderos de la refinería Talara emplean gas natural, pero con la instalación de la unidad de conversión de fondos se podrá suministrar gas combustible mezclado con gas natural que es vendido por la empresa de gas natural local. Mientras menos sea el consumo de gas natural en la refinería y más gas combustible sea empleado, esto se reedita en un ahorro en los costos de operación.

5.1.1.1.3 MERCADO Y TRANSPORTE DE MATERIA PRIMA Y PRODUCTOS TERMINADOS

El costo de transporte de la materia prima es nulo porque se obtiene en la misma refinería. El proyecto implica en principio la

distribución de los productos: Aumento de GLP, gasolina y destilados medios se verán compensados con la disminución de residuales. El transporte de los productos terminados mantendrá las condiciones actuales de transporte de los combustibles. Dependiendo del tipo de tecnología seleccionada se podrá obtener coque u otros sub-productos.

5.1.1.1.4 ENERGÍA ELÉCTRICA

La energía eléctrica será abastecida por la red del sistema interconectado nacional.

5.1.1.1.5 DISPONIBILIDAD DE AGUA

La Refinería Talara se abastece de agua desmineralizada a través de la empresa PRIDESA, la cual cuenta con una planta de Osmosis Inversa para la desalinización del agua de mar, adentro de la refinería. El agua potable requerida es suministrada por la empresa EPS Grau S.A. El agua de mar es usada como agua de enfriamiento siendo bombeada a la refinería y retornada al mar después de su uso.

5.1.1.1.6 DISPONIBILIDAD DE TERRENO

El área total del terreno que corresponde a la Refinería Talara es de 128.9 hectáreas, existiendo el área suficiente para la

construcción de una unidad de coquificación en la Refinería Talara.

5.1.1.1.7 DISPONIBILIDAD DE INFRAESTRUCTURA

La Refinería cuenta con la infraestructura necesaria para la adecuada operación de la nueva unidad. Laboratorio, Servicios Industriales, Talleres de Mantenimiento, Almacenes, Oficinas, etc.

5.1.1.1.8 MANO DE OBRA

La mano de obra para la nueva unidad, se cubrirá con el personal actualmente disponible y se reclutara nuevo personal el cual será entrenado previamente por el licenciador del proceso seleccionado.

5.1.1.2 FACTORES CUALITATIVOS

5.1.1.2.1 CONTAMINACIÓN DEL MEDIO AMBIENTE

Las fuentes potenciales de contaminación creadas por la puesta en marcha de la unidad son los gases quemados en el flare y los producidos por los efluentes líquidos. Las unidades de conversión de fondos generan residuos sólidos como es el

coque, el cual con una adecuada manipulación se puede reducir a cero una posible contaminación.

A. CONTAMINACIÓN ATMOSFÉRICA

De acuerdo al Decreto Supremo N°025-2005-EM, el contenido de azufre en el diesel queda limitado a un máximo de 50 ppm, a partir del 01/01/2010. Los productos obtenidos de la unidad de coquificación requieren un tratamiento para eliminar el azufre contenido, para lo cual se deberá instalar unidades de Hidrodesulfurización posterior al proceso. La disposición del coque producido es importante para evitar la contaminación del medio ambiente. Su transporte en la refinería se llevara a cabo a través de una faja transportadora.

B. CONTAMINACIÓN DE LAS AGUAS

Actualmente los residuos acuosos antes de ser descargados al mar son tratados para eliminar la contaminación por aceite y obtener un efluente con menos de 100 ppm de aceite, seguido de las fosas API y CPI de decantación, con lo cual el contenido de aceite en el agua se reducirá a niveles menores de 10 ppm.

5.1.2 MATERIA PRIMA

5.1.2.1 MATERIA PRIMA DE LA REFINERÍA

La materia prima de la refinería estará conformada por un Crudo Local y un Crudo Foráneo los cuales en mezcla serán procesados en la Unidad de Destilación Primaria la cual tendrá la capacidad suficiente para dicho fin.

5.1.2.2 CRUDO LOCAL

La cuenca Talara produce crudos livianos que son íntegramente procesados en la refinería Talara; en tanto que los crudos más pesados de la cuenca Marañón, son enviados principalmente a las refinerías de Pampilla e Iquitos. La producción en los campos de Petróleo es actualmente de 33.2 MBPD de crudo, el cual es utilizado íntegramente en la Refinería Talara.

5.1.2.3 CRUDO FORÁNEO

Las importaciones de crudo foráneo durante el 2007 en las refinerías del Perú corresponden al país del Ecuador con un 51 % de todas las importaciones, seguido por Angola con el 17 % de las importaciones, motivo por el cual se determina que el crudo foráneo parte de la alimentación de la refinería será de Ecuador, por ser el crudo más consumido y por la cercanía geográfica con dicho país.

Tabla 5.1
Importaciones de Crudo por Origen (2007)

Origen	MBDP	% del Total
Ecuador	55.8	51.0
Colombia	3.3	3.0
Angola	18.6	17.0
Brasil	16.0	14.7
Nigeria	10.6	9.7
Irán	2.3	2.1
Venezuela	2.8	2.6
Total	109.5	100

Fuente: Anuario Ministerio de Energía y Minas 2007

Para determinar el crudo ecuatoriano que será importado se debe analizar las reservas con que este país cuenta para determinar el crudo con mayores reservas durante la realización del proyecto.

Tabla 5.2

(Miles de barriles por día)	Proyecciones								
	2006	2007	2008	2009	2010	2015	2020	2025	2030
Producción	540	520	510	500	500	500	500	500	500
Petróleo crudo a refinerías	170	170	170	170	170	170	170	170	170
Disponibilidad Exportación	370	350	340	330	330	330	330	330	330
Oriente (24)	153	128	124	120	118	107	96	87	79
Napo (19)	112	142	138	134	140	168	190	209	225
Otros	104	81	78	76	72	56	43	33	26

Fuente: EIA, Energy Intelligence, Petrocuador

La producción de petróleo ecuatoriano ha aumentado desde la apertura del Oleoducto de Crudos Pesados (OCP) en septiembre del 2003. Sin embargo, la producción se ha mantenido mayormente estable en años recientes como resultado de la declinación natural de los campos petroleros existentes y la falta de desarrollo de nuevos proyectos. La calidad del crudo ecuatoriano tenderá a hacerse más pesada en el largo plazo a medida que los volúmenes de Oriente declinan y se incrementa los crudos pesados.

El Crudo Napo (19°API) es el crudo pesado seleccionado como parte de la alimentación de la refinería, porque cuentan con las mayores reservas entre el 2007 al 2020.

5.1.2.4 MATERIA PRIMA PARA LA UNIDAD DE COQUIFICACIÓN

En la refinación del petróleo suele entenderse por residuos pesados a los cortes denominados crudo reducido y residual de vacío. El crudo reducido corresponde a un corte TBP (True Boiling Point) superior a 650°F ó 700°F, se obtiene de la destilación atmosférica primaria del petróleo después de haberse separado los componentes más ligeros. Luego el crudo reducido es sometido a la destilación al vacío, donde es separado en tres fracciones, gasóleo liviano, gasóleo pesado y residual de vacío.

El residuo de vacío, que corresponde a un corte TBP superior a 825°F, 950°F ó 1050°F, esta constituido por las familias de compuestos químicos de diferentes composiciones moleculares de difícil definición. De una forma muy simplificada se puede considerar que el residual de vacío está formado por tres clases de compuestos: aceites, resinas y asfáltenos.

- Los aceites: son compuestos saturados constituidos por hidrocarburos parafínicos, nafténicos y parafino-nafténicos. Son relativamente ricos en hidrógeno (12-15 % p) y solubles en hidrocarburos parafínicos ligeros.
- Las resinas: son compuestos no saturados constituidos por hidrocarburos aromáticos policíclicos, conteniendo además derivados sulfurados, oxigenados y nitrogenados. Son menos ricos en hidrógeno que los aceites, solubles en hidrocarburos parafínicos ligeros y se absorben en gel de sílice.
- Los asfáltenos: son básicamente materia sólida de carácter no saturado, constituidos por hidrocarburos polinucleares, derivados sulfurados, oxigenados y nitrogenados, además de metales. Son muy ricos en carbono (78 – 86 % p), pobres en hidrógeno (6-8 % p), insolubles en hidrocarburos parafínicos ligeros, pero solubles

en benceno y sulfuro de carbono. Los asfáltenos engloban aproximadamente el 70 % en peso de los metales contenidos en el residual de vacío.

Tanto los aceites como las resinas pueden ser volatilizados y son factibles de craquearse térmicamente o catalíticamente y de hidrogenarse.

5.1.2.5 MATERIAS PRIMAS PRINCIPALES

Las materias primas principales son el crudo reducido y el residual de vacío, sus características dependen del tipo de crudo procesado y del diseño de las unidades de proceso, por lo que varían dentro de un amplio rango. Es de especial importancia determinar el contenido de contaminantes que puedan contener estas fracciones, ya que esto tiene gran influencia en su selección como materia prima para un proceso específico y en los rendimientos que se puedan obtener.

5.1.2.6 DISPONIBILIDAD DE MATERIA PRIMA

La materia prima para la nueva unidad se encuentra disponible en la refinería Talara, el residual de vacío se produce en la unidad de destilación al vacío, la cantidad de residual producido se incrementará al modernizar las unidades existentes.

Según las proyecciones realizadas en la Balanza Comercial de Hidrocarburos del País se observa que en el año 2007 la demanda de residual fue de 19,4 MBPD mientras que se exportó 20,9 MBPD. En el año 2020 la demanda de residual se predice en 12,3 MBPD mientras que la exportación será 27,95 MBPD. Teniendo en cuenta el crecimiento de las exportaciones de residuales pronosticado, por lo que la disponibilidad futura de materia prima, según los rendimientos del crudo que se espera procesar, está asegurada y se puede planificar en armonía con los programas de refinación.

5.1.3 ALTERNATIVAS DE TAMAÑO

La solución óptima en cuanto al tamaño será aquella que conduzca al resultado económico más favorable para el proyecto en conjunto. La tecnología de la unidad de conversión de fondos a instalar se determinará en la evaluación técnico-económica, la cual se desarrollará posteriormente.

La instalación de una nueva unidad requerirá simultáneamente la ampliación de la capacidad actual de las unidades de Destilación Primaria, Destilación al Vacío y Craqueo Catalítico Fluido con el fin de conseguir una operación óptima y balanceada.

El tamaño de cada una de las unidades sean ampliadas o nuevas se determinará en forma integral, teniendo en dependencia recíproca, la

capacidad de cada unidad es congruente con las capacidad de las otras unidades.

Las alternativas de tamaño analizadas son las que se detallan a continuación:

Tabla 5.3

CAPACIDAD NOMINAL (DE DISEÑO)

Miles de Barriles por día de operación (MB/DO)

Unidades	Tamaño Inferior	Tamaño Medio	Tamaño Superior
Destilación Primara	62.00	95.00	120.00
Destilación al Vacío	36.60	56.00	70.80
Coquificación	14.70	22.50	28.40
Cracking Catalítico	22.90	34.60	44.30

Fuente: Propia

5.1.3.1 SELECCIÓN DEL TAMAÑO ÓPTIMO DE PLANTA

El tamaño de las nuevas unidades de conversión de fondos será el requerido para maximizar el valor agregado de los productos obtenidos en la refinería Talara y la rentabilidad del proyecto, así como minimizar el coque como sub-producto. Un factor a considerar para la instalación de la Unidad de Coquificación es que la unidad de Craqueo Catalítico no va hacer reemplazada por una nueva por motivos de financiamiento en la Refinería Talara por lo cual la adecuación de su actual capacidad de 19 MBD a 34.60 MBD es algo factible, debido a

que no se tiene que cambiar partes importantes de la unidad como son el reactor, regenerador, etc. Solo se tendría que adecuar la unidad para trabajar a la nueva capacidad de la unidad. Por lo tanto se determina que la capacidad nominal con un tamaño medio es lo más adecuado para el caso en estudio.

Tabla 5.4

Unidad de Proceso	Capacidad Nominal (MB/DO)
Destilación Primaria	95.00
Destilación al Vacío	56.00
Cracking Catalítico II	34.60
Coquificación	22.50

Fuente: Propia

La nueva unidad de conversión de residuales estará localizada en la Refinería Talara, ubicada en provincia de Talara, en el departamento de Piura. La contaminación ambiental producida por la instalación de la nueva unidad será mínima y dentro de los niveles internacionalmente aceptados para países industrializados, no existiendo riesgo de afectar la salud de los pobladores de la zona.

5.2 BASES DE CÁLCULO PARA EL ANÁLISIS DE ALTERNATIVAS

A.- ESQUEMA DE REFINACIÓN BASE

Se ha tomado como esquema de refinación base, el esquema actual de procesamiento de Refinería Talara y es el soporte para generar los diferentes programas de producción que incluyen Nuevas Unidades.

El esquema de refinación base comprende las siguientes Unidades de Proceso instaladas en Refinería Talara y en actual operación según la Tabla 5.5.

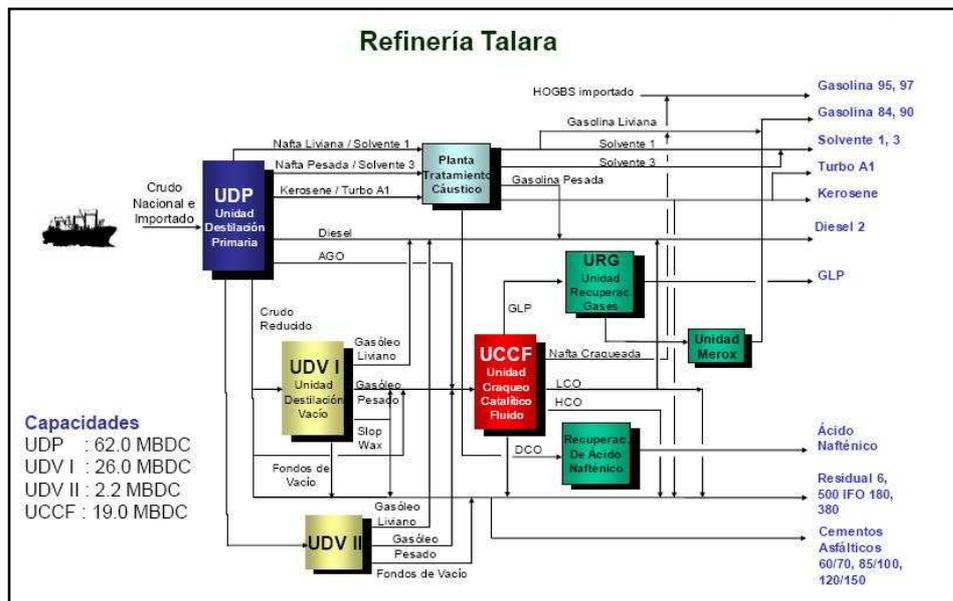
Tabla 5.5

Unidad de Proceso instalada	Capacidad Nominal
Destilación Primaria (1)	62.00
Destilación al Vacío	25.00
Craqueo Catalítico (2)	19.00

- (1) Considera ampliaciones menores que se están efectuando (Inversiones ya realizadas).
- (2) Incluye las unidades de Recuperación de Gases y Merox de Gasolina.

Fuente: Propia

Gráfico 5.1. Esquema Actual de Refinería Talara



Fuente: PETROPERU

B.- RENDIMIENTOS Y CALIDAD DE ALIMENTACIÓN Y PRODUCTOS

EVALUACIÓN DEL CRUDO

Como se menciona en la sección anterior, se desea utilizar un crudo pesado como es el Crudo Napo junto al crudo ONO de la zona de Talara (de buena calidad), esta mezcla se estima tenga un rango de 18 a 24 °API.

Tabla 5.6

CALCULO °API PARA CRUDO MEZCLA					
CRUDO	% PORCENTAJE	VOL (MBPD)	API	Sp-Gr	Sp-Gr*VOL
NAPO	0,66	62,7	18,8	0,9414	59,028
PETROBRAS	0,34	32,3	33,2	0,8591	27,750
					86,779
				Cálculo de la Sp-Gr de la mezcla	0,9134
				API de la mezcla	23,4

Fuente: Propia

Para el análisis se ha considerado el procesamiento de 66 % crudo Napo y 34 % crudo Talara. Los rendimientos y propiedades de los productos que se obtienen al procesar esta mezcla de crudos en las Unidades Instaladas en Refinería Talara se muestran a continuación:

Tabla 5.7

UNIDAD DE DESTILACIÓN PRIMARIA		
PRODUCTOS	% VOL	MBPD
GAS COMBUSTIBLE	0,27	0,26
NAFTA LIVIANA	8,82	8,38
NAFTA PESADA	1,31	1,25
KEROSENE	14,17	13,46
DIESEL	16,46	15,64
CRUDO REDUCIDO	58,96	56,01
TOTAL		95,00
UNIDAD DE DESTILACIÓN AL VACÍO		
PRODUCTOS	% VOL	MBPD
GASOLEO LIVIANO	11,94	6,69
GASOLEO PESADO	47,94	26,85
SLOP WAX	2,00	1,12
RESIDUAL DE VACÍO	38,12	21,35
TOTAL		56,01

Fuente: Propia

TIPO DE CARGA

Las propiedades de la mezcla de residual de vacío es la siguiente:

Tabla 5.8. Propiedades del Residual de Vacío

Propiedades	Residuo de Vacío UDV de Crudo Napo	Residuo de Vacío UDV de Crudo Talara	Mezcla de Residuo de Vacío
% Vol de Mezcla de Crudos	66	34	100
% Vol rendimiento sobre Crudo	36,94	6,26	26,51
% Masa rendimiento sobre Crudo	41,61	7,32	29,95
Rango de Corte, °F	1050+	1050+	1050+
API	2	9,3	2,5
Gravedad Especifica, kg/m ³	1059,9	1005,0	1056,0
Contenido de Azufre, wt%	3,26	0,526	3,0
Contenido de Nitrógeno, wt%	0,7125	0,7183	0,71
Carbón Conradson, % wt	28,3	16,06	27,3
Níquel, mg/Kg	317	18	292,2
Vanadio, mg/Kg	845	38	777,9
Asfáltenos, %wt	21,5	1,13	19,8
Viscosidad a 300 °F, Cst	20380	159,2	17000

Fuente: Propia

Tabla 5.9. Flujo y Propiedades de Alimentación

Tipo de Crudo	Mezcla Napo
Punto de Corte Nominal, °F	1050+
Tasa de Alimentación Anual, MB/yr	8
Tasa de Alimentación Fresca, kB/SD	22,5
Propiedades de Alimentación	
Gravedad, °API	2,5
Azufre, wt%	3,0
Nitrógeno, wt%	0,71
Carbon Conradson, wt%	27,3
Níquel, wppm	292,2
Vanadio, wppm	777,9
Asfáltenos, % wt	19,8
Viscosidad a 50oF, cSt	1,31E+06
Temperatura Alimentación Fresca, °F	700

Nota:

(2) Asumiendo 8400 horas de operación por año

Fuente: Propia

C.- CAPACIDAD DE PRODUCCIÓN Y FACTORES DE SERVICIO

La capacidad nominal (de diseño) de la Unidad de Coquificación de Residuales se determino de acuerdo a los rendimientos de las unidades precedentes, Unidad de Destilación Primaria y Unidad de Destilación al Vacío como se muestra a continuación.

1) UNIDAD DE DESTILACIÓN PRIMARIA (UDP)Capacidad (MBPD) 95,0

Alimentación			Productos		
Nombre	MBPD	% VOL	Nombre	MBPD	% Vol
Crudo Napo	62,7	66,00	Gas Combustible (*)	0,26	0,27
Crudo Talara	32,3	34,00	Nafta Liviana	8,38	8,82
			Nafta Pesada	1,25	1,31
			Kerosene	13,46	14,17
			Diesel	15,64	16,46
			Crudo Reducido	56,01	58,96
Total	95,0	100,00	Total	95,00	100,00

(*) BEFO

2) UNIDAD DE DESTILACIÓN AL VACÍO (UDV)Capacidad (MBPD) 56,0

Alimentación			Productos		
Nombre	MBPD	% VOL	Nombre	MBPD	% Vol
Crudo Reducido	56,0	100,00	Gasóleo Liviano	6,69	11,94
			Gasóleo Pesado	26,85	47,94
			Slop Wax	1,12	2,00
			Residual de Vacío	21,35	38,12
Total	56,0	100,00	Total	56,01	100,00

3) UNIDAD DE COQUIFICACIÓNCapacidad (MBPD) 22,5

Alimentación		
Nombre	MBPD	% VOL
Residual de Vacío	21,4	95,02
Slop Wax	1,12	4,98
Total	22,5	100,00

FACTORES DE SERVICIO

Los factores de servicio para las unidades de Flexicoking y Delayed Coking se señalan en la Tabla 5.10.

Tabla 5.10

Unidad	Factor de Servicio (%)
Flexicoking	0.97
Delayed Coking	0.97

Fuente: Propia

5.3 DESCRIPCIÓN DEL ESQUEMA SELECCIONADO

La evaluación técnico – económica se realizará solamente a la unidad de coquificación de residuales pero se requiere realizar modificaciones a la actual Refinería Talara para cumplir con el programa de refinación y las especificaciones de los combustibles.

El esquema de la refinería modernizada estará conformado por la unidad de Coquificación de Residuales (Flexicoking y/o Delayed Coking), una Torre de Destilación Primaria, una Torre de Destilación al Vacío, Desulfuradoras de Diesel, Nafta y Gasolina de FCC, Reformadora Catalítica, una Nueva Planta de Gas, Planta de Hidrógeno y una Planta de Ácido Sulfúrico, no se incluye el autoabastecimiento de Energía Eléctrica.

Existen tres modos básicos para la disposición del residuo proveniente de la estructura de crudos, estos son: Coquificación, Hidrocraqueo y Desasfaltado por Solventes (estos dos últimos no están considerados en el caso seleccionado). De estas tres, la Coquificación es la mejor de las tres alternativas. Esto se debe a que elimina el residuo convirtiéndolo en combustible líquido y coque de alto poder calorífico y bajo valor comercial para el caso del Delayed Coking y gas de bajo poder calorífico para el caso del Flexicoking, donde puede tener otros usos, tal como gas para refinería, generación de corriente eléctrica, o gas de síntesis para la producción de otros hidrocarburos y alcoholes (con la adición de hidrógeno).

Las emisiones al aire son controladas eliminando el sulfuro de hidrógeno y convirtiéndolo en ácido sulfúrico para controlar el SO_x. Los NO_x serán controlados para el caso del Flexicoking usando Flexigas, el cual será quemado a temperaturas mucho más bajas que el gas natural.

5.3.1 CONSIDERACIONES BASICAS SOBRE LOS PROCESOS DE CONVERSIÓN DE RESIDUALES DE VACIO

Los procesos de coquificación son aplicaciones industriales particulares del craqueo térmico, donde los residuales son convertidos debido a las elevadas temperaturas como agente de activación, siendo el horno un equipo esencial para las unidades de Delayed Coking debido a que las

reacciones de craqueo térmico son endotérmicas requiriendo calor para llevarse a cabo, mientras que en los procesos de Flexicoking se autogenera la energía requerida para llevarse a cabo las reacciones de craqueo térmico por lo cual no requiere un horno para el precalentamiento de la alimentación. El resto de los equipos permiten separar los productos y es tanto más complejos cuanto más severas sean las especificaciones que se deben cumplir.

El craqueo térmico de residuales es un fenómeno por el cual las moléculas de hidrocarburos de cadena larga y alto peso molecular, son térmicamente descompuestas en moléculas más pequeñas y de más bajo punto de ebullición; al mismo tiempo que ciertas moléculas de esta descomposición, que son reactivas, se combinan con otras para dar moléculas de alto peso molecular semejantes a las de la alimentación original. Las moléculas más estables se separan del sistema como gases y gasolina y las moléculas reactivas se polimerizan formando residuo y coque. Sin embargo, son también producidos hidrocarburos que tienen rangos de ebullición intermedios entre el residuo y la gasolina, denominados gasóleos.

Se considerará para la Unidad de Flexicoking al Licenciante Exxon Mobil por ser el único licenciante de esta tecnología y para el caso del Delayed

Coking consideraremos a Foster Wheeler por tener una de las tecnologías más aceptadas en el mundo de la refinación.

5.3.2 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA DE UNIDADES DE COQUIFICACIÓN

Con la información disponible de Exxon Mobil para el proceso de Flexicoking y Foster Wheeler para el proceso de Delayed Coking se realizó el balance de materia y energía de cada una de las unidades determinando los productos y subproductos obtenidos.

5.3.2.1 BALANCE DE MATERIA DEL FLEXICOKING

Tabla 5.11. Balance de Materia del Flexicoking

Rendimiento de Productos	Wt%FF	LV%FF	MB/SD	klb/hr
Alimentación	100		22,5	353
H2S	0,5			2
Contaminantes	0,7			2
H2	0,2			0,7
C1/C2	5,4			19
C3/C4	<u>3,6</u>			<u>13</u>
Total C4-	9,2			32
C5/430 °F	14,3	20,0	4	50
430/650 °F	10,3	12,1	3	36
650/975 °F	<u>32,6</u>	<u>34,6</u>	<u>8</u>	<u>115</u>
Total C5+	57,2	66,7	15	202
Coque Neto Producido	1,6			6
Coque Gasificado	<u>30,8</u>			<u>109</u>
Coque Bruto	32,4			114
Rendimiento Total del Reactor	100,0	66,7	15	353

Producción FLEXIGAS	
Coque Gasificado	109
Vapor + Aire Inyectado	569
Agua+Gas Acido Removido	42
FLEXIGAS Total	636
Gas Combustible Total	

Fuente: Exxon Mobil

5.3.2.2 BALANCE DE MATERIA DEL DELAYED COKING

Tabla 5.12. Balance de Masa del Delayed Coking

	WT PCT	LV PCT	SG	MB/SD	API	KLB/HR	
<u>H2S</u>	<u>0,906</u>		<u>0,7972</u>		<u>46,00</u>	<u>3,20</u>	
Hidrógeno	0,0715					0,252	
Metano	1,8485		0,3001		340,00	6,524	
Etileno	0,2755		0,3498		273,00	0,972	
<u>Etano</u>	<u>1,7635</u>		<u>0,3771</u>		<u>243,70</u>	<u>6,224</u>	
Gas Seco (Sin H2S)	3,959		0,3325		294,12	13,973	
Propileno	0,587	1,19	0,5219	0,267	139,60	2,072	
Propano	1,488	3,1	0,5077	0,697	147,20	5,252	
Isobutano	0,259	0,49	0,5631	0,110	119,80	0,914	
Butileno	0,797	1,4	0,6014	0,315	103,80	2,813	
n-Butano	0,922	1,67	0,5845	0,375	110,60	3,254	
<u>Butadieno</u>	<u>0,012</u>	<u>0,02</u>	<u>0,5845</u>	<u>0,004</u>	<u>110,60</u>	<u>0,042</u>	
C3/C4 GLP	4,065	7,87	0,5493	1,769	126,10	14,348	
IBP, F	END PT, F						
70	380	15,459	22,18	0,7358	4,985	60,82	54,563
380	600	15,712	19,46	0,8521	4,374	34,57	55,456
600	PLUS	<u>27,81</u>	<u>30,91</u>	<u>0,9495</u>	<u>6,947</u>	<u>17,52</u>	<u>98,156</u>
C5+Líquidos		58,981	72,55	0,8675	16,305	31,61	208,175
Coque Verde		32,089					113,259
Alimen. Fresca		100,000	100,00	1,0560	22,5	2,49970957	353

Producción Coque Verde es 1338 ton cortas/día o 1214 TM/día

Fuente: Foster Wheeler

5.3.2.3 BALANCE DE ENERGIA DEL FLEXICOKING

Tabla 5.13. Balance de Energía del Flexicoking

<u>Rendimiento de Productos</u>	<u>Wt%FF</u>	<u>LV%FF</u>	<u>MB/SD</u>	<u>klb/hr</u>	<u>Gas Combustible</u>		
					<u>MBTU/hr</u>	<u>Entalpia (BTU/klb)</u>	
Alimentación	100		22,4743802	353		3189508	1126
H2S	0,5			2			
Contaminantes	0,7			2			
H2	0,2			0,7	35		
C1/C2	5,4			19	402		
C3/C4	<u>3,6</u>			<u>13</u>	<u>253</u>		
Total C4-	9,2			32	690		
C5/430 °F	14,3	20,0	4	50		1054998	53
430/650 °F	10,3	12,1	3	36		2173203	79
650/975 °F	<u>32,6</u>	<u>34,6</u>	<u>8</u>	<u>115</u>		4006501	<u>461</u>
Total C5+	57,2	66,7	15	202			593
Coque Neto Producido	1,6			6		12600016	
Coke Gasificado	<u>30,8</u>			<u>109</u>			
Coque Bruto	32,4			114			
Rendimiento Total del Reactor	100,0	66,7	15	353			
Producción FLEXIGAS							
Coke Gasificado				109			
Vapor + Aire Inyectado				569			
Agua+Gas Acido Removido				42			
FLEXIGAS Total				636	<u>1337</u>		
Gas Combustible Total					2027		<u>593</u>
Energia en Productos			2621				MMBTU/hr
<u>Energia en Alimentación</u>			1126				MMBTU/hr
Productos - Alimentación =			1495				MMBTU/hr

Fuente: Propia

5.3.2.4 BALANCE DE ENERGIA DEL DELAYED COKING

Tabla 5.14. Balance de Energía del Delayed Coking

BALANCE DE ENERGÍA DEL DELAYED COKING									
	WT PCT	LV PCT	SG	MB/SD	API	KLB/HR	BTU/KLB	MMBTU/HR	
Sulfuro de Hidrógeno	<u>0.906</u>		<u>0.7972</u>		<u>46.00</u>	<u>3.20</u>			
Hidrógeno	0,0715					0,252	51977640	13	
Metano	1,8485		0,3001		340,00	6,524	21565992	141	
Etileno	0,2755		0,3498		273,00	0,972	20313842	20	
<u>Etano</u>	<u>1.7635</u>		<u>0.3771</u>		<u>243.70</u>	<u>6.224</u>	<u>20472913</u>	<u>127</u>	
Gas Seco (Sin H2S)	3,959		0,3325		294,12	13,973		301	
Propileno	0,587	1,19	0,5219	0,267	139,60	2,072	19711950	41	
Propano	1,488	3,1	0,5077	0,697	147,20	5,252	19375775	102	
Isobutano	0,259	0,49	0,5631	0,110	119,80	0,914	21244402	19	
Butileno	0,797	1,4	0,6014	0,315	103,80	2,813	19506202	55	
n-Butano	0,922	1,67	0,5845	0,375	110,60	3,254	19697125	64	
<u>Butadieno</u>	<u>0.012</u>	<u>0.02</u>	<u>0.5845</u>	<u>0.004</u>	<u>110.60</u>	<u>0.042</u>	<u>19598897</u>	<u>1</u>	
C3/C4 GLP	4,065	7,87	0,5493	1,769	126,10	14,348		282	
IBP, F	Final PT, F								
70	380	15,459	22,18	0,7358	4,985	60,82	54,563	1028879	56
380	600	15,712	19,46	0,8521	4,374	34,57	55,456	2017505	112
600	PLUS	<u>27.81</u>	<u>30.91</u>	<u>0.9495</u>	<u>6.947</u>	<u>17.52</u>	<u>98.156</u>	<u>3771265</u>	<u>370</u>
C5+LIQUIDOS		58,981	72,55	0,8675	16,305	31,61	208,175		538
Coque Verde		32,089					113,259	12600016	
Alimentación Fresca		100,000	100,00	1,0560	22,5	2,49970957	353	3356685	1185

La producción de coque verde es 1338 Ton/Día o 1214 TM/día

Energía de Productos	1121	MMBTU/hr
Gas Natural Requerido	116	MMBTU/hr
Energía de Alimentación	1185	MMBTU/hr
Produ - G.Natural - Alim	-180	MMBTU/hr

Fuente: Propia

5.3.2.5 CALIDAD DE LOS PRODUCTOS Y SUB-PRODUCTOS

Se determinó la calidad de los productos y subproductos de las unidades de Flexicoking y Delayed Coking para lo cual se tomaron las calidades típicas de las corrientes obtenidas por estas dos unidades.

5.3.2.5.1 CALIDAD DE LOS PRODUCTOS Y SUB-PRODUCTOS DEL FLEXICOKING

Tabla 5.15. Calidad de Productos Líquidos del Flexicoking

Rango Nominal de Cortes, °F	C5/430	430/650	650/975
Gravedad, °API	57	26	11
Azufre, wt%	0,5	1,9	3
Nitrógeno, wt%	0,0	0,2	0,6
Carbón Conradson, wt%			1,1
Níquel, wppm			0,5
Vanadio, wppm			0,4
Nº Bromo, g/100g	109	62	37
Nº Cetano, ASTM D-613		30,8	
Peso Molecular	112	204	375
PONA, LV& en cortes			
Parafinas	21	15	
Olefinas	55	26	
Naftenos	5	3	
Aromáticos	19	57	
15/5 50 LV% Punto, °F	240	544	847

Fuente: Exxon Mobil

Tabla 5.16. Flujo y Propiedades Flexigas

Flujo FLEXIGAS, Kscfm	166
Mscfd	239
FLEXIGAS LHV, BTU/SCF	134
Producción FLEXIGAS, mBTU/hr	1337
Composición FLEXIGAS, mole %	
CO	24,0
CO ₂	6,3
COS(2)	0,005
H ₂	16,9
H ₂ O	3,0
H ₂ S	0,001
N ₂	49,0
CH ₄	0,8
Total	100,0

Condiciones Típicas en Limite de Batería	
Presión, Puig	15
Temperatura, °F	100

Nota

(2) COS es convertido a H₂S en el calentador encima de la unidad de conversión. El H₂S es luego también removido en la torre FLEXSORB a FLEXIGAS limpio.

Fuente: Exxon Mobil

Tabla 5.17. Calidad del Coque Producido en el Flexicoking

	Cama Coque	Finos Secos	Finos Húmedos (1)
Flujo, klb/hr (2)	2,7	1,8	1,1
ST/D	32,9	22,6	13,6
Composición del Coque			
Carbón, wt%	93,3	89,5	81,8
Hidrógeno, w%	1	1	1
Oxígeno, wt%	0,8	0,8	0,8
Nitrógeno, wt%	0,5	0,5	0,5
Azufre, wt%	1,3	1,3	1,3
Níquel, wt%	0,9	2,3	2,8
Vanadio, wt%	2,2	4,6	11,8

Nota:

(1) Propiedades y Flujo vistos se encuentran en base húmeda. Típicamente, los finos húmedos son recuperados como una torta con un contenido aproximado del 50 % de agua.

(2) Es necesario retirar el coque con un incremento del contenido de metales.

Fuente: Exxon Mobil

**5.3.2.5.2 CALIDAD DE LOS PRODUCTOS Y SUB-PRODUCTOS DEL
DELAYED COKING**

Tabla 5.18. Calidad de los Productos del Delayed Coking

Producto	C5-360	360-600	600+
Rendimiento, WT%	15,459	15,712	27,81
Rendimiento, VOL%	22,181	19,463	30,908
Gravedad °API	60,816	34,572	17,519
Azufre, WT %	0,73	1,279	2,126
Nitrógeno, WT %	0,0448	0,1622	0,4686
TBP MBP, F	242,871	497,462	804,135
K Watson	12,084	11,568	11,495
MW	112,108	202,392	404,29
Conradson, WT %		0,02	1,2
Heptano INS, WPPM		1	500
NI+V, WPPM		0	2,40
P. Anilina, °F		123	162
P. Flash, °F		185	285
P. Pour, °F		-9	82
P. Enfriamiento, °F		-6	
Índice de Cetano		43	
VIS @100 F, CKS	5,79E-01	2,79E+00	1,31E+02
VIS @210 F, CKS	3,49E-01	1,15E+00	9,93E+00
Número Bromo	77,31	22,56	10,78
Parafinas, VOL %	39,02	28,76	25,35
Olefinas, VOL %	34,92	22,13	18,91
Naftenos, VOL %	12,56	20,79	10,67
Aromáticos, VOL %	13,5	28,31	45,07
RON, Limpio	62,35		
RON, 3CC TEL	78,57		
MON, Limpio	57,52		
MON, 3CC TEL	73,11		
MAV	21,65		
Valor Dienos	5,61		
Conj Dienos, WT %	2,48		
Índice Refractivo	1,3744	1,4573	1,5176
C:H Ratio	6,401	6,746	7,814

Fuente: Foster Wheeler

Tabla 5.19. Calidad del Coque producido del Delayed Coking

Propiedades del Coque Producido (Base Seca)	
Carbón, Wt%	90,94
Hidrógeno, Wt	3,60
Azufre	3,87
Nitrógeno	1,58
Ni+Va	3317
VCM	8 a 12
PCA, BTU/Lb	15668
PCB, BTU/Lb	15330
Coque Húmedo, Wt %	12

Fuente: Foster Wheeler

5.4 TECNOLOGIAS EXISTENTES PARA CADA UNO DE LOS PROCESOS SELECCIONADOS

5.4.1 TECNOLOGIAS EXISTENTES PARA FLEXICOKING

La primera unidad de Flexicoking fue comercializada en 1976 siendo ampliada en el año 2002. En total son 5 unidades en operación con una capacidad total de 200 MBPD aproximadamente. Exxon Mobil es dueña de dos de las unidades, las cuales opera a la actualidad. En la Tabla 5.20 se detalla la ubicación de la unidad donde opera, capacidad de procesamiento y año de puesta en operación.

Tabla 5.20. Unidades Comerciales de Flexicoking

Compañía	Locación	Inicial/Actual Capacidad (MBPD)	Año
Showa-Shell	Japón	21/24	Setiembre 1976
PDVSA	Venezuela	52/65	Noviembre 1982
Shell	California	22/22	Marzo 1983
Exxon Mobil	Holanda	32/40	Agosto 1986
Exxon Mobil	Texas	33/42	Setiembre 1986
Helénica	Grecia	21/21 (*)	-

(*) Actualmente se encuentra en Proyecto.

Fuente: Exxon Mobil Research and Engineering

5.4.2 TECNOLOGIAS EXISTENTES PARA DELAYED COKING

La experiencia de Foster Wheeler con unidades de Delayed Coking es presentada en la Tabla 5.21.

Tabla 5.21. Experiencia de Foster Wheeler en Delayed Coking

Compañía	Locación	Inicial/Actual Capacidad (MBPD)	Año
CNOOC	Huizhou, China	77 (*)	2008
Refinería Concon S.A	Concon, Chile	20 (*)	2008
Reliance	Jamnagar, India	160 (*)	2008
REPSOL, YPF	Petronor, Bilbao España	35 (*)	2008
REPSOL, YPF	La Plata, Argentina	28 (*)	2008
CHS Refining	Laurel, Montana	15	2007
PEMEX	Salina Cruz, México	76	2007
Naftan	Belarus	30	2006
PetroCanada	Fort Hills, Alberta, Canadá	141	2006
PEMEX	Minatitlan	56	2006
Valero Refining Company	Texas City, Texas	45	2003
PEMEX	Cadereyta, México	54	2002
PEMEX	Madero	45	2002
SINCOR	José, Venezuela	89	2002
Husky Oil-Plant 25	Saskatchewan	21.5	2002
Reliance	Jamnagar, India	134	2001
Valero	Port Arthur, Texas	80	2001
MOL	Szazhalombatta, Hungria	20.5	2001

Premcor 843	Port Arthur, Texas	80	2000
Shell Oil Company	Deer Park, Texas	85	2000
Chevron USA	Pascagoula, Mississippi	94	2000

(*) Actualmente se encuentran en proyecto.

Fuente: Foster Wheeler

5.5 CONDICIONES CUANTITATIVAS Y CUALITATIVAS DE ADQUISICIÓN DE TECNOLOGÍAS

Como se verá en el siguiente capítulo correspondiente al tema de Inversiones, históricamente el Flexicoking ha sido un proceso con un costo de inversión más elevado. Con una actualización de datos, las inversiones en el Proceso de Delayed Coking y Flexicoking son los siguientes:

- Delayed Coking: US\$ 296.0 MM según la información de la empresa Foster Wheeler.
- Flexicoking: US\$ 322.2 MM según la información de la empresa Exxon Mobil.

Estas variaciones y elevados precios corresponden generalmente a:

- Demanda de servicios de contratistas de Ingeniería, Procura y Construcción (EPC)

A partir del año 2000, se viene registrando una mayor actividad en el sector de Petróleo y Gas como parte de una tendencia mundial enfocada en la mejora de las especificaciones de calidad de los

combustibles y productos derivados del petróleo. El margen entre las cotizaciones internacionales de los crudos y productos se constituye en el indicador económico para justificar y ejecutar estos proyectos de inversión y alentar la mayor actividad en el entorno mundial.

Las inversiones estimadas en Medio Oriente alcanzarían los 50,000 – 70,000 MMUS\$; en Estados Unidos y Canadá, estas serían del orden de los 20,000 MMUS\$ (2006). En Latinoamérica se estima que las inversiones previstas de PETROBRAS para el periodo 2008 – 2012 bordearían los 32,000 MMUS\$, con la finalidad de ampliar la producción de Diesel principalmente para el mercado local, asimismo en el caso de Venezuela, se precisa que para el año 2012 y con un nivel de inversión de 2,500 MMUS\$ se podrá ampliar la producción de gasolina para el suministro doméstico.

La dinámica del mercado ha generado una mayor demanda de firmas contratistas EPC, actividad en constante crecimiento así como las horas – hombre requeridas para las etapas de ingeniería como de construcción.

- Costos de los Equipos y Precio de los Materiales

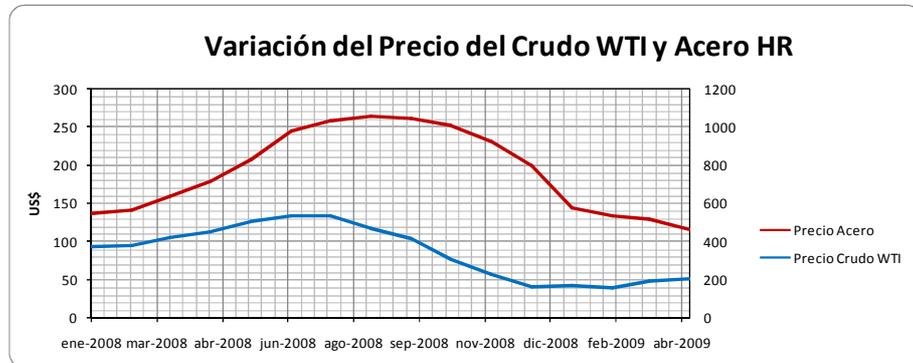
Como consecuencia de lo anterior se viene generando una mayor carga de trabajo en la manufactura de bienes de equipo (plantas de proceso), que ha llevado tanto al incremento de los precios de los equipos como

del costo de los materiales para su manufactura así también al aumento en los plazos de entrega de estos bienes.

De acuerdo a lo señalado en el párrafo anterior, se puede precisar que los índices de precios de los equipos y materiales para la industria química, se han incrementado a una tasa equivalente anual del orden de 6.8% en el reciente periodo de dic-2004 a jun-2007. Esta tasa se encuentra por encima del promedio de variación del índice de costo de construcción de una planta.

El reciente desbalance en la producción-demanda de acero ha impulsado el incremento del precio de este producto, el aumento del crudo influyo también en el aumento del precio del acero como se puede apreciar en el Gráfico 5.2. La mayor contribución productiva procedente de China, ha permitido revertir temporalmente esta situación, sin embargo aún se estima un panorama inestable para los siguientes años considerando el continuo aumento de la demanda. Asimismo, el costo de los materiales utilizados para la manufactura de los equipos se ha incrementado a una tasa promedio equivalente anual de entre 2.4% y en otros ha alcanzado el promedio anual de 37.2%.

Gráfico 5.2



- Tiempo de Entrega de los Equipos

La mayor dinámica del mercado de proyectos viene generando un segundo efecto importante expresado en los plazos para atender las órdenes de compra de la manufactura de equipos. En la medida que algunos de estos equipos puedan constituir una sección crítica en el proceso de construcción, un mayor precio y plazo de entrega, puede representar un efecto económico adverso en el análisis económico del proyecto y las expectativas para la puesta en marcha de la operación. Tal es el caso de reactores que en el periodo 2004-2007 el plazo de entrega se ha incrementado de 14 a 25 meses; asimismo en el caso de los compresores el mayor plazo de 13 a 19 meses, confirman que los efectos de la mayor demanda de manufactura y el tiempo que puede representar la atención de una orden de equipos.

- Nivel de Integración

Finalmente el mayor requerimiento de equipos y materiales para la ejecución y construcción de estos proyectos tienen un efecto directo sobre la capacidad de suministro de materiales para la manufactura de estos bienes. Las dificultades son mayores si se consideran bajo esquemas de contratación. Otro tema importante es la gran demanda de proyectos que se realiza a nivel mundial, originados por nuevas especificaciones en calidad de combustible y por el alto precio del combustible, es por ello la gran cantidad de proyectos correspondientes a conversión de fondos se vienen realizando y las compañías que se dedican al EPC no pueden darse abasto para la gran demanda de proyectos, más importante aún compañías que diseñan las unidades.

5.6 REQUERIMIENTO DE INSUMOS

El requerimiento de Insumos para las Unidades es el siguiente:

UNIDAD DE FLEXICOKING

Tabla 5.22. Requerimiento de Servicios Industriales

Agua de Enfriamiento, gpm	36719
Boiled feed water, m3/hr	128
Gas Natural,MMBTU/Hr	37
Vapor 600 psig klb/hr	19,06
Vapor 125 psig, klb/hr	-35,63
Energía Eléctrica, MWh/d	160
Condensado Producido, m3/hr	-72
Consumo de Aditivos y Químicos, US\$/d	3375

Fuente: Exxon Mobil

UNIDAD DE DELAYED COKING**Tabla 5.23. Requerimiento de Servicios Industriales**

Agua de Enfriamiento, gpm	722
Boiled feed water, m3/hr	20
Agua Dulce, gpd	101250
Gas Natural,MMBTU/Hr	136
Vapor 600 psig klb/hr	23,63
Vapor 125 psig, klb/hr	-9,66
Energía Eléctrica, MWh/d	138
Condensado Producido, m3/hr	-11
Consumo de Aditivos y Químicos, US\$/d	344

Fuente: Foster Wheeler**5.7 REQUERIMIENTO DE MANO DE OBRA**

El requerimiento de Mano de Obra para las Unidades asegurando un correcto funcionamiento:

UNIDAD DE FLEXICOKING

Cargo	Nº Empleados/Turno
Jefe de la Unidad	1
Ingeniero Sénior	3
Ingeniero Junior	2
Operador	6

Fuente: Propia**UNIDAD DE DELAYED COKING**

Cargo	Nº Empleados/Turno
Jefe de la Unidad	1
Ingeniero Sénior	3
Ingeniero Junior	2
Operador	10

Fuente: Propia

La diferencia entre la cantidad de operarios que requiere cada Unidad es debida a la disposición que se realizara del coque, para lo cual se requiere personal adicional para las actividades relacionadas.

5.8 VIDA ÚTIL DE LAS OBRAS, EQUIPOS E INSTALACIONES

En base a las experiencias tanto de PETROPERU como por referencia de instalaciones similares en el extranjero, se estima que los equipos e instalaciones del proyecto tendrán una vida útil promedio de 20 años.

5.9 EVALUACIÓN TÉCNICA ENTRE FLEXICOKING Y DELAYED COKING

<u>Rendimientos de Unidades</u>					
Unidad de Flexicoking			Unidad de Delayed Coking		
Producto	% Peso	% Volumen	Producto	% Peso	% Volumen
GLP	3,6	-	GLP	4,1	-
Gasolina	14,3	20,0	Gasolina	15,5	22,18
Gasóleo Liviano	10,3	12,1	Gasóleo Liviano	15,7	19,46
Gasóleo Pesado	32,6	34,6	Gasóleo Pesado	27,8	30,91
Coque	1,6	-	Coque	32,1	-
Gas de Bajo BTU	30,8	-	Gas de Bajo BTU	-	-

La unidad de Flexicoking produce 30,8% en peso de Flexigas (Gas de Bajo Poder Calorífico) y solo 1,6 % de coque, mientras que el Delayed Coking produce 32,1% en peso de coque. La diferencia de los rendimientos en GLP, Nafta, Gasóleo Liviano y Gasóleo Pesado de Coquificación por parte de las dos unidades no es muy considerable. El beneficio del Flexicoking radica en la producción del Gas de Bajo Poder Calorífico y solo producir el 5% de coque que produce el Delayed Coking.

Balance de Energía			
Flexicoking (MMBTU/hr)	1495	Delayed Coking (MMBTU/hr)	-180
Debido a la producción del Gas de Bajo Poder Calorífico, el Flexicoking entrega energía a la refinería, mientras que el Delayed Coking requiere de energía, la cual es entregada mediante el uso del horno de la unidad.			

Consumo de Gas Natural			
Unidad de Flexicoking		Unidad de Delayed Coking	
Gas Natural		Gas Natural	
MMBTU/hr	MMSCF/d	MMBTU/hr	MMSCF/d
37	0,888	136	3,264
El consumo de Gas Natural por parte del Delayed Coking es 3,67 veces mayor que el consumo de Gas Natural del Flexicoking, con lo cual se produce un ahorro de 8.00 MMUS\$ al año para la refinería, así como se asegura el suministro de Gas Natural para la Unidad, debido a la futura demanda para las unidades complementarias de Hidrotratamiento y Producción de Hidrógeno, se busca disminuir el uso del Gas Natural debido a la disminución de la oferta de Gas Natural por parte de la empresa de la zona.			

Calidad del Coque Producido			
Unidad de Flexicoking		Unidad de Delayed Coking	
Propiedades	Valor	Propiedades	Valor
Carbón, Wt%	93,3	Carbón, Wt%	90,94
Hidrógeno, Wt%	1	Hidrógeno, Wt%	3,60
Nitrógeno, Wt%	0,5	Nitrógeno, Wt%	1,58
Azufre, Wt%	1,3	Azufre, Wt%	3,87
Níquel + Vanadio, Wt%	3,1	Níquel + Vanadio, Wt%	3,317
El porcentaje de azufre en el coque producido por el Delayed Coking es de 3,87 % en peso y de 3,317 % en peso de Níquel y Vanadio, por lo cual no puede ser utilizado como combustible directamente.			

De acuerdo a la Evaluación Técnica se determina que la tecnología de Flexicoking es la más adecuada para la Refinería Talara, debido a que proporcionará Flexigas, el cual puede reemplazar parte del consumo de Gas Natural y proporcionar un importante ahorro en el consumo de Gas Natural. Por otro lado la baja producción de coque, que es solo el 5% del coque producido por el Delayed Coking, con lo cual no se tendrían problemas para el almacenaje y manipulación de coque.

CAPITULO 6.0

EVALUACIÓN ECONÓMICA

En el presente capítulo tiene por finalidad determinar cual de las dos tecnologías, Flexicoking y Delayed Coking, es la mejor desde el punto de vista económico, dado que en el anterior capítulo se determinó que técnicamente, el primer proceso ofrece mayores ventajas.

Para este fin se detallará la metodología adoptada para determinar la mejor opción económica para la instalación de una unidad de coquificación de residuales en la Refinería Talara.

6.1 VALORIZACIÓN DE LA MATERIA PRIMA

Para el precio del Residual de Vacío se propone como se muestra en la Tabla 6.1, en función de la gravedad °API. El Petróleo Industrial PI6 puede ser representado como un 73,59 % del Residual de Vacío y 26,41% del Material de Corte. Por lo tanto, esto nos servirá para proponer un precio tentativo al Residual de Vacío, al cual le aplicaremos un castigo de US\$ 20 por barril para realizar el ajuste respectivo.

Tabla 6.1. Material de Corte

Contenido	% Vol	cst @ 50oC	VBN	API	Kg/m3
Diesel	0	2,04	57,97	33,9	855,502
Kerosene	100	1,26	65,81	41,6	817,447
MEZCLA cst@50oC			65,81	41,6	817,447

Fuente: Propia**Tabla 6.2. Productos para Obtener Materia Prima como Mezcla según API**

PRODUCTOS	% Vol	API @ 60Of	Kg/m3	% Vol
Residual de Vacío	100-X	2,5	1055,972	73,59
Material de Corte	X	41,6	817,447	26,41
PI 6	100	11	992,982	100,00

Fuente: Propia

Despejando se obtiene el precio del residual de vacío en función del Material de Corte y PI 6.

6.2 VALORIZACIÓN DE PRODUCTOS DEL FLEXICOKING

Para fijar los precios de los productos involucrados, se muestra la Tabla 6.3, la cual contiene las calidades de los productos terminados y que serán comercializados, los cuales se relacionan con los combustibles que se comercializan en el mercado peruano con precios conocidos, que se tomara como referencia para poder fijar los precios de los productos terminados de la Unidad.

Tabla 6.3

CORRIENTE	API	G.Spc Kg/m3	S wt %	N wt %	CCR %
GLP (*)	121	560,4	-	-	-
Nafta	57	750,7	0,5	0	-
LKGO	26	898,4	1,9	0,2	-
HKGO	11	993,0	3	0,6	1,1
Flexigas	-	-	-	-	-
Offgas	-	-	-	-	-
Coke	-	-	-	-	-

Fuente: Propia

Tabla 6.4

ASUNCIONES	CORRIENTE
90 % c3/c4 y 10 % c1/c2	GLP (*)
85 de Octanaje	Nafta
68,79 % Diesel y 31,21 % PI 6	LKGO
PI 6	HKGO
134 BTU/SCF	Flexigas
10 % c3/c4 y 90 % c1/c2	Offgas
Uinta Basin 11,7000 BTU, 0,8 SO2	Coke

Fuente: Propia

PRODUCTOS PRINCIPALES

- GLP: Se asume que está conformado por 90 % C3/C4 y 10 % de C1/C2, castigo del 15%.
- Nafta: Se asume que la Nafta es una Gasolina de Octanaje 85 con 500 ppm de azufre (0.5 % de azufre) por la cual se aplicara un castigo del 30 % para el hidrotreatmento del combustible porque se debe comercializar gasolinas con 50 ppm de azufre según la Modificación del

Decreto Supremo N° 025-2005-EM que a partir del 1 de Enero del año 2010 entrará en vigencia.

- LKGO (Light Coker Gasoil): Tomando como referencia el grado API, se considera como una mezcla al 68,79 % diesel y 31.21 % PI6 la cual se muestra en la Tabla 6.5.

Tabla 6.5. Determinación de Mezcla LKGO

PRODUCTOS	% Vol	API @ 60oF	Kg/m3	% Vol
Diesel No2	100-X	33,9	855,502	68,79
PI 6	X	11	992,982	31,21
LKGO	100	26	898,413	100,00

Fuente: Propia

Por lo tanto el precio de este producto, será de manera proporcional al porcentaje de esta combinación. Pero se le impone un castigo del 40 % por motivos del hidrotratamiento del producto por contener 1900 ppm (1.9 % de azufre) y se debe comercializar Diesel N°2 producido en Perú con 50 ppm de azufre según la Modificación del Decreto Supremo N° 025-2005-EM.

- HKGO (Heavy Coker Gasoil): Tomando como referencia la gravedad °API, se considera como PI6 según la Tabla 6.6.

Tabla 6.6. Determinación de Mezcla HKGO

PRODUCTOS	% Vol	API @ 60oF	Kg/m3	% Vol
Diesel No2	100-X	33,9	855,502	0,00
PI 6	X	11	992,982	100,00
LKGO	100	11	992,982	100,00

Fuente: Propia

El HKGO presenta 3000 ppm de azufre (3 % de azufre) se le aplica un castigo del 10% debido a que cumple con los límites de contenido de azufre del PI-6 y PI-500 de 3500 ppm de azufre según en la Norma Técnica Peruana 321.002 para las Especificaciones de Petróleos Industriales.

SUB-PRODUCTOS

- Gas de Bajo Poder Calorífico: Se disminuye en 15% del precio (US\$) por MMBTU que se tiene por el Gas Natural según los indicadores.
- Coque: Se asume un precio igual al 30% del precio del carbón Uinta Basin.

PRECIO DE REFERENCIA

Los precios en el mercado peruano de los combustibles se utilizan de referencia para fijar los precios de los productos terminados de esta unidad de procesos, se presenta en la Tabla 6.7, que son los precios de Paridad de Importación de los combustibles que se les aplicará un castigo por motivos correspondientes a la calidad (elevado porcentaje de contaminantes).

Tabla 6.7. Precios de Productos en Mercado Nacional que Intervienen en la Evaluación

22/10/2008	Kerosene	GLP	Nafta	Diesel	PI 6	LKGO (*)	HKGO (**)	Coke (***)
Marcador Internacional	87,57	39,90	64,58	85,05	52,50	74,89	52,50	0,00
Diferencial	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Precio FOB (Libre a bordo)	87,57	39,90	64,58	85,05	52,50	74,89	52,50	0,00
Flete	3,92	6,90	3,62	4,06	3,40	3,85	3,40	0,00
Margen Trader	2,01	1,80	1,31	1,93	1,28	1,73	1,28	0,00
Seguro	0,29	0,19	0,24	0,27	0,18	0,24	0,18	0,00
Precio CIF (Costo Seguro Flete)	93,79	48,79	69,75	91,31	57,36	80,71	57,36	0,00
Ad Valorem	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Costo Ex-Aduana	93,79	48,79	69,75	91,31	57,36	80,71	57,36	0,00
Gastos de Inspeccion	0,08	0,35	0,08	0,05	0,15	0,08	0,15	0,00
Costo Puerto	0,00	0,15	0,15	0,15	0,15	0,15	0,15	0,00
Costos Financieros	0,00	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,00
Paridad Ex-Refineria	93,87	49,59	70,28	91,81	57,96	81,24	57,96	0,00
Throughput	1,36	1,36	1,36	1,36	1,36	1,36	1,36	0,00
Margen Comercial/Ventas	1,55	1,00	3,00	1,70	3,00	2,11	3,00	0,00
Paridad ExRefinerias	96,78	51,95	74,64	94,87	62,32	84,71	62,32	0,00
Alicutas de Osinerg	0,62	0,34	0,57	0,57	0,33	0,50	0,33	0,00
Paridad de Importación	97,40	52,29	75,21	95,44	62,65	85,21	62,65	73,00

(*) LKGO se asume como una conformación de Diesel No2 (68.79 %) y de PI 6 (31.21 %)

(**) HKGO se asume como una conformación de PI 6 (100 %) y de Diesel 2 (0 %)

(***) El Precio del Coque se encuentra en \$/tonelada

Fuente: Propia

VALORIZACIÓN DE MATERIA PRIMA Y PRODUCTOS

Los marcadores utilizados son el WTI para el Crudo y Henry Hub para el Gas Natural según la Tabla 6.8.

Tabla 6.8

Marcadores		
Marcador de Crudo (S/BBL)	WTI	66,92
Marcador Gas Natural (\$/MMBTU)	Gas Natural Henry Hub	9,20

Fuente: Propia

Para el precio de la materia prima o carga para la unidad, será una mezcla de Petróleo Industrial N6 y Kerosene como se explicó anteriormente para el precio de la materia prima, a ello se le hace un ajuste de calidad, los resultados se muestran en la Tabla 6.9.

Tabla 6.9

Materia Prima o Carga a la Unidad		\$/BBL
Crudo Mezcla	Precio	48,08
PI 6 (1)	Precio	52,50
Kerosene (2)	Precio	87,57
Residual de Vacío en función de 1 y 2	Precio	39,92
Diferencia Crudo Mezcla/Residual Vacío		-8,16
Ajuste por contenido de azufre u otros	Diferencia	-25,00
Precio de Materia Prima		24.92

Fondo de vacío por gravedad es:

$$PI6 = (73.59 \% R.V + 26.41 \% Kero)$$

Fuente: Propia

Para el precio de los productos y subproductos, como lo hemos explicado en el capítulo se presenta los combustibles o mezcla de combustibles más referencial con calidades que se asemejen a los productos.

Tabla 6.10

Referencia		
GLP	Precio	52,29
Nafta	Precio	75,21
LKGO	Precio	85,21
HKGO	Precio	62,65
Coke	Precio	73,00
Gas Bajo Poder Calorífico vs G.Natural	Precio	9,20
Ajuste de Calidad a Productos		
GLP	Diferencia	-15%
Nafta	Diferencia	-30%
LKGO	Diferencia	-40%
HKGO	Diferencia	-30%

Coke	Diferencia	-70%
Gas Bajo Poder Calorífico vs G.Natural	Diferencia	-15%
Precio de Venta de Productos		
		Nacional
GLP	US\$/BBL	44,45
Nafta 82	US\$/BBL	52,64
LKGO	US\$/BBL	51,12
HKGO	US\$/BBL	43,86
Coke	US\$/TON	21,90
Gas Bajo Poder Calorífico	US\$/MMBTU	7,82

Fuente: Propia

El precio de venta es el precio de los productos, una vez modificado los precios, debido al ajuste realizado de precios con la referencia a los precios de los productos que más se asemejan en el mercado nacional.

6.3 VALORIZACIÓN DE PRODUCTOS DEL DELAYED COKING

Para fijar los precios de los productos involucrados, se muestra en la Tabla 6.11, la cual contiene las calidades de los productos terminados y que serán comercializados en esta unidad, con la finalidad de relacionar estos productos terminados de la Unidad de Delayed Coking e identificar el combustible o mezcla de combustibles que se comercializan en el mercado peruano con un precio conocido, que se tomara como referencia para poder fijar un precio de estos productos terminados de esta Unidad.

Tabla 6.11

CORRIENTE	API	G.Spc Kg/m3	S wt %	N wt %	CCR %
GLP (*)	126,10	549,3	-	-	-
Nafta	60,8	735,8	0,73	0,0448	-
LKGO	34,6	852,0	1,279	0,1622	0,02
HKGO	17,5	949,5	2,126	0,4686	1,2
Offgas	-	-	-	-	-
Coke	-	-	-	-	-

Fuente: Propia

Los productos y subproductos poseen una menor calidad de los productos terminados comercializados, se aplicara un castigo para llevar a un precio razonable de la corriente intermedia, para realizar este ajuste, se determino las asunciones de calidad según la Tabla 6.12.

Tabla 6.12

ASUNCIONES	CORRIENTE
90 % c3/c4 y 10 % c1/c2	GLP (*)
82 de Octanaje	Nafta
Diesel N°2	LKGO
31,60 % Diesel y 68,40 % PI 6	HKGO
10 % c3/c4 y 90 % c1/c2	Offgas
Uinta Basin 11,7000 BTU, 0,8 SO2	Coke

Fuente: Propia

PRODUCTOS PRINCIPALES

- GLP: Se asume que está conformado por 90 % C3/C4 y 10 % de C1/C2, castigo 15%.

- Nafta: Se asume que la Nafta es una Gasolina de Octanaje 85 con 730 ppm de azufre (0.73 % de azufre) por la cual se aplicara un castigo del 30 % para el hidrotreatmento del combustible porque se debe comercializar gasolinas con 50 ppm de azufre según la Modificación del Decreto Supremo N° 025-2005-EM.
- LKGO (Light Coker Gasoil): Tomando como referencia el grado API, se considera como Diesel N°2 como se muestra en la Tabla 6.13.

Tabla 6.13. Determinación de Mezcla LKGO

PRODUCTOS	% Vol	API @ 60oF	Kg/m3	% Vol
Diesel No2	100-X	33,9	855,502	100,00
PI 6	X	11	992,982	0,00
LKGO	100	34,572	852,040	100,00

Fuente: Propia

Por lo tanto el precio de este producto, será Diesel N°2. Pero se le pone un castigo del 40 % por motivos del hidrotreatmento del producto por contener 1279 ppm (1.279 % de azufre) y se debe comercializar Diesel N°2 producido en Perú con 50 ppm de azufre según la Modificación del Decreto Supremo N° 025-2005-EM.

- HKGO (Heavy Coker Gasoil): Tomando como referencia el grado API, se considera una mezcla de 31,60 % Diesel N°2 y 68,40 % PI 6 según la Tabla 6.14.

Tabla 6.14. Determinación de Mezcla HKGO

PRODUCTOS	% Vol	API @ 60oF	Kg/m3	% Vol
Diesel No2	100-X	33,9	855,502	31,60
PI 6	X	11	992,982	68,40
LKGO	100	17,519	949,543	100,00

Fuente: Propia

El HKGO presenta 2126 ppm de azufre (2,126 % de azufre) por lo cual se aplica castigo del 10% debido a que cumple con los límites de contenido de azufre del PI-6 y PI-500 de 3500 ppm de azufre en la Norma Técnica Peruana 321.002 para las Especificaciones de Petróleos Industriales.

SUB-PRODUCTOS

- Coque: Se asume un precio igual al 30% del precio del carbón Uinta Basin

PRECIO DE REFERENCIA

Los precios en el mercado peruano de los combustibles se utilizan como referencia para fijar los precios de los productos terminados de esta unidad de procesos, se presentan en la Tabla 6.15, son los llamados precios de Paridad de Importación de los Combustibles y luego a estos, se aplicará un castigo correspondiente a la calidad (por porcentaje de contaminantes).

Tabla 6.15. Precios de Productos en el Mercado Nacional que Intervienen en la Evaluación

22/10/2008	Kerosene	GLP	Nafta	Diesel	PI 6	LKGO (*)	HKGO (**)	Coke (***)
Marcador Internacional	87,57	39,90	64,58	85,05	52,50	85,05	62,78	0,00
Diferencial	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Precio FOB (Libre a bordo)	87,57	39,90	64,58	85,05	52,50	85,05	62,78	0,00
Flete	3,92	6,90	3,62	4,06	3,40	4,06	3,61	0,00
Margen Trader	2,01	1,80	1,31	1,93	1,28	1,93	1,49	0,00
Seguro	0,29	0,19	0,24	0,27	0,18	0,27	0,21	0,00
Precio CIF (Costo Seguro Flete)	93,79	48,79	69,75	91,31	57,36	91,31	68,09	0,00
Ad Valorem	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Costo Ex-Aduana	93,79	48,79	69,75	91,31	57,36	91,31	68,09	0,00
Gastos de Inspeccion	0,08	0,35	0,08	0,05	0,15	0,05	0,12	0,00
Costo Puerto	0,00	0,15	0,15	0,15	0,15	0,15	0,15	0,00
Costos Financieros	0,00	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,00
Paridad Ex-Refineria	93,87	49,59	70,28	91,81	57,96	91,81	68,66	0,00
Throughput	1,36	1,36	1,36	1,36	1,36	1,36	1,36	0,00
Margen Comercial/Ventas	1,55	1,00	3,00	1,70	3,00	1,70	2,59	0,00
Paridad ExRefinerias	96,78	51,95	74,64	94,87	62,32	94,87	72,60	0,00
Alicuotas de Osinerg	0,62	0,34	0,57	0,57	0,33	0,57	0,41	0,00
Paridad de Importacion	97,40	52,29	75,21	95,44	62,65	95,44	73,01	73,00

(*) LKGO se asume como Diesel No2

(**) HKGO se asume como una conformación de PI (68,4%) 6 y Diesel N°2 (31,6%)

(***) El Precio del Coque se encuentra en \$/tonelada

Fuente: Propia

VALORIZACIÓN DE MATERIA PRIMA Y PRODUCTOS

Los marcadores más utilizados tanto para el petróleo, como para el Gas natural se muestran en la Tabla 6.8.

Para el precio de la materia prima o carga para la unidad, será una mezcla de Petróleo Industrial N°6 y Kerosene como lo hemos explicado anteriormente para el precio de la materia prima, a ello se le aplica un castigo por el ajuste de calidad, los resultados se muestran en la Tabla 6.9.

Para el precio de los productos y subproductos, como se explico en el capítulo, se presenta los combustibles o mezcla de combustibles más

referencial con calidades que se asemejen a los productos según la Tabla 6.16.

Tabla 6.16

Referencia		
GLP	Precio	52,29
Nafta	Precio	75,21
LKGO	Precio	95,44
HKGO	Precio	73,01
Coke	Precio	73,00
Gas Bajo Poder Calorífico vs G.Natural	Precio	9,20
Ajuste de Calidad a Productos		
GLP	Diferencia	-15%
Nafta	Diferencia	-30%
LKGO	Diferencia	-40%
HKGO	Diferencia	-30%
Coke	Diferencia	-70%
Gas Bajo Poder Calorífico vs G.Natural	Diferencia	-15%
Precio de Venta de Productos		
		Nacional
GLP	US\$/BBL	44,45
Nafta 82	US\$/BBL	52,64
LKGO	US\$/BBL	57,26
HKGO	US\$/BBL	51,11
Coke	US\$/TON	21,90
Gas Bajo Poder Calorífico	US\$/MMBTU	7,82

Fuente: Propia

Los precios de ventas son los precios de los productos, una vez modificados los precios, debido al ajuste realizado de precios con referencia a los precios de los productos que más se asemejan en el mercado nacional.

6.4 INVERSIÓN

UNIDAD DE FLEXICOKING

De la referencia que se tiene de la unidad de Flexicoking, en la Costa del Golfo en EEUU, a una capacidad de 22 kBbl/d (Miles de Barriles día) en el segundo cuarto del año 2006, el costo de la unidad de Flexicoking es 255 MMUS\$ (millones de dólares americanos). Para el escalamiento de la inversión se utilizó el Método del Exponente de Capacidad, realizando los siguientes cálculos:

Capacidad:	22,5	MBPD
Factor de Servicio:	0,97	
Capacidad Operativa:	23,2	MBPD
Inversión en límites de batería - "battery limits investment", I_1 <i>Datos Económicos (U.S Gulf Coast 2006)</i>		
Capacidad Producción:	22	MBPD
Inversión en Límites de Batería:	255	MMUS\$
Inversión para Octubre del 2008:		
$I_B = I_A \left(\frac{C_B}{C_A} \right)^F \frac{Index_B}{Index_A}$		
donde:		
B: Representa al 2008		
A: Representa a 2006		
I: Inversión		
C: Capacidad de planta		
F: Factor de Escalamiento	0,7	
Utilizando los Indices de Chemical Engineering Plant Cost Index :		
Index _B :	592.200	
Index _A :	486.700	
Calculando		
I _B :	322,2	MMUS\$
Inversión de la Unidad	322,2	MMUS\$

UNIDAD DE DELAYED COKING

De la referencia que se tiene de la unidad de Delayed Coking, en la Costa del Golfo en EEUU, a una capacidad de 22,5 kBbl/d (Miles de Barriles día) en el segundo cuarto del año 2005, el costo de la unidad de Delayed Coking es 228 MMUS\$ (millones de dólares americanos). Para el escalamiento de la inversión se utilizo el Método del Exponente de Capacidad, realizando los siguientes cálculos:

Capacidad:	22,5	MBPD
Factor de Servicio:	0,97	
Capacidad Operativa:	23,2	MBPD
Inversión en limites de batería - "battery limits investment", I ₁ <i>Datos Económicos (2 Q U.S Gulf Coast 2005)</i>		
Capacidad Producción:	22,5	MBPD
Inversión en Limites de Batería:	228	MMUS\$
Inversión para Octubre del 2008:		
$I_B = I_A \left(\frac{C_B}{C_A} \right)^F \frac{Index_B}{Index_A}$		
Donde:		
B: Representa Octubre 2008		
A: Representa a Junio 2005		
I: Inversión		
C: Capacidad de planta		
F: Factor de Escalamiento	0,7	
Utilizando los Indices de Chemical Engineering Plant Cost Index:		
Index _B :	592.200	
Index _A :	466.300	
Calculando		
I _B :	296,0	MMUS\$
Inversión de la Unidad	296,0	MMUS\$

6.5 COSTOS VARIABLES DE OPERACIÓN

Los costos variables de operación (costo variables unitarios), se han calculado a partir de información de los Costos Unitarios y Precios Base de Referencia de Servicios Industriales, Catalizadores y Otros en Límite de Batería del Proceso en Refinería Talara de PETROPERU publicados en las Bases del Proceso por Competencia Internacional N° PCI-001-2008 y por la información disponible por parte de los licenciantes según se resume en la Tabla 6.17.

Tabla 6.17. Costos Variables de Operación

Agua de Enfriamiento, US\$/galón	0,158
Agua Tratada, condensado o BFW, US\$/m3	5,678
Aire de Instrumentos, US\$/SCF	0,00154
Electricidad adquirida, US\$/KWh	0,074
Vapor 600, US\$/Ton	16,14
Vapor 125 psig, US\$/Ton	15,02
Vapor 65 psig, US\$/Ton	10,97
Agua Dulce Consumida, US\$/Mgal	11,97
Gas Natural, \$/MMBTU	9,2
Flexicoking - Consumo de Aditivos y Químicos, US\$/d	3375
Delayed Coking - Consumo de Aditivos y Químicos, US\$/d	344

Fuente: Propia

6.6 COSTOS FIJOS DE OPERACIÓN

Los costos fijos de operación incluyen los siguientes rubros: Mano de Obra de Operación, Supervisión y Mano de Obra de Oficina, Mantenimiento y Reparaciones, Suministros de Operación, Cargos de Laboratorio, Patentes y Derechos, Seguros, Impuestos Locales, General, Empacado, Almacén y

Depreciación.. Los cuales han sido determinados de acuerdo a los siguientes criterios:

- Mano de Obra de Operación (excluye mano de obra para mantenimiento que es incluido en el rubro Mantenimiento). El costo de Mano de Obra Directa requerida para la unidad en estudio se ha calculado en base a los resultados que se detalla en la Tabla 6.18.

Tabla 6.18

Cargo	Sueldo US\$/mes
Jefe de la Unidad	5000
Ingeniero Sénior	3500
Ingeniero Junior	1500
Operador	1000

Fuente: Propia

- Supervisión y Mano de Obra Oficina: Se ha calculado anualmente como el 15 % de la Mano de Obra de Operación
- Mantenimiento y Reparaciones: Se ha calculado anualmente como el 3 % de la inversión fija total.
- Suministros de Operación: Se ha calculado anualmente como el 10 % del Mantenimiento y Reparaciones.

- Cargos de Laboratorio: Se ha calculado anualmente como el 10 % de la Mano de Obra de Operación.
- Patentes y Derechos: Se ha calculado anualmente como el 6 % del Gasto Total
- Seguros: se ha calculado anualmente como el 0.4 % del Capital Fijo.
- Impuestos Locales: Se ha calculado anualmente como el 1 % del Capital Fijo.
- General, Empacado, Almacén: Se ha calculado anualmente como el 50 % de Mano de Obra de Operación + Supervisión y Mano de Obra Oficina + Mantenimiento y Reparaciones.
- Depreciación: Se ha calculado anualmente como el 5 % del Capital Fijo.

6.7 COMPOSICIÓN DE LA INVERSIÓN

6.7.1 INVERSIÓN FIJA DE UNIDADES

Mediante el Método de Índices de Costo se determino la inversión de las unidades en la Costo del Golfo para Octubre del 2008 como se determino en la sección 6.4, pero se requiere la inversión de las unidades en el Perú, para lo cual se utilizo el Método Factores de Costo para determinar el costo de la inversión fija de las unidades.

El monto total de la Inversión Fija para el Flexicoking es de 460,3 millones de Dólares de 2008 y 422.9 millones de Dólares de 2008 para el Delayed Coking, consistiendo como costos directos, 23% de costo del equipo, 10% costo de instalación de los equipos, 3% control e Instrumentación, 8% tuberías y accesorios, 3% material y equipo eléctrico, 6% edificios y estructuras, 3% delimitaciones, 13% servicios y facilidades, 1% terreno. Los costos indirectos están compuestos por 8% de ingeniería y supervisión, 9% gastos de construcción, 4% utilidad del contratista y 9% de contingencias.

En la Tabla 6.19 se detalla la Inversión Fija por rubros de costos directos y indirectos para la Unidad de Flexicoking y en la Tabla 6.20 se detalla la inversión para la Unidad de Delayed Coking.

Tabla 6.19 Inversión Fija de Unidad Flexicoking

INVERSIÓN FIJA		
COSTOS DIRECTOS (ACTIVO FIJO)	%	MMUS\$
1. COSTO DEL EQUIPO	23	105,9
2. COSTO DE INSTALACION DE LOS EQUIPOS	10	46,0
3. CONTROL E INSTRUMENTACIÓN	3	13,8
4. TUBERIAS Y ACCESORIOS	8	36,8
5. MATERIAL Y EQUIPO ELECTRICO	3	13,8
6. EDIFICIOS Y ESTRUCTURAS	6	27,6
7. DELIMITACIONES: PISTAS, VEREDAS, ETC	3	13,8
8. SERVICIOS Y FACILIDADES	13	59,8
9. TERRENO	1	4,6
Total de Activo Fijo	70	322,2
COSTOS INDIRECTOS (INTANGIBLES)		
1. INGENIERIA Y SUPERVISIÓN	8	36,8
2. GASTOS DE CONSTRUCCIÓN	9	41,4
3. UTILIDAD DE CONTRATISTA	4	18,4
4. CONTINGENCIAS	9	41,4
Total Intangibles	30	138,1
Total de Inversión Fija	100	460,3

Fuente: Curso de Economía de los Procesos – Emilio Porras

Tabla 6.20 Inversión Fija de Unidad Delayed Coking

INVERSIÓN FIJA		
COSTOS DIRECTOS (ACTIVO FIJO)	%	MMUS\$
1. COSTO DEL EQUIPO	23	97,3
2. COSTO DE INSTALACION DE LOS EQUIPOS	10	42,3
3. CONTROL E INSTRUMENTACIÓN	3	12,7
4. TUBERIAS Y ACCESORIOS	8	33,8
5. MATERIAL Y EQUIPO ELECTRICO	3	12,7
6. EDIFICIOS Y ESTRUCTURAS	6	25,4
7. DELIMITACIONES: PISTAS, VEREDAS, ETC	3	12,7
8. SERVICIOS Y FACILIDADES	13	55,0
9. TERRENO	1	4,2
Total de Activo Fijo	70	296,0
COSTOS INDIRECTOS (INTANGIBLES)		
1. INGENIERIA Y SUPERVISIÓN	8	33,8
2. GASTOS DE CONSTRUCCIÓN	9	38,1
3. UTILIDAD DE CONTRATISTA	4	16,9
4. CONTINGENCIAS	9	38,1
Total Intangibles	30	126,9
Total de Inversión Fija	100	422,9

Fuente: Curso de Economía de los Procesos – Emilio Porras

6.7.2 COSTOS DEL PRODUCTO (GASTOS DIRECTOS – GASTOS INDIRECTOS)

Una planta lleva asociada una serie de costos desde la materia prima, materiales, insumos, mano de obra, servicios (vapor, agua, electricidad, etc.), supervisión, almacenamiento, control de calidad, etc; la suma de todos estos costos se denominan costos de manufactura.

El costo de producción se distribuye entre el volumen de la producción, sea esta para ventas o para inventarios. El costo de materia prima, materiales e insumos es el correspondiente al volumen utilizado por el proceso productivo y no incluye las compras que se efectuaron para inventarios, estas últimas son consideradas el capital de trabajo.

Los productos que se venden se llevan sólo una parte de los costos de manufactura, a estos se denominan gastos de producción y es la fracción del costo de manufactura atribuible a los productos que se venden. La otra fracción de los costos de producción son atribuibles a los productos (en proceso o terminados) que van a inventarios y son reportados en el cuadro de capital de trabajo.

Los productos que se venden en adición al gasto de producción tienen los gastos generales o indirectos (administrativos y de ventas), estos gastos se cargan totalmente a los productos vendidos, lo que quiere decir

que los productos que van a inventarios no deben incluir gastos indirectos.

Cuando una empresa produce más de un producto, la dificultad en determinar el costo total de un producto está en distribuir correctamente los gastos generales.

A lo largo del tiempo se han desarrollado una serie de técnicas que tratan de aproximarse a la distribución correcta de los gastos generales o indirectos, con la finalidad de obtener el verdadero costo del producto, variable sumamente importante en la toma de decisiones en una empresa en marcha.

La técnica más adecuada es el método de costeo basado en actividades (ABC).

A continuación se detalla la estructura del costo del producto en ella se aprecia que este costo es la suma del costo de manufactura y de los gastos generales, donde el Capital de Trabajo se considera como 20% de la Inversión Fija, siendo la suma de la Inversión Fija más el Capital de Trabajo igual al Inversión del Capital Fijo Total.

Costo de ManufacturaGastos Directos

- Materia Prima
- Mano de Obra Operación
- Supervisión y Mano de Oficina (15% Mano de Obra Operación)
- Servicios Industriales y Productos Químicos

Mantenimiento y Reparaciones (3% Capital Fijo)

Suministros de Operación (10% Mantenimiento y Reparaciones)

Cargos de Laboratorio (10% Mano de Obra Operación)

Patentes y Derechos (6% Gasto Total)

Gastos Indirectos

- Generales, Empacado, Almacén (50% m.o.v + super + mnto)
- Impuestos Locales (1% Capital Fijo)
- Seguros (0.4% Capital Fijo)

Depreciación (5% Capital Fijo)

Gastos Generales

Gastos Administrativos (25 % Gastos Generales)

Gastos de Distribución y Ventas (10% Gastos Generales)

Investigación y Desarrollo (5% Gasto Total)

Fuente: Curso de Economía de los Procesos – Emilio Porras

En la Tabla 6.21 se detallan los cálculos realizados para el Costo del Producto para la Unidad de Flexicoking mientras que en la Tabla 6.22 se detallan los resultados para el Costo del Producto para la Unidad de Delayed Coking.

Tabla 6.21 Costo del Producto Manufactura del Flexicoking

PROYECTO	UNIDAD DE FLEXICOKING		
LOCALIZACIÓN	TALARA		
FECHA DE APLICACIÓN	22/10/2008		
CAPITAL FIJO, CFC	460		
CAPITAL TRABAJO, CWC	92		
INVERSIÓN CAPITAL TOTAL	552		
COSTOS		MMUS\$/AÑO	
COSTO MANUFACTURA			
GASTOS DIRECTOS			
MATERIAS PRIMAS			204
MANO DE OBRA OPERACIÓN			0,663
SUPERVISIÓN Y MANO OBRA OFICINA (10-20% mano obra operación)	15%		0,09945
SERVICIOS INDUSTRIALES Y PRODUCTOS QUÍMICOS			
AGUA DE ENFRIAMIENTO			3,049
AGUA TRATADA, CONDENSADO O BFW			2,755
AGUA DULCE			0,000
GAS NATURAL			2,945
VAPOR DE 600 PSIG			1,221
VAPOR DE 125 PSIG			-2,123
VAPOR DE 65 PSIG			0,000
ENERGIA ELECTRICA			4,333
CONSUMO DE ADITIVOS Y QUÍMICOS			1,232
TOTAL DE SERVICIOS INDUSTRIALES			13,412
MANTENIMIENTO Y REPARACIONES (2-10% capital fijo)	3%		13,810
SUMINISTROS DE OPERACIÓN (10-20% mantenimiento reparaciones)	10%		1,381
CARGOS DE LABORATORIO (10-20 % mano obra operaciones)	10%		0,066
PATENTES Y DERECHOS (0-6 % del gasto total)	6%		13,224
TOTAL A_{DME}			247
Costos Fijos		43	
Costos Variables		13,412	
GASTOS INDIRECTOS			
GENERALES, EMPACADO, ALMACEN (50-70% de m.o+superv.+mnto.)	50%		7,286
IMPUESTOS LOCALES (1-2% del capital fijo)	1,00%		4,603
SEGUROS (0,4-1,0% capital fijo)	0,40%		1,841
TOTAL A_{IME}			13,730
COSTO MANUFACTURA TOTAL (no incluye depreciación)			
		A _{ME}	261
DEPRECIACIÓN (5% capital fijo)		A _{BD}	23,016
GASTOS GENERALES (OVERHEAD)			
GASTOS ADMINISTRATIVOS (25% gastos generales)	25%		1,822
GASTOS DE DISTRIBUCIÓN Y VENTAS (10% gasto total)	10%		26
INVESTIGACIÓN Y DESARROLLO (5% gasto total)	5%		13
TOTAL A_{GE}			40,937
GASTO TOTAL ATE A _{TE}			325
COSTO MANUFACTURA COMO			
INGRESOS Y MARGEN			
INGRESOS POR VENTAS		A _S	380,05
GANANCIA ACTUAL NETA		A _{NP}	55,33
IMPUESTO RENTA		A _{IT}	30% 16,5990
GANANCIA NETA DESPUES IMPUESTO		A _{NNP}	38,73

Fuente: Curso de Economía de los Procesos – Emilio Porras

Tabla 6.22 Costo del Producto del Delayed Coking

PROYECTO	UNIDAD DE DELAYED COKING		
LOCALIZACIÓN	TALARA		
FECHA DE APLICACIÓN	22/10/2008		
CAPITAL FIJO, CFC	423		
CAPITAL TRABAJO, CWC	85		
INVERSIÓN CAPITAL TOTAL	508		
COSTOS		MMUS\$/ANO	
<u>COSTO MANUFACTURA</u>			
GASTOS DIRECTOS			
MATERIAS PRIMAS			204
MANO DE OBRA OPERACIÓN			0,807
SUPERVISIÓN Y MANO OBRA OFICINA (10-20% mano obra operación)	15%		0,1211
SERVICIOS INDUSTRIALES Y PRODUCTOS QUÍMICOS			
AGUA DE ENFRIAMIENTO			0,0599
AGUA TRATADA, CONDENSADO O BFW			0,445
AGUA DULCE			0,442
GAS NATURAL			10,948
VAPOR 600 PSIG			1,513
VAPOR 125 PSIG			-0,576
VAPOR 65 PSIG			0,000
ENERGIA ELECTRICA			3,722
CONSUMO DE ADITIVOS Y QUÍMICOS			0,126
TOTAL DE SERVICIOS INDUSTRIALES			16,681
MANTENIMIENTO Y REPARACIONES (2-10% capital fijo)	3%		12,688
SUMINISTROS DE OPERACIÓN (10-20% mantenimiento reparaciones)	10%		1,269
CARGOS DE LABORATORIO (10-20 % mano obra operaciones)	10%		0,081
PATENTES Y DERECHOS (0-6 % del gasto total)	6%		13,161
		TOTAL A_{DME}	249
		Costos Fijos	41
		Costos Variables	16,681
GASTOS INDIRECTOS			
GENERALES, EMPACADO, ALMACEN (50-70% de m.o.+superv.+mnto.)	50%		6,808
IMPUESTOS LOCALES (1-2% del capital fijo)	1,00%		4,229
SEGUROS (0.4-1.0% capital fijo)	0,40%		1,692
		TOTAL A_{IME}	12,729
COSTO MANUFACTURA TOTAL (no incluye depreciación)			
		A _{ME}	262
DEPRECIACIÓN (5% capital fijo)		A _{BD}	21,146
<u>GASTOS GENERALES (OVERHEAD)</u>			
GASTOS ADMINISTRATIVOS (25% gastos generales)	25%		1,702
GASTOS DE DISTRIBUCIÓN Y VENTAS (10% gasto total)	10%		26
INVESTIGACIÓN Y DESARROLLO (5% gasto total)	5%		13
		TOTAL A_{GE}	40,990
GASTO TOTAL ATE A _{TE}			324
COSTO MANUFACTURA COMO			
INGRESOS Y MARGEN			
INGRESOS POR VENTAS	A _S		355,51
GANANCIA ACTUAL NETA	A _{NP}		31,45
IMPUESTO RENTA	A _{IT}	30%	9,4354
GANANCIA NETA DESPUES IMPUESTO	A _{NNP}		22,02

Fuente: Curso de Economía de los Procesos – Emilio Porras

6.8 RENTABILIDAD A NIVEL PAIS

La evaluación de las Unidades de Flexicoking y Delayed Coking a Nivel País se ha realizado sin financiamiento en Moneda Constante (dólares constantes del 2009). El Valor Actual Neto Acumulado (VPNA) ha sido calculado con una Tasa de Descuento del 12 %.

Descripción	VPNA: Millones US\$ del 2009	TIR %	Pay Out	Relación B/C
Unidad de Flexicoking	55,7	13,84	14,4	1,22
Unidad de Delayed Coking	-45,5	10,32	-	1,17

Fuente: Propia

El VAN y TIR permiten apreciar que la Unidad de Flexicoking es económicamente conveniente a nivel país, porque se recupera la inversión en 14,4 años con una Tasa Interna de Retorno de 13,84 % y un Valor Actual Neto Acumulado de 55,7 MMUS\$. Mientras que para el Delayed Coking no se recupera la inversión, teniéndose una Tasa Interna de Retorno de 10,32 % menor que la tasa de descuento del 12 % y un Valor Actual Neto Acumulado de -45,5 MMUS\$.

6.9 RENTABILIDAD A NIVEL EMPRESA

La evaluación de las Unidades de Flexicoking y Delayed Coking a Nivel Empresa se ha realizado también en Moneda Constante (dólares constantes del 2009), considerando el pago de impuestos y el

financiamiento del 70 % de la inversión fija excluido impuestos. Para la determinación del VAN se utilizó una Tasa de Descuento del 12%.

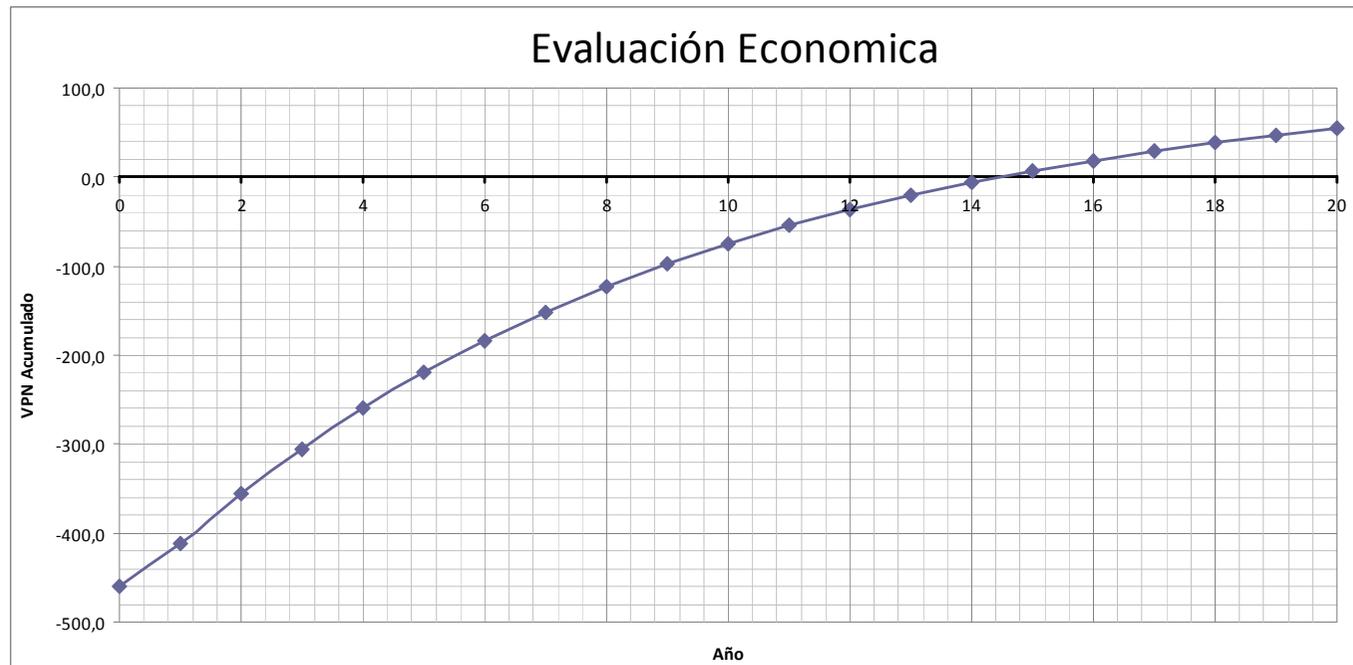
Descripción	VPNA: Millones US\$ del 2009	TIR %	Pay Out	Relación B/C
Unidad de Flexicoking	156,9	24,28	6,6	1,12
Unidad de Delayed Coking	47,5	15,99	12,4	1,07

Fuente: Propia

El VAN y TIR permiten apreciar que la Unidad de Flexicoking es económicamente conveniente a nivel empresa, porque se recupera la inversión en 6,6 años con una Tasa Interna de Retorno de 24,28 % y un Valor Actual Neto Acumulado de 156,9 MMUS\$. Mientras que para el Delayed Coking se recupera la inversión en 12,4 años, teniéndose una Tasa Interna de Retorno de 15,99 % y un Valor Actual Neto Acumulado de 47,5 MMUS\$.

Tabla 6.23. VPNA de la Evaluación Económica para Flexicoking

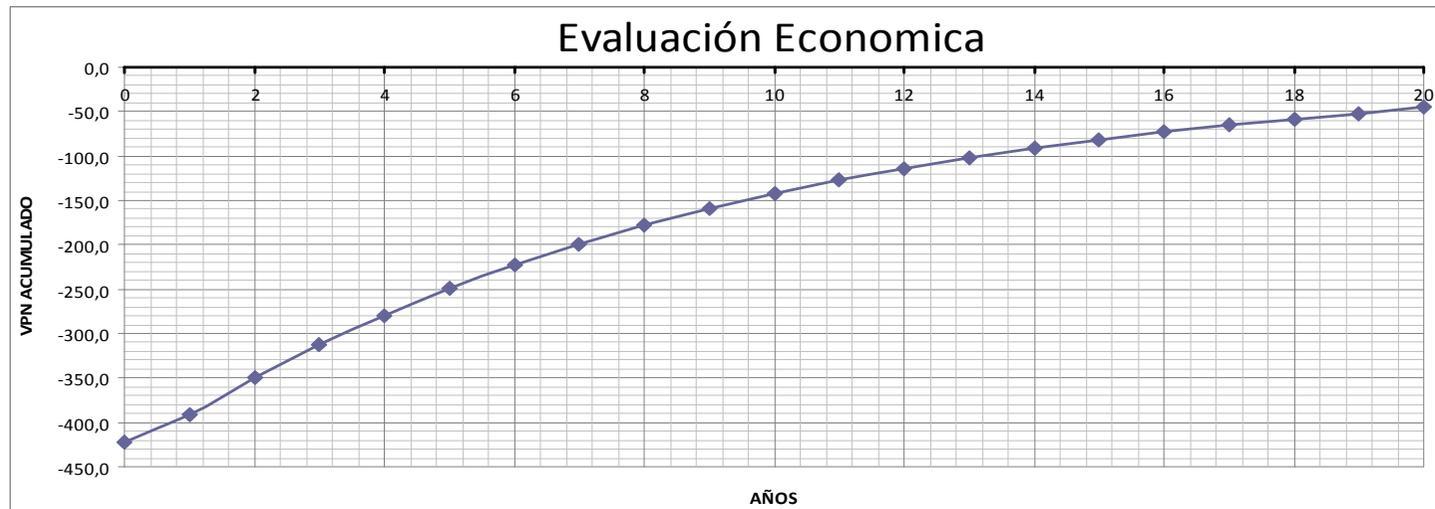
AÑOS	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	
VPN ACUMULADO	-460,3	-412,1	-355,6	-305,2	-260,1	-219,9	-184,0	-152,0	-123,3	-97,8	-75,0	-54,6	-36,4	-20,1	-5,6	7,3	18,9	29,2	38,4	46,6	55,7	
TIR	13,8																					



Fuente: Curso de Economía de los Procesos – Emilio Porrás

Tabla 6.24. VPNA de la Evaluación Económica para Delayed Coking

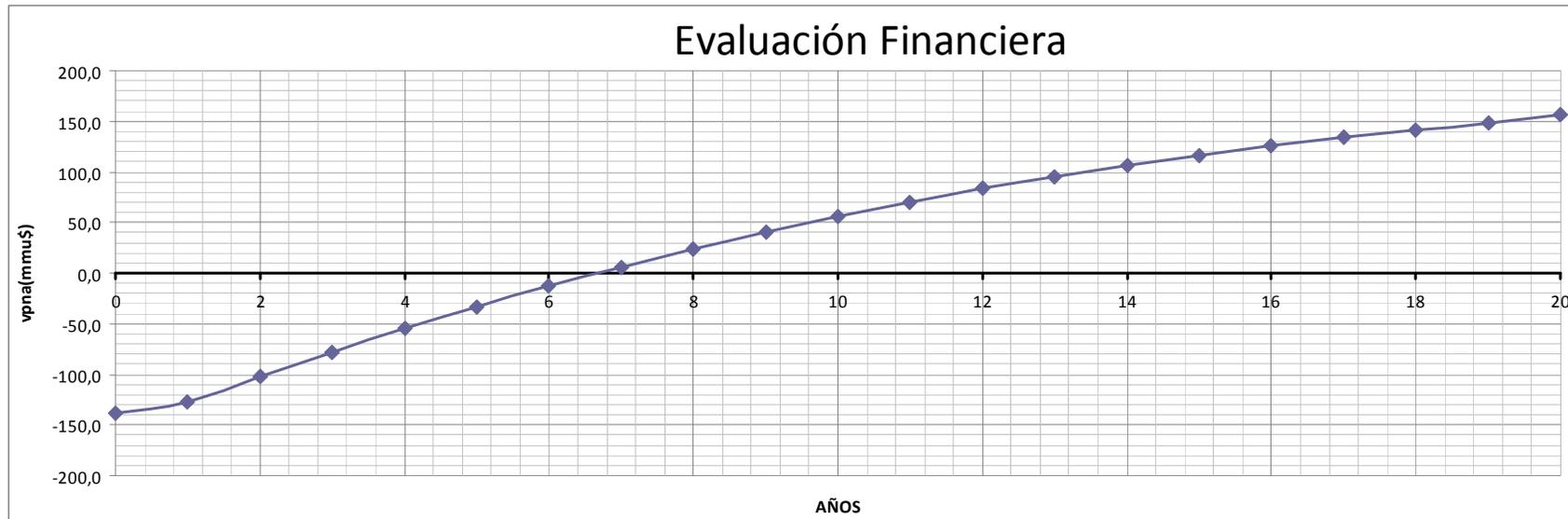
AÑOS	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	
VPN ACUMULADO	-422,9	-391,4	-349,7	-312,4	-279,2	-249,5	-223,0	-199,3	-178,1	-159,3	-142,4	-127,4	-114,0	-102,0	-91,3	-81,7	-73,2	-65,5	-58,7	-52,7	-45,5	
TIR	10,3																					



Fuente: Curso de Economía de los Procesos – Emilio Porras

Tabla 6.25. VPNA de la Evaluación Financiera para Flexicoking

AÑOS	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
VPN ACUMULADO	-138,1	-127,3	-102,3	-78,2	-55,2	-33,5	-13,0	6,1	24,0	40,6	56,0	70,2	83,3	95,4	106,4	116,5	125,8	134,2	141,9	148,8	156,9
TIR	24.28																				



Fuente: Curso de Economía de los Procesos – Emilio Porrás

Tabla 6.26. VPNA de la Evaluación Financiera para Delayed Coking

AÑOS	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
VPN ACUMULADO	-126,9	-129,7	-116,9	-103,9	-90,9	-78,2	-65,9	-54,0	-42,8	-32,1	-22,1	-12,7	-4,0	4,2	11,7	18,7	25,1	30,9	36,3	41,3	47,5
TIR	15,99																				



Fuente: Curso de Economía de los Procesos – Emilio Porras

Tabla 6.27. Relación Beneficio Costo (B/F) del Flexicoking

EVALUACION ECONOMICA																					
MMUS\$	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
FNF	-460,3	54,0	70,9	70,9	70,9	70,9	70,9	70,9	70,9	70,9	70,9	70,9	70,9	70,9	70,9	70,9	70,9	70,9	70,9	70,9	87,8
INGRESOS		380,1	380,1	380,1	380,1	380,1	380,1	380,1	380,1	380,1	380,1	380,1	380,1	380,1	380,1	380,1	380,1	380,1	380,1	380,1	380,1
EGRESOS	460,3	326,1	309,2	309,2	309,2	309,2	309,2	309,2	309,2	309,2	309,2	309,2	309,2	309,2	309,2	309,2	309,2	309,2	309,2	309,2	292,3
INGRESO/(1+TD)^J (ECONOMICA)		339,3	303,0	270,5	241,5	215,7	192,5	171,9	153,5	137,1	122,4	109,3	97,6	87,1	77,8	69,4	62,0	55,4	49,4	44,1	39,4
EGRESO/(1+TD)^J (ECONOMICA)		291,1	246,5	220,1	196,5	175,4	156,6	139,9	124,9	111,5	99,5	88,9	79,4	70,9	63,3	56,5	50,4	45,0	40,2	35,9	30,3
VPB	2838,8																				
VPC	2322,7																				
RELACION (B/C)	1,22																				

EVALUACION FINANCIERA																					
MMUS\$	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
FNF	-138,1	12,1	31,5	33,8	36,1	38,3	40,4	42,4	44,3	46,1	47,8	49,5	51,0	52,5	54,0	55,3	56,6	57,9	59,0	60,1	78,1
INGRESOS	0	380,1	380,1	380,1	380,1	380,1	380,1	380,1	380,1	380,1	380,1	380,1	380,1	380,1	380,1	380,1	380,1	380,1	380,1	380,1	380,1
EGRESOS	138,1	368,0	348,6	346,2	343,9	341,8	339,7	337,7	335,8	334,0	332,2	330,6	329,0	327,5	326,1	324,7	323,4	322,2	321,0	319,9	301,9
INGRESO/(1+TD)^J (FINANCIERA)		339,3	303,0	270,5	241,5	215,7	192,5	171,9	153,5	137,1	122,4	109,3	97,6	87,1	77,8	69,4	62,0	55,4	49,4	44,1	39,4
EGRESO/(1+TD)^J (FINANCIERA)		328,6	277,9	246,4	218,6	193,9	172,1	152,8	135,6	120,4	107,0	95,0	84,5	75,1	66,7	59,3	52,8	46,9	41,7	37,1	31,3
VPB	2838,8																				
VPC	2543,8																				
RELACION (B/C)	1,12																				

Fuente: Curso de Economía de los Procesos – Emilio Porras

Tabla 6.28. Relación Beneficio Costo (B/F) del Delayed Coking

EVALUACION ECONOMICA																					
MMUS\$	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
FNF	-422,9	35,3	52,3	52,3	52,3	52,3	52,3	52,3	52,3	52,3	52,3	52,3	52,3	52,3	52,3	52,3	52,3	52,3	52,3	52,3	69,3
INGRESOS		355,5	355,5	355,5	355,5	355,5	355,5	355,5	355,5	355,5	355,5	355,5	355,5	355,5	355,5	355,5	355,5	355,5	355,5	355,5	355,5
EGRESOS	422,9	320,2	303,2	303,2	303,2	303,2	303,2	303,2	303,2	303,2	303,2	303,2	303,2	303,2	303,2	303,2	303,2	303,2	303,2	303,2	286,2
INGRESO/(1+TD)^J (ECONOMICA)		317,4	283,4	253,0	225,9	201,7	180,1	160,8	143,6	128,2	114,5	102,2	91,2	81,5	72,7	64,9	58,0	51,8	46,2	41,3	36,9
EGRESO/(1+TD)^J (ECONOMICA)		285,9	241,7	215,8	192,7	172,0	153,6	137,1	122,4	109,3	97,6	87,2	77,8	69,5	62,0	55,4	49,5	44,2	39,4	35,2	29,7
VPB	2655,4																				
VPC	2278,0																				
RELACION (B/C)	1,17																				

EVALUACION FINANCIERA																					
MMUS\$	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
FNF	-126,9	-3,2	16,1	18,3	20,4	22,4	24,3	26,1	27,9	29,5	31,1	32,7	34,1	35,5	36,8	38,0	39,2	40,4	41,4	42,5	60,4
INGRESOS	0	355,5	355,5	355,5	355,5	355,5	355,5	355,5	355,5	355,5	355,5	355,5	355,5	355,5	355,5	355,5	355,5	355,5	355,5	355,5	355,5
EGRESOS	126,9	358,7	339,4	337,2	335,1	333,1	331,2	329,4	327,6	326,0	324,4	322,9	321,4	320,0	318,7	317,5	316,3	315,1	314,1	313,0	295,1
INGRESO/(1+TD)^J (FINANCIERA)		317,4	283,4	253,0	225,9	201,7	180,1	160,8	143,6	128,2	114,5	102,2	91,2	81,5	72,7	64,9	58,0	51,8	46,2	41,3	36,9
EGRESO/(1+TD)^J (FINANCIERA)		320,3	270,6	240,0	213,0	189,0	167,8	149,0	132,3	117,5	104,4	92,8	82,5	73,3	65,2	58,0	51,6	45,9	40,8	36,3	30,6
VPB	2655,4																				
VPC	2481,1																				
RELACION (B/C)	1,07																				

Fuente: Curso de Economía de los Procesos – Emilio Porras

6.10 ANALISIS DE SENSIBILIDAD

Con el propósito de evaluar la sensibilidad de la Unidad de Flexicoking a Nivel País, se realizaron variaciones en la inversión y valorización de los subproductos Coque y Flexigas. Los resultados obtenidos en cada caso de sensibilidad se muestran a continuación, resultando la rentabilidad satisfactoria a pesar que las condiciones extremas planteadas. En los acápite que siguen se resumen los resultados obtenidos.

6.10.1 INVERSIÓN

La inversión considerada en la Unidad de Flexicoking se incremento un 5%, 10% y 15%, obteniéndose los siguientes resultados:

Descripción	VAN Millones US\$ de 2009	TIR %
Inversión + 5 %	32.7	13.03
Inversión + 10 %	9.7	12.30
Inversión + 15%	-13.3	11.61

Fuente: Propia

De los resultados obtenidos podemos concluir que sigue siendo la Unidad de Flexicoking Atractiva, ya que en el caso más pesimista al 10% del aumento de la inversión, la rentabilidad continua siendo aceptable.

6.10.2 VALORIZACIÓN DEL SUB PRODUCTO: COQUE

La rentabilidad de la Unidad de Flexicoking no resultada afectada al disminuir el precio del coque en 10%, 30% 40% y 50% como se observa en los siguientes resultados:

Descripción	VAN Millones US\$ de 2009	TIR %
Precio del coque - 10%	56.0	13.84
Precio del coque - 30 %	56.5	13.86
Precio del coque - 40 %	56.8	13.87
Precio del coque - 50 %	57.0	13.88

Fuente: Propia

Como puede observarse, la variación en el precio del coque no afecta en gran medida al Valor Actual Neto Acumulado que en el caso base es de 55.7 MMUS\$ y a la Tasa de Retorno que en el caso base era de 13.84 %.

6.10.3 VALORIZACIÓN DEL SUB PRODUCTO: FLEXIGAS

Se disminuyo el precio del Flexigas los siguientes resultados:

Descripción	VAN Millones US\$ de 2009	TIR %
Precio del Flexigas - 5%	31.8	13.05
Precio del Flexigas - 10 %	7.8	12.26
Precio del Flexigas - 15 %	-16.1	11.46

Fuente: Propia

Como puede observarse, la variación en el precio del Flexigas afecta la rentabilidad de la unidad pero en el caso más pesimista continua siendo rentable con un VAN de 7.8 MMUS\$ y un TIR de 12.26 %.

CAPITULO 7.0

ANÁLISIS DE MERCADO DEL PETRÓLEO Y LOS COMBUSTIBLES CONVENCIONALES Y DEL COQUE

Con el fin de visualizar la situación actual y futura del mercado nacional de combustibles derivados del petróleo, para determinar la factibilidad de instalación de una Unidad de Conversión de Fondos de Crudos Pesados que permita satisfacer la demanda interna del país mediante el aumento de la producción de destilados medios a expensas de minimizar la producción de residuales, se presenta un análisis de los principales antecedentes y características.

7.1 CONSUMO HISTÓRICO DE LOS DERIVADOS DE LOS HIDROCARBUROS 1996 - 2007

La demanda real de los derivados de hidrocarburos en el mercado nacional ha cambiado con el correr del tiempo, realizaremos un recuento desde el año 1996 hasta 2007 se presenta en la Tabla 7.1

7.2 DEMANDA DE HIDROCARBUROS EN EL PERÍODO 2008 - 2020

La demanda de derivados de hidrocarburos líquidos, en el periodo 2008-2020, se presenta en la Tabla 7.2.

Tabla 7.1

VENTAS NACIONALES DE COMBUSTIBLES DERIVADOS DE LOS HIDROCARBUROS												
	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007
MBPD												
DIESEL 2	53,1	53,5	55,1	58,2	54,8	50,1	49,2	54,2	63,7	58,6	59,6	60,7
GASOLINAS	28,7	27,8	27,7	27,8	25,4	23	23,1	21,8	21,7	20	20,1	19,4
RESIDUALES	30,8	26,3	29	28,1	26,8	23,2	24,3	22,2	27	23,6	20	19,4
GLP	8,7	9,4	11,1	12,9	13,6	14,1	16,1	17,5	18,1	21,4	23,6	25,8
TURBO	9,8	9,4	9,2	8,4	8,4	9,5	4,3	3	2,9	2	4,5	4,7
KEROSENE	13,9	13,8	13,4	13,3	13,8	15,1	17,6	11,8	6,9	4,5	1,8	1,6
OTROS	4,0	6,5	3,8	6,6	6	6,8	5,6	4,5	4,7	4,1	4,5	4,5
HCS LIQUIDOS	149,1	146,7	149,7	155,2	148,8	141,9	140,2	135,1	145,1	134,2	134,2	136,1
GAS NATURAL	4	3,9	6,6	6,7	5,6	6	7,1	8,4	13,9	24,5	28,6	38,5
TOTAL HCS	153,1	150,6	156	161,9	154,4	147,8	147,3	143,5	159	158,7	162,8	174,6

Fuente: Ministerio Energía y Minas

Tabla 7.2

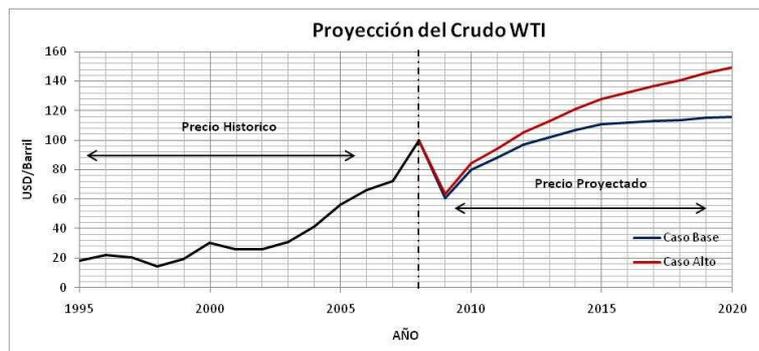
DEMANDA ESTIMADA DE COMBUSTIBLES DERIVADOS DE LOS HIDROCARBUROS EN EL MERCADO NACIONAL													
MBPD	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020
DIESEL 2	61,8	62,8	64,1	65,5	67	68,5	70,1	71,8	73,6	74,5	76	77,4	78,9
REQ BIODIESEL	0	1,3	1,3	3,3	3,4	3,4	3,5	3,6	3,7	3,7	3,8	3,9	3,9
GASOLINAS	18,7	18	17,4	16,8	16,2	15,6	15,1	14,6	14,1	13,3	12,7	12,1	11,6
REQ ETANOL	0	0	1,4	1,3	1,3	1,2	1,2	1,1	1,1	1	1	0,9	0,9
RESIDUALES	18,8	18,2	17,7	17,1	16,6	16	15,5	15	14,5	13,9	13,4	12,9	12,3
GLP	27,3	29	31	33	35,2	37,5	39,8	42,3	45	46,3	48,5	50,6	52,7
TURBO	4,8	5	5,2	5,4	5,6	5,8	6	6,3	6,5	6,6	6,8	7	7,2
KEROSENE	1,5	1,3	1,2	1,1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
OTROS	4,4	4,4	4,4	4,3	4,3	4,3	4,3	4,2	4,2	4,2	4,1	4,1	4,1
HCS LIQUIDOS	137,3	138,7	141	143,2	145,9	148,7	151,8	155,2	158,9	159,8	162,5	165,1	167,8
GAS NATURAL	43,7	49,1	67,3	95	101,4	110,6	118,5	128,8	138,8	154,2	166,2	178,2	190,2
TOTAL HCS	181	187,8	208,3	238,2	247,3	259,3	270,3	284	297,7	314	328,7	343,3	358

Fuente: Ministerio Energía y Minas

7.3 PROYECCIONES DE PRECIOS INTERNACIONALES

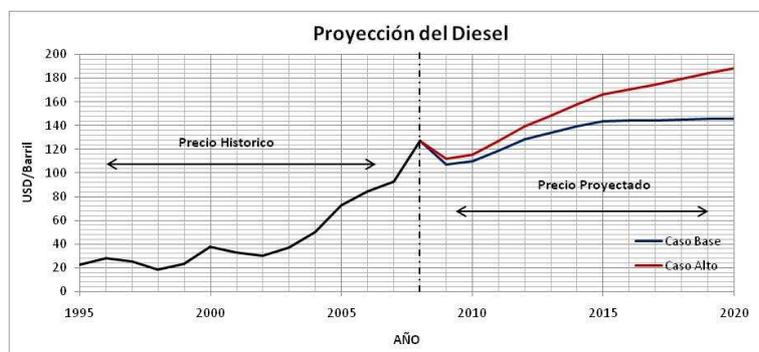
Se han tomado las proyecciones realizadas por la Energy Information Administration (EIA) para los precios internacionales del Crudo WTI y los combustibles líquidos, tomando un Caso Base y Caso Alto respectivamente como se muestra en los siguientes gráficos.

Gráfico 7.1



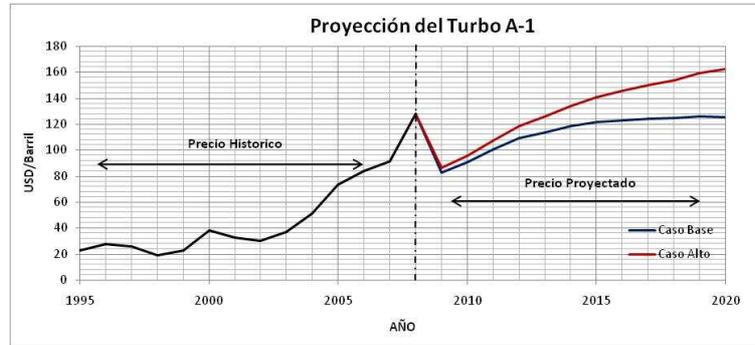
Fuente: Energy Information Administration

Gráfico 7.2



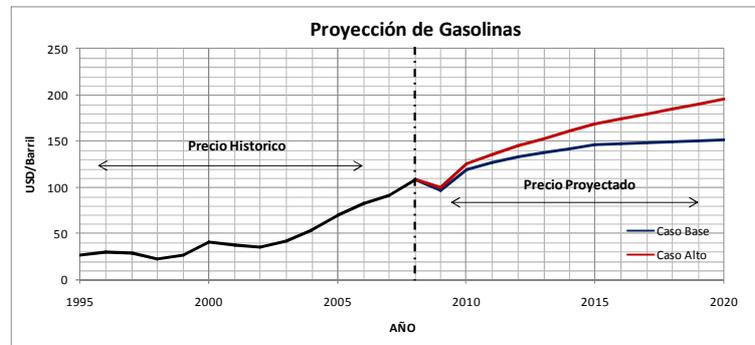
Fuente: Energy Information Administration

Gráfico 7.3



Fuente: Energy Information Administration

Gráfico 7.4



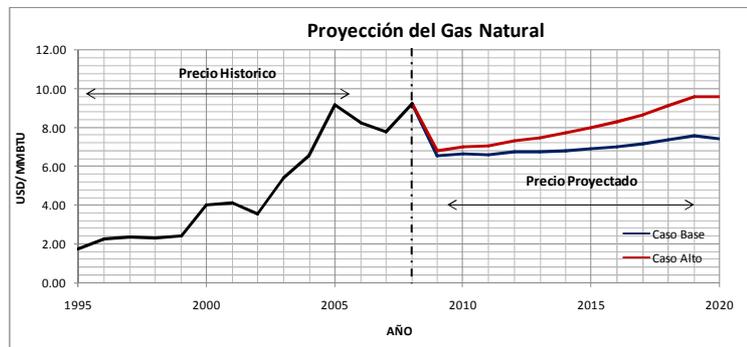
Fuente: Energy Information Administration

Gráfico 7.5



Fuente: Energy Information Administration

Gráfico 7.6



Fuente: Energy Information Administration

7.4 ANALISIS DE MERCADO DEL COQUE

7.4.1 INDUSTRIA DEL CEMENTO

El mercado local de cemento está compuesto principalmente por 6 empresas ubicadas estratégicamente en el territorio peruano. En el centro del país destaca Cementos Urna y Cementos Andinos del Grupo Rizo Patrón; en el sur, Cementos Yura y Cementos Sur del Grupo Rodríguez Banda, y en el norte, Cementos Pacasmayo y Cementos Selva del Grupo Hochschild.

Dado que no existe producción nacional de coque de petróleo, entre el período 2002-2008, la industria del cemento sólo importó efectivamente coque de petróleo entre los años 2004-2006.

Cementos Lima, la principal empresa del sector, fue la última en importar coque verde, pues desde junio de 2007, dicha empresa empieza a utilizar el gas natural (Camisea), como energía térmica en el proceso de fabricación de cemento, lo cual le ha permitido reducir emisiones de gases en más de un 30%, mejorando la calidad del aire del ambiente, y también le ha permitido optimizar sus costos energéticos de producción.

Tabla 7.3. Importación de Hulla Bituminosa y Coque de Petróleo sin Calcinar por parte de la Industria Cementera en el Perú (miles de Tonelada)

Producto	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008
Hulla Bituminosa							
Cemento Andino	0	0	0	54	82	92	92
Cementos Pacasmayo	87	44	59	91	89	90	82
Cementos Lima	0	254	294	304	72	159	65
Yura	55	49	45	38	62	59	56
Cementos Sur	39	18	44	25	52	53	0
Total Hulla Bituminosa	182	365	441	512	357	452	295
Coque de Petróleo sin Calcinar							
Cementos Lima	0	0	36	33	35	0	0
Cemento Sur	0	0	38	0	0	0	0
Cementos Pacasmayo	0	0	30	26	0	0	0
Yuta	0	0	39	0	0	0	0
Total Coque de Petróleo Sin Calcinar	0	0	143	60	35	0	0

Fuente: Superintendencia Nacional de Administración Tributaria-Aduanas-Perú

Tabla 7.4. Precio Promedio de Importación de Hulla Bituminosa y Coque de Petróleo sin calcinar por parte de la Industria Cementera en el Perú (US\$/TM)

Producto	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008
Hulla Bituminosa	46	45	65	94	79	94	157
Coque de Petróleo	0	0	41	54	58	0	0

Fuente: Superintendencia Nacional de Administración Tributaria-Aduanas-Perú

7.4.2 INDUSTRIA DE GENERACIÓN ELÉCTRICA

El parque del Sector de Generación Eléctrica está compuesto de 167 centrales hidráulicas y 252 centrales térmicas. El parque constituido por las empresas que entregan energía al Sistema Eléctrico Interconectado Nacional para atender la demanda, asciende a 135 centrales hidráulicas y a 121 centrales térmicas, mientras que el parque destinado a la generación de electricidad para uso propio, se encuentra conformado por 32 centrales hidráulicas y 131 térmicas.

La industria de generación eléctrica de origen térmico no consume coque de petróleo. El principal combustible del sector lo constituye el gas natural, cuya participación como fuente para la generación eléctrica paso de 26,9% en el 2007, a 31,9% en el 2008. Esto ha sido motivado por el precio del insumo (más barato frente al petróleo residual y al carbón, siendo menos volátil) y porque la inversión en este tipo de plantas es menor y toma menos tiempo frente a otros proyectos, como las hidroeléctricas.

Por lo tanto, el gas natural es a la fecha el principal combustible en la industria termoeléctrica, no habiendo espacio para la sustitución por coque de petróleo.

7.4.3 INDUSTRIA SIDERÚRGICA

La industria siderúrgica no utiliza coque de petróleo, sino principalmente coque metalúrgico, insumo indispensable en la fabricación del arrabio (fierro fundido primario) en el alto horno, y que se obtiene a partir de carbón mineral. Lo anterior explica los elevados niveles de importación de coque de hulla.

Sin embargo, hay que tener en cuenta que de acuerdo a la experiencia internacional, el sector siderúrgico puede utilizar en pocos volúmenes el coque de petróleo en la generación de calor en los altos-hornos.

No obstante, dicha utilización está restringida por el requerimiento técnico de que el combustible en cuestión debe poseer un bajo contenido de azufre en su composición.

A nivel internacional, en la siderurgia, el coque de petróleo no calcinado también se utiliza, en muy pocos volúmenes, en la inyección de finos de carbón a los altos hornos, sin embargo, la industria nacional no cuenta actualmente con este sistema.

Tabla 7.5. Importación de Productos de Hulla y de Coque de Petróleo por parte de la Industria Siderúrgica en el Perú

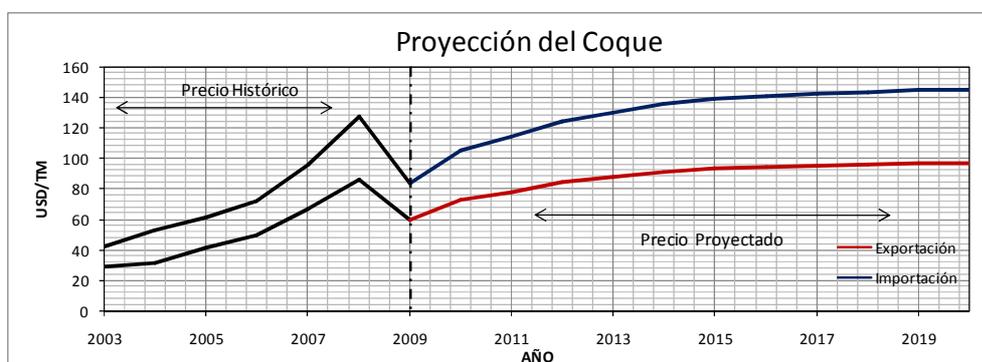
Productos	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008
Hulla (miles de TM)							
Aceros Arequipa	10	45	47	60	10	50	26
Total Hulla	10	45	47	60	10	50	26
Coque y semicoque de Hulla (miles de TM)							
Siderperú	210	184	244	179	276	258	229
Aceros Arequipa	0	0	0	0	0.02	0	0
Total Coque y semicoque de Hulla	182	365	441	512	357	452	295
Coque de Petróleo Calcinado (TM)							
Aceros Arequipa	63	42	42	0	0	0	0
Total Coque de Petróleo Calcinado	63	42	42	0	0	0	0

Fuente: Superintendencia Nacional de Administración Tributaria – Aduanas

7.4.4 Proyección de Precios de Coque de Petróleo

En la estimación, el precio del periodo 2015 - 2020 es superior al periodo 2009 - 2015, influenciado básicamente por el precio del petróleo.

Gráfico 7.7. Proyección de Precios Promedio del Petcoke (US\$/TM)



Fuente: Energy Information Administration

CAPITULO 8.0

8.1 CONCLUSIONES

1. La demanda de los residuales que incluye al Petróleo Industrial N°6 y 500 se estima que disminuirá entre el 2008 al 2020 en un 3,2% anual mientras que la demanda de Diesel en el mismo periodo aumentara en 2,1% anual, además los pronósticos de producción de crudo peruano indican un lento declive, presentándose una mayor disponibilidad a futuro de crudo extrapesado ($^{\circ}\text{API} < 14$). Los procesos de coquificación de residuales son uno de los más utilizados para la conversión de residuales en productos de mayor valor comercial proporcionando una solución a los inventarios de residuales en las refinerías.
2. La tecnología de Flexicoking convierte el 99% del coque producido en un gas de bajo poder calorífico, el cual puede ser utilizado en los hornos con la respectiva modificación de los quemadores en calentadores o calderas mientras que la tecnología del Delayed Coking produce coque como subproducto final.
3. El proceso de Delayed Coking consume 3.67 veces más Gas Natural que el proceso de Flexicoking, el cual produce Flexigas (Gas de Bajo Poder Calorífico) que puede ser utilizado como gas combustible, representando un ahorro de 8,00 MMUS\$ para la refinería al año.

4. En la Evaluación Económico – Financiera se determino lo siguiente:

Tabla 9.1. Rentabilidad a Nivel País

Descripción	VPNA: Millones US\$ del 2009	TIR %	Pay Out	Relación B/C
Flexicoking	55,7	13,84	14,4	1,22
Delayed Coking	-45,5	10,32	-	1,17

Fuente: Propia

La Unidad de Flexicoking es la más Rentable a Nivel País con un Valor Actual Neto Acumulado de 55,7 MMUS\$, una Tasa Interna de Retorno de 13,84 % y con una recuperación de la inversión en 14,4 años mientras que la Unidad de Delayed Coking tiene un Valor Actual Neto Acumulado de -45,5 MMUS\$, una Tasa Interna de Retorno del 10,32 % y no recupera la inversión en el periodo de evaluación.

Tabla 9.2. Rentabilidad a Nivel Empresa

Descripción	VPNA: Millones US\$ del 2009	TIR %	Pay Out	Relación B/C
Flexicoking	156,9	24,28	6,6	1,12
Delayed Coking	47,5	15,99	12,4	1,07

Fuente: Propia

Al analizar la Rentabilidad a Nivel Empresa se llego a la conclusión que la Unidad de Flexicoking es la más rentable debido a que presenta un Valor Actual Neto Acumulado de 156,9 MMUS\$, una Tasa Interna de Retorno de 24,28 % y se recupera la inversión en 6,6 años mientras que la Unidad de Delayed Coking tiene un Valor Actual Neto Acumulado de 47,5 MMUS\$,

una Tasa Interna de Retorno del 15,99 % y recupera la inversión en 12,4 años.

5. El contenido de azufre en los productos líquidos en la unidad de Flexicoking es para la Nafta de Coquificación de 500 ppm de azufre, el Gasóleo Liviano de Coquificación de 1900 ppm de azufre y el Gasóleo Pesado de Coquificación de 3000 ppm de azufre.

8.2 RECOMENDACIONES

1. La unidad de coquificación de residuales deberá localizarse en la Refinería Talara, la cual es la segunda refinería con mayor capacidad de procesamiento en el país y actualmente no cuenta con ninguna tecnología licenciada para la conversión de residuales de vacío, debido a su ubicación proporcionará una mayor flexibilidad para el procesamiento de crudo pesados procedentes del mercado ecuatoriano, demostrándose la disponibilidad del crudo Napo para abastecer este tipo de crudo a la Refinería Talara, la capacidad de la unidad de coquificación de residuales se determinó después de calcular el residual de vacío disponible en la refinería, resultando las siguientes capacidades:

Tabla 9.3. CAPACIDAD NOMINAL (DE DISEÑO)

Miles de Barriles por día de operación (MB/DO)

Unidades	Tamaño Inferior	Tamaño Medio	Tamaño Superior
Destilación Primara	62.00	95.00	120.00
Destilación al Vacío	36.60	56.00	70.80
Coquificación	14.70	22.50	28.40
Cracking Catalítico	22.90	34.60	44.30

Fuente: Propia

Se deberá seleccionar el tamaño medio, debido a que la capacidad del FCC no podrá ser mayor a 35,00 MBPD, sino se tendría que cambiar equipos importantes como el reactor y el regenerador por otros de mayor capacidad.

2. El manejo del coque sería un gran problema, debido al espacio requerido para el almacenamiento de las toneladas producidas a diario por el Delayed Coking, se determino en el estudio de mercado que el Coque no tiene posibilidades en el mercado peruano debido al cambio de la matriz energética al Gas Natural, el cual es una fuente limpia de energía a comparación del coque el cual contiene un alto porcentaje de azufre. Por lo cual la conversión en un sub-producto alternativo como el Gas de Bajo Poder Calorífico, ahorrará espacio en la planta y evitará la contaminación y un posible gasto de agua para la manipulación de coque y de cal para retirar los metales pesados que contiene para su utilización como combustible.

3. La producción de Gas Natural en el Nor-Oriente irá decreciendo con el paso del tiempo, por lo cual la demanda de Gas Natural de la Refinería Talara no será cubierta si se instala una unidad de Delayed Coking debido al mayor consumo en toda la refinería, mientras que la unidad de Flexicoking consumirá mucho menos Gas Natural y con el beneficio adicional de entregar Flexigas (Gas de Bajo Poder Calorífico) a la Refinería para su uso como Gas Combustible con lo cual se reduce significativamente la demanda de Gas Natural y la dependencia al mismo.
4. La inversión de las unidades es casi la misma 296 MMUS\$ para el Delayed Coking y 322.2 MMUS\$ para el Flexicoking pero en la evaluación económico – financiera se determinó que se deberá instalar una unidad de Flexicoking en la Refinería Talara debido a su mayor rentabilidad debido a la producción del Flexigas y de una mínima cantidad de coque
5. Se deberá instalar unidades de hidrosulfurización de diesel y gasolinas para cumplir con las nuevas especificaciones ambientales de 50 ppm de azufre, debido a que el Gasóleo Liviano de Coquificación y Nafta de Coquificación presentan un alto contenido de azufre así como de una unidad de recuperación y producción de azufre o ácido sulfúrico debido a los gases con contenido de H₂S generados por la hidrosulfurización del diesel y las gasolinas.

BIBLIOGRAFIA

1. ACOSTO, Ezequiel. *Curso sobre Procesos de Conversión de Fondos*. Lima 11, 12, 13, 14 de Diciembre del 2007.
2. AMERICAN PETROLEUM INSTITUTE. *Technical Data Book – Petroleum Refining Sixth Edition, April 1997*.
3. AUBOUDWAMET, Hussein, *La importancia del petróleo pesado*, Alberta, Canadá.
4. EXXON MOBIL REFINING & SUPPLY, *Flexicoking at ESSO Rotterdam, Aad Rooijmans*.
5. EXXON MOBIL REFINING & SUPPLY, *Rotterdam Flexicoker, Martin de Wit*.
6. FOSTER WHEELER, *Delayed Coking: Benefits & Economics of Canadian Crudes*.
7. GARY, James H. *Petroleum Refining Technology and Economics Fourth Edition*, USA: Marcel Dekker, Inc.
8. HYDROCARBON ENGINEERING, Paul W. Kamienski and Scoot F. Massenzio, Exxon Mobil Research & Engineering Company, USA, *Coking without the coke*, March 2008.
9. HYDROCARBON ENGINEERING, Robert B. Fedich and Glen E. Scheiner, Exxon Mobil Research and Engineering Company, USA, *discuss selective H₂S removal using FLEXSORB SE solvents*, Febrero 2008.
10. HYDROCARBON PUBLISHING COMPANY, *Evaluating opportunity crude processing*, Thomas N. Yeung.
11. HYDROCARBON PROCESSING, *Upgrade Refinery Residuals into Value added Products*, Junio 2006, pág 57-62.

12. JIMENEZ GUTIERREZ, Arturo. *Diseño de Procesos en Ingeniería Química*, España: Editorial Reverte, S.A.
13. MAPLES, Robert E. *Petroleum Refinery Process Economics 2nd Edition*. USA: Pennwells Corp.
14. MEYERS, Robert A. *Handbook of Petroleum Refining Processes Third Edition*, USA: Mc Graw Hill.
15. MINISTERIO DE ENERGÍA Y MINAS, *Anuario Estadístico de Hidrocarburos 2007*.
16. MINISTERIO DE ENERGÍA Y MINAS, *Balance Nacional de Energía 2006*.
17. MINISTERIO DE ENERGÍA Y MINAS, *Plan Referencial de Hidrocarburos 2007-2016*.
18. MONCADA, Luis. *Curso sobre Economía y Optimización de Procesos*. Universidad Nacional de Trujillo.
19. NASEEV, Serge. *Thermal and Catalytic Processes in Petroleum Refining*, USA: Marcel Dekker.
20. NAVARRO URIBE, Uriel. *Curso sobre Procesos y Tecnología de la Refinación del Petróleo*. Centro de Desarrollo Tecnológico del Gas, Lima Perú Octubre 2005.
21. PETERS, Max. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers Fourth Edition*, USA: Mc Graw-Hill International Editions.
22. PETROPERU, *Bases del Proceso por Competencia Internacional para la Elaboración de Tecnologías y Contratación de Licenciamiento y Diseño Básico de Procesos del Proyecto de Modernización de Refinería Talara*.
23. PETROPERU, *Curso de Economía de la Refinación y Procesos de Comercio Exterior del Año 2008*.

24. PETROPERU, *Folleto Informativo -2008 Proyecto de Modernización de Refinería Talara.*
25. PETROPERU, *Historia del Petróleo en el Perú*, Copé: Julio 2008.
26. PETROPERU, *Términos de Referencia para Elaboración de Propuesta Técnico – Económica de Licenciamiento y Diseño Básico del Proceso de Coquificación de Residuo de Vacío del Proyecto de Modernización Refinería Talara.*
27. PORRAS, Emilio. *Curso sobre Economía de los Procesos.*
28. PORRAS, Emilio. *Curso sobre Procesos de Refinación de Petróleo y Gas Natural.*
29. RIAZI, M.R. *Characterization and Properties of Petroleum Fractions*, USA: ASTM International Standards World Wide.
30. SAPAG CHAIN, Nassir. *Preparación y Evaluación de Proyectos Segunda Edición*, México: Mc Graw – Hill Interamericana México.
31. SPEIGHT, James G. *The Chemistry and Technology of Petroleum Fourth Edition*, USA: Marcel Dekker, Inc.
32. WAUQUIER, J.P. *Petroleum Refining Crude Oil*, Francia: Editions Technip.
33. WAUQUIER, J.P. *Refino del Petróleo*, España: Instituto Superior de la Energía (ISE).
34. WUITHIER, Pierre. *El Petróleo: Refinación y Tratamiento Químico*, Editorial: Reverte.

CONSULTAS A PÁGINAS WEB

1. Chemical Engineering
www.che.com
2. Dow Jones Index
www.djindexes.com
3. Energy Information Administration
www.eia.doe.gov
4. Exxon Mobil
www.exxonmobil.com
5. Foster Wheeler
www.fwc.com
6. Hydrocarbon Processing
www.hydrocarbonprocessing.com
7. Oil & Gas Journal
www.ogj.com
8. Ministerio de Energía y Minas
www.minem.gob.pe
9. Petroperu
www.petroperu.com.pe

ANEXOS

ANEXO A : GLOSARIO

ANEXO B : NOMENCLATURA

ANEXO A

GLOSARIO

GLOSARIO

Aromáticos: Hidrocarburos con una estructura de anillo, generalmente con un olor aromático distintivo y buenas propiedades solventes como el Benceno, Tolueno y Xileno (BTX).

Asfáltenos: son una familia de compuestos químicos orgánicos, resultan de la destilación fraccionada del petróleo crudo y representan los compuestos más pesados y por tanto, los de mayor punto de ebullición.

Barril (bbl): Una medida estándar para los combustibles. Un barril = 35 galones imperiales, 42 galones US, ó 159 litros.

Bitumen: Es una mezcla de líquidos orgánicos altamente viscosa, negra, pegajosa, completamente soluble en disulfuro de carbono y compuesta principalmente por hidrocarburos aromáticos policíclicos.

Catalizador: Sustancia que cambia o altera la velocidad de reacción y permanece sin alterarse químicamente.

Conversión Profunda: Procesos utilizados en la refinación del petróleo para la conversión de las fracciones más pesadas llamadas residuales en productos más ligeros de mayor valor comercial.

Coque: Producto sólido, muy cargado de carbono, de densidad próxima a 1.2, color entre pardo oscuro y gris negro y estructura celular o granular (sirve para

la fabricación de electrodos de grafito artificial, abrasivos, pigmentos, y como combustible). Existen muchas empresas cuya materia prima es coque en piedra y el producto es coque con un diámetro de partícula muy pequeño.

Craqueo: El craqueo es un proceso químico por el cual se quiebran moléculas de un compuesto produciendo así compuestos más simples.

Crudo Brent: Es un petróleo ligero, aunque no tanto como el West Texas Intermediate (WTI). Contiene aproximadamente un 0,37% de sulfuro, siendo así considerado como petróleo dulce, aunque tampoco es tan dulce como el WTI. El Brent es ideal para la producción de gasolina. Se suele refinar en los países de Europa Nor-Occidental, pero cuando los precios de mercado son lo suficientemente bajos para exportarlo, las refinerías del área mediterránea y la Costa Este de EE. UU también lo procesan. Este tipo de petróleo es de los más pobres con respecto a su capacidad calorífica.

Crudo WTI: Es un promedio, en cuanto a calidad, del petróleo producido en los campos occidentales del estado de Texas (Estados Unidos). Se emplea como precio de referencia para fijar el precio de otros petróleos crudos producidos en medio oriente o el mar del Norte (Petróleo Brent).

Destilación: Es la operación de separar, comúnmente mediante calor, los diferentes componentes líquidos de una mezcla, aprovechando los diferentes

puntos de ebullición (temperaturas de ebullición) de cada una de las sustancias a separar.

Gas Natural: Es una mezcla de hidrocarburos, generalmente gaseosos presentes en forma natural en estructuras subterráneas. Consiste principalmente de metano (80%) y proporciones significativas de etano, propano y butano; también, alguna cantidad de condensado y/o aceite asociado con el gas.

Gasolina: Mezcla de hidrocarburos usado como combustible en automóviles y motocicletas, etc.

Gravedad API: La escala utilizada por el Instituto Americano del Petróleo para expresar la gravedad específica de los tipos de petróleo.

Hidrocarburo: Cualquier compuesto o mezcla de compuesto, sólido, líquido o gas que contiene carbono e hidrógeno como el carbón, petróleo crudo y gas natural.

Hidrotratamiento: Proceso que utiliza hidrógeno para liberar elementos no deseados (S, Cl, Va) de la estructura orgánica. Entre los más importantes está la hidrodeshulfurización.

Lecho Fluidizado: La fluidización es un proceso por el cual una corriente ascendente de fluido (líquido, gas o ambos) se utiliza para suspender partículas

sólidas. Desde un punto de vista macroscópico, la fase sólida (o fase dispersa) se comporta como un fluido, de ahí el origen del término "fluidización".

Líquidos del Gas Natural (LGN): Aquellos hidrocarburos provenientes de formaciones productivas de gas natural que son licuados en las instalaciones de campo o en plantas de separación de gas natural. Los líquidos del gas natural incluyen al etano, propano, butano y gasolina natural.

Nafta: Un rango de destilados más ligeros que el kerosene, utilizada como carga para la producción de gasolina para motores y para la industria química (p. ej. : para elaboración de etileno).

Número de Cetano: El número o índice de cetano guarda relación con el tiempo que transcurre entre la inyección del carburante y el comienzo de su combustión. Una combustión de calidad ocurre cuando se produce una ignición rápida seguida de un quemado total y uniforme del carburante.

Número de Octano: El número o índice de octano es una escala que mide la resistencia que presenta un combustible (como la gasolina) a detonar prematuramente cuando se comprime dentro del cilindro de un motor.

Patente: Es un conjunto de derechos exclusivos concedidos por un Estado a un inventor o a su cesionario, por un período limitado de tiempo a cambio de la divulgación de una invención.

Punto de Fluidez: El punto de fluidez es la mínima temperatura a la cual un producto derivado del petróleo fluye sin ser perturbado bajo la condición específica de la prueba.

Refinación: Es el proceso de purificación de una sustancia química obtenida muchas veces a partir de un recurso natural. Por ejemplo, el petróleo arderá generalmente en su estado natural, pero no puede ser utilizado directamente en los motores de combustión, debido a la presencia de residuos y la generación de subproductos.

Refinería: Es una planta industrial destinada a la refinación del petróleo, por medio de la cual, mediante un proceso adecuado, se obtienen diversos combustibles fósiles capaces de ser utilizados en motores de combustión: gasolina, gasóleo, etc. Adicionalmente, y como parte natural del proceso, se obtienen diversos productos tales como aceites minerales y asfaltos.

Viscosidad: Es la oposición de un fluido a las deformaciones tangenciales. Un fluido que no tiene viscosidad se llama fluido ideal, en realidad todos los fluidos conocidos presentan algo de viscosidad, siendo el modelo de viscosidad nula una aproximación bastante buena para ciertas aplicaciones.

ANEXO B

NOMENCLATURA

NOMENCLATURA

<i>BPD</i>	: Barriles por Día
<i>BTU</i>	: British Thermal Unit
<i>EIA</i>	: Energy Information Administration
<i>FCC</i>	: Craqueo Catalítico Fluído
<i>FOB</i>	: Free On Board
<i>GLP</i>	: Gas Licuado de Petróleo
<i>GNV</i>	: Gas Natural Vehicular
<i>HCO</i>	: Aceite Cíclico Pesado de Craqueo Catalítico Fluído
<i>HKGO</i>	: Gasóleo Pesado de Coquificación
<i>HVGO</i>	: Gasóleo Pesado de Vacío
<i>LCO</i>	: Aceite Cíclico Ligero
<i>LKGO</i>	: Gasóleo Liviano de Coquificación
<i>LVGO</i>	: Gasóleo Liviano de Vacío
<i>MMPCD</i>	: Millones de Pies Cúbicos Día
<i>MON</i>	: Motor Octane Number

PONA : Parafinas, Olefinas, Naftenos y Aromáticos.

RON : Research Octane Number

TBP : True Boiling Point

TIR : Tasa Interna de Retorno

UDP : Unidad de Destilación Primaria

UDV : Unidad de Destilación al Vacío

UFCC : Unidad de Craqueo Catalítico Fluido

VPNA : Valor Actual Neto Acumulado