

UNIVERSIDAD DE COSTA RICA  
FACULTAD DE INGENIERÍA  
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA

**ESTUDIO DE PRE-FACTIBILIDAD TÉCNICO Y FINANCIERO PARA EL  
ACONDICIONAMIENTO DE CALIDAD Y GASIFICACIÓN DE COQUE DE  
REFINERÍA PARA PRODUCIR UN GAS COMBUSTIBLE LIMPIO PARA USO  
DE LA REFINERÍA DE PETRÓLEO UBICADA EN MOÍN, LIMÓN**

PROYECTO DE GRADUACIÓN SOMETIDO A CONSIDERACIÓN DE LA ESCUELA  
DE INGENIERÍA QUÍMICA COMO REQUISITO FINAL PARA OPTAR POR EL  
GRADO DE LICENCIATURA EN INGENIERÍA QUÍMICA

**ESTEFANÍA CASTRO RIVAS**

CIUDAD UNIVERSITARIA RODRIGO FACIO


SAN JOSÉ, COSTA RICA

2013

Proyecto de graduación presentado ante la Escuela de Ingeniería Química de la Universidad de Costa Rica como requisito final para optar por el grado de Licenciatura en Ingeniería Química


Sustentante:  
Estefanía Castro Rivas

**COMITÉ ASESOR**



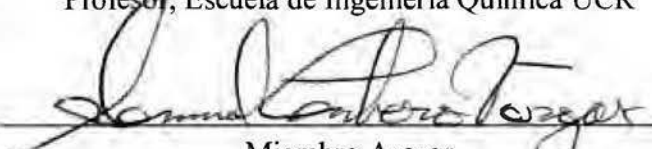
---

Presidente del Tribunal  
M.Sc. Ing. Adolfo Ulate Brenes  
Profesor, Escuela de Ingeniería Química UCR



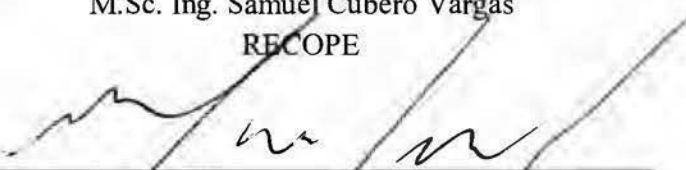
---

Director del Proyecto  
M.Sc. Ing. José Rubén Naranjo Sánchez  
Profesor, Escuela de Ingeniería Química UCR




---

Miembro Asesor  
M.Sc. Ing. Samuel Cubero Vargas  
RECOPE



---

Miembro Asesor  
Lic. José Alberto Carpio Solano, M.B.A  
Profesor, Escuela de Ingeniería Química UCR



---

Miembro Invitado  
Ing. Roberto Coto Rojas, M.B.A  
Profesor, Escuela de Ingeniería Química UCR

**CIUDAD UNIVERSITARIA RODRIGO FACIO**  
2012

## **DEDICATORIA**

A mis padres...

A quienes les debo todo lo que soy.

## AGRADECIMIENTOS

En primera instancia quiere agradecerle a mis padres. Gracias porque ustedes no solamente me brindaron apoyo durante todos los años que estuve estudiando, sino también la educación necesaria desde que ingresé a la escuela para comprender qué era el compromiso y la responsabilidad y por enseñarme que siempre podía ser mejor.

Con respecto al proyecto le debo infinitas gracias al profesor M.Sc. Ing. José Rubén Naranjo, sin su dirección y dedicación durante los meses que estuve realizando este trabajo los resultados no habrían sido los mismos.

Por otra parte gracias al Ing. Samuel Cubero por darme la oportunidad de laborar en RECOPE y creer en mí para la realización de este proyecto.

Adicionalmente gracias a los profesores Ing. Roberto Coto y Lic. Jose Alberto Carpio por sus aportes al proyecto y las mejoras sugeridas para el mismo.

De RECOPE quisiera agradecerle al Ing. Hanzel Rodríguez quien siempre estuvo anuente a brindar toda su ayuda durante el proyecto, en tanto que muchos de los detalles importantes del mismo fueron definidos gracias a él. Gracias también al Ing. Óscar Acuña (papá) por su ayuda y atención durante los momentos difíciles del proyecto así como también por colaborar con información de gran ayuda para la comprensión del estudio.

De SORESCO gracias al Ing. Luis Vargas, los primeros fundamentos teóricos del proyecto se establecieron gracias a su ayuda brindada.

Gracias a Ronald Chang-Díaz de Ad Astra, Francisco García Peña de ELCOGAS, Rolvin Salas e Irvan Vargas del TEC, Javier Orozco Canossa del ICE y Ricardo Soto Neira de ENAP Refinerías por la información crucial ofrecida durante el proyecto.

Y por último gracias a mi PP Group! Conformado por Oscar, Mauricio y Jeffrey, mejores amigos no pude haber tenido en la universidad y sin ustedes toda esta experiencia no habría sido lo mismo. Gracias a los que también colaboraron indirectamente y que por cuestiones de espacio no pude mencionar... ¡Gracias!

## RESUMEN

En el presente proyecto se realizó un estudio de prefactibilidad técnico y financiero sobre la gasificación del coque de petróleo para la producción de un gas combustible limpio capaz de sustituir el que será usado por RECOPE dentro del proyecto de modernización y ampliación de la refinería en Moín, Limón.

Para ello se inició con la evaluación de los gases combustibles alternativos que podrían utilizarse en la refinería y se encontró que resulta factible, reemplazar el gas licuado de petróleo o el gas natural que se propone en el proyecto original, por el gas de síntesis producido a partir de la gasificación.

Se investigó de igual forma cuál tecnología de gasificación resulta más apropiada para la gasificación del coque de petróleo bajo las condiciones y requerimientos deseados, resultando que el gasificador Texaco resultó ser el más conveniente.

A partir de una cotización de los fabricantes, se encontró que es posible producir 37500 Nm<sup>3</sup>/h de hidrógeno ó una potencia eléctrica neta igual a 45 MW, a partir de 576 t/día de coque disponible.

Finalmente en el estudio financiero se demostró que los proyectos donde se plantea producir energía eléctrica y producir hidrógeno no son rentables en este caso de escala pequeña. Para la producción de hidrógeno se obtuvo un TIR y un VAN no atractivos, con una inversión de capital fijo de 320,03 MM \$ y un capital de trabajo de 6,40 MM \$.

El TIR del proyecto resultó igual a 5%, con un VAN negativo de -103 MM \$ para una tasa de corte del 16%; donde las probabilidades de obtener un TIR superior a la tasa de corte son apenas del 0,8% y las probabilidades de tener un VAN positivo son del 13,9% con una sensibilidad sumamente alta ante las variaciones de la inversión de capital y el volumen de hidrógeno producido.

No se recomienda evaluar el proyecto a mayor profundidad, pues otras alternativas como trabajar con una alimentación mayor de coque de petróleo y con equipo usado y reconstruido son difíciles de implementar para casos de inversión pública.

## ÍNDICE GENERAL

	<i>Página</i>
DEDICATORIA.....	ii
AGRADECIMIENTOS .....	iii
RESUMEN.....	iv
ÍNDICE GENERAL .....	v
ÍNDICE DE CUADROS.....	viii
ÍNDICE DE FIGURAS.....	xi
INTRODUCCIÓN .....	1
CAPITULO 1: Aspectos teóricos .....	2
1.1. Generalidades sobre RECOPE .....	2
1.1.1. Proyecto de Modernización y Ampliación de la Refinería de Moín .....	3
1.1.2. Descripción del proceso .....	4
1.1.3. Unidad de coquización retardada .....	6
1.1.4. Coque .....	9
1.2. Gasificación.....	12
1.2.1. Tipos de gasificadores.....	15
1.2.2. Usos del gas de síntesis.....	18
CAPITULO 2: Análisis del mercado .....	21
2.1. Consumos de vapor, energía eléctrica e hidrógeno en las unidades de la modernización de la refinería.....	21
2.1.1. Energía eléctrica .....	23
2.1.2. Hidrógeno.....	27
2.1.3. Vapor.....	31
2.1. Gases combustibles disponibles en la refinería .....	32
2.2.1. Mercado del gas licuado de petróleo .....	32

2.2.2.	Mercado del gas natural .....	41
CAPÍTULO 3: Selección de tecnologías de gasificación .....		44
3.1.	Condiciones de operación y de la alimentación .....	44
3.1.1.	Temperatura.....	45
3.1.2.	Presión.....	45
3.1.3.	Alimentación .....	46
3.2.	Tecnologías para la gasificación.....	47
3.2.1.	Proceso Shell .....	47
3.2.2.	Proceso Prenflo.....	48
3.2.3.	Proceso Texaco.....	50
3.3.	Alternativas para el futuro: gasificación por plasma .....	51
3.4.	Comparación y selección del proceso de la tecnología de gasificación .....	53
CAPÍTULO 4: Definición del proceso .....		55
4.1.	Transporte del coque de petróleo.....	55
4.1.1.	Localización de la planta de gasificación .....	56
4.1.	Acondicionamiento del coque de petróleo para la gasificación .....	56
4.2.1.	Molienda .....	58
4.2.2.	Mezclado .....	60
4.2.	Gasificación.....	60
4.3.	Diagrama de flujo para gas de síntesis.....	61
CAPÍTULO 5: Balances de materia y balances de energía .....		64
5.1.	Balances de materia .....	64
5.2.	Balance de energía .....	66
5.3.	Dimensionamientos .....	68
CAPITULO 6: Análisis financiero .....		70
6.1.	Costo de los equipos .....	70

6.2.	Costo de la materia prima.....	72
6.3.	Precio de los productos .....	73
6.4.	Costo de mano de obra.....	74
6.5.	Costo de los servicios de planta.....	75
6.6.	Inversión de capital.....	75
6.7.	Costos anuales a capacidad plena .....	77
6.8.	Flujo de caja .....	79
6.9.	Punto de equilibrio.....	87
6.10.	Rentabilidad financiera.....	88
6.11.	Análisis de sensibilidad .....	89
6.11.1.	Variables .....	90
6.11.2.	Resultados del análisis de sensibilidad .....	91
6.12.	Análisis de riesgo .....	92
Capítulo 7: Conclusiones y recomendaciones .....		96
Bibliografía.....		98
Nomenclatura.....		103
Apéndices .....		104
A.	Datos experimentales .....	105
B.	Resultados intermedios .....	106
C.	Muestra de cálculo .....	109
C.1.	Diseño del tanque de mezclado .....	109
C.2.	Cálculo de la potencia del motor de agitación .....	110
Anexos.....		113



## ÍNDICE DE CUADROS

	<i>Página</i>
<b>Cuadro 1. 1</b> Especificaciones del coque en la unidad de coquización retardada .....	8
<b>Cuadro 1. 2</b> Caracterización de los tipos de coque y posibles usos .....	11
<b>Cuadro 2. 1</b> Desempeños de diferentes refinerías con gasificación integrada en ciclos combinados.....	23
<b>Cuadro 2. 2</b> Consumo de energía eléctrica para cada una de las unidades por día .....	26
<b>Cuadro 2. 4</b> Composición de la corriente de salida de la unidad de producción de hidrógeno en la refinería .....	29
<b>Cuadro 2. 5</b> Consumo de hidrógeno en cada una de las unidades.....	31
<b>Cuadro 2. 6</b> Consumo de vapor para cada una de las unidades .....	33
<b>Cuadro 2. 7</b> Compradores nacionales de gas licuado de petróleo .....	34
<b>Cuadro 3. 1</b> Modelos disponibles en el mercado de gasificadores de plasma (PEM) de InEn Tec .....	52
<b>Cuadro 3. 2</b> Modelos disponibles en el mercado de gasificadores de plasma de Westinghouse.....	52
<b>Cuadro 3. 3</b> Comparación de criterios para la selección de la tecnología de gasificación .	54
<b>Cuadro 5. 1</b> Materias primas ingresadas al simulador.....	65
<b>Cuadro 5. 2</b> Productos obtenidos de la simulación.....	65
<b>Cuadro 5. 3</b> Composición del gas de síntesis en base seca .....	66
<b>Cuadro 5. 4</b> Balance de materia según el diagrama de flujo de proceso .....	66
<b>Cuadro 5. 5</b> Requerimientos energéticos a partir de la simulación .....	67
<b>Cuadro 5. 6</b> Requerimientos energéticos para el equipo de molienda.....	67
<b>Cuadro 5. 7</b> Dimensiones para tanque de mezclado para 1 h de proceso .....	68
<b>Cuadro 5. 8</b> Datos obtenidos para el cálculo de la potencia del agitador .....	69

<b>Cuadro 6. 1</b> Costo de equipos necesarios para el proceso de sólidos.....	71
<b>Cuadro 6. 2</b> Costos directos y de inversión para la producción de hidrógeno y electricidad .....	72
<b>Cuadro 6. 3</b> Costos unitarios de la materia prima utilizada en el proceso .....	73
<b>Cuadro 6. 4</b> Costos anuales de materia prima .....	73
<b>Cuadro 6. 5</b> Producción anual del proceso.....	74
<b>Cuadro 6. 6</b> Costo anual de la mano de obra.....	74
<b>Cuadro 6. 7</b> Costo anual de servicios de planta.....	75
<b>Cuadro 6. 8</b> Estimación de la inversión de capital para la molienda.....	76
<b>Cuadro 6. 9</b> Estimación de la inversión de capital para la producción de hidrógeno.....	76
<b>Cuadro 6. 10</b> Estimación de la inversión de capital para la producción de energía eléctrica .....	77
<b>Cuadro 6. 11</b> Costos totales anuales de producción de hidrógeno al 100% de capacidad.	77
<b>Cuadro 6. 12</b> Costos totales anuales de producción de energía eléctrica al 100% de capacidad.....	78
<b>Cuadro 6. 13</b> Flujo de caja para la producción de hidrógeno a partir de la gasificación....	81
<b>Cuadro 6. 14</b> Flujo de caja para la producción de energía eléctrica a partir de la gasificación.....	84
<b>Cuadro 6. 15</b> Indicadores económicos para establecer la rentabilidad del proyecto.....	89
<b>Cuadro 6. 16</b> Distribuciones de probabilidad asignadas a cada variable.....	93
<b>Cuadro A. 1</b> Cantidad de coque de petróleo a obtener en la refinería a partir de la unidad de coquización retardada.....	105
<b>Cuadro A. 2</b> Producción de gas de síntesis, hidrógeno y energía eléctrica con base en la cotización de General Electric Company .....	105
<b>Cuadro A. 3</b> Producción de material vitrificado en base seca con base en la cotización de General Electric Company .....	105

<b>Cuadro A. 4</b> Composición del gas de síntesis en base seca con base en la cotización de General Electric Company .....	105
<b>Cuadro B. 1</b> Datos obtenidos en la determinación del punto de equilibrio para la producción de hidrógeno .....	106
<b>Cuadro B. 2</b> Datos obtenidos en la determinación del punto de equilibrio para la producción de energía eléctrica .....	107
<b>Cuadro B. 3</b> Datos obtenidos para el cálculo del precio de los equipos de molienda a partir del FOB considerando los aranceles en Costa Rica.....	108

## ÍNDICE DE FIGURAS

	<i>Página</i>
<b>Figura 1. 1</b> Diagrama de flujo de proceso de la coquización retardada.....	7
<b>Figura 1. 2</b> Pasos para la remoción del coque de los tambores .....	9
<b>Figura 1. 3</b> Coque de petróleo a) esponjoso, b) perdigón y c) de aguja.....	11
<b>Figura 1. 4</b> Diagrama simplificado del proceso de gasificación .....	14
<b>Figura 1. 5</b> Tipos de gasificadores.....	16
<b>Figura 1. 6</b> Esquema del proceso de gasificación a partir de energía solar .....	18
<b>Figura 1. 7</b> Aplicaciones del gas de síntesis y otros productos de la gasificación .....	19
<b>Figura 2. 1</b> Consumo de hidrógeno por sectores .....	28
<b>Figura 2. 2</b> Variación del precio del hidrógeno con respecto al precio del gas natural.....	30
<b>Figura 2. 3</b> Oferta de gas licuado de petróleo en Costa Rica .....	35
<b>Figura 2. 4</b> Oferta mundial de gas licuado de petróleo .....	36
<b>Figura 2. 5</b> Demanda de gas licuado de petróleo en Costa Rica .....	37
<b>Figura 2. 6</b> Demanda de gas licuado de petróleo en Costa Rica por sectores en el 2011 ...	37
<b>Figura 2. 7</b> Demanda mundial de gas licuado de petróleo .....	38
<b>Figura 2. 8</b> Demanda mundial de gas licuado de petróleo por sectores para el año 2010 ..	39
<b>Figura 2. 9</b> Precios del gas licuado de petróleo por litro en el mercado nacional .....	40
<b>Figura 2. 10</b> Proyección de ingresos por ventas de gas licuado de petróleo, coque y azufre .....	40
<b>Figura 2. 11</b> Oferta mundial del gas natural.....	41
<b>Figura 2. 12</b> Demanda del gas natural desde 1990 hasta el 2015.....	42
<b>Figura 2. 13</b> Precios del gas natural en Louisiana .....	43
<b>Figura 3. 1</b> Gasificador Shell.....	48
<b>Figura 3. 2</b> Gasificador Prenflo .....	49

<b>Figura 3. 3</b> Gasificador Texaco .....	51
<b>Figura 3. 4</b> Gasificador de plasma Westinghouse .....	53
<b>Figura 4. 1</b> Almacenamiento para el coque de petróleo.....	57
<b>Figura 4. 2</b> Banda transportadora para el traslado del coque de petróleo .....	58
<b>Figura 4. 3</b> Ubicación de la unidad de gasificación en la refinería.....	59
<b>Figura 4. 4</b> Proceso sugerido para la molienda.....	60
<b>Figura 4. 5</b> Agitador tipo turbina sugerido para el proceso de mezclado .....	60
<b>Figura 4. 6</b> Proceso de gasificación Texaco .....	61
<b>Figura 4. 7</b> Diagrama de flujo propuesto gas de síntesis .....	63
<b>Figura 5. 1</b> Dimensiones para tanque de mezclado .....	69
<b>Figura 6. 1</b> Punto de equilibrio para la producción de hidrógeno basado en los volúmenes de producción de GLP.....	87
<b>Figura 6. 2</b> Punto de equilibrio para la producción de energía eléctrica.....	88
<b>Figura 6. 3</b> Análisis de sensibilidad evaluando el TIR .....	92
<b>Figura 6. 4</b> Análisis de sensibilidad evaluando el VAN .....	92
<b>Figura 6. 5</b> Análisis de riesgo para la producción de hidrógeno en función del VAN, densidad de probabilidad.....	94
<b>Figura 6. 6</b> Análisis de riesgo para la producción de hidrógeno en función del VAN, probabilidad acumulativa .....	94
<b>Figura 6. 7</b> Análisis de riesgo para la producción de hidrógeno en función del TIR, densidad de probabilidad.....	95
<b>Figura 6. 8</b> Análisis de riesgo para la producción de hidrógeno en función del TIR, probabilidad acumulativa .....	95

## INTRODUCCIÓN

En las refinerías de conversión alta, como lo es la planteada en el proyecto de modernización de la refinería de RECOPE, se obtiene el coque de petróleo en lugar del búnker. El mismo es un subproducto con alto contenido de azufre y corresponde a la corriente de menor valor de la refinería.

Actualmente la importancia por realizar proyectos amigables con el medio han cobrado cada vez más fuerza, en tanto que los planes de gestión de los residuos y el tratamiento de las agua residuales son indispensables para llevar a cabo los mismos. Por esta razón la disposición del coque de petróleo resulta imprescindible que sea definida.

De los estudios técnicos del proyecto de modernización y ampliación de la refinería se ha encontrado que se esperan alrededor de 576 t por día de coque. Se ha planteado para que el mismo sea vendido a las cementeras, no obstante su disposición final no puede variar y por esta razón se han buscado tanto usos internos como externos para dicho subproducto.

Existe la opción de utilizar la gasificación, mediante la cual se obtiene un gas combustible limpio a partir de una materia prima como el carbón, el coque de petróleo e inclusive residuos municipales. Por esta razón en el presente proyecto se evaluará la obtención de dicho gas combustible a partir de una alimentación de coque de petróleo.

Dicho gas combustible puede tener diversas aplicaciones, como lo son la síntesis de productos químicos, hidrógeno y generación eléctrica. Se evaluarán aquellas opciones que suplan algunas necesidades de materias primas y requerimientos energéticos con el objeto de tomar un subproducto y darle un uso dentro de la refinería.

## **CAPITULO 1: Aspectos teóricos**

### **1.1. Generalidades sobre RECOPE**

El 28 de junio de 1963 RECOPE fue la primera empresa en ser declarada como la industria nacional dedicada a la refinación y producción de combustibles derivados del petróleo. Desde tal momento dicha empresa es la encargada de abastecer los combustibles y el asfalto a la población costarricense y señala como parte de sus objetivos estratégicos (RECOPE, 2010):

1. Desarrollar y mantener la infraestructura para asegurar el abastecimiento de combustibles en condiciones competitivas: puertos, refinería, (nueva y actual), sistema de distribución.
2. Asegurar el abastecimiento de petróleo y derivados, diversificando las fuentes, desarrollando alianzas y el uso de futuros.
3. Establecer una cultura empresarial orientada hacia la eficiencia y la simplificación de los procesos, para disminuir costos y gastos (\$/Bbl), de tal forma que los precios en Costa Rica sean los más competitivos del área, asegurando el suministro continuo y la calidad de los productos.
4. Desarrollar los proyectos y actividades de forma amigable con el ambiente y de manera que garanticen la sostenibilidad el uso racional de la energía y el establecimiento de medidas para mitigar la huella de carbono de RECOPE.
5. Consolidar la carrera laboral de RECOPE S. A. promoviendo una cultura de cumplimiento de metas objetivas, evaluación del desempeño y el desarrollo profesional, mediante el entrenamiento y la creación de la universidad virtual.
6. Desarrollar una cultura de servicio al cliente, para atender en forma oportuna y eficiente sus necesidades.
7. Promover la investigación y el desarrollo para incorporar fuentes de energía renovable y limpia a la matriz energética nacional, tales como biocombustibles, gas natural, hidrógeno y otros combustibles alternativos.
8. Desarrollar actividades operacionales, constructivas y administrativas bajo los estándares de seguridad de la industria petrolera.

Adicionalmente con el objetivo de mitigar los impactos ambientales, RECOPE se compromete con desarrollar actividades enfocadas en reducir y compensar tales alteraciones de manera tal que se contribuya con la conservación del ambiente nacional por lo que define las siguientes políticas (RECOPE, 2010):

1. El cumplimiento de las políticas y normativas legales en materia ambiental.
2. La gestión de sus residuos sólidos, líquidos y gaseosos.
3. El desarrollo de sus procesos con eficiencia energética
4. La mejora continua de la calidad de sus productos.
5. La incorporación y promoción del uso eficiente y las energías alternas a nivel nacional.
6. La compensación de impactos ambientales a nivel empresarial y contribuir en las acciones nacionales sobre el tema.

#### **1.1.1. Proyecto de Modernización y Ampliación de la Refinería de Moín**

El proyecto de la modernización y ampliación de la refinería en Moín nace como una necesidad de reducir la vulnerabilidad ante la demanda creciente de combustibles en la sociedad costarricense, en donde si bien se han buscado fuentes de energía alternativas, el abastecimiento de petróleo sigue dominando su matriz energética.

Dicho proyecto ha sufrido una serie de contratiempos y por esta razón la segunda etapa originalmente planteada no fue posible implementarla. Vale destacar que la primera etapa del proyecto surgió a la mitad de la década de los ochenta y llegó hasta el año 2007; comprendió la ampliación de la unidad de destilación atmosférica de 2385 m<sup>3</sup> a 3975 m<sup>3</sup> de petróleo por día en donde se eliminaron los cuellos de botella en la planta de concentración de gases, instrumentación y sistemas de control del proceso (RECOPE, 2012).

En la segunda fase se contempló llevar a cabo la ampliación de la unidad de hidrotratamiento de queroseno de 350 m<sup>3</sup> a 556 m<sup>3</sup> por día, así como también la transformación de la planta de hidrotratamiento y reformado catalítico en una isomerizadora de nafta liviana y finalmente, la instalación de unidades nuevas de hidrotratamiento, reformado catalítico de nafta, hidrotratamiento de diesel y recolectores de



sulfuro de hidrógeno y producción de azufre elemental, servicios industriales, etc. Sin embargo la segunda fase no se finalizó debido a que las ofertas recibidas triplicaban el monto presupuestado (RECOPE, 2012).

Por lo tanto para superar la segunda fase del proyecto SORESCO S.A. ha estado evaluando la factibilidad de la ampliación y modernización de la refinería en Moín. Dicha empresa se creó conjuntamente entre la Refinadora Costarricense de Petróleo (RECOPE) y *China National Petroleum Corporation International* (CNPCI) y determinará la viabilidad de ampliar la refinería de Moín de 166 m<sup>3</sup>/h hasta 400 m<sup>3</sup>/h (Ureña, 2012).

### **1.1.2. Descripción del proceso**

La refinería actual cuenta con un proceso de destilación primaria en el que se permiten petróleos variados desde 28,5 API a 39,7 API con un contenido de azufre del 1,5%. Su capacidad de procesamiento es de 166 m<sup>3</sup>/h de petróleo crudo. (RECOPE, 2012).

Cuenta con unidades de concentración de gases para procesar la nafta inestable y los gases totales, así como con unidades para hidrot ratamiento de queroseno, reformado de nafta, reducción de viscosidad, destilación al vacío, tratamiento cáustico para GLP y nafta ligera. Por otra parte cuenta con servicios para enfriamiento con agua, gases y aceites combustibles, tratamientos para el agua utilizada en la generación de vapor, energía eléctrica, aire comprimido, etc. (RECOPE, 2012).

El proceso propuesto para la nueva refinería finalmente se dimensionó para una capacidad límite de procesamiento de crudo de 10334 m<sup>3</sup> por día en donde se sigue contando con algunas de las unidades actuales y se añadirán unidades nuevas para lograr obtener productos con la cantidad y calidad deseada. Los procesos involucrados serán (RECOPE, 2012):

- Unidad de destilación atmosférica actual: en esta el crudo es bombeado desde los tanques de crudo liviano hasta los intercambiadores de calor de donde luego pasan al sistema de desaladores que también involucran una deshidratación. Seguidamente pasan al horno, después a la columna de pre-fraccionamiento en la cual los livianos se envían a una unidad de recuperación de livianos y el remanente a la torre de

destilación principal donde hay otras separaciones. Los residuos atmosféricos se envían a la unidad de destilación al vacío.

- Unidad de destilación atmosférica nueva: es similar al proceso descrito con anterioridad pero en esta los residuos se unen con los residuos de la unidad anterior y se envían a la unidad de destilación al vacío en la que se procesan y se obtiene una corriente gaseosa que será tratada posteriormente. Se obtiene una corriente intermedia de gasóleo pesado que se envía a la unidad de hidrocraqueo y el último residuo, los fondos, se envían a la unidad de coquización retardada de la que se obtienen productos como el GLP, nafta, diesel y gasóleo pesado que van a otras unidades de tratamiento; el residuo final es el coque que se almacena.
- Unidad nueva de hidrotratamiento de naftas: las naftas provenientes de las unidades de destilación atmosférica e hidrotadora de diesel se alimentan y se las hace reaccionar con hidrógeno para eliminar el azufre, nitrógeno, arsénico, plomo, cobre y otros componentes para que pueda enviarse la nafta liviana a la unidad de isomerización de naftas y la nafta pesada a la unidad de reformado catalítico.
- Unidad hidrotadora de queroseno actual: el queroseno proveniente de la primera unidad de destilación atmosférica es sometido a un proceso en el que se elimina el azufre y se obtiene  $H_2S$ , gas y Jet Fuel.
- Unidad nueva de reformado catalítico continuo: se alimenta con la nafta pesada de la hidrotadora y la nafta hidrocraqueada. Los componentes nafténicos de octanaje bajo se transforman a aromáticos de octanaje alto.
- Unidad nueva de hidrocraqueo: se rompen las moléculas en presencia del catalizador y se da una hidrogenación en donde los gasóleos pesados de las unidades anteriores se descomponen en componentes más pequeños, siendo el diesel el producto principal.
- Unidades nuevas de hidrógeno: se produce el hidrógeno requerido para la alimentación en las unidades de hidrosulfuración e hidrocraqueo.
- Unidad nueva de isomerización: transforma las parafinas lineales de índice de octano bajo en isoparafinas de índice de octano alto. Se alimentan naftas ligeras y las reacciones ocurren en presencia de un catalizador e hidrógeno.

- Unidad nueva de regeneración de aminas: elimina contaminantes ácidos del gas combustible y de las corrientes residuales gaseosas de los hidrotamientos. Las corrientes con sulfuro de hidrógeno se cargan en una torre de absorción de gases o de contacto de líquidos en donde el  $H_2S$  se disuelve en las corrientes líquidas, además las aminas se calientan y agotan con vapor para eliminar el sulfuro de hidrógeno y la amina pobre en ácido se recircula al proceso de absorción. El compuesto de azufre contenido en el líquido se envía a la unidad de recuperación de azufre.
- Unidad nueva de recuperación de azufre: mediante una combustión parcial de la corriente de  $H_2S$  y una reacción entre el dióxido de azufre y el  $H_2S$  en presencia de catalizador de alúmina se produce azufre elemental.
- Unidades de concentración de gases: hay una actualmente y se instalará otra adicional para recuperar los componentes livianos, GLP y gases de las diferentes unidades que los generan a partir de procesos de compresión y separación.
- Unidad despojadora de aguas amargas: se remueven contaminantes como el  $NH_3$  y  $H_2S$  y estos se envían a la unidad de recuperación de azufre. El agua obtenida se envía al desalador.
- Unidad nueva de desulfurización de gas y endulzado de GLP: se eliminan los componentes de azufre en las corrientes de gases amargos y GLP.

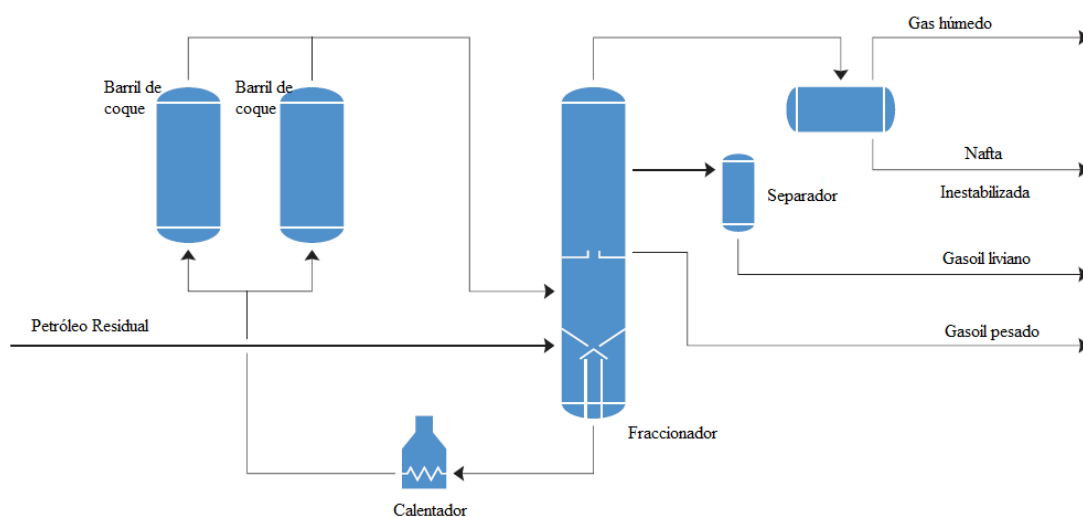
### **1.1.3. Unidad de coquización retardada**

En el proceso de coquización se convierten los subproductos muy pesados como los residuos de vacío y el aceite decantado en productos más ligeros que pueden ser transportados por otras corrientes en el proceso de refinería. Es un proceso de craqueo térmico severo y se dan reacciones de deshidrogenación, isomerización y polimerización donde finalmente se obtiene como residuo un material carbonoso denominado coque, cuya composición dependerá de la calidad de la alimentación (Muñecas, 2006).

Con dichas unidades se reduce la producción de fuelóleos al punto de que su esquema de producción alcanza un valor de cero pues el líquido de los fondos de la unidad se recicla.

De esta manera los hidrocarburos que se producen serán capaces de integrarse a la producción final (RECOPE, 2011).

Según Muñecas (2006) hay dos tipos de procesos industriales para la coquización: coquización retardada y coquización en lecho fluido; no obstante en lo que respecta a RECOPE resulta relevante la coquización retardada. Se trata del proceso más utilizado en las refinerías y consta de un horno en el que se introduce la alimentación a una temperatura aproximada de 480°C y 510°C a 172 kPa-207 kPa de manera que no se forme coque antes de las cámaras de coquización. En estas cámaras se mantiene la corriente de 18 h a 36 h y se lleva a cabo el craqueo dando como producto final el coque. El proceso es semi-continuo y su diagrama de flujo típico se muestra en la Figura 1. 1 (Chicago Bridge & Iron Company N.V, 2012).



**Figura 1. 1** Diagrama de flujo de proceso de la coquización retardada (Chicago Bridge & Iron Company N.V, 2012)

Se pueden producir tres tipos de coque: de aguja, esponjoso y de perdigón; adicionalmente esta es la única unidad que produce coque en las refinerías. El residuo de la columna de vacío ingresa por el fondo de la columna y de esta se obtienen los gases de la sección superior, tal y como se muestra en la Figura 1. 1. El vapor se inyecta al horno con el objeto de evitar la coquización en los serpentines y posteriormente la corriente se lleva este a los tambores donde se deposita el coque por un período aproximado de 24 h; en este se

producen vapores en el tope que son devueltos a la columna de fraccionamiento (Fahim, Al-Sahhaf, & Elkilani, 2010).

Para la nueva unidad de la refinería se calculó que tendría una capacidad de 700 kt/a con una disponibilidad anual de 8400 horas. Los equipos básicos de la unidad corresponden a los tanques, columnas de venteo, intercambiadores de calor y demás recipientes (RECOPE, 2012). Por otra parte los gases de las corrientes provenientes de otras unidades se envían a una sección de la unidad de coquización retardada en la que se estabilizan y absorben (China Huanqiu Contracting & Engineering Corp., 2010).

La unidad de coque se colocó junto con la nueva de destilación atmosférica, en donde la primera está en el este y la segunda en el noroeste. El sistema de tuberías se encuentra en el norte y cuenta con cuatro agrupaciones de estas y cuatro accesos para facilitar su manejo en caso de incendios, construcción y mantenimiento. La unidad en total ocupará un área de 18722,965 m<sup>2</sup> (China Huanqiu Contracting & Engineering Corp., 2010).

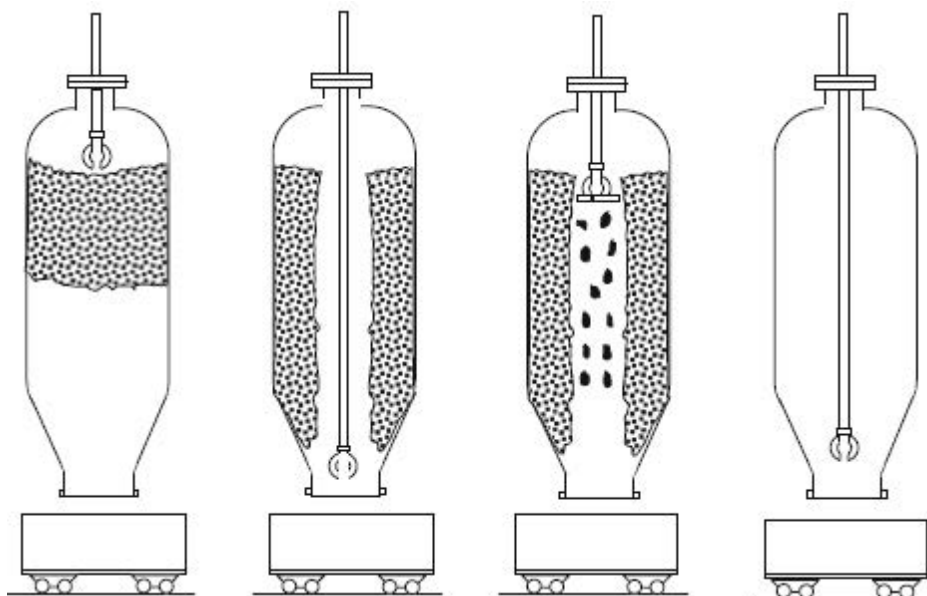
Vale destacar que los productos obtenidos de la unidad son gases agrios secos, GLP agrio, nafta estabilizada, gasóleo liviano y pesado de coque, y coque. Adicionalmente en el Cuadro 1.1 se muestra la composición del coque al salir de la unidad de coquización retardada, ya que este es el subproducto de interés para la investigación (China Huanqiu Contracting & Engineering Corp., 2010).

**Cuadro 1. 1** Especificaciones del coque en la unidad de coquización retardada

<b>Característica</b>	<b>Valor</b>
Densidad (g/cm <sup>3</sup> )	1,36
Materia volátil, wt%	8,6
Cenizas, wt%	0,37
Poder calorífico total, MJ/kg	35,6
S, wt%	2,9
Fe, µg/g	55,5
Ni, µg/g	560
V, µg/g	1145

En plantas piloto se ha demostrado que la formación del coque en los tambores se apega a la teoría de los canales ramificados en la que se forman canales para que los flujos de gas puedan ascender mientras el coque se va formando y esto en general tarda 24 h. Para

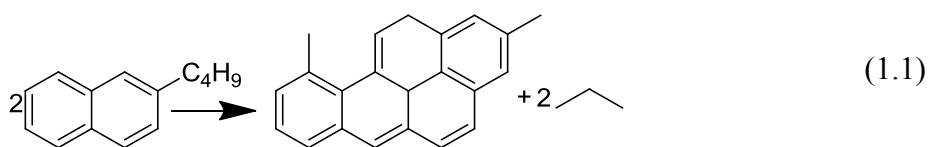
remover el coque de los tambores y trasladarlo al sitio de almacenamiento, se sigue el proceso mostrado en la Figura 1. 2 en la que se observa cómo se inicia el proceso con una perforación para hacer un agujero en la sección superior con una herramienta de corte hidráulico para que posteriormente actúe un flujo de agua capaz de eliminar el coque restante en el tambor; en este proceso se utiliza un gran cantidad de agua y por ello el coque saliente tiene un alto contenido de humedad (Gary & Handwerk, 2001).



**Figura 1. 2** Pasos para la remoción del coque de los tambores (Fahim, Al-Sahhaf, & Elkilani, 2010)

#### 1.1.4. Coque

El coque de petróleo es un subproducto de las destilaciones de los residuos del petróleo, se forma mediante operaciones de craqueo térmico, como la coquización retardada descrita con anterioridad, y puede tener diversas aplicaciones (Speight, 1999). El coque puede formarse por reacciones de condensación polinuclear de compuestos aromáticos como se muestra en la reacción de la Ecuación 1.1 (Fahim, Al-Sahhaf, & Elkilani, 2010).



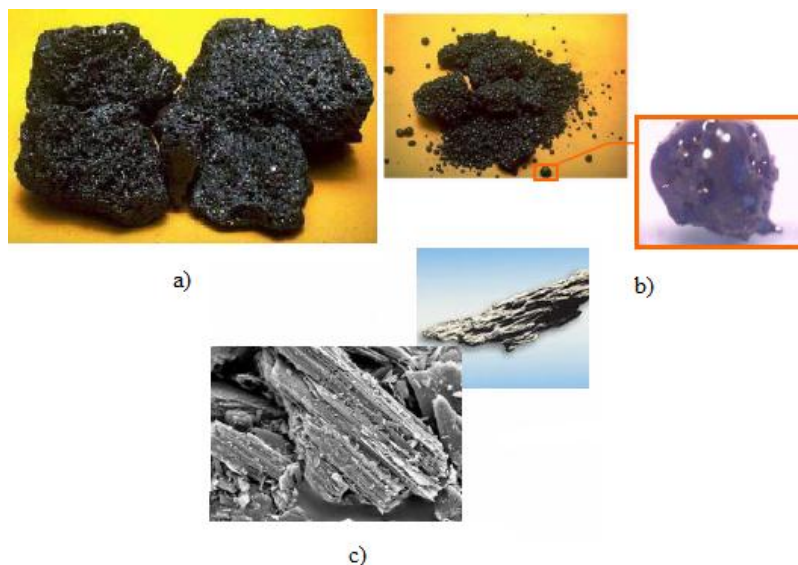
La composición del coque varía con la calidad de la alimentación del petróleo crudo que ingresa pero generalmente contiene moléculas de alto peso molecular que son hidrocarburos complejos ricos en carbono pero pobres en hidrógeno y están en una gran proporción (Speight, 1999). Dicho subproducto obtenido en la pirólisis lenta de las fracciones pesadas en la refinación de los crudos de petróleo, tiene en la mayoría de casos contenidos altos de azufre, así como un poder calorífico alto y también concentraciones altas de carbono fijo, metales pesados y poca materia volátil (García, 2011).

Existen varios tipos de coque de petróleo, los cuales se muestran en la Figura 1. 3. Que se forme uno u otro depende de las condiciones operativas, las propiedades de la alimentación y del proceso utilizado para el craqueo. Se tienen los siguientes (Gary & Handwerk, 2001):

- Esponjoso: es un coque duro, poroso y de forma irregular con un tamaño de 50 cm o menos; su apariencia es como de una esponja color negro.
- De aguja: se produce en mayor cantidad y tiene una estructura cristalina alargada. Se produce cuando la alimentación trae concentraciones altas de compuestos aromáticos y cuando se opera a presiones altas de 690 kPa y niveles altos de reciclo. Este se prefiere sobre el coque esponjoso para elaborar electrodos porque tiene una resistividad y un coeficiente de expansión térmica menor.
- Perdigón: se produce involuntariamente y consta de partículas agrupadas que forman unos gránulos característicos. Se forma cuando hay perturbaciones durante la fase operativa o cuando se procesan residuos pesados y pueden crecer de forma tal que son capaces de bloquear la salida de los tambores donde se deposita el coque. Tiene poca área de contacto así como también carece de propiedades útiles como las del coque de aguja.

Debido a que algunos de los coques no son de tanta utilidad como otros, el de perdigón generalmente es indeseable, se procura operar bajo ciertas condiciones que beneficien más la formación de uno. Dichas condiciones y sus posteriores usos en la industria se presentan en el Cuadro 1.2 donde se observa como por ejemplo la adición de compuestos aromáticos a la alimentación, disminuir la temperatura, incrementar la

presión o disminuir la proporción del reciclo disminuyen la producción del coque de perdigón (Fahim, Al-Sahhaf, & Elkilani, 2010).



**Figura 1. 3** Coque de petróleo a) esponjoso, b) perdigón y c) de aguja (Kumar, 2010)

**Cuadro 1. 2** Caracterización de los tipos de coque y posibles usos

Tipo de coque	Condiciones de operación	Caracterización de la alimentación	Propiedades del coque	Usos típicos
Esponjoso	Reflujo mayor al 35% Presión: 200 kPa a 400 kPa	Pocos metales y azufre Residuos de alquitrán Pocos asfaltenos	Densidad alta	Fabricación de ánodos de aluminio
Perdigón	Presiones y reciclos bajos Tambores grandes	Contenido alto de metales y azufre Pocos asfaltenos	Poca área de contacto	Como combustible
De aguja	Presión mayor a 400 kPa Reflujo: 60-100% Temperaturas altas para reducir materia volátil	Contenido alto de aromáticos Alquitranes Poco azufre y cenizas Sin asfaltenos	Estructura cristalina Pequeñas agujas de alta conductividad	Fabricación de electrodos de grafito

La importancia de encontrarle un uso al coque de petróleo reside en que es un material con riesgo de generar incendio y de crear atmósferas irritantes por los gases tóxicos producto de



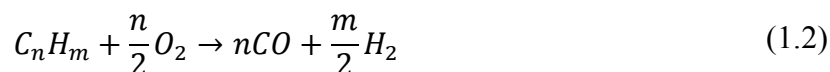
su combustión. Se considera que su producción, almacenamiento y transporte es manejo de una sustancia peligrosa pues emite atmósferas combustibles, pulvígenas e irritantes en espacios cerrados, peligros a la salud, y partículas o sedimentos en suspensión en el agua que pueden ser arrastradas al río (RECOPE, 2011).

Debido a que este material tiene posibles efectos negativos en la salud tras su exposición, como por ejemplo irritación a la piel, ojos, pulmones y membrana mucosa, así como bronquitis en casos de exposición crónica, RECOPE (2011) propone como medidas de mitigación a los impactos ambientales las siguientes pautas para su manejo:

- Almacenar en un lugar seco lejos de la luz directa, del calor y oxidantes fuertes, como nitrato amónico, bromatos, cloratos, yodatos o ácido nítrico.
- Sistemas de ventilación por succión con filtros para el polvo que eviten la polvareda y mantenga el aire bajo el límite de exposición; así también como el uso de envases sellados.
- Sistemas contra incendio por agua, espuma, polvo químico o CO<sub>2</sub>, con detección de humo y llama, alarmas, aspersores y extintores. Todas las herramientas serán anti-chispa y los equipos estarán conectados a tierra.
- Utilizar gafas de seguridad cerradas, guantes de PVC, mascarilla, delantal o batas impermeables.
- Presencia de duchas, lavajojos y lavamanos.
- Si hubiese derrames, ha de humedecerse la zona con agua, recoger el producto y almacenarlo en un recipiente tapado para incinerarlo posteriormente.

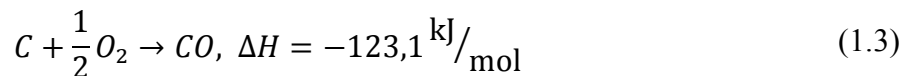
## **1.2. Gasificación**

La gasificación implica la conversión de los residuos del craqueo en productos gaseosos, en un proceso mediante el cual se lleva el residuo a una temperatura superior a los 1000°C donde se produce principalmente un gas de síntesis, carbón y cenizas. Es una oxidación parcial, como se muestra en la reacción global de la Ecuación 1.2, en donde la materia carbonosa reacciona con el oxígeno, aire enriquecido o aire (Fahim, Al-Sahhaf, & Elkilani, 2010).

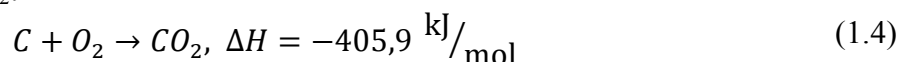


Según Fahim, Al-Sahhaf, & Elkilani (2010) las reacciones involucradas son:

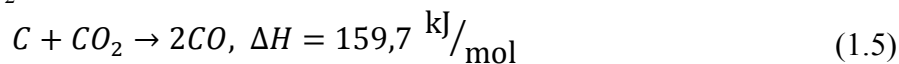
Gasificación con  $O_2$ :



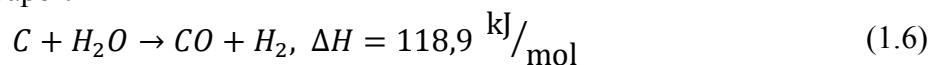
Combustión con  $CO_2$ :



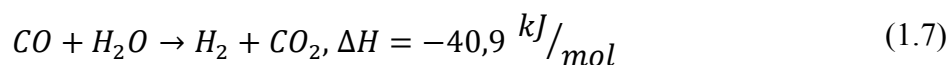
Gasificación con  $CO_2$ :



Gasificación con vapor:

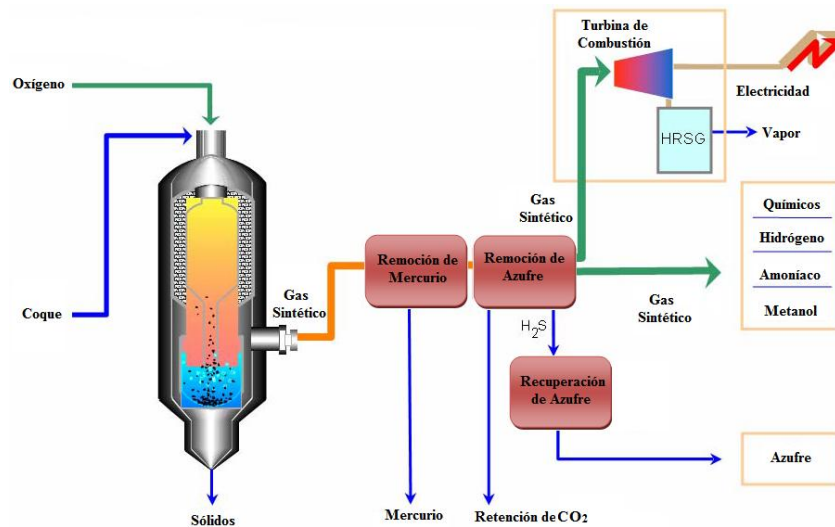


La mayoría del oxígeno alimentado se consume en las reacciones de las Ecuaciones 1.2 y 1.3, las cuales generan calor al incrementar la temperatura cuando los enlaces se rompen como consecuencia de la gasificación. Si se considera el gas para una síntesis posterior la reacción es (Fahim, Al-Sahhaf, & Elkilani, 2010):



Cuando la materia carbonosa es calentada durante la gasificación, se da inicialmente la pirólisis. Durante la pirólisis los hidrocarburos volátiles livianos, ricos en hidrógeno, liberan fenoles, gases y alquitranes, en donde la alimentación se descompone térmicamente a un carbón sólido y gases que tiene más hidrógeno que la materia inicial (Rezaiyan & Cheremisnoff, 2005).

Las unidades de gasificación son comunes en las operaciones industriales, principalmente en plantas de químicos, refinerías y procesadoras de gas natural. Utilizan como materia prima carbón, crudo de petróleo u otros productos del petróleo, e incluso gas natural como combustible. El gas sintético producido puede utilizarse para generación eléctrica, producción de químicos como hidrógeno, amoníaco o metanol. Un diagrama simplificado de dicho proceso se muestra en la Figura 1. 4 (Department of Natural Resources, 2007).



**Figura 1. 4** Diagrama simplificado del proceso de gasificación (Department of Natural Resources, 2007)

La alimentación en una gasificación siempre debe hidrogenarse y puede darse dicha reacción simultánea o separadamente del proceso, pero vale destacar que entre más hidrógeno sea añadido o más carbón removido, menor será la eficiencia global de la producción del gas sintético. En las hidrogenaciones indirectas, se utiliza vapor como fuente de hidrógeno y el hidrógeno se produce en el reactor donde se da la gasificación (Rezaiyan & Cheremisinoff, 2005).

Durante la gasificación el coque reacciona con el oxígeno y en ocasiones con el vapor para producir el gas sintético. El oxígeno se obtiene de una unidad de separación de aire para controlar las reacciones químicas que producen un calor adicional para generar más gas. Bajo condiciones de calor y presión elevada, el coque se transforma en gases, que son esencialmente monóxido de carbono e hidrógeno con una pequeña proporción de metano (Department of Natural Resources, 2007).

Finalmente al gas sintético se le remueven los contaminantes como el azufre, el cual se elimina con un equipo de remoción de gas agrio y se puede recuperar como azufre elemental o ácido sulfúrico para su posterior venta; por otra parte el mercurio y el dióxido de carbono también pueden removerse en esta etapa de refinado. El dióxido de carbono se remueve mediante la posterior conversión de este a monóxido de carbono y es posible

trabajar mediante técnicas en las cuales se deposita el mismo en el suelo (Department of Natural Resources, 2007).

### **1.2.1. Tipos de gasificadores**

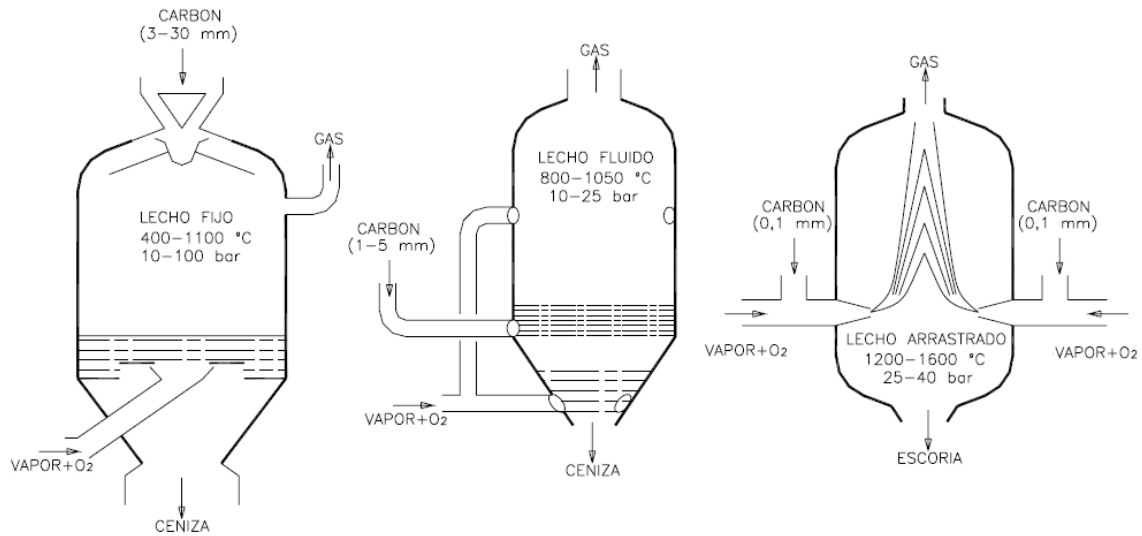
Las tecnologías disponibles para las unidades de gasificación se pueden clasificar dependiendo de la configuración del flujo y se muestran en la Figura 1. 5. Las principales son (Prieto, 2006):

**Lecho fijo:** La alimentación con carbón seco ingresa por la sección superior del reactor en donde mientras desciende por este, va sufriendo los procesos de secado, calentamiento, pirólisis, gasificación y combustión. Los gases fluyen en contracorriente con el carbón y al final se obtiene un gas sintético con alquitranes y aceites a una temperatura entre 400°C y 500°C.

**Lecho fluido:** se opera a una temperatura menor a la de fusión de las cenizas del combustible que está entre 800°C y 1050°C para que descarguen secas o aglomeradas. El combustible ingresa por la sección inferior del reactor y el gas tanto por el fondo como a la mitad del mismo, lo cual implica que las partículas de carbón asciendan en el reactor y de esta manera experimenten las reacciones involucradas en el proceso.

**Lecho arrastrado:** tanto el gas como el carbón ingresan por la misma sección inferior del reactor y fluyen en la misma dirección con las velocidades más rápidas en comparación con los otros tipos de gasificadores. El carbón puede estar seco o húmedo y se trabaja con una temperatura de operación entre 1200°C y 1600°C.

Si bien los modelos expuestos con anterioridad son los más utilizados comúnmente, en la actualidad se han estado desarrollando diseños que no sólo han resultado más eficientes, sino que también resultan amigables con el ambiente. Entre dichas opciones se cuenta con los gasificadores de plasma y con gasificadores que trabajan mediante energía solar. Vale destacar que en países desarrollados como los Estados Unidos y España se han hecho pruebas piloto con dichas tecnologías, no obstante en la actualidad no es un tema suficientemente estudiado como para conocer a cabalidad las condiciones ideales para su operación comercial.



**Figura 1. 5** Tipos de gasificadores  
(Prieto, 2006)

### *Gasificador de plasma*

En los Estados Unidos los distribuidores de los gasificadores de plasma, así como los encargados de los proyectos llevados a cabo con estos en ese país, son la empresa InEn Tec. Según InEn Tec (2012) la empresa está dedicada a la búsqueda de nuevas fuentes de energía y los gasificadores de plasma que han diseñado han resultado una opción viable e innovadora.

Para dicha empresa los gasificadores de plasma brindan una opción revolucionaria para tratar los desechos y trabajar con procesos amigables con el ambiente. Resulta un método económico que brinda ventajas ambientales considerables así como múltiples opciones de uso, entre las más importantes la generación de energía eléctrica.

El sistema diseñado tiene como fuente de calor la conducción eléctrica del plasma para convertir la alimentación en productos de valor. Consta de un pregasificador en el que hay un pretratamiento de la alimentación en donde el 80% de la materia orgánica se convierte en el gas de síntesis; la materia restante de la alimentación consta de materia inorgánica, carbón y otros (InEnTec, 2012).

Los materiales restantes se dejan caer hasta una superficie de vidrio que está cerca del arco de plasma el cual provee la energía suficiente para gasificar rápidamente los restos y

convertirlos en el gas de síntesis. Seguidamente el gas producido se deja durante un tiempo de residencia determinado a una temperatura lo suficientemente alta como para procesar la materia orgánica restante en el gas y para que las reacciones de la gasificación alcancen el equilibrio. La materia inorgánica restante se lleva a un baño de vidrio fundido (InEnTec, 2012).

Las fuentes de energía primaria para la calefacción y la energía brindada por el arco de plasma son fuentes de alimentación de corriente directa para el plasma y de corriente alterna para el sistema de calentamiento. La fuente de corriente directa se utiliza para producir el arco de plasma el cual brinda la mayor cantidad de energía requerida para llevar a cabo la gasificación. Por otra parte la fuente de corriente alterna mantiene la calefacción del sistema y la temperatura del baño de vidrio para que de esta forma la energía brindada por el arco de plasma se centre únicamente en la gasificación y no en estos procesos (InEnTec, 2012).

La gasificación por plasma puede alcanzar temperaturas de 4000°C en la zona del plasma y de 1700°C a la salida del gas sintético y resulta relevante el hecho de que la disociación molecular comienza a partir de los 2700°C por lo que moléculas como los compuestos volátiles y semi-volátiles ya no quedarían en las cenizas si no que serían disociados, puesto que los anillos benzoicos se rompen por completo y de esta manera no queda materia volátil, dioxinas, furanos y otros (Rodríguez, 2008).

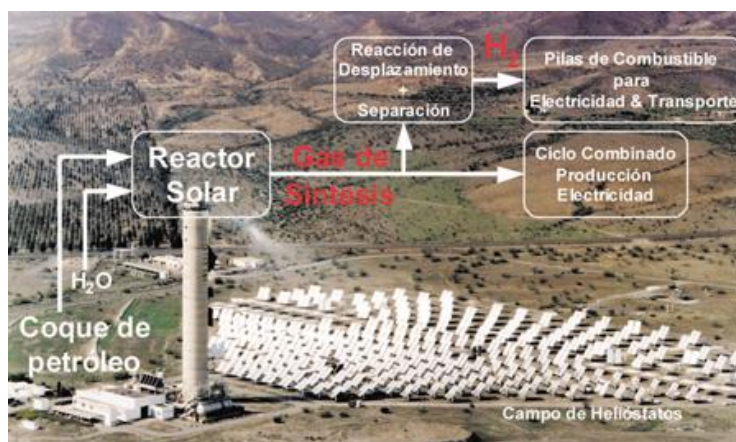
Por otra parte el gas sintético producido, según Rodríguez (2008) contiene monóxido de carbono e hidrógeno y los compuestos halogenados, así como también los sulfuros, se transforman en ácido clorhídrico y ácido fluorhídrico. Debido a que el gasificador funciona en un ámbito alto de temperaturas, las reacciones son llevadas a cabo rápidamente, por lo que se minimiza el tamaño del gasificador y es posible trabajar a presión atmosférica.

### *Gasificación solar*

Resulta un proceso que es una importante solución a los problemas relacionados con el suministro energético en donde es posible producir hidrógeno solar. La energía necesaria para mantener las temperaturas altas de los reactivos se proporciona mediante la

combustión que en ocasiones resulta con una eficiencia baja o en su defecto implica efectos nocivos en el ambiente. Al utilizar energía solar el valor calorífico de la materia prima aumenta, los productos gaseosos son limpios y también se reutilizan los desechos (Rodríguez, Morales, Blanco, Romero, & Steinfeld, 2004).

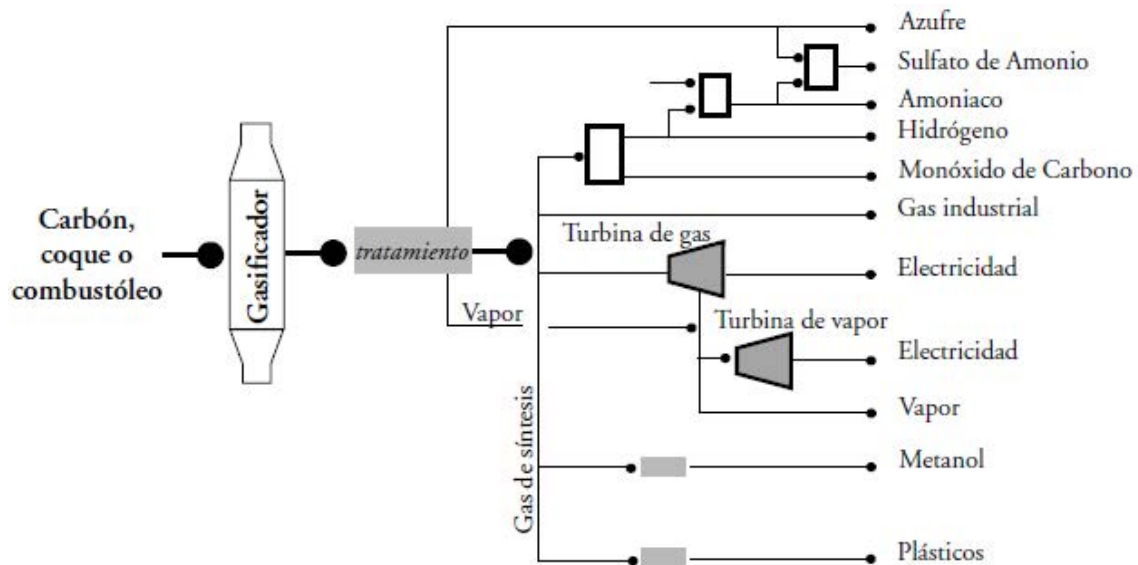
Los materiales son irradiados directamente lo cual involucra una transferencia de calor eficiente pues se aplica a la zona de reacción lo cual evita las limitaciones de los intercambiadores de calor. Estudios experimentales demostraron como a diferencia de utilizar una gasificación típica, la solar produce un gas de síntesis de alta calidad pues no contiene los contaminantes de la combustión (Rodríguez, Morales, Blanco, Romero, & Steinfeld, 2004). En la Figura 1. 6 se muestra el esquema del proceso.



**Figura 1. 6** Esquema del proceso de gasificación a partir de energía solar (Rodríguez, Morales, Blanco, Romero, & Steinfeld, 2004)

### 1.2.2. Usos del gas de síntesis

El gas de síntesis producido a partir del coque que ha ingresado al gasificador tiene diversas aplicaciones útiles en la industria como se muestra en la Figura 1. 7. Según Speight (2013) puede utilizarse para producir energía eléctrica, de manera tal que después de limpiar el gas de los contaminantes se envíe a una turbina de gas que es parte de un ciclo combinado que genera electricidad. Adicionalmente se puede emplear en la síntesis de químicos como por ejemplo metano e hidrógeno.



**Figura 1. 7** Aplicaciones del gas de síntesis y otros productos de la gasificación (Fernández & Alcaraz, 2001)

En las últimas investigaciones se ha encontrado que la eficiencia de las unidades de ciclos combinados tienen valores cercanos al 60% al generar electricidad a partir del gas natural. No obstante se ha estado implementando utilizar el gas de síntesis en estudio para utilizarlo en el ciclo combinado, lo que ha implicado un costo alto de capital, operación y una disponibilidad menor en comparación con otras plantas de combustión que utilizan el mismo combustible (Speight J. , 2013).

Las eficiencias de dichas plantas han sido similares a las tradicionales y por otra parte tras limpiar el gas de síntesis se ha encontrado como a pesar de que en ocasiones traen grandes concentraciones de contaminantes, los resultados parecen excelentes y no implican un daño significativo al ambiente. Vale destacar que las plantas que producen menos de 350 MW no pueden obtener eficiencias altas, así como también las de menos de 250 MW no pueden utilizar turbinas de vapor de eficiencia alta debido a las pérdidas de fricción y fugas en el sistema. Además cuando son de menos de 100 MW no es viable económicamente trabajar con sistemas de calentamiento para los ciclos de vapor. Se observa como al ir bajando el tamaño de la potencia producida, se da una reducción de la eficiencia de la turbina de gas (Speight J. , 2013).

Según Fernández y Alcaraz (2001) para un proyecto de cogeneración con gasificación se requiere de una sinergia entre varias empresas para llevarlo a cabo. A partir de resultados



experimentales de plantas que han incorporado dicha opción, la cogeneración eléctrica es una opción viable para hacer un uso del coque y para generar electricidad mediante un proceso limpio.

A partir del hidrógeno obtenido también es posible producir amoníaco, en el cual de la unidad de separación de aire que provee el oxígeno para la gasificación, el nitrógeno restante se lleva a una corriente con un alto grado de pureza y se hace reaccionar con el hidrógeno saliente para producir de esta forma el amoníaco (Kerry, 2006).

A parte del amoníaco, también es posible sintetizar metanol y se puede emplear el gas de síntesis en la reducción de hierro, oxo síntesis y producción de catalizadores de níquel (Kerry, 2006). No obstante la venta de cualquiera de estos productos no es una opción factible puesto que RECOPE está restringido por la ley y es capaz de abastecer de productos derivados del petróleo únicamente (Valverde, 2012).

Finalmente se puede utilizar el hidrógeno presente en el gas de síntesis en las refinerías. Se utiliza para remover azufre, nitrógeno y otras impurezas de los intermediarios y productos finales de las corrientes, así como para las operaciones de hidrocraqueo donde se convierten los destilados pesados en productos más livianos, naftas, querosenos y diesel. Estos procesos requieren de un hidrógeno puro, del 99% o más, de lo contrario el hidrógeno ha de utilizarse en operaciones donde no se requiera una pureza elevada. En resumen, estas operaciones y sus purezas son (Marano, 2003):

- Reformador de naftas, 65-90%.
- Hidroprocesos de presión alta, 75-90%.
- Hidroprocesos de presión baja, 50-75%.
- Craqueo catalítico fluido, 10-20%.

El proceso para obtener el hidrógeno como producto principal de la gasificación se vuelve un poco más complicado ya que es posible producir más hidrógeno a partir de un desplazamiento del monóxido de carbono en la reacción de agua y gas. De esta manera más del 98% del monóxido de carbono puede convertirse en hidrógeno (Marano, 2003).

## **CAPITULO 2: Análisis del mercado**

Con el propósito de definir las tecnologías para las operaciones involucradas en la refinería, deben establecerse las opciones entre los posibles combustibles a utilizar y el gas sintético que se produciría a partir de la gasificación del coque de petróleo al tomar en consideración las demandas de hidrógeno, vapor y electricidad que podrían suplirse.

Adicionalmente, debido a que al producir hidrógeno a partir de la gasificación se podría sustituir al hidrógeno requerido en la unidad de hidrocraqueo, se tendría ahorros del gas licuado de petróleo o gas natural que se usa normalmente para generar el hidrógeno. Ese gas ahorrado estaría disponible para la venta, por lo cual un estudio de mercado del mismo resulta indispensable.

Si bien es conocido que el gas licuado de petróleo y el gas natural aumentan su demanda tanto en Costa Rica como en el mundo, es relevante conocer si existe la posibilidad de que RECOPE pueda abastecer la demanda de Costa Rica ya que podría no estar llenando las necesidades del mercado nacional así como también podría ofertar un valor superior y esto implicaría pérdidas; por tanto, se procederá a definir el mercado y las posibilidades de venderlo en el país y se propondrá la situación actual en el mercado internacional por si a futuro existiera la posibilidad de exportarlo.

Por tales razones la presente sección se iniciará con la definición de los requerimientos para los servicios mencionados en la refinería así como también un análisis del mercado nacional e internacional de los gases combustibles que podría sustituir el gas de síntesis a producir. De esta forma se presentará el consumo de vapor, electricidad e hidrógeno así como la situación del mercado del gas licuado de petróleo y el gas natural en la actualidad y en el futuro.

### **2.1. Consumos de vapor, energía eléctrica e hidrógeno en las unidades de la modernización de la refinería**

En los fundamentos teóricos del Capítulo 1 se detalló como el gas de síntesis obtenido a partir de la gasificación del coque tiene múltiples aplicaciones, tal y como se muestra en la

Figura 1. 7. No obstante resulta imperativo definir aquellas opciones que resultan viables así también como las que no son tan siquiera posibles de considerar.

Es posible fabricar diversos compuestos químicos a partir del gas síntesis como fue mencionado con anterioridad en el Capítulo 1. Por ejemplo el amoníaco se fabrica a partir del gas de síntesis tras sufrir una serie de reacciones con el nitrógeno obtenido de la unidad de separación de aire para el gasificador y el hidrógeno del gas de síntesis. Además se puede sintetizar metanol, el cual es útil para múltiples usos, e incluso el gas obtenido se puede utilizar para la fabricación de plásticos.

Si bien se cuenta con múltiples opciones, tan sólo destinar el gas de síntesis para la producción de químicos en nuestro país, se encuentra con un mercado un tanto más limitado en comparación con otros países que obtienen de un desecho como el coque de petróleo ingresos adicionales para la refinería. Esto porque RECOPE está habilitado únicamente para vender productos derivados del petróleo (Valverde, 2012).

A pesar de que al descartar la elaboración de productos químicos se reducen considerablemente las opciones de uso para el gas de síntesis, quedan otras dos opciones importantes las cuales son la generación de energía eléctrica mediante ciclos combinados y la producción de hidrógeno y vapor para el consumo de la refinería; por ende se prestará mayor atención a dichas opciones con el propósito de definir la más conveniente para las condiciones del caso.

La selección de la tecnología adecuada de gasificación dependerá en esencia del propósito destinado para el gas de síntesis. En la refinería los requerimientos de energía eléctrica, vapor e hidrógeno son sumamente altos y por ello la opción de abastecerlos mediante la utilización de uno de los desechos de la refinería resulta atractiva.

Mediante el análisis de las unidades de la nueva refinería se pretenderá definir cuáles presentan la mayor demanda de dichos servicios, así como también dependiendo de la magnitud de cada uno de estos, se podrá definir con mayor exactitud cuál tecnología de gasificación resulta adecuada. Vale destacar que los consumos en la refinería se obtuvieron de los documentos de la consultoría de HQCEC disponibles en el sitio web de RECOPE.

## 2.1.1. Energía eléctrica

### 2.1.1.1. Producción

A partir del coque de petróleo se ha generado energía eléctrica en diversas refinerías del mundo, en tanto que para el 2007 existían alrededor de cinco plantas de ciclo combinado operando, dos en Estados Unidos, dos en Europa y una en Japón (Department of Natural Resources, 2007). En estas plantas se ha comprobado que es posible ingresar distintos combustibles sólidos en los gasificadores y se han obtenido eficiencias mayores en un 26% en comparación con las unidades comunes de generación eléctrica (Prieto, 2006).

Por lo tanto, realizando una comparación de los datos de refinerías que han empleado dicha tecnología se recopiló la información para el Cuadro 2. 1. En dicho cuadro se tiene como a partir de alimentaciones de más de mil toneladas por día se obtienen potencias superiores a los 200 MW.

**Cuadro 2. 1** Desempeños de diferentes refinerías con gasificación integrada en ciclos combinados

Refinería <sup>1</sup>	Alimentación de coque, t/día	Potencia Neta, MW
1	3224	352
2	2149	354
3	1075	355
4	3419	219
5	2200	262

Realizando una regresión con los datos históricos de las refinerías mostradas en el Cuadro 2. 1 y otras, se obtuvo un coeficiente de correlación lineal igual a 0,9661 para la relación mostrada en el Ecuación 2.1. Con la misma se estimó que la generación de energía eléctrica será de alrededor 82 MW a partir de las 576 t/día a procesar de coque de petróleo. Sin

---

<sup>1</sup> Los datos de las refinerías 1,2 y 3 fueron tomadas de Arienti, S., Mancuso, L., & Cotone, P. (2006). *IGCC plants to meet the refinery needs of hydrogen and electric power*. Barcelona: 7th European Gasification Conference. Para las refinerías 4 y 5 las fuentes fueron Fernández, M., & Alcaraz, A. (2001). *Gasificación integrada a ciclos combinados*. México: Instituto de Investigaciones Eléctricas y Treviño, M. (2003). *Integrated gasification combined cycle technology: IGCC*. España: Club Español de la Energía – Elcogas, respectivamente.

embargo para realizar el análisis técnico y financiero se tomará la potencia sugerida por los fabricantes de los gasificadores.

$$Potencia\ Neta = 0,1418 \cdot Alimentación\ de\ coque \quad (2.1)$$

Por otra parte en el país la Instituto Costarricense de Electricidad (ICE) tiene un plan piloto de generación para autoconsumo donde se pretende la utilización de fuentes renovables para la producción de energía eléctrica. Bajo este plan el ICE da apoyo a las empresas que deseen involucrarse pero los costos son asumidos en su totalidad por los clientes que deseen participar (Instituto Costarricense de Electricidad , 2013).

El apoyo del Instituto Costarricense de Electricidad daría un enorme soporte al proyecto y por esto se realizaron las averiguaciones pertinentes para determinar si sería una opción viable. Sin embargo tras hablar con los ingenieros encargados del proyecto se encontró, que la Ley 7200 sobre la generación eléctrica autónoma o paralela, limita a las empresas que trabajan con fuentes convencionales, según el artículo 6 de la presente ley que se muestra seguidamente (MINAET, 2011):

*Artículo 6.- Rechazo de solicitudes: El ICE rechazará las solicitudes de elegibilidad cuando:*

- i La documentación e información requerida esté incompleta.*
- ii El solicitante no cumpla con la proporción del capital social de la empresa solicitante, perteneciente a costarricenses estipulado en el artículo 3 de la Ley N° 7200.*
- iii Se refiera a proyectos para centrales que utilicen fuentes convencionales de energía, a excepción de los establecidos en el artículo 3 de la Ley N° 7200.*
- iv Interfiera con algún proyecto anterior cuya declaratoria de elegibilidad u otorgamiento de concesión se encuentre en trámite, o haya sido otorgada, o afecte negativamente algún proyecto contemplado por el ICE en sus planes de desarrollo reflejados en la lista de proyectos de interés institucional, públicamente disponible.*

- v *Se trate de proyectos que superan el límite de potencia fijado en el artículo 2 de la Ley N° 7200 para un mismo productor privado, en una o varias concesiones.*
- vi *Se haya alcanzado el límite establecido en el artículo 7° de la Ley No.7200 y sus reformas.*

Por lo tanto como se observa en el inciso iii el Instituto Costarricense de Electricidad rechaza aquellos proyectos de generación que utilizan fuentes convencionales, los cuales según el MINAET (2011) se definen como “*todas aquellas que utilicen como elemento básico los hidrocarburos, el carbón mineral o el agua*”; consecuentemente el coque de petróleo se acopla a tal descripción.

Por tales razones se procedió a realizar una reunión con el Centro de Planificación Eléctrica donde se mostró el proyecto y se concluyó por parte del ICE, que en caso de ser necesario vender el excedente de potencia generada, se consideraría a la gasificación del coque de petróleo como una excepción y por lo tanto no entraría dentro la Ley 7200. Adicionalmente se señaló que se compraría el excedente a un precio entre 0,10 \$/kWh y 0,13 \$/kWh pues se consideraría el proceso similar a la generación por energía geotérmica.

#### **2.1.1.2. Consumo en la refinería**

Dentro de la refinería el consumo de energía eléctrica se da tanto para el consumo de cargas de 4,16 kV/13,8 kV como para 480 V, si bien se cuenta con consumos diferentes para cada una de estas cargas, el objeto del análisis de los consumos es detectar las unidades de mayor consumo eléctrico en la refinería.

Los consumos eléctricos por unidad se representan en el Cuadro 2. 2. Se tiene que para cargas de 4,16 kV/13,8 kV la unidad de hidrocrackeo y la unidad de crackeo catalítico consumen la mayoría de la electricidad con un 32% y 23%, respectivamente. El consumo máximo para dicha carga es de 18 MW aproximadamente.

**Cuadro 2. 2** Consumo de energía eléctrica para cada una de las unidades por día

Planta	Carga de 4,16/13,8 kV, kW		Carga de 480 V, kW	
	Carga instalada	Carga calculada	Carga instalada	Carga calculada
Unidad de destilación atmosférica #2		750		540
Unidad de destilación al vacío #2		180		161
Unidad de hidrotreatmento de naftas		521		382
Unidad de reformado catalítico continuo		4100		1450
Coquización Retardada		900		1725
Unidad de Hidrofinado de diesel		1320		784
Unidad de Hidrocraqueo		5795		961
Unidad de producción de H <sub>2</sub> y Adsorbedor PSA		450		1090
Unidad de Hidrocraqueo		5795		961
Planta de aguas amargas				122
Unidad de regeneración de aminas				231
Unidad de recuperación de azufre				420
Gas seco/Unidad de tratamiento de GLP				61
Isomerización				500
Estación de bombeo de agua cruda				55
Sistema de logística		980		1700
Planta de tratamiento de agua cruda				650
Planta de agua de enfriamiento		1100		15
Estación de agua DM				200
Tratamiento de aguas residuales				500
Estación de bombeo de agua contra incendios	500			22
Sistema de agua de emergencia				25
Sistema de generación de vapor	230			300
Compresor de aire/Estación de Nitrógeno		1080		40
Pérdida en el transformador		800		
<b>Total</b>		<b>17976</b>		<b>11934</b>

Por otra parte los equipos que consumen una carga de 480 V muestran una mayor demanda en las unidades de coquización retardada y craqueo catalítico al representar un 15% y 12% del consumo total, respectivamente. Adicionalmente el sistema de logística de la refinería consume 14%, de esta forma se tiene que el consumo total para dicha carga es de 12 MW aproximadamente.

La potencia total consumida en la refinería por día para un ciclo anual de 8 400 horas, que equivaldrían a 350 días, es de 29 910 kW y anualmente se tendría un consumo de 251 244 MW h. Actualmente se ha planteado que el suministro de energía eléctrica proviene del Instituto Costarricense de electricidad, por esta razón más adelante se detallará la proyección de precios de la electricidad para los siguientes años.

### **2.1.2. Hidrógeno**

#### **2.1.2.1. Producción**

Como ha sido detallado durante la investigación, tras gasificar el coque de petróleo se produce un gas de síntesis que en su mayoría se compone de hidrógeno diatómico y monóxido de carbono, en donde el último se hace reaccionar con agua para producir más hidrógeno. Mediante dicho proceso es que se plantea una posibilidad para obtener el hidrógeno requerido en la refinería; por ello resulta imprescindible conocer las otras tecnologías con las cuales es posible producir el hidrógeno para establecer una posterior comparación entre las eficiencias de cada proceso.

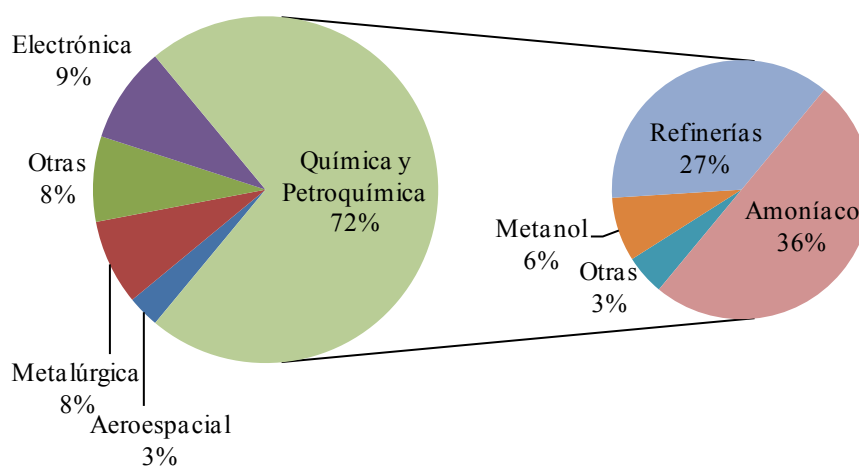
La producción del hidrógeno se ha destinado principalmente al uso de este en las industrias para la síntesis productos así como también en las refinerías. No obstante a futuro se pretende utilizar el hidrógeno como un vector energético para la energía requerida de los medios de transporte y otros medios que así lo requieran, por lo que su síntesis es fuente de múltiples estudios.

Según Laborde, M y Rubiera, F (2010) el sector que más demanda hidrógeno es la industria química y petroquímica en donde los mayores consumidores son las refinerías y las empresas productoras de amoníaco, tal y como se muestra en la Figura 2. 1. Para dichos autores es posible producir hidrógeno mediante varias vías, como lo son la producción de



hidrógeno por: reformado de hidrocarburos con vapor de agua, vía biológica, a partir de alcoholes, electrólisis y gasificación.

Se ha estimado que en el mundo aproximadamente un 48% del hidrógeno producido a partir de fuentes primarias se sintetiza del gas natural, mientras que un 30% del petróleo, un 18% del carbón y el 4% restante de la electrólisis. Adicionalmente se realizan investigaciones continuas sobre los procesos de gasificación con vapor, la pirólisis, la fermentación e incluso el uso de microorganismos, como por ejemplo las cianobacterias para producir hidrógeno por medio de la fotólisis del agua (Laborde & Rubiera, 2010).



**Figura 2. 1** Consumo de hidrógeno por sectores (Laborde & Rubiera, 2010)

Francisco García Peña, director de ingeniería de la empresa ELCOGAS que ha sido pionera en la gasificación del coque de petróleo y la captura del CO<sub>2</sub> con grandes alcances ambientales, señala que el 96% del hidrógeno producido en la actualidad proviene de combustibles fósiles como el coque. Según el autor, incorporando los costos de captura y almacenamiento del CO<sub>2</sub>, los métodos que resultan mayoritariamente económicos son la producción del hidrógeno a partir de gas natural o del carbón por gasificación, sin embargo los precios reales cambiaron constantemente y cada vez se ve más desfavorecida la producción a partir del gas natural frente al carbón (citado en Laborde & Rubiera, 2010).

En el diseño actual de la modernización de la refinería, el hidrógeno para la unidad de hidrocrackeo se obtiene de la unidad de producción de hidrógeno y utiliza gas de refinería seco proveniente de la unidad de refinación del gas licuado de petróleo y saturado. Se

producen alrededor de 33000 Nm<sup>3</sup>/h con un tiempo de operación anual de 8400 h. La unidad toma el vapor de los hidrocarburos ligeros y consta de una compresión de la materia prima, el gas seco, así como una posterior presurización, desulfurización, conversión de vapor y demás. El hidrógeno es purificado mediante adsorción (China Huanqiu Contracting & Engineering Corp., 2010).

Finalmente la planta consiste de la unidad de producción de hidrógeno y de la unidad de adsorción, en donde la alimentación será el gas licuado de petróleo seco y saturado y el producto es un hidrógeno de alta pureza con la composición indicada en el Cuadro 2.4. La planta consume anualmente alrededor de 9,50 kt. (China Huanqiu Contracting & Engineering Corp., 2010):

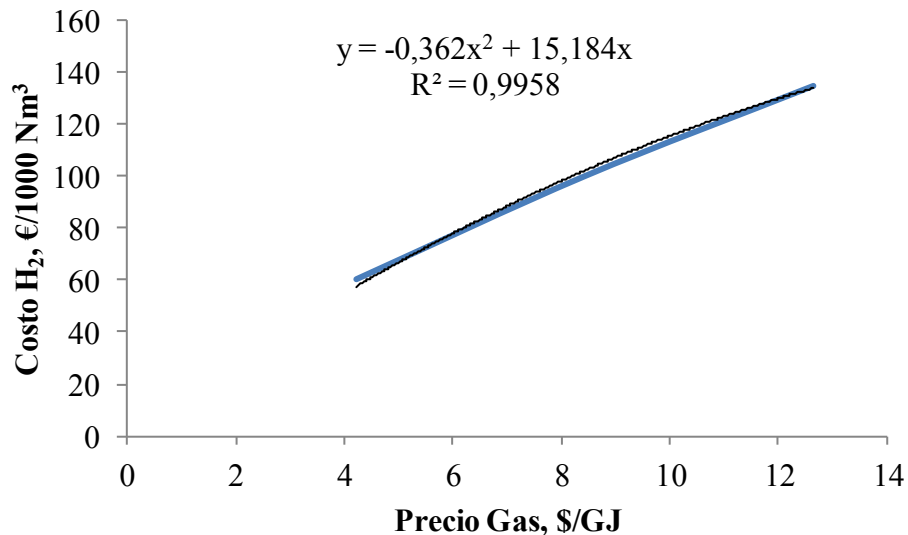
**Cuadro 2. 3** Composición de la corriente de salida de la unidad de producción de hidrógeno en la refinería

No.	Componente	Fracción molar, %
1	H <sub>2</sub>	99,90
2	CH <sub>4</sub>	0,05
3	N <sub>2</sub>	0,05
4	CO+CO <sub>2</sub>	<20ppm
Total		100,00

La unidad requiere 7131 kg/h de gas seco y GLP. El primero se obtiene de la unidad de tratamiento del GLP y gas seco, y el GLP se obtiene de los tanques de almacenamiento (China Huanqiu Contracting & Engineering Corp., 2010). Ya que se consume una suma alta del gas licuado de petróleo e inclusive se puede usar de igualmente gas natural, se analizará posteriormente el mercado de los mismos para consumo nacional puesto que en la unidad de producción de hidrógeno ya no se requerirá al ser sustituida por la producción de hidrógeno a partir de la gasificación del coque de petróleo.

Un aspecto relevante a señalar es el precio del hidrógeno producido a partir de los métodos planteados en la refinería ya que posteriormente, como parte del análisis financiero del proyecto, deberá conocerse. Para ello se tomó como referencia el artículo *Driving down costs in hydrogen production* por los autores Bressan y Davis (2013) y se determinó el comportamiento del precio del hidrógeno contra el precio del gas natural a partir de los datos del artículo.

Los datos obtenidos con el respectivo modelo se presentan en la Figura 2. 2 y la Ecuación 2.2, respectivamente, para el cual se obtuvo un coeficiente de correlación igual a 0,9958. Se consideró un precio igual a 8,14 \$/GJ (8,59 \$/MM Btu) para el gas natural que eventualmente podría utilizarse, y tal precio fue obtenido del Informe Final de la Perspectiva sobre el potencial uso del Gas Natural en Costa Rica de RECOPE; finalmente se obtuvo un precio del hidrógeno igual a 1559 \$/t.



**Figura 2. 2** Variación del precio del hidrógeno con respecto al precio del gas natural

$$\text{Costo } H_2 = -0,403 \cdot \text{Precio}_{GN}^2 + 16,02 \cdot \text{Precio}_{GN} \quad (2.2)$$

#### 2.1.2.2. Consumo en la refinería

Con las unidades seleccionadas para la nueva refinería, el consumo de hidrógeno se ha aumentado ya que según Chicago Bridge & Iron Company N.V (2012) las unidades que requieren de este con sus respectivos consumos estimados se muestran en Cuadro 2. 4. El mayor consumo, que representa un 67% del total, es representando por la unidad de hidrocrqueo. Tras esta las demás unidades representan consumos considerablemente más bajos entre un 1% y 3%, a excepción del hidrotreatmento de diesel que requiere un 28% del hidrógeno.

No obstante vale destacar que la unidad de reformado catalítico continuo tiene como subproducto 5178,57 kg/h de hidrógeno el cual podría abastecer toda la demanda de

hidrógeno de la planta que es de aproximadamente 4500 kg/h. Dicho hidrógeno tiene una pureza del 92% (Chicago Bridge & Iron Company N.V, 2012).

El diseño de la refinería se ha planteado de manera tal que el hidrógeno demandado por las unidades de hidrodesulfurización de nafta, queroseno y diesel sea proporcionado por la unidad de reformado catalítico, y por otra parte el hidrógeno para la unidad de hidrocrqueo se abastece desde la unidad de producción de hidrógeno pues este tiene una pureza del 99,9% (Chicago Bridge & Iron Company N.V, 2012).

**Cuadro 2. 4** Consumo de hidrógeno en cada una de las unidades

<b>Unidad</b>	<b>Consumo, t/día</b>
Hidrotratamiento de diesel	27,5
Unidad de hidrocrqueo	66,8
Isomerización	1,8
Naftas	2,7
Unidad de recuperación de azufre	0,1
Queroseno	0,4

Por lo tanto, ya que la única unidad que requiere de un hidrógeno de más pureza que el producido por la unidad de reformado catalítico es la de hidrocrqueo, se considerará que el hidrógeno demandando por la refinería es de 71,9 t/día, por tanto el propósito será determinar si convendría sustituir la unidad de producción de hidrógeno, que será detallada posteriormente, por la unidad productora del gas sintético que consume el coque, aunque siempre se requerirá el absorbedor PSA para purificar el hidrógeno.

### **2.1.3. Vapor**

#### **2.1.3.1. Producción**

La producción de vapor en la refinería será a partir de las calderas existentes y dos calderas nuevas de 35 t/h. Se requiere de vapor de 3,5 MPaG a 430°C, 1 MPaG a 210°C y 0,4 MPaG a 155°C. Según los datos de los estudios de factibilidad realizados por HQCEC, costará alrededor de 24 \$ cada tonelada métrica de vapor producida.

### **2.1.3.2. Consumo en la refinería**

Para el consumo de vapor se detallaron los flujos másicos requeridos para cada unidad con el propósito de identificar aquellas unidades que representen un mayor gasto. Por otra parte en algunas unidades se genera vapor, y por esta razón se detallan ambos para diferentes presiones en el Cuadro 2.5.

La mayor demanda de vapor proviene de las unidades de craqueo catalítico (para el compresor) y del hidrotratamiento de diesel, ambas representando el 36% del consumo de vapor a 3,5 MPaG. Por otra parte más unidades son la que requieren de vapor a 1 MPaG, siendo el almacenamiento y el transporte el que requiere un 25% de todo el vapor. Finalmente un 54% del vapor a 0,4 MPaG es consumido por la unidad de regeneración de aminas.

## **2.1. Gases combustibles disponibles en la refinería**

En el diseño actual del proyecto de modernización de la refinería la producción de hidrógeno será a partir del gas licuado de petróleo, o bien cabe la posibilidad de utilizar el gas natural que se pretende sea importado. Por otra parte la energía eléctrica se le comprará al Instituto Costarricense de Electricidad y con respecto al vapor no existe una mayor problemática pues ya se produce a partir de las calderas.

Por tales razones se presentará un análisis del mercado para el gas licuado de petróleo y el gas natural que podrían ser colocados en el mercado costarricense tras dejar de utilizarse en la producción del hidrógeno que se plantea sea a partir de la gasificación del coque de petróleo.

### **2.2.1. Mercado del gas licuado de petróleo**

El gas licuado de petróleo para el mercado nacional es comercializado por RECOPE a quién otras empresas distribuidoras se lo compran, por lo tanto el mercado meta serán dichas empresas que son las encargadas de proporcionar el gas licuado a las industrias, hogares y transportes, así como cualquier otro sector que lo consuma (Leiva, 2003).

**Cuadro 2. 5** Consumo de vapor para cada una de las unidades

Unidad	3,5 MPaG		1,0 MPaG		0,4 MPaG	
	Generación, t/h	Consumo, t/h	Generación, t/h	Consumo, t/h	Generación, t/h	Consumo, t/h
2# ADU				2,6		
2# VDU				4,9		
CCR	20			5		5
CCR compresor		16,3			16,3	
Hidrocraqueo VGO			26,8	4,8	12,9	
Turbina de hidrocraqueo VGO		11				
Hidrotratamiento de diesel		16,6	16,6			
Planta H <sub>2</sub>	21,2			2,3		
SWS				11,4		
Coquización retardada		1,0 (máx 2,0)		1,3 (máx 5,7)		
Turbina de la coquización retardada				13,3		
Regeneración de aminas						25,6
Recuperación de azufre	7,6			0,3	2,4	
Desfulrización de Gas/GLP				(máx 2,0)		
Almacenamiento y transporte				20 (intermitente)		
Isomerización				8		17
Calderas			26,6		16	
Total	48,8	44,9	70	73,9	47,6	47,6

Actualmente se tienen únicamente cuatro empresas encargadas de envasar el gas licuado de petróleo y por tanto son estas las que lo adquieren directamente de RECOPE. Dichas empresas son las presentadas en el Cuadro 2. 6 (Camacho, Salas, & Ulate, 2012).

El gas licuado de petróleo es utilizado para consumo doméstico pues es fuente calor para la cocción de alimentos. Adicionalmente en el sector industrial se utiliza por sus características de pureza, regularidad de la llama, facilidad de graduación y la no emisión de gases tóxicos (Leiva, 2003).

**Cuadro 2. 6** Compradores nacionales de gas licuado de petróleo

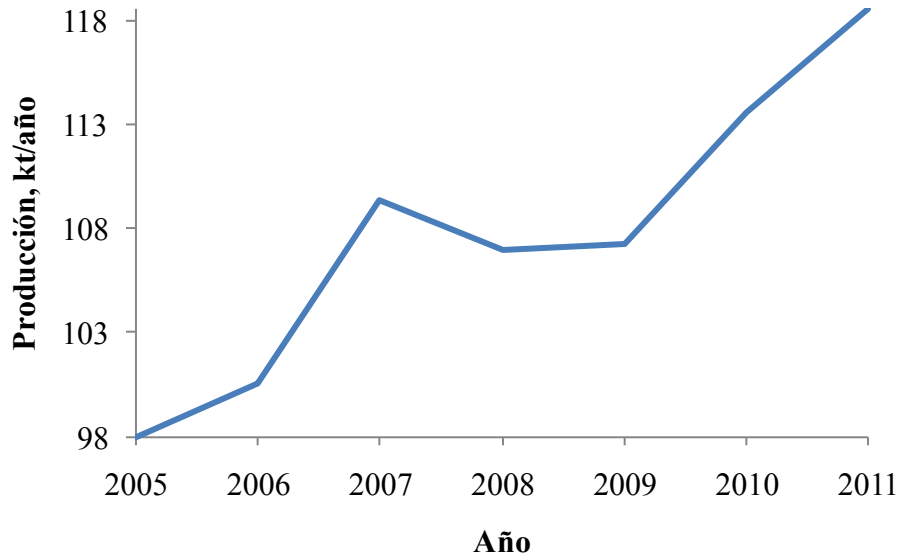
<b>Comprador</b>	<b>Referencias</b>
Gas Nacional Z	<a href="http://www.grupozeta.co.cr/">http://www.grupozeta.co.cr/</a>
Petrogas	<a href="http://www.petrogas.co.cr/">http://www.petrogas.co.cr/</a>
Solgas	<a href="http://www.comxport.com/paises/solgas_l_p_g_de_costa_rica_sa-costa_rica-28256.php">http://www.comxport.com/paises/solgas_l_p_g_de_costa_rica_sa-costa_rica-28256.php</a>
Tomza	2573-8686

#### **2.2.1.1.Oferta**

Para el 2010 el derivado del petróleo que más se produjo en la refinería de Moín fue el fuel oil (34,9%) mientras que el jet fuel, asfaltos, gasóleo, queroseno y gas licuado de petróleo representaron únicamente el 10,8%. Las importaciones de GLP siguen aumentando y en cuanto a la oferta nacional en el 2010, el gas licuado de petróleo representó el 4% de la oferta total (Molina, 2012).

En la Figura 2. 3 se muestra la oferta de gas licuado de petróleo en el país del año 2005 al año 2011. Es importante destacar que para los años del 2005 al 2010 se tomaron los datos del balance energético nacional del 2012 según Molina, mientras que los últimos datos del año 2011 fueron proporcionados por la Dirección Sectorial de Energía, quienes aún no cuentan con un informe oficial sobre el balance energético para el año 2011.

En general de la Figura 2. 3 se observa una tendencia creciente de la oferta del gas licuado de petróleo. Esta tendencia se ha venido manteniendo desde años atrás ya que según Leiva (2003) la demanda ha venido creciendo aceleradamente desde 1997 pero su producción nacional depende del nivel de operación de la Refinería Moín.

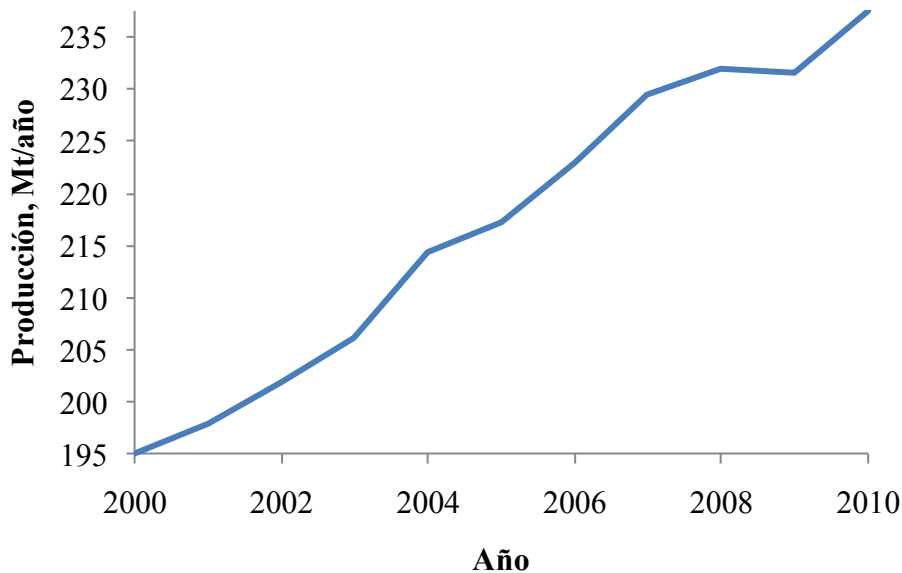


**Figura 2. 3** Oferta de gas licuado de petróleo en Costa Rica

Para el 2010 la producción mundial de gas licuado de petróleo alcanzó los 1267 miles de metros cúbicos diarios y en la Figura 2. 4 se presenta la tendencia de la producción a nivel mundial del gas licuado de petróleo. Análogamente al comportamiento de la oferta a nivel nacional, la oferta muestra una tendencia creciente. No obstante, a pesar de que en la mayoría de las regiones, como Asia Pacífico, Medio Oriente, Europa, Latinoamérica y África hubo un aumento en la producción del mismo, en el período del 2009 al 2010 se experimentó una baja en la producción del gas licuado en Norteamérica (Fernández, Navarrete, & Sánchez, 2012).

Para el 2010, el mayor productor mundial del gas licuado fue Norteamérica en donde el 62% de la producción provino del procesamiento del gas natural ya que la producción del gas licuado se relaciona directamente. Lo siguió el Medio Oriente, Asia-Pacífico, Europa-Eurasia, Latinoamérica y África (Fernández, Navarrete, & Sánchez, 2012).





**Figura 2. 4** Oferta mundial de gas licuado de petróleo

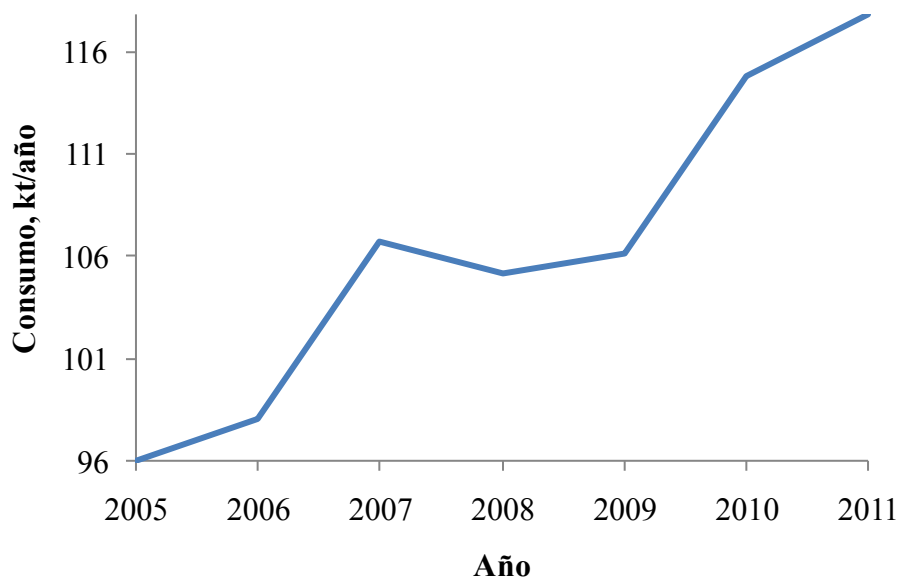
#### 2.2.1.2.Demanda

En la Figura 2. 5 se muestra el consumo nacional del gas en los últimos años. El consumo de la energía secundaria, como es la proporcionada por el gas licuado de petróleo, experimentó para el 2010 un crecimiento del 2%. Es relevante destacar como los productos de mayor consumo nacional, tales como el diesel no reportaron un crecimiento significativo de consumo, y las gasolinas regular y súper experimentaron un incremento del 1,7% y 7,2%, respectivamente; además las gasolinas en conjunto experimentaron un aumento del 3,6% y el fuel oil se redujo en -0,2% (Molina, 2012).

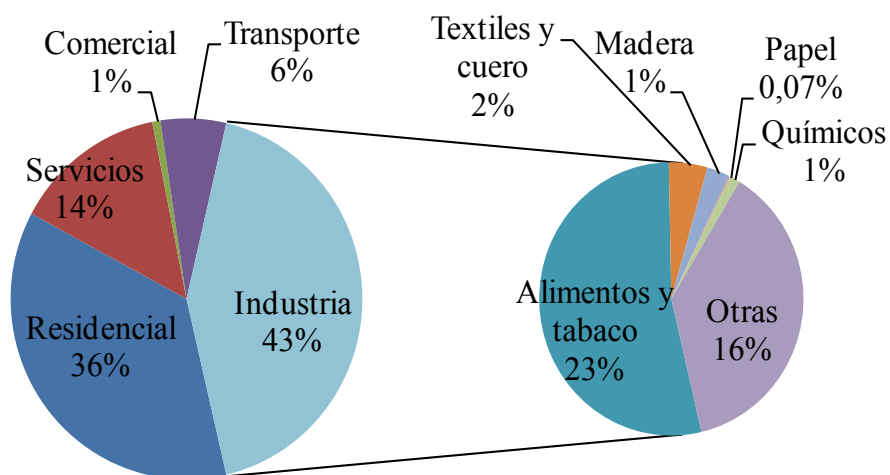
Dichos datos son importantes puesto que el gas licuado de petróleo experimentó el incremento más significativo, ya que mientras otros productos experimentaron crecimientos entre un 1% y 7% , el gas en estudio tuvo un incremento del 8,2%, siendo este el valor más alto (Molina, 2012).

Al igual que la oferta, la demanda experimenta un crecimiento acelerado para el gas licuado en el país. En la Figura 2. 6 se muestra un desglose por sectores del consumo de gas licuado de petróleo en el país para el 2011 con los datos proporcionados por la Dirección Sectorial de Energía. Los sectores más representativos son el residencial con un 36% y la industria

con un 43%, donde las industrias de alimentos y tabaco son las que representan en su mayoría el consumo del gas licuado de petróleo en este subsector.



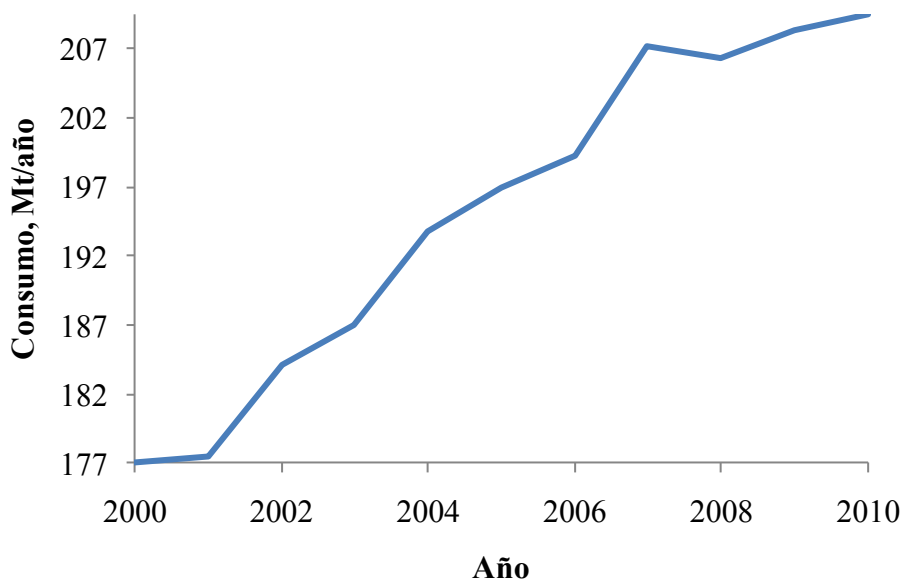
**Figura 2. 5** Demanda de gas licuado de petróleo en Costa Rica



**Figura 2. 6** Demanda de gas licuado de petróleo en Costa Rica por sectores en el 2011

Para el 2010 la demanda mundial fue de 1239 miles de metros cúbicos diarios lo cual implicó un incremento del 1,7% del mismo con base en el año 2009. Del 2000 al 2010 dicha demanda creció un 2,1% anual y fue debido al aumento del consumo del sector petroquímico en el Medio Oriente. Para dicho año las regiones de mayor consumo fueron Asia-Pacífico, Norteamérica y Europa-Eurasia, en orden decreciente; el consumo del gas

para el período comprendido entre el 2000 y el 2010 se muestra en la Figura 2. 7 (Fernández, Navarrete, & Sánchez, 2012).



**Figura 2. 7** Demanda mundial de gas licuado de petróleo

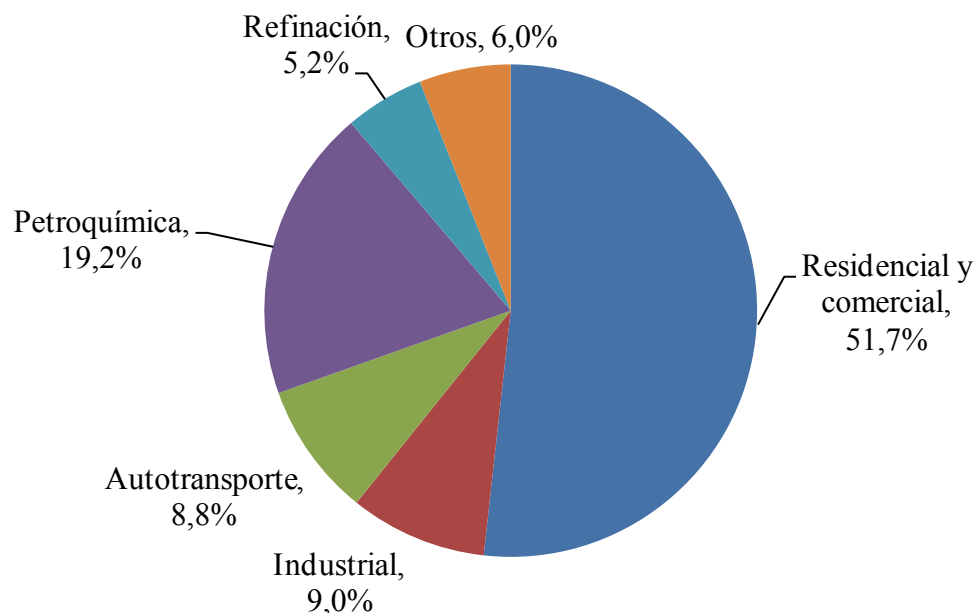
Mundialmente los sectores que consumieron más gas licuado de petróleo, tal y como se presenta en la Figura 2. 8, fueron el residencial y comercial; tuvieron un crecimiento aproximado del 2,3% anual mientras que el sector industrial disminuyó su consumo anual en un 0,4%, en promedio. En el sector de autotransporte se experimentó un incremento desde un consumo de 78428 m<sup>3</sup> en el 2000 hasta 110289 m<sup>3</sup> en el 2010 (Fernández, Navarrete, & Sánchez, 2012).

### 2.2.1.1. Proyección y precios

A nivel mundial, los precios del propano y butano que componen al gas licuado de petróleo aumentaron tres veces entre el 2000 y el 2010, especialmente en el 2008, año en el que a pesar de la crisis se tuvieron los precios más altos debido a la relación de precios de los componentes del gas licuado con el petróleo crudo (Fernández, Navarrete, & Sánchez, 2012).

No obstante a nivel nacional se experimentó un fenómeno distinto, en donde la tendencia de los precios del gas licuado de petróleo en el período comprendido entre 1998 y 2013 se muestra en la Figura 2. 9. Según RECOPE (2013) hasta el 2007 los precios del gas licuado

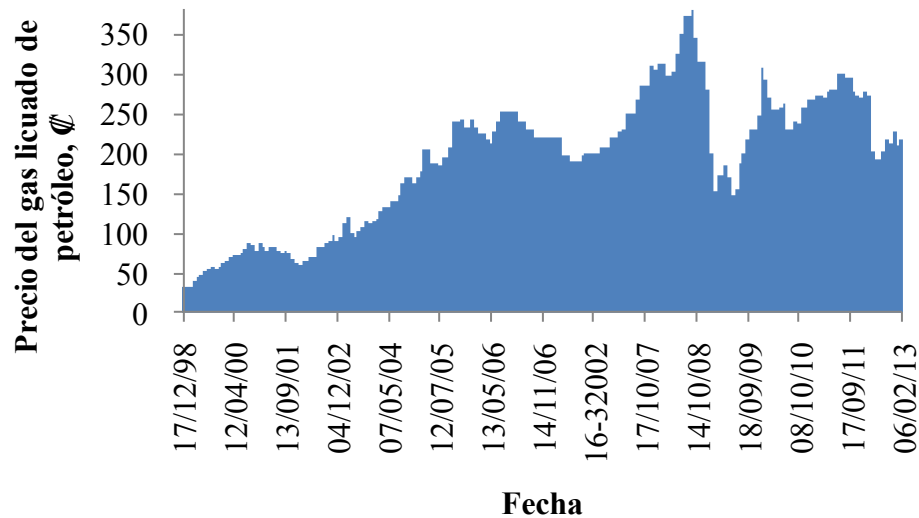
muestran una tendencia subiendo, sin embargo entre el año 2008 y 2009 se observa como los precios bajan considerablemente, y este período coincide con la recesión económica experimentada en esos años.



**Figura 2. 8** Demanda mundial de gas licuado de petróleo por sectores para el año 2010

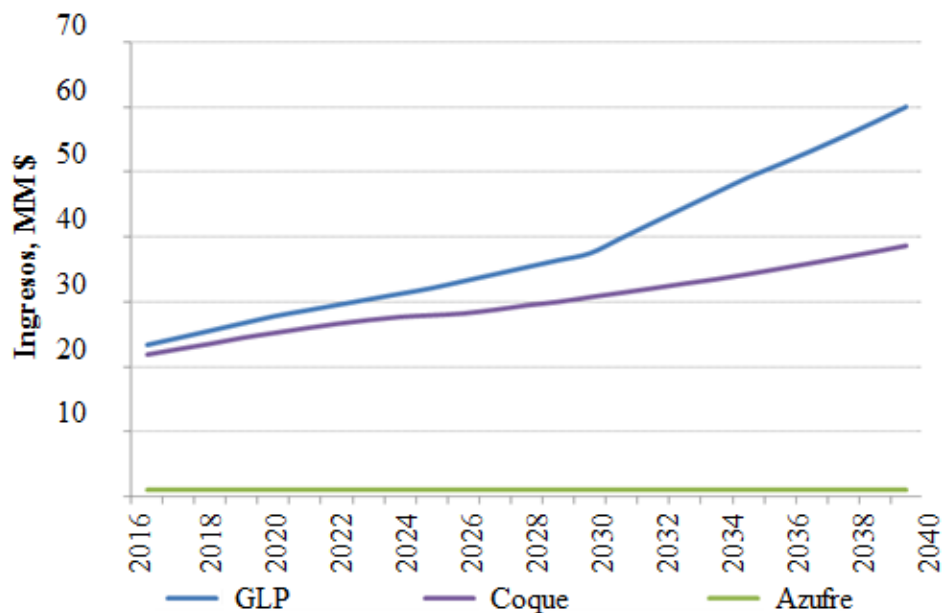
Tras superar dicho período, se tienen precios más estables del gas que oscilan entre los \$200 y \$250 por litro, aproximadamente. Si bien se observa como en los períodos de 1998 al 2001 y del 2005 al 2007 no hay fluctuaciones considerables en el precio y se mantiene casi constante, es un mercado que por las alzas en el precio del 2002 al 2005 o la baja entre el 2008 y el 2009 se podría considerar de precios vulnerables.

Se considera que parte de los ingresos de la refinería provienen de la venta del gas licuado de petróleo en el país, por esta razón se encontró que para el período analizado mostrado en la Figura 2. 10 el promedio en las ventas fue de \$38,2 millones anuales con un coeficiente de variación de 29,2% (RECOPE, 2012).



**Figura 2. 9** Precios del gas licuado de petróleo por litro en el mercado nacional

De la Figura 2. 10 se observa como el ingreso anual por las ventas del gas licuado de petróleo aumentarán considerablemente, a diferencia de cómo se observa en el mismo con el coque de petróleo y el azufre que muestran una tendencia un tanto más estable. Por dicha razón utilizar el coque de petróleo para sustituir el gas licuado de petróleo para la producción del hidrógeno consumido en la refinería resulta una opción viable.



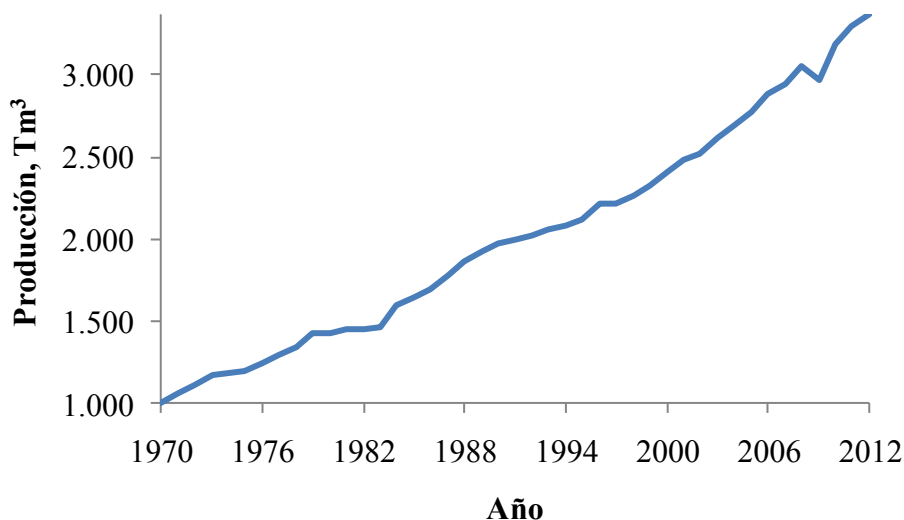
**Figura 2. 10** Proyección de ingresos por ventas de gas licuado de petróleo, coque y azufre (RECOPE, 2012)

## 2.2.2. Mercado del gas natural

En la actualidad RECOPE no dispone de gas natural para la venta en el país por lo que la recolección de datos sobre oferta y demanda son meras suposiciones para la evaluación del uso del gas natural en Costa Rica, no obstante dicha evaluación no es el objetivo del presente proyecto por lo que se presentarán únicamente los datos relevantes para la investigación.

### 2.2.2.1.Oferta

Según los datos mostrados por SENER (2004) la oferta mundial del gas licuado experimentó un crecimiento acelerado desde la década de los 90's hasta el 2003. Por esta razón se proyecta como la misma seguirá aumentando en los próximos años tal y como se muestra en la Figura 2. 11 con datos obtenidos de la estadística mundial de energía (BP Statistical Review of World Energy).



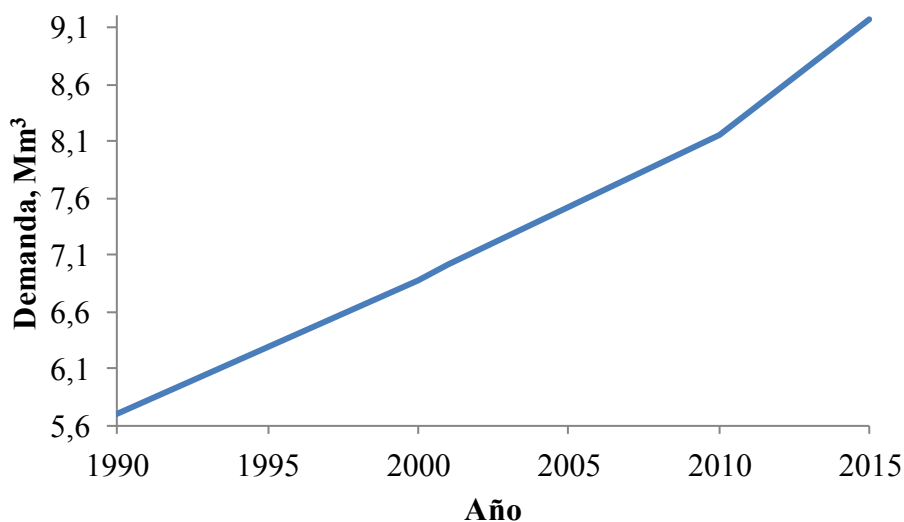
**Figura 2. 11** Oferta mundial del gas natural  
(BP Statistical Review of World Energy, 2013)

Con respecto a las reservas del mismo se tiene que para el 2011 se cuenta aún con disponibilidad suficiente para 60 años más de producción mundial. Se espera que la participación del gas natural sea cada vez mayor en la matriz energética debido a su flexibilidad (Dávila, 2012).

### 2.2.2.2.Demanda

En Costa Rica aún no se ha implementado el uso del gas natural y por lo tanto no existen gasoductos ni redes de distribución. Se ha proyectado que para el 2015 un 5% de la demanda corresponderá al sector transporte, además para la generación térmica se estima un 50% de la demanda inicial y un 35% para el consumo propio de la refinería. Sin embargo las demandas en el sector transporte e industrial se harán cada vez más importantes y alcanzarán valores de hasta un 34% y 26%, respectivamente (Dávila, 2012).

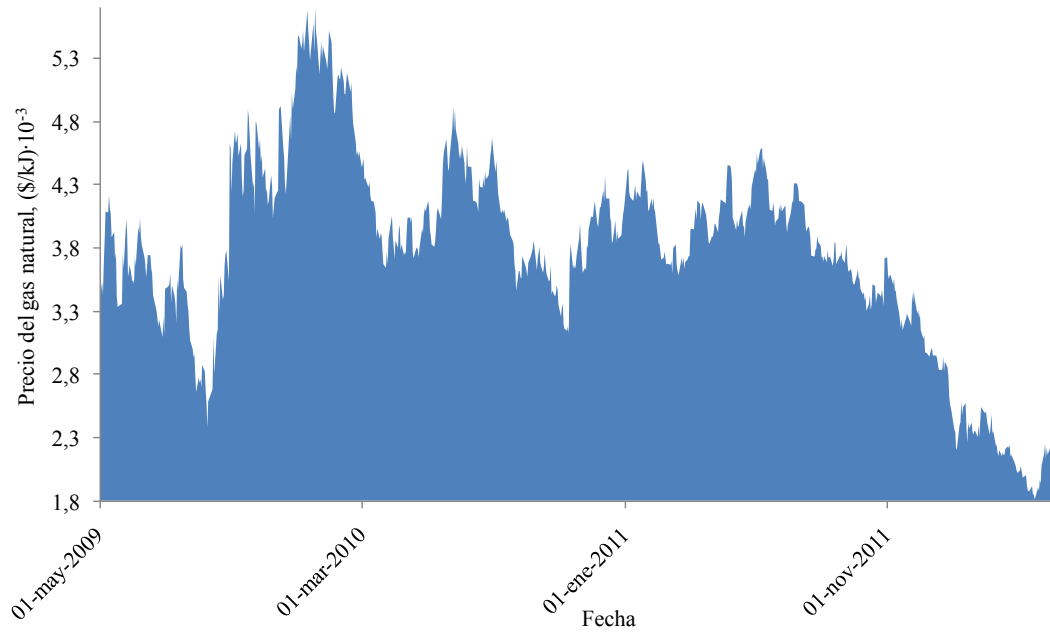
Desde una perspectiva del mercado mundial, se tomaron los datos de SENER (2004) y se realizó el gráfico mostrado en la Figura 2. 12 donde hasta el 2003 son los datos reales del consumo del gas natural y a partir de los mismos es una proyección hasta el 2015. Tal y como se tuvo con la oferta, la tendencia de la demanda del gas natural experimentará un crecimiento cada vez mayor.



**Figura 2. 12** Demanda del gas natural desde 1990 hasta el 2015

### 2.2.2.3.Proyección y precios

En la Figura 2. 13 se muestran los precios del gas natural recolectados desde el 2009 hasta el 2012. Los mismos fueron obtenidos de la Dirección de Comercio Internacional de Combustibles de RECOPE y se observa bajas y altas en el precio constantemente por lo que una proyección de la tendencia de los precios a futuro resulta sumamente compleja.



**Figura 2. 13** Precios del gas natural en Louisiana



## **CAPÍTULO 3: Selección de tecnologías de gasificación**

En el presente capítulo se analizarán los aspectos fundamentales involucrados en el proceso de gasificación propuesto, pero para definir la ruta del mismo habrá que considerar la presión, temperatura de operación y las condiciones iniciales de alimentación; una vez expuestos se evaluarán los gasificadores que presenten las condiciones más beneficiosas para el producto deseado.

Existen diversas tecnologías industriales para gasificar distintos tipos de alimentaciones y la selección de cada una de éstas dependerá del uso esperado del gas de síntesis. Si bien es cierto que en los últimos años se ha estado trabajando en nuevas opciones para la gasificación, se enfocará el análisis a las de mayor antigüedad pues de estas se tienen los resultados reales tras operar y con base a esto se podrá definir cuáles resultan convenientes para la producción de hidrógeno a partir del coque de petróleo.

El análisis se fundamentará en los resultados presentados por los autores John Rezaiyan y Nicholas Cheremisinoff en *Gasification Technologies*, y Christopher Higman y Maarten van der Burgt en *Gasification*. En dichas obras los autores resaltan los resultados de los diferentes arreglos de los gasificadores en los últimos años basados en las tecnologías que están disponibles en el mercado.

Las tecnologías varían sus diseños dependiendo del tipo de arreglo del reactor así como de las condiciones de operación (temperatura y presión) deseadas pues están sumamente ligadas a la variación en la composición del gas de síntesis. Por otra parte, debido a que se pueden gasificar diversos tipos de materias primas, se tendrán arreglos que beneficiarán más cuando la alimentación es biomasa, carbón o coque de petróleo; por ello se presentarán las tecnologías que han sido delimitadas para la gasificación de coque de petróleo y de la producción de hidrógeno a partir del gas de síntesis.

### **3.1. Condiciones de operación y de la alimentación**

La calidad y composición del gas de síntesis está fuertemente ligada a las condiciones de operación y de la alimentación. Por esta razón en el presente apartado se mencionaran aquellos aspectos a considerar en la gasificación del coque de petróleo de la Refinería Moín

para la producción de un gas de síntesis del que se obtenga el hidrógeno necesario para la unidad de hidrocrackeo.

### **3.1.1. Temperatura**

Basándose en los autores señalados, se encontró como para la producción de hidrógeno a partir del monóxido de carbono del gas de síntesis y su reacción con el agua (ver Ecuación 1.7) se obtiene el rendimiento máximo a temperaturas bajas, hasta los 300°C en presencia de catalizadores. Dicha reacción se lleva a cabo en un reactor separado debido a que es necesario enfriar antes el gas de síntesis para obtener un rendimiento favorable.

Por otra parte se ha definido como se tienen varios componentes en el proceso de gasificación, y los relevantes para el presente caso son tanto el H<sub>2</sub> como el CO ya que el último reacciona posteriormente para generar más hidrógeno. La concentración de ambos componentes incrementa cuando la gasificación se da a temperaturas altas y su máxima concentración se obtiene con temperaturas superiores a los 1000°C.

En caso de que la configuración seleccionada para el proceso de gasificación utilice un servicio de vapor, la temperatura del mismo debe ser la mínima del vapor saturado a la presión que se tiene en el gasificador para evitar la condensación de este. Generalmente se trabaja con vapor sobrecalentado a una temperatura entre los 300°C y 400°C.

### **3.1.2. Presión**

La presión, al igual que la temperatura, influencia la formación de CO y H<sub>2</sub> sobre el CH<sub>4</sub> y CO<sub>2</sub> en el gas de síntesis. Un aumento de la concentración de los primeros así como una disminución de concentración de los segundos en el gas de síntesis se ve beneficiado por presiones bajas, en donde la condición idónea (alto porcentaje de CO y H<sub>2</sub> y bajo de CH<sub>4</sub> y CO<sub>2</sub>) se alcanza cuando la gasificación se lleva a cabo a presión atmosférica.

Con respecto a la temperatura del vapor, se mencionó que se requiere que el mínimo sea vapor saturado para evitar una posterior condensación, por lo que por lo general se trabaja con temperaturas superiores a los 300°C, que equivale a que la presión sea superior a los 40 bar.

En cuanto a la presión requerida para llevar a cabo la reacción representada por la Ecuación 1.7, donde a partir del CO y el agua se produce H<sub>2</sub>, no se ha encontrado que un incremento o disminución de esta afecte de manera significativa el hidrógeno producido.

### **3.1.3. Alimentación**

El coque de petróleo puede ingresarse de dos maneras distintas, ya sea seco o mezclado con agua lodo. Dependiendo de cada una de estas formas, el proceso de gasificación se lleva a cabo por una ruta distinta, ya que cuando la alimentación ingresa seca al reactor, debe proporcionarse vapor a diferencia de cuando se ingresa con agua, considerando que interesa la producción de hidrógeno.

Para ingresar el coque de petróleo al reactor cuando la alimentación está seca, se utilizan los denominados gases de transporte, como lo son el nitrógeno, dióxido de carbono o incluso un reciclo del gas de síntesis producido. El nitrógeno requerido se puede obtener de la unidad de separación de aire y el dióxido de carbono del gas producido por la unidad, tanto en el gas de síntesis como en los subproductos de la reacción del agua y el monóxido de carbono.

La utilización de cada uno de los distintos gases de transporte tiene sus respectivas ventajas y desventajas en dicho proceso de mucha complejidad. Cuando se utiliza nitrógeno se promueve la formación de subproductos indeseados, así como la utilización del CO<sub>2</sub> implica un aumento en la concentración del gas de síntesis del mismo. El uso de un reciclo del gas de síntesis se ha establecido teóricamente, pero en la práctica no se ha llevado a cabo pues no resulta viable.

Por otra parte, cuando se trabaja con una mezcla de agua y coque de petróleo, es necesario mezclar inicialmente dichos componentes en un tanque agitado. Según Higman y Van der Burgt (2008) se pueden utilizar concentraciones de un 60% hasta un 70% en peso de coque y es posible usar presiones más altas que con una operación con coque seco.

## **3.2. Tecnologías para la gasificación**

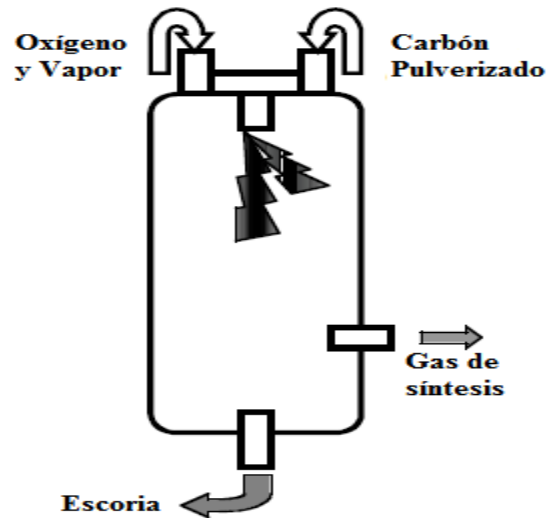
Existen múltiples alternativas en el mercado para gasificar el coque de petróleo y otros residuos, por lo tanto tras un análisis de los modelos presentados por Rezaiyan y Cheremisinoff (2005) y Higman y Van der Burgt (2008) se encontró como los gasificadores que han sido empleados para la producción de hidrógeno a partir del coque de petróleo son el Prenflo, Shell y Texaco.

### **3.2.1. Proceso Shell**

El proceso de gasificación de Shell es capaz de operar con alimentaciones variadas y consiste de tres etapas. La primera es la gasificación en un reactor con un revestimiento refractario, donde se da una oxidación parcial que convierte la alimentación en un gas sintético en presencia de oxígeno y vapor. En la segunda etapa se enfría el gas sintético y se genera un vapor a presión alta a partir del gas sintético que viene a una temperatura muy alta para finalmente ir a la tercera etapa donde se remueve el carbón y las cenizas con agua en una unidad de dos etapas (Rezaiyan & Cheremisinoff, 2005).

En la Figura 3. 1 se muestra el proceso del gasificador Shell en donde la alimentación ingresa seca y pulverizada para luego presurizarse y alimentarse al reactor con un transportador de gas de fase densa. Generalmente el gas de transporte es nitrógeno el cual mantiene al coque de petróleo fluidizado a una presión muy alta (García F. , 2013). También es posible trabajar también con el dióxido de carbono que se produce en el mismo proceso o incluso con el gas de síntesis (Higman & Van der Burgt, 2008).

El agente oxidante se precalienta para minimizar el consumo de oxígeno y se mezcla con el vapor; seguidamente la alimentación reacciona con el oxígeno en exceso a 1500°C y entre 2 MPa y 4 MPa para producir hidrógeno, monóxido de carbono y un poco de dióxido de carbono. El gas de síntesis abandona el reactor con una temperatura entre 1500°C y 1700°C con una concentración baja de carbón y cenizas, por lo que se enfría un poco con una recirculación de gas y alcanza una temperatura de 300°C (Rezaiyan & Cheremisinoff, 2005).

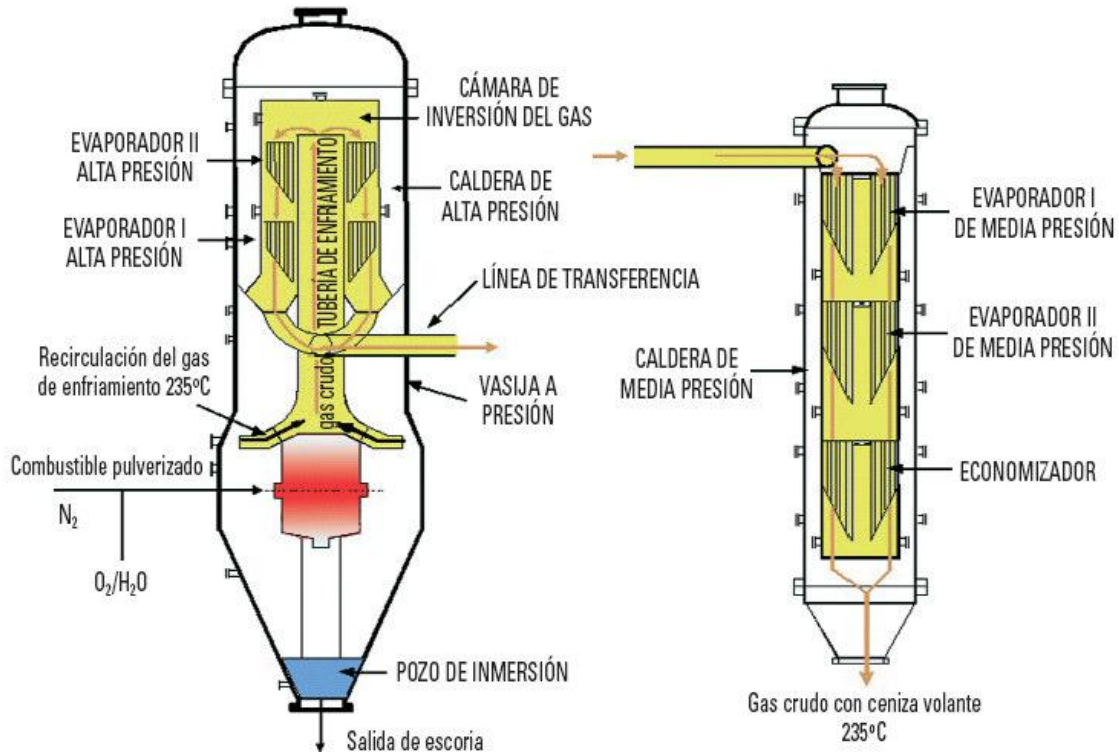


**Figura 3. 1** Gasificador Shell  
(Rezaiyan & Cheremisinoff, 2005)

Tras comparar el proceso Shell con otros en la Tabla 2.6 de Gasification Technologies de John Rezaiyan y Nicholas Cheremisinoff, se encontró que es de los que obtiene una concentración mayor de hidrógeno en el gas de síntesis, representando un 34,4% por lo general. La primera planta en utilizar dicho sistema fue la planta de gasificación de carbón en los países bajos en 1993 donde se generaron 285 t/día de hidrógeno según Higman & Van der Burgt (2008) y se están planeando otras tres plantas en china para producir hidrógeno y otros productos químicos (Rezaiyan & Cheremisinoff, 2005).

### 3.2.2. Proceso Prenflo

La alimentación se ingresa con oxígeno y vapor a través de los quemadores en el fondo del gasificador. El gas de síntesis se produce a una temperatura de 1600°C y se enfría rápidamente con un reciclo del gas de síntesis para bajar su temperatura a 800°C y posteriormente pasa por una serie de etapas a través de los evaporadores y así reduce su temperatura a 380°C (Rezaiyan & Cheremisinoff, 2005). El proceso se muestra en la Figura 3. 2.



**Figura 3. 2** Gasificador Prenflo  
(ELCOGAS, 2012)

El gas se lava en un depurador Venturi y la escoria producida se enfría en un baño de agua y se retira para su posterior venta. Actualmente solo existe una unidad comercial operando con dicho sistema en Puertollano, España; tiene una capacidad de 338 MW y está operando desde el 2006. Procesa 2400 t/día de una alimentación compuesta en partes iguales de carbón y coque de petróleo, produce 180 km<sup>3</sup>/día de gas de síntesis, con una escoria anual de 109000 t y 11000 t anuales de cenizas; su eficiencia es de un 47,2% (Rezaiyan & Cheremisnoff, 2005).

El proceso Prenflo como se mencionó con anterioridad, ha operado comercialmente en Puertollano únicamente. Si bien la planta ha obtenido resultados positivos en cuanto a eficiencia y mitigación de los impactos ambientales por la emisión de dióxido de carbono y otros gases, el proceso ha sido enfocado a la generación de energía eléctrica y vale destacar que la selección de un proceso de gasificación va estrechamente ligado con el uso del gas de síntesis.

### 3.2.3. Proceso Texaco

La gasificación mediante el proceso de Texaco se desarrolló en la década de los 40 y se retomó con la gasificación del carbón en los 70. Posteriormente se abrieron nueve plantas comerciales de las cuales cinco están en China y las restantes en Estados Unidos, en donde tres utilizan coque de petróleo en la alimentación (Higman & Van der Burgt, 2008).

La alimentación es una mezcla del carbón o coque con agua en un gasificador de flujo arrastrado con flexibilidad en cuanto a la refrigeración del gas de síntesis, pues puede ser mediante un radiador, baños de agua o una combinación de ambos, cuya selección dependerá del presupuesto. Las partículas de coque son de un tamaño aproximado de 100  $\mu\text{m}$  y mezcladas con agua, una vez preparadas se cargan al reactor con una bomba de pistón-membrana (Higman & Van der Burgt, 2008).

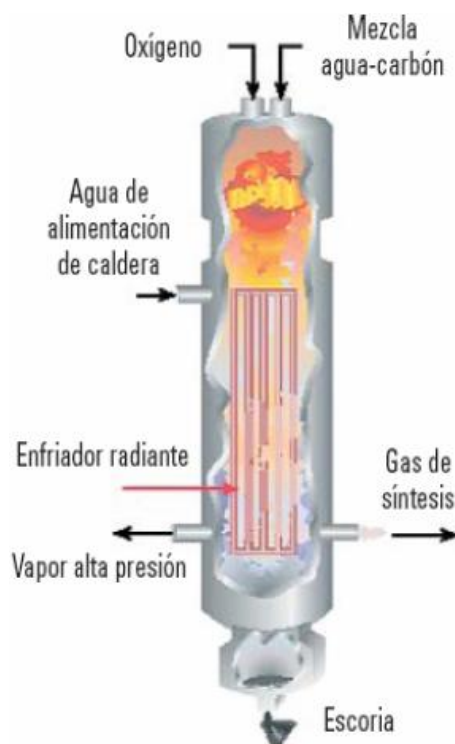
La presión de operación es a 3000 kPa cuando se plantea el proceso para la producción de energía eléctrica, no obstante cuando el interés es la síntesis de químicos como el hidrógeno las presiones van de los 7000 kPa a 8000 kPa. La alimentación ingresa con el oxidante que generalmente es oxígeno en la sección superior del gasificador y de esta forma la gasificación se da alrededor de los 1425°C (Higman & Van der Burgt, 2008).

El proceso Texaco incluye el enfriamiento del gas de síntesis, por lo que al salir el producto del gasificador se enfría y disminuye a una temperatura entre los 200°C y 300°C, lo cual es una condición favorable para la reacción de monóxido de carbono y agua donde se produce más hidrógeno (Ecuación 1.7) (Higman & Van der Burgt, 2008). En la Figura 3. 3 se muestra la configuración del proceso.

Según Higman y Van der Burgt el proceso de gasificación Texaco es el menos costoso del mercado, no obstante muestra una serie de complicaciones. Por trabajar este con agua desde la alimentación, se requiere un mantenimiento constante (aproximadamente de cada dos años) para el material refractario del reactor (Higman & Van der Burgt, 2008).

Si bien es cierto que el proceso Texaco implica gastos de mantenimiento superiores a los que podrían implicar los gasificadores Prenflo y Shell, la inversión inicial sería menor el mantenimiento del mismo no debería implicar mayores problemas, si esto se considera

desde el diseño conceptual de la operación combinada con la unidad de hidrocrqueo. Adicionalmente resulta ventajoso trabajar con una alimentación mezclada con agua pues aumenta el hidrógeno disponible tras la gasificación, que como se ha definido, es la especie deseada para uso de la refinería en la unidad de hidrocrqueo.



**Figura 3. 3** Gasificador Texaco  
(Prieto, 2006)

### 3.3. Alternativas para el futuro: gasificación por plasma

La tecnología de los gasificadores de plasma es relativamente reciente en comparación con los expuestos con anterioridad, según una investigación que se realizó sobre aquellos fabricantes con mayor experiencia. Actualmente en Costa Rica, Ad Astra Rocket Company tiene un convenio con InEn Tec, quienes han realizado pruebas piloto para el tratamiento de desechos en gasificadores de plasma.

Tras conversar con los ingenieros de dicha compañía, se encontró que los gasificadores que ponen a disposición del mercado son los mostrados en el Cuadro 3. 1. La recomendación fueron cinco gasificadores en paralelo para procesar las 576 t/día deseadas, ya que si bien con cuatro sería suficiente, una más aumentaría la eficiencia del proceso.



**Cuadro 3. 1** Modelos disponibles en el mercado de gasificadores de plasma (PEM) de InEn Tec

<b>Modelo de gasificador de plasma</b>	<b>Capacidad, t/día</b>
G500	25
G510	40-50
G530	70-80
G550	120-130

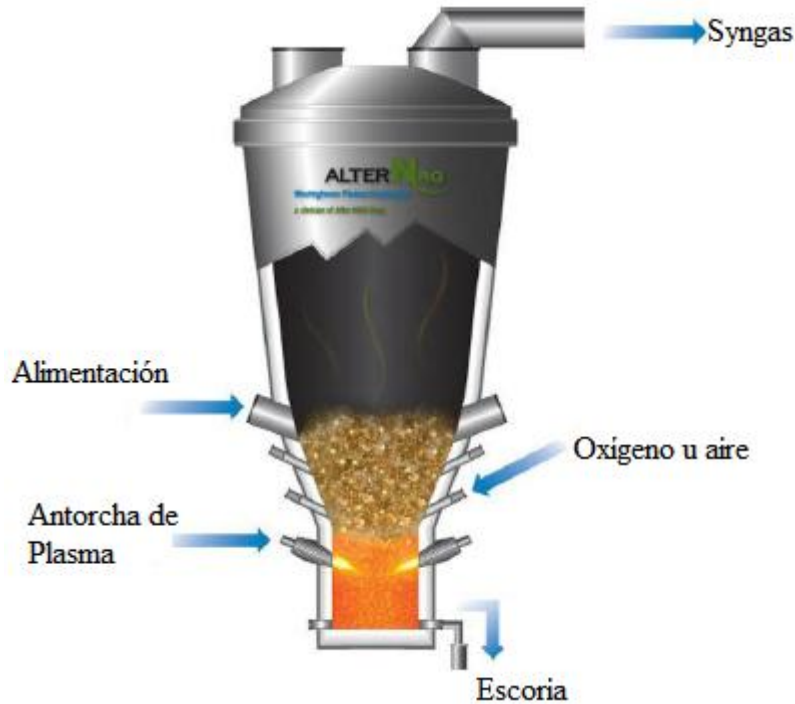
También se encontraron otra serie de gasificadores de Westinghouse Plasma Corporation, que cuentan con una experiencia más amplia con unidades industriales en dos plantas en Japón y la India, de 24 t/día y 220 t/día las primeras, y de 72 t/día la última. Por otra parte están en construcción dos plantas en Inglaterra y China, de 1000 t/día y 150 t/día, respectivamente. Los modelos disponibles se presentan en el Cuadro 3. 2, donde a diferencia de InEn Tec se cuenta con modelos capaces de procesar cantidades mayores de alimentación, lo cual evitaría construir y operar varios gasificadores en paralelo.

**Cuadro 3. 2** Modelos disponibles en el mercado de gasificadores de plasma de Westinghouse

<b>Modelo</b>	<b>Capacidad, t/día</b>			
	<b>Aire</b>		<b>Oxígeno</b>	
	<b>Bajo</b>	<b>Alto</b>	<b>Bajo</b>	<b>Alto</b>
G65	540	620	1000	1000
W15	120	140	240	290
P5	40	50	80	100

En el gasificador de plasma de Westinghouse, la alimentación sufre un proceso de molienda en un inicio para promover un flujo adecuado de la escoria dentro del gasificador. El tamaño de las partículas debe reducirse hasta 15 cm antes de transportarse por la banda y finalmente la alimentación se calienta en el reactor para producir el gas de síntesis hasta que lo abandona a 850°C.

Para el modelo G65 las dimensiones son de 9 m, 4 m y 24 m, el W15 6 m, 2,5 m y 15 m y el P5 4 m, 2 m y 10 m de diámetro superior, inferior y de largo, respectivamente. El gasificador de plasma ha evolucionado en su diseño constantemente desde hace 30 años, el diseño actual se muestra en la Figura 3. 4.



**Figura 3. 4** Gasificador de plasma Westinghouse  
(Westinghouse Plasma Corporation, 2012)

Si bien la gasificación por plasma resulta una opción atractiva, no deja de ser una tecnología novedosa en el mercado a la cual aún le falta bastante para considerarse probada. En reuniones con el Director Ejecutivo de Ad Astra se comentó como la tecnología aún muestra deficiencias durante la fase de operación, como lo es la necesidad de consumir vidrio para no desestabilizar la antorcha o la dificultad de procesar una materia prima que contenga aluminio.

A futuro podría representar una opción interesante, no obstante en la actualidad su costo elevado (que ronda alrededor de 250 MM \$) y sus dificultades al operar, implican que no sea atractivo evaluar la opción. No obstante muestra ventajas como que es posible tratar cualquier tipo de residuos, pero para el caso en estudio se enfocaría únicamente en el coque de petróleo, tecnología para la cual las unidades aún no han sido adaptadas.

### **3.4.Comparación y selección del proceso de la tecnología de gasificación**

Para la comparación de las tecnologías de gasificación convencionales mostradas con anterioridad se evaluarán los aspectos que se consideran más relevantes. Debido a que las

tecnologías mostradas son de lecho arrastrado la concentración de hidrógeno en el gas de síntesis se mantiene similar en cada una de estas, por lo que no es un factor determinante en la selección.

Por otra parte un aspecto muy relevante es el manejo del coque pues el mismo es una sustancia peligrosa y un manejo adecuado de este no arriesgaría la salud de los operarios y la seguridad en la refinería. Tras hablar con Ricardo Soto Neira de ENAP Refinerías, en Chile, quienes han trabajado con coque de petróleo, se comentó el aspecto de que al trabajar con la materia en estado seco, temperaturas superiores a los 70°C presentan auto ignición y se ocasionan incendios con duraciones de hasta una semana.

Debido a ello se considera como la mejor opción tratar el coque de petróleo mezclado con agua, lo cual también tiene como beneficio que durante su transporte no se generarán nubes de polvo. En el Cuadro 3. 3 se muestra un resumen de los criterios expuestos y basándose en los mismos se selecciona el gasificador Texaco.

**Cuadro 3. 3** Comparación de criterios para la selección de la tecnología de gasificación

<b>Criterio</b>	<b>Shell</b>	<b>Prenflo</b>	<b>Texaco</b>
Producción de hidrógeno (% m/m)	~34,4	~34,4	~34,4
Costo	Alto	Alto	Bajo
Manejo	Seco	Seco	Lodo

## **CAPÍTULO 4: Definición del proceso**

Se considerarán tres aspectos para la definición del proceso, los cuales serán: transporte del coque de petróleo, la preparación de la alimentación y se culminará con la gasificación terminando con el diagrama de flujo del proceso propuesto desde el ingreso del coque de petróleo que sale de la unidad de coquización retardada hasta la producción del gas de síntesis que sale del gasificador.

En el transporte del coque se detallarán los equipos con los cuales se trasladará el mismo desde el almacenamiento en la refinería hasta donde se acondicionará el mismo, se definirán las operaciones unitarias requeridas para adecuar el coque a las condiciones del gasificador y finalmente se mostrará la configuración del gasificador seleccionado.

### **4.1. Transporte del coque de petróleo**

La literatura relacionada con los aspectos técnicos y de seguridad sobre el transporte del coque de petróleo resulta escasa, por lo que se tomarán como base los criterios de profesionales que actualmente han trabajado con coque de petróleo en el país e informes sobre plantas que han operado con coque de petróleo.

Para el estudio del transporte del coque se tiene un informe sobre una planta de gasificación con cogeneración eléctrica integrada de Tampa Electric, si bien dicho proyecto tenía como materia prima carbón, muestra diversos puntos relacionados con el transporte del carbón que pueden considerarse similares para coque de petróleo ya que el último difiere del primero en que es más “sucio” pues contiene mayor cantidad de azufre.

Hornick y McDaniel (2002) indican en el informe mencionado como el carbón se transporta con una banda transportadora desde los sitios de almacenamiento hasta unos silos. El sitio de la banda transportadora hasta los silos cuenta con un sistema de supresión de polvo y finalmente cada silo tiene una banda transportadora para llevar el carbón hasta las siguientes unidades del proceso.

Por otra parte como parte de la investigación se visitó dos de las industrias que trabajan con coque de petróleo en el país: Holcim en Aguacaliente de Cartago y Cemex en Colorado de

Abangares; en dichas plantas se tuvo la oportunidad de conocer el almacenamiento y transporte del coque de petróleo dentro de la planta para su posterior uso en los hornos de combustión.

Ambas industrias transportan el coque de petróleo desde su sitio de almacenamiento hasta los molinos en una banda transportadora con una cobertura rígida que cuenta con cierta profundidad para cargar el coque. En Holcim se observó que la banda contaba con una cubierta en la sección superior de manera tal que se evite al máximo la formación de nubes de polvo a causa del coque.

Tras consultar la legislación existente para la manipulación del coque de petróleo, se encontró que no existe una regulación al respecto, por tanto se considerará tan solo las recomendaciones en las fichas de seguridad del producto donde se señala que si bien no existen condiciones de almacenamiento y transporte recomendadas, deberá evitarse que haya emisiones de polvo.

Por las razones expuestas, para su transporte se utilizará una banda transportadora como las existentes en Holcim donde se cuenta con una cubierta tal y como se muestra en la Figura 4. 2 desde un sitio de almacenamiento que sea techado, por razones de seguridad y ambiente (Figura 4. 1).

#### **4.1.1. Localización de la planta de gasificación**

Como parte de la definición del proyecto se especificó la zona en la cual se localizará la planta de gasificación. En la Figura 4. 3 se muestra que se seleccionó un terreno (el señalado con amarillo) que está junto al área de almacenamiento de coque y la unidad de coquización retardada. Dentro de este terreno se sugiere que el equipo de molienda este encapsulado de manera tal que la atmósfera de polvo del coque no molesten a los operarios.

#### **4.1. Acondicionamiento del coque de petróleo para la gasificación**

Debido a que no se ha comenzado con la operación de la refinería no se conocen con exactitud las condiciones de salida de la unidad de coquización retardada del coque de petróleo, no obstante con base en datos experimentales de otras refinerías, se podría

considerar que en cuanto al tamaño de partículas en promedio corresponde al tamaño de un puño y en humedad un 11% como máximo.

Al trabajar con coque de petróleo que ingresará a un gasificador que opera con alimentaciones secas se requiere secar el coque antes de que ingrese el mismo al molino, de lo contrario los equipos del molino se verán afectados por la oxidación además de que se irá formando una capa del coque húmedo en las cuchillas.



**Figura 4. 1** Almacenamiento para el coque de petróleo

El secado del coque de petróleo dependerá del proceso de gasificación a utilizar, puesto que la mezcla puede estar seca o pastosa tras ser mezclada con agua. Debido a que el hidrógeno es uno de los gases importantes de la refinería, adicionar agua incrementaría la proporción de hidrógeno en el proceso y por ende, como se concluyó en el capítulo anterior, resulta más recomendable y no se considerará de momento un secador en el proceso. Por lo tanto el acondicionamiento consistiría de dos operaciones unitarias, las cuales son la molienda del coque de petróleo y el posterior mezclado con el agua antes de ingresar al gasificador.



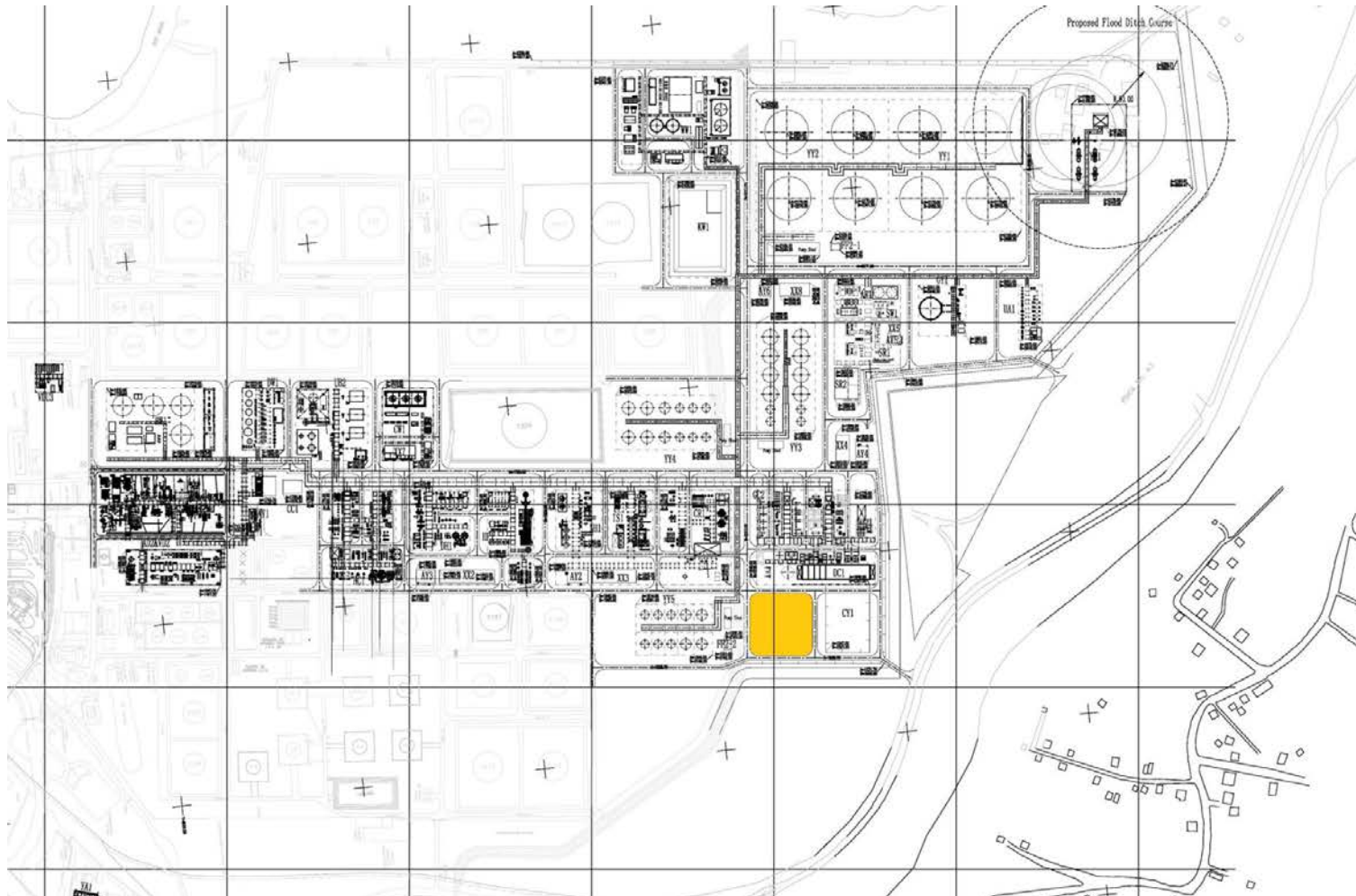
**Figura 4. 2** Banda transportadora para el traslado del coque de petróleo

#### **4.2.1. Molienda**

El equipo para la molienda a utilizar será el recomendado en la cotización de Liming Heavy Industry ® donde se detallan también las bandas transportadoras necesarias para el manejo del coque; la cotización se muestra en los anexos. Los equipos a utilizar serían:

- Trituradora de cono
- Trituradora vertical
- Alimentador vibratorio
- Dos cribas vibratorias
- Siete bandas transportadoras

Se considera que el coque saldría con un diámetro de partícula de aproximadamente 6 mm y que procesaría las 576 t/día establecidas. El material sería llevado mediante el alimentador vibratorio hasta la trituradora de cono. Aquí mediante las bandas transportadoras el coque se lleva a una criba de donde se transporta hasta la trituradora vertical. El proceso se muestra en la Figura 4. 4.



2. Base data:
    - a) Previous studied cases and unit plans provided by relative disciplines.
    - b) Land available and boundary limits provided by SME.
    - c) Documents of P&ID and I&L.
    - d) Other information.
  3. Design standards:
    - a) Fire Protection Code of Petrochemical Enterprise Design (SH3018) 2008
    - b) NFPA30
  4. The coordinate conversion formula between construction (X,Y) and survey (X',Y') are as follows:
    - X' = 1000 - (X - 1000) \* 0.722 + 1000 \* 0.0001 \* Y'
    - Y' = 1000 - (Y - 1000) \* 0.722 + 1000 \* 0.0001 \* X'
- In the level of sheet value in "X" is marked "Y", and "Y" is marked "X".

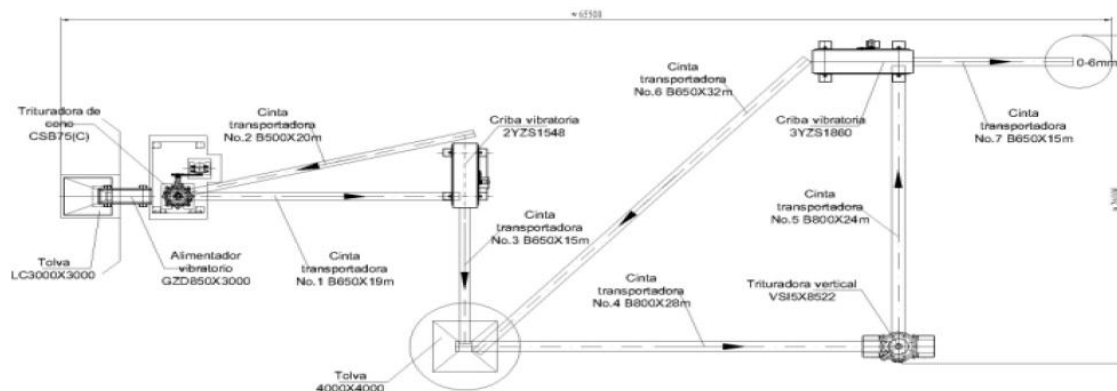
57	SR2	Sulfur Solidification, Storage, Transportation	1419	WPC
58	CTL	Coke Storage	5550	
59	YAZ	Living Camp		TBD
54	YAL	Administration Buildings		
53	CC1	Central Control Room	468	
52	AF6	Field Auxiliary Room(6)	380	
51	AF5	Field Auxiliary Room(5)	177.4	
50	AF4	Field Auxiliary Room(4)	334.6	
49	AF3	Field Auxiliary Room(3)	651.2	
48	AF2	Field Auxiliary Room(2)	704	
47	AF1	Field Auxiliary Room(1)	208.2	
46	UA1	Nitrogen Generation, Plant & Instrument Air Compression System	2506	
45	DM1	DM Water Station and Chemical Facilities	4845	
44	US2	Boilers	9560	
43	YL1	Telecom		
42	XX10	Anti-lightning and Anti-static grounding system		
41	TR9	Power Supply and Lighting System in refinery		
40	X9	Substation for Area 4	1647.2	
39	XX7	Substation for Area 3	1614.2	
38	X86	Substation for Tank Farm		Deleted
37	X85	Substation for Sulfur Recovery	324.2	WPC
36	XX4	Substation for Coker	1012	
35	XX3	Substation for Area 2	1410.2	
34	XX2	Substation for Area 1	1762.2	
33	XX1	Substation for Main Incoming Line(SA, SKY)	2400	
32	WF1	Tank for Condensate Sump Water and for Surge Water Storage	12512	
31	WF2	Raw Water Treatment Plant	10100	
30	YP2	Water Supply/Drainage Pipeline System		
29	PP2	Foam Station	308	2 Stations
28	FP1	Pump Station for Fire Water	1260	
27	CK1	Circulating Cooling Water Plant (CCW)	7000	
26	WW1	Waste Water Treatment Plant (WWT)	18000	
25	YP1	Plant-wide Process and Thermal Power Pipe Network		
24	YS1	Flares	8000	
23	CF1	Flare Recovery System	6550	
22	YF8	Feedstock Storage Tank Farm 3	7350	
21	YF4	Feedstock Storage Tank Farm 2	10200	
20	YF3	Feedstock Storage Tank Farm 1	11760	
19	YF2	Tank Farm for Raw Materials 2	32851	
18	YF1	Tank Farm for Raw Materials 1	32852	
17	AR1	Amine Regeneration Unit (ARU)		WPC
16	SR1	Sulfur Recovery	8848	WPC
15	SW1	Sour Water Stripping Unit (SWS)		
14	NH1	Naphtha Hydrotreating Unit (NHU)	5000	
13	GS2	Dry Gas/LPG Scrubbing	2467	
12	IS1	Isomerization (ISU)	4840	
11	NH1	Diesel Hydrofining Unit (DHF)	6806	
10	HP1	H2 Production Unit (H2U)	6969	
9	CR1	Continuous Catalytic Reforming (CCR)	12610	
8	DC1	Delayed Coking Unit (DCU)	18723	
7	HC1	Hydrocracking Unit (HCU)	11700	
6	VD1	Vacuum Distillation Unit (VDU)	6192	WPC
5	CD1	Atmospheric Distillation Unit (CADU)		WPC
4	FP1	Fence		
3	TR1	Transportation	283841	Boundary Item
2	SL1	Vertical Layout		
1	PP1	Plot Plan	562364.4	
No.	Unit ID	Unit Description	Area(m <sup>2</sup> )	Remark

Figura 4. 3 Ubicación de la unidad de gasificación en la refinería

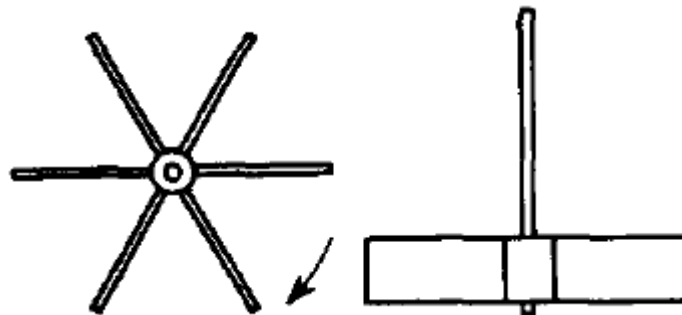


#### 4.2.2. Mezclado

Se propone un tanque agitado para la mezcla del agua y el coque que se bombearán posteriormente hasta el gasificador. Al tanque ingresará el coque de petróleo con un diámetro de 6 mm y el agua de reposición que será bombeada. Para el agitador se selecciona uno tipo turbina como el de la Figura 4. 5 ya que según McCabe, Smith y Harriot (2007) son eficaces en un intervalo amplio de viscosidades.



**Figura 4. 4** Proceso sugerido para la molienda



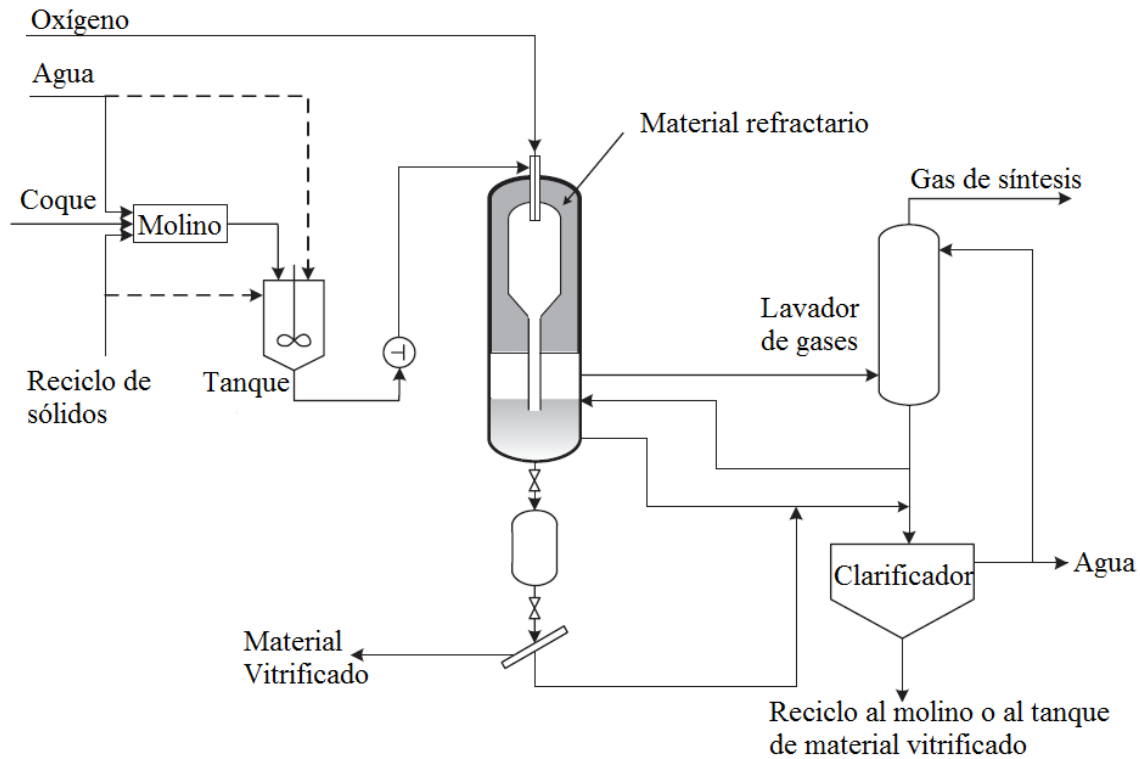
**Figura 4. 5** Agitador tipo turbina sugerido para el proceso de mezclado

(McCabe, Smith, & Harriot, 2007)

#### 4.2. Gasificación

Se utilizará un gasificador Texaco que en la actualidad son fabricados por General Electric Company ©. Se considerará utilizar el gasificador recomendado en la cotización realizada del fabricante en donde se señala que solamente se puede emplear el gas de síntesis para la producción de hidrógeno o solamente para la generación eléctrica ya que es una cantidad de coque muy pequeña.

La gasificación se compone de otra serie de unidades, aparte del gasificador, como se muestra en la Figura 4. 6. Entre ellas está el lavado del gas de síntesis, la recuperación del azufre que lleva el coque de petróleo, el tratamiento del agua utilizada y la recolección del material vitrificado.



**Figura 4. 6** Proceso de gasificación Texaco

(Higman & Van der Burgt, 2008)

Como parte del proyecto se analizarán las dos opciones, tanto para la producción de energía eléctrica a partir de la gasificación como para la producción del hidrógeno con el propósito de tener un panorama más amplio de los posibles beneficios que podrían obtenerse a partir de la gasificación del coque de petróleo.

#### 4.3. Diagrama de flujo para gas de síntesis

Considerando los aspectos mencionados se plantea el diagrama de flujo de la Figura 4. 7. Se considera el proceso hasta que el gas de síntesis sale del gasificador ya que dependiendo de si se desea el mismo para generación eléctrica o la producción de hidrógeno la configuración después del gasificador cambia.

A partir del diagrama de flujo se completó el formulario D1 para realizar la evaluación de impacto ambiental, se obtuvo un puntaje igual 173 lo que implicaría que debe entregarse una declaración jurada de compromisos ambientales para obtener la viabilidad ambiental ante SETENA. El formulario completo se encuentra en los anexos.

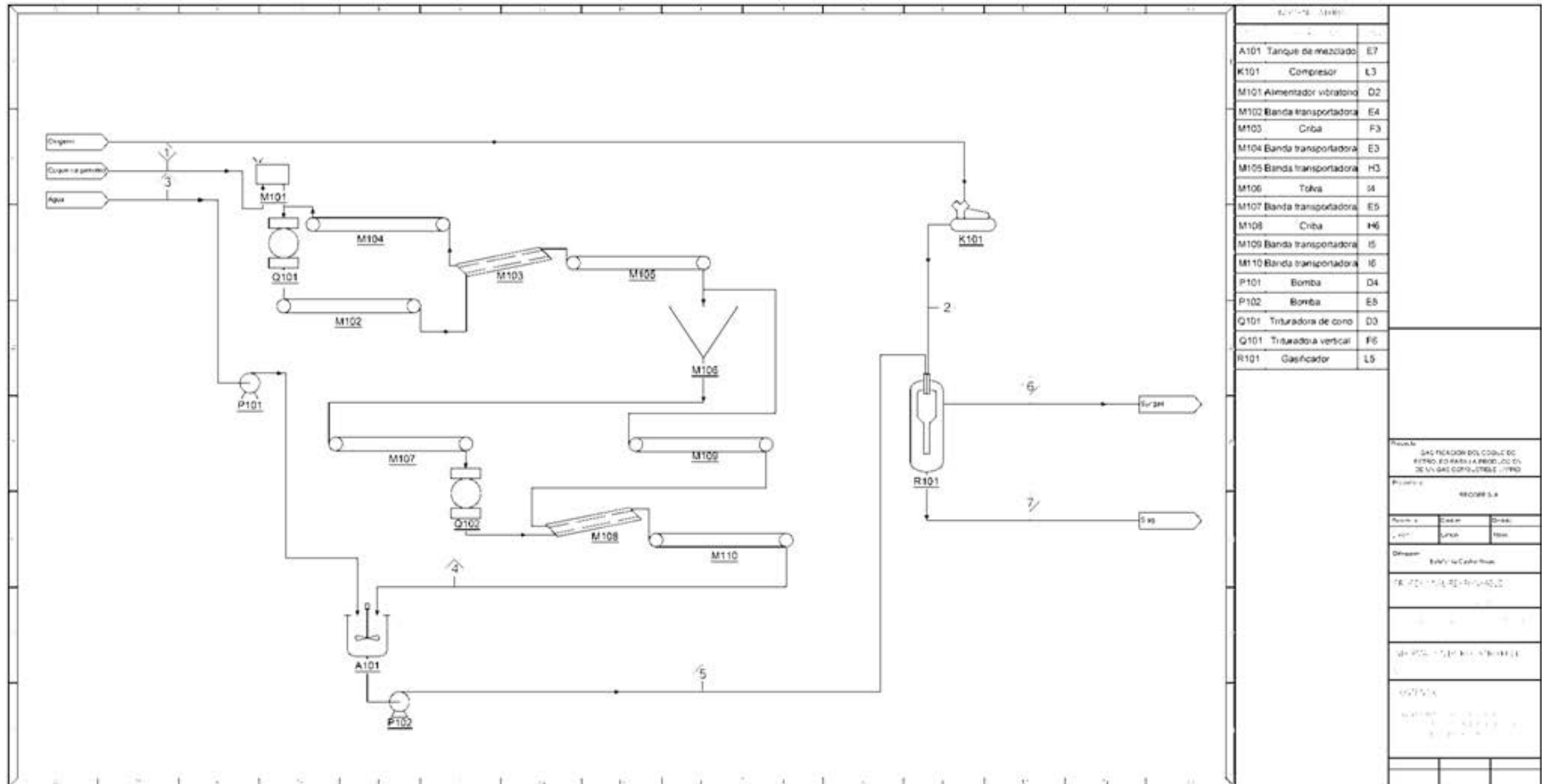


Figura 4. 7 Diagrama de flujo propuesto gas de síntesis

## CAPÍTULO 5: Balances de materia y balances de energía

Los balances de materia y energía para la gasificación del coque de petróleo se determinaron mediante un simulador de reacciones químicas donde se incluyó el proceso desde donde se prepara la mezcla de coque de petróleo y agua, hasta la producción del gas de síntesis. Los datos de la producción de hidrógeno y energía eléctrica se tomarán de la cotización de General Electric Company ©.

### 5.1. Balances de materia

Para realizar los balances de materia se tomaron en consideración únicamente las reacciones involucradas en la producción del gas de síntesis debido a que el simulador es incapaz de manejar reacciones con concentraciones bajas de los reactivos; por ello aquellas reacciones que involucraban el azufre no se consideraron, no obstante debe resaltarse que las mismas son despreciables en comparación con las demás.

Las reacciones consideradas fueron las denotas por las Ecuaciones 5.1, 5.2, 5.3, 5.4, 5.5, 5.6, 5.7, 5.8 y 5.9:



Se definió que se requieren 173 t/día de agua con el fabricante. Se trabajará con el oxígeno como agente de gasificación, y serán 540 t/día del mismo pues debe estar en exceso, según la estequiometría de las reacciones involucradas en el proceso de la gasificación.

Se usó un simulador de procesos químicos. Las reacciones irreversibles fueron llevadas a cabo en un reactor de conversión y las restantes de equilibrio en un reactor de Gibbs. Se definió un rendimiento del 80% en las reacciones y se trabajó con el modelo termodinámico de Peng Robinson. Con la simulación se pretendió definir la composición aproximada del gas de síntesis, no obstante por las dificultades de procesar algunos flujos másicos pequeños del mismo se tuvieron que despreciar los componentes de menor composición en el coque.

Se ingresó el coque de petróleo como un sólido hipotético al simulador con las características señaladas en el Cuadro 1. 1. Se consideró un diámetro de partícula igual a 6 mm pues la molienda no se incluyó como parte de la simulación. Finalmente los balances de masa respectivos se muestran en el Cuadro 5. 1 y Cuadro 5. 2. Se trabajó a 3 MPa y 1800°C aproximadamente pues son las condiciones típicas en el gasificador Texaco. No obstante la composición del gas de síntesis mostrada en el Cuadro 5.3 se obtuvo a partir de la cotización del gasificador.

**Cuadro 5. 1** Materias primas ingresadas al simulador

<b>Corriente</b>	<b>Coque</b>	<b>Agua</b>	<b>Oxígeno</b>
Temperatura, °C	25	25	25
Presión, kPa	101,3	101,3	101,3
Flujo molar, kmol/h	2030,5	400,1	703,1
Flujo másico, t/día	576	173	540

**Cuadro 5. 2** Productos obtenidos de la simulación

<b>Corriente</b>	<b>Material Vitrificado</b>	<b>Gas de síntesis</b>
Temperatura, °C	1764,5	1753,1
Presión, kPa	2621,6	2561,6
Flujo molar, kmol/h	87,8	2100,7
Flujo másico, t/día	24,9	1264,1

**Cuadro 5. 3** Composición del gas de síntesis en base seca

Elemento	CO <sub>2</sub>	CO	H <sub>2</sub>	Ar+N <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> S+COS
Fracción molar	12,5%	50,9%	35,1%	0,7%	0,8%

De esta forma se obtiene el Cuadro 5. 4 donde se indican las especificaciones de las corrientes del diagrama de flujo propuesto en la Figura 4. 7. Las demás condiciones de operación de las otras corrientes, como temperatura y presión, fueron determinadas con el simulador.

**Cuadro 5. 4** Balance de materia según el diagrama de flujo de proceso

Corriente	Flujo másico, t/día	Temperatura, °C	Presión, kPa
1	576	25	101,3
2	540	604,7	3000
3	173	25	101,3
4	576	25	101,3
5	749	25	66,8
6	1264,1	1800	3000
7	24,9	1800	3000

### 5.2. Balance de energía

El balance de energía se determinó a partir de la simulación donde se consideraron los calores liberados por la reacción y de esta forma la energía necesaria para encender el gasificador y llevarlo a aproximadamente 1800 °C. Se encontró que el gasificador únicamente requiere de combustible para el arranque que tiene una duración aproximada de 10 s y puede ser mediante el uso de gas natural con un consumo aproximado de 540 Nm<sup>3</sup>/h.

De esta forma mediante el gas natural se alcanza la temperatura necesaria para que inicien las reacciones de gasificación y posteriormente el equipo mantiene la temperatura pues las reacciones son muy exotérmicas:

$$\Delta H_1 = -123,1 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_2 = -405 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_3 = 118,9 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_4 = 78,0 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_5 = -87,4 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_6 = -78,3 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_7 = -40,9 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_8 = -206,3 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_9 = -206,3 \text{ kJ/mol}$$

Para dar finalmente un  $\Delta H_{\text{RXN}}$  igual a 49,9 kJ/mol de forma que se beneficie la formación de hidrógeno. El gas natural tiene 38376,7 kJ/m<sup>3</sup>, por ello se suministrarían aproximadamente 57565,1 kJ en 10 s. Del simulador se obtuvo la energía requerida para cada equipo que se muestra en el Cuadro 5. 5. Por otra parte de la cotización para el equipo de molienda se tiene que la potencia requerida para cada equipo es la que se muestra en el Cuadro 5. 6.

**Cuadro 5. 5** Requerimientos energéticos a partir de la simulación

<b>Equipo</b>	<b>Potencia, MW</b>
P-101	0,001
P-102	0,027
K-101	3,610
Gasificador	69,24

**Cuadro 5. 6** Requerimientos energéticos para el equipo de molienda

<b>Equipo</b>	<b>Consumo eléctrico, kW</b>
Alimentador vibratorio	4,4
Trituradora de cono	75
Criba 15	15
Criba 22	30
Banda transportadora (siete unidades)	30
Trituradora vertical	220



### 5.3.Dimensionamientos

Para el equipo de molienda las especificaciones dadas fueron que se requiere un diámetro de partícula igual a 6 mm y una alimentación de 576 t/día de coque de petróleo. A partir de las mismas se basó la cotización de los anexos, por esta razón fue innecesario realizar un dimensionamiento de los equipos de dicha sección.

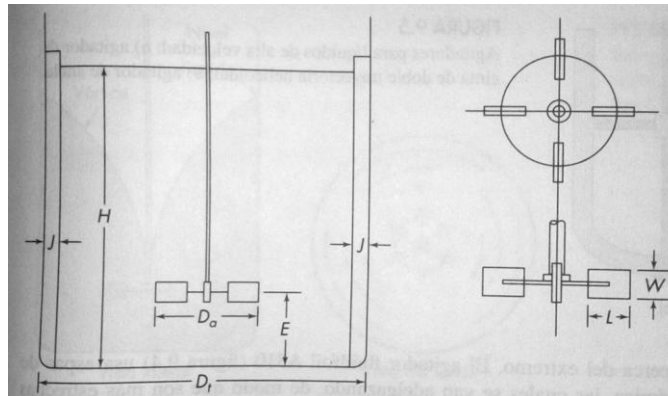
Para el gasificador se procedió análogamente, no obstante se especificaron más detalles sobre el coque de petróleo, como lo son el contenido de azufre, densidad y capacidad calorífica. De esta forma se obtuvo la cotización para procesar 576 t/día de coque y así obtener 37500 Nm<sup>3</sup>/h de hidrógeno después de las reacciones de conversión del monóxido de carbono del gas de síntesis, o bien, 45 MW en el caso de que se deseara generar energía eléctrica.

El equipo de mezclado si fue necesario dimensionarlo; se consideró un tanque estándar de manera que se obtuvieron las dimensiones mostradas en el Cuadro 5. 7. Se consideró dimensionarlo para una hora de proceso y se realizó con base en la Figura 5.1.

**Cuadro 5. 7** Dimensiones para tanque de mezclado para 1 h de proceso

<b>Tanque estándar</b>	<b>Dimensiones, m</b>
D <sub>t</sub>	3,18
H	3,18
D <sub>a</sub>	1,06
J	0,26
K	0,05
W	0,21
L	0,26
E	1,06

Adicionalmente se determinó la potencia requerida por el agitador. Se seleccionó un agitador tipo turbina y se obtuvieron los resultados mostrados en el Cuadro 5. 8. El dimensionamiento para un tanque de mezclado con sólidos en suspensión implica una potencia de 519 kW, donde se fijo un diámetro de partícula igual a 6 mm que corresponde a la salida del equipo de molienda.



**Figura 5. 1** Dimensiones para tanque de mezclado  
(McCabe, Smith, & Harriot, 2007)

**Cuadro 5. 8** Datos obtenidos para el cálculo de la potencia del agitador

Detalle	Resultado
$Z_s$ , m	2,54
$V_m$ , m <sup>3</sup>	20,1
Volumen sólidos en suspensión, m <sup>3</sup>	17,6
Volumen líquido en suspensión, m <sup>3</sup>	2,5
$\rho_m$ , kg/m <sup>3</sup>	1315
$\epsilon_m$	0,12
$\mu$ , N·s/m <sup>2</sup>	8,90E-04
$u_t$ , m/s	0,26
Re,p	1721
$\beta$	0,37
P, kW	519

## **CAPITULO 6: Análisis financiero**

En el presente capítulo se mostrarán los resultados y análisis obtenidos de la evaluación financiera para la gasificación del coque de petróleo. Como primer punto del estudio realizado, se determinaron los costos de cada uno de los equipos involucrados en el proceso cuyas dimensiones y características adicionales fueron fijadas a partir de la evaluación del estudio técnico mostrado en los capítulos anteriores.

Tras detallar los costos de equipos, materias primas, mano de obra y servicios de planta así como los precios de los productos a obtener, se estimó la inversión de capital. En principio se utilizaron los porcentajes para procesos que involucran sólidos y fluidos indicados por Peters y Timmerhaus (1991) en *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* para el cálculo de los costos directos de la planta.

Se procederán a analizar las dos alternativas propuestas en la cotización de General Electric Company © en donde se considera por una parte la producción de 37500 Nm<sup>3</sup>/h tras las reacciones de conversión o bien, la producción de energía eléctrica que implicaría 45 MW netos en una turbina de gas.

Resulta relevante destacar como el estudio se planteó considerando que los productos de la gasificación serán la electricidad o el hidrógeno que serán consumidos por la refinería y que por tanto los ingresos provienen de la producción de los mismos; además no se toman los costos por alquileres, administración, distribución y ventas e investigación y desarrollo puesto que la planta será ubicada en un espacio libre del proyecto para la modernización y ampliación de la Refinería Moín y por tanto dichos gastos ya han sido evaluados para la factibilidad de ese proyecto. Se usó un tipo de cambio igual a 506 colones por US dólar.

### **6.1.Costo de los equipos**

Se consideran tres secciones dentro del proceso de la gasificación las cuales corresponden a molienda, mezclado y gasificación. Para la primera los costos se obtuvieron a partir de la cotización para los molinos y las bandas transportadoras con Liming Heavy Industry ® ubicado en China.

La sección de mezclado junto con el gasificador se definió a partir de la cotización realizada a General Electric Company © en donde se señaló que los gastos directos de capital para la gasificación por sí sola corresponden a \$ 70000000. Adicionalmente si se considera la producción de hidrógeno se tendría un costo total de inversión igual a \$ 265000000 y si se considera la producción de energía eléctrica únicamente, serían \$ 475000000. Todos los costos de equipos se muestran en el Cuadro 6. 1 donde no se incluyen los precios de los equipos de mezclado y gasificación pues serán incluidos posteriormente en la inversión inicial, tal y como se muestra en el Cuadro 6.2.

**Cuadro 6. 1** Costo de equipos necesarios para el proceso de sólidos

<b>Equipos</b>	<b>Cantidad</b>	<b>Costo total, \$</b>
Trituradora de cono	1	108473
Trituradora vertical	1	109645
Alimentador vibratorio	1	17208
Criba vibratoria, 15	1	24677
Criba vibratoria, 22	1	35636
Cinta transportadora	1	8812
Cinta transportadora	1	7810
Cinta transportadora	1	6957
Cinta transportadora	1	16403
Cinta transportadora	1	14059
Cinta transportadora	1	14840
Cinta transportadora	1	7810
Armario eléctrico	1	17293
Ampliación Recuperación de Azufre	1	11069456
Ampliación de Regeneración de Aminas	1	633683
Ampliación de Planta de Tratamiento de aguas amargas	1	3484549
Ampliación de Planta de Tratamiento de aguas residuales	1	960453
Ampliación de Absorbedor PSA	1	4939076
<b>TOTAL</b>	<b>18</b>	<b>21476842</b>

**Cuadro 6. 2** Costos directos y de inversión para la producción de hidrógeno y electricidad

<b>Detalle</b>	<b>Producción de hidrógeno</b>	<b>Producción de energía eléctrica</b>
Costos directos, MM \$	70	70
Costo total de inversión, MM \$	265	475

Como parte del proceso de purificación del gas de síntesis se requiere eliminar el azufre presente, que corresponde a 4,89 kt anuales, para ello se considera la inversión incremental que tendrá que realizarse para aumentar la capacidad de la unidad de recuperación de azufre, regeneración de aminas, absorbedor PSA y el tratamiento de aguas amargas; también se añadieron los gastos implicados con el tratamiento de aguas residuales que según el fabricante corresponde a un caudal igual a 0,7 l/s. Se utilizó el método de las seis décimas.

### **6.2.Costo de la materia prima**

La materia prima para el proceso de gasificación consta del coque de petróleo, agua y oxígeno. El coque de petróleo en este caso es el componente principal del proceso pues es el que aporta el mayor poder calórico al proceso e inicialmente se considerará que el uso del mismo no tiene un costo asociado ya que es un residuo que está disponible en la refinería, con valor de mercado casi nulo.

Por otra parte se requiere de agua de reposición como principal fuente de hidrógeno así también como para facilitar el manejo del coque dentro del proceso. Se tomó como precio base el sugerido en el Turton, Bailie, Whiting, Shaeiwitz y Bhattacharyya (2012) con un valor igual a 0,067 \$/t y se señala una vez más, que se requieren aproximadamente 173 t/día.

Finalmente se requiere de oxígeno como agente gasificante durante el proceso y pretende obtenerse de una unidad de separación de aire. El precio se fijó a partir del método sugerido por Wilcox (2012). Los costos unitarios se muestran en el Cuadro 6. 3 y los costos anuales en el Cuadro 6. 4.

**Cuadro 6. 3** Costos unitarios de la materia prima utilizada en el proceso

<b>Materia prima</b>	<b>Costo unitario, \$/t</b>
Agua	0,07
Oxígeno	28

**Cuadro 6. 4** Costos anuales de materia prima

<b>Materia prima</b>	<b>Consumo, t/año</b>	<b>Costo total, \$</b>
Agua	60550	4057
Oxígeno	189000	5225225
<b>TOTAL</b>	<b>249550</b>	<b>5229282</b>

### 6.3.Precio de los productos

Los productos a generar serán el hidrógeno y la electricidad. Con respecto a la electricidad, se plantea el proyecto de manera tal que la electricidad sirva para consumo dentro de la refinería y el excedente se pretende venderlo al Instituto Costarricense de Electricidad.

En las reuniones llevadas a cabo con el personal del Instituto Costarricense de Electricidad se estableció que para el excedente se estaría fijando un precio similar al de la generación eléctrica geotérmica que oscila entre 0,10 \$/kWh y 0,13 \$/kWh. Por otra parte debe considerarse un precio igual o menor al costo de la electricidad en la refinería el cual es de 0,129 \$/kWh; por ello se considera un precio para la electricidad (tanto para la venta como para el consumo) de 0,129 \$/kWh.

Con respecto al proyecto donde se genera hidrógeno, se consideran los siguientes aspectos:

- Debido a que el hidrógeno necesario será producido a partir de la gasificación del coque, ya no se requerirá la unidad de producción de hidrógeno que tiene como materia prima el gas licuado de petróleo, por lo tanto se considerarán los ingresos del mismo en la evaluación.
- Se producen 37500 Nm<sup>3</sup>/h de hidrógeno, pero la refinería consume solamente 33000 Nm<sup>3</sup>/h por lo que se considerarán las ventas del excedente con base en el precio de importación del gas licuado de petróleo, de manera que un kilojulio de glp tendrá el mismo valor que un kilojulio de hidrógeno.

- La variación en los precios del gas licuado importado se tomaron del estudio de mercado realizado para el proyecto de la refinería, en donde dicha variación afecta directamente el precio del hidrógeno.

Finalmente los precios asignados para cada producto en el año 2013 se señalan en el Cuadro 6. 5. Adicionalmente para la venta del material vitrificado, se asignó un precio igual a 10\$ la tonelada métrica (Tam, Nizamoff, Kramer, & Olson, 2005), para materiales de construcción.

**Cuadro 6. 5** Producción anual del proceso

<b>Producto</b>	<b>Producción anual</b>	<b>Precio, \$</b>	<b>Costo anual, MM \$</b>
Electricidad, MW	378000	129,00	49
Excedente de Hidrógeno, t	3400	2,37	8
Gas licuado de petróleo, m <sup>3</sup>	122221	483,75	59
Material vitrificado, t	8750	10	0,09

#### **6.4. Costo de mano de obra**

Se plantea tres jornadas de trabajo de ocho horas de manera que en la refinería se estaría operando durante 24 h. Para la unidad de gasificación se contemplan tres operarios: uno para molienda, otro para mezclado y otro para gasificación; junto con un supervisor. Para los operarios se propone un salario base de ₡285000 mensuales y para el supervisor ₡400000 mensuales. Adicionalmente se toma en cuenta un 60% de cargas sociales para empleados de RECOPE y en el Cuadro 6. 6 se muestran los costos finales de la mano de obra.

**Cuadro 6. 6** Costo anual de la mano de obra

<b>Puesto</b>	<b>Cantidad</b>	<b>Costo anual, ₡/año</b>	<b>Costo anual, \$</b>
Operario	3	49248000	97328
Supervisor	1	23040000	45534
<b>TOTAL</b>	<b>4</b>	<b>72288000</b>	<b>142867</b>

No obstante se sugiere el proyecto de manera que se sustituya la unidad de producción de hidrógeno por la unidad de gasificación, por lo que dicho personal ya se contempló en el

estudio de factibilidad del proyecto de modernización y ampliación de la refinería y por lo tanto no será tomado en cuenta para el presente análisis.

### 6.5. Costo de los servicios de planta

Para determinar el consumo eléctrico se parte de las potencias obtenidas a partir de la simulación y de los consumos eléctricos señalados en las cotizaciones. No se requieren otros servicios como vapor u agua de enfriamiento excepto que para el arranque del gasificador se requiere de un poco de gas natural, finalmente los costos se muestran en el Cuadro 6. 7.

**Cuadro 6. 7** Costo anual de servicios de planta

<b>Servicio</b>	<b>Carga anual</b>	<b>Costo unitario, \$</b>	<b>Costo anual, \$</b>
Electricidad, kWh	9047119,2	0,129	1167078
Gas natural, Nm <sup>3</sup>	1,5	0,312	0,47
<b>TOTAL</b>			<b>1167079</b>

El consumo del gas se asumió como 540 Nm<sup>3</sup>/h para una duración máxima del arranque de 10 s, dicho dato se obtuvo de una entrevista realizada al Director de Ingeniería, Francisco García Peña, de la planta de gasificación ELCOGAS. Como el proceso se propone continuo, se supondrá que el equipo se detendrá una vez al año para mantenimiento y por tanto solamente una vez al año se ocuparía del gas natural.

### 6.6. Inversión de capital

La estimación de la inversión del capital se realizó por el método propuesto por Peters & Timmerhaus (1991) para procesos sólidos; dicho método se basa en el costo de los equipos que deberán ser adquiridos. Su cálculo se muestra en el Cuadro 6. 8, donde se indica únicamente la inversión del equipo de molienda que no incluía la cotización del gasificador. En el Cuadro 6.9 y el

Cuadro 6. 10 se incluyen las inversiones totales para la producción de hidrógeno o de energía eléctrica, respectivamente. Se calculó que para la producción de hidrógeno se eliminan 37533000 \$ de la inversión inicial correspondientes a la unidad de producción de hidrógeno que se eliminaría.



**Cuadro 6. 8** Estimación de la inversión de capital para la molienda

<b>Requerimientos de la inversión</b>	<b>FEC</b>	<b>Valor, MM \$</b>
<b>Costos Directos</b>		
Compra del equipo en fábrica	-	21,48
Despacho de fábrica a puerto de embarque	0,02	0,43
Flete marítimo + costo de aduana + transporte al sitio en Costa Rica	0,28	6,01
<b>Subtotal del costo del equipo en sitio</b>		<b>27,92</b>
Costo instalación del equipo	0,45	9,66
Instrumentación y control instalado	0,09	1,93
Tuberías y accesorios instalados	0,16	3,44
Sistema eléctrico instalado	0,10	2,15
Edificaciones (incluye servicios)	0,25	5,37
Acondicionamiento de terrenos y urbanización	0,13	2,79
Instalación de facilidades de servicios de planta	0,40	8,59
<b>Total de Costos Directos</b>		<b>61,85</b>
<b>Costos Indirectos</b>		
Ingeniería y supervisión	0,33	7,09
Gastos de construcción	0,39	8,38
Gastos legales en Costa Rica	0,10	2,15
Utilidad del contratista	0,17	3,65
Contingencias	0,35	7,52
<b>Total de Costos Indirectos</b>		<b>28,78</b>
<b>Inversión Fija de Capital Para Tratamiento de la Alimentación</b>		<b>90,63</b>

**Cuadro 6. 9** Estimación de la inversión de capital para la producción de hidrógeno

<b>Requerimientos de la inversión</b>	<b>Valor, MM \$</b>
<b>Inversión Fija de Capital, Gasificación con Producción de H<sub>2</sub></b>	<b>265,00</b>
<b>Inversión Fija de Capital<sup>2</sup></b>	<b>313,63</b>
<b>Capital de Trabajo</b>	
Materia prima e insumos	5,23
Mano de obra operativa	0,00
Servicios de planta	1,17
Gastos administrativos	0,00
<b>Total de Capital de Trabajo</b>	<b>6,40</b>
<b>Total de Capital a Invertir</b>	<b>320,03</b>

<sup>2</sup> Para dicho valor se consideró que debería eliminarse el valor de la inversión de la unidad de producción de hidrógeno de la refinería que se propone reemplazar con el gasificador.

**Cuadro 6. 10** Estimación de la inversión de capital para la producción de energía eléctrica

Requerimientos de la inversión	Valor, MM \$
<b>Inversión Fija de Capital, Gasificación con Producción de Electricidad</b>	<b>475,00</b>
<b>Inversión Fija de Capital</b>	<b>565,63</b>
<b>Capital de Trabajo</b>	0,00
Materia prima e insumos	5,23
Mano de obra operativa	0,00
Servicios de planta	1,17
Gastos administrativos	0,00
<b>Total de Capital de Trabajo</b>	<b>6,40</b>
<b>Total de Capital a Invertir</b>	<b>572,03</b>

### 6.7. Costos anuales a capacidad plena

En el Cuadro 6. 11 se presentan los costos anuales de producción de hidrógeno con la planta operando a un 100%, los cuales representan costos variables, costos fijos, gastos generales variables de planta y costos de manufactura, además de gastos generales de administración, todo ello basándose en lo dictado por Peters & Timmerhaus (1991).

**Cuadro 6. 11** Costos totales anuales de producción de hidrógeno al 100% de capacidad

Rubro	Factores	Base	Costo de la base, MM \$	Costo, MM \$
Materia prima	-	-	-	5,23
Mano de obra operativa	-	-	-	0,00
Supervisión operacional	15%	De mano de obra operativa	0,00	0,00
Servicios de planta	-	-	-	1,17
Mantenimiento y reparaciones	0%	De inversión de capital de flujo	313,63	0,00
Suministros operacionales y repuestos	15%	De mantenimiento y reparaciones	0,00	0,00
Cargos del laboratorio	0%	De mano de obra operativa	0,00	0,00
Regalías	0%	Costo total producción sin depreciación	7,59	0,00
<b>Costos variables de producción</b>			<b>0,00</b>	<b>6,40</b>
Impuestos a la propiedad	0%	De inversión de capital de flujo (con base en leyes Costa Rica)	313,63	0,63
Intereses por financiamiento	0%	De inversión de capital de flujo	313,63	0,00

(Continuación) Cuadro 6. 11 Costos totales anuales de producción de hidrógeno al 100% de capacidad

Rubro	Factores	Base	Costo de la base, MM \$	Costo, MM \$
Seguros	0,18%	De inversión de capital de flujo	313,63	0,56
Alquileres	0%	De inversión de capital de flujo	313,63	0,00
Depreciación	-	De inversión de capital de flujo	313,63	15,68
<b>Costos fijos de producción</b>			<b>0,00</b>	<b>16,87</b>
Gastos generales variables de planta	0%	De mano de obra operativa, supervisión y mantenimiento	0,00	0,00
<b>Gastos generales de planta</b>			<b>0,00</b>	<b>0,00</b>
<b>Costos de manufactura</b>			<b>0,00</b>	<b>23,27</b>
Administración	0%	De mano de obra operativa, supervisión y mantenimiento	0,00	0,00
Distribución y ventas	0%	Costo total producción sin depreciación	7,59	0,00
Investigación y desarrollo	0%	Costo total producción sin depreciación	7,59	0,00
<b>Gastos generales de administración</b>				<b>0,00</b>
<b>Costo total de la producción sin depreciación</b>				<b>7,59</b>

Finalmente en el Cuadro 6. 12 se muestran los costos totales de producción de energía eléctrica con la planta operando a capacidad plena.

Cuadro 6. 12 Costos totales anuales de producción de energía eléctrica al 100% de capacidad

Rubro	Factores	Base	Costo de la base, MM \$	Costo, MM \$
Materia prima	-	-	-	5,23
Mano de obra operativa	-	-	-	0,00
Supervisión operacional	15%	De mano de obra operativa	0,00	0,00
Servicios de planta	-	-	-	1,17
Mantenimiento y reparaciones	0%	De inversión de capital de flujo	565,63	0,00

(Continuación) Cuadro 6. 12 Costos totales anuales de producción de energía eléctrica al 100% de capacidad

Rubro	Factores	Base	Costo de la base, MM \$	Costo, MM \$
Suministros operacionales y repuestos	15%	De mantenimiento y reparaciones	0,00	0,00
Cargos del laboratorio	0%	De mano de obra operativa	0,00	0,00
Regalías	0%	Costo total producción sin depreciación	8,54	0,00
<b>Costos variables de producción</b>			<b>0,00</b>	<b>6,40</b>
Impuestos a la propiedad	0%	De inversión de capital de flujo (con base en leyes Costa Rica)	565,63	1,13
Intereses por financiamiento	0%	De inversión de capital de flujo	565,63	0,00
Seguros	0,18%	De inversión de capital de flujo	565,63	1,01
Alquileres	0%	De inversión de capital de flujo	565,63	0,00
Depreciación	-	De inversión de capital de flujo	565,63	28,28
<b>Costos fijos de producción</b>			<b>0,00</b>	<b>30,43</b>
Gastos generales variables de planta	0%	De mano de obra operativa, supervisión y mantenimiento	0,00	0,00
<b>Gastos generales de planta</b>			<b>0,00</b>	<b>0,00</b>
<b>Costos de manufactura</b>			<b>0,00</b>	<b>36,82</b>
Administración	0%	De mano de obra operativa, supervisión y mantenimiento	0,00	0,00
Distribución y ventas	0%	Costo total producción sin depreciación	8,54	0,00
Investigación y desarrollo	0%	Costo total producción sin depreciación	8,54	0,00
<b>Gastos generales de administración</b>				<b>0,00</b>
<b>Costo total de la producción sin depreciación</b>				<b>8,54</b>

### 6.8. Flujo de caja

Para la realización del flujo de caja se consideró que el año cero contemplará únicamente la construcción de la planta y por esto considera solamente los gastos de la inversión de capital fijo y los gastos de capital de trabajo. Se asumirán los siguientes aspectos:

- Se evaluará el proyecto a 15 años.
- Se trabajará con una tasa de interés igual al 6,36% pues dicho valor fue el indicado en el Alcance N°57 de la Gaceta N°59 del 25 de marzo del 2013.
- Se propone que el financiamiento sea el 70% del total de la inversión de capital.

Por otra parte se realizaron los análisis en moneda extranjera debido a que los costos de los equipos a utilizar se encuentran en dólares, así como los precios asignados a las materias primas y posibles productos a obtener a partir de la gasificación.

En el Cuadro 6.13 se observa como desde el primer año se obtienen flujos de caja positivos, debido principalmente a que los ahorros obtenidos por evitar el uso del gas licuado de petróleo son sumamente altas, en contraste con el Cuadro 6.14 en donde la energía eléctrica producida es tan baja que es imposible que costee la inversión tan alta para el sistema de cogeneración.

**Cuadro 6. 13** Flujo de caja para la producción de hidrógeno a partir de la gasificación

<b>Rubro</b>	<b>Período (años)</b>				
	<b>0</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3</b>	<b>4</b>
<b>Inversión inicial, MM \$</b>	-313,63				
<b>Ventas, MM \$</b>		67,27	70,45	73,82	77,80
Costos de producción, MM \$		6,40	6,40	6,40	6,40
<b>Utilidad de operación, MM \$</b>		60,87	64,05	67,42	71,41
Gastos generales, MM \$		16,87	16,87	16,87	16,87
Depreciación, MM \$		15,68	15,68	15,68	15,68
Intereses sobre la deuda, MM \$		14,23	13,63	13,00	12,32
<b>Utilidad antes de impuestos, MM \$</b>		14,09	17,87	21,87	26,53
Impuestos, MM \$		4,23	5,36	6,56	7,96
<b>Utilidad después de impuestos, MM \$</b>		9,87	12,51	15,31	18,57
Amortización de la deuda, MM \$		9,37	9,97	10,60	11,27
Utilidad+depreciación-amortización, MM \$		16,18	18,22	20,39	22,98
Capital de trabajo, MM \$		6,40	6,41	6,42	6,43
Capital de trabajo en flujo, MM \$		0,01	0,01	0,01	0,01
Recuperación de venta de equipos, MM \$					
<b>Flujo neto de efectivo, MM \$</b>	-313,63	16,16	18,21	20,38	22,97

**(Continuación) Cuadro 6. 13** Flujo de caja para la producción de hidrógeno a partir de la gasificación

Rubro	Período (años)				
	5	6	7	8	9
<b>Ventas, MM \$</b>	81,48	85,15	88,83	92,50	95,41
Costos de producción, MM \$	6,40	6,40	6,40	6,40	6,40
<b>Utilidad de operación, MM \$</b>	75,08	78,75	82,43	86,11	89,02
Gastos generales, MM \$	16,87	16,87	16,87	16,87	16,87
Depreciación, MM \$	15,68	15,68	15,68	15,68	15,68
Intereses sobre la deuda, MM \$	11,61	10,85	10,04	9,18	8,26
<b>Utilidad antes de impuestos, MM \$</b>	30,92	35,35	39,84	44,38	48,20
Impuestos, MM \$	9,28	10,61	11,95	13,31	14,46
<b>Utilidad después de impuestos, MM \$</b>	21,65	24,75	27,89	31,06	33,74
Amortización de la deuda, MM \$	11,99	12,75	13,56	14,42	15,33
Utilidad+depreciación-amortización, MM \$	25,34	27,68	30,01	32,33	34,09
Capital de trabajo, MM \$	6,45	6,46	6,47	6,49	6,50
Capital de trabajo en flujo, MM \$	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01
Recuperación de venta de equipos, MM \$					
<b>Flujo neto de efectivo, MM \$</b>	25,33	27,67	30,00	32,31	34,08

**(Continuación) Cuadro 6. 13** Flujo de caja para la producción de hidrógeno a partir de la gasificación

Rubro	Período (años)					
	10	11	12	13	14	15
<b>Ventas, MM \$</b>	98,31	101,21	104,11	107,01	110,59	114,18
Costos de producción, MM \$	6,40	6,40	6,40	6,40	6,40	6,40
<b>Utilidad de operación, MM \$</b>	91,92	94,82	97,72	100,62	104,20	107,78
Gastos generales, MM \$	16,87	16,87	16,87	16,87	16,87	16,87
Depreciación, MM \$	15,68	15,68	15,68	15,68	15,68	15,68
Intereses sobre la deuda, MM \$	7,29	6,25	5,15	3,98	2,73	1,41
<b>Utilidad antes de impuestos, MM \$</b>	52,08	56,01	60,01	64,08	68,91	73,82
Impuestos, MM \$	15,62	16,80	18,00	19,23	20,67	22,15
<b>Utilidad después de impuestos, MM \$</b>	36,45	39,21	42,01	44,86	48,24	51,67
Amortización de la deuda, MM \$	16,31	17,34	18,45	19,62	20,86	22,19
Utilidad+depreciación-amortización, MM \$	35,83	37,55	39,25	40,92	43,06	45,17
Capital de trabajo, MM \$	6,51	6,53	6,54	6,55	6,56	6,58
Capital de trabajo en flujo, MM \$	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,00
Recuperación de venta de equipos, MM \$						0,00
<b>Flujo neto de efectivo, MM \$</b>	35,81	37,53	39,23	40,91	43,04	45,17



**Cuadro 6. 14** Flujo de caja para la producción de energía eléctrica a partir de la gasificación

Rubro	Período (años)				
	0	1	2	3	4
<b>Inversión inicial, MM \$</b>	-565,63				
<b>Ventas, MM \$</b>		48,85	50,31	51,82	53,38
Costos de producción, MM \$		6,40	6,40	6,40	6,40
<b>Utilidad de operación, MM \$</b>		42,45	43,92	45,43	46,98
Gastos generales, MM \$		30,43	30,43	30,43	30,43
Depreciación, MM \$		28,28	28,28	28,28	28,28
Intereses sobre la deuda, MM \$		25,43	24,36	23,23	22,03
<b>Utilidad antes de impuestos, MM \$</b>		-41,68	-39,15	-36,51	-33,76
Impuestos, MM \$		-12,50	-11,75	-10,95	-10,13
<b>Utilidad después de impuestos, MM \$</b>		-29,18	-27,41	-25,56	-23,63
Amortización de la deuda, MM \$		16,75	17,81	18,94	20,15
Utilidad+depreciación-amortización, MM \$		-17,65	-16,94	-16,22	-15,49
Capital de trabajo, MM \$		6,40	6,41	6,42	6,43
Capital de trabajo en flujo, MM \$		0,01	0,01	0,01	0,01
Recuperación de venta de equipos, MM \$					
<b>Flujo neto de efectivo, MM \$</b>	-565,63	-17,66	-16,95	-16,23	-15,51

**(Continuación) Cuadro 6. 14** Flujo de caja para la producción de energía eléctrica a partir de la gasificación

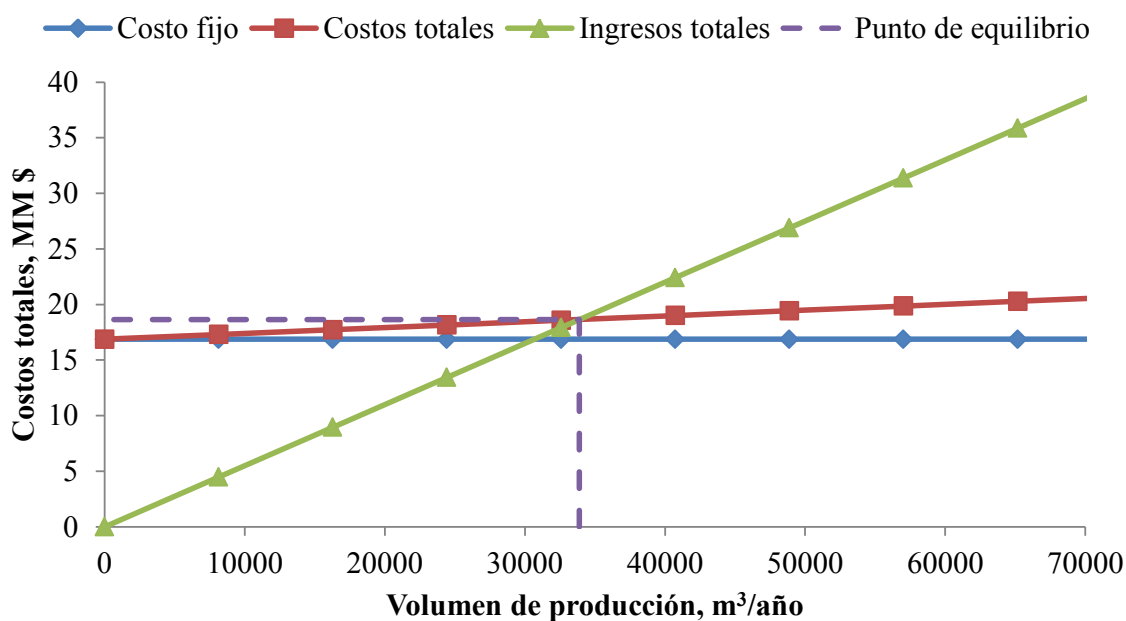
Rubro	Período (años)				
	5	6	7	8	9
<b>Ventas, MM \$</b>	54,98	56,63	58,33	60,08	61,88
Costos de producción, MM \$	6,40	6,40	6,40	6,40	6,40
<b>Utilidad de operación, MM \$</b>	48,58	50,23	51,93	53,68	55,48
Gastos generales, MM \$	30,43	30,43	30,43	30,43	30,43
Depreciación, MM \$	28,28	28,28	28,28	28,28	28,28
Intereses sobre la deuda, MM \$	20,75	19,39	17,94	16,40	14,77
<b>Utilidad antes de impuestos, MM \$</b>	-30,87	-27,86	-24,72	-21,43	-17,99
Impuestos, MM \$	-9,26	-8,36	-7,42	-6,43	-5,40
<b>Utilidad después de impuestos, MM \$</b>	-21,61	-19,51	-17,30	-15,00	-12,59
Amortización de la deuda, MM \$	21,43	22,79	24,23	25,77	27,41
Utilidad+depreciación-amortización, MM \$	-14,76	-14,01	-13,26	-12,49	-11,72
Capital de trabajo, MM \$	6,45	6,46	6,47	6,49	6,50
Capital de trabajo en flujo, MM \$	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01
Recuperación de venta de equipos, MM \$					
<b>Flujo neto de efectivo, MM \$</b>	-14,77	-14,02	-13,27	-12,51	-11,73

**(Continuación) Cuadro 6. 14** Flujo de caja para la producción de energía eléctrica a partir de la gasificación

Rubro	Período (años)					
	10	11	12	13	14	15
<b>Ventas, MM \$</b>	63,74	65,65	67,62	69,65	71,74	73,89
Costos de producción, MM \$	6,40	6,40	6,40	6,40	6,40	6,40
<b>Utilidad de operación, MM \$</b>	57,34	59,25	61,22	63,25	65,34	67,49
Gastos generales, MM \$	30,43	30,43	30,43	30,43	30,43	30,43
Depreciación, MM \$	28,28	28,28	28,28	28,28	28,28	28,28
Intereses sobre la deuda, MM \$	13,03	11,17	9,21	7,11	4,89	2,52
<b>Utilidad antes de impuestos, MM \$</b>	-14,39	-10,63	-6,69	-2,57	1,75	6,27
Impuestos, MM \$	-4,32	-3,19	-2,01	-0,77	0,52	1,88
<b>Utilidad después de impuestos, MM \$</b>	-10,08	-7,44	-4,68	-1,80	1,22	4,39
Amortización de la deuda, MM \$	29,15	31,00	32,97	35,06	37,29	39,66
Utilidad+depreciación-amortización, MM \$	-10,94	-10,16	-9,37	-8,58	-7,79	-6,99
Capital de trabajo, MM \$	6,51	6,53	6,54	6,55	6,56	6,58
Capital de trabajo en flujo, MM \$	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,00
Recuperación de venta de equipos, MM \$						0,00
<b>Flujo neto de efectivo, MM \$</b>	-10,96	-10,17	-9,39	-8,59	-7,80	-6,99

### 6.9. Punto de equilibrio

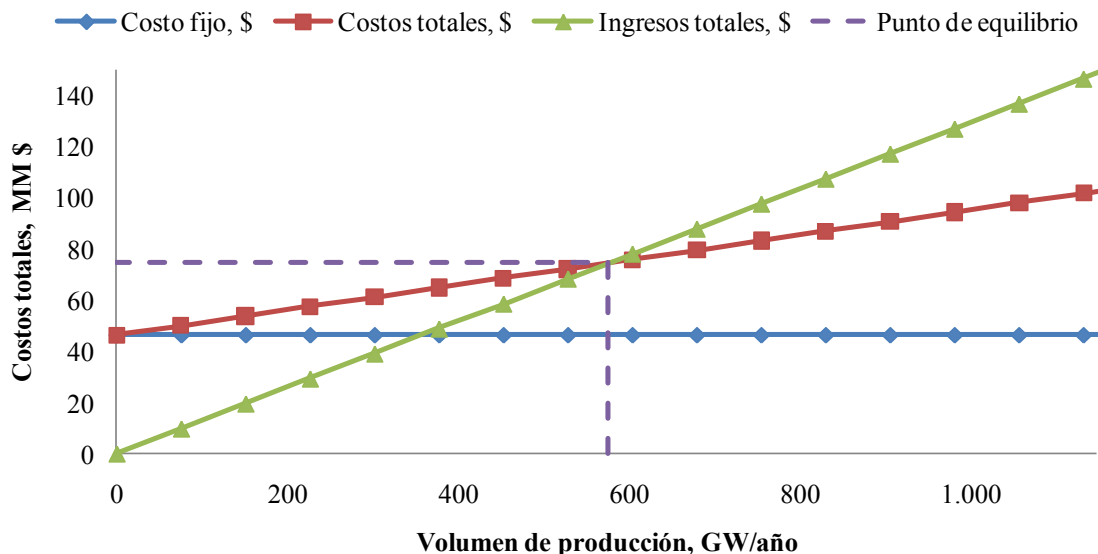
Con el punto de equilibrio se determina en el volumen de producción en el cual la oferta es igual a la demanda. Antes de este punto el proyecto genera pérdidas, y después del mismo se obtienen las ganancias. Para el proyecto de producción de hidrógeno se tomo como principal ahorro el gas licuado de petróleo pues este es el que más afecta la rentabilidad, y para la producción de energía eléctrica la potencia neta producida. Finalmente se muestran en las Figuras 6.1 y 6.2.



**Figura 6. 1** Punto de equilibrio para la producción de hidrógeno basado en los volúmenes de producción de GLP

El punto de equilibrio para la producción de hidrógeno se encuentra cuando es posible vender un volumen de gas licuado de petróleo anual igual a  $33883 \text{ m}^3$ , por esta razón se obtuvieron flujos de caja positivos ya que se espera un volumen de ventas igual a  $122248 \text{ m}^3$ .

No obstante para el caso de la generación eléctrica el punto de equilibrio se obtiene con un volumen de producción igual a 576 GW anuales, mientras que tan sólo es posible obtener 378 GW a partir de la gasificación del coque de petróleo, por lo que el proyecto no se costea con dicha opción.



**Figura 6. 2** Punto de equilibrio para la producción de energía eléctrica

### 6.10. Rentabilidad financiera

Si bien de la sección anterior se encontró que los flujos de caja a lo largo de quince años se mantienen siempre negativos para producción de energía eléctrica, lo que implica pérdidas, un análisis de los indicadores financieros resulta imprescindible. Para el proyecto de modernización de la refinería se considera una tasa de corte del 16%.

El valor actual neto (VAN) se acepta cuando el mismo es igual o mayor a cero puesto que es la diferencia entre los ingresos y los egresos expresados en la moneda actual. La tasa interna de retorno (TIR) muestra la máxima tasa de interés que podría obtener el inversionista del proyecto, por ende se acepta el proyecto si la misma es superior a la tasa de descuento de la empresa.

Finalmente se utilizó como último indicador económico el índice de deseabilidad (ID) y señala el número de veces que los flujos de efectivo descontados superan la inversión y por eso señala la deseabilidad del proyecto para el inversor. Corresponde a la razón entre el valor presente de los flujos y la inversión y por esto para que sea rentable debe ser superior a uno.

En el Cuadro 6. 15 se muestran los indicadores obtenidos para la evaluación de los dos proyectos que están siendo considerados. Se encontró como tanto el VAN y el TIR son negativos para la generación eléctrica por lo que se desecha el proyecto pues no es viable.

**Cuadro 6. 15** Indicadores económicos para establecer la rentabilidad del proyecto

<b>Indicador</b>	<b>Producción de hidrógeno</b>	<b>Producción de energía eléctrica</b>
TIR, %	5	-1,8
VAN, MM \$	-103	-813
ID	1,49	-0,83

Sin embargo para la producción de hidrógeno se obtiene un TIR positivo pero con un VAN negativo. Esto implica que la inversión se recuperará pero lentamente ya que el TIR es menor a la tasa de corte, y adicionalmente cuando se recupere se tendrán pérdidas con respecto a la inversión inicial. Por ende, ninguno de los proyectos es rentable.

### **6.11. Análisis de sensibilidad**

Para el análisis de sensibilidad se pretenderá encontrar aquellas variables que influyen significativamente en la rentabilidad del proyecto y que podrían eventualmente estar variando por cambios en la economía nacional e internacional. Para evaluar el mismo, se tomarán como parámetros el TIR y el VAN pues son los indicadores financieros más significativos.

Se evaluarán las cuatro variables que se estima más susceptibles de cambiar durante las fases de construcción y operación. Las cinco variables a considerar serán:

- Precio del gas licuado de petróleo: una variación en el precio del mismo afecta directamente el costo del hidrógeno.
- Volumen de producción: valora el efecto de que en ocasiones la planta no pueda operar al 100% o bien, de que aumente la disponibilidad de coque de petróleo y por ende pueda obtenerse un mayor volumen de hidrógeno.

- Tasa de interés: la viabilidad de cualquier proyecto apalancado suele ser susceptible a las condiciones del financiamiento que cambia frecuentemente en el mercado.
- Inversión de capital: dependiendo del año en el que se pretenda llevar a cabo el proyecto, así como también de las modificaciones y simplificaciones que puedan hacerse del proceso, la inversión del capital podrá cambiar significativamente.

Las cuatro variables se analizarán en tres escenarios diferentes:

- Escenario pesimista: es el escenario en el cual se considerarán los panoramas menos ventajosos para la rentabilidad del proyecto.
- Escenario probable: bajo este escenario fueron realizados los flujos de caja y se obtuvieron los indicadores financieros mostrados con anterioridad pues se considera que contiene los valores más posibles para las variables.
- Escenario optimista: contempla aquellos panoramas en los cuales la rentabilidad del proyecto se ve beneficiada aspectos coyunturales propios del mercado o de las políticas públicas de un país.

Con dicho análisis podrían determinarse condiciones en las cuales el proyecto pudiera ser rentable.

### **6.11.1. Variables**

#### **6.11.1.1. Precio de los productos**

Se analizará la variación del precio del gas licuado de petróleo. Se consideró como escenario optimista el máximo valor que se señala en el estudio de mercado del proyecto de modernización y ampliación de la refinería que podría obtenerse, el cual es igual a 821,5  $\$/m^3$  (130,61  $\$/bbl$ ). Como escenario pesimista se selecciona 217,6  $\$/m^3$  (34,60  $\$/bbl$ ) pues es el mínimo valor indicado en el estudio de mercado.

### **6.11.1.2. Volumen de producción**

Para la producción de hidrógeno se estimó que el producto mínimo a obtener serían 33000 Nm<sup>3</sup>/h pues de esta forma no se dejaría de cumplir con el requerimiento de la refinería. Como máximo se establece que podría aumentarse en un 20% para aprovechar los factores de seguridad con que suelen dimensionar las plantas industriales.

Vale destacar que la variación de la producción del hidrógeno debido al ingreso del coque de petróleo se conoce a partir de los datos del fabricante y estos fueron únicamente facilitados considerando una producción diaria de 576 t por ello no se hará el análisis variando la cantidad de coque en la alimentación, si no aumentando o disminuyendo directamente el volumen de productos.

### **6.11.1.3. Tasa de interés**

Para la tasa de interés se considerará que la tasa LIBOR podría subir en un 1,5% dentro de cinco años cuando el proyecto inicie las operaciones, no obstante se propone un posible escenario optimista en la que la tasa de interés, considerando la tasa LIBOR más los puntos base y las comisiones, disminuye hasta en 0,5%.

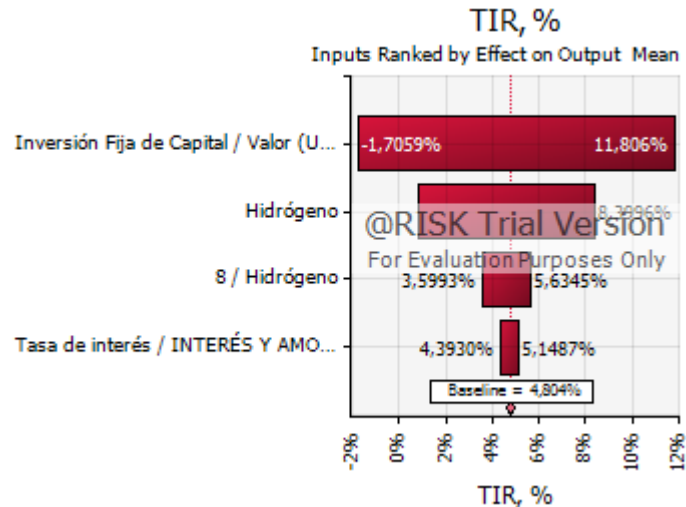
### **6.11.1.4. Inversión de capital**

Se estima que la inversión de capital disminuirá en un 30% para el escenario optimista y aumentará un 50% en el escenario pesimista (Ulrich & Palligarni, 2004). En el escenario probable se usaron los valores de las cotizaciones realizadas.

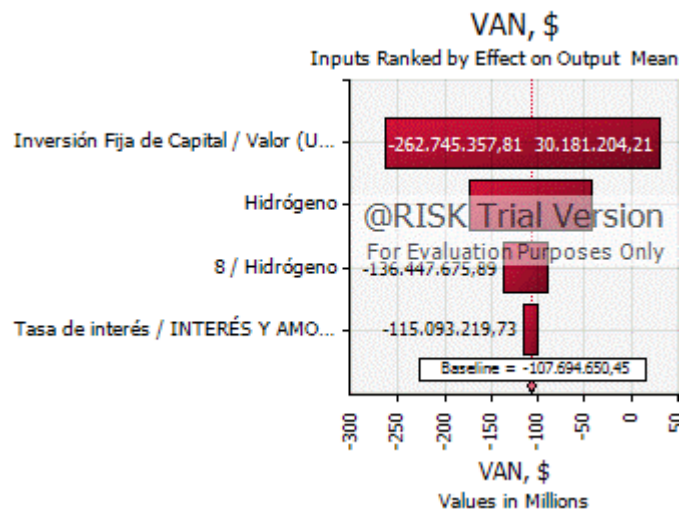
## **6.11.2. Resultados del análisis de sensibilidad**

Para determinar de manera representativa la sensibilidad de cada una de las variables seleccionadas se utilizó el @Risk que será descrito con mayor detalle en el análisis de riesgo. Se introdujeron los valores asignados para cada variable en los escenarios optimistas y pesimistas y se obtuvieron las Figuras 6.3 y 6.4.





**Figura 6. 3** Análisis de sensibilidad evaluando el TIR



**Figura 6. 4** Análisis de sensibilidad evaluando el VAN

De las figuras anteriores se concluye que el proyecto es más sensible a las variaciones en la inversión del capital y en la producción del hidrógeno en donde en el caso pesimista se podría obtener un TIR igual a un -29% con un VAN igual a -263 MM \$ y en el caso optimista un TIR del 12% con un VAN igual a 30 MM \$.

## 6.12. Análisis de riesgo

Con el análisis de riesgo se pretende determinar las probabilidades de que el proyecto sea rentable al considerar la variación aleatoria de aquellos aspectos que se estima muestran un comportamiento incierto. En dicho análisis se considera su efecto global sobre los


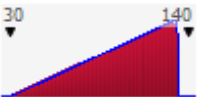
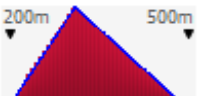
indicadores financieros de la rentabilidad e implica una distribución de probabilidad propia para cada variable.

En principio se definirán las distribuciones de probabilidad asociadas a cada variable analizada que se encontró fue significativa en el análisis de sensibilidad. Posteriormente se determinará el riesgo con la simulación de Monte Carlo, la cual es una técnica cuantitativa que crea modelos de los posibles resultados que se podrían tener en diferentes escenarios, producto de las múltiples combinaciones aleatorias de los valores que podrían tomar las variables.

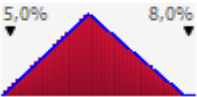
La simulación se hizo con una versión de prueba gratuita del programa @Risk donde se ingresaron las variables a analizar con sus respectivas distribuciones y se realizó la simulación con 1000 iteraciones. El análisis se acometió para la producción de hidrógeno y para la determinación de las distribuciones de probabilidad se prefirieron la distribución triangular y la uniforme puesto que en la primera se conocen los valores máximos y mínimos que podría tener la variable y por lo tanto existe una mayor probabilidad de que alcance un valor u otro, por otra parte en la uniforme no se conoce con exactitud los valores que podría tomar la misma y por ello se asigna que cada máximo y mínimo tiene la misma probabilidad de ocurrencia.

Se utilizaron los mismos límites definidos en el análisis de sensibilidad de la sección anterior. Vale destacar que no fue posible utilizar una distribución normal debido a que para ello se requieren datos históricos con los que no se cuenta porque es un proyecto nuevo. En el Cuadro 6.16 se muestra la distribución que se le asignó a cada variable.

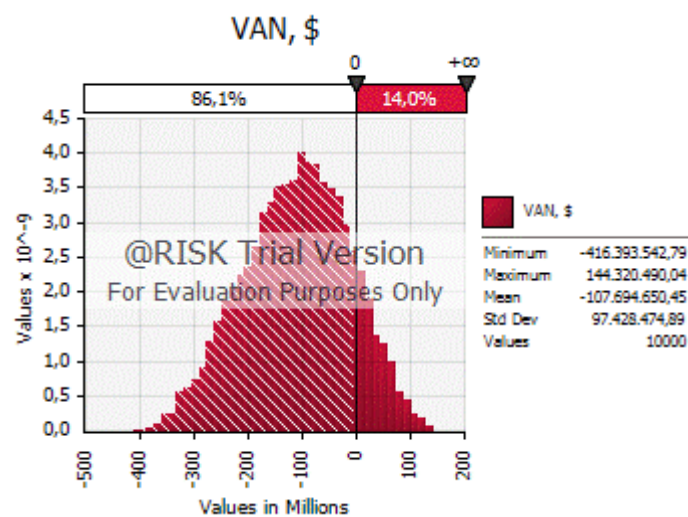
**Cuadro 6. 16** Distribuciones de probabilidad asignadas a cada variable

Nombre	Gráfico	Mínimo	Máximo
Volumen de producción, Nm <sup>3</sup> /h		33000,4	44999,82
Precio de GLP, \$/ m <sup>3</sup>		225,2	818,9
Inversión de capital, \$		221.068.100	469.991.800

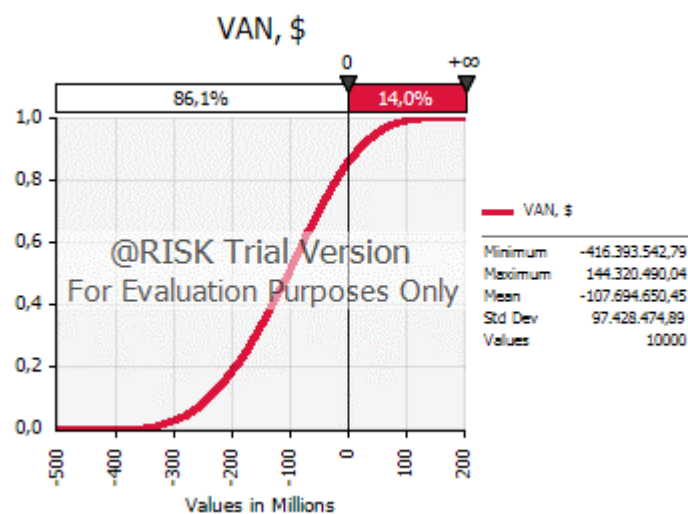
**(Continuación) Cuadro 6. 16** Distribuciones de probabilidad asignadas a cada variable

Nombre	Gráfico	Mínimo	Máximo
Tasa de interés, %		5,03	7,82

A partir de las distribuciones asignadas se realizó la simulación de Monte Carlo. En la Figura 6. 5 y la Figura 6. 6 se muestran los resultados para el VAN. Se obtuvo que existe un 14% de probabilidades de que el VAN sea mayor a cero y que por consiguiente el proyecto no genere pérdidas. Dicho valor es bajo y por ende resulta riesgoso invertir en el proyecto.

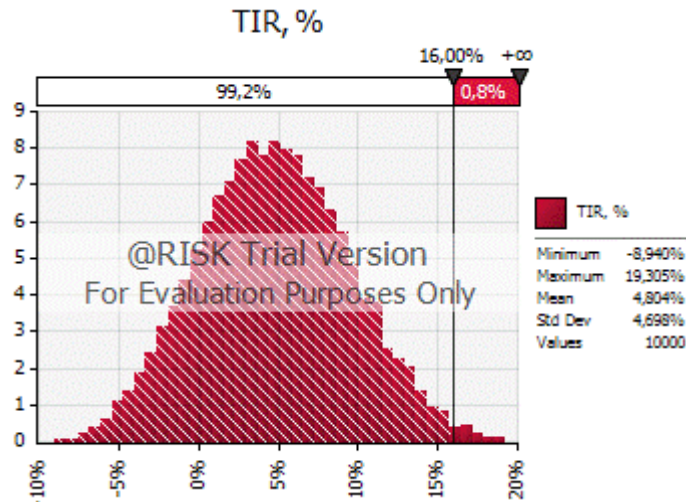


**Figura 6. 5** Análisis de riesgo para la producción de hidrógeno en función del VAN, densidad de probabilidad



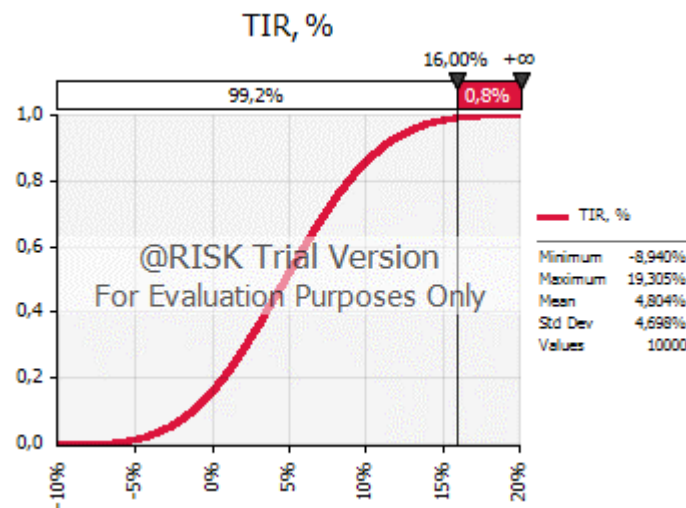
**Figura 6. 6** Análisis de riesgo para la producción de hidrógeno en función del VAN, probabilidad acumulativa

Según las simulaciones el mínimo VAN que podría obtenerse sería igual a -416 MM \$ y el máximo, 144 MM \$. Para el TIR se muestra en las Figuras 6.7 y 6.8 que la probabilidad de que el proyecto tenga un valor superior a la tasa de corte establecida es igual a un 0,8%.



**Figura 6. 7** Análisis de riesgo para la producción de hidrógeno en función del TIR, densidad de probabilidad

Se obtuvo que el mínimo TIR probable que se podría obtener es igual a un -8,94% y el máximo es igual a un 19,305%. Sin embargo las probabilidades de obtener un TIR para que el proyecto se considere rentable son sumamente bajas lo cual implica que analizando tanto el VAN como el TIR el proyecto es riesgoso.



**Figura 6. 8** Análisis de riesgo para la producción de hidrógeno en función del TIR, probabilidad acumulativa

## Capítulo 7: Conclusiones y recomendaciones

- A partir del análisis del mercado se encontró que el gas de síntesis producido a partir de la gasificación tiene potencial para sustituir al gas licuado de petróleo o el gas natural desde el cual se propone producir el hidrógeno.
- La tecnología de gasificación más apta para el caso en estudio es la desarrollada por General Electric Company (Texaco) pues cuenta con amplia experiencia en la gasificación del coque de petróleo.
- Si bien a partir de la gasificación es posible obtener vapor, hidrógeno y electricidad; con una alimentación de tan poca magnitud como la disponible, es posible únicamente producir hidrógeno o energía eléctrica.
- Con una alimentación de 576 t de coque de petróleo por día se requieren 540 t de oxígeno 173 t de agua diariamente, que producirán 37500 Nm<sup>3</sup>/h de hidrógeno o una potencia neta igual a 45 MW.
- Considerando el proceso propuesto, se obtiene un puntaje de 173 en el formulario del D1 de SETENA que implicaría la elaboración de una declaración jurada de compromisos ambientales para obtener la viabilidad ambiental.
- La inversión de capital para la producción de hidrógeno sería igual a 320,03 MM \$ y para la generación de energía eléctrica, 572,03 \$; con un capital de trabajo igual a 6,40 MM \$ para ambos casos.
- El TIR y el VAN para el proyecto de producción de hidrógeno son iguales a 5% y -103 MM \$, respectivamente; lo que implica que el proyecto no es viable.
- El TIR y el VAN para el proyecto de producción de energía eléctrica son iguales a -1,8% y -8,13 MM \$, respectivamente; lo que implica que el proyecto no es viable.
- Por medio del análisis de sensibilidad se determinó que para la producción de hidrógeno el proyecto es sumamente sensible a la inversión de capital y al volumen de producción de hidrógeno.

- Del análisis de riesgo se encontró que existe una probabilidad igual a un 99,2% de obtener un TIR menor al 16% y una probabilidad igual a 86,1% de obtener un VAN negativo.
- La utilización de equipo reconstruido no se considera viable como inversión pública.

Por otra parte se recomienda:

- Si se decidiera continuar con el estudio de factibilidad, se debería evaluar la opción de utilizar equipo reconstruido, principalmente para el gasificador, a fin de minimizar los costos de la inversión inicial.
- Considerar importar coque de petróleo, o utilizar una alimentación combinada con coque y carbón. Esto debido a que proyectos similares han sido rentables en otros países porque son de tamaño superior.
- En caso de persistir en este proyecto, se debe evaluar que durante la operación, no hay que producir más hidrógeno del requerido, esto es, hasta que se cumpla con los 33000 Nm<sup>3</sup>/h que demanda la refinería, pues el almacenamiento del hidrógeno residual es sumamente complejo y costoso.
- Realizar un estudio de mercado para el material vitrificado que se obtiene como subproducto, a fin de verificar si hay otros usos y precios mejores que el asumido para materiales de construcción.
- El proyecto no es rentable y tiene un riesgo alto, por ende se recomienda desecharlo.

## Bibliografía

- Arienti, S., Mancuso, L., & Cotone, P. (2006). *IGCC plants to meet the refinery needs of hydrogen and electric power*. Barcelona: 7th European Gasification Conference.
- BP Statistical Review of World Energy. (2013). *Statistical Review 2013*. Recuperado el 11 de agosto de 2013, de BP Statistical Review of World Energy: <http://www.bp.com/en/global/corporate/about-bp/statistical-review-of-world-energy-2013/statistical-review-downloads.html>
- Camacho, H., Salas, F., & Ulate, A. (2012). *Protocolos de inspección de seguridad y proceso en plantas envasadoras de gas licuado de petróleo*. San José: ARESEP.
- Chicago Bridge & Iron Company N.V. (2012). *Delayed Coking*. Recuperado el 24 de noviembre de 2012, de CB & I: [http://www.cbi.com/images/uploads/tech\\_sheets/DelayedCoking-12.pdf](http://www.cbi.com/images/uploads/tech_sheets/DelayedCoking-12.pdf)
- China Huanqiu Contracting & Engineering Corp. (2010). *Process Technical Study Report on Expansion and Modernization of the Moín Refinery*. Beijing: China Huanqiu Contracting & Engineering Corp.
- Dávila, M. (2012). *Informe Final: Perspectiva sobre el potencial uso del Gas Natural en Costa Rica*. San José: SNC LAVALIN.
- Department of Natural Resources. (2007). *Integrated Gasification Combined-Cycle Technology: COSTS, BENEFITS, AND PROSPECTS FOR FUTURE USE IN WISCONSIN*. Wisconsin: Wisconsin Department of Natural Resources.
- ELCOGAS. (2012). *Presentación general de ELCOGAS*. Recuperado el 27 de febrero de 2013, de ELCOGAS, S.A. Central Térmica GICC: [http://www.elcogas.es/images/stories/7-noticias-documentos/2-documentos/3-presentaciones/general\\_2012\\_esp.pdf](http://www.elcogas.es/images/stories/7-noticias-documentos/2-documentos/3-presentaciones/general_2012_esp.pdf)

- Fahim, M., Al-Sahhaf, T., & Elkilani, A. (2010). *Fundamentals of Petroleum Refining*. Oxford: Elsevier.
- Fernández, M., & Alcaraz, A. (2001). *Gasificación integrada a ciclos combinados*. México: Instituto de Investigaciones Eléctricas.
- Fernández, X., Navarrete, J., & Sánchez, G. (2012). *Prospectiva del Mercado de Gas Licuado de Petróleo*. México: SENER.
- García, F. (20 de febrero de 2013). Gasificación de coque de petróleo para la producción de hidrógeno. (E. Castro, Entrevistador)
- García, G. (2011). *Estudio del comportamiento térmico del coque de petróleo y de sus mezclas con carbones bituminosos colombianos*. Bogotá: Universidad Nacional de Colombia.
- Gary, J., & Handwerk, G. (2001). *Petroleum Refining: Technology and Economics*. New York: Marcel Dekker, Inc.
- Higman, C., & Van der Burgt, M. (2008). *Gasification*. Oxford: Elsevier.
- InEnTec. (2012). *Process Details*. Recuperado el 15 de enero de 2013, de InEnTec: <http://www.inentec.com/pentm-technology/process-details.html>
- Instituto Costarricense de Electricidad . (31 de enero de 2013). *Plan piloto generación distribuida*. Recuperado el 31 de enero de 2013, de Grupo ICE: [http://www.grupoice.com/wps/portal/gice/elect\\_hub/Proyectos%20Energ%C3%A9ticos/Plan%20piloto%20generaci%C3%B3n%20distribuida/#.UQqonx12ScR](http://www.grupoice.com/wps/portal/gice/elect_hub/Proyectos%20Energ%C3%A9ticos/Plan%20piloto%20generaci%C3%B3n%20distribuida/#.UQqonx12ScR)
- Kerry, F. (2006). *Industrial gas handbook: Gas separation and purification*. Boca Raton: Taylor & Francis Group.
- Kumar, B. (28 de mayo de 2010). *Presentation of delayed coking technology*. Recuperado el 14 de enero de 2012, de Petroleum Federation of India:



[http://petrofed.winwinhosting.net/upload/25-28May10/BIRENDRA\\_KUMAR.pdf](http://petrofed.winwinhosting.net/upload/25-28May10/BIRENDRA_KUMAR.pdf)

- Laborde, M., & Rubiera, F. (2010). *La energía del hidrógeno*. Madrid: CYTED.
- Leiva, C. (2003). *Situación del gas licuado de petróleo en Costa Rica*. San José: Ministerio del Ambiente y Energía. Dirección Sectorial de Energía.
- Marano, J. (2003). *Refinery Technology Profiles: Gasification And Supporting Technologies*. Houston: U.S. Department of Energy.
- McCabe, W., Smith, J., & Harriot, P. (2007). *Operaciones unitarias en ingeniería química*. México D.F.: McGraw-Hill.
- MINAET. (2011). *Reglamento al Capítulo I de la ley N° 7200: Ley que autoriza la generación eléctrica autónoma o paralela*. Recuperado el 1 de febrero de 2013, de Asociación Costarricense de Productores de Energía: <http://www.acope.com/sites/default/files/Decreto%2037124-Minaet%20Reglamento%20a%20la%20Ley%207200.pdf>
- Molina, A. (2012). *Balance Energético Nacional 2010*. San José: Ministerio de Ambiente, Energía y Telecomunicaciones. Dirección Sectorial de Energía.
- Muñecas, M. (2006). *Unidades de coquización en refinerías de petróleo*. Madrid: Centro Tecnológico de Repsol-YPF.
- Peters, M., & Timmerhaus, K. (1991). *Plant design and economics for chemical engineers*. Singapore: McGraw-Hill.
- Prieto, I. (2006). *Gasificación integrada en ciclo combinado: GICC*. Gijón: Universidad de Oviedo.
- RECOPE. (2010). *Acerca de RECOPE*. Recuperado el 8 de enero de 2012, de Refinadora Costarricense de Petróleo: <http://www.recope.go.cr/acerca/>

- RECOPE. (2011). *Estudio de Impacto Ambiental: Proyecto ampliación y modernización de la refinería*. San José: Unidad Ambiental de RECOPE S.A.
- RECOPE. (5 de febrero de 2013). *Precios vigentes de combustibles y asfaltos*. Recuperado el 12 de febrero de 2013, de RECOPE: [http://www.recope.go.cr/info\\_clientes/precios\\_productos/](http://www.recope.go.cr/info_clientes/precios_productos/)
- RECOPE. (2012). *Proyecto con financiamiento: Modernización y ampliación de la refinería de Moín con financiamiento bancario: Portafolio de información según guía de MIDEPLAN*. San José: RECOPE .
- Rezaiyan, J., & Cheremisinoff, N. (2005). *Gasification Technologies: A Primer for Engineers and Scientists*. Boca Raton: Taylor & Francis Group.
- Rodríguez, D. (2008). *Valorización integral de residuos por medio de la gasificación por plasma. Tecnología SPGV y proceso IPGCC*. Madrid: Solena Group.
- Rodríguez, D., Morales, A., Blanco, J., Romero, M., & Steinfeld, A. (2004). *Conversión de petróleo pesado en hidrógeno con energía solar concentrada*. Venezuela: Ingeniería Química.
- Speight, J. G. (1999). *The chemistry and technology of petroleum*. New York: Marcel Dekker, Inc.
- Speight, J. (2013). *The Chemistry and Technology of Coal* . Boca Raton: Taylor & Francis Group.
- Tam, S., Nizamoff, A., Kramer, S., & Olson, S. (2005). *Gasification Plant Cost and Performance Optimization*. San Francisco: Nexant.
- Treviño, M. (2003). *Integrated gasification combined cycle technology: IGCC*. España: Club Español de la Energía - Elcogas.
- Turton, R., Bailie, R., Whiting, W., Shaeiwitz, J., & Bhattacharyya, D. (2012). *Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes*. Michigan: Pearson Education.

- Ulrich, G., & Palligarni, T. (2004). *Chemical Engineering Process Design and Economics: a Practical Guide*. Estados Unidos: Process Publishing.
- Ureña, M. (2012). *Estudio de pre-factibilidad técnica y financiera para la fabricación de ácido sulfónico utilizando azufre elemental como materia prima en las instalaciones de una refinería de petróleo ubicada en Moín, Limón*. San José: Universidad de Costa Rica.
- Valverde, K. (2012). *Estudio de pre-factibilidad técnica y financiera para la fabricación de fertilizantes utilizando azufre elemental en las instalaciones de una refinería de petróleo*. San Pedro: Universidad de Costa Rica.
- Westinghouse Plasma Corporation. (2012). *Typical Plasma Facility*. Recuperado el 9 de marzo de 2013, de Westinghouse Plasma Corporation: [http://www.westinghouse-plasma.com/typical\\_plasma\\_facility/](http://www.westinghouse-plasma.com/typical_plasma_facility/)
- Wilcox, W. (15 de setiembre de 2012). *Cost estimating for chemical engineering plant design*. Recuperado el 11 de mayo de 2013, de Clarkson University's Department of Chemical and Biomolecular Engineering : <http://people.clarkson.edu/~wwilcox/Design/refcosts.htm>

## Nomenclatura

<b>Símbolo</b>	<b>Descripción</b>
D	Diámetro, m
E	Distancia desde el fondo del tanque, m
H	Altura del tanque, m o entalpía, kJ/mol
J	Ancho de deflectores, m
K	Separación de la pared, m
L	Largo, m
P	Potencia, kW
Re	Número de Reynolds, adm.
V	Volumen, m <sup>3</sup>
u	Velocidad de sedimentación, m/s
z	Altura de suspensión de sólidos, m
$\Delta$	Referido al cambio
$\varepsilon$	Fracción volumétrica del líquido en la suspensión
$\rho$	Densidad, kg/m <sup>3</sup>
<b>Subíndices</b>	
a	Referencia al agitador
m	Referido a la suspensión
p	Referencia a las partículas
t	Referencia al tanque

## **Apéndices**

### A. Datos experimentales

**Cuadro A. 1** Cantidad de coque de petróleo a obtener en la refinería a partir de la unidad de coquización retardada

Parámetro	Valor
Producción diaria	576 t/día
Producción por hora	24 t/h
Producción anual	201600 t/año

**Cuadro A. 2** Producción de gas de síntesis, hidrógeno y energía eléctrica con base en la cotización de General Electric Company

Producto	Valor
Gas de síntesis	45833 Nm <sup>3</sup> /h
Hidrógeno	37500 Nm <sup>3</sup> /h
Energía eléctrica	45 MW

**Cuadro A. 3** Producción de material vitrificado en base seca con base en la cotización de General Electric Company

Material vitrificado	Masa, t/día
Fino	14
Grueso	11
Total	25

**Cuadro A. 4** Composición del gas de síntesis en base seca con base en la cotización de General Electric Company

Elemento	Fracción molar, %
CO	50,9
H <sub>2</sub>	35,1
CO <sub>2</sub>	12,5
Ar+N <sub>2</sub>	0,7
H <sub>2</sub> S+CO <sub>S</sub>	0,8

## B. Resultados intermedios

**Cuadro B. 1** Datos obtenidos en la determinación del punto de equilibrio para la producción de hidrógeno

<b>Volumen de GLP, m<sup>3</sup>/año</b>	<b>Costos variable, MM \$</b>	<b>Costo fijo, MM \$</b>	<b>Costos totales, MM \$</b>	<b>Ingresos totales, MM \$</b>
0,00	0,00	16,87	16,87	0,00
8149,85	0,43	16,87	17,30	4,48
16299,70	0,85	16,87	17,72	8,97
24449,55	1,28	16,87	18,15	13,45
32599,40	1,71	16,87	18,58	17,94
40749,26	2,13	16,87	19,00	22,42
48899,11	2,56	16,87	19,43	26,91
57048,96	2,98	16,87	19,86	31,39
65198,81	3,41	16,87	20,28	35,88
73348,66	3,84	16,87	20,71	40,36
81498,51	4,26	16,87	21,14	44,85
89648,36	4,69	16,87	21,56	49,33
97798,21	5,12	16,87	21,99	53,81
105948,06	5,54	16,87	22,42	58,30
114097,92	5,97	16,87	22,84	62,78
122247,77	6,40	16,87	23,27	67,27
130397,62	6,82	16,87	23,69	71,75
138547,47	7,25	16,87	24,12	76,24
146697,32	7,68	16,87	24,55	80,72
154847,17	8,10	16,87	24,97	85,21
162997,02	8,53	16,87	25,40	89,69
171146,87	8,95	16,87	25,83	94,18
179296,73	9,38	16,87	26,25	98,66
187446,58	9,81	16,87	26,68	103,14
195596,43	10,23	16,87	27,11	107,63

**Cuadro B. 2** Datos obtenidos en la determinación del punto de equilibrio para la producción de energía eléctrica

<b>Volumen producción, MW/año</b>	<b>Costos variable, MM \$</b>	<b>Costo fijo, MM \$</b>	<b>Costos totales, MM \$</b>	<b>Ingresos totales, MM \$</b>
0,00	0,00	46,32	46,32	0,00
75,60	3,69	46,32	50,01	9,77
151,20	7,38	46,32	53,71	19,54
226,80	11,08	46,32	57,40	29,31
302,40	14,77	46,32	61,09	39,08
378,00	18,46	46,32	64,78	48,85
453,60	22,15	46,32	68,48	58,62
529,20	25,84	46,32	72,17	68,39
604,80	29,54	46,32	75,86	78,16
680,40	33,23	46,32	79,55	87,93
756,00	36,92	46,32	83,24	97,70
831,60	40,61	46,32	86,94	107,47
907,20	44,30	46,32	90,63	117,24
982,80	48,00	46,32	94,32	127,01
1058,40	51,69	46,32	98,01	136,78
1134,00	55,38	46,32	101,70	146,55
1209,60	59,07	46,32	105,40	156,32
1285,20	62,76	46,32	109,09	166,09
1360,80	66,46	46,32	112,78	175,86
1436,40	70,15	46,32	116,47	185,63
1512,00	73,84	46,32	120,16	195,40
1587,60	77,53	46,32	123,86	205,17
1663,20	81,22	46,32	127,55	214,94
1738,80	84,92	46,32	131,24	224,71
1814,40	88,61	46,32	134,93	234,48



**Cuadro B. 3** Datos obtenidos para el cálculo del precio de los equipos de molienda a partir del FOB considerando los aranceles en Costa Rica

<b>Equipo</b>	<b>FOB, \$</b>	<b>Flete, \$</b>	<b>FOB + Flete, \$</b>	<b>D.A.I, \$ (5%)</b>	<b>S.C., \$ (15%)</b>	<b>Ley 6946, \$ (1%)</b>	<b>Impuesto de Ventas, \$ (13%)</b>	<b>Total de impuesto s, \$</b>	<b>Total, \$</b>
Trituradora de cono	71677	7168	78845	3942	12418	788	12479	29628	108473
Trituradora vertical	72452	7245	79697	3985	12552	797	12614	29948	109645
Alimentador vibratorio	11371	1137	12508	625	1970	125	1980	4700	17208
Criba vibratoria, 15	16306	1631	17937	897	2825	179	2839	6740	24677
Criba vibratoria, 22	23548	2355	25903	1295	4080	259	4100	9734	35636
Cinta transportadora	5823	582	6405	320	1009	64	1014	2407	8812
Cinta transportadora	5161	516	5677	284	894	57	899	2133	7810
Cinta transportadora	4597	460	5057	253	796	51	800	1900	6957
Cinta transportadora	10839	1084	11923	596	1878	119	1887	4480	16403
Cinta transportadora	9290	929	10219	511	1609	102	1617	3840	14059
Cinta transportadora	9806	981	10787	539	1699	108	1707	4053	14840
Cinta transportadora	5161	516	5677	284	894	57	899	2133	7810
Armario eléctrico	11427	1143	12570	628	1980	126	1989	4723	17293

### C. Muestra de cálculo

#### C.1. Diseño del tanque de mezclado

Para el dimensionamiento del tanque de mezclado se parte del diámetro obtenido al considerar el volumen de una hora de proceso. Se considera un volumen igual a 25,2 m<sup>3</sup>/h.

$$V = \frac{173 \text{ t de agua/día}}{1 \text{ g/cm}^3 \cdot 24} + \frac{576 \text{ t de coque/día}}{1,36 \text{ g/cm}^3 \cdot 24}$$

$$V = 25,2 \text{ m}^3/\text{h}$$

Por lo tanto para determinar el diámetro del tanque se consideró que:

$$D_t = H \quad (\text{C.1})$$

Despejando:

$$V = \frac{\pi}{4} D_t^2 H \quad (\text{C.2})$$

$$V = \frac{\pi}{4} D_t^3$$

$$D_t = \sqrt[3]{\frac{4V}{\pi}}$$

$$D_t = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 25,2 \text{ m}^3}{\pi}}$$

$$D_t = 3,18 \text{ m}$$

Dicho valor se presenta en el Cuadro 5. 7 en la segunda columna y la segunda fila. El resto de valores se calcularon como:

$$D_a = \frac{D_t}{3} \quad (\text{C.3})$$

$$D_a = 1,06 \text{ m}$$

$$J = \frac{D_t}{12} \quad (\text{C.4})$$

$$J = 0,26 \text{ m} \quad (\text{C.5})$$

$$K = \frac{J}{5}$$

$$K = 0,05 \text{ m}$$

$$W = \frac{D_a}{5} \quad (\text{C.6})$$

$$W = 0,21 \text{ m}$$

$$L = \frac{D_a}{4} \quad (\text{C.7})$$

$$L = 0,26 \text{ m}$$

$$E = D_a \quad (\text{C.8})$$

$$E = 1,06 \text{ m}$$

## C.2. Cálculo de la potencia del motor de agitación

Para calcular la potencia se determina que se requieren suspender los sólidos a un 80% de forma que:

$$z_s = 0,8 \cdot D_t \quad (\text{C.9})$$

$$z_s = 2,54 \text{ m}$$

Por otra parte el volumen de la suspensión se calcula como:

$$V_m = \frac{\pi}{4} \cdot D_t^2 \cdot z_s \quad (\text{C.10})$$

$$V_m = \frac{\pi}{4} \cdot (3,18 \text{ m})^2 \cdot 2,54 \text{ m}$$

$$V_m = 20,1 \text{ m}^3$$

El volumen de los sólidos en suspensión se determinó de la siguiente manera:

$$\frac{24000 \text{ kg de coque/h}}{1360 \text{ kg/m}^3} = 17,6 \text{ m}^3$$

Finalmente el volumen del líquido en suspensión es:

$$20,1 \text{ m}^3 - 17,6 \text{ m}^3 = 2,5 \text{ m}^3$$

Con ello se determina la densidad de la suspensión:

$$\frac{24000 \text{ kg/h} + 2,5 \text{ m}^3 \cdot 997 \text{ kg/m}^3}{20,1 \text{ m}^3}$$

$$\rho_m = 1315 \text{ kg/m}^3$$

Por lo tanto la fracción volumétrica del líquido en la suspensión es:

$$\frac{2,5 \text{ m}^3}{20,1 \text{ m}^3}$$

$$\varepsilon_m = 0,12$$

Tomando una viscosidad del agua igual a  $8,90\text{E-}4 \text{ N}\cdot\text{s/m}^2$  se calcula la velocidad de sedimentación suponiendo que se tiene un número de Reynolds entre 500 y 200000.

$$u_t = 1,75 \sqrt{\frac{g D_p (\rho_p - \rho)}{\rho}} \quad (\text{C.11})$$

$$u_t = 1,75 \sqrt{\frac{9,8 \text{ m/s}^2 \cdot 6 \text{ mm} \cdot (1360 - 997) \text{ kg/m}^3}{997 \text{ kg/m}^3}}$$

$$u_t = 0,26 \text{ m/s}$$

$$\beta = \frac{z_s - E}{D_t} - 0,1 \quad (\text{C.12})$$

$$\beta = \frac{2,54 \text{ m} - 1,06 \text{ m}}{3,18 \text{ m}} - 0,1$$

$$\beta = 0,37$$

Con lo que finalmente se determina la potencia:

$$P = g \rho_m V_m u_t (1 - \varepsilon_m)^{\frac{2}{3}} \left( \frac{D_t}{D_a} \right)^{\frac{1}{2}} e^{4,35\beta} \quad (\text{C.13})$$

$$P = 519 \text{ kW}$$

## **Anexos**



**Ministerio de Ambiente y Energía  
Secretaría Técnica Nacional Ambiental**

**ANEXO 1**

**DOCUMENTO DE EVALUACIÓN AMBIENTAL  
D-1**

<b>a. ¿Para qué se hace?</b>	Este proceso consiste en una valoración previa de la actividad, obra o proyecto y el espacio geográfico donde se desarrollará la actividad, obra o proyecto, a fin de determinar, primero, la viabilidad ambiental potencial (VAP) del proyecto respecto a éste, y en caso de que la obtenga, el tipo de evaluación de impacto ambiental que deberá efectuarse. La valoración de viabilidad ambiental, define, en primera instancia, que el espacio geográfico donde se implantará la actividad presenta la condición de aptitud natural suficiente para soportar el desarrollo de la actividad, obra o proyecto. Subsecuentemente, en el caso requerido, el instrumento de impacto ambiental deberá demostrar la capacidad de inserción de la actividad, de forma tal que mantenga un equilibrio ambiental adecuado, y cumpla el objetivo fundamental de armonizar el impacto ambiental con el proceso productivo.
<b>b. ¿Quién lo debe presentar?</b>	El desarrollador de una actividad, obra o proyecto para la cual, las leyes vigentes o los reglamentos lo indiquen, deberán presentar el presente formulario como parte del proceso de Evaluación de Impacto Ambiental establecido en el Artículo 17 de la Ley Orgánica del Ambiente y al artículo 9 del Decreto No. 31849-MINAE-S-MOPT-MAG-MEIC.
<b>c. ¿Quiénes lo deben llenar?</b>	El formulario deberá ser llenado por el desarrollador con la ayuda técnica de un consultor ambiental responsable debidamente inscrito en el Registro de Consultores Ambientales que lleva la SETENA y habilitado por ésta para el ejercicio de sus funciones, en concordancia con lo establecido en la Ley Orgánica del Ambiente.
<b>d. ¿Qué implicación jurídica tiene?</b>	El presente formulario ambiental tiene carácter de declaración jurada. La información técnica, jurídica y ambiental aportada en el presente documento deberá ser verídica y sustentada. Las medidas ambientales incluidas en el mismo tienen un carácter vinculante para el desarrollador y se consideran como parte de los compromisos ambientales que suscribe éste como parte del proceso de EIA.
<b>e. ¿Cómo se debe llenar?</b>	Para llenar el presente formulario ambiental el consultor ambiental responsable y el desarrollador deberán seguir la guía básica, que la SETENA pone a disposición de los usuarios por medio del Manual de Evaluación de Impacto Ambiental (EIA) de Costa Rica.
<b>f. ¿Qué procedimiento se aplica?</b>	La autoridad evaluadora dispondrá de 3 semanas de conformidad con el artículo 17 inciso 4) del Reglamento General sobre los procedimientos de EIA vigente, para analizar la información que se brinda en este formulario y resolver bajo los criterios técnicos establecidos, sobre la necesidad de que se realice un estudio más profundo sobre la situación de fragilidad ambiental del espacio geográfico en que se plantea la actividad, obra o proyecto y la calificación de Significancia de Impacto Ambiental de la actividad, obra o proyecto.
<b>g. ¿Qué se obtiene como resultado?</b>	De conformidad con lo establecido en el Artículo 20 del Reglamento General sobre los Procedimientos de EIA vigente, la actividad, obra o proyecto es potencialmente viable desde el punto de vista ambiental, y en virtud del puntaje de SIA obtenida y fiscalizado por la SETENA, existen tres posibles rutas de decisión en función de la calificación final: <ul style="list-style-type: none"> <li>a) Baja Significancia de Impacto Ambiental (SIA) - Declaración Jurada de Compromisos Ambientales (DJCA).</li> <li>b) Moderada SIA - Pronóstico – Plan de Gestión Ambiental (P-PGA), para lo cual la SETENA brinda al usuario los lineamientos para su elaboración</li> <li>c) Alta SIA - Estudio de Impacto Ambiental (EsIA), para el cual la SETENA brindará los términos de referencia para su confección</li> </ul>
<b>h. Trámites ulteriores</b>	La obtención de la Viabilidad Ambiental Potencial no habilita al desarrollador de la actividad, obra o proyecto al inicio de actividades. No obstante, la misma lo habilita a ejecutar otros trámites ante otras entidades, tanto públicas, como privadas, como parte de las gestiones que deben cumplirse dentro del "ciclo del proyecto" y de previo al diseño final del mismo.
<b>i. ¿Qué recursos administrativos se aplican?</b>	En contra de las resoluciones de la SETENA, el interesado o Desarrollador podrá presentar los recursos de revocatoria y apelación que señala la Ley General de la Administración Pública.
<b>j. Advertencia</b>	<b>LA OMISION DE INFORMACION SOLICITADA EN ESTE FORMULARIO O LA APORTACIÓN DE INFORMACIÓN FALSA O ERRÓNEA POSIBILITARÁ A LA SETENA A RECHAZAR SU GESTIÓN Y ARCHIVAR EL ESPEDIENTE, SIN MENOSCARO DE LAS SANCIONES ADMINISTRATIVAS Y PENALES QUE PUEDAN APLICARSE A LOS RESPONSABLES.</b>

# 1. INFORMACIÓN GENERAL

## 1.1. Datos Generales

Información general de la actividad, obra o proyecto														
1	NOMBRE DE LA ACTIVIDAD, OBRA O PROYECTO Gasificación coque de petróleo			2	NOMBRE O RAZÓN SOCIAL DEL PROPIETARIO (PERSONA FÍSICA O JURÍDICA) Refinadora Costarricense de Petróleo S.A			3	DOCUMENTO DE IDENTIDAD 3-101-07749-04					
4	DOMICILIO SOCIAL O DIRECCIÓN EXACTA CALLE AVENIDA NOMBRE O NÚMERO Ruta Zurquí 32, calle N°3 Avenida N°23, Edificio Central RECOPE				5	OTRAS SEÑAS Antiguo Banco BICSA, 75 m este del periódico la República								
6	TELEFONO. N° 2284-4922	7	FAX N° (para recibir notificaciones) 2258-4240		8	APARTADO Y CODIGO OF. POSTAL 4351-1000		9	CORREO ELECTRÓNICO (cuando cuente con uno)					
Sobre la localización administrativa y geográfica de la actividad, obra o proyecto														
10	PROVINCIA		11	CANTÓN		12	DISTRITO		13	OTRAS SEÑAS (N° Plano / coordenadas/N° finca folio real)/ Dirección exacta				
	No.	Nombre		No.	Nombre		No.	Nombre						
	7	Limón		1	Limón		1	Limón						
Información y calidades del representante legal														
14	APELLIDOS Y NOMBRE REPRESENTANTE LEGAL			15	ESTADO CIVIL			16	PROFESIÓN / OFICIO					
17	DOMICILIO				18	DOCUMENTO Y NÚMERO DE IDENTIDAD								
19	TELEFONO N°	20	FAX N° (obligatorio)		21	APARTADO Y CODIGO OF. POSTAL		22	CORREO ELECTRÓNICO (cuando cuente con uno)					
Información sobre la actividad, obra o proyecto														
23	NÚMERO CIU		24	Clasificación según IAP		25	Nombre del Consultor Ambiental responsable		26	Número de registro ante la SETENA		27	VIGENTE HASTA	
	2320			A			Correo Electrónico			Número de Teléfono			Por Resolución No.	
28	RESUMEN DEL PROYECTO (de conformidad con la ficha de descripción del proyecto que se encuentra en la guía de llenado, del anexo 2)													

## 1.2. Firmas de declaración jurada

Los aquí firmantes, declaramos bajo fe de juramento, que toda la información suministrada y que consta en este formulario es verídica, y actual y es brindada de acuerdo al conocimiento técnico disponible. Lo anterior bajo las penas que la Ley establece para el delito de perjurio y falso testimonio y concientes de la siguiente Cláusula de Responsabilidad Ambiental:

“El consultor ambiental y el desarrollador que firman el Documento D - 1 serán los responsables directos de la información técnica científica que aportan en el mismo. En virtud de ello, la Secretaría Técnica Nacional Ambiental (SETENA), como autoridad ambiental del Estado costarricense, fiscalizará que el documento que se presente haya cumplido con los lineamientos técnicos establecidos mediante la guía de llenado y si estos se cumplen aceptará la información presentada como cierta y verídica, a modo de declaración jurada. Sobre la base de los datos aportados la SETENA podría estar tomando decisiones referentes a la Viabilidad Ambiental de la actividad, obra o proyecto planteado, de modo que en el caso de que se aportara información falsa o errónea, los firmantes no solo serán responsables por esta falta, sino también por las consecuencias de decisión que a partir de esos datos haya incurrido la SETENA”.

\_\_\_\_\_  
Nombre del desarrollador, o según sea el el del representante legal o apoderado <sup>1</sup>

\_\_\_\_\_  
Consultor Ambiental responsable <sup>2</sup>

\_\_\_\_\_  
N° de Consultor Ambiental SETENA

\_\_\_\_\_  
Número de cédula

\_\_\_\_\_  
Número de cédula

\_\_\_\_\_  
N° Carné del Colegio Profesional respectivo

\_\_\_\_\_  
Firma

\_\_\_\_\_  
Firma

1. Si es una sociedad la solicitante y si esta es diferente del dueño de la actividad, obra o proyecto.

2. Debe ser la firma del consultor ambiental responsable de llenar el Formulario D-1 y de coordinar la obtención de la información técnica que lo sustenta.

\* **Nota:** Por el carácter de declaración jurada de este documento, las firmas deberán ser autenticadas por un abogado, en caso contrario deberán presentarse a firmar ambos ante el funcionario de la SETENA designado, para que de fe pública de la autenticidad de las firmas.



### 1.3. Documentación legal y técnica que debe adjuntarse al D1.

Requisitos legales a presentar junto con este formulario.	
<b>A. En el caso de que el desarrollador sea una persona jurídica</b>	<b>Anexo No.</b>
<b>A.1.</b> Una certificación notarial o registral de la personería jurídica	
<b>A.2.</b> Una copia de la cédula jurídica vigente.	
<b>A.3.</b> Una copia de la cédula de identidad, pasaporte u otro documento de identidad del representante legal (para confrontar con su original o copia certificada).	
<b>B. En el caso de que el desarrollador sea una persona física</b>	
<b>B.1.</b> Una copia de la cédula de identidad, pasaporte u otro documento de identidad (para confrontar con su original o certificada).	
<b>C. Otros documentos a presentar</b>	
<b>C.1.</b> Una certificación notarial o registral de la propiedad.	
<b>C.2.</b> Una copia certificada del plano catastrado (o bien una copia con el original para confrontar).	
<b>C.3.</b> Si el desarrollador no es dueño del inmueble, debe presentar la autorización del propietario con la firma autenticada por abogado.	
<b>C.4.</b> Matriz básica de identificación de impactos ambientales acumulativos.	
<b>Nota:</b> Las certificaciones no deben tener más de 3 meses de emitidas.	

### 1.4. Documentos técnicos complementarios

Documentos técnicos complementarios a presentar junto con este formulario	
<b>A)</b> Diseño de sitio de la actividad, obra o proyecto.	
<b>B)</b> Hoja cartográfica con la localización del AP (copia a color)	
<b>C)</b> Estudio de ingeniería básica del terreno del AP, conforme al protocolo que se indica en el Manual de EIA.	
<b>D)</b> Estudio de geología básica del terreno del AP, conforme al protocolo que se indica en el Manual de EIA.	
<b>E)</b> Reporte arqueológico rápido del terreno del AP, conforme al protocolo que se indica en el Manual de EIA.	
<b>F)</b> Certificación sobre el monto de inversión global de la actividad, obra o proyecto aquí planteada, que incluya el monto de las erogaciones por compra de terrenos, construcción de instalaciones, caminos de acceso, obras de electrificación, y agua potable e industrial, compra de maquinaria y equipo, personal calificado y no calificado. Se debe indicar la vida útil del Proyecto y valor de rescate estimado del mismo. No deben incluirse los costos hundidos tales como el estudio de factibilidad. El desglose del monto global de la inversión deberá ser presentado por medio de una declaración jurada, firmada por el profesional correspondiente.	
<b>G)</b> Registro fotográfico de las condiciones actuales del AP. Estudio Biológico Rápido, conforme al protocolo que se indica en el Manual de EIA	
En el caso de los documentos que se indican en los incisos C, D y E, su presentación quedará a discreción del consultor Ambiental. En consecuencia, de no presentarse el estudio respectivo deberá presentarse certificación que indique que no se requiere estudio técnico.	

### 1.5. Descripción general de la situación ambiental del sitio donde se desarrollará la actividad, obra o proyecto la (caracterización básica del AP y áreas de influencia)

Caracterización básica actual del área del AP y de influencia del proyecto obra o actividad	<b>A) Área del proyecto y área de influencia directa</b>	<b>A.1.</b> Área de influencia directa del proyecto (AID) en m <sup>2</sup> :		<b>A.2.</b> Área total del proyecto (Ap) en m <sup>2</sup> :		<b>A.3.</b> Área neta del proyecto (Apn) en m <sup>2</sup> :	
	<b>B) Identificación del área de influencia directa del proyecto (AID).</b>	<b>B.1.</b> ( <input checked="" type="checkbox"/> ) Dentro del AID existen <u>áreas protegidas</u> hasta un 25% de la superficie total.		<b>B.2.</b> ( ) Dentro del AID existen <u>áreas protegidas</u> entre 25 y 50% de la superficie total.		<b>B.3.</b> ( ) Dentro del AID existen áreas protegidas superior al 50% de la superficie total.	
		<b>B.3.1</b> ( ) No aplica.					
	<b>C) Identificación del área total del proyecto (APT):</b>	<b>B.4.</b> ( <input checked="" type="checkbox"/> ) Dentro del AID existen obras de infraestructura como líneas de transmisión, oleoductos, acueductos, alcantarillados, entre otros.		<b>B.5.</b> ( ) Dentro del AID NO existen obras de infraestructura como líneas de transmisión, oleoductos, acueductos, alcantarillados, entre otros.		<b>C.3.</b> ( ) Dentro del APT más de un 50% de la cobertura vegetal es bosque.	
		<b>C.1.</b> ( <input checked="" type="checkbox"/> ) Dentro del APT más de un 50% de la cobertura vegetal es pasto o charral		<b>C.2.</b> ( ) Dentro del APT más de un 50% de la cobertura vegetal es tacional o cultivo.		<b>C.3.1</b> ( ) El AP es un terreno sin cobertura vegetal (no se incluyen los jardines)	
		<b>C.4.</b> ( <input checked="" type="checkbox"/> ) Los servicios públicos de agua potable, recolección de desechos y servicio eléctrico, están disponibles y tienen capacidad de carga para soportar la demanda del proyecto.		<b>C.5.</b> ( ) Los servicios públicos de agua potable, recolección de desechos y servicio eléctrico, están disponibles y NO tienen capacidad de carga para soportar la demanda del proyecto.		<b>C.6.</b> ( ) Los servicios públicos de agua potable, recolección de desechos y servicio eléctrico, NO están disponibles.	
		<b>C.7.</b> ( <input checked="" type="checkbox"/> ) Los caminos de acceso al AP son de pavimento o asfalto.		<b>C.8.</b> ( ) Los caminos de acceso al AP son de tierra o lastre.		<b>C.9.</b> ( ) No hay caminos de acceso al AP.	
					<b>C.10.</b> ( ) Existen otras vías de acceso.		
					¿Cuáles? _____		

### 1.6. Datos climáticos básicos

Indicar condiciones climáticas promedio anuales en la zona en que ubica el Área de proyecto (según datos meteorológicos recientes)					
<b>1</b>	Precipitación promedio anual	2500 mm	<b>4</b>	Temperatura promedio	24 °C
<b>2</b>	Velocidad y orientación predominante del viento	4,5 km/h mín 11,9 km/h máx Ny NE de 9 h a 17 h SO y O de 17 h a 9 h	<b>5</b>	Meses más lluviosos	Diciembre-Mayo

3	Luz solar	11,5 MJ/m <sup>2</sup>	6	Meses más secos	Setiembre-Octubre
---	-----------	------------------------	---	-----------------	-------------------

## EVALUACIÓN AMBIENTAL INICIAL 2. CONSUMO / AFECTACIÓN

**Nota importante:** en caso de la casilla que se esté llenado no aplique para la actividad, obra o proyecto en análisis se colocará un "cero" en la casilla "y" correspondiente

Componente/ Subcomponente		CASO 1 (Valor = 1)	CASO 2 (Valor = 2)	CASO 3 (Valor = 3)	CASO 4 (Valor = 4)	CASO 5 (Valor = 5)	y	Marco regulatorio (z)					X= z*y	Medidas ambientales Anexo No.	Valoración por efecto	
								a	b	c	d	e				
2.1. Agua	2.1.1 Acueducto público existente.	Consumo de agua no supera los 50 m <sup>3</sup> /mes.		Consumo de agua entre 50 y 200 m <sup>3</sup> /mes.		Consumo de agua mayor a los 200 m <sup>3</sup> /mes.	5			3			15,00		23,00	
	2.1.2 Superficial.		Consumo de agua no supera el 25% del caudal remanente.	Consumo de agua es mayor al 25% y menor al 50% del caudal remanente	Consumo de agua es mayor al 50% y menor al 100% del caudal remanente.	Consumo mayor que el caudal remanente.	2				2		4,00			
	2.1.3 Subterránea.		Consumo de agua no supera los 50 m <sup>3</sup> /día.	Consumo de agua entre 50 y 200 m <sup>3</sup> /día.	Consumo de agua mayor a los 200 y menor a 500 m <sup>3</sup> /día.	Consumo de agua mayor a los 500 m <sup>3</sup> /día.	Consumo de agua mayor a los 500 m <sup>3</sup> /día.	2				2		4,00		
2.2. Suelo	2.2.1 Modificación de uso	No se produce modificación de uso.				Se produce modificación de uso.				3			0,00		0,00	
2.3. Energía	2.3.1 Autoabastecimiento.	2.3.1.1 Bio-combustibles.	Se generarán menos de 240 Mwh/año.	Se generarán más de 240 y menos de 2500 Mwh/año.	Se generarán más de 2500 y menos de 5000 Mwh/año.	Se generarán más de 5000 y menos de 10000 Mwh/año.	Se generarán más de 10000 Mwh/año.	1			3		3,00		6,00	
		2.3.1.2 Combustibles fósiles.	Se generarán menos de 240 Mwh/año.	Se generarán más de 240 y menos de 500 Mwh/año.	Se generarán más de 500 y menos de 1200 Mwh/año.	Se generarán más de 1200 y menos de 2400 Mwh/año.	Se generarán más de 2400 Mwh/año.	1			3		3,00			
	2.3.2 Abastecimiento externo.	Se consumirán menos de 240 Mwh/año, o 360.000 litros de combustible por año, o 12 TJ/año.		Se consumirán más de 240 y menos de 1200 Mwh/año, o más de 360.000 L y menos de 1800.000 L de combustible por año, o más de 12 o menos de 60 TJ/año.		Se consumirán más de 1200 Mwh/año, o 1.800.000 L de combustible por año, o de 60 TJ/año.		1				2		2,00		2,00
2.4. Biotopos	2.4.1 Fauna.	No hay afectación.			Hay afectación.		Hay afectación a especies en peligro, indicadoras o con poblaciones reducidas.	3				2		12,00		12,00
	2.4.2 Flora.	No hay afectación.		Si hay afectación de flora pero no eliminación de árboles.	Se eliminan árboles aislados en área sin cobertura boscosa.	Se eliminan parches arbóreos en sitios menores de 2 ha.	El desarrollo de la actividad, obra o proyecto implica la corta de árboles en áreas con cobertura boscosa.	2				2		8,00		8,00

51,00

### 3. IMPACTO EN AIRE, AGUA SUELO Y HUMANO

Impacto	Factor	CASO 1 (Valor = 1)	CASO 2 (Valor = 2)	CASO 3 (Valor = 3)	CASO 4 (Valor = 4)	CASO 5 (Valor =5)	y	Marco legal (z)					X=	Medidas ambientales Anexo No.	Valoración por efecto	
								a	b	c	d	e	z*y			
3.1. Aire	3.1.1 Emisiones	3.1.1.1 Fuentes fijas.			Hay emisiones controladas.		Hay emisiones no controladas.	3				2		6,00		27,00
		3.1.1.2 Fuentes móviles.				Se utilizan equipos móviles.					3		0,00			
		3.1.1.3 Radiaciones ionizantes.					Hay emisiones controladas.					2	0,00			
	3.1.2 Contribución de las emisiones generales a la contaminación atmosférica con olores, gases y otros efectos.			Las emisiones del proyecto contribuyen a la generación de contaminación atmosférica, pero están controladas.		Las emisiones del proyecto contribuyen a la generación de contaminación atmosférica, pero no están controladas.	3				2	6,00				
	3.1.3. Ruidos y vibraciones.			Hay producción de ruido o vibraciones y la producción total es cercana al límite de la regulación vigente, se puede confinar.		Hay producción de ruido o vibraciones y la producción total es cercana al límite de la norma, no es confinable.	5			3		15,00				
3.2. Agua	3.2.1 Aguas de escorrentía superficial.	El aumento del caudal superficial neto es menor a un 10% referido al área de desfogue.	El aumento del caudal superficial neto es mayor al 10% y menor al 25% referido al área de desfogue.	El aumento del caudal superficial neto es mayor al 25% y menor al 50% referido al área de desfogue.	El aumento del caudal superficial neto es mayor al 50% y menor al 75% referido al área de desfogue.	El aumento del caudal superficial neto es mayor al 75% referido al área de desfogue.	1				2		2,00		10,00	
	3.2.2 Aguas residuales ordinarias.	Producción de aguas residuales ordinarias y se utilizará una planta de tratamiento o alcantarillado sanitario con planta de tratamiento.	Producción de aguas residuales ordinarias y se dispondrán en alcantarillado sanitario con un sistema de tratamiento de probada eficiencia.		Producción de aguas residuales ordinarias y se dispondrán en un tanque séptico o similar.	Producción de aguas residuales ordinarias y se dispondrán en alcantarillado sanitario sin planta de tratamiento.	1				2		4,00			
	3.2.3 Aguas residuales de tipo especial.	Producción de aguas residuales de tipo especial en cantidad inferior a 50 m <sup>3</sup> /mes.		Producción de aguas residuales de tipo especial en cantidad superior a 50 y menor a 200 m <sup>3</sup> /mes.		Producción de aguas residuales de tipo especial en cantidad superior a 200 m <sup>3</sup> /mes.	1				2		4,00			

37,00

Factor	CASO 1 (Valor = 1)	CASO 2 (Valor = 2)	CASO 3 (Valor = 3)	CASO 4 (Valor = 4)	CASO 5 (Valor =5)	y	Marco legal (z)					X= z*y	Medidas ambientales Anexo No.	Valoración por efecto	
							a	b	c	d	e				
3. Impacto 3.3 Suelo	3.3.1 Residuos sólidos	3.3.1.1 Ordinarios.	Se clasifica para recuperar, reutilizar, reciclar y su disposición final en un relleno sanitario propio o lugar debidamente autorizado por autoridad competente.	Se clasifica para recuperar, reutilizar, reciclar y disposición final en un relleno sanitario o lugar debidamente autorizado por autoridad competente.	Se dispone finalmente en un relleno sanitario o lugar debidamente autorizado con clasificación por autoridad competente.	Disposición final en relleno sanitario o lugar debidamente autorizado por autoridad competente.	1			3			3,00	Prot	45,00
		3.3.1.2 Especiales.	Se clasifica para recuperar, reutilizar, reciclar y disposición final en un relleno sanitario propio o lugar debidamente autorizado por autoridad competente.	Se clasifica para recuperar, reutilizar, reciclar y disposición final en un relleno sanitario especializado o lugar debidamente autorizado por autoridad competente.	Se dispone finalmente en un relleno sanitario o lugar debidamente autorizado con clasificación.	Disposición final en relleno sanitario o lugar debidamente autorizado por autoridad competente.	1			3			3,00	Prot	
		3.3.1.3 Escombros.	Se dispone finalmente en una escombrera dentro del AP o a un tercero sin fines comerciales, de conformidad con el reglamento de construcciones y el reglamento para el control nacional de fraccionamiento y urbanizaciones.		Se dispone finalmente en un relleno sanitario con clasificación o una escombrera debidamente autorizada fuera del AP.		1			3			3,00	Prot	
	3.3.2 Residuos peligrosos	3.3.2.1 Químicos.	Se clasifica in situ para recuperar, reutilizar, se trata y la disposición final se da en un relleno propio especializado o lugar debidamente autorizado por autoridad competente.	Se clasifica in situ para recuperar, reutilizar, se trata y la disposición final se da en un relleno especializado o lugar debidamente autorizado (sin tratamiento previo).	Se clasifica in situ para recuperar, reutilizar y la disposición final se da en un relleno especializado, o lugar debidamente autorizado para su tratamiento y disposición final.	Se clasifica in situ disposición final en un relleno sanitario o lugar debidamente autorizado para su tratamiento y disposición final.	2				2		8,00		
		3.3.2.2 Radiactivos.	Se clasifica para recuperar, reutilizar, se trata y disposición final en un relleno propio especializado o lugar debidamente autorizado por autoridad competente.	Se clasifica para recuperar, reutilizar, se trata y disposición final en un relleno especializado o lugar debidamente autorizado por autoridad competente.	Se clasifica para recuperar, reutilizar y disposición en un relleno sanitario o lugar debidamente autorizado para su tratamiento y disposición final.	Se clasifica disposición final en un relleno sanitario o lugar debidamente autorizado, para su tratamiento y disposición final.	1				2		4,00		
		3.3.2.3 Biológicos	Se clasifica, se trata y disposición final en un relleno sanitario especializado o lugar debidamente autorizado por autoridad competente.	Se clasifica, se trata y disposición final en un relleno especializado o lugar debidamente autorizado por autoridad competente.	Disposición en un relleno especializado o lugar debidamente autorizado, para su tratamiento y disposición final.	Se clasifica disposición final en un relleno sanitario o lugar debidamente autorizado, para su tratamiento y disposición final.	1				2		4,00		
	3.3.3 Movimientos de tierra.		Se contempla movimientos de tierra y relleno sin movilización fuera del área del proyecto.	Se contempla movimientos de tierra con acarreo fuera del AP de volúmenes hasta 1.000 m <sup>3</sup> .	Se contempla movimientos de tierra con acarreo fuera del AP de volúmenes hasta 10.000 m <sup>3</sup> .	Se contempla movimientos de tierra con acarreo fuera del AP de volúmenes superiores a 10.000 m <sup>3</sup> .	2				2		4,00		
	3.3.4 Pendiente.	El área afectada tiene pendiente entre 0-15%.	El área afectada tiene pendiente entre 15-30%.	El área afectada tiene pendiente entre 30% y 60%.	El área afectada tiene pendiente mayor 60%.		1			3			3,00		
	3.3.5 Densidad de población.	Se espera una densidad máxima menor que 50 ocupantes por hectárea.		Se espera una densidad máxima mayor que 50 y menor que 200 ocupantes por hectárea.		Se espera una densidad máxima mayor que 200 ocupantes por hectárea.	1			3			3,00		
3.3.6 Densidad de construcción.		La cobertura de construcción es menor al 25% de la propiedad del Área Total del Proyecto.	La cobertura de construcción es mayor al 25% pero menor al 50% de la propiedad Área Total del Proyecto.	La cobertura de construcción es mayor que 50% y menor que el 70% de la propiedad Área Total del Proyecto.	La cobertura de construcción es mayor que el 70% de la propiedad Área Total del Proyecto.	5				2		10,00			

45,00

	Factor	CASO 1 (Valor = 1)	CASO 2 (Valor = 2)	CASO 3 (Valor = 3)	CASO 4 (Valor = 4)	CASO 5 (Valor =5)	y	Marco legal (z)					X=z*y	Medidas ambientales Anexo No.	Valoración por efecto
								a	b	c	d	e			
Impacto 3.4 Humano	3.4.1.1 Generación de empleo.	Genera más de 100 plazas nuevas.	Genera entre 50 a 100 plazas nuevas.	Genera entre 25 a 50 plazas nuevas.	Genera menos de 25 plazas nuevas.	No genera nuevas plazas.	4				2		8,00		24,00
	3.4.1.2 Movilización, reubicación traslado de personas del AP.	No se produce movilización, reubicación, traslado, etc. de personas que habitan en el AP, por efecto del proyecto.				Se produce movilización, reubicación, traslado, etc. de personas que habitan en el AP, por efecto del proyecto.	1			3			3,00		
	3.4.2.1 Paisaje.	Se desarrolla infraestructura en una zona urbana o rural y utiliza una infraestructura preexistente.	Se desarrolla infraestructura en una zona urbana y no provoca un desequilibrio en la textura del paisaje existente.	Se desarrolla infraestructura en una zona rural y no provoca un desequilibrio en la textura del paisaje existente.	Se desarrolla infraestructura en una zona urbana y provoca un desequilibrio en la textura del paisaje existente.	Se desarrolla infraestructura en una zona rural y provoca un desequilibrio en la textura del paisaje existente.	1			3			3,00		
	3.4.2.1 Patrimonio.	El proyecto no afecta el patrimonio científico, arquitectónico o arqueológico.	El proyecto contempla la conservación y el mejoramiento del patrimonio científico, arquitectónico o arqueológico existente en el AP.	El proyecto contempla la conservación del patrimonio científico, arquitectónico o arqueológico existente en el AP.	El proyecto afecta de forma parcial y con autorización el patrimonio científico, arquitectónico o arqueológico existente en el AP.	El proyecto afecta de forma total y con autorización el patrimonio científico, arquitectónico o arqueológico existente en el AP.	1				2		4,00		
	3.4.3 Vialidad	Genera tráfico nuevo en una proporción inferior al 25% de la capacidad vial instalada.		Genera tráfico nuevo en una proporción mayor al 25% y menor al 50% de la capacidad vial instalada.		Genera tráfico nuevo en una proporción mayor al 50% de la capacidad vial instalada.	1			3			6,00		

24,00

	Factor	CASO 1 (Valor = 0)	CASO 2 (Valor = 1)	CASO 3 (Valor = 2)	CASO 4 (Valor = 3)	CASO 5 (Valor =4)	y	Marco legal (z)					X=	Medidas ambientales	Valoración por efecto
								a	b	c	d	e	z*y	Anexo No.	
4. Otros riesgos	4.1 Manejo de combustible fósil.	No consume, maneja o almacena.	Consume, maneja o almacena una cantidad menor a 5.000 litros al mes.	Consume, maneja o almacena una cantidad mayor a 5.000 y menor a 50.000 litros al mes.	Consume, maneja o almacena una cantidad mayor a 50.000 y menor a 500.000 litros al mes.	Consume, maneja o almacena una cantidad mayor a 500.000 litros al mes.	4				2		16,00		16,00
	4.2 Manejo de agroquímicos.	No consume, maneja o almacena.				Se usan, almacenan y consumen agroquímicos (fertilizantes, herbicidas, plaguicidas, insecticidas, etc.).	0				2		0,00		0,00
	4.3 Manejo de Sustancias peligrosas	No hay consumo, manejo o almacenamiento de sustancias peligrosas.				Sí hay consumo, manejo o almacenamiento de sustancias peligrosas.	0				2		0,00		0,00
	4.4 Manejo de material radiactivo.	No hay consumo, manejo o almacenamiento de material radiactivo.				Sí hay consumo, manejo o almacenamiento de material radiactivo.	0				2		0,00		0,00
	4.5 Manejo de Bio riesgos.	No hay consumo, manejo o almacenamiento de material biológico.				Sí hay consumo, manejo o almacenamiento de material biológico.	0				2		0,00		0,00

16,00



## 5. CRITERIOS DE PONDERACIÓN

La nota obtenida (Valor preliminar de SIA) en el formulario adjunto debe ser ponderada con los factores siguientes para obtener la calificación final que servirá de criterio para la clasificación según la Significancia del impacto ambiental (SIA) que se indica en este documento.

1. Valor preliminar de SIA, es decir la sumatoria de todos los valores individuales ( $\Sigma$ )	173,00
--------------------------------------------------------------------------------------------------	--------

Según las regulaciones aplicables a la operación de la actividad, obra o proyecto

2.a Con Reglamento específico en materia ambiental que regule la actividad, obra o proyecto (p). Se multiplica la sumatoria de SIA ( $\Sigma$ ) por un factor de 1 =	1	Decreto Ejecutivo No. _____	3. Sin Reglamento específico en materia ambiental (p) que regule la operación, se multiplica la sumatoria ( $\Sigma$ ) de SIA por un factor de 2=	2
2.b Con compromiso del desarrollador a adherirse voluntariamente a una <b>norma o guía ambiental</b> de construcción y operación, según corresponda que exista para la actividad, obra o proyecto que se plantea en el D1(p). Dicha norma o guía ambiental será de acatamiento obligatorio para el desarrollador, en lo que corresponda, desde el momento en que la SETENA le otorga la viabilidad ambiental. En este caso se multiplica la sumatoria de SIA ( $\Sigma$ ) por un factor de 0,75 =	0,75			
		(p)	1	
4. Valor de SIA ajustado por regulaciones (SIA <sub>R</sub> ) =	173			

Clasificación del área según la zona de ubicación del proyecto (  $\beta$  )

5. Localización autorizada por Plan Regulador u otra planificación ambiental de uso del suelo, aprobados por la SETENA, incluyendo la variable ambiental según la metodología establecida por la SETENA. Se multiplica el valor de SIA <sub>R</sub> por un valor de 0,5 =	0,5	6. Localización autorizada por Plan Regulador NO aprobado por SETENA. Se multiplica el valor de SIA <sub>R</sub> por un valor de 1,0 =	1
7. Localización en área sin Plan Regulador. Se multiplica el valor de SIA <sub>R</sub> por un valor de 1,5 =	1,5	8. Localización en área ambientalmente frágil, excepto que este contemplado en el numeral 5. Se multiplica el valor de SIA <sub>R</sub> por un valor de 2 =	2

Nota: Deberá brindarse la cita correcta del Plan Regulador o del Plan Ambiental de Uso del Suelo a que se refiere.

( $\beta$ )	1
-------------	---

9. Calificación final de la SIA:	173
----------------------------------	-----

10. Clasificación en función de la calificación final y que establece el procedimiento en SETENA, según la ruta de decisión.

Tipo	Nota	Procedimiento
A	Mayor que 1000.	Estudio de Impacto Ambiental.
B <sub>1</sub>	Mayor que 300 y menor o igual que 1000.	Pronóstico-Plan de Gestión Ambiental.
B <sub>2</sub>	Menor o igual que 300.	Declaración Jurada de Compromisos Ambientales.

## 6. MATRIZ DE EFECTOS ACUMULATIVOS Y SINERGÍSTICOS

**INTRODUCCION:** Con esta matriz se pretende realizar una aproximación general a la identificación de efectos acumulativos o sinérgicos que podría producir la actividad, obra o proyecto planteado en su entorno exterior, es decir, fuera del Área del Proyecto (AP). Su identificación no forma parte del proceso de valoración de la Significancia de Impacto Ambiental (SIA) de la actividad, obra o proyecto. No obstante, su llenado es obligatorio. El objetivo del análisis tiene dos partes. En primer lugar que el desarrollador y su consultor ambiental responsable realicen un reconocimiento básico de las condiciones ambientales del entorno en el que plantean el desarrollo de la actividad, obra o proyecto en análisis. En segundo lugar, que en el caso de que se detecte que la ejecución de la actividad, obra o proyecto podría venir a incrementar o contribuir con un impacto acumulativo o sinérgico, que se proceda a minimizar el mismo dentro del entorno del AP, de forma tal que se logre la meta de armonizar el impacto ambiental con el proceso productivo.

	Efecto Acumulativo	RESPUESTA			Medida estratégica a aplicar por la actividad obra o proyecto propuesto
		SI	NO	NA <sup>1</sup>	(llene esta casilla en caso de que la casilla que responda esté marcada con un asterisco (*) <sup>2</sup> )
1	¿Se producirá un efecto acumulativo en los <u>recursos hídricos</u> debido al aprovechamiento que plantea la actividad, obra o proyecto?	(*)			
2	¿ <u>Las emisiones, el ruido y las vibraciones</u> , que se producirán generarán un efecto acumulativo en la situación de la calidad ambiental del aire del AP y su entorno?	(*)			
3	¿Existe capacidad de carga disponible para el <u>abastecimiento de energía</u> que plantea la actividad, obra o proyecto a desarrollar?		(*)		
4	¿El <u>uso del suelo</u> que se plantea se adapta a la capacidad de carga del espacio geográfico donde se plantea instalar?		(*)		
5	¿Los efectos ambientales que producirá la actividad, obra o proyecto planteado generará presión sobre los recursos de flora y fauna existentes en la zona?	(*)			
6	¿La actividad, obra o proyecto producirá un aumento significativo de las <u>aguas de escorrentía superficial</u> disminuyendo la capacidad de carga neta del sistema?	(*)			
7	¿Las <u>aguas residuales ordinarias o de tipo especial</u> que se producirán representarán un aumento de la carga ambiental al sistema?	(*)			
8	¿Los <u>desechos sólidos</u> (ordinarios o especiales) que se producirán como parte del desarrollo de la actividad humana planteada, podrán ser asimilados por el sistema de gestión de desechos que opera en la actualidad, sin que implique una alteración al mismo?		(*)		
9	¿La <u>impermeabilización del terreno</u> que implica el desarrollo de la actividad, obra o proyecto que se plantea, produciría un efecto neto de disminución de la recarga acuífera en la zona?	(*)			
10	¿El entorno de la actividad, obra o proyecto, tiene capacidad de carga para asimilar los <u>efectos de vialidad</u> que se podrían producir con su desarrollo?		(*)		
11	¿Los <u>servicios disponibles</u> en el entorno de la actividad, obra o proyecto que se plantea, tienen capacidad de carga para asimilarla y satisfacer las nuevas necesidades?		(*)		
12	¿La actividad, obra o proyecto producirá un efecto de <u>recarga del paisaje</u> del espacio geográfico donde se localizará?	(*)			

1. La casilla de No Aplica (NA) solo se podrá utilizar para aquellas situaciones en que el tema consultado no tenga relación alguna con la actividad, obra o proyecto planteado en razón de su naturaleza y atributos. El no disponer de información obtenida en el sitio del AP, o bien obtenida por consulta con las autoridades correspondientes, no justifica el llenado de esta casilla.

2. En caso necesario debe indicar el número del Anexo de las medidas ambientales en las que se amplían los lineamientos.

**ANEXO 2**

**Ficha de Descripción del Proyecto**

a.	Justificación técnica del Proyecto y sus opciones	
b.	Concordancia con el plan de uso del suelo (no es permiso de uso del suelo)	
c.	Resumen del proyecto a desarrollar (área del proyecto neta, metros cuadrados de construcción, componentes, detalle descriptivo del diseño de sitio)	
d.	Actividades a realizar en cada fase del Proyecto	
e.	Tiempo de ejecución	
f.	Infraestructura a desarrollar	
g.	Materiales a utilizar	
h.	Rutas de movilización	
i.	Frecuencia de movilización	
j.	Número de empleados	
k.	Campamentos	

# LIMING QUOTATION



**LIMING HEAVY INDUSTRY**

## COTIZACIÓN DE LÍNEA COMPLETA DE TRITURACIÓN

**Proveedor:** HENAN LIMING HEAVY INDUSTRY SCIENCE & TECHNOLOGY CO.,LTD

**Dirección:** Dingxiangli No.15, Área de Desarrollo de Alta y Nueva Tecnología Nacional, Zhengzhou, China

**Persona contacta:** Doris

**Telefono:** 0086-371-8616 2500

**Fax:** 0086-371-6799 2699

**Celular:** 0086-18638620758

**Skype:** limingcrusher37

**MSN:** [limingcrusher65@hotmail.com](mailto:limingcrusher65@hotmail.com)

**Email:** [liming37@limingco.net](mailto:liming37@limingco.net)

**Web:** [www.break-day.com/es](http://www.break-day.com/es)

**Fecha:** 24 de abril de 2013

**No. de nuestra referencia:** LMZK20130424

### REQUERIMIENTOS:

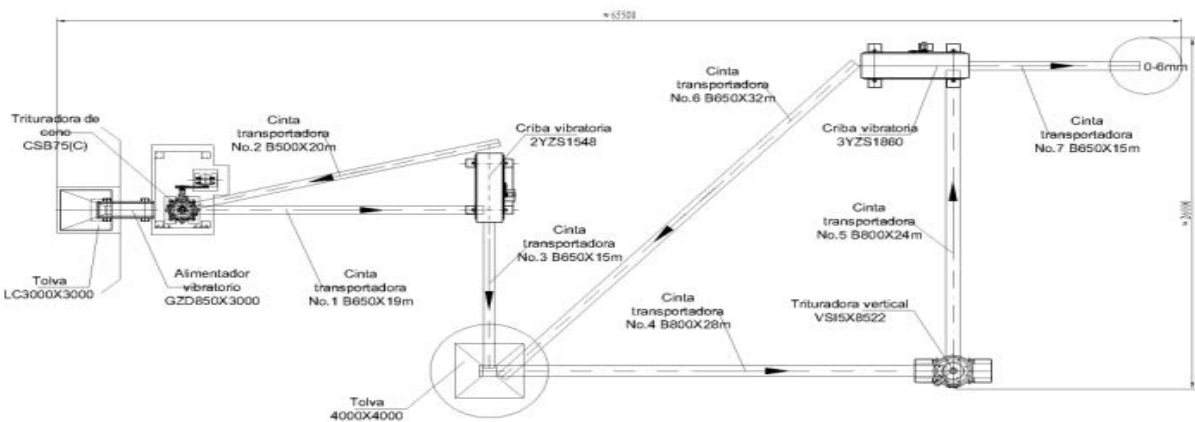
- 1. Material:** COQUE
- 2. Tamaño máximo de entrada:** 100mm
- 3. Productos finales:** 0-6mm
- 4. Capacidad:** 40-50tph
- 5. Tipo:** estacionaria



**PARTE 1**

**PRECIO DE LAS MÁQUINAS Y EL DIAGRAMA DE FLUJO**

No.	Nombre	Modelo	Cantidad	Potencia	Importe FOB China
1	Trituradora de cono	CSB75	1 set	75	71677
2	Trituradora vertical	VSI5X8522	1 set	220	72452
3	Alimentador vibratorio	GZD850X3000	1 set	11	11371
4	Criba vibratoria	2YZS1548	1 set	15	16306
5	Criba vibratoria	3YZS1860	1 set	22	23548
6	Cinta transportadora	No.1 B650x19m	1 set	5.5	5823
		No.2 B500x20m	1 set	5.5	5161
		No.3 B650x15m	1 set	5.5	4597
		No.4 B800x28m	1 set	15	10839
		No.5 B800x24m	1 set	15	9290
		No.6 B650x32m	1 set	11	9806
		No.7 B650x15m	1 set	5.5	5161
7	Armario eléctrico	--	2 sets	--	11427
<b>Precio total FOB China puerto</b>					<b>257458</b>
<b>Mejor precio después de descuento</b>					<b>218840</b>



Designed by:	Mark:	Approved by:	Email: chinamq@gmail.com Tel: 0086-371-86162500 Fax: 0086-371-67992699	Total	Quantity	Weight	Scale
Drawn by:	Mark:	Date: 2012.5.18		NO.			

**Flow Chart**

HENAN LIMING HEAVY INDUSTRY SCIENCE & TECHNOLOGY CO., LTD.



## PARTE 2

### LAS CLÁUSULAS DE VENTA

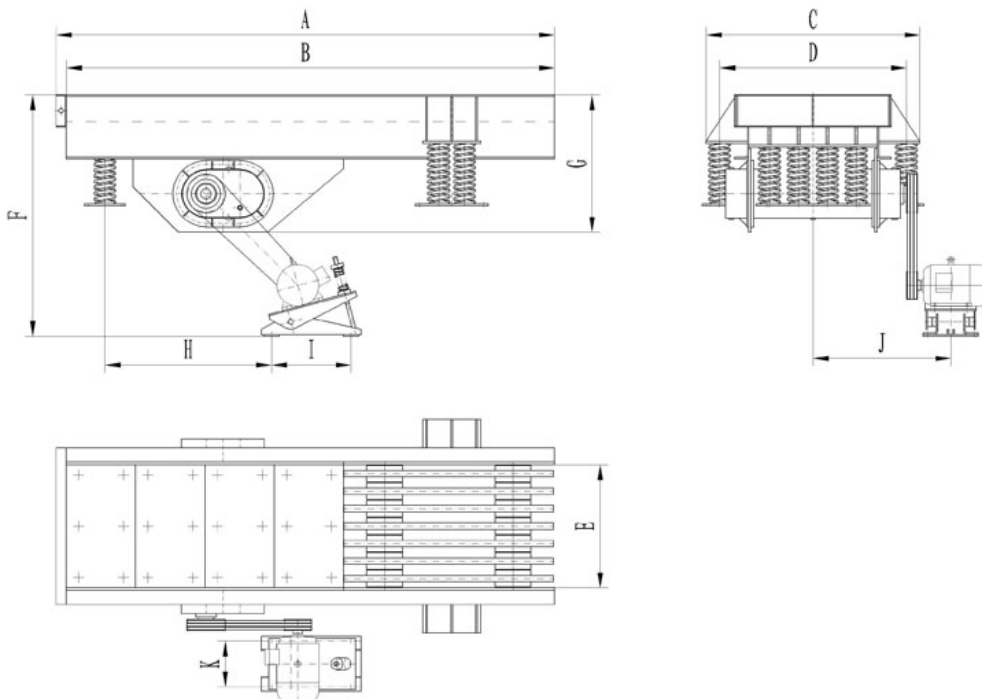
1. ① La cotización incluye el precio de los motores.  
② La cotización de la banda transportadora incluye la banda, el marco, el soporte, los rodillos.
2. **Forma de pago:** 30% T/T es el anticipo, pagan el otro 70% por T/T o el crédito irrevocable antes de que enviemos los equipos.
3. **Tiempo de entrega:** Al cabo de recibir el anticipo, podremos enviarle los equipos durante 60 jornadas.
4. **Embalaje:** Antes el envío, hacemos el antiséptico a las maquinas, la arca de madera cabe las piezas pequeñas y los motores. Las piezas grandes están desnuda.
5. **Garantía:** El plazo de garantía dura un año, pero no incluye los repuestos.
6. **Instalación y probado:** Al cabo de recibir el anticipo, el proveedor ofrecerá los manuales y el diseño de fundación al comprador. Si el comprador quiere, el proveedor enviaré uno o dos técnicos para la instalación directa, el probado, actividad experimental y enseñar los trabajadores locales. El comprador tiene que ofrecer la comida y la cama, los pasajes de iba-vuelta y la seguridad a los técnicos. Además, el comprador tiene que pagar el salario USD 40/día a cada técnico. Si el comprador instalar las maquinas asimismo, el comprador se hace responsable de la problema causada por la instalación mal.
7. **Validez:** La validez de la cotización es un mes .



**PARTE 3**

**LAS ESPECIFICACIONES DE LAS MÁQUINAS**

**Alimentador vibratorio (GZD850X3000)**



modelo	Tamaño de tolva	Tamaño máx de entrada	Capacidad(t/h)	Potencia(kw)	Peso()kg	dimensión
GZD850X3000	850x3000	400	80-120	2.2x2	3895	3110x1800x1600



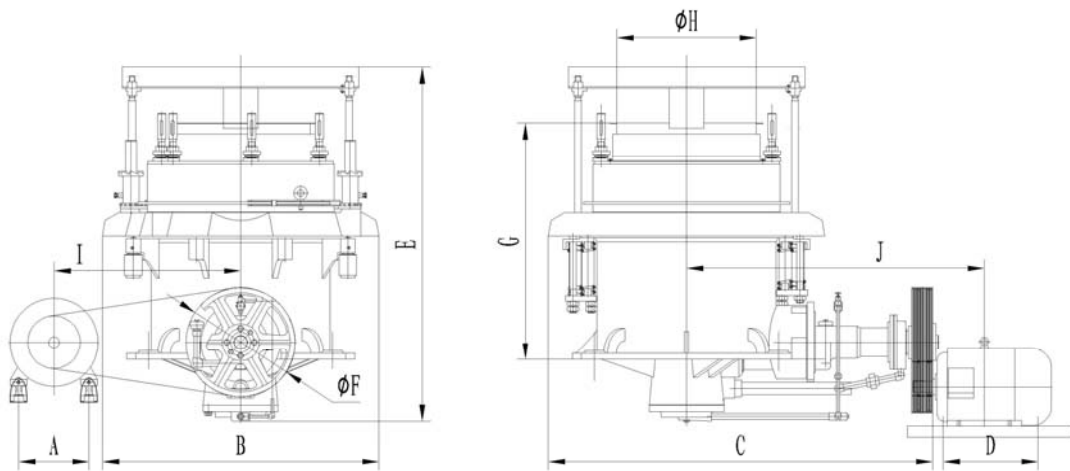


**✚ Trituradora de cono(CSB75)**

Modelo	Dia. mm (ft)	Cavidad	Abertura Alimentada		Ámbito de salidad (mm)	Velocidad de eje (r/min)	Potencia (kw)	Capacidad (t/h)	Peso (t)	Dimensión (mm)
			Tamaño de Cierre (mm)	Tamaño de Abierto (mm)						
CSB75	900 (3')	Fino	83	102	9-22	580	75	45-91	15	2821×1880×2164
		Tosco	159	175	13-38			59-163		

	CS75
Marca	LIMING
Condición	100% brand new 2012
Espesor de principal marc(mm)	24
Material de principal marco de placa acero	Q235
Origen de placa acero	Shanghai Bao steel
Diámetro de rueda (mm)	790
Velocidad rotada de principal eje ( r/ min)	580
Material de principal eje	40Cr
Modelo de motor	Y315S-6
Marca de motor	Siemens
Velocidad rotada de motor (r/min)	990
Modelo de V-cinto	8V5980
Cantidad de V-cinto	6
Material de capa	ZGMN13
Peso de capa (kg)	206
Material of cóncavo	ZGMN13
Peso de cóncavo	494
Cantidad de resorte	40
Material of resorte	60Si2Mn
Lubricación	N100# presión aceite
Método de Ajuste	A mano



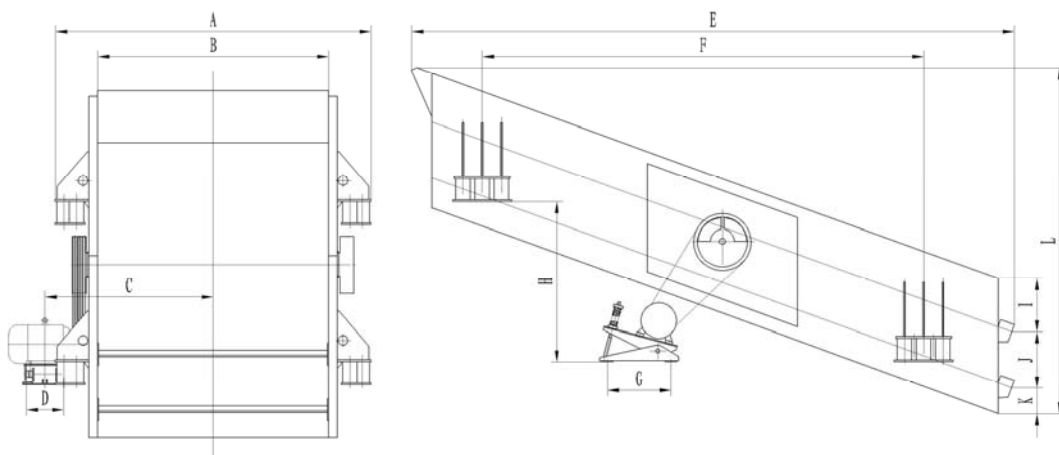


tamaño (mm) / modelo	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J
CS75	406	2000	2780	1000	2558	790	1710	1007	1350	2154



**Criba vibratoria(2YZS1848)**

	YZS1548	YZS1860
Marca	LIMING	LIMING
Condición	100% brand new 2012	100% brand new 2012
Espesor de principal marco (mm)	8	8
Material de principal marco de placa acero	boilerplate	boilerplate
Origen de placa acero	Shanghai Bao steel	Shanghai Bao steel
Tamaño de filtro(mm)	4800X1500	6000X1800
Modelo de filtro(mm)	3-80	3-80
Material de filtro	60Si2Mn	60Si2Mn
Velocidad rotada de eje excéntrico ( r/ min)	870	870
Material de motor excéntrico	40Cr	40Cr
Potencia de Motor (kw)	15	22/30
Modelo de motor	Y160L-4	Y180L-4/Y200L-4
Marca de motor	Siemens	Siemens
Velocidad rotada de moto (r/min)	1460	1470
Modelo de cojinete	22326MB/C4W33	22328MB/C4W33
Cantidad de cojinete	2	2
Modelo de V-cinta	SPC3150	SPC3150
Cantidad de V.cinta	3	3
Cantidad de resorte	8	8
Modelo de resorte (mm)	Ø25X Ø175X340	Ø30X Ø220X465
Material de resorte	60Si2Mn	60Si2Mn
Lubricación	Grasa calcio	Calcium grease





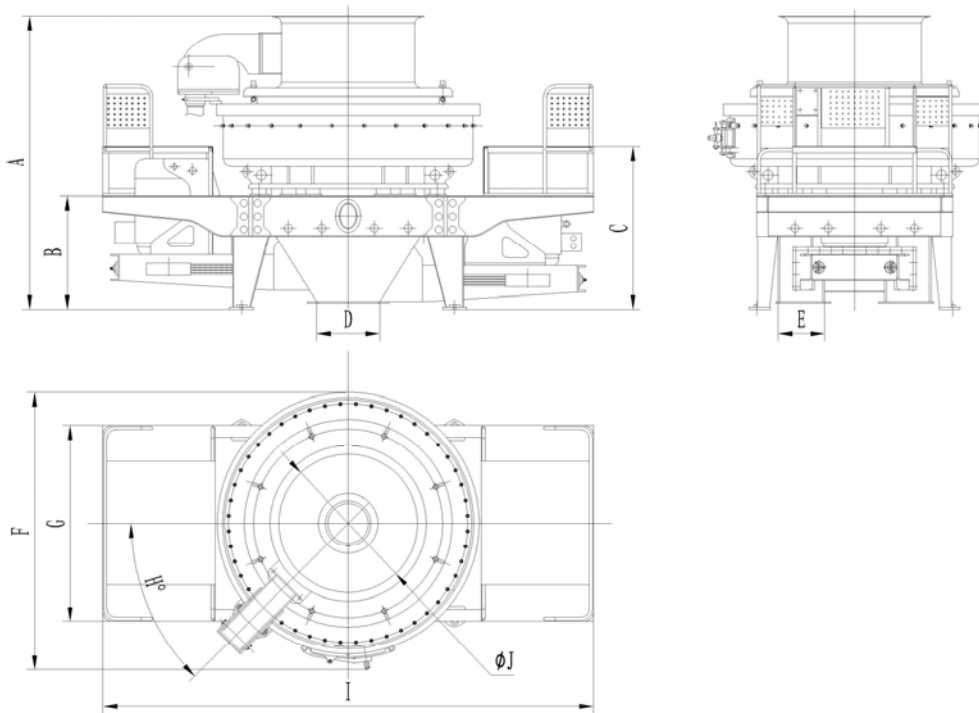
tamaño (mm) / modelo	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K	L
2YZS1548	2542	1800	1358	360	5111	3439	620	1252	310	740	220	3053
3YZS1860	2542	1800	1377	360	6258	4586	620	1669	310	484	740	3955

**Cinta transportadora**

antura(mm)	longitud(m) / Potencia (kW)			Velocidad (m/s)	Capacidad (t/h)
500	≤12/3	12-20/5.5-7.5	20-30/5.5-7.5	1.3-1.6	45-90
650	≤12/4	12-20/5.5	20-30/5.5-11	1.3-1.6	7-120
800	≤6/4	10-15/5.5	15-30/5.5-7.5	1.3-1.6	120-180



La máquina que hace la arena



Tamaño	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J
VSI5X8522	2658	1100	1610	834	440	2478	1760	45	4500	1230



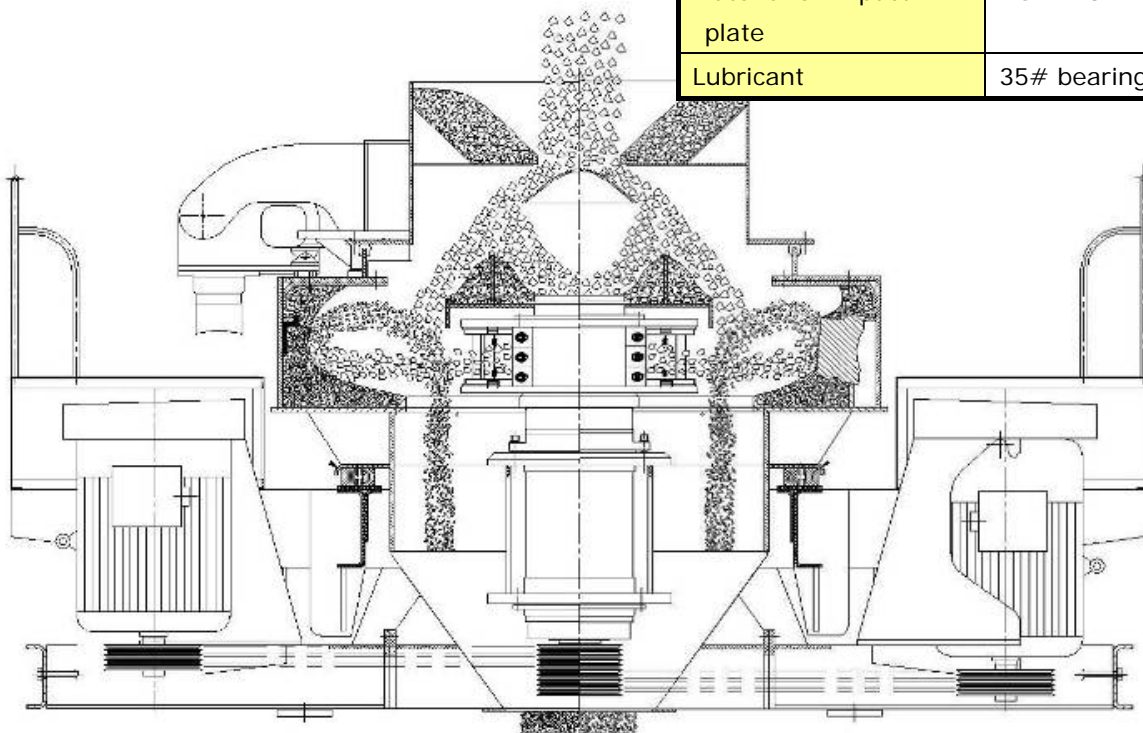


Items	VSI5X8522
Rotor diameter (mm)	850
Max feeding size (mm)	40
Motor power (kw)	110X2
Weight ( ton)	11.8
Overall dimension (LxWxH)(mm)	4140X2500X2700
Brand	LIMING
Condition	100% brand new 2012
Thickness of main frame(mm)	15
Material of main frame	Q235
Origin of steel plate	Shanghai Bao steel
Rotation speed of main shaft( r/ min)	1500-1700
Material of main shaft	35CrMo
Model of motor	Y2-315S-4
Brand of motor	Mengniu
Rotation speed of motor (r/min)	1480
Model of bearing	6326MP6C3; NU326EMP6C3; NU2326EMP5C3
quantity of Bearing	1; 1; 1
Model of V-belt	5V-4064
Quantity of V-Belt	12
Qty of Hopper liner ring	5
Material of hopper liner ring	ZGMN13
Quantity of Feed pipe	1
Material of Feed pipe	High chromium cast iron
Quantity of protection Circle of impeller	1
Material of protection Circle of impeller	ZG65Mn
Quantity of Upper flow way plate	3
Material of Upper flow way plate	ZGMN13
Quantity of Lower flow way plate	3





Material of Lower flow way plate	ZGMN13
Qty of impacted pieces	9
Material of impacted pieces	High chromium cast iron
Quantity of Milling proof pieces	3
Material of Milling proof pieces	ZGMn13
Quantity of hammers	6
Material of hammers	42CrMo
Quantity of Material distribution	1
Material of Material distribution	High chromium cast iron
Quantity of outlet lining ring	12
Material of outlet lining ring	ZGMn13
Quantity of upper impact plate	24
Material of upper impact plate	ZGMN13
Quantity of impact plate	48
Material of impact plate	ZGMN13
Lubricant	35# bearing oil



PARTE 4 LAS FOTOS COMO SU REFERENCIA











## **CONTACT US**

### **HEADQUARTERS:**

Add: 15th Dingxiangli, National HI-TECH Industry  
Development Zone, Zhengzhou, China.

Célular: 0086-18638620758

Fax: 0086-371-67992699

Skype: limingcrusher37

Sitio web: [www.break-day.com/es](http://www.break-day.com/es)

Email: [liming37@limingco.net](mailto:liming37@limingco.net)

### **SHANGHAI OFFICE:**

Add: No.201-34, Huaxia San Road, Pudong New Area,  
Shanghai, China

