



UNIVERSIDAD DE MATANZAS
FACULTAD DE CIENCIAS TECNICAS
DEPARTAMENTO DE QUÍMICA E INGENIERÍA QUÍMICA

**Selección de un esquema de tratamiento para disminuir la acidez de
la nafta craqueada que se obtendrá en la Unidad de Craqueo
Catalítico durante la Fase I del Proyecto Expansión de la Refinería
de Cienfuegos**

***Trabajo final en opción al Título Académico de Especialista en Tecnologías de
refinación de petróleo***

Autor: Ing. Liusmar Maturell Rodríguez

Matanzas

2015



**UNIVERSIDAD DE MATANZAS
FACULTAD DE INGENIERIAS
DEPARTAMENTO DE QUÍMICA E
INGENIERÍA QUÍMICA**



**CENTRO POLITÉCNICO DEL
PETRÓLEO**

SEDE: CIENFUEGOS

**Selección de un esquema de tratamiento para disminuir la acidez de
la nafta craqueada que se obtendrá en la Unidad de Craqueo
Catalítico durante la Fase I del Proyecto Expansión de la Refinería
de Cienfuegos**

***Trabajo final en opción al Título Académico de Especialista en Tecnologías de
refinación de petróleo***

Autor: Ing. Liusmar Maturell Rodríguez

Tutor académico: Msc. Pablo Rafael Pérez Estévez

Tutor industrial: Msc. Serguei Varela Pared

Matanzas

2015

NOTA DE ACEPTACION

Presidente del Tribunal

Miembro del Tribunal

Miembro del Tribunal

Miembro del Tribunal

Miembro del Tribunal

Calificación

Ciudad, fecha

DECLARACION DE AUTORIA

Yo, LIUSMAR MATURELL RODRIGUEZ, mayor de edad, vecino de Ave 36 Edificio 55 Apto 24 entre 79 y 79 A Junco Sur, Cienfuegos, identificado con 83030926148, actuando en nombre propio, en mi calidad de autor del presente trabajo denominado:

Selección de un esquema de tratamiento para disminuir la acidez de la nafta craqueada que se obtendrá en la Unidad de Craqueo Catalítico durante la Fase I del Proyecto Expansión de la Refinería de Cienfuegos

Hago entrega del ejemplar respectivo y de sus anexos en formato digital y 2 copias impresas y autorizo a la Universidad de Matanzas utilice y use en todas sus formas, los derechos patrimoniales de reproducción, comunicación pública, transformación, y distribución que me correspondan como creador de la obra objeto del presente documento. La presente autorización se hace extensiva no sólo a las facultades y derechos de uso sobre la obra en formato o soporte material, sino también para formato virtual, electrónico, digital, óptico, uso en red, internet, intranet, etc., y en general para cualquier formato conocido o por conocer.

El autor manifiesta que la obra objeto de la presente autorización es original y la realizó sin violar o usurpar derechos de autor de terceros, por lo tanto la obra es de su exclusiva autoría y detenta la titularidad sobre la misma.

Para constancia se firma el presente documento a los 15 días del mes Octubre de 2015.

EL AUTOR



Liusmar Maturell Rodríguez

AGRADECIMIENTOS

Agradezco a todas aquellas personas que de una u otra forma, colaboraron o participaron en la realización de este trabajo, hago extensivo mi más sincero agradecimiento.

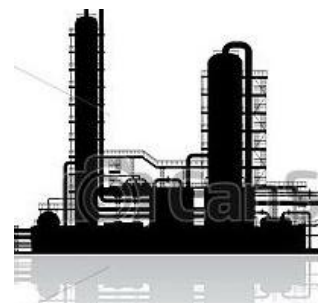
DEDICATORIA

A mis compañeros de trabajo que estuvieron conmigo en cada paso dado durante el desarrollo del trabajo;

A mi familia por brindarme siempre apoyo incondicional;

A mis tutores por dedicar tiempo y esfuerzo en cada aspecto posible;

Y a la vida, por darme la oportunidad de crecer profesionalmente.



RESUMEN

RESUMEN

La nafta craqueada a obtener durante la Fase I del Proyecto Expansión de la Refinería de Cienfuegos no cumple con las especificaciones de acidez que se establece por la Unión Cubapetróleo. Es por ello que se realizó el siguiente trabajo donde se identificaron 4 tecnologías para su tratamiento y se elaboró una matriz de selección que permitió determinar la tecnología de Endulzamiento en Cama Fija como la más conveniente. Consecutivamente se realizó un diseño básico de la tecnología con el propósito de determinar las características fundamentales del equipamiento y los consumos de materiales permitiendo estimar un costo de inversión de 1,462,350.21 USD con una desviación de $\pm 25\%$ y que coincide con un estimado de costo Clase V. Finalmente se completó el trabajo con un estudio de factibilidad económica de la tecnología seleccionada el cual mostró que su implementación es viable y factible por tener los indicadores de rentabilidad con los valores aceptables para el rango de variación del estimado de costo de inversión.

ABSTRACT

The cracked naphtha to be produced during Phase I of the Camilo Cienfuegos Oil Refinery Expansion Project does not comply with the acidity specification set by Union Cubapetróleo. For that reason, the following investigation was carried out where 4 technologies were identified for cracked naphtha treatment. Also, a technology selection matrix was prepared allowing to define the Fix Bed Sweetening technology as the most convenient one. After that, a basic design for the selected technology was performed in order to define the main equipment characteristics and utilities consumption in order to estimate an investment capital expenses of 1,462,350.21 USD with $\pm 25\%$ as deviation percentage in line with a Class V Cost Estimation. Finally, the investigation was completed with a feasibility study of the selected technology showing that the implementation is feasible, since profitability indexes are in the acceptable values for the variation range of the investment cost estimation.

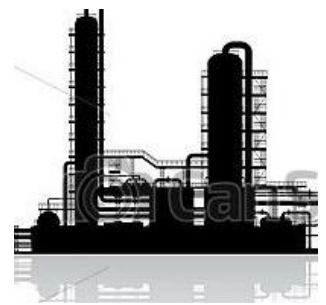


TABLA DE CONTENIDOS

TABLA DE CONTENIDOS

INTRODUCCION

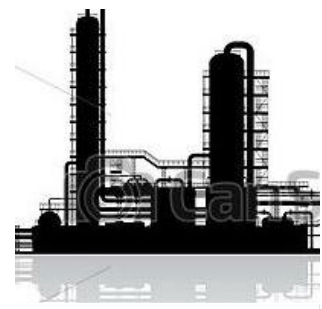
CAPITULO I Análisis Bibliográfico

1.1. Generalidades del craqueo catalítico.....	4
1.2. Importancia del craqueo catalítico	5
1.3. Alimentaciones y productos que se obtienen en el craqueo catalítico	5
1.3.1. Alimentaciones al craqueo catalítico	5
1.3.2. Productos que se obtienen en un FCC	6
1.4. Naftas craqueadas o catalíticas. Generalidades.....	6
1.4.1. Características de las naftas craqueadas.....	6
1.4.2. Composición de la nafta craqueada	10
1.5. Tratamientos para la nafta de craqueo catalítico.....	11
1.5.1. Tratamiento con oxidación de mercaptanos “Merox”	11
1.5.2. Hidrogenación Selectiva	16
1.6. Resumen de las tecnologías identificadas.....	17
1.7. Procesos de selección de tecnologías.....	18
1.8. Estimación de costos de inversión	18
1.9. Factibilidad económica	20
1.10. Conclusiones parciales.....	23

CAPITULO II Diseño Metodológico

2.1 Información básica de la Fase I del Proyecto Expansión.....	24
2.2 Matriz para la selección de tecnologías	25
2.2.1 Criterios para la selección de las tecnologías	26
2.2.2 Desglose de puntuación por criterios	26
2.3. Diseño básico mínimo necesario.....	32
2.3.2. Balance de materiales y energía	32
2.3.3. Determinación de las características fundamentales del equipamiento.....	35
2.4. Gestión y Estimación del costos	35
2.4.2. Métodos para la estimación del costo de equipamiento.....	35

2.5. Evaluación económica o estudio de factibilidad.....	36
2.5.2. Bases para el análisis diferencial	36
CAPITULO III Resultados y discusión	
3.1. Resultados y análisis de la evaluación de las tecnologías en la matriz de selección	39
3.1.1. Resultado y análisis de la Tecnología 1: Endulzamiento Líquido-Líquido	40
3.1.2. Resultado y análisis de la Tecnología 2: Endulzamiento en Cama Fija	42
3.1.3. Resultado y análisis de la Tecnología 3 : Endulzamiento Minalk.....	43
3.1.4. Tecnología 4: Hidrogenación Selectiva	44
3.1.5. Resumen de la matriz de selección	46
3.2. Diagrama de flujo y balance de materiales de la tecnología seleccionada	47
3.3. Características principales y costo de los equipos	49
3.4. Estimado de Costo de la tecnología	53
3.5. Resultados de la Evaluación Económica	55
3.6. Conclusiones parciales	57
CONCLUSIONES	58
RECOMENDACIONES	59
BIBLIOGRAFIAS.....	60
ANEXOS	69



INTRODUCCION

INTRODUCCION

Antecedentes

La refinería de petróleo Camilo Cienfuegos presenta un esquema de refinación simple o Hydroskimming por su término en inglés que consiste en varias unidades que hoy se encuentran en operación, las cuales son: Unidad de Destilación Atmosférica de Crudo, Unidades de Hidrotratamiento de Naftas y Diesel, Recuperación de Gas o Finales Ligeros, Reformación Catalítica Semiregenerativo de Naftas, Endulzamiento de Queroseno y Recuperación de Aminas. El esquema actual permite procesar 65 000 barriles por día de una mezcla 88:12 de los crudos venezolanos Mesa 30 y Merey 16 para obtener un 48 % volumen de productos valiosos como GLP, gasolina, turbocombustible, diesel y el restante 52 % volumen de residuo que se comercializa como petróleo combustible (*fuel oil*) con un valor comercial inferior al crudo.

Con la intención de mejorar la rentabilidad de la refinería se decide realizar el Proyecto Expansión que consiste en la implementación de nuevas unidades de procesos que permitan incrementar la capacidad hasta 150 000 barriles por día y convertir el esquema simple actual en un esquema de conversión profunda del que se obtendría un 86 % volumen de productos valiosos y un 14 % volumen de residuos.

Con vista a adelantar la arrancada de algunas de las unidades de procesos incluidas dentro del Proyecto Expansión e ir obteniendo ganancias tan pronto sea posible se divide el proyecto en dos fases: Fase I y Fase II.

Fase I: Adelantar algunas unidades previstas dentro del Proyecto Expansión.

Fase II: Completar el Proyecto Expansión.

Durante el Proyecto Expansión se identificaron posibles variantes tecnológicas para la Fase I teniendo en cuenta las siguientes premisas:

- Mínimo costo inversión
- Mejorar los indicadores económicos actuales de la refinería
- Mínimo impacto en el Proyecto Expansión

Finalmente, se decide implementar un esquema de refinación en adición al actual conformado por una unidad de Destilación al Vacío, una unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado, Endulzamiento del Gas Licuado y las unidades de procesos auxiliares necesarias (Tratamiento de Gas Ácido, Recuperación de Azufre, etc.), utilidades y facilidades de almacenamiento. Todo ello trae consigo un cambio en la alimentación de la Unidad de Craqueo Catalítico desde una corriente hidrodesulfurizada a una no hidrodesulfurizada la cual modificará las calidades de los productos a obtener.

El nuevo producto élite del esquema de la Fase I es la nafta que se obtiene de la Unidad de Craqueo Catalítico que en el Proyecto Expansión se previó enviarla directamente a mezcla de gasolinas. Sin embargo en la Fase I no se puede enviar directo a mezclas de gasolina sin un tratamiento previo debido a que su calidad en cuanto a acidez no será la adecuada porque la alimentación a la Unidad de Craqueo no será hidrodesulfurizada, dígase, tendrá un contenido de azufre tipo mercaptano elevado que impactará en la calidad de sus productos

Problema científico

La nafta que se obtendrá en la unidad de Craqueo Catalítico durante la Fase I del Proyecto Expansión de la Refinería de Cienfuegos no cumplirá con las especificaciones de acidez para la formulación de la gasolina establecida en el Catálogo de Especificaciones de Cupet.

Objetivo General

Seleccionar un esquema de tratamiento para la nafta craqueada que se obtendrá en la Unidad de Craqueo Catalítico durante la Fase I.

Hipótesis de solución

Si se evalúan las tecnologías existentes es posible seleccionar un esquema de tratamiento para la nafta craqueada que se obtendrá en la Fase I del Proyecto Expansión que cumpla con las especificaciones de acidez de Cupet.

Objetivo Específicos

1. Realizar búsqueda bibliográfica con el fin de identificar y describir las tecnologías convencionales y de punta utilizadas para el tratamiento de la acidez de naftas craqueadas.
2. Elaborar una matriz para la selección de esquemas tecnológicos.
3. Desarrollar un diseño básico de los esquemas seleccionados.
4. Realizar Estimado de costo a los esquemas seleccionados.
5. Realizar un estudio de factibilidad económica para los esquemas de tratamiento tecnológicamente satisfactorios

Palabras claves

Merox

Naftas craqueadas

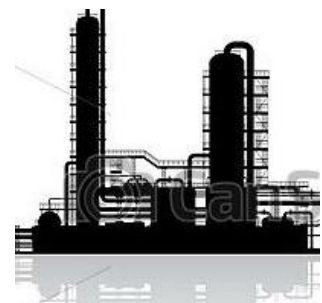
Mercaptanos

Craqueo Catalítico

Minalk

Estructura del trabajo

El presente trabajo está conformado por un capítulo I que contiene un análisis bibliográfico donde describe las características, composición e impurezas de las naftas que se obtienen de los procesos de Craqueo Catalítico. En el mismo se identifican las tecnologías que se utilizan para el tratamiento de las naftas y se introduce en el tema de selección de tecnologías, estimados de costo y factibilidad económica. Seguidamente contiene un capítulo II que describe una matriz para la selección de tecnología, metodologías y bases para el diseño básico de las tecnologías, estimación del costo y la factibilidad económica. Y un capítulo III donde se muestran y explican los resultados.



CAPITULO I
Análisis Bibliográfico

CAPITULO I Análisis Bibliográfico

1.1. Generalidades del craqueo catalítico

El Craqueo Catalítico Fluidizado o FCC (*Fluid Catalytic Cracking*) descompone los hidrocarburos complejos en moléculas más simples para aumentar la calidad y cantidad de otros productos más ligeros y valiosos y reducir la cantidad de residuos. Los hidrocarburos pesados se exponen a alta temperatura (500 a 540 °C) y baja presión, a catalizadores que favorecen las reacciones químicas (Wauquier, 1995). Este proceso reorganiza la estructura molecular, convirtiendo las cargas de hidrocarburos pesados en fracciones más ligeras, como gasolina o nafta, GLP altamente olefínicos, diesel y aceites combustibles altamente aromáticos. Los catalizadores utilizados en las unidades de craqueo de las refinerías son normalmente materiales sólidos (zeolita, hidrosilicato de aluminio, arcilla bentonítica tratada, tierra de batán, bauxita y alúmina-sílice) en forma de polvos, cuentas, gránulos o materiales perfilados denominados pastillas extruidas y que se comportan como un fluido cuando son aireadas con hidrocarburos, vapor y aire y circula continuamente entre la zona de reacción y regeneración actuando como vehículo de transferencia de calor.

En todo de FCC hay tres funciones básicas:

- Reacción: la carga reacciona con el catalizador y se descompone en diferentes hidrocarburos.
- Regeneración: el catalizador se reactiva quemando el coque.
- Fraccionamiento: la corriente de hidrocarburos craqueados se separa en diversos productos (Meza, 2001; Niccum, 2003; Letsch, 2006).

La característica fundamental del craqueo catalítico es la unión de las dos unidades: en primer lugar, existe un reactor a una temperatura en torno a 500 °C, donde el hidrocarburo suministrado en fase vapor se fragmenta en contacto con el catalizador a alta temperatura. Tras un tiempo de residencia, el catalizador ya agotado se envía al regenerador que opera a temperaturas de 680 °C aproximadamente, donde los depósitos de carbono se queman y se reducen desde el 1 – 2 % hasta el 0.4 – 0.8 %. Pasados 5 – 10 minutos las partículas calientes se devuelven al reactor.

Existen diferentes diseños de craqueo catalítico. La unión entre reactor y regenerador, el tipo y tamaño de catalizador y las líneas de transporte utilizadas varían de unos procesos a otros. Sin embargo los fundamentos son los mismos y en todos los casos implican el uso de lechos fluidizados (Barreiro, 2007).

1.2. Importancia del craqueo catalítico

El FCC ocupa un lugar muy importante en una refinería debido a su relativo bajo costo de conversión de cargas pesadas a productos livianos de mayor valor. Es la productora de gasolina por excelencia. Es la principal fuente de carga de olefinas livianas a unidades de alquilación, petroquímicas y como fuente de gas licuado de petróleo (GLP) para uso doméstico. El proceso es de relativa fácil operación y actualmente existen aproximadamente 400 unidades en todo el mundo, con una capacidad de procesamiento de 12 millones de barriles por día, lo que produce el 45% de todas las gasolinas usadas mundialmente (Meza, 2001; Gary, 2007).

1.3. Alimentaciones y productos que se obtienen en el craqueo catalítico

1.3.1. Alimentaciones al craqueo catalítico

El FCC moderno puede aceptar un rango amplio de alimentaciones, de hecho, esto contribuye a que sea uno de los procesos de refinación más flexibles en la actualidad.

Las alimentaciones comunes son:

- Gasóleos atmosféricos
- Gasóleos de vacío
- Gasóleos de coquización
- Gasóleos de craqueo térmico
- Aceites desasfaltados con solventes
- Extracto de lubricantes
- Fondos de hidrocraqueos

Estas alimentaciones pueden ser hidrotratadas y/o desasfaltadas antes de ser alimentadas al mismo, lo que permite reducir el contenido de residuo de carbón, metales y azufre, la

tendencia a la formación de coque con la subsecuente desactivación del catalizador y reducir la cantidad de azufre en los productos.

1.3.2. Productos que se obtienen en un FCC

Los productos que se obtienen son los siguientes:

- Gas combustible
- Gas licuado del petróleo
- Gasolina o nafta craqueada
- Aceite de ciclo ligero (LCO)
- Aceite clarificado
- Coque (Se quema dentro de la unidad)

Aunque la nafta craqueada es el producto más deseado se pueden maximizar otros productos a través del ajuste de las variables de operación, y así se opera en cualquiera de los siguientes modos de operación:

- Modo maximizar gasolina
- Modo maximizar LCO
- Modo maximizar olefinas ligeras o GLP (Niccum, 2003; Augusto, 2000).

1.4. Naftas craqueadas o catalíticas. Generalidades

1.4.1. Características de las naftas craqueadas

La nafta craqueada o catalítica constituye además del reformado, compuestos isomerados, alquilados, oxigenados y la nafta primaria hidrodesulfurada, un componente de mezcla para la formulación de gasolinas y es un hidrocarburo con compuestos desde C4 hasta C11 que destilan entre los 25 °C y los 220 °C (Gary, 2007) por lo que deben cumplir con una serie de características que las adecuen a su manipulación, almacenamiento y utilización.

Tiene también un contenido muy bajo de azufre y nitrógeno en el orden de las partes por millón (Rosas, *et al.*, 1997; Aguirre, 2011).

La principal especificación medida a la nafta craqueada es su Número de Octano, además de otras que se relacionan a continuación:

- Curva de Destilación

- Presión de Vapor Reid (RVP)
- Propiedades anticorrosivas
- Contenido de azufre
- Otras propiedades

Las especificaciones que se usan en nuestro país para las gasolinas se muestran en el Anexo 1.

Las naftas de FCC contienen alrededor de 30 % de aromáticos y de 20 a 30 % de olefinas, además de compuestos más ligeros. (Corpodib, 2004). Representan un 35 % de la producción total de la gasolina de una refinería y dentro de las impurezas que puede tener se encuentran los mercaptanos, cuyo contenido depende del tipo de alimentación procesada. Cabe destacar que si la alimentación es hidrotratada el contenido de mercaptanos en la nafta craqueada es bajo, de lo contrario su contenido podría ser hasta 100 veces mayor (Meza, 2001).

Número de octano

Es una de las principales propiedades de la nafta craqueada pues está altamente relacionado al rendimiento del motor del vehículo y se refiere a la medida de la tendencia de la gasolina a detonar en el motor y su número es del orden de 92. Esta se mide como el golpeteo o detonación que produce la gasolina comparada con los patrones de referencia conocidos de iso-octano y n-heptano, cuyos números de octano son 100 y 0 respectivamente (Corpodib, 2004).

Dado que la tendencia a la detonación depende de las condiciones de funcionamiento se definen dos números de octano:

- MON (Motor Octane Number), reproduce las condiciones de circulación en carretera
- RON (Research Octane Number), reproduce las condiciones de circulación en ciudad.

Las Normas ASTM D 2699 y la ASTM D 2700 se utilizan para la determinación del Número de octanos (RON) en gasolinas y sus componentes (Llurch, 2008).

Curva de Destilación

Por ser una mezcla de diversos productos, la gasolina no tiene un punto de ebullición fijo, sino una curva de destilación o curva de temperatura de ebullición que depende del tipo y

contenido de compuestos que contenga la gasolina, comienza en aproximadamente 30 °C y termina, generalmente antes de los 200 °C; su densidad varía entre 700 y 790 kg/m³.

Volatilidad o RVP (Reich Vapor Pressure)

La volatilidad de la gasolina es una medida indirecta del contenido de compuestos volátiles y es uno de los parámetros que indica el comportamiento en el momento del encendido del motor, dado que indica la facilidad con que el motor enciende en frío (cold starting) y el comportamiento de éste a altas temperaturas.

Generalmente se determina a través de la medición de la *presión de vapor Reid* ó RVP, que a su vez es una medida indirecta de la presión de vapor real de la gasolina.

También de gran importancia debido a que está relacionado estrechamente con las pérdidas por la evaporación, tanto en el transporte, almacenamiento, así como en el vehículo. Por ésta razón las regulaciones actuales en diversos países tienen una marcada tendencia a reducir el valor de la RVP en las gasolinas comerciales.

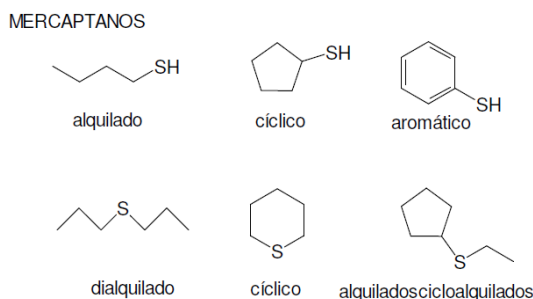
Propiedades anticorrosivas

Las propiedades anticorrosivas de los combustibles se determinan efectuando ensayos de corrosión a una lámina de cobre mediante el ensayo ASTM D130 (2004), que se basa en la decoloración de una lámina de cobre estándar sumergida en un producto de petróleo a 50 °C por 3 horas (De Jong *et al*, 2007; Monzó *et al*, 1995); mediante el mismo se mide el contenido de compuestos de azufre corrosivo específicamente mercaptanos de naturaleza altamente corrosiva, los valores según la escala del ensayo están entre 1 y 3 (Reza *et al*, 2013; Ganguly *et al*, 2013).

Contenido de azufre

El contenido excesivo de azufre puede incrementar las emisiones nocivas así como los depósitos en el motor; también puede generar compuestos ácidos que reducen la eficiencia del aceite lubricante y sus aditivos, con lo cual se disminuye la vida del motor. En los últimos años se han hecho esfuerzos considerables para reducir la cantidad de azufre en las gasolinas. Estos valores han pasado de 1000 ppm a 150 ppm según las normas de calidad para combustibles emitidas por los países de la Unión Europea (Corpodib, 2004).

En la nafta craqueada los principales compuestos de azufre son los mercaptanos tradicionalmente llamados tioles, que son compuestos que contienen el grupo funcional formado por un átomo de azufre y un átomo de hidrógeno (-SH). Siendo el azufre análogo de un grupo alcohol (-OH), este grupo funcional es llamado *grupo tiol* o *grupo sulfhidrilo* (Axens, 2011; Tiol).



El átomo de azufre de un mercaptano es muy nucleofílico, bastante más que el átomo de oxígeno del alcohol. El grupo tiol es bastante ácido, con la constante de disociación (pKa) habitualmente alrededor de 10 a 11. En la presencia de una base se forma un anión tiolato, que es un muy potente nucleófilo. El grupo y su correspondiente anión son fácilmente oxidados por reactivos como el bromo para dar disulfuro orgánico (R-S-S-R).



La oxidación por reactivos más poderosos como el hipoclorito de sodio o peróxido de hidrógeno resulta en ácidos sulfónicos (RSO₃H). (Wikipedia, 2014)



Estabilidad

Las gasolinas formuladas deben ser productos estables, en el sentido de que deben mantener sus propiedades desde su fabricación hasta el momento de consumo. La propiedad del combustible que está relacionada con este aspecto del comportamiento es su tendencia a sufrir reacciones de oxidación y/o polimerización.

Período de inducción

Es un ensayo que mide la tendencia de una gasolina a reaccionar con oxígeno, como consecuencia de esta reacción se producen gomas que posteriormente, en el motor, darán lugar

a depósitos en el sistema de inyección y en la propia cámara de combustión. Consiste en medir el tiempo que tarda en disminuir la presión de una mezcla determinada de oxígeno y gasolina en condiciones estandarizadas de oxígeno y temperatura, como consecuencia de la reacción del oxígeno con determinados hidrocarburos de la mezcla. Es una indicación de la estabilidad del producto en almacenamiento prolongado.

La Norma ASTM D525 permite determinar esta característica.

El valor especificado es de 240 minutos como mínimo, valor que se considera equivalente a varios meses de almacenamiento sin formación de gomas.

El contenido de gomas especificado es de 5 mg/100 mL como máximo. (Lurch, 2008)

La nafta craqueada al tener hidrocarburos olefínicos es propensa a formar gomas por lo que es necesario utilizar inhibidores en la gasolina formulada.

Otras propiedades

Otras propiedades que pueden determinarse para la gasolina son la viscosidad, densidad, gravedad API, estabilidad y gomas preformadas (determinadas especialmente para gasolina para aviación).

Las naftas craqueadas se caracterizan por tener una elevada densidad (en el orden de 750 kg/m³).

1.4.2. Composición de la nafta craqueada

Está compuesta por una mezcla de hidrocarburos que van desde los que poseen 4 átomos de carbono hasta los que tienen 10-11 átomos de carbono; éstos hidrocarburos pueden ser parafínicos, isoparafínicos, olefínicos, nafténicos y aromáticos.

Cabe destacar que en el petróleo crudo, de las cuatro clases en que se subdividen los hidrocarburos (parafínicos, nafténicos, aromáticos y olefínicos), es la clase de los hidrocarburos parafínicos, que pueden ser de cadena lineal (n-parafinas) o ramificada (isoparafinas).

Las n-parafinas poseen un octanaje inferior a las correspondientes isoparafinas y las mezclas de n-parafinas e isoparafinas presentes en el petróleo crudo en estado de equilibrio, tienen una resistencia a la detonación inferior a la necesaria para un correcto funcionamiento de los

motores, siendo también éstas las fracciones más ligeras presentes en la gasolina y que mayoritariamente aportan a la volatilidad de la misma.

Los hidrocarburos nafténicos (naftenos) o cicloparafínicos tienen un octanaje más elevado que las n-parafinas con el mismo número de átomos de carbono. Su concentración varía mucho de un petróleo crudo a otro, y su importancia está ligada a la relativa facilidad con que es posible transformarlos por deshidrogenación en hidrocarburos aromáticos.

Los hidrocarburos aromáticos se caracterizan por su elevado peso específico y por un poder antidetonante bastante elevado. Se encuentran en el petróleo crudo en cantidades limitadas, salvo algún tipo que los contiene en mayor proporción (Corpodib, 2004).

Los hidrocarburos olefínicos, caracterizados por poseer dobles enlaces carbono-carbono (olefinas), no se encuentran normalmente en el petróleo crudo; su presencia se debe a procesos de conversión en las refinerías (Axens, 2014).

1.5. Tratamientos para la nafta de craqueo catalítico

Los mercaptanos presentes en las naftas craqueadas son impurezas tóxicas, con olor desagradable y corrosivas, por tanto es necesaria su eliminación de la misma ya sea por extracción, refinación o transformación en alquildisulfuros inofensivos.

En la industria del petróleo los procesos utilizados son:

- Tratamiento Merox (Oxidación de mercaptanos)
- Hidrodesulfuración

1.5.1. Tratamiento con oxidación de mercaptanos “Merox”

Hasta la actualidad, todos los procesos Merox son de tecnologías licenciadas (Vega, 2015) pero el más popular es el desarrollado por la Compañía Norteamericana UOP Inc. en 1958 (Basu *et al*, 1993), se basa en la habilidad de un metal quelato ej, ftalocianina de cobalto sulfonado (CoPcS) para catalizar la oxidación de mercaptanos a alquil disulfuros bajo condiciones alcalinas mediante oxígeno molecular o aire. La reacción general del proceso es la siguiente:



La reacción consiste en dos pasos fundamentales:

Primero, el mercaptano se transforma en anión mercapturo mediante una base (Hidróxido de sodio o amina).

Segundo, el mercapturo se oxida a dialquilsulfuro a través de la formación de un complejo ternario involucrando el CoPcS, al anión mercapturo y el oxígeno molecular (Cruceanu *et al*, 2005; Basu *et al*, 1993).

1.5.1.1. Descripción del proceso

El Proceso Merox de la UOP es un proceso catalítico eficiente y económico desarrollado para el tratamiento químico de destilados del petróleo con el objetivo de eliminar el azufre presente como mercaptanos (Extracción Merox) o conversión de los azufres mercaptanos a otro azufre de menor agresividad (Endulzamiento Merox). El nombre “Merox” es un acrónimo derivado del inglés **MER**captan **OX**idation. En dependencia de la aplicación, la extracción y el endulzamiento se puede usar separados o combinados (AMETEK, 2015).

El proceso Merox tiene lugar a temperaturas cercanas a las de salida de los productos de la unidad de proceso (rango de 38 a 50 °C) y presiones que permita la solubilidad total del oxígeno en el hidrocarburo. Para destilados ligeros, la presión de operación se controla ligeramente por encima del punto de burbuja para asegurar la operación en fase líquida.

Los procesos Extracción y Endulzamiento Merox se pueden utilizar por separado o combinados en dependencia del tipo de mercaptano que tenga la alimentación, su contenido y la especificación del producto terminado (Basu *et al*, 1993).

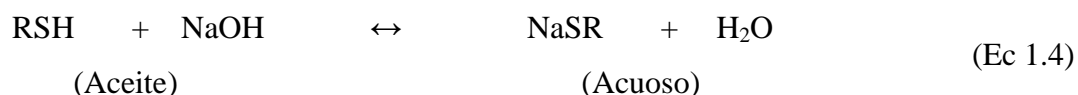
El endulzamiento se usa en fracciones de gasolinas (naftas) y destilados (querosenos, jet fuel) y utiliza una cama de catalizador sólido. A la de corriente hidrocarburo se le inyecta aire y una cantidad mínima de hidróxido de sodio *NaOH* (operación mini alcalis) como base fuerte, otras versiones de proceso utilizan amoníaco como base (EPA, 1995; Páez, 2006). También los Alcaraz *et al* (1998) y Chatti *et al* (2002) han encontrado que la basicidad aportada por algunos sólidos que conforman el catalizador influye considerablemente en la oxidación de los mercaptanos. Esto es posible si la fuerza básica del catalizador es suficientemente alta para formar el ión mercapturo que es el primer paso en el proceso de oxidación (Lafoy, 1985).

a) Preparación del inyector

La alimentación antes de ser procesada en los procesos Extracción y/o Endulzamiento Merox se le realiza un lavado medio con cáustico con el propósito de eliminar el H₂S, los mercaptanos de bajo peso molecular, toxinas acidificantes del catalizador o precursores de toxinas y así incrementar la eficiencia y vida del catalizador (Carlson, 1978).

b) Extracción Merox

Los mercaptanos son extraídos mediante una solución acuosa de sosa cáustica de acuerdo a la Ec. 1.4:



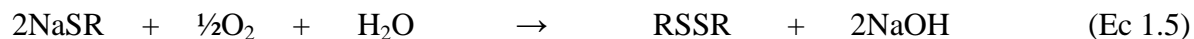
La reacción se favorece a bajas temperaturas, bajo peso molecular de los mercaptanos y alta concentración del cáustico.

En la Extracción Merox (Fig. A2.1), la nafta se introduce en una columna en la cual los mercaptanos son extraídos por un flujo de sosa cáustica a contracorriente. La nafta tratada sale por el tope de la columna hacia almacenamiento o hacia otro proceso y la solución cáustica rica en mercaptanos sale por el fondo hacia el Regenerador de cáustico. Se inyecta aire en la corriente, y la mezcla fluye de forma ascendente a través del oxidizador, donde se regenera el cáustico por conversión de los mercaptanos a disulfuros, luego en el separador de disulfuros se separan el aire de escape, los disulfuros y la solución cáustica regenerada (Basu *et al*, 1993).

La EPA (1995) puntualiza que la Extracción Merox se utiliza para eliminar mercaptanos de las corrientes de propano/propileno y butano/butileno, dígase GLP y que el Endulzamiento Merox es más efectivo para las corrientes de naftas y destilados medios (jet fuel, queroseno).

c) Endulzamiento Merox

El Endulzamiento Merox se logra mediante el soplado de una mezcla de cáustico/hidrocarburo con aire en presencia de un catalizador. Los mercaptanos se oxidan a disulfuros (Ec. 1.5) los que permanecen disueltos en los productos. No hay reducción en el contenido total de azufre en los productos (Speigh, 2013).



Existen tres versiones del Endulzamiento Merox:

1. Líquido-Líquido
2. Cama fija (Convencional)
3. Minalk (Cama fija utilizado pequeñas cantidades de cáustico)

Endulzamiento Líquido-Líquido

Es en el cual el catalizador está disperso en la solución alcalina (PDVSA a, 2008) y es aplicable para las alimentaciones que contienen mercaptanos de fácil oxidación, por ejemplo para naftas directas de destilación, nafta de craqueo térmico y catalítico.

Endulzamiento en Cama Fija (Convencional)

Es en el cual el catalizador está depositado en los poros de un soporte sólido granular de carbón activado y se utiliza para tratar corrientes vírgenes (directas de destilación) y craqueadas que tengan puntos finales de ebullición superior a 140 °C como son el queroseno, jet fuel, diesel y aceites de calefacción. Este tipo de endulzamiento (Fig. A2.3) utiliza una inyección periódica de solución alcalina (cáustico o amoníaco) para saturar el lecho del catalizador.

Endulzamiento Minalk (MINimum ALkalis)

Es una modificación al de cama fija para disminuir los equipos y el costo de operación manteniendo la misma eficiencia. En este proceso se inyecta una pequeña cantidad de cáustico diluido (3 a 5 °Be) (2 al 3 % peso) continuamente dentro del inyector antes de entrar a la cama del catalizador. El cáustico diluido provee la alcalinidad necesaria para la oxidación de mercaptanos a disulfuros y evita las reacciones de peroxidación que ocurren cuando hay insuficiente alcalinidad (Basu *et al*, 1993).

El Endulzamiento Minalk es en la actualidad el esquema de endulzamiento de naftas que más prevalece en la industria del petróleo y es de tecnología de la UOP LLC. Se diseña en varias configuraciones dependiendo del tipo de inyector y se caracteriza por tener bajo costo de inversión y operación, fácil operación y mínima atención por parte de los operadores (Hydrocarbon Processing, 2004).

d) Operación combinada

El proceso combinado (Fig A2.5) es aplicable para destilados ligeros (gasolina, nafta) que contienen alto nivel de mercaptanos. La ventaja de este proceso es que puede realizar la doble función de eliminación fácilmente por extracción de mercaptanos y conversión de los mercaptanos remanentes a disulfuros (Basu *et al*, 1993).

1.5.1.2. Aplicaciones del Proceso Merox

Las aplicaciones de los procesos Merox son las siguientes (Gasoline Merox Unit):

Corrientes de hidrocarburos	Tratamiento aplicables
Gas, Gas Natural, Gas Combustible	- Extracción Merox
GLP	- Extracción Merox
Pentanos	- Extracción Merox - Endulzamiento Líquido- Líquido - Endulzamiento Cama Fija - Endulzamiento Minalk
Nafta ligera de destilación	- Extracción Merox - Endulzamiento Líquido- Líquido - Endulzamiento Cama Fija - Endulzamiento Minalk
Nafta térmicamente craqueada ligera	- Extracción Merox - Endulzamiento Cama Fija
Nafta de destilación (Corte completo)	- Endulzamiento Cama Fija (con sosa cáustica y con amoníaco) - Endulzamiento Minalk
Nafta craqueada de FCC (Corte completo)	- Endulzamiento Líquido- Líquido - Endulzamiento Minalk - Endulzamiento Cama Fija (con amoníaco)
Nafta craqueada de FCC pesada	- Endulzamiento Minalk - Endulzamiento Cama Fija (con amoníaco)
Nafta pesada de destilación	- Endulzamiento Cama Fija (con sosa cáustica)
Combustible de aviación	- Endulzamiento Cama Fija (con sosa cáustica) - Endulzamiento Cama Fija (con amoníaco)
Destilados	- Endulzamiento Cama Fija (con sosa cáustica)

1.5.2. Hidrogenación Selectiva

El hidrotratamiento o hidrogenación selectiva de la nafta de FCC consiste en un método de remoción de azufre en el cual la nafta de FCC se hace pasar por un catalizador particulado que comprende un metal de hidrogenación soportado en una base alúmina. Adicionalmente se incluye abundante cantidades de hidrógeno en la alimentación (Hydrocarbon Processing, 2008). Las siguientes ecuaciones ilustran las reacciones que ocurren:



Las condiciones típicas de operación según Hearn (1997) son las siguientes:

Temperatura, °C	315 - 415
Presión, kgf/cm ² g	2.8- 15
Relación H ₂ /Hidrocarburo, m ³ /barril	42 - 85

Por otra parte Magyara *et al* (2005) reporta las condiciones siguientes:

Temperatura, °C	200 - 300
Presión, kgf/cm ² g	30
Relación H ₂ /Hidrocarburo, m ³ /barril	80
Velocidad espacial líquida horaria, h ⁻¹	1.0 – 3.0

Aunque se obtiene la remoción de azufre las olefinas se hidrogenan afectando de esta forma el octanaje del producto, por esta razón los catalizadores utilizados para la hidrodesulfurización de la nafta craqueada deben ser *selectivos* a una desulfuración profunda y tener un efecto menor sobre el número de octano de la misma (Gómez y Rodríguez, 2011).

Típicamente la nafta de craqueo catalítico contiene además diolefinas las que no son deseables debido a su inestabilidad durante el almacenamiento (Hearn, 1997).

1.5.2.1. Catalizadores para hidrogenación selectiva y etapas de tratamiento

Plantea Hearn (1997) que los catalizadores que se utilizan en cualquiera de las reacciones incluyen los metales níquel y paladio del Grupo X.

El tratamiento en fin consiste en dos etapas fundamentales (Anexo 3):

1. Etapa de hidrogenación en una primera columna de reacción.
2. Etapa de hidrodesulfuración en una segunda columna de reacción.

En la primera columna ocurre de forma selectiva la reacción de las diolefinas con los compuestos de azufre y se conservan las olefinas, se transforman los mercaptanos y H_2S en disulfuros, tiofenos y mercaptanos de alto peso molecular que salen en la fracción de nafta más pesada de fondo y las olefinas conservadas salen por el tope con bajo contenido de azufre. Los catalizadores preferidos para estas reacciones son los de paladio y/o níquel en base alúmina (Pd/Al_2O_3 , Ni/Al_2O_3) normalmente depositados como óxidos.

En la segunda columna, el propósito es destruir los compuestos de azufre de la fracción de nafta pesada que contiene los disulfuros, tiofenos y mercaptanos pesados y producir H_2S que es fácil de separar de los compuestos pesados. Los catalizadores de hidrodesulfuración se componen de molibdeno, cobalto o níquel, tungsteno y mezclas de los mismos según se prefiera.

Los catalizadores $CoMo/Al_2O_3$ son más selectivos que los $NiMo/Al_2O_3$ para la hidrodesulfuración de naftas de craqueo catalítico. Sin embargo los catalizadores $NiMo$ no soportados fueron también los más sensibles al H_2S para la hidrogenación de olefinas. Por lo tanto, para alto contenido de azufre la diferencia de selectividad entre los catalizadores $CoMo$ y el $NiMo$ se podría reducir (Lamic, et al., 2008). Estas tecnologías al igual que las Merox son licenciadas (Vega, 2015)

1.6. Resumen de las tecnologías identificadas

Finalmente, para el tratamiento de la nafta craqueada se identifican las siguientes tecnologías:

Tecnología identificada	Denominación
Endulzamiento Líquido-Líquido	Tecnología 1
Endulzamiento Cama Fija (con amoníaco)	Tecnología 2
Endulzamiento Minalk	Tecnología 3
Hidrogenación Selectiva	Tecnología 4

1.7. Procesos de selección de tecnologías

Para la selección de tecnologías que se aplican a un proceso tecnológico, se definen una serie de criterios generales y/o específicos que sirven de base para la evaluación y comparación entre las distintas tecnologías que existen, a través de la aplicación de un método multicriterio de toma de decisiones con el fin de seleccionar la tecnología más adecuada. La selección mediante la aplicación de un método multicriterio se hace utilizando la técnica convencional de matrices de selección que utiliza una tabla de ponderación para la asignación de puntajes entre las distintas alternativas (Alfonso, 2010; SENACYT, 2010).

Según González (2011), quien hace los criterios para la selección de tecnologías, puede ser el gerente de una empresa, se puede tercerizar la búsqueda o pueden ser por recomendación de un (unos) empleado (s) y por lo general tiene en cuenta el uso de recursos locales (materias primas, materiales, energía), escala de producción, uso de capacidades de ingeniería y de fabricación de equipos locales, vida esperada y grado de obsolescencia, complejidad (alto nivel de instrumentación, facilidad de mantenimiento y rendimiento (productividad referida a materias primas mano de obra, inversión, etc).

1.8. Estimación de costos de inversión

La estimación de costo se define por Adithan (2007, p.106) como una estimación del costo esperado de producción de un trabajo o ejecución de una obra. Su precisión o clase depende del nivel de detalles con el que se haya realizado, dígase, bases de cálculo y confiabilidad de los datos y es la primera etapa en la gestión de los costos en la que se hace una aproximación de los costos de las actividades y tareas a realizar para completar un proyecto (Oliveros, 2011).

Es importante acotar que durante el desarrollo de un proyecto se elaboran varios tipos de estimados de costos, los cuales a medida que se tiene mayor cantidad de información, aumenta la precisión de los mismos. De acuerdo a las Guías de PDVSA (1999) y la UNICEN, existen cinco tipos de estimados: Estimados Clase V, IV, III, II y I.

Estimado Clase V: Page (1996) expresa que corresponde a la etapa conceptual del proyecto en donde la información está limitada al tipo de planta, capacidad, configuración del lugar, localización y requerimientos especiales. Su propósito fundamental es evaluar una o varias alternativas para determinar si el proyecto es técnica y económicamente atractivo y de ser así continuar con su fase de desarrollo. La precisión de este se ubica entre -25 % a + 25 %.

Estimado Clase IV: se prepara al final de la etapa conceptual, es decir, antes de que las bases del diseño hayan sido finalizadas. Tiene la finalidad de dar una mejor indicación para los estudios económicos sobre un determinado proyecto, y se genera utilizando curvas o técnicas de prorrateo, así como también con los diferentes métodos aplicables a los equipos requeridos en el proyecto. Su precisión está entre -20% y + 60%.

Estimado Clase III: se realiza cuando el diseño del proceso ha sido formalizado, es decir, cuando las especificaciones de diseño han sido completadas y los estudios para seleccionar el tipo, tamaño y parámetros de diseño para las instalaciones han sido finalizada, incluyendo balances de masa y energía, diagramas de flujo del proceso y lista de equipos. En suma, tal estimado corresponde al comienzo de la ingeniería básica. La precisión se ubica entre el -10% y + 25%.

Estimado Clase II: se prepara cuando la ingeniería básica ha sido completada, momento en el cual se tienen listas finales de equipos; diagramas completos de flujo de proceso, datos sobre el tamaño, función, características de diseño, materiales de construcción y planos de los equipos y edificios; aprobación del cliente para los planos de distribución en planta; diagramas eléctricos unifilares; planos de estructura, planos isométricos de tubería y partidas de materiales. En otras palabras este es un estimado basado en las especificaciones de diseño que definen el proyecto para su construcción. Este es utilizado normalmente como guía en la evaluación de ofertas recibidas para el otorgamiento de un contrato. La precisión oscila entre -10% a +10%.

Estimado Clase I: es un estimado de costo detallado en la fase de ejecución. Se realiza después que las especificaciones básicas de diseño han sido preparadas y por lo menos algún trabajo detallado de diseño mecánico ha sido completado. Normalmente se prepara durante la compra de materiales y/o la fase de erección del proyecto. Se precisión está entre -5% y +5%.

1.9. Factibilidad económica

Plantea Acevedo (2010) que a través del estudio de la factibilidad económica se pretende definir, mediante la comparación de los beneficios y costos estimados de un proyecto, si es recomendable su implementación y posterior operación.

Los componentes típicos que lo conforman son:

- Análisis de mercado
- Análisis técnico
- Análisis financiero

Análisis de mercado

El estudio de mercado tiene como fin determinar si existe o no una demanda que justifique el proyecto sujeto a estudio. Se obtienen como resultado de este análisis las proyecciones para asegurar inversionistas basándose en un mercado potencial que hace factible la venta para recuperar el capital y generar a través de una oferta un flujo de caja positivo. Además permite seleccionar procesos, plantas y equipos y efectuar estimaciones económicas.

La demanda es la cuantificación de la necesidad real de una población de compradores con poder adquisitivo suficiente para obtener un determinado producto que satisfaga dicha necesidad.

La oferta señala dónde se encuentran localizadas las principales características de la competencia, indicando mecanismos que se usan para lograr la satisfacción del cliente, el mercado que abarca y precios.

Indica también los factores que influyen en el comportamiento de la oferta (políticos, estacionales, etc.), considera si existe necesidad de importaciones y menciona los factores que limitan o favorecen el aumento o disminución de la oferta en el mercado.

Análisis técnico

Tiene como objetivos suministrar información que permita cuantificar el monto de las inversiones y el costo de las operaciones requeridas a través de un estimado de costos. Se tiene en cuenta la capacidad de la planta y el programa de producción y ventas.

Análisis financiero

A través del análisis financiero según los lineamientos de PDVSA (2015) se puede ordenar y sistematizar la información de carácter monetario que proporcionan los componentes anteriores para determinar su rentabilidad en correspondencia con el período establecido para realizar la evaluación económica.

Los indicadores financieros más comúnmente utilizados para medir la rentabilidad de un proyecto que genera ingresos son: el Valor Presente Neto, la Tasa Interna de Retorno y el Tiempo de Pago.

Estos indicadores son estimados a partir del flujo de caja que se conforma teniendo en cuentas algunas o todos los elementos que se muestran a continuación:

$$\text{Flujo de Caja} = (- \text{Inv.} + \text{I} - \text{C} - \text{R} - \text{GO} - \text{OIC} - \text{ISLR}) + \text{D} \quad (\text{Ec 1.10})$$

-Inversiones (Inv.) (Incluye Capital de Trabajo)

+Ingresos (I) (Precios x Volumen de Producción)

-Costos (C) (Materia Prima, Otros Costos ligados a la producción)

=**Margen Bruto**

-Regalías de explotación (R)

-Gastos Operativos (GO) (Salarios Administrativos, Depreciación, Servicios Contratados)

=**Margen Operativo**

-Otros impuestos y Contribuciones (OIC) (En caso de Aplicar)

=**Utilidad Antes de Impuesto Sobre la Renta (UAISLR)****

-Impuesto Sobre la Renta (ISLR)

=**Utilidad Después de Impuesto Sobre la Renta**

+Depreciación/Amortización (D)

=**Flujo de Caja**

Cálculo ISLR= (UAISLR) * Tasa de Impuesto Sobre la Renta Vigente (Siempre que UAISLR > 0)

Valor Presente Neto: es el valor actual de todos los flujos de caja netos esperados, descontados al año base. Para el cálculo de los valores presentes (VP), se deberán descontar los flujos de caja de los años posteriores al año base, utilizando la tasa de descuento; que es la tasa que representa el valor al cual el inversionista está dispuesto a arriesgar su capital. La fórmula se expresa de la siguiente manera:

$$VPN = \sum_{t=0}^n \frac{FC_t}{(1+i)^t} \quad (\text{Ec 1.11})$$

donde:

FCt: Flujo de Caja o Inversión del Año n (período 0, período 1, período n)

n: Año

i: Tasa de descuento

t: Tiempo de Flujo de Caja

Generalmente en la industria del petróleo se utilizan tasas de descuento del 10%.

Un valor presente neto positivo indica que el proyecto sujeto a estudio es factible pues es capaz de generar suficientes ingresos que permiten pagar la inversión y los costos de operación.

Tasa Interna de Retorno: Toda propuesta de inversión que genere ingresos debe tener una tasa interna de retorno (TIR). La tasa interna de retorno es aquella tasa de interés que hace el valor presente neto igual a cero, es decir que iguala los flujos de ingresos y egresos con la inversión inicial. Valores típicos entre 10 y 15% son aceptables.

$$\sum_{t=0}^n \frac{FC_t}{(1+TIR)^t} = 0 \quad (\text{Ec 1.12})$$

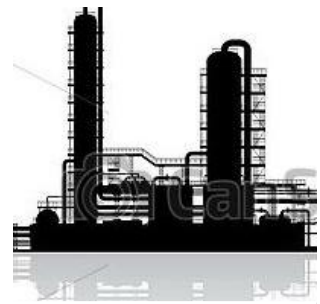
donde:

TIR: Tasa Interna de Retorno

Tiempo de Pago: tiempo necesario para que la suma de los flujos de caja anuales, sean igual a la inversión. El resultado se mide en años contados a partir del primer año de operación del proyecto.

1.10. Conclusiones parciales

1. Según la investigación realizada, las tecnologías Merox fundamentalmente la Minalk son más utilizadas por las refinerías de petróleo que la tecnología de hidrogenación selectiva, debido a su menor complejidad y costo.
2. Todas las tecnologías existentes para el tratamiento de las naftas craqueadas son licenciadas.



CAPITULO II
Diseño Metodológico

CAPITULO II Diseño Metodológico

2.1 Información básica de la Fase I del Proyecto Expansión

La Refinería Camilo Cienfuegos ubicada en la Finca Carolina en Cuba, municipio y provincia Cienfuegos, se mantuvo inoperante desde 1995 hasta el 2007, período durante el cual el personal de la refinería permaneció en sus puestos inmersos en la desactivación y conservación de los activos existentes.

Actualmente es Refinería de Conversión Simple o Hydroskimming, que en particular consiste en una Unidad de Destilación de Crudo, una Planta de Gas, un Hidrofinador de Nafta Pesada, un Reformador Catalítico Semirregenerativo, una Unidad de Endulzamiento de Queroseno y la Hidrofinación de Gasóleo que ha sido modernizada.

Existen otras unidades de hdrofinación de Turbo, Queroseno e Isomerización que ya no funcionan o nunca se terminó su construcción. De cualquier modo, para la futura configuración no se re-utilizarán dichas unidades que están fuera de servicio.

El propósito del Proyecto de Expansión de la Refinería Camilo Cienfuegos es mejorar la rentabilidad de la refinería actual llevándolo a un esquema de conversión profunda mediante la introducción de varias unidades en el esquema de refinación, o sea, Coquificación Retardada, Hidrocraqueo y Craqueo Catalítico y dos trenes de destilación incluyendo el existente. En la nueva configuración la capacidad de procesamiento aumentaría de 60,000 a 150,000 barriles por día.

El crudo utilizado para el diseño es una mezcla “Blend” API 28 de los crudos Mesa 30 y Merey 16 en proporción volumétrica de 88:12 para ser procesado en la Destiladora existente y Merey 16 puro en la nueva Unidad de Destilación Atmosférica.

Para sustentar la Expansión de la refinería se construirán nuevas instalaciones marítimas y una capacidad de almacenamiento adicional, así como una planta eléctrica y otros servicios necesarios (Cuvenpetrol SA a, 2012).

Durante el desarrollo de la ingeniería básica del Proyecto Expansión se decide por la máxima Gerencia de Cuvenpetrol, adelantar la construcción arrancada de algunas unidades de proceso incluidas en el alcance original del Proyecto de Expansión, mediante la implementación de un paquete de Arranque Temprano, en todo lo que sigue como Fase I, cuyo objetivo principal es

comenzar la producción lo antes posible, de manera que se pueda llevar a un margen de equilibrio la Refinería actual, que en estos momentos opera con pérdidas. (Cuvenpetrol SA b, 2012).

Dentro de las unidades previstas en la Fase I, se encuentra un sólo tren de destilación que incluye la Destiladora Atmosférica existente, una nueva Destiladora al Vacío y la unidad fundamental, la de Craqueo Catalítico con otras unidades auxiliares necesarias como la de Endulzamiento de GLP, de Gas y Recuperadora de Azufre. La unidad de Craqueo Catalítico produce la nafta craqueada que se utiliza como componente de gasolina, segundo producto más comercializable de la refinería.

La nafta craqueada durante el Proyecto Expansión se enviaría directamente a mezclas de gasolinas debido a que la alimentación a la Unidad de Craqueo Catalítico es una corriente hidrotratada que proviene de Hicrocraqueo. Durante la Fase I se cambia la alimentación por un gasóleo no hidrotratado que impacta la calidad de los productos de craqueo, entre ellos la nafta craqueada que tendría altos valores de acidez o contenido de mercaptanos.

Es por ello que se necesita implementar una unidad de proceso nueva que permita disminuir los niveles de acidez de la nafta craqueada a valores que cumpla con las especificaciones establecidas en Cuba para la comercialización (Cuvenpetrol SA, 2015).

2.2 Matriz para la selección de tecnologías

La elaboración de una matriz de selección de tecnologías permite escoger una o más de las tecnologías identificadas en el Capítulo I y su confección parte del uso del procedimiento de Cupet (2009) como base y en mesa de trabajo con un conjunto de expertos del petróleo que conforman el Consejo Técnico Asesor aprobado por la Unión Cubapetróleo se establece el desglose de puntuación por los criterios y se realiza el proceso de selección.

Las tecnologías satisfactorias de la matriz de selección deben cumplir con el siguiente criterio excluyente: *No ser tecnología que tenga vínculo con el bloqueo económico de Estados Unidos hacia Cuba.*

2.2.1 Criterios para la selección de las tecnologías

La matriz estará estructurada globalmente de la siguiente forma:

Criterios de Selección	Puntuación
Técnicos	50 puntos
Operacionales	15 puntos
Ambientales y de seguridad	10 puntos
Económicos	25 Puntos
Total	100 Puntos

Durante la evaluación de las tecnologías en la matriz de selección se deben cumplir los siguientes criterios mandatorios:

- Obtener un puntaje mayor o igual a 75 puntos.
- Cumplir el criterio de normas y estándares.

Cada desglose por criterios sumado da la puntuación del criterio de selección (técnico, operación, etc) que finalmente su suma da el total de 100 puntos.

2.2.2 Desglose de puntuación por criterios

2.2.2.1. Criterios técnicos (50 puntos de 100)

a) Número de unidades en operación (8 puntos)

Se refiere al número de plantas licenciadas y no licenciadas en operación y que garantice el cumplimiento de las especificaciones de los productos.

Criterios	Puntuación
- Menos de 2 unidades	0
- Entre 2 y 5 unidades	2
- Entre 5 y 10 unidades	4
- Más de 10 unidades	8

b) Tipo de licencia (licenciada o no licenciada) (2 puntos)

Se refiere a las unidades de tecnologías licenciadas o no licenciadas y que se requiera o no el pago de una licencia además de la ingeniería.

Criterios	Puntuación
- Unidad de licencia cerrada (licenciada)	0
- Unidad de licencia abierta (no licenciada)	2

c) Complejidad tecnológica (8 puntos)

Este criterio se refiere a que tan compleja es cada tecnología, considerando los siguientes factores como referencia:

- Número de operaciones unitarias involucradas en cada tecnología.
- Si la tecnología involucra procesos complejos tanto en la unidad como en el manejo de productos.
- Equipos principales no convencionales.
- Lazos de control y analizadores no convencionales.
- Manejo de sólidos, productos tóxicos, catalizadores y químicos.

Criterios	Puntuación
- Unidad de alta complejidad, con gran número de operaciones unitarias involucradas	0
- Unidad de complejidad mediana alta con una mayor parte de operaciones unitarias de uso poco frecuente en refinerías	2
- Unidad de complejidad mediana baja con operaciones unitarias frecuente en refinerías	4
- Unidad de baja complejidad, con menor número de operaciones unitarias involucradas	8

d) Requerimientos de servicios industriales (6 puntos)

Se refiere al volumen requerido de servicios industriales para garantizar la operación de la unidad que incluye índice de consumo e eficiencia energética.

Criterios	Puntuación
Requiere consumo de utilidades mayor a la disponible en la refinería actual lo que obligaría a implementar nuevos sistemas (nuevas calderas, sistemas de H ₂ , Nitrógeno, etc)	0
Requiere consumo de utilidades menor a la disponible en la refinería actual sin necesidad de implementar nuevos sistemas (nuevas calderas, sistemas de H ₂ , Nitrógeno, etc)	6

e) Experiencia en la operación de la tecnología (8 puntos)

Se refiere a la experiencia que existe en el país en cuanto a la operación de unidades que tenga el tipo de tecnología.

Criterios	Puntuación
- No se tiene experiencia en este tipo de tecnología	0
- Se tiene experiencia de 5 años en este tipo de tecnología	2
- Se tiene experiencia de 10 años en este tipo de tecnología	4
- Se tiene experiencia en más de 10 años en este tipo de tecnología	8

- f) Flexibilidad a nuevas regulaciones ambientales en cuanto a las especificaciones de los productos terminados (4 puntos)

Se refiere a la posibilidad de que la tecnología pueda adaptarse para cumplir con nuevas regulaciones ambientales de los productos refinados que puedan surgir como consecuencia del cambio de regulaciones ambientales locales y del mercado externo.

Criterios	Puntuación
- No tiene flexibilidad para cumplir con las regulaciones ambientales futuras mucho más estrictas	0
- Es necesario incorporar una nueva unidad de proceso para cumplir con las regulaciones ambientales futuras mucho más estrictas	1
- Es necesario realizar modificaciones en el diseño para cumplir con las regulaciones ambientales futuras más estrictas	2
- El diseño contempla flexibilidad para cumplir con regulaciones ambientales mucho más estrictas	4

- g) Vida del catalizador (4 puntos)

Se refiere al tiempo en el cual se estima que el catalizador debe ser cambiado en su totalidad para el caso de unidades existentes. Para Unidades nuevas el tiempo de vida del catalizador es establecido por el cliente y se asegura que la propuesta se presente sobre la misma base.

Criterios	Puntuación
- La vida del catalizador es menor de 6 meses	0
- La vida del catalizador está entre 6 y 18 meses	2
- La vida del catalizador está entre 18 y 30 meses	3
- La vida del catalizador es mayor a 30 meses	4

- h) Facilidades de suministro de productos químicos y catalizadores (4 puntos)

Aseguramiento de la operación continua de la tecnología si se presentan cambios o daños a los catalizadores y químicos empleados en el proceso.

Criterios	Puntuación
- Los catalizadores y químicos son de suministro limitado	0
- Suministro exclusivo por el suministrador de la tecnología	2
- La tecnología utiliza catalizadores y químicos de uso generalizado en refinerías	3
- Los catalizadores y químicos son suministrados por múltiples empresas asegurando su suministro a un costo competitivo	4

i) Aprovechamiento de la tecnología cuando se complete la Fase II (6 puntos)

Consiste en que la tecnología se puede aprovechar cuando se complete la Fase II del Proyecto Expansión.

Criterios	Puntuación
- La tecnología no podrá utilizarse durante la Fase II	0
- La tecnología podrá utilizarse en un nivel bajo durante la Fase II (operaciones intermitentes, para tratar otros productos)	2
- La tecnología podrá utilizarse en un nivel medio durante la Fase II (operaciones intermitentes, para tratar otros productos)	4
- La tecnología podrá utilizarse completamente durante la Fase II (operaciones intermitentes, para tratar otros productos)	6

2.2.2.2. Criterios operacionales (15 puntos de 100)

a) Facilidades y requerimientos de mantenimiento (6 puntos)

Se refiere a las facilidades, requerimientos y esfuerzos de mantenimiento que exige la tecnología en una base rutinaria, así como en las paradas de plantas.

Criterios	Puntuación
- El requerimiento de mantenimiento es alto debido a que la tecnología trabaja con un sistema complejo	0
- La tecnología utiliza equipos o sistema que requieren mantenimiento especial	2
- El mantenimiento demandado por la unidad es típico de refinerías	4
- El requerimiento de mantenimiento es bajo por poseer sistema poco complejos	6

b) Adecuación del espacio en planta (6 puntos)

Se refiere al espacio requerido para la instalación de la tecnología

Criterios	Puntuación
- La tecnología no permite la implantación en el área disponible de la refinería	0
- Se requiere ubicar la mayor parte de los equipos en otras áreas de la refinería	2
- Se requiere ubicar algunos equipos en otras áreas de la refinería	4
- La nueva tecnología puede ser adaptada al área existente	6

c) Factor de servicio (3 puntos)

Se refiere a la disponibilidad de la unidad para ser operada en una base rutinaria. Factores de servicios bajos son reflejo de frecuentes paradas de la unidad, bien por razones de mantenimientos o por descontrol operacionales del proceso propias o externas.

Criterios	Puntuación
- El factor de servicio es menor de 0.95	0
- El factor de servicio está entre 0.95-0.97	1
- El factor de servicio está entre 0.97-0.98	2
- El factor de servicio es mayor a 0.98	3

2.2.2.3. Criterios ambientales y seguridad (10 puntos de 100)

a) Cumplimiento de normas y estándares ambientales (5 puntos)

Se refiere al cumplimiento de la tecnología en relación con los estándares establecidos por las normas medioambientales y exigencias del cumplimiento del banco mundial para proyectos con participación de terceros y financiamiento externo. Es un criterio excluyente.

Criterios	Puntuación
- No cumple con la normativa local vigente en materia ambiental y estándares del banco mundial	0
- No cumple con la normativa local vigente en materia ambiental y estándares del banco mundial	5

b) Disposición de sub-productos o desechos (5 puntos)

Se refiere a si está claramente identificada la disposición al ambiente y aceptable de cualquier tipo de desecho o subproducto indeseable (si lo hubiere) que genere el proceso.

Será preferida aquellas tecnologías que no generen sub-productos y en caso de generarse se exigirá una disposición final ambientalmente segura.

Criterios	Puntuación
- Se generan sub-productos o desechos de difícil manejo	0
- Es factible para la empresa disponer de los sub-productos o desechos del proceso a un costo relativamente alto	1
- Es factible para la empresa disponer de los sub-productos o desechos del proceso a un costo relativamente bajo	2
- El suministrador se encarga de la disposición adecuada de catalizadores o subproductos químicos o desechos	5

2.2.2.4. Indicadores económicos (25 puntos de 100)

Esta sección será suministrada por el licenciante o diseñador en la oferta comercial.

a) Inversión requerida (12 puntos)

Contempla la comparación de costos de inversión presentados por los diferentes licenciantes.

Criterios	Puntuación
- Diferencia entre la menor inversión y la que se presente supera el 60 %	0
- Diferencia entre la menor inversión y la que se presente se encuentra entre el 45 y 60 %	4
- Diferencia entre la menor inversión y la que se presente se encuentra entre el 30 y 45 %	8
- Menor inversión	12

b) Pago de licencias y regalías (8 puntos)

Está relacionada con el pago y la forma de pago en la adquisición de las licencias asociadas a la tecnología.

Criterios	Puntuación
- Diferencia entre la de menor costo y la que se presenta lo supera en un 60 %	0
- Diferencia entre la de menor costo y la que se presenta se encuentra entre el 30 y el 60 %	2
- Diferencia entre la de menor costo y la que se presenta se encuentra no supera el 30 %	4
- Menor costo	8

c) Costos de operación y mantenimiento (5 puntos)

Este aspecto está relacionado con los costos particulares de la tecnología que incluye los operativos, insumos, productos químicos, catalizadores, número de operadores y costos de mantenimientos.

Criterios	Puntuación
- Diferencia entre el menor costo y la que se presenta supera el 60 %	0
- Diferencia entre el menor costo y la que se encuentra entre el 30 y 60 %	1.25
- Diferencia entre el menor costo y la que se encuentra no supera el 30 %	2.5
- Menor costo de operación y mantenimiento	5

2.3. Diseño básico mínimo necesario

El diseño básico o paquete técnico consiste en preparar la información básica mínima necesaria para la elaboración de un estimado de costo del tipo Clase V. La información básica a preparar consiste en:

- Balance de materiales y energía que incluye, capacidad de la planta, características del producto, consumo de utilidades.
- Listado del equipamiento con sus principales características: potencia, área, volumen, diámetro, etc.

Toda esta información elaborada incluyendo un estimado de costo permite tener más argumentos para seleccionar la tecnología final en caso de que existan más de una satisfactorias de la matriz de selección.

2.3.2. Balance de materiales y energía

Para la elaboración del balance de materiales se utiliza como herramienta el simulador de procesos Petrosim versión 2.0 desarrollado por la compañía canadiense KBC Advance Technology.

2.3.2.1. Bases para la simulación

Tecnologías Merox

Para la etapa de reacción se usan como base las reacciones de los mercaptanos más comunes que se eliminan en los procesos Merox que define Pellegrino *et al* (1998):

Mercaptano	Denominación	Fórmula	Nombre para simulación
Mercaptano 1	Etilmercaptano	C ₂ H ₅ SH	E-mercaptan
Mercaptano 2	n-propilmercaptano	C ₃ H ₇ SH	nPMercaptan
Mercaptano 3	isopropilmercaptano	C ₃ H ₇ SH	2C3Mercaptan
Mercaptano 4	n-butilmercaptano	C ₄ H ₉ SH	nBMercaptan
Mercaptano 5	Terbutilmercaptano	C ₄ H ₉ SH	t-BMercaptan
Mercaptano 6	Pentilmercaptano	C ₅ H ₁₁ SH	C1nC4Sulfide

Por sugerencia de Mendoza (2015) se hacen las siguientes asunciones:

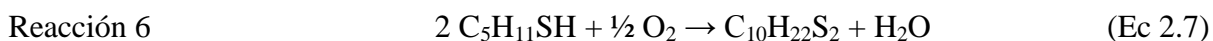
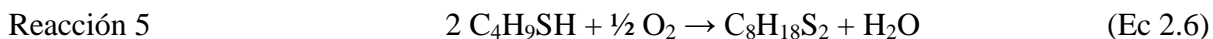
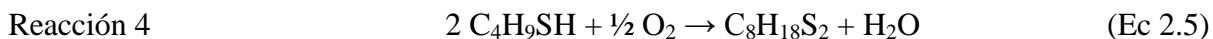
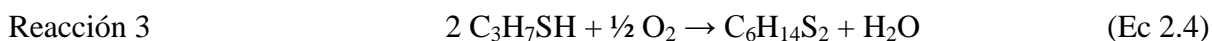
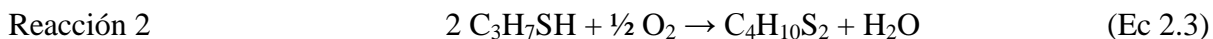
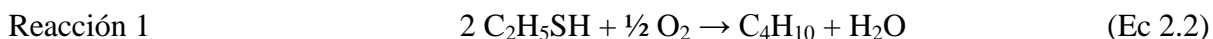
- 1- El contenido de total de mercaptano en el inyector se divide equitativamente por cada mercaptano definido con anterioridad con el objetivo de valorar el nivel de reducción de mercaptanos en base a los mismos identificados, de lo contrario se necesitaría un muestra de nafta craqueada para realizar análisis de laboratorio e identificar todos los mercaptanos y su contenido, además, sobrecargar el simulador con mayor cantidad de reacciones no es conveniente por limitaciones en el Petrosim versión 2.0.
- 2- Igual conversión para todas las reacciones que intervienen debido a que no se dispone de las conversiones y/o energías de activación individuales, y que está en función de la conversión total que se necesita:

$$\text{Conversión}_{\text{total}} = \frac{\text{Concentración}_{\text{mercaptanos}_{\text{entrada}}} - \text{Concentración}_{\text{mercaptanos}_{\text{salida}}}}{\text{Concentración}_{\text{mercaptanos}_{\text{entrada}}}} \quad (\text{Ec 2.1})$$

Esta asunción permitirá solamente comprobar que las reacciones ocurren a las condiciones de presión y temperatura que se fijan.

- 3- Los valores de presión y temperaturas se fijan en valores utilizados en plantas similares de las refinerías de PDVSA (PDVSA a, 2008) y que se encuentren en correspondencia con lo descrito en el Capítulo I.
- 4- Los valores de eficiencia para los equipos dinámicos (compresores, bombas, etc) se fijan en 75 % que es el valor usado en el diseño de todos los equipos del Proyecto Expansión (Cuvenpetrol. SA b, 2011).

En el Anexo 4 se muestran las propiedades fundamentales de los mercaptanos identificados y siguen las reacciones:



En todas las tecnologías de endulzamiento Merox, el oxígeno se suministra en forma de aire comprimido y se determina mediante la ecuación:

$$Q_{\text{aire}} = \frac{\text{exc} * K * Q_{\text{inyecto}} * \text{Gr} * X_{\text{RSH}}}{10000} \quad (\text{Ec 2.8})$$

donde:

exc: exceso mínimo de aire

Q_{Aire} : Flujo de aire; Nm³/h

K: Constante (8.35); adim

Q_{inyecto} : Flujo de hidrocarburo; m³/h

Gr: Gravedad específica a 15.5 °C; adim

X_{RSH} : contenido de azufre mercaptano; ppm másico

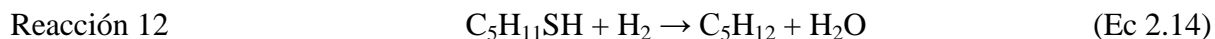
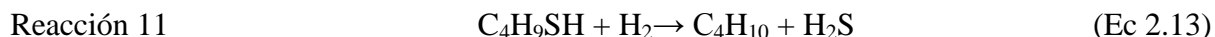
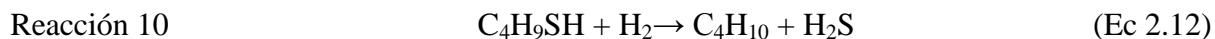
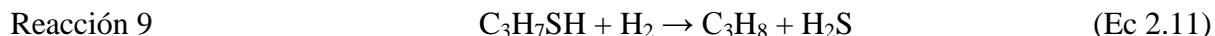
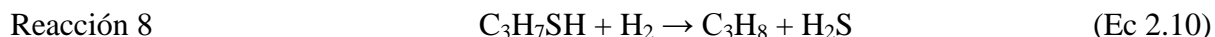
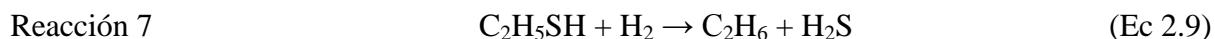
La ecuación incluye un exceso mínimo de aire que está en función del tipo de inyector y que normalmente está en el rango de 1.2 a 2.0 veces el teórico (Gasoline Merox Unit).

Otros parámetros necesarios para la simulación se fijan en función de la práctica actual de la refinería de Cienfuegos:

- Tiempo de retención en los tambores
- Condiciones de los servicios que se requieran (agua de enfriamiento, vapor, aire de servicio, etc)

Tecnologías Hidrogenación Selectiva

Se usan como base para el ciclo de reacción los mismos mercaptanos definidos por Pellegrino *et al* (1998), las reacciones serían las siguientes:



Por ser unidades básicamente similares, las condiciones de operación que se utilizarán en la hidrogenación selectiva serán las mismas de la Hidrotratadora de Naftas de las Refinería existente siempre que estén dentro del rango descrito en el Capítulo I.

2.3.3. Determinación de las características fundamentales del equipamiento

Se determinarán las características de los equipos en función del dato que se requiera para determinar el costo asociado (ej: potencia, área, volumen, etc.) para ello se utilizarán:

1. Resultados del simulador Petrosim 2.0.
2. Cálculo o diseño de equipos realizados de forma manual o por hojas de cálculo.
3. Referencias similares en otras plantas.

2.4. Gestión y Estimación del costos

Después que se haya preparado un diagrama de flujo y un paquete técnico preliminar, el siguiente paso lógico es determinar el costo de inversión de la alternativa seleccionada.

2.4.2. Métodos para la estimación del costo de equipamiento

La estimación del costo de equipamiento es el paso más importante en la estimación de costo (Kesavan, R., *et al*, 2009), y para ello se utilizarán las gráficas del anexo 5 y que estarán en relación con las características fundamentales de los equipos.

Debido a que los costos de los equipos estarán dado en un tiempo determinado, se actualizarán mediante la ecuación que plantean los autores Blank y Tarquin (1999, p. 353):

$$C_t = \frac{C_0 I_t}{I_0} \quad (\text{Ec 2.15})$$

dónde:

C_t = Costo estimado en el momento presente

C_0 = Costo en momento anterior

I_t = valor de índice en el momento t

I_0 = valor de índice en el momento t_0

Los valores de índice que se utilizarán para actualizar los costos son los de Nelson Farrar que se aplica a la construcción de refinerías de petróleos y se publican en la revista *Oil and Gas*

Journal en el primer número de cada trimestre (Chauvel, *et al*, 2003). Este índice considera la inflación del costo (Humphreys, 2005).

Para el caso de los equipos que se determine su costo basado en costos referenciales de equipos de otras plantas, se le realizará un escalamiento mediante la fórmula de Peter (1991, p. 169).

$$\text{Costo equipo}_a = \text{costo equipo}_b \left(\frac{\text{capacidad equipo}_a}{\text{capacidad equipo}_b} \right)^n \quad (\text{Ec 2.16})$$

donde:

n: exponente para costo de equipos (Anexo 6)

Para el cálculo de los costos directos totales de la tecnología se utilizan factores de estimación de proporción basados en el costo total del equipamiento. Se utiliza la tabla de relación de porcentajes para sistemas de proceso en refinerías que se encuentra en el Manual de Estimación de Costo Conceptual de Page (1996, p. 318) y que se puede ver en el anexo 7 y se comprueba por el método de Córcega (2014) (Anexo 8).

Los costos indirectos, de construcción y servicios de oficina se determinarán por la metodología de Page (1996, p.324).

El tipo de estimado a obtener con la metodología de Page y Córcega es un Clase V con una precisión de $\pm 25 \%$.

2.5. Evaluación económica o estudio de factibilidad

El estudio de factibilidad tiene como objetivo mostrar la rentabilidad proyectada de la operación del esquema de refinación sin el tratamiento de la nafta craqueada mediante un *análisis diferencial*.

Este enfoque de Análisis Diferencial, consiste en la comparación de dos escenarios; con y sin la unidad seleccionada para el tratamiento. Justamente, la diferencia entre los dos escenarios constituirá el resultado diferencial, el cual mostrará los rendimientos de la inversión propuesta.

2.5.2. Bases para el análisis diferencial

Para elaborar la proyección del estudio de factibilidad se parte del uso de determinadas bases y suposiciones definidas en Cuvenpetrol b (2012) y que se detallan a continuación:

- La alimentación, el rendimiento y la calidad de los productos de las unidades existentes en la refinería no sufren variaciones producto de la introducción de la inversión.
- El período evaluado es de ocho años a partir de la puesta en explotación la unidad de tratamiento.
- Los precios que utilizarán corresponden a los mostrados por PDVSA (2015) para la Gasolina Convencional Caribe (GCC) y para la Nafta Catalítica Pesada (NCP).
- El costo de inversión a utilizar será el determinado por la metodología de Page (1996) y será desembolsado una única vez al 100%.
- Se asume que la inversión sea con fondos propios por lo que no se requiere financiamiento.
- Se considera un inyector diario constante de 65.000 barriles por día para la refinería existente, por lo que la inversión no implica un aumento de la capacidad de inyector de la refinería.
- Tiempo anual de operación de 350 días/año.
- Tasa de descuento anual del 10%.
- Inflación del 1% anual sobre el precio del agua, la electricidad y los químicos.
- Depreciación lineal sobre el valor de la inversión durante el período evaluado, aplicando un valor residual del 10%.
- Aplicación de una tasa impositiva del 15% sobre los ingresos anuales una vez que haya sido recuperado el valor de la inversión.
- No se muestra incrementos en el valor de la producción para el año de implementación de la inversión.
- Solo se requiere un operador por turno (cinco en total) con un salario medio anual de 14368 USD/año.
- Contingencias estimadas en 15% del costo de inversión producto de que el Estimado de Costo es Clase V.
- Costo del agua: 1.55 USD/m³ (EAAL, 2014)
- Costo electricidad: 206.4 USD/MW (UNE, 2014)
- Costo químicos: 634.5 USD/ton (Knorr, 2015)

Ventas

La implementación de la unidad para el tratamiento de la nafta craqueada sólo tendrá influencia sobre las ventas para el almacenamiento (*pool*) de gasolinas y naftas, toda vez que los destinos previstos para la nafta craqueada obtenida en el proceso, en dependencia de los ajustes de calidad aplicados son: **como componente de nafta** o **como componente de gasolina**, teniendo en cada caso un precio asociado.

La cantidad de nafta catalítica para el estudio de factibilidad se utiliza en barriles por día (BPD).

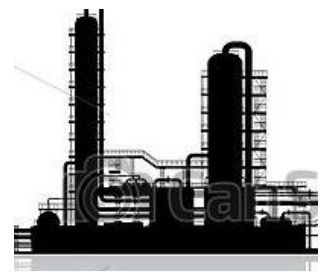
Producciones, BPD	Sin Tratamiento	Con Tratamiento
GLP	VALOR BASE	VALOR BASE
Gasolina	VALOR BASE	VALOR BASE + Dato del balance de materiales (Nafta dulce)
Nafta Catalítica	Dato del balance de materiales (Nafta ácida)	0
Turbocombustible	VALOR BASE	VALOR BASE
Diesel	VALOR BASE	VALOR BASE
Fuel Oil	VALOR BASE	VALOR BASE

Sobre una base diferencial, al no haber variación en el resto de las producciones, el valor de las ventas una vez implementada la planta de tratamiento se ve incrementado debido al cambio de destino de la nafta craqueada hacia el pool de gasolinas que presenta mayores precios de ventas que los asociados a las naftas, según se puede apreciar en la proyección de precios que aparecen en PDVSA (2015) el diferencial de precios entre la GCC y la NCP es de 1.2 USD/barril.

Flujo de Caja (Diferencial)

Los ingresos en el flujo de caja se calculan a partir de la producción anual, utilizando un factor de operación de 350 días al año, multiplicado por el diferencial de precios entre la GCC y la NCP.

El valor de las ventas se mantiene constante durante el período de análisis, pues el diferencial de precios se mantiene constante según se aprecia en la proyección de precios utilizada. Se utiliza un 1% de inflación anual sobre el costo del agua, la electricidad y los químicos y una vez que el flujo de caja anual sea positivo, se comienza a pagar impuestos a una tasa del 15% sobre los ingresos.



CAPITULO III

Resultados y Discusión

CAPITULO III Resultados y discusión

3.1. Resultados y análisis de la evaluación de las tecnologías en la matriz de selección

Durante la evaluación de las tecnologías en la matriz de selección por el conjunto de expertos, se encontraron puntos comunes a los cuales se le asignó la misma puntuación para todas las tecnologías.

Número de unidades en operación: Para evaluar con precisión este criterio se necesitan ofertas de diseñadores o licenciados de las tecnologías, por tanto se le asigna la máxima puntuación a todas las tecnologías.

Tipo de licencia (licenciada o no): como se especifica en el acápite 1.5 todas las tecnologías para el tratamiento con Merox y Hidrotratamiento son licenciadas por lo que se le asigna la menor puntuación a todas las tecnologías.

Flexibilidad a nuevas regulaciones ambientales en cuanto a las especificaciones de los productos terminados: se le asigna la mitad de la puntuación a todas las tecnologías porque en dependencia del grado de restricción que se establezca en la regulación ambiental, la unidad podrá o no cumplir con las especificaciones.

Vida del catalizador: Este dato depende del suministrador del catalizador que necesariamente tiene que ser el licenciante de la tecnología, por tanto se asume la mitad de la puntuación para todas las tecnologías.

Facilidades de suministro de productos químicos y catalizadores: depende del suministrador del catalizador que no necesariamente tiene que ser el licenciante de la tecnología, por tanto se asume la mitad de la puntuación para todas las tecnologías.

Cumplimiento de normas y estándares ambientales: esta información depende del diseño que debe hacer el diseñador o licenciante de la tecnología, al no disponer de la misma se le asigna el máximo de puntuación a todas las tecnologías.

Inversión requerida: Se da la máxima puntuación para todas las tecnologías debido a que tiene que estar respaldada por una oferta comercial de un licenciante.

Pagos de licencias y regalías: Al ser todas las tecnologías licenciadas, se le da máxima puntuación para todas.

Costos de operación y mantenimiento: Para evaluar este criterio se necesitan ofertas técnicas de diseñadores o licenciantes de la tecnología, por tanto se le asigna el máximo de puntuación a todas.

Adecuación del espacio disponible: todas las tecnologías típicamente son plantas pequeñas, por lo que se pueden adaptar en el área existente de la Refinería.

3.1.1. Resultado y análisis de la Tecnología 1: Endulzamiento Líquido-Líquido

Tabla.3.1 Resultado de la Matriz de Selección para la Tecnología 1

No.	CRITERIOS DE EVALUACIÓN	PUNTAJE	PUNTUACIÓN
1	Criterio Técnico		28
a)	Número de unidades en operación	8	
b)	Tipo de licencia (licenciada o no)	0	
c)	Complejidad tecnológica	8	
d)	Requerimientos de servicios industriales	6	
e)	Experiencia en la operación de la tecnología	0	
f)	Flexibilidad a nuevas regulaciones ambientales en cuanto a las especificaciones de los productos terminados	2	
g)	Vida del catalizador	2	
h)	Facilidades de suministro de productos químicos y catalizadores	2	
i)	Aprovechamiento de la tecnología cuando se complete la Fase II	0	
2	Criterio Operacional		13
a)	Facilidades y requerimientos de mantenimiento	6	
b)	Adecuación del espacio disponible	6	
c)	Factor de servicio	1	
3	Criterio Ambiental y de Seguridad		7
a)	Cumplimiento de normas y estándares ambientales	5	
b)	Disposición de Sub-productos y/o desechos	2	
4	Indicadores Económicos		25
a)	Inversión requerida	12	
b)	Pagos de licencias y regalías	8	
c)	Costos de operación y mantenimiento	5	
PUNTUACION TOTAL			73

Complejidad tecnológica: se le asigna la máxima puntuación porque tiene dos operaciones principales, oxidación y separación. La oxidación es la única operación que no es básica en las refinerías de Cuba.

Requerimientos de servicios industriales: máxima puntuación porque las unidades Merox son pequeñas.

Experiencia en la operación de la tecnología: En Cuba no se tiene experiencia en la etapa de oxidación por lo tanto se le asigna la mitad de la puntuación.

Flexibilidad a nuevas regulaciones ambientales en cuanto a las especificaciones de los productos terminados: se le asigna la mitad de la puntuación porque en dependencia del grado de restricción que se establezca en la regulación ambiental la unidad podrá o no cumplir con las especificaciones.

Aprovechamiento de la tecnología cuando se complete la Fase II: se le asigna la mínima puntuación porque no se identifica ningún proceso en el que pueda ser utilizada la tecnología.

Facilidades y Requerimientos de mantenimiento: no es compleja por tener pocos equipos y los equipos son típicos, por lo que se le asigna toda la puntuación.

Factor de servicio. Según Axens (2015), los factores de servicios para esta tecnología se comportan en 0.95 por tanto se le asigna 1 punto.

Disposición de sub-productos y/o desechos: esta tecnología genera un corriente de cáustico gastado sulfhídrico que en la actualidad es de manejo complejo para la refinería, por tanto se le asigna 2.

Pagos de licencias y regalías: Al ser todas las tecnologías licenciadas se le da máxima puntuación.

3.1.2. Resultado y análisis de la Tecnología 2: Endulzamiento en Cama Fija

Tabla.3.2 Resultado de la Matriz de Selección para la Tecnología 2

No.	CRITERIOS DE EVALUACIÓN	PUNTAJE	PUNTUACIÓN
1	Criterio Técnico		30
a)	Número de unidades en operación	8	
b)	Tipo de licencia (licenciada o no)	0	
c)	Complejidad tecnológica	8	
d)	Requerimientos de servicios industriales	6	
e)	Experiencia en la operación de la tecnología	0	
f)	Flexibilidad a nuevas regulaciones ambientales en cuanto a las especificaciones de los productos terminados	2	
g)	Vida del catalizador	2	
h)	Facilidades de suministro de productos químicos y catalizadores	2	
i)	i) Aprovechamiento de la tecnología cuando se complete la Fase II	2	
2	Criterio Operacional		14
a)	Facilidades y requerimientos de mantenimiento	6	
b)	Adecuación del espacio disponible	6	
c)	Factor de servicio	2	
3	Criterio Ambiental y de Seguridad		7
a)	Cumplimiento de normas y estándares ambientales	5	
b)	Disposición de sub-productos y/o desechos	2	
4	Indicadores Económicos		25
a)	Inversión requerida	12	
b)	Pagos de licencias y regalías	8	
c)	Costos de operación y mantenimiento	5	
PUNTUACION TOTAL			76

Complejidad tecnológica: al igual que la Tecnología 1 se le asigna la máxima puntuación porque tiene dos operaciones principales, oxidación y separación. La oxidación es la única operación que no es básica en las refinerías de Cuba.

Requerimientos de servicios industriales: se considera lo mismo que para la Tecnología 1.

Experiencia en la operación de la tecnología: se considera lo mismo que para la Tecnología 1.

Aprovechamiento de la tecnología cuando se complete la Fase II: Es posible que se pueda utilizar para completar la unidad actual de endulzamiento de queroseno, por lo tanto se le asignan 2 puntos ya que depende de otros análisis como la hidráulica y el tipo de catalizador.

Facilidades y requerimientos de mantenimiento: se considera lo mismo que para la Tecnología 1.

Factor de servicio. La experiencia de especialistas del petróleo de PDVSA es que las unidades Merox tienen factor de servicio superior a 0.95. Por lo que se le asigna 2 puntos.

Disposición de sub-productos y/o desechos: se considera lo mismo que para la Tecnología 1.

3.1.3. Resultado y análisis de la Tecnología 3 : Endulzamiento Minalk

Tabla.3.3 Resultado de la Matriz de Selección para la Tecnología 3

No.	CRITERIOS DE EVALUACIÓN	PUNTAJE	PUNTUACIÓN
1	Criterio Técnico		28
a)	Número de unidades en operación	8	
b)	Tipo de licencia (licenciada o no)	0	
c)	Complejidad tecnológica	8	
d)	Requerimientos de servicios Industriales	6	
e)	Experiencia en la operación de la tecnología	0	
f)	Flexibilidad a nuevas regulaciones ambientales en cuanto a las especificaciones de los productos terminados	2	
g)	Vida del catalizador	2	
h)	Facilidades de suministro de productos químicos y catalizadores	2	
i)	i) Aprovechamiento de la tecnología cuando se complete la Fase II	0	
2	Criterio Operacional		13
a)	Facilidades y requerimientos de mantenimiento	6	
b)	Adecuación del espacio disponible	6	
c)	Factor de servicio	1	
3	Criterio Ambiental y de Seguridad		7
a)	Cumplimiento de normas y estándares ambientales	5	
b)	Disposición de sub-productos y/o desechos	2	
4	Indicadores Económicos		25
a)	Inversión requerida	12	

b) Pagos de licencias y regalías	8
c) Costos de operación y mantenimiento	5
PUNTUACION TOTAL	73

Complejidad tecnológica: de todas las tecnologías de endulzamiento es la que tiene menor costo de equipamiento (ver punto 1.5.1.1 c) por tanto, se le da la mayor puntuación.

Requerimientos de servicios industriales: se considera lo mismo que para las Tecnologías 1 y 2.

Experiencia en la operación de la tecnología: se considera lo mismo que para la Tecnologías 1 y 2.

Aprovechamiento de la tecnología cuando se complete la Fase II: se considera lo mismo que para la Tecnología 1.

Facilidades y Requerimientos de mantenimiento: se considera lo mismo que para las Tecnologías 1 y 2.

Factor de servicio: se considera lo mismo que para la Tecnología 2.

Disposición de sub-productos y/o desechos: se considera lo mismo que para las Tecnologías 1 y 2.

3.1.4. Tecnología 4: Hidrogenación Selectiva

Tabla.3.4 Resultado de la Matriz de Selección para la Tecnología 4

No.	CRITERIOS DE EVALUACIÓN	PUNTAJE	PUNTUACIÓN
1	Criterio Técnico		22
a)	Número de unidades en operación	8	
b)	Tipo de licencia (licenciada o no)	0	
c)	Complejidad tecnológica	2	
d)	Requerimientos de servicios industriales	0	
e)	Experiencia en la operación de la tecnología	4	
f)	Flexibilidad a nuevas regulaciones ambientales en cuanto a las especificaciones de los productos terminados	2	
g)	Vida del catalizador	2	
h)	Facilidades de suministro de productos químicos y	2	

	catalizadores		
i)	i) Aprovechamiento de la tecnología cuando se complete la Fase II	2	
2 Criterio Operacional			11
a)	Facilidades y requerimientos de mantenimiento	4	
b)	Adecuación del espacio disponible.	6	
c)	Factor de servicio	1	
3 Criterio Ambiental y de Seguridad			10
a)	Cumplimiento de normas y estándares ambientales	5	
b)	Disposición de sub-productos y/o desechos	5	
4 Indicadores Económicos			25
a)	Inversión requerida	12	
b)	Pagos de licencias y regalías	8	
c)	Costos de operación y mantenimiento	5	
PUNTUACION TOTAL			68

Complejidad tecnológica: de todas las tecnologías utilizadas para tratamiento de naftas craqueadas, la hidrogenación selectiva es la más compleja, pues trabaja a presiones mayores, consumen hidrógeno, generan H₂S y tiene lazos de controles más complejos. Por todo ello se le asigna una puntuación mínima.

Requerimientos de servicios industriales: la tecnología requiere consumo de hidrógeno el cual en la actualidad no es suficiente en el balance de hidrógeno de la refinería, por tanto se le asigna la puntuación mínima.

Experiencia en la operación de la tecnología: en Cuba existe experiencia en hidrotratamiento de naftas, no específicamente en la selectiva pero al ser procesos básicamente idénticos se le asigna la mitad de la puntuación.

Aprovechamiento de la tecnología cuando se complete la Fase II: se considera lo mismo que para la Tecnología 1.

Facilidades y requerimientos de mantenimiento: las unidades de hidrotratamiento requieren un mantenimiento típico de refinerías pues se considera lo mismo para la hidrogenación selectiva. Se le asigna un punto mayor con respecto a las Merox.

Factor de servicio: de acuerdo al Paquete de Diseño de Axens (2011) para la unidad de hidrotratamiento NHT2, los factores de servicios para estas tecnologías se comportan en 0.95, por tanto se le asigna 1 punto.

Disposición de sub-productos y/o desechos: esta tecnología genera un corriente de H₂S que se puede suministrar a la nueva unidad de Recuperación de Azufre por lo que se le asigna la máxima puntuación.

3.1.5. Resumen de la matriz de selección

Una vez analizadas en la matriz de selección las cuatros tecnologías identificadas en el acápite 1.6 quedan como satisfactorias las siguientes:

1. Endulzamiento en Cama fija
2. Endulzamiento minalk

Tabla.3.5 Resumen de la matriz de selección

MATRIZ DE EVALUACIÓN PARA LA SELECCIÓN DE TECNOLOGÍAS
HOJA RESUMEN

CRITERIOS DE EVALUACIÓN	Puntuac. Máxima	Endulzamiento Líquido-Líquido	Endulzamiento Cama Fija	Endulzamiento Minalk	Hidrogenacion Selectiva
<i>Criterio Técnico</i>	50	28	30	28	22
<i>Criterio Operacional</i>	15	13	14	13	11
<i>Criterio Ambiental y de Seguridad</i>	10	7	7	7	10
<i>Cumplimiento de normas y estándares ambientales</i>	SI / NO	SI	SI	SI	SI
<i>Indicadores Económicos</i>	25	25	25	25	25
PUNTUACION TOTAL	100	73	76	76	68

Aceptación Técnica de la Propuesta	NO	SI	SI	NO
---	-----------	-----------	-----------	-----------

Nota: Para lograr la aceptación de la Tecnología, se deberá lograr una puntuación igual o superior a los 75 puntos, y cumplir con las normas y estándares ambientales.
La Oferta que logre mayor puntuación, será la seleccionada

De acuerdo a la descripción de la tecnología de Endulzamiento Minalk realizada en el acápite 1.5.1.1, se resalta que la misma es de licencia de la UOP por lo que no cumple con el criterio excluyente de “No ser tecnología que tenga vínculo con el bloqueo económico de Estados Unidos hacia Cuba” por lo que se desecha y queda la Tecnología 2 “Endulzamiento en Cama Fija” como **tecnología seleccionada**.

3.2. Diagrama de flujo y balance de materiales de la tecnología seleccionada

Para la elaboración del balance de materiales de la tecnología de Endulzamiento en Cama Fija se parte de la nafta craqueada que sale de la unidad de Craqueo Catalítico del Proyecto Fase I y que tiene las características que se especifican en el anexo 9. Las condiciones de presión y temperatura se fijan en 38 °C y 10 kgf/cm²g que es la misma que utilizan en una de las plantas Merox en PDVSA (PDVSA b, 2008).

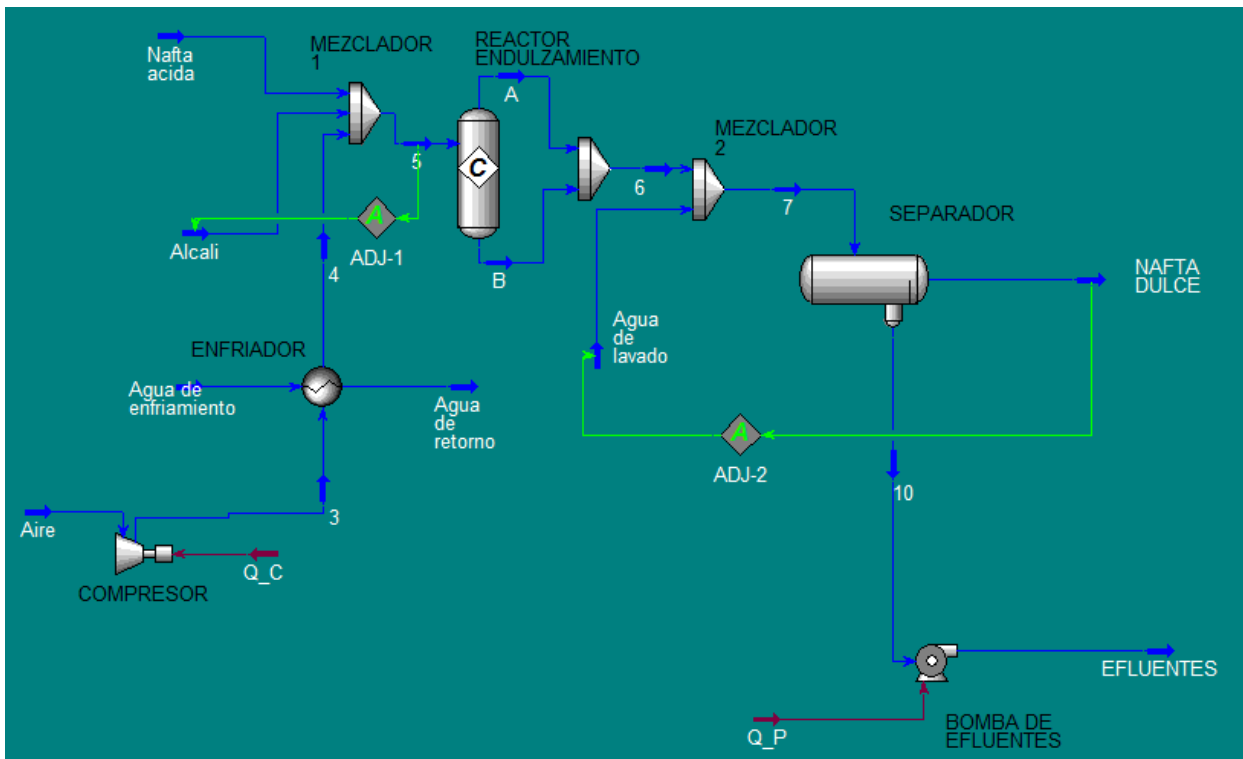


Fig.3.1 Diagrama de flujo de la Tecnología 2

El ajustador ADJ-2 se utiliza con el objetivo de determinar qué cantidad de agua se necesita para extraer por lavado el amoníaco contenido en la corriente de salida del reactor.

A continuación se presenta un balance de materiales en el que se muestran las principales corrientes de entrada y salida de la planta:

Tabla.3.6 Balance de materiales y energía de la Tecnología 2

A	B	C	D	E	F	G
CORRIENTE	Nafta acida	Alcali	Aire	Nafta dulce	Efluentes	Agua de lavado
PARAMETROS						
Temperatura	38.00 C	38.00 C	30.00 C	39.93 C	39.93 C	30.00 C
Presion	10. kg/cm2_g	10. kg/cm2_g	0.00 kg/cm2_g	7.5 kg/cm2_g	8.0 kg/cm2_g	10. kg/cm2_g
Flujo Masico	3.859e+004 kg/hr	166.0 kg/hr	12.43 kg/hr	3.864e+004 kg/hr	3446 kg/hr	3324 kg/hr
Flujo Volumetrico	53.26 m3/h	21.33 m3/h	10.71 m3/h	53.48 m3/h	3.534 m3/h	3.311 m3/h
Densidad a TP	724.5 kg/m3	7.780 kg/m3	1.160 kg/m3	722.6 kg/m3	974.9 kg/m3	1004 kg/m3
Gravedad Especifica	0.7245	0.5880 rel_to_air	0.9961 rel_to_air	0.7226	0.9749	1.004
Capacidad calorifica	0.4821 kcal/kg-C	0.5529 kcal/kg-C	0.2423 kcal/kg-C	0.4853 kcal/kg-C	0.9729 kcal/kg-C	0.9655 kcal/kg-C
Conductividad termica	9.700e-002 Kcal/m-hr-C	2.553e-002 Kcal/m	2.262e-002 Kcal/m	9.757e-002 Kcal/m	0.5363 Kcal/m-hr-C	0.5319 Kcal/m-hr-C
Entalpia	-509.7 kcal/kg	-643.6 kcal/kg	1.143 kcal/kg	-509.5 kcal/kg	-510.1 kcal/kg	-3773 kcal/kg
Masa Molecular	92.66	17.03	28.85	92.14	17.98	18.02
Tension superficial	19.11 dyne/cm	<empty>	<empty>	18.98 dyne/cm	67.67 dyne/cm	71.23 dyne/cm
Contenido de mercaptanos (ppm)	231.0			29.98		
Contenido de disulfuros (ppm)	0.0000			198.3		
CORRIENTE	Nafta acida	Alcali	Aire	Nafta dulce	Efluentes	Agua de lavado
PARAMETROS						
Temperatura	38.00 C	38.00 C	30.00 C	39.86 C	39.86 C	30.00 C
Presion	10. kg/cm2_g	10. kg/cm2_g	1.0 kg/cm2_g	9.1 kg/cm2_g	9.1 kg/cm2_g	10. kg/cm2_g
Flujo Masico	3.859e+004 kg/hr	163.2 kg/hr	12.24 kg/hr	3.864e+004 kg/hr	3343 kg/hr	3223 kg/hr
Hidrogeno	0.0000 kg/h		0.0000 kg/h	0.0000 kg/h	0.0000 kg/h	0.0000 kg/h
Nitrogeno	0.0000 kg/h		9.5331 kg/h	9.5270 kg/h	0.0061 kg/h	
Oxigeno	0.0000 kg/h		2.8948 kg/h	2.1882 kg/h	0.0018 kg/h	
Propano	0.0000 kg/h			0.0000 kg/h	0.0000 kg/h	
Propeno	0.0000 kg/h			0.0000 kg/h	0.0000 kg/h	
isobutano	7.9223 kg/h			7.9225 kg/h	0.0000 kg/h	
isobuteno	23.7669 kg/h			23.7674 kg/h	0.0000 kg/h	
1-buteno	23.7669 kg/h			23.7674 kg/h	0.0000 kg/h	
13-butadieno	0.0000 kg/h			0.0000 kg/h	0.0000 kg/h	
n-butano	39.6115 kg/h			39.6124 kg/h	0.0000 kg/h	
tr2-buteno	134.6792 kg/h			134.6821 kg/h	0.0000	
cis2-buteno	158.4462 kg/h			158.4496 kg/h	0.0000 kg/h	
isopentano	5221.1909 kg/h			5221.3021 kg/h	0.0000 kg/h	
1-buteno	23.7669 kg/h			23.7674 kg/h	0.0000 kg/h	
dos metil 1 buteno	486.8500 kg/h			486.8604 kg/h	0.0000 kg/h	
n-pentano	420.8433 kg/h			420.8522 kg/h	0.0000 kg/h	
amoniaco	0.0000 kg/h	165.9769 kg/h		38.7080 kg/h	127.2689 kg/h	
H2O	0.0000 kg/h			5.8336 kg/h	3318.5419 kg/h	3323.5816 kg/h
H40/104	1928.5657 kg/h			1928.6067 kg/h	0.0000 kg/h	
H50/122	4562.6452 kg/h			4562.7424 kg/h	0.0000 kg/h	
H60/140	3198.4082 kg/h			3198.4763 kg/h		
H70/158	1552.8761 kg/h			1552.9092 kg/h		
H80/176	4664.0705 kg/h			4664.1698 kg/h		
H90/194	732.6458 kg/h			732.6614 kg/h		
H100/212	388.8126 kg/h			388.8209 kg/h		
H110/230	92.5817 kg/h			92.5837 kg/h		
H120/248	520.5131 kg/h			520.5242 kg/h		
H130/266	705.7504 kg/h			705.7654 kg/h		
H140/284	3628.3502 kg/h			3628.4275 kg/h		
H150/302	50.1228 kg/h			50.1239 kg/h		
H160/320	368.7647 kg/h			368.7725 kg/h		
H170/338	231.8965 kg/h			231.9014 kg/h		
H180/356	743.7062 kg/h			743.7221 kg/h		
H190/374	1762.1486 kg/h			1762.1861 kg/h		
H200/392	269.5989 kg/h			269.6046 kg/h		
H210/410	2718.0859 kg/h			2718.1438 kg/h		
H220/428	24.5107 kg/h			24.5112 kg/h		
H230/446	1766.6521 kg/h			1766.6898 kg/h		
H240/464	1133.0644 kg/h			1133.0885 kg/h		
H250/482	0.0000 kg/h			0.0000 kg/h		
etil mercaptano	0.0000 kg/h			0.0000 kg/h	0.0000 kg/h	
n-propil mercaptanc	0.0000 kg/h			0.0000 kg/h	0.0000 kg/h	
iso propil mercaptar	4.4557 kg/h			0.5792 kg/h	0.0000 kg/h	
n-butil mercaptano	0.0000 kg/h			0.0000 kg/h	0.0000 kg/h	
ter butil mercaptanc	0.0000 kg/h			0.0000 kg/h	0.0000 kg/h	
pentil mercaptano	4.4557 kg/h			0.5792 kg/h	0.0000 kg/h	
propil disulfuro	0.0000 kg/h			3.8250 kg/h	0.0000 kg/h	
pentil disulfuro	0.0000 kg/h			3.8387 kg/h	0.0000 kg/h	
butil disulfuro	0.0000 kg/h			0.0000 kg/h	0.0000 kg/h	

El flujo de álcalis se fija en función de mantener la temperatura a la entrada al reactor en 38 °C mediante un ajustador ADJ-1 por no disponer de una relación exacta entre el flujo de álcali - nafta y por limitaciones del simulador al no tener paquete electrolítico y poder asignarle el parámetro pH a la corriente de entrada al reactor.

Como se puede observar, a las condiciones de presión y temperaturas fijadas, el contenido de mercaptanos a la salida del reactor es de 29,99 ppm que su equivalente en la escala de corrosión por lámina de cobre está entre 1a y 1b según el anexo 10, entonces el diseño cumple con lo que especifica el Catálogo de Especificaciones de Cupet (Anexo A).

3.3. Características principales y costo de los equipos

Para los equipos principales se obtiene de la simulación los siguientes resultados necesarios para la estimación del costo:

Compresor de aire

- Tipo: centrífugo
- Potencia absorbida= 1.42 kW (1.93 hp)
- Eficiencia adiabática = 75 %
- Capacidad = 0.014 m³/h
- El costo del equipo según la gráfica de Page (1996, p. 25) y que se muestra en la Fig. A5.1 es de 80 000 USD en 1996, se actualiza el costo al año 2014 mediante la Ec 2.15 y usando los Índices de Costos Nelson Farrar (1500/1337.9) mostrados en la Fig. A11.1 es de 121 184 USD.

Enfriador del aire comprimido

- Capacidad de intercambio: 1206 kcal/h

Para determinar el costo según la Fig. A5.2, se necesita determinar el área de intercambio, para ello se realizó un diseño del equipo haciendo uso de la metodología de Kern (1999) (Anexo 12).

- Área de transferencia de calor = 4.54 pie² (0.42 m²)
- El costo del equipo es de 2,300 USD en 1996, actualizado al 2014 es de 3,484.04 USD.

Reactor de oxidación

Debido a que el diseño del reactor se hace complejo porque para ello se necesita la cinética de las reacciones se busca referencia en otras plantas. Se usa como referencia el reactor de la Planta Merox de la Refinería de Amuay en Venezuela (PDVSA b, 2008).

Reactor de referencia:

- Código: R-9380
- Descripción: Reactor MEROX LCN
- Capacidad = 22 m³/h
- Diámetro = 1.5 m
- Altura = 5 m
- Temperatura de diseño = 65 °C
- Presión de diseño = 15.1 kgf/cm²g
- Material: acero al carbono
- El costo del equipo según la gráfica de Page (1996, p. 166) y que se muestra en el Fig. A5.3 es de 45,000 USD en 1996, actualizado al 2014 mediante la Ec 2.15 y usando los Índices de Costos Nelson Farrar mostrados en la Fig. A11.1 es de 68,166 USD.

Reactor de la tecnología seleccionada:

- Capacidad: 52.5 m³/h

Aplicando la ecuación Ec 2.16 y el exponente según anexo 6 de 0.56 se determina que:

- Costo es de 110,943 USD (2014)

Separador

Considerando 15 min de tiempo de retención que es el que se utiliza en los separadores existentes de la refinería y conociendo por resultado de la simulación el flujo volumétrico de entrada se determina:

- Flujo de entrada = 55,75 m³/h
- Volumen = 13,8 m³

Debido a que el diseño del reactor se hace complejo porque para ello se necesita la cinética de las reacciones se busca referencia en otras plantas. Se usa como referencia el reactor de la Planta Merox de la Refinería de Amuay en Venezuela (PDVSA b, 2008).

Separador de referencia:

- Código: D-503-007
- Descripción: Separador de disulfuros
- Capacidad = 2.1 m³/h
- Volumen = 6.05 m³
- Temperatura de diseño = 85 °C
- Presión de diseño = 17.0 kgf/cm²g
- Material: acero al carbono
- El costo del equipo según Cuvenpetrol SA c (2012) es de 28,272 en el 2012, cuando se actualiza el costo al año 2014 mediante la Ec 2.15 y usando los Índices de Costos Nelson Farrar (1337.9/1286.1) mostrados en la Fig. A11.2 es de 29,410.7 USD.

Separador de la tecnología seleccionada:

Aplicando la ecuación Ec 2.16 y el exponente según anexo 6 de 0.49 se determina que:

- Costo es de 44,054 USD (2014)

Bomba de efluentes

Para una presión de descarga requerida en el límite de batería de la unidad aguas abajo de 8 kgf/cm²g (Cuvenpetrol SA a., 2011) la simulación arroja un potencia de:

Potencia absorbida bomba= 53.58 kcal/h (0.08 hp)

Diferencia de presión = 0.5 kgf/cm²

- El costo del equipo según la gráfica de Page (1996, p. 153) y que se muestra en la Fig. A5.4 es de 6,500 USD en 1996, cuando se actualiza al año 2014 es de 9,848 USD.

Mezcladores estáticos

Mezclador de referencia:

- Código: ME-503-008
- Descripción: Mezclador de cáustico

- Capacidad: 24.8 m³/h
- Temperatura de diseño = 80 °C
- Presión de diseño = 29.0 kgf/cm²g
- El costo del equipo según Cuvenpetrol SA c (2012) es de 12,400 en el 2012, cuando se actualiza el costo al año 2014 mediante la Ec 2.15 y usando los Índices de Costos Nelson Farrar (1337.9/1286.1) mostrados en la Fig. A11.2 es de 12,899.4 USD.

Mezclador 1 de la tecnología seleccionada:

Aplicando la ecuación Ec 2.16 y el exponente según anexo 6 de 0.49 se determina que:

- Capacidad: 52.5 m³/h
- Costo es de 18,628 USD (2014)

Mezclador 2 de la tecnología seleccionada:

- Capacidad: 55.7 m³/h
- Costo es de 19,175.96 USD (2014)

El costo total del equipamiento es de 327,317 USD en el año 2014.

3.3.1. Resumen costos del equipamiento

A continuación se presenta de forma resumida el costo de los equipos:

Tabla.3.7 Resumen de Costo de los Equipos de la Tecnología 2

Equipo	Reactor de endulzamiento	Mezclador 1	Mezclador 2	Separador
Flujo manejado, m ³ /h	52.5	52.5	55.7	55,75
Potencia/capacidad, Kw	---	---	---	
Volumen, m ³	---	---	---	13,8
Área, m ²	---	---	---	
Tipo de costo	Referenciado	Referenciado	Referenciado	Referenciado
Fuente del costo	PDVSA b, 2008	PDVSA b, 2008	PDVSA b, 2008	PDVSA b, 2008
Costo actualizado al 2014, USD	110,943	18,628	19,175.96	44,054

Equipo	Compresor de aire	Enfriador (Doble tubo)	Bomba de efluentes
Flujo manejado, m ³ /h	0.014		---
Potencia absorbida, Kw	1.42 a 75% eficiencia		(0.08 hp)
Capacidad intercambio, Kcal/h	---	1206	---
Volumen, m ³	---		---
Área, m ²	---	0.42	---
Diferencial de presión, kgf/cm ²			0.5
Tipo de costo	Gráfica Potencia vs Costo (Fig. A5.1)	Gráfica Área vs Costo (Fig. A5.2)	Gráfica Potencia vs Costo (Fig. A5.4)
Fuente del costo	Page, 1996, p.25	Page (1996, p. 144)	Page (1996, p. 153)
Costo actualizado al 2014, USD	121 184	3,484.04	9,848
COSTO TOTAL EQUIPAMIENTO = 327,317 USD			

3.4. Estimado de Costo de la tecnología

El costo total de la inversión determinado para el tratamiento seleccionado por el método de Page (1996) asciende a **1,462,350.21 USD** y se estructura de la siguiente manera:

Tabla.3.8 Resultados del Estimado de Costo Clase V por el método de Page

Descripción	Otros materiales	Subcontratación	Mano de obra directa	SUBTOTAL
Equipamiento tecnológico	327,317.00	145,492.41	25,367.07	
Preparación del sitio	114.56	900.12	9,164.88	
Mejoras del sitio	3,355.00		3,633.22	
Concreto	14,729.27	360.05	41,896.58	
Estructuras de acero	26,676.34		12,192.56	
Edificaciones	3,845.97	7,528.29	5,646.22	
Tuberías soterradas	3,764.15		4,713.36	
Tuberías aéreas	109,651.20	2,536.71	71,518.76	
Redes eléctricas soterradas	1,309.27		2,209.39	
Redes eléctricas aéreas	38,459.75		20,211.82	
Instrumentación	34,368.29		10,965.12	

Aislamiento	15,547.56		24,385.12	
Pintura	5,237.07		12,929.02	
Pavimentación	1,636.59	98.20	2,127.56	
Gastos para la arrancada	3,436.83		9,410.36	
<i>COSTO DIRECTO TOTAL</i>	<i>589,448.82</i>	<i>156,915.77</i>	<i>256,371.04</i>	<i>1,002,735.63</i>
Compras y rentas	38,455.66			
Servicios de mano de obra	10,254.84			
Suministros, combustibles, lubricantes	28,200.81			
<i>COSTOS DE CONSTRUCCION</i>	<i>76,911.31</i>			<i>76,911.31</i>
Salarios	25,637.10			
Honorarios de oficinas	15,382.26			
Honorarios de terreno	12,818.55			
Facilidades temporales de la construcción	38,455.66			
Gravamen y beneficios	67,938.33			
Pequeñas herramientas y consumibles	19,227.83			
Otros indirectos	38,455.66			
<i>COSTOS INDIRECTOS</i>	<i>217,915.38</i>			<i>217,915.38</i>
Servicios de ingeniería y diseño	146,478.12			
Servicios para la construcción	3,051.63			
Manejo general de proyecto	15,258.14			
<i>SERVICIOS DE OFICINAS</i>	<i>164,787.89</i>			<i>164,787.89</i>
<i>COSTO ESTIMADO DE LA INVERSION</i>				<i>1,462,350.21</i>

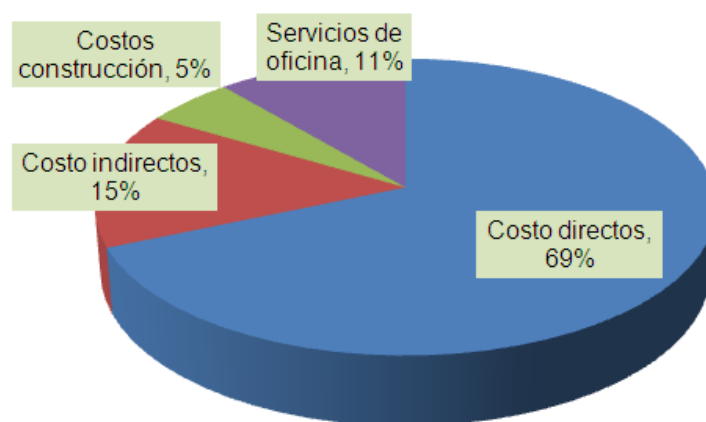


Fig.3.2 Estructura del Costo de Inversión de la tecnología seleccionada

Por el método de Córcega (2014), el costo total de la inversión determinado para el tratamiento asciende a **1,468,544.36 USD** y se estructura de la siguiente manera:

Tabla.3.9 Resultados del Estimado de Costo Clase V por el método de Córcega

EQUIPAMIENTO	327,317.00
MATERIALES	212,756.05
Obra civil y edificios	59,571.69
Obra metalúrgica (tuberías y estructuras)	95,740.22
Instrumentación	21,275.61
Electricidad	21,275.61
Aislamiento	10,637.80
Pintura	4,255.12
INGENIERIA DE DETALLE	243,032.87
CONSTRUCCION	324,043.83
SUPERVISION CONSTRUCCION	54,007.31
TOTAL ISBL	1,161,157.06
SERVICIOS AUXILIARES	46,446.28
INTERCONEXIONES Y OFF-SITES	92,892.56
GASTOS DE PUESTA EN MARCHA	40,640.50
SUBTOTAL	1,341,136.40
CONTINGENCIAS	127,407.96
COSTO TOTAL DE LA INVERSION	1,468,544.36

Como se puede observar el estimado de costo es consistente pues el valor final por ambos métodos es similar, para la evaluación económica se utiliza el valor determinado por Page por tener mayor desglose de las partidas.

3.5. Resultados de la Evaluación Económica

El flujo de caja sobre una base diferencial se muestra en el anexo 13. En el mismo se puede apreciar que se obtienen valores positivos en el flujo de caja acumulado después de impuestos antes del segundo año de puesta en explotación la tecnología.

3.5.1. Indicadores de rentabilidad

A continuación se muestran los indicadores de rentabilidad antes de impuestos (ADI) y después de impuestos (DDI):

Tabla.3.10 Resultados de la Evaluación Económica

	Análisis Diferencial	
	VAN, MMUSD	ADI
DDI		7.46
TIR, %	ADI	147.0
	DDI	126.3
Recuperación, años	ADI	0.66
	DDI	0.78

Los indicadores de rentabilidad obtenidos son favorables ya que muestran un VAN positivo y una TIR superior a una tasa de descuento utilizada en las estimaciones.

Análisis de sensibilidad

Con el propósito de analizar el impacto que pueden ejercer variaciones en el costo de la inversión sobre los indicadores de rentabilidad, se desarrolló el análisis de sensibilidad sobre el escenario Diferencial.

Teniendo en cuenta que el estimado de costo se corresponde con un Clase V, se aplica una sensibilidad al costo de inversión que va desde un -25% hasta +25% del valor BASE de inversión estimado.

Estos resultados se muestran a continuación:

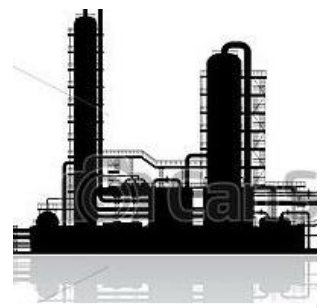
Tabla.3.11 Resultados del análisis de sensibilidad

Variación del costo Inversión	Costo de Costo de inversión	VAN, MMUSD	TIR,%	Recup, Años
+25 %	1,827,937.8	6.92	98.1	1.00
+10	1,608,585.23	7.25	113.5	0.87
BASE	1,462,350.21	7.46	126.3	0.78
-10%	1,316,115.19	7.68	141.9	0.69
-25%	1,096,762.7	8.01	173.1	0.56

De los resultados obtenidos en las tablas anteriores se concluye que el proyecto en cuestión es factible y viable desde el punto de vista económico pues mantiene los indicadores de rentabilidad con valores aceptables para el rango de variación del costo de inversión.

3.6. Conclusiones parciales

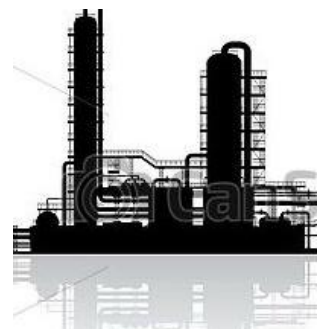
1. De las cuatro tecnologías evaluadas en la matriz de selección quedaron satisfactorias 2 tecnologías: Endulzamiento en Cama Fija y Minalk, y seleccionada la de Endulzamiento en Cama Fija por cumplir con el criterio excluyente de “no tener vínculo con el bloqueo económico de EUA hacia Cuba”.
2. En los resultados de la simulación en el software Petrosim se puede observar que el contenido de mercaptanos en la nafta dulce a las condiciones de temperatura y presión fijadas se reduce a 29,99 ppm siendo su equivalente en la escala de corrosión por lámina de cobre de 1a-1b cumpliendo entonces con la especificación establecidas por Cupet (2014).
3. El equipamiento necesario para el funcionamiento de la tecnología seleccionada cuyas características fueron determinadas tiene un costo estimado de 327,317 USD.
4. El estimado de costo se realizó por dos métodos, por el método de Page y por el de Córcega y sus resultados fueron similares por lo que queda validado el estimado Clase V.
5. La implementación de la tecnología es factible y viable pues mantiene los indicadores de rentabilidad con valores aceptables para el rango de variación del costo de inversión desde -25 hasta +25 % de variación.



CONCLUSIONES

CONCLUSIONES

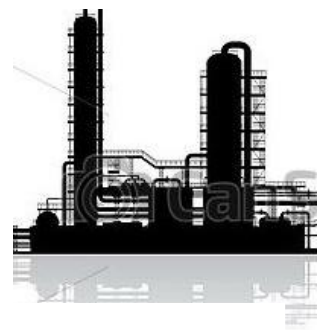
1. La tecnología de Endulzamiento en Cama Fija seleccionada mediante la matriz de selección elaborada permite tratar la nafta craqueada de forma tal que se obtiene con las especificaciones de acidez establecidas por Cupet.
2. El diseño básico de la tecnología seleccionada simulado en el Petrosim demostró que se puede realizar el tratamiento de la nafta craqueada de la Fase I cumpliendo con las especificaciones de acidez y permitió estimar el costo de equipamiento de 327,317 USD.
3. El estimado de costo de inversión para la tecnología seleccionada fue de 1,462,350.21 USD.
4. El estudio de Factibilidad para la tecnología seleccionada demostró que la misma es factible y viable para todos los indicadores económicos con un nivel de sensibilidad de ± 25 %.



RECOMENDACIONES

RECOMENDACIONES

1. Se recomienda que se utilice la tecnología de Endulzamiento en Cama Fija en el Proyecto Expansión Fase I.
2. Continuar trabajando en el diseño básico que permita mejorar el tipo de estimado de costo de inversión.



BIBLIOGRAFIAS

BIBLIOGRAFIAS

1. ACEVEDO E., Karen., ARIZA, Edna., BARRIOS, Joseph. *Estudio de Factibilidad de un Proyecto* [online]. Universidad del Atlántico. 21 de marzo de 2010 [citado 28 de julio 2015]. Disponible en web: <http://es.slideshare.net/Ednamar0120/estudio-de-factibilidad-de-un-proyecto-3505481>.
2. ADITHAN, M. *Process Planning and Cost Estimation*. New Delhi: New Age International Publishers. 2007. ISBN (13):978-81-224-2655-7.
3. AGUIRRE Yela, Vladimir, Delgado, Vicente. *Obtención de pentanos, hexanos, heptanos a partir de las fracciones de los derivados livianos del petróleo*; Revista Ciencia, 2011, Vol 42, No 1, p. 41-55.
4. ALCARAZ, Joseph J., ARENA, Blaise J., GILLESPIE, Ralph D., HOLMGREN, Jennifer S. *Solid Base Catalyst for Mecaptan Oxidation*. *Catalysis Today*. Agosto 1998, vol 43 issues 1-2, p. 89-99.
5. ALFONSO, Edgar. *Método de selección de tecnologías de procesos aplicado a una planta de Gas Natural Licuado (GNL)* [online]. Caracas: Asociación Venezolana de Procesadores de Gas (AVPG), mayo 2010. [citado 3 de agosto 2015]. Disponible en web: <http://www.venezuelagas.net/documents/2010-ST-08-spa.pdf>.
6. AMETEK. *Application note: Merox Process – pH and O₂*. USA: Barben Analytical. 2015. [citado 16 julio 2015]. Disponible en web: http://www.bat4ph.com/files/Merox_AN_RevA.
7. ASTM International, Designation D130-04. *Standard Test Method for Corrosiveness to Copper from Petroleum Products by Copper Strip Test*. Federation of Societes for Paint Technology Standard No: Dt-28-65. 2004. [Reemplaza la versión D-130-94 del 2000].
8. AUGUSTO e Silva, Joao Guilherme. *Curso Técnico de Craqueo Catalítico*. Rio de Janeiro: Fábrica Carioca de Catalizadores. 2000. [Información confidencial Refinería Níco López].

9. AXENS. *Naphtha Hydrotreating Unit 201 (NHT2) for Camilo Cienfuegos Refinery Expansion Project Operatings Instruction*. 2011. [Información confidencial de Cuvenpetrol]. Project code: 04148_201_PB_rev0F.
10. AXENS. *Catalytic Cracking Unit 010 (CCU) for Camilo Cienfuegos Refinery Expansion Project Process Data Book*. 2014. [Información confidencial de Cuvenpetrol]. Project code: 04148_010_PB_rev4F.
11. AXENS. *LPG Sweetening Unit Phase 1 Process Data Book*. 2015. [Información confidencial de Cuvenpetrol]. Project code: 04148_503_PB_rec1F.
12. BARREIRO Moreno, Víctor Manuel. *Estudio hidrodinámico de un lecho fluidizado* [Titulación Ingeniería Industrial]. Madrid: Universidad Carlos III. 2007. [citado marzo 2014]. Disponible en web: http://e-archivo.uc3m.es/bitstream/handle/10016/1161/pfc_lecho_fluidizado.pdf?sequence=1.
13. BASU, B., SATAPATHY, S., BHATNAGAR, AK. *Merox and Related Metal Phthalocyanine Catalyzed Oxidation Processes*; Catalysis Reviews: Science and Engineering, 1993, vol. 35, no 4; p. 571-609. [citado el 4 de marzo 2014] Disponible en web: [http://ahmadullins.com/images/stories/citations/fulltext\(14\).pdf](http://ahmadullins.com/images/stories/citations/fulltext(14).pdf)
14. BLANK, Leland T., TARQUIN, Anthony J. *Ingeniería Económica*. 4^{ta} Edición. Mc Graw Hill Companies. 1999. ISBN: 0-07-063110-7.
15. CARLSON, David HJ., URBAN, Peter. *Catalytic oxidation of mercaptans and removal of naphthenic acids, catalyst toxins, and toxin precursors from petroleum distillates*. UOP Inc. US 4070271 A. 1978-01-24. [citado marzo 2014]. Disponible en la web: <http://www.google.tl/patents/US4070271>.
16. CORCEGA, Ángel. Experto en Estimación de Costo de PDVSA. [Comunicación verbal 25 septiembre 2014].
17. CORONADO, M. *Estimación de costos de capital*. Plataforma web: Galeón hispavista. [Citado 24 de julio de 2015]. Disponible en web: http://www.galeon.com/mcoronado/CLASES_I/CLASE_3.pdf
18. CORPODIB (Corporación para el Desarrollo Industrial de la Biotecnología y Producción Limpia). *Determinación de la Contaminación Ambiental debida al Porcentaje de*

- Evaporación en las Gasolinas Colombianas* [Informe Final]. Bogotá: 2004. [citado 4 de Marzo 2014]. Disponible en web: http://www.siame.gov.co/Portals/0/Evaporacion_Gasolinas.pdf.
19. CRUCEANU, Anca., ZAVOIANU, Rodica., BÂRJEGA, Ruxandra., ROPOT, Mihaiela. *Preliminary studies concerning catalytic oxidation of alkyl mercaptans from liquid petroleum cuts in the presence of Fe(III) chelates supported on hydrotalcite-like compounds*. Chimie, Anul XIV (serie nouă). 2005, vol I-II, p 41-48. [citado septiembre 2014]. Disponible en web: <http://gw-chimie.math.unibuc.ro/anunivch/2005-1/AUBCh2005XIV14148.pdf>.
20. CUPET (Unión Cubapetróleo). *Procedimiento para la Selección Licenciantes* [Información Confidencial de Cupet]. Cuba. 2009. Código: RF-DEX-D-36-17.
21. CUPET (Unión Cubapetróleo). *Catálogo de Especificación de productos. Rama Combustible*. Oficina Central de Cupet. 2014. Versión 02 [Información Confidencial de Cupet]. 2014. Código: OC-GC/C 0614.
22. CUVENPETROL SA a. *Design Basis for Sour Water Stripper 2 Unit-165*. 2011. [Información Confidencial de Cuvenpetrol]. Project code: 0002-00-12-165-B-P-1-15-001, rev 0.
23. CUVENPETROL SA b. *Design Basis for Camilo Cienfuegos Refinery Expansion Project*. 2011. [Información Confidencial de Cuvenpetrol]. Project code: 0002-00-00-000-B-G-1-40-001, rev C.
24. CUVENPETROL SA a, Informe Final de Cierre del Proyecto Expansión de la Refinería Camilo Cienfuegos [Información confidencial de Cuvenpetrol]. 2012.
25. CUVENPETROL SA b; Estudio de Factibilidad; 0002-00-00-000-B-P-A-19-001_D; [Información confidencial de Cuvenpetrol]; 2012.
26. CUVENPETROL SA c. *Expansion Project Class II Cost Estimate Feed Base*. 2012. [Información Confidencial de Cuvenpetrol]. Project code: 0002-00-00-000-B-G-D-04-005, rev 0.

27. CUVENPETROL SA. *Design Basis for Cooling Water System –Unit 198*. 2014. [Información Confidencial de Cuvenpetrol]. Project code: 0002-10-15-198-B-P-1-15-001, Rev B.
28. Cuvenpetrol SA. *Informe Final de Cierre del Proyecto Fase I de la Refinería Camilo Cienfuegos* [Información confidencial de Cuvenpetrol]. 2015.
29. CHATTI, I., GHORBEL, A., GRANGE, P., COLIN, J. *Oxidation of Mercaptans in Light Oil Sweetening by Cobalt (II) Phthalocyanine Hydrotalcite Catalyst. Catalysis Today*. July 2002, vol 75, Issues 1-4, p. 113-117
30. CHAUVEL, A., FOURNIER, G., RAIMBAULT, C., *Manual of Process Economic Evaluation*. New. Editions Technip. Paris: Institut Francais. 2003. ISBN: 2-7108-0836-6.
31. DE JONG, Jan-Peter., DOWLING, N., SARGENT, M., ETHERIDGE, Andrea, SAUNDER-TRACK, Andrew, FORT, William. *Effect of Mercaptans and other organic sulfur species on high temperature corrosion in crude and condensate distillation units*. Tennessee: NACE International, 2007. NACE-07565.
32. EAAL (Empresa de Acueductos y Alcantarillado de Cienfuegos). *Contrato de Servicios de Acueducto y Alcantarillado No 067/009 Sector Estatal*. [Información confidencial de EAAL y Cuvenpetrol]. Cienfuegos. 2014, p. 3.
33. EPA (U.S. Environmental Protection Agency), Industry Sector Notebook Project. *Profile of the Petroleum Refining Industry*. Washington: Abt Associates (Cambridge, MA) and Booz-Allen & Hamilton, Inc (McLean, VA). 1995. [citado agosto 2014]. Disponible en web: <https://clu-in.org/download/toolkit/petrefsn.pdf>. EPA/310-R-95-013.
34. GANGULY, Sudip K., DAS, Gautam., KUMAR, Gautam., KUMAR, Sunil., SAIN, Bir., GARG, Madhukar O. *Catalytic Oxidation of Mercaptans in Light Oil Sweetening Kinetics and Reactor Design*. Chemical Engineering Transactions, 2013, vol 32. [citado el 26 de Junio 2015]. Disponible en: URL: <http://www.aidic.it/cet/13/32/111>. ISBN: 978-88-95608-23-5.
35. GARY, James H., HANDWERK, Glenn E., KAISER, Mark J. *Petroleum Refining: Technology and Economics*. 5th Edition. CRC Press. 2007. ISBN: 978-0849370380.

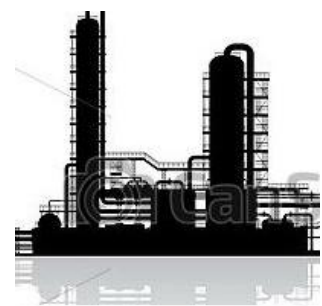
36. Gasoline merox unit. [citado en marzo 2014]. Disponible en web: <http://es.scribd.com/doc/98087455/Gasoline-Merox-Unit#scribd>.
37. GÓMEZ DELGADO, Martha Cecilia, RODRÍGUEZ PEREIRA, Jhonatan. *Efecto de la Concentración de Olefinas Lineales y Ramificadas en la Carga de Nafta FCC Sobre la Reacción de Hidrodesulfuración* [Tesis para optar por el Título de Ingeniero Químico]. Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander. 2011. [citado marzo de 2014]. Disponible en web: <http://repositorio.uis.edu.co/jspui/bitstream/123456789/880/2/140838.pdf>.
38. GONZALEZ, Marcos. *Diseño de Plantas* [online]. 2011. [citado el 3 de agosto de 2015]. Disponible en: <http://es.slideshare.net/marcosrgg/seleccion-tecnologia>.
39. HEARN, Dennis., HICKEY, Thomas. P. *Gasoline desulfurization process*. Chemical Research & Licensing Company. USA, 1997-01-29. US 5597476. [citado marzo 2014]. Disponible en web: <http://www.google.st/patents/US5597476>.
40. HUMPHREYS, Kenneth K. *Project and Cost Engineer's Handbook*. 4th Edition. New York: Marcel Dekker. 2005. ISBN: 0-8247-5746-7.
41. Hydrocarbon Processing (Gas Processes Handbook). *Mercaptan removal*. Gulf Publishing Company, Edition 2004, p. 168.
42. Hydrocarbon Processing (Gas Processes Handbook). *Hydrogenation/hydrodesulfurization*. Gulf Publishing Company, Edition 2008, p.134.
43. KERN, Donald Q., *Procesos de Transferencia de calor*. Traducido por. Marino, N. 13^{ma} primera impresión. México: McGraw Hill Book Company, Inc.1999. Traducción de: Process Heat Transfer. ISBN 968-26-1040-0.
44. KESAVAN, R., ELANCHEZHIAN C., VIJABA Ramnath B. *Process Planning and Cost Estimation*. 2nd Edition. New Delhi: New Age International Publisher. 2009; ISBN (13): 978-81-224-2941-1.
45. KNORR, Bryce. *Weekly Fertilizer Review: Fertilizer prices remain soft ahead of fall buying season*. Farm Future, September 2015. [citado 10 septiembre 2014]. Disponible en web: <http://farmfutures.com/story-weekly-fertilizer-review-0-30765>.

46. LAFOY, Carl J. Mercaptan Extraction Process. Phillips Petroleum Company. Int.Cl³. C07C7/10. Houston, Texas, US 4562300. 1985-12-31. [citado marzo 2014]. Disponible en web:
<http://www.google.com/cu/url?q=https://patentimages.storage.googleapis.com/pdfs/US4562300.pdf&sa=U&ved=0CBkQFjABahUKEwi9hKjb2o3HAhWBph4KHfkhAPw&usg=AFQjCNHopU7LghoVUVCoP78Qco3rnmvPkIA>.
47. LAMIC, A., DAUDIN, A., BRUNET, S., LEGENS, C., & DEVERS, E. *FCC Gasoline Olefin Over Unsupported Molybdenum Sulfide-Based Catalysts*. Elsevier Journal, 2008, vol 344, issues 1-2, pp. 198-204.
48. LETZSCH, Warren; *Fluid catalytic Cracking*. The Netherlands. 2006. Handbook Of Petroleum Processing, p.239-286.
49. LLUCH Urpí, José. *Tecnología y Margen de Refino del Petróleo*. 1ra Edición. Ediciones Diaz de Santos, 2008. ISBN: 9788479788759.
50. MAGYARA, Szabolcs, HANCSÓKA, Jenő, KALLÓB, Dénes. *Hydrodesulfurization and Hydroconversion of Heavy FCC Gasoline on PtPd/H-USY Zeolite*. Fuel Processing Technology. July 2005, vol 86, Issue 11, p. 1151-1164.
51. MENDOZA, Javier. Asesor de Ingeniería Refinería de Amuay PDVSA. [Comunicación verbal 31 julio 2015].
52. MEZA Milano, Mariolgui Joselin; *Procesamiento de naftas en el reactor del complejo de desintegración Catalítica (CCU) del CRP-Cardón* [Tesis para optar por el título de Ingeniero Químico]. Caracas: Universidad Metropolitana. 2001. [citado marzo 2014]. Disponible en web: <http://repositorios.unimet.edu.ve/docs/31/TP155M49M5.pdf>.
53. MONZÓ , J., GARCIA-ANTÓN, J., GUIÑÓN, JL. *Effect of Elemental Sulfur and Mercaptans on Copper Strip Corrosion and Use of the ASTM D 130 Test Method*. Corrosion: the Journal of Science and Engineering. 1995, vol 51. Issue 07, p. 558-566. Document ID: ISSN 95070558.
54. MONZÓ , J., GARCIA-ANTÓN, J., GUIÑÓN, JL. *Study of corrosion copper strips by mixture of mercaptans, sulphides and disulphides with elemental sulphur in the ASTM D-130 test and energy dispersive X-ray (EDX)*. Fresenius' Journal of Analytical Chemistry,

- July 1991; Vol 343; Issue 7, p. 593-596. [citado 13 de julio 2015]. Disponible en web: <http://link.springer.com/article/10.1007%2F00324820#page-2>.
55. NICCUM, Phillip K., SANTNER, Chris R. *KBR Fluid Catalytic Cracking Process*.-3rd Edition. Texas: McGraw Hill Professional. 2003. Chapter 3.1, Handbook of Petroleum Refining Processes, p.3.3-3.94.
56. OLIVEROS, Miguel Ángel., RINCÓN DE PARRA, Haydee Cecilia. *Gestión de costos en los proyectos: un abordaje teórico desde las mejores prácticas del Project Management Institute*. Revista Visión Gerencial. Enero-junio 2011, año 10, no 1, p. 85-94.
57. PÁEZ MOZO, Edgar A. *Efecto de la Sensibilización en Oxidación Foto-Catalítica* Revista Académica de Colombia, Septiembre 2006, vol XXX, no 116, p. 414. ISSN 0370-3908.
58. PAGE, John S. *Conceptual Cost Estimating Manual*. 2nd Edition. Texas: Gulf Professional Publishing. 1996. ISBN 0-88415-267-7.
59. PDVSA. *Guías de Gerencia para Proyectos de Inversión Capital (GGPIC) de Petróleos de Venezuela*.1999. Revisión 1.
60. PDVSA a; *Manual de Operación- Tratadora de Naftas Merox de HDS* [Información confidencial de PDVSA]. 2008.
61. PDVSA b. *Manual de Operación-Merox de Cray MXCR* [Información confidencial de PDVSA]. 2008.
62. PDVSA. *LEEPIC (Lineamientos para la Evaluación Económica de Proyectos de Inversión Capital)*. 1^{ra} Edición. 2015. [Información Confidencial de PDVSA-Cuvenpetrol], p. 10-22.
63. PELLEGRINO, Joan, BRUESKE Sabine, CAROLE, Tracy. *Energy and Environmental Profile of the U.S. Petroleum Refining Industry*, U.S. ENERGETICS Incorporated. Columbia. December 1998.
64. PETER, Max S., TIMMERHAUS, Klaus D. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. 4th Edition. McGraw-Hill International Editions. 1991. Chemical and Petroleum Engineering Series. ISBN: 0-07-100871-3

65. REZA, Ehsani Mohammad., REZA, Safadoost Ali., REZA, Avassad. *Kinetic study of ethylmercaptan oxidation in presence of Merox Catalyst*. Isfahan University of Technology Chem Engineering, 2013, vol 32, no 2. [citado 13 de julio 2015]. Disponible en web: http://www.sid.ir/en/vewssid/j_pdf/84320136609.
66. ROSAS JARAMILLO, Jose Antonio, RODRÍGUEZ MARTÍNEZ, Nicolas. *Características de los Componentes Empleados en la Formulación y Producción de las Gasolinas*. Franquicia Pemex. Revista Octanaje, Noviembre-diciembre 1997, no. 14, [citado en mayo 2014]. Disponible en web: <http://Www.Ref.Pemex.Com/Octanaje/14npd.htm>.
67. SENACYT (Secretaria Nacional de Ciencia y Tecnología). *Guía para la Selección de Tecnologías de Depuración de Aguas Residuales por Métodos Naturales*. Ecuador: Universidad Técnica Particular de Loja, abril de 2010. [citado 3 agosto 2015]. Disponible en web: <http://repositorio.educacionsuperior.gob.ec/bitstream/28000/139/1/Gu%C3%ADa%20para%20la%20selecci%C3%B3n%20de%20tecnolog%C3%ADas.pdf>.
68. SPEIGH, James G. *The Chemistry and Technology of Petroelum*. 5th Edition. NY: Taylor & Francis Group. 2013. ISBN 978-1-4398-7389-2.
69. Tiol. [citado mayo 2014]. Disponible en web: <https://es.wikipedia.org/wiki/Tiol> [última modificación de la página 26 octubre 2014 a las 16:36].
70. UNE (Union Electrica). *Contrato de Servicio de electricidad No 104040250115 a los consumidores no residenciales* [Información confidencial del MINEM (Ministerio de Energia y Minas)]. Cuba. 2014, rev 03, p.6. Código: UC-CM 0084.
71. UNICEN (Universidad Nacional del Centro de la Provincia de Buenos Aires). *Elementos para el Análisis Económico*. [citado el 13 de Agosto de 2014] Disponible en web: <http://www.fio.unicen.edu.ar/usuario/cgely/q13-0/Apuntes/Elementos para el Analisis Economico.pdf>.
72. VEGA, José. Gerente de Proyectos Refinería de Amuay PDVSA. [Comunicación verbal 20 Agosto 2015].

73. WAUQUIER, Jean-Pierre. *Crude Oil. Petroleum Products. Process Flowsheets*. Editions Technip. Paris. 1995. Petroleum Refining. ISBN: 9782710806851.
74. Wikipedia. *Tiol* [en línea]. 2014. [citado en marzo 2014]. Disponible en web; <https://es.wikipedia.org/wiki/Tiol>.



ANEXOS

ANEXO 1

Las especificaciones de las gasolinas [Fuente: Cupet, 2014, p. 39]

UNION
CubaPetróleo
Gestión de la Calidad

Código	Versión	Páginas
OC-GC/C 0614	02	39 de 81

PRODUCTO: NAFTA COMPONENTE		CODIGO: 2255010025	
EMPRESAS PRODUCTORAS: REFINERÍA "HERMANOS DÍAZ" REFINERÍA "CAMILO CIEFUEGOS"		PRINCIPALES CONSUMIDORES: REFINERÍA "NICO LÓPEZ"	
DESCRIPCION DEL PRODUCTO:		LIQUIDO CLARO, TRANSPARENTE Y VOLÁTIL, OBTENIDO DE LA DESTILACION ATMOSFÉRICA DEL PETROLEO CRUDO.	
ESPECIFICACIONES DEL PRODUCTO (3)			
INDICES DE CALIDAD	U/M	METODO DE ENSAYO	VALOR ESPECIFICADO
1- APARIENCIA	-	VISUAL	Claro y Brillante (1)
2- DENSIDAD A 15 °C	g/cm ³	NC ASTM D1298, 4052	REPORTAR
3- DESTILACION: INICIAL	°C	NC ASTM D 86	35 mín
10 %	°C		70 máx
50%	°C		77 – 125
90 %	°C		190 máx
FINAL	°C		225 máx
RECOBRADO	%v/v		95 mín
RESIDUO	%v/v		2.0 máx
4- CORROSION AL Cu, 3 h A 50 °C	-	ASTM D 130	1 máx
5- AZUFRE TOTAL	% m/m	NC ASTM D 4294, 1266	0.10 máx
6- PRESION DE VAPOR A 37.8 °C	kPa	ASTM D 323, D 5191	68 máx
	(kgf/cm ²)		(0.70) máx
7- NÚMERO DE OCTANO RON	-	ASTM D 2699	60 mín
8- GOMA EXISTENTE	mg/100m	ASTM D 381	5 máx
USOS:	COMPONENTE PARA LA FORMULACIÓN DE GASOLINAS.		
ENVASE Y ALMACENAMIENTO:	ENTREGA A GRANEL MEDIANTE BUQUES CISTERNA. ALMACENAMIENTO EN TANQUES SUPERFICIALES DE TECHO FLOTANTE O DE TECHO FIJO CON VALVULAS DE PRESION Y VACIO.		
PELIGROSIDAD:	LIQUIDO INFLAMABLE CLASE I. CMA 300 mg/m ³ . EVITECE EL CONTACTO CON LA PIEL.		
OBSERVACIONES: (1) CLARO, BRILLANTE Y VISUALMENTE LIBRE DE SEDIMENTOS, SÓLIDOS EN SUSPENSION Y AGUA LIBRE.			

IND. GEN. / CAPI.2

ANEXO 2

Diagramas simplificados de los proceso Merox

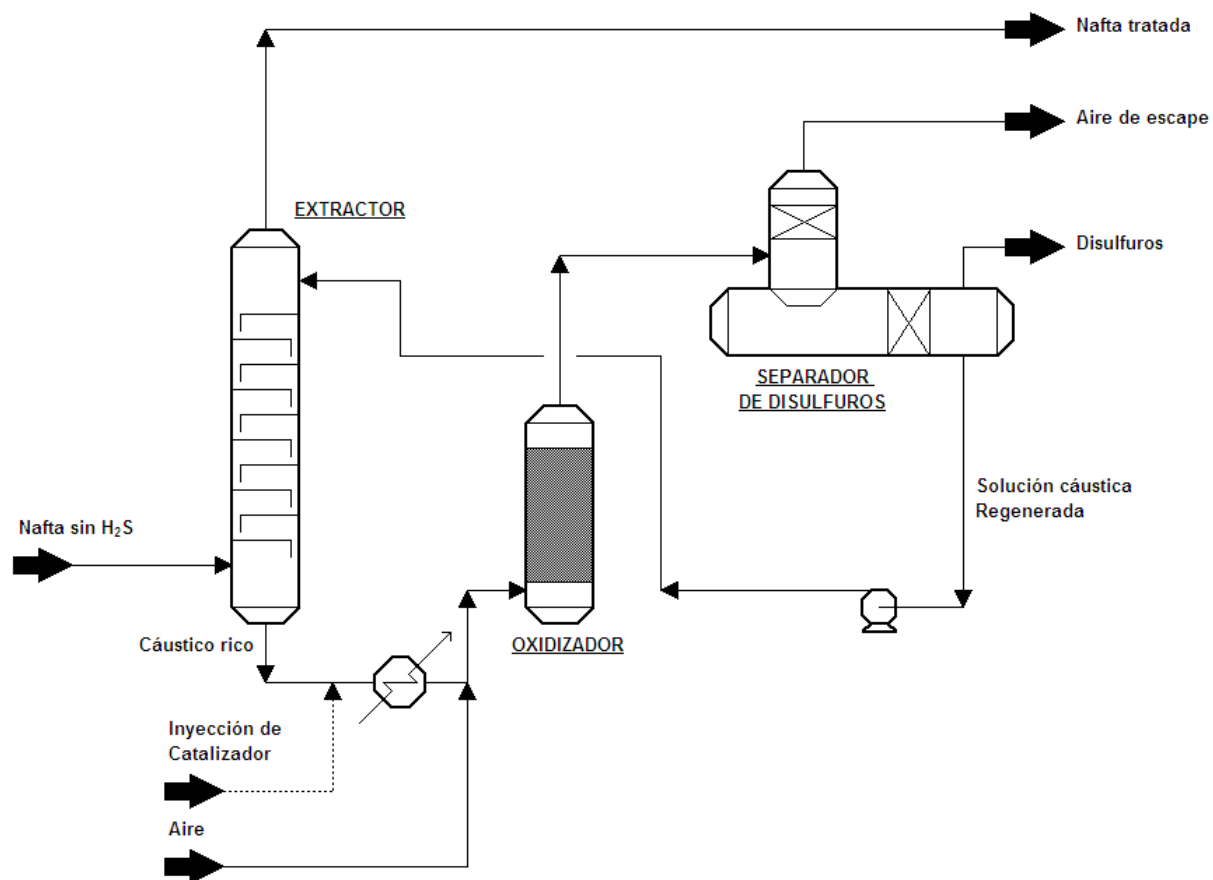


Fig. A2.1 Diagrama de proceso de la Extracción Merox [Fuente: EPA, 1995]

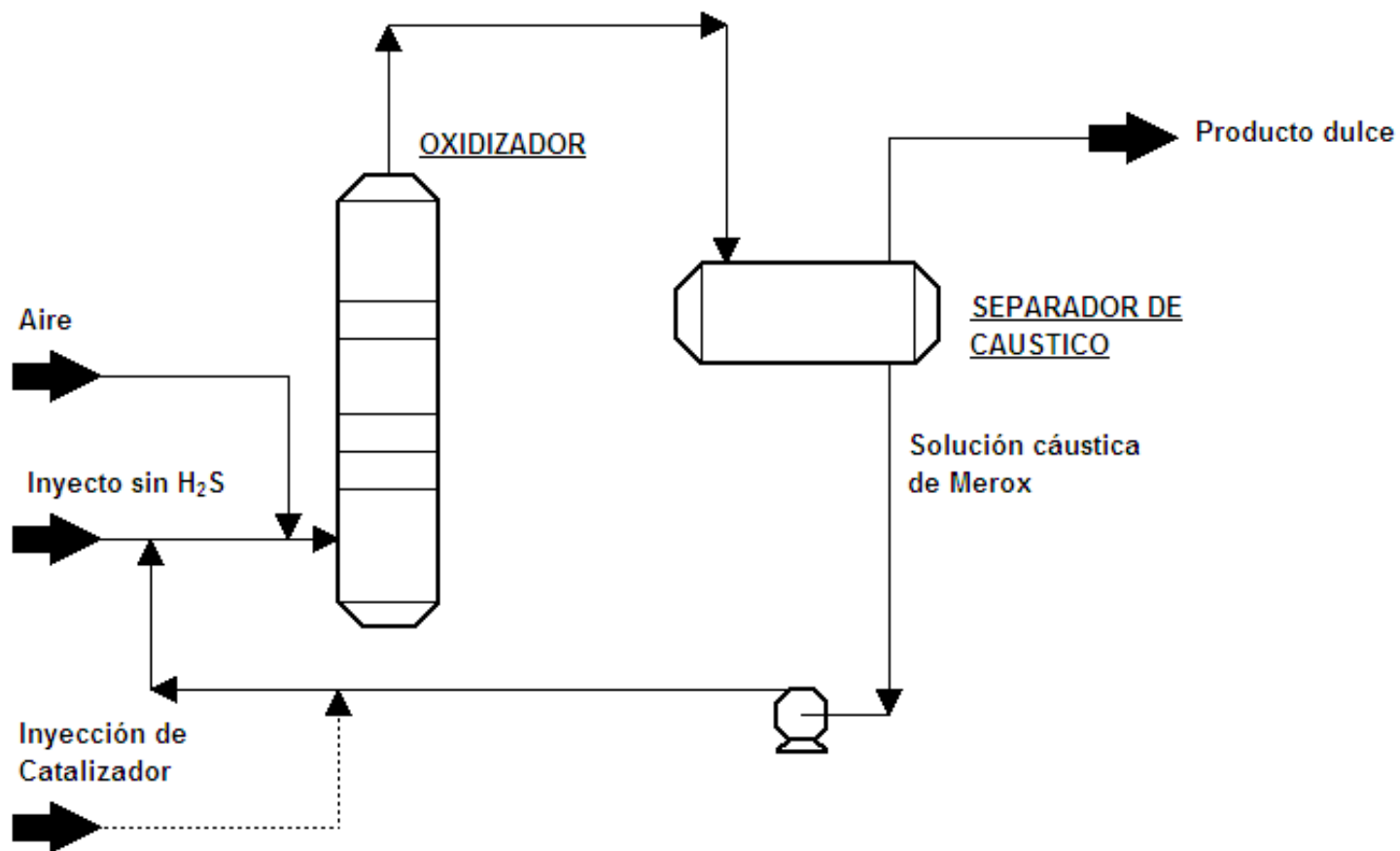


Fig. A2.2 Diagrama de un proceso de Endulzamiento Líquido-Líquido [Fuente: Basu, 1993]

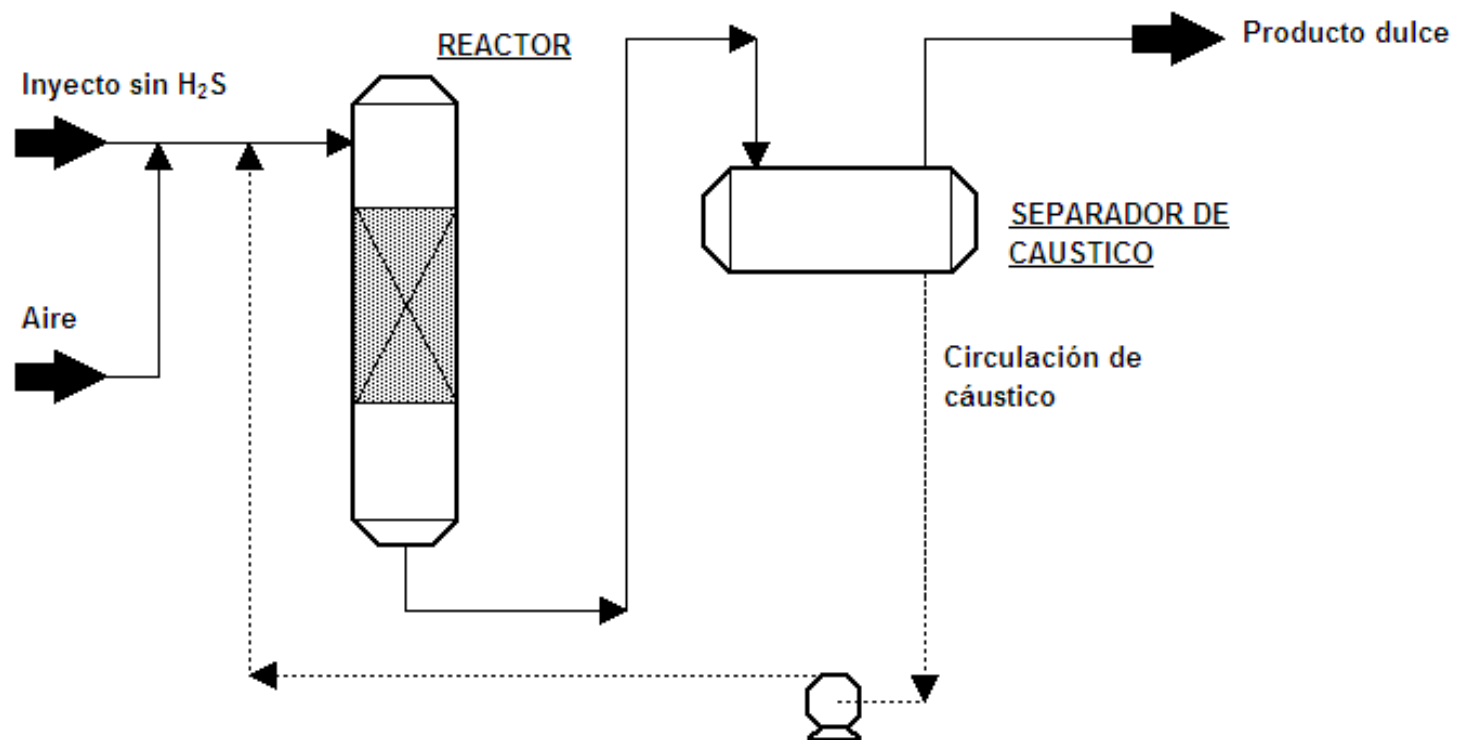


Fig. A2.3 Diagrama de un proceso de Endulzamiento Cama Fija [Fuente: Basu, 1993]

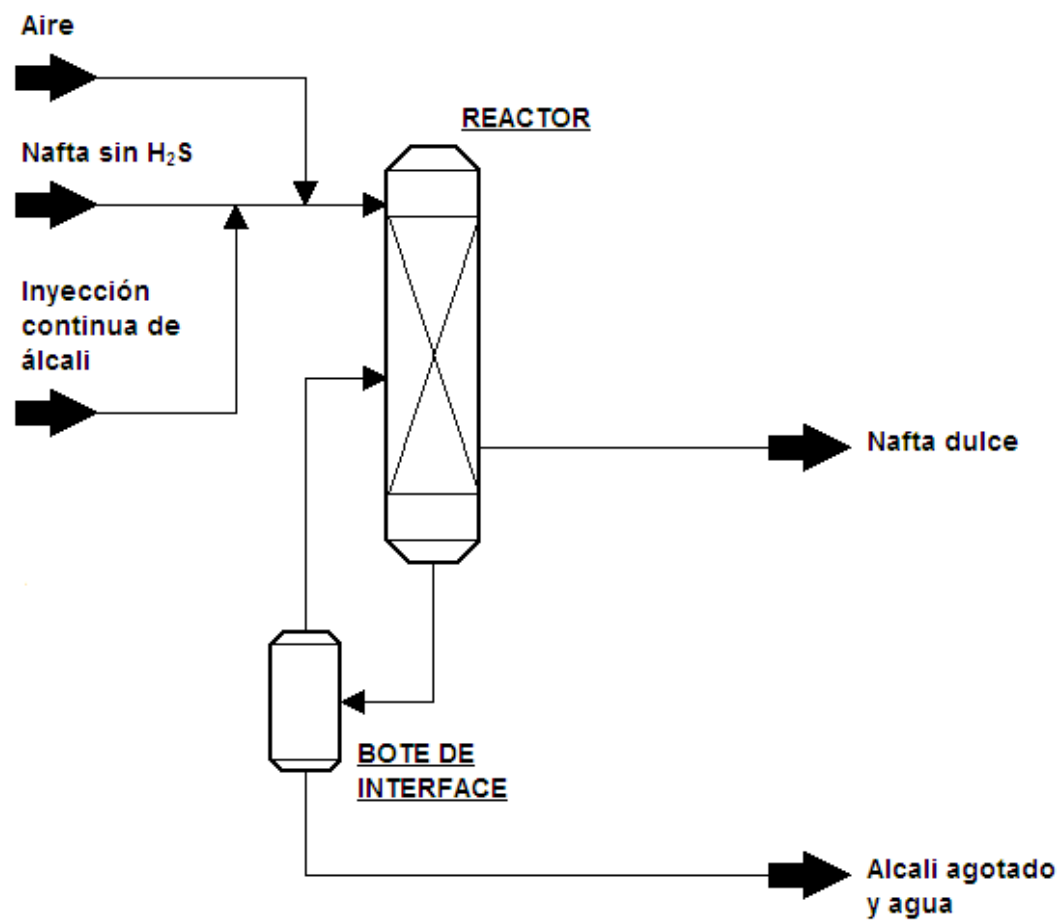


Fig. A2.4 Diagrama de un proceso de Endulzamiento Minalk [Fuente: Hydrocarbon Processing, 2004]

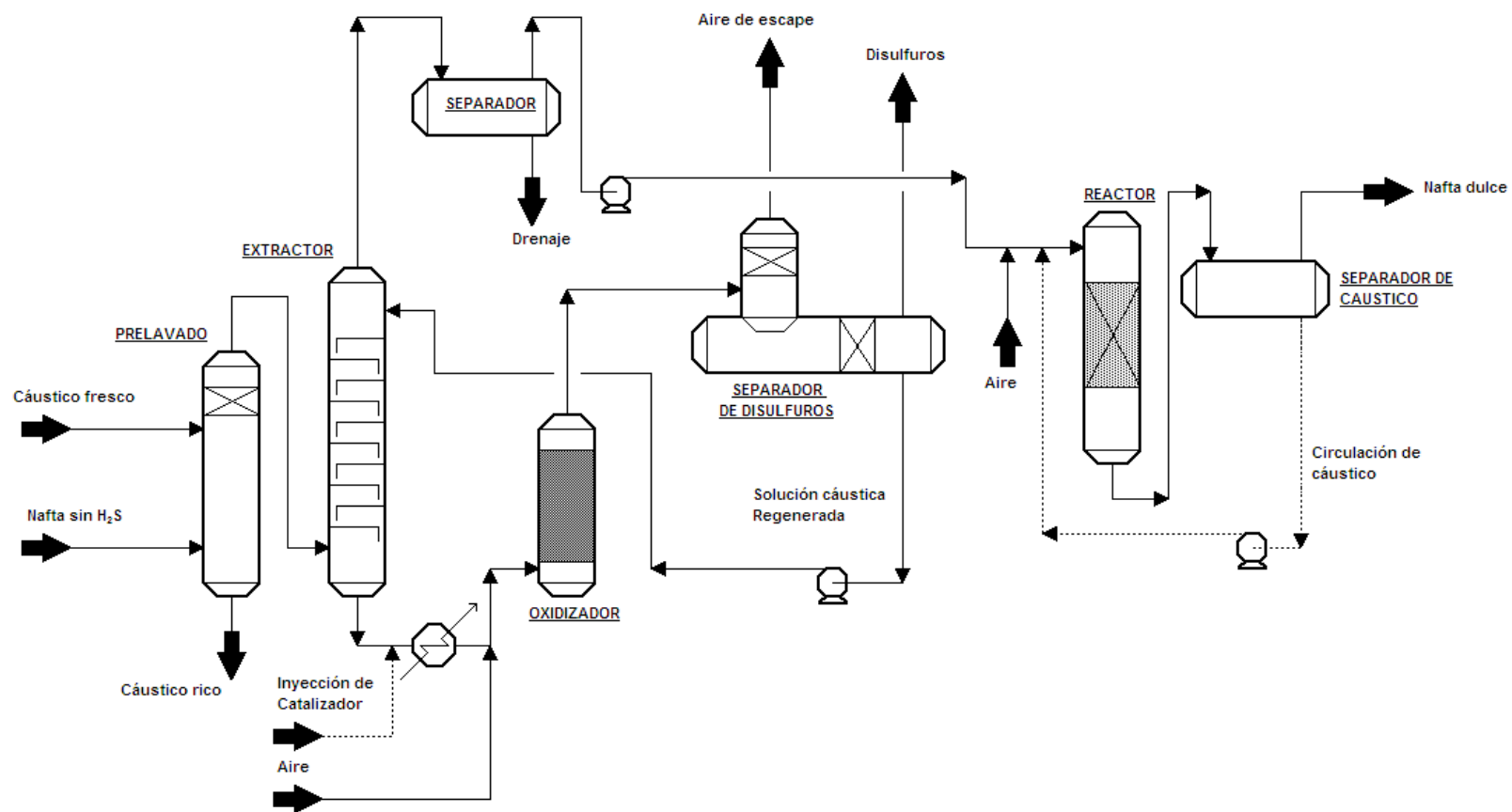
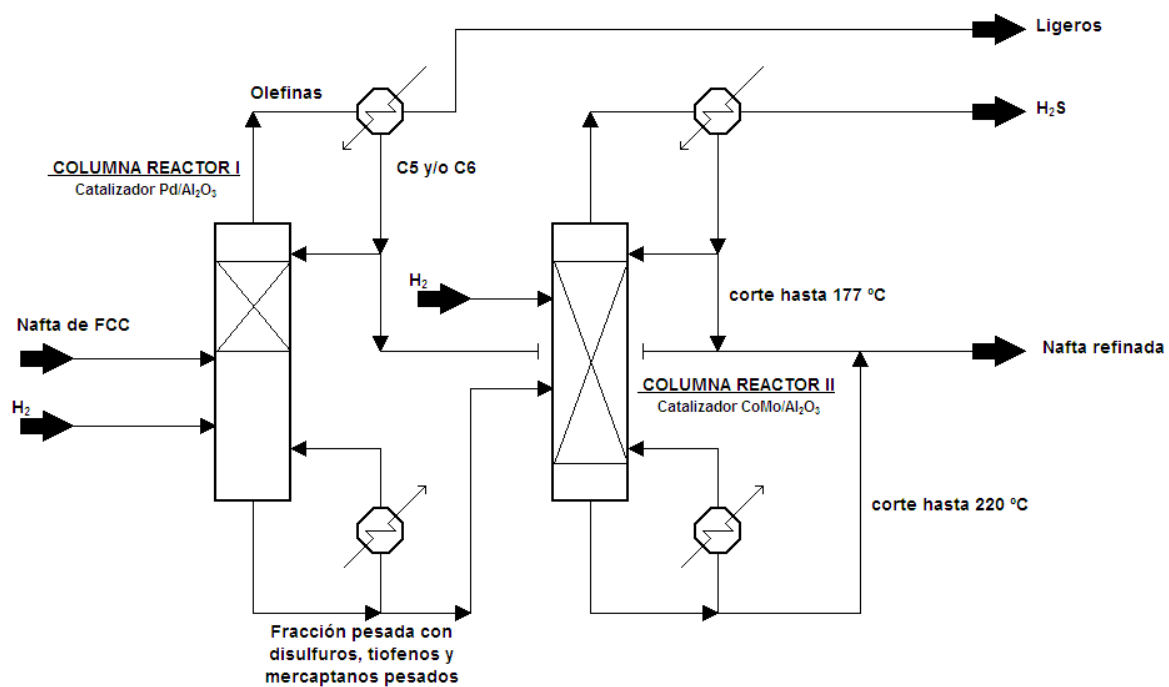


Fig. A2.5 Diagrama de un proceso tratamiento con Operación Combinada [Fuente: Basu, 1993]

ANEXO 3

Etapas del proceso de Hidrogenación selectiva [Fuente: Lamic, et al., 2008]



ANEXO 4

Propiedades fundamentales de los mercaptanos y disulfuros [Fuente: Petrosim 2.0]

Propiedades	E-mercaptan	nPMercaptan	2C3Mercaptan	nBMercaptan	t-BMercaptan
	Formula química global	C ₂ H ₆ S	C ₃ H ₈ S	C ₃ H ₈ S	C ₄ H ₁₀ S
Punto de ebullición, °C	35.05	66.05	52.56	98.46	64.22
Masa molecular	62.13	76.15	76.16	90.19	90.19
Densidad ideal del líquido, kg/m ³	836.51	845.93	818.53	845.91	804.82
Temperatura crítica, °C	225.85	262.85	243.85	293.85	246.85
Presión crítica, °kgf/cm ² g	54.97	45.05	47.40	39.45	40.37
Volumen molar, m ³ /kmol	0.20700	0.26300	0.25400	0.30700	0.30700
	C1nC4Sulfide				
Formula química global	C ₅ H ₁₂ S				
Punto de ebullición, °C	123.43				
Masa molecular	104.22				
Densidad ideal del líquido, kg/m ³	846.59				
Temperatura crítica, °C	319.85				
Presión crítica, °kgf/cm ² g	34.35				
Volumen molar, m ³ /kmol	0.36000				
	diE-diSulphd	P-diSulphide	B-diSulphide	PentdiSulphd	
Formula química global	C ₄ H ₁₀ S ₂	C ₆ H ₁₄ S ₂	C ₈ H ₁₈ S ₂	C ₁₀ H ₂₂ S ₂	
Punto de ebullición, °C	153.95	191.55	231.25	263.95	
Masa molecular	122.24	150.30	178.35	206.40	
Densidad ideal del líquido, kg/m ³	997.00	963.63	941.67	925.23	
Temperatura crítica, °C	368.85	398.85	431.05	453.75	
Presión crítica, °kgf/cm ² g	34.66	27.01	25.58	21.20	
Volumen molar, m ³ /kmol	0.47200	0.47950	0.59150	0.70350	

ANEXO 5

Gráficas para estimar costo de equipamiento

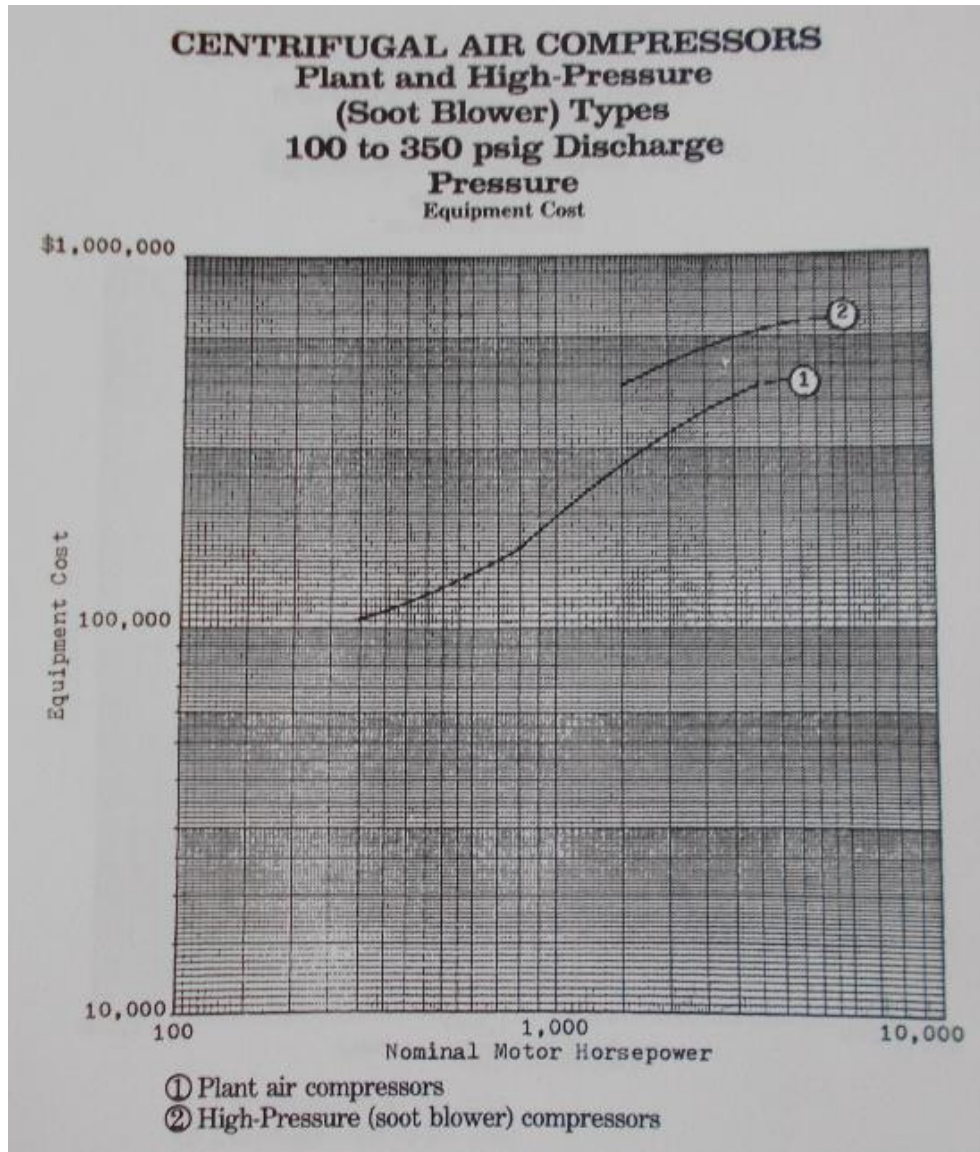


Fig. A5.1 Gráfica para estimar el costo de sopladores/compresores de aire [Fuente: Page, 1996, p.25]

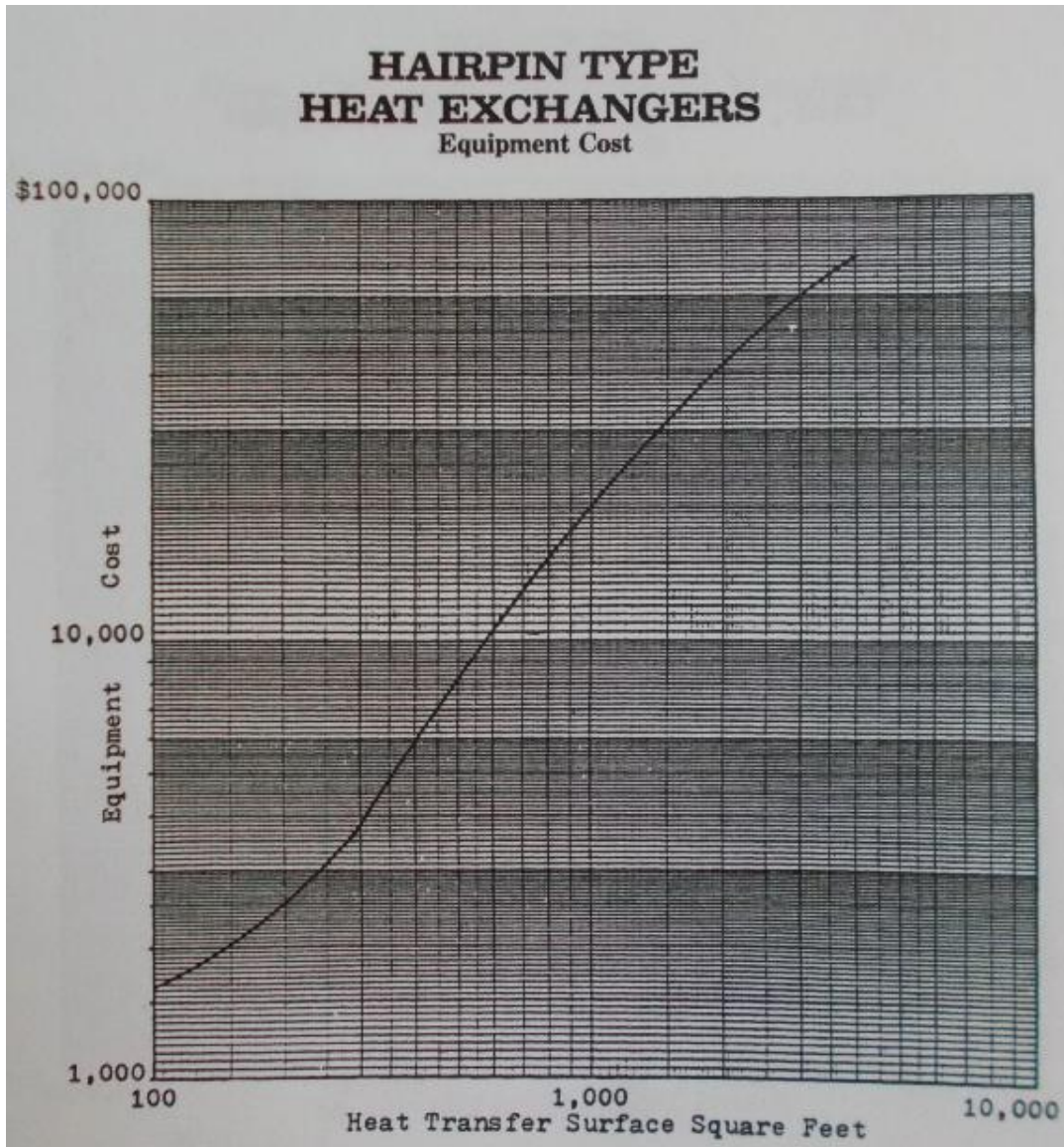


Fig A5.2 Gráfica para estimar el costo de intercambiadores de calor de doble tubo
[Fuente: Page, 1996, p.144]

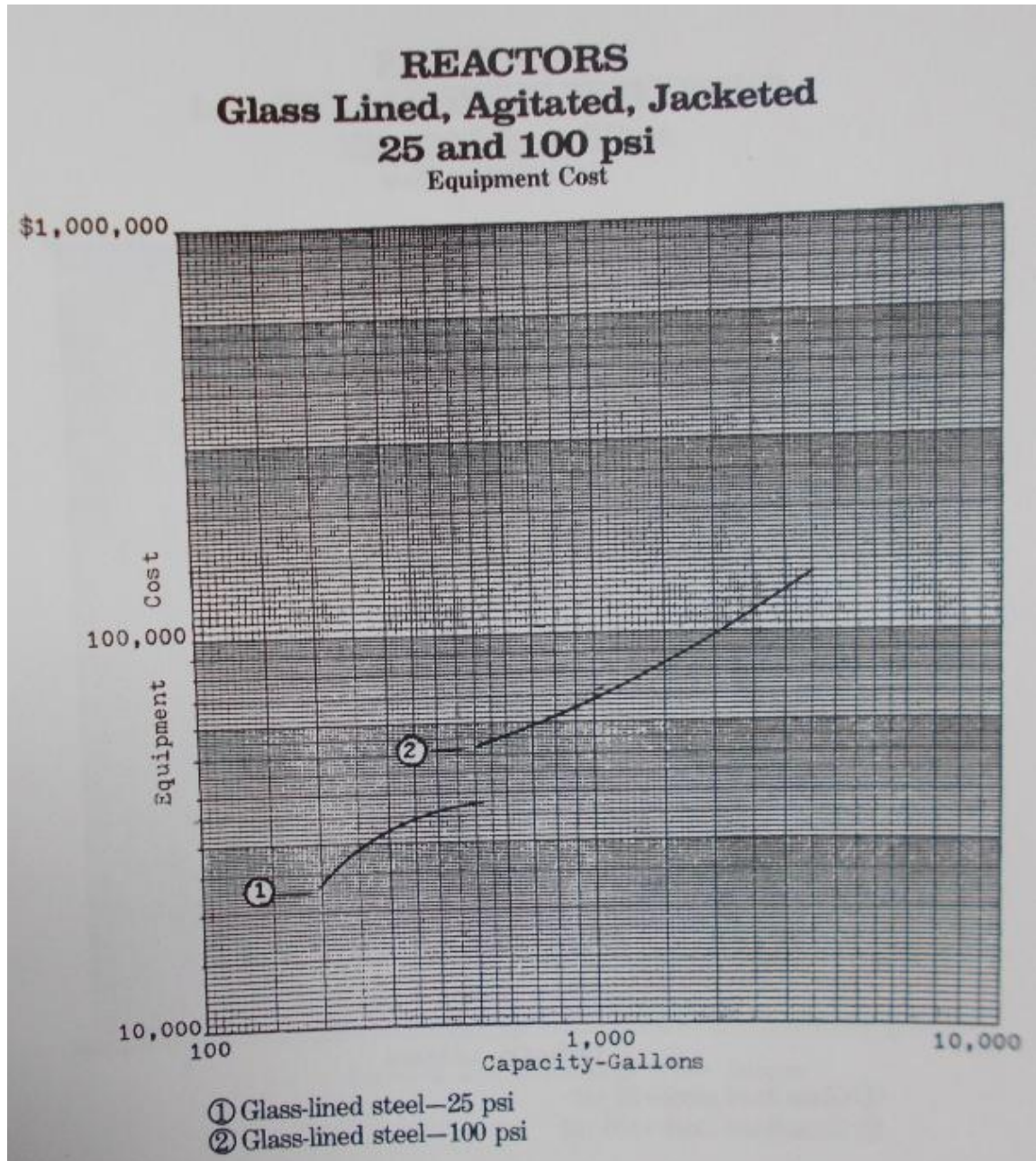


Fig. A5.3 Gráfica para estimar el costo de reactores [Fuente: Page, 1996, p.166]

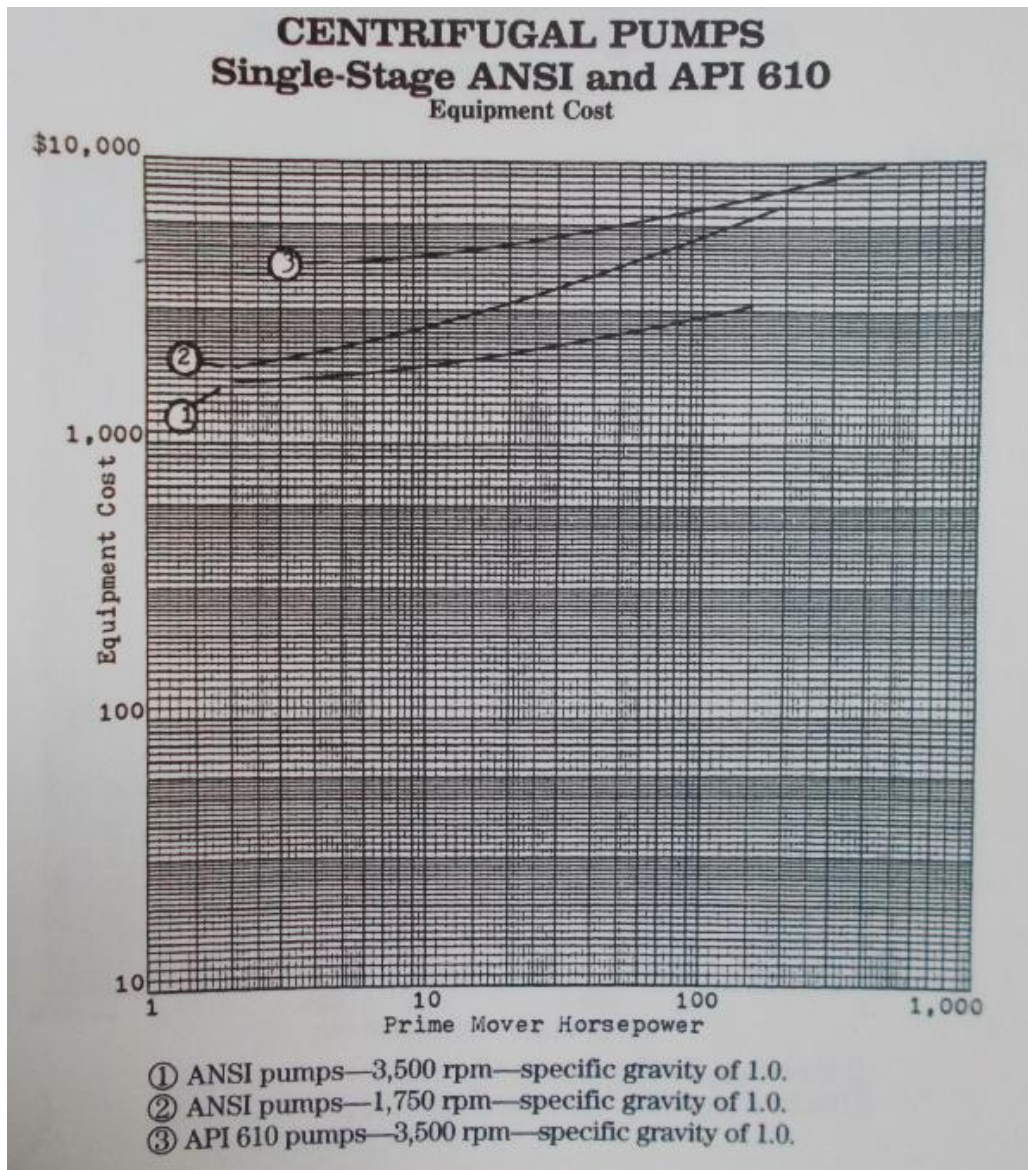


Fig. A5.4 Gráfica para estimar el costo de bombas [Fuente: Page, 1996, p.153]

ANEXO 6

Exponentes para el cálculo de costo de equipos [Fuente: Peter, 1991]

Typical exponents for equipment cost vs. capacity

Equipment	Size range	Exponent
Blender, double cone rotary, c.s.	50-250 ft ³	0.49
Blower, centrifugal	10 ³ -10 ⁴ ft ³ /min	0.59
Centrifuge, solid bowl, c.s.	10-10 ² hp drive	0.67
Crystallizer, vacuum batch, c.s.	500-7000 ft ³	0.37
Compressor, reciprocating, air cooled, two-stage, 150 psi discharge	10-400 ft ³ /min	0.69
Compressor, rotary, single-stage, sliding vane, 150 psi discharge	10 ² -10 ³ ft ³ /min	0.79
Dryer, drum, single vacuum	10-10 ² ft ²	0.76
Dryer, drum, single atmospheric	10-10 ² ft ²	0.40
Evaporator (installed), horizontal tank	10 ² -10 ⁴ ft ²	0.54
Fan, centrifugal	10 ³ -10 ⁴ ft ³ /min	0.44
Fan, centrifugal	2 × 10 ⁴ -7 × 10 ⁴ ft ³ /min	1.17
Heat exchanger, shell and tube, floating head, c.s.	100-400 ft ²	0.60
Heat exchanger, shell and tube, fixed sheet, c.s.	100-400 ft ²	0.44
Kettle, cast iron, jacketed	250-800 gal	0.27
Kettle, glass lined, jacketed	200-800 gal	0.31
Motor, squirrel cage, induction, 440 volts, explosion proof	5-20 hp	0.69
Motor, squirrel cage, induction, 440 volts, explosion proof	20-200 hp	0.99
Pump, reciprocating, horizontal cast iron (includes motor)	2-100 gpm	0.34
Pump, centrifugal, horizontal, cast steel (includes motor)	10 ⁴ -10 ⁵ gpm × psi	0.33
Reactor, glass lined, jacketed (without drive)	50-600 gal	0.54
Reactor, s.s., 300 psi	10 ² -10 ³ gal	0.56
Separator, centrifugal, c.s.	50-250 ft ³	0.49
Tank, flat head, c.s.	10 ² -10 ⁴ gal	0.57
Tank, c.s. , glass lined	10 ² -10 ³ gal	0.49
Tower, c.s.	10 ³ -2 × 10 ⁶ lb	0.62
Tray, bubble cup, c.s.	3-10 ft diameter	1.20
Tray, sieve, c.s.	3-10 ft diameter	0.86

ANEXO 7

Metodología de Page (1996) para Estimación de Costo Clase V

SISTEMA DE PROCESO DE REFINERIA

Relación de porcentajes

Costo Directos

Disciplina	Rangos relación de porcentajes							Porcentaje promedio de los totales
	I	II	III	IV	V	VI	VII	
1. Equipamiento tecnológico	100.00	44.30-44.60	7.70-7.80	55.83	92.82	10.03	49.97	
2. Preparación del sitio	0.02-0.05	0.25-0.30	2.75-2.85	0.01	0.55	3.59	1.01	
3. Mejoras del sitio:	0.95-1.10	*	1.10-1.12	0.55	*	1.43	0.69	
4. Concreto	4.25-4.75	0.10-0.12	12.70-12.90	2.41	0.22	16.42	5.63	
5. Estructuras de Acero	8.00-8.30	*	3.70-3.75	4.53	*	4.82	3.90	
6. Edificaciones	1.10-1.25	2.20-2.40	1.70-1.75	0.66	4.81	2.21	1.71	
7. Tuberías soterradas	1.10-1.20	*	1.40-1.48	0.62	*	1.84	0.83	
8. Tuberías aéreas	32.00-35.00	0.75-0.80	21.30-22.40	18.59	1.60	27.51	18.19	
9. Redes eléctricas soterradas	0.30-0.50	*	0.65-0.70	0.16	*	0.87	0.32	
10. Redes eléctricas aéreas	11.50-12.00	*	6.10-6.25	6.47	*	7.90	5.81	
11. Instrumentación	10.30-10.70	*	3.20-3.50	5.82	*	4.16	4.48	
12. Aislamiento	4.50-5.00	*	7.40-7.50	2.55	*	9.57	3.94	
13. Pintura	1.50-1.70	*	3.90-4.00	0.93	*	5.06	1.84	
14. Pavimentado	0.40-0.60	*	0.60-0.70	0.27	*	0.81	0.36	
15. Gastos para la arrancada	1.00-1.10	*	2.80-2.95	0.60	*	3.79	1.32	
** Costo Directo Total	176.9-183.3	47.6-48.2	77.0-79.7	100.0	100.0	100.0	100.0	

*No aplicable o dato no disponible

Códigos de los Números Romanos:

- I. Disciplina, Otros Materiales como un porcentaje del Costo del Equipamiento Tecnológico. (I,1)
- II. Disciplina, Subcontratos como un porcentaje del Costo del Equipamiento Tecnológico. (I,1)
- III. Disciplina, Mano de obra directa como un porcentaje del Costo del Equipamiento Tecnológico. (I,1)
- IV. Disciplina, Costo de Materiales como un porcentaje del Costo Total de los Materiales. (IV **)
- V. Disciplina, Subcontratos como un porcentaje del Costo Total de Subcontratos. (V **)
- VI. Disciplina, Costo de Mano de obra como un porcentaje del Costo Total de Mano de Obra. (VI **)
- VII. Disciplina, Costo Total como un porcentaje del Costo Directo Total. (VII **)

COSTO DE CONSTRUCCION**Relación de porcentajes como un porcentaje de la Mano de Obra Directa**

Descripción	Porcentaje de la Mano de Obra Directa	
	Rango	Promedio
16. Compras y rentas	12.0-18.0	15.0
17. Servicio de mano de obra	2.0-6.0	4.0
18. Suministros, combustibles, lubricantes	7.0-39.0	12.0
Total	21.0-39.0	31.0

Nota: Porcentaje del combustible basado en un precio del diésel de 1.25 USD el galón

COSTOS INDIRECTOS**Relación de porcentajes como un porcentaje de la Mano de Obra Directa**

Descripción	Porcentaje de la Mano de Obra Directa	
	Rango	Promedio
19. Salarios	8.0-12.0	10.0
Honorarios de oficinas	4.0-8.0	16.0
Honorarios de terreno	3.0-7.0	5.0
20. Facilidades temporales de la construcción *	10.0-20.0	15.0
21. Gravamen y beneficios	25.0-28.0	27.0
22. Pequeñas herramientas y consumibles	5.0-10.0	7.0
23. Otros indirectos	10.0-20.0	15.0
Total	65.0-105.0	85.0

* Incluye la Mano de Obra para la construcción

SERVICIOS DE OFICINA

Relación de porcentajes como un porcentaje de los Costos Totales Directos y Costos Indirectos

Descripción	Porcentaje del	
	Costo Total Directo e Indirecto	
	Rango	Promedio
24. Servicios de ingeniería y diseño	8.0-16.0	12.0
25. Servicios para la construcción	0.1-0.4	0.2
26. Manejo General del Proyecto	1.0-1.5	1.1
Total	9.1-17.9	13.3

A continuación se presenta una breve descripción de algunos de los puntos incluidos en las diferentes disciplinas de trabajo.

Se debe reconocer que todos los puntos listados no necesariamente se requieren para un proyecto dado. Pudiera haber otros puntos para un proyecto específico que no fueron incluidos.

Costo Directo Total

Equipamiento tecnológico: el costo de los equipos, mano de obra, materiales y subcontratos necesarios, fijar, erigir o instalar el equipamiento tecnológico en la posición final y las condiciones para la operación mecánica.

Preparación del sitio: todas las preparaciones generales del sitio donde se ubicará la planta para la construcción incluyendo pero sin limitarse a, limpieza, nivelación, tala, relleno, disposición de desechos, estabilización de suelos y nivelación final.

Mejoras del sitio: incluye los aspectos que dan mejoras permanentes al sitio donde se ubicará la planta, tales como diques para drenajes, alcantarillado, tubería de drenaje para pluviales, canalizaciones, diques, toda la base material para los viales, estacionamientos, ferrocarril y cercado. El pavimentado de las calles, de las áreas de proceso y estacionamiento se incluye dentro de la disciplina "Pavimentos".

Concreto: todo el movimiento de tierra, forma, acero de refuerzo, ubicación, terminado y curado del concreto para las fundiciones de los equipos y las estructuras incluidas. Todo el

concreto para edificaciones incluyendo las fundiciones se incluyen en la disciplina “Edificaciones”.

Estructuras de Acero: todo el costo de compra, fabricación, erección de estructuras y aceros misceláneos, no integrados para estructuras, soportes de equipos, plataformas, pasillos, escaleras, pasamanos y soporte de tuberías. El acero para los edificios se incluye dentro de la disciplina “Edificaciones”.

Edificaciones: todo el costo de las edificaciones incluyendo el movimiento de tierra, fundiciones y otros concretos, superestructuras totales, plomería y tuberías auxiliares hasta cinco pie fuera del edificio, aislamiento, instalación eléctrica, pintura y terminaciones arquitectónicas.

Tuberías soterradas: todo el servicio de tuberías soterradas incluyendo las del sistema contraincendios y sus componentes, tuberías de agua y de procesos especiales.

Tuberías aéreas: incluye la fabricación y erección de todas las tuberías aéreas, válvulas, accesorios requeridos para la operación de la planta. La instalación de las válvulas de alivio, de control y los accesorios de orificios se incluyen en la Disciplina “Instrumentación”.

Redes eléctricas soterradas: incluye toda la mano de obra y materiales para las redes eléctricas soterradas y el alumbrado, canales, conductos, alambres, cables, etc. también incluye el movimiento de tierra y el concreto asociado.

Redes eléctricas aéreas: incluye todos lo necesario para las redes eléctricas aéreas y el alumbrado excluyendo las edificaciones. También incluye la instalación de todos los instrumentos eléctricos y sus conexiones.

Instrumentación: incluye el costo de materiales y mano de obra de los trabajos para la instrumentación y que se desglosan:

- Costo de materiales de los instrumentos que incluye: válvulas de control, de alivio, paneles de control, metro contadores, placa orificios y otros instrumentos más las tuberías, paquetes de tubos y bandejas requeridas para la instalación de estos instrumentos.
- Costo de mano de obra que incluye la instalación de los instrumentos.

- El costo de mano de obra para la instalación de las válvulas de alivio, control y placas orificios se incluyen dentro de “Tuberías soterradas”, El costo de mano de obra para la instalación de los sistemas eléctricos y sus conexiones se incluyen en “Redes eléctricas aéreas”.

Aislamiento: incluye todo el costo de mano de obra y materiales para el aislamiento y refractarios para los equipos tecnológicos y tuberías. El aislamiento de los edificios se incluye en “Edificaciones”.

Pintura: incluye toda la preparación y recubrimiento protectores de las superficies con pintura o epoxis para todo el proyecto incluyendo los edificios.

Pavimentación: incluye el pulido y fraguado del concreto, asfalto o gravilla utilizada para el arreglo final de los viales, aceras, parqueos y las áreas de trabajo requeridas.

Gastos para la arrancada: incluye la mano de obra y costo de los materiales para la limpieza diaria, andamiaje requerido y pruebas finales, arrancadas, y asistencia para la puesta en marcha.

Costos de Construcción

Compras y rentas: costo de compra o renta del equipamiento requerido para la construcción del proyecto. No incluye las pequeñas herramientas.

Servicios de mano de obra: toda la mano de obra requerida para servir y mantener el equipamiento de construcción. No incluye la operación del equipamiento está trabajando.

Suministros, combustibles, lubricantes: incluye el costo de todos los combustibles, lubricantes y suministros requeridos para operar y mantener el equipamiento de construcción.

ANEXO 8

Metodología de Córcega (2014) para Estimación de Costo Clase V

EQUIPAMIENTO = M	
MATERIALES = E	M= (0.6-0.7)E
Obra civil y edificios	28%
Obra metalurgica (tuberías y estructuras)	45%
Instrumentacion	10%
Electricidad	10%
Aislamiento	5%
Pintura	2%
INGENIERIA DE DETALLE	40-50% (E+M)
CONSTRUCCION	50-70% (E+M)
SUPERVISION CONSTRUCCION	10% (E+M)
TOTAL ISBL (Limite de bateria total)	
SERVICIOS AUXILIARES	4% ISBL
INTERCONEXIONES Y OFF-SITES	8% ISBL
GASTOS DE PUESTA EN MARCHA	3-4% ISBL
SUBTOTAL	
CONTINGENCIAS	5-15% SUBTOTAL

COSTO TOTAL DE LA INVERSION	SUBTOTAL + CONTINGENCIAS
------------------------------------	---------------------------------

ANEXO 9

Características de la nafta craqueada a obtener durante la Fase I [Fuente: Axens, 2014]

Fig. A9.1. Propiedades de las nafta craqueada a obtener durante la Fase I del Proyecto Expansión

Propiedades	
Punto de corte	C5-220
Gravedad específica	0.761
Azufre total, ppm	1 984
Mercaptanos, ppm	231
Contenido de butano (C4), % peso	0.5
Contenido de benceno, % vol	0.61
Contenido de nitrógeno, ppm	82
RVP, kPa	44.5
RON estimado	92.9
MON estimado	81.0
Número de bromo, gBr/100g	78
Distribución PONA, vol%	
Parafinas	31.3
Olefinas	33.4
Naftenos	7.5
Aromáticos	27.8
Destilación ASTM D86, °C	
PIE	39.8
5 vol %	51.7
10 vol %	56.6
30 vol %	73.4
50 vol %	97.6
70 vol %	135.2
90 vol %	186.1
95 vol %	201.1
PFE	218.3

Fig. A9.2. Composición de las nafta craqueada a obtener durante la Fase I del Proyecto Expansión

Composición, : % peso	
Isobutano	0.01
Butano	0.05
Isobuteno	0.03
1-buteno	0.03
Cis-2-buteno	0.20
Trans-2-buteno	0.17
1,3-Butadieno	
CN 20-50	20.60
CN 50-80	17.22
CN 80-100	9.99
CN 100-120	9.19
CN 120-140	8.67
CN 140-160	8.34
CN / LCO 160-180	8.07
CN / LCO 180-200	7.70
CN / LCO 200-220	6.88
LCO 220-240	2.84
LCO 240-260	0.01
Total (kg/h)	38 586
Masa molecular (kg/kmol)	91.72

ANEXO 10

Relación lamina de cobre vs concentración de mercaptanos [Fuente: Monzó *et al*, 1991]

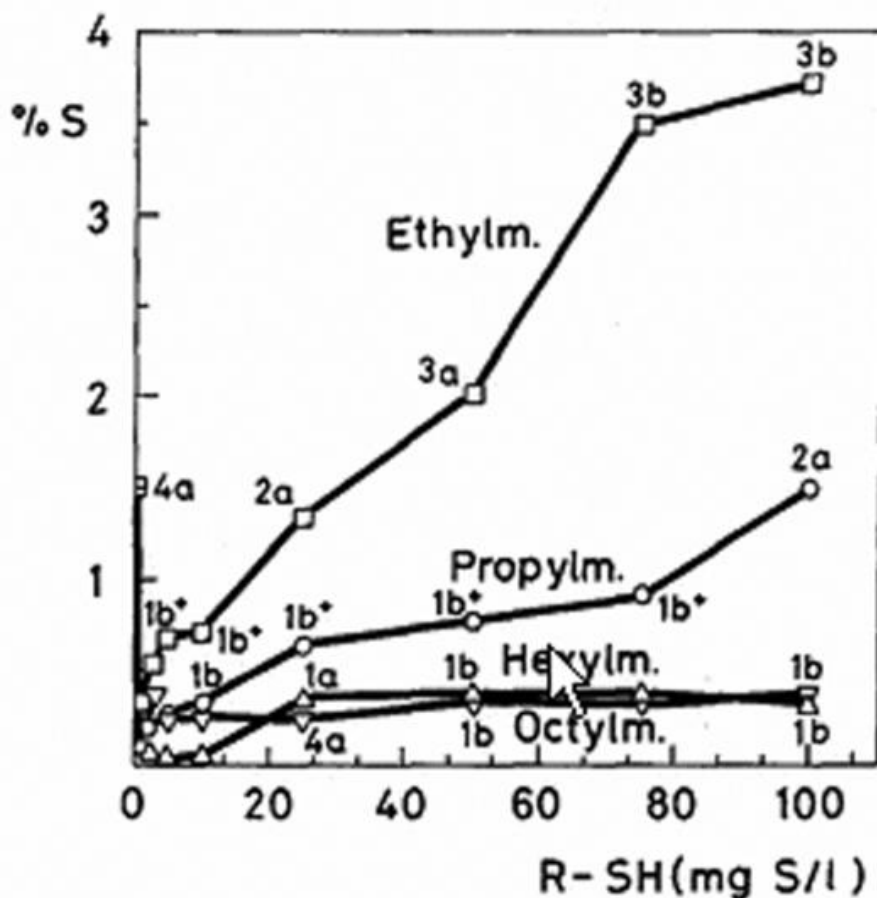


Fig. 1. Sulphur concentration on the copper strips vs. linear aliphatic mercaptan concentrations, expressed in mg/l of sulphur. □ ethylmercaptan; ○ propylmercaptan; △ hexylmercaptan; ▽ octylmercaptan. The synthetic naphthas contained 5 mg/l of elemental sulphur. The rating according to the ASTM D-130 test is indicated

ANEXO 11

Índice de costos de Nelson Farrar

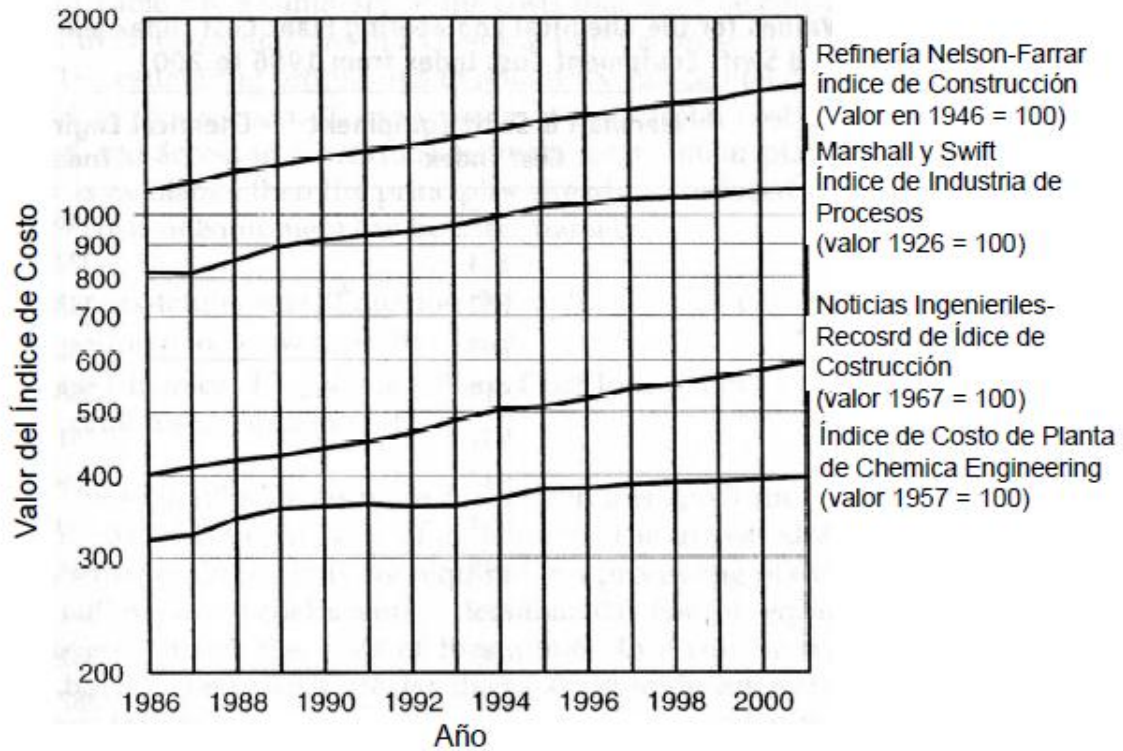


Fig. A11.1. Gráfica para determinar el Índice de Nelson Farrar hasta el año 2000. [Fuente: Coronado. Estimacion de costos capital]

NELSON-FARRAR COST INDEXES¹

Refinery construction (1946 basis)

Explained in OGJ, Dec. 30, 1985, p. 145.

	1962	1980	2011	2012	2013	Sept. 2013	Aug. 2014	Sept. 2014
Pumps, compressors, etc.	222.5	777.3	2,108.7	2,170.6	2,221.1	2,227.3	2,269.9	2,276.5
Electrical machinery	189.5	394.7	513.7	514.8	516.7	516.8	515.5	515.9
Internal-comb. engines	183.4	512.6	1,036.0	1,047.0	1,046.8	1,051.4	1,055.9	1,055.9
Instruments	214.8	587.3	1,469.9	1,477.0	1,509.9	1,520.3	1,538.7	1,536.1
Heat exchangers	183.6	618.7	1,153.6	1,220.9	1,293.3	1,305.0	1,305.0	1,305.0
Misc. equip. average	198.8	578.1	1,256.4	1,286.1	1,317.5	1,324.2	1,337.0	1,337.9
Materials component	205.9	629.2	1,610.5	1,579.7	1,538.7	1,533.2	1,577.0	1,582.0
Labor component	258.8	951.9	2,985.6	3,055.6	3,123.4	3,120.8	3,219.1	3,228.3
Refinery (inflation) index	237.6	822.8	2,435.6	2,465.2	2,489.5	2,485.7	2,562.3	2,569.8

Refinery operating (1956 basis)

Explained in OGJ, Dec. 30, 1985, p. 145.

	1962	1980	2011	2012	2013	Sept. 2013	Aug. 2014	Sept. 2014
Fuel cost	100.9	810.5	1,204.4	968.1	1,123.7	1,088.4	1,148.3	1,177.1
Labor cost	93.9	200.5	277.4	287.9	308.3	297.3	298.8	301.3
Wages	123.9	439.9	1,304.3	1,407.5	1,506.4	1,481.0	1,505.0	1,507.3
Productivity	131.8	226.3	470.8	489.4	489.1	498.1	503.6	500.2
Invest., maint., etc.	121.7	324.8	885.7	896.5	905.3	903.9	942.0	944.8
Chemical costs	96.7	229.2	537.4	517.2	502.6	500.0	476.1	480.4
Operating indexes²								
Refinery	103.7	312.7	651.9	637.5	661.8	653.7	674.2	679.4
Process units	103.6	457.5	814.7	739.0	802.6	786.5	821.3	833.1

¹These indexes are published in the first of each month and are compiled by Gary Farrar, OGJ Contributing Editor.

²Add separate index(es) for chemicals, if any are used. Indexes of selected individual items of equipment and materials are also published on the Quarterly Costimating page in first issues for January, April, July, and October.

³For correct values to March 2013 refinery construction and refinery operating indexes, see OGJ, Dec. 1, 2004, p. 87.

Fig. A11.2. Gráfica para determinar el Índice de Nelson Farrar hasta septiembre 2014.

[Fuente: Revista Oil and Gas Journal]

ANEXO 12

Cálculo del área del enfriador para el aire comprimido

Suponiendo que estamos en presencia de un intercambiador de tubo y coraza se utiliza la metodología de diseño que plantea Kern (1950).

La cantidad de calor es la calculada por simulación:

$$Q = 1206 \text{ kcal/h (4785.8 BTU/h)}$$



Fijando 38 °C para la corriente 4 y 42 °C para el agua de retorno según requerimiento de la refinería Cuvenpetrol SA (2014, p.5), el simulador calcula un flujo de agua de enfriamiento de 125 kg/h (0.1248 m³/h)

Para el cálculo del área de intercambio térmico se aplica la Ley Fourier:

$$Q = A \times U_D \times \Delta T$$

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T}$$

donde:

Q = Calor intercambiado, Btu/h

A= Área total de intercambio, pie²

U_D= coeficiente de transferencia de calor, Btu/pie² h °F

Δt = Diferencia de temperatura verdadera, °F

Calculo del U_D:

De acuerdo a la tabla 8 del Kern, para los fluidos que intercambian el U_D se comporta entre 2 y 50 Btu/pie² h °F, para el cálculo se asume aproximadamente la mitad U_D= 25 Btu/pie² h °F

Calculo del Δt :

$$\Delta t = \text{MLDT} \times \text{Ft}$$

donde:

MLDT= Temperatura media logarítmica, °F

Ft = Factor de corrección, se comienza por asumir un intercambiador 1-1 por lo que el Ft =1.

$$\text{MLDT} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)} = \frac{100.4 \text{ °F} - 789.62 \text{ °F}}{\ln\left(\frac{100.4 \text{ °F}}{789.62 \text{ °F}}\right)} = 334.2 \text{ °F}$$

Por tanto:

$$\Delta t = \text{MLDT} \times \text{Ft} = 334.2 \text{ °F} \times 1 = 334.2 \text{ °F}$$

Teniendo el U_D y Δt se calcula el área total de transferencia de calor:

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T} = \frac{4785.8 \text{ Btu/h}}{25 \text{ Btu/pie}^2\text{h}^\circ\text{F} \times 334.2 \text{ °F}} = 0.57 \text{ pie}^2$$

Con los datos técnicos siguientes:

Diámetro exterior del tubo (DE) = ¾ pulg BWG 14

Diámetro exterior del tubo (DI) =0.585 pulg.

Área superficial por pie (at) = 0.1963 pie²/pie lineal

Longitud del tubo (L) = 8 pie

Se calcula la cantidad de tubos mediante la ecuación:

$$N_t = \frac{A}{a_t \times L} = \frac{0.57 \text{ pie}^2}{0.1963 \text{ pie}^2 / \text{pie} \times 8 \text{ pie}} = 0.36$$

El resultado es muy pequeño por lo que se concluye que para la cantidad de calor intercambiado se necesita diseñar un intercambiador doble tubo.

Se asumen 10 pie de horquillas de tubos de 2 por 1^{1/4} pulg IPS.

Tubo exterior (Anulo)

Corriente (la de menor flujo): Aire

Diámetro interior (D_2): 0.172 pieCálculo del área de flujo (a_a):

$$a_a = \frac{\pi(D_2^2 - D_1^2)}{4} = \frac{3.14(0.172^2 - 0.138^2)}{4}$$

$$a_a = 0.0082 \text{ pie}^2$$

Cálculo del diámetro equivalente (D_E):

$$D_E = \frac{D_2^2 - D_1^2}{D_1} = \frac{0.172^2 - 0.138^2}{0.138} = 0.0758 \text{ pie}$$

Cálculo de la velocidad másica (G_a):

$$G_a = \frac{M}{a_a} = \frac{27.28 \text{ lb/h}}{0.00826 \text{ pie}^2} = 3325.6 \text{ lb/pie}^2\text{h}$$

Cálculo de Reynold (Re):

$$Re = \frac{D_E G_a}{\mu} = \frac{0.0758 \text{ pie} \times 33325.6 \text{ lb/pie}^2\text{h}}{0.066 \text{ lb/pie h}}$$

$$Re = 3824.5$$

Utilizando el software Petrosim 2.0 se determinan los datos de viscosidad (μ) y conductividad termina (k)

$$\text{del aire } a_Tm = \frac{789.62 + 100.4}{2} = 445 \text{ }^\circ\text{F}$$

	Aire
Temperatura (F)	444.9
Cp	0.2517 Btu/lb-F
viscosidad	6.632e-002 lbm/h-ft
k	2.273e-002 Btu/h-ft-F
Densidad	4.367e-002 lb/ft3

Calculado el número de Reynold, se determina jH en la Fig 24 pag 834: $jH = 13$

Tubo interior

Corriente (la de mayor flujo): Agua

Diámetro exterior (D_1): 0.138 pieDiámetro interior (D): 0.115 pieCálculo del área de flujo (a_i):

$$a_i = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{3.14 \times 0.115^2}{4}$$

$$a_i = 0.0103 \text{ pie}^2$$

Cálculo de la velocidad másica (G_i):

$$G_i = \frac{m}{a_i} = \frac{275.2 \text{ lb/h}}{0.0103 \text{ pie}^2} = 26726 \text{ lb/pie}^2\text{h}$$

Cálculo de Reynold (Re):

$$Re = \frac{D G_i}{\mu} = \frac{0.115 \text{ pie} \times 26726 \text{ lb/pie}^2\text{h}}{1.66 \text{ lb/pie h}}$$

$$Re = 22204$$

Utilizando el software Petrosim 2.0 se determinan los datos de viscosidad (μ) y conductividad termina (k) del agua a

$$Tm = \frac{107.6 + 89.6}{2} = 98.5 \text{ }^\circ\text{F}$$

	Agua
Temperatura (F)	98.60
Cp	0.9646 Btu/lb-F
Viscosidad	1.670 lbm/h-ft
k	0.3627 Btu/h-ft-F
Densidad	62.33 lb/ft3

Calculado el número de Reynold, se determina jH en la Fig 24 pág. 834: $jH = 77$

$$h_{io} = \left(\frac{jH \times k}{D_E} \right) \left(\frac{Cp \times \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$h_{io} = \left(\frac{77 \times 0.3627}{0.115} \right) \left(\frac{0.965 \times 1.67}{0.3627} \right)^{1/3}$$

$$h_{io} = 33.206 \text{ Btu/h pie}^2\text{ }^\circ\text{F}$$

$$jH = \left(\frac{h_o \times D_E}{k} \right) \left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_m} \right)^{0.14}$$

Debido a que los fluidos no son viscosos se considera

$$\text{que} \left(\frac{\mu}{\mu_m} \right)^{-0.14} = 1$$

Despejando h_o queda que:

$$h_o = \left(\frac{jH \times k}{D_E} \right) \left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$h_o = \left(\frac{13 \times 0.0227}{0.0758} \right) \left(\frac{0.2517 \times 0.066}{0.0227} \right)^{1/3}$$

$$h_o = 3.5 \text{ Btu/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Ahora se calcula el coeficiente total limpio U_c :

$$U_c = \frac{h_{i_o} \times h_o}{h_{i_o} + h_o} = \frac{33.2 \times 3.5}{33.2 + 3.5} = 3.1732 \text{ Btu/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Calculo del coeficiente total sucio o de diseño U_D

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_c} + R_d$$

El Factor de ensuciamiento R_d se selecciona de la Tabla 12 pág. 845, $R_d = 0.002$ por tanto

$$U_D = 3.1532 \text{ Btu/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T} = \frac{4784 \text{ Btu/h}}{3.1532 \text{ Btu/h}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \times 334 \text{ } ^\circ\text{F}} = 4.5 \text{ pie}^2$$

En la tabla 11 del Kern para tubo 1 1/4 IPS estándar se tiene que la superficie externa por pie de longitud es de 0.435 pie² por tanto la longitud requerida es la siguiente:

$$L_{\text{req}} = \frac{4.5}{0.435} = 10.44 \text{ pie lineal (3 m lineal)}$$

Cantidad de horquilla = 1

ANEXO 13

Evaluación económica de la tecnología seleccionada

Años	0	1	2	3	4	5	6	7	8	
Precios \$/Bl	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	
Gasolina Convencional Caribe (GCC)		111.7	111.7	115	116.4	117.5	118.4	119.6	120.8	
Nafta Catalítica Pesada (NCP)		110.5	110.5	113.8	115.3	116.3	117.2	118.4	119.6	
		1.200	1.200	1.200	1.100	1.200	1.200	1.200	1.200	
Tasa de Descuento		10%								
Días de operación al año		350								
Volumen de producción, m3/h (Salida del Balance)		53.47								
Volumen de producción, BPD		8071.8312								
Volumen anual de producción, barriles		2825140.92								
		Precio								
Consumo anual de Agua m3		28980	1.55 \$/m3							
Consumo anual de Electricidad, Mw		7.728	206.4 \$/MW							
Consumo anual de químicos, ton		1370.88	634.5 \$/Ton							
Cant operadores		5 Uno por turno, más un cubre vacaciones.								
Salario anual del operador, \$/año		14368								

	ANOS									
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	
Ingresos, MMUSD	0.0000	3.3902	3.3902	3.3902	3.1077	3.3902	3.3902	3.3902	3.3902	3.3902
Incremento del valor de la producción		3.3902	3.3902	3.3902	3.1077	3.3902	3.3902	3.3902	3.3902	3.3902
Costos, MMUSD	1.4624	1.3867	1.3958	1.4051	1.4144	1.4239	1.4334	1.4430	1.4528	
Costo Total de Inversión	1.4624									
Costo Directo	1.0027									
Costo Indirecto	0.2179									
Costo construcción de equipamiento	0.0769									
Servicio de Oficinas	0.1648									
Costos operacionales		0.9882	0.9973	1.0066	1.0159	1.0254	1.0349	1.0446	1.0543	
Electricidad		0.0016	0.0016	0.0016	0.0016	0.0017	0.0017	0.0017	0.0017	
Agua		0.0449	0.0454	0.0458	0.0463	0.0467	0.0472	0.0477	0.0482	
Químicos		0.8698	0.8785	0.8873	0.8962	0.9051	0.9142	0.9233	0.9326	
Operadores de Planta		0.0718	0.0718	0.0718	0.0718	0.0718	0.0718	0.0718	0.0718	
Costo de Mantenimiento (1% del Costo de Inversión)		0.0146	0.0146	0.0146	0.0146	0.0146	0.0146	0.0146	0.0146	
Depreciación, MMUSD		0.1645	0.1645	0.1645	0.1645	0.1645	0.1645	0.1645	0.1645	
Contingencias (15% del Costo de Inversión)		0.21935	0.21935	0.21935	0.21935	0.21935	0.21935	0.21935	0.21935	
Flujo de caja Anual (ADI), MMUSD	-1.4624	2.1680	2.1589	2.1496	1.8577	2.1308	2.1213	2.1116	2.1019	
Flujo de caja Anual Acumulado (ADI), MMUSD	-1.4624	0.7057	2.8645	5.0141	6.8719	9.0027	11.1239	13.2356	15.3375	
Deducción de Impuestos (15%)		0.3005	0.2992	0.2978	0.2540	0.2949	0.2935	0.2921	0.2906	
Flujo de caja Anual (DDI), MMUSD	-1.4624	1.8675	1.8597	1.8518	1.6038	1.8359	1.8278	1.8196	1.8113	
Flujo de caja Anual Acumulado (DDI), MMUSD	-1.4624	0.4051	2.2648	4.1167	5.7204	7.5563	9.3841	11.2036	13.0149	

<u>Antes de Impuestos</u>	
TIR, %	147.0%
VAN, MMUSD	\$8.87
Periodo de recuperación, años	0.66

<u>Después de Impuestos</u>	
TIR, %	126.3%
VAN, MMUSD	\$7.46
Periodo de recuperación, años	0.78

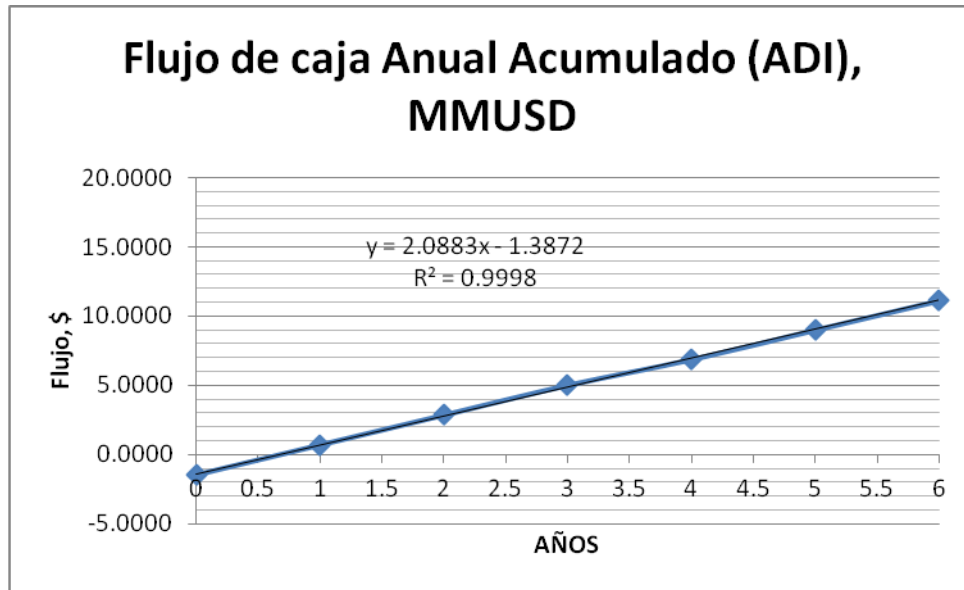


Fig. A13.1 Flujo de caja anual acumulado antes de impuesto

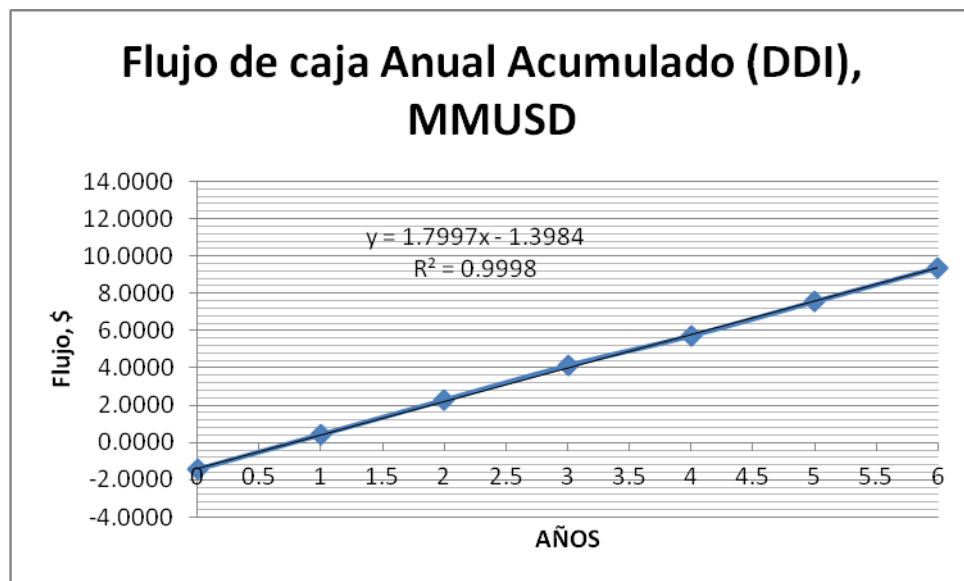


Fig. A13.2 Flujo de caja anual acumulado despues de impuesto