



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

**Diseño básico de una planta de Endulzamiento en Cama Fija
para el tratamiento de la nafta craqueada de la Fase I del
Proyecto Expansión**

**Trabajo de diploma en opción al Título Académico de Especialista en Tecnologías
de Refinación de Petróleo**

Autora: Ing. Yoanet Valido Olivera

Matanzas

2018



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



**CENTRO POLITÉCNICO DEL
PETRÓLEO**
SEDE: CIENFUEGOS

Diseño básico de una planta de Endulzamiento en Cama Fija para el tratamiento de la nafta craqueada de la Fase I del Proyecto Expansión

**Trabajo de diploma en opción al Título Académico de Especialista en Tecnologías
de Refinación de Petróleo**

Autora:

Ing. Yoanet Valido Olivera

Tutores:

Esp. Liusmar Maturell Rodríguez

MS.C. Pablo Rafael Pérez Estévez

Matanzas

2018

NOTA DE ACEPTACIÓN

Presidente del Tribunal

Miembro del Tribunal

Miembro del Tribunal

Miembro del Tribunal

Miembro del Tribunal

Calificación

Ciudad, fecha

Declaración de autoridad

Yo, YOANET VALIDO OLIVERA, mayor de edad, vecina de Calle 15 A S/N entre Potrerillo y Arimao, Cumanayagua, Cienfuegos, identificada con 92081236333, actuando en nombre propio, en mi calidad de autor del presente trabajo denominado:

Diseño básico de una planta de Endulzamiento en Cama Fija para el tratamiento de la nafta craqueada de la Fase I del Proyecto Expansión.

Hago entrega del ejemplar respectivo y de sus anexos en formato digital y 1 copia impresa 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, 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 25 días del mes Octubre de 2018.

EL AUTOR

Yoanet Valido Olivera

Resumen

La nafta craqueada a obtener en la unidad de Craqueo Catalítico durante la Fase I del Proyecto Expansión de la Refinería de Cienfuegos debe ser tratada mediante una planta de endulzamiento en Cama Fija por no cumplir con especificaciones comerciales. Se cuenta con un estudio conceptual donde se identificó la tecnología apropiada, los equipos fundamentales, costo y factibilidad de implementación. El presente trabajo se realizó con el propósito de definir en detalles la tecnología de la planta mediante un diseño básico de proceso. Para ello se efectuó una búsqueda bibliográfica sobre los procesos de tratamientos para las naftas catalíticas, resaltando las características, propiedades y contaminantes de la alimentación a la planta. Se investigó sobre la estimación de costos en proyectos de ingeniería y sus respectivas metodologías. Se describió el proceso tecnológico a diseñar; fueron desarrolladas las metodologías de cálculo para el diseño básico de los equipos y sistemas hidráulicos que agrupan la unidad de tratamiento en cama Fija, se identificaron las propiedades de las corrientes del proceso (flujo, densidad, temperatura, presión, viscosidad etc.), necesarias para el diseño de los equipos y sistemas. También se realizó el plan general de la planta, el cual a su vez facilitó el cálculo de los equipos. Se efectuaron las hojas de datos de los equipos mayores, el diagrama de instrumentación y tuberías (DTI) y el listado de instrumentos. Finalmente se calculó el costo de inversión de USD con una desviación de -10% a +25% y que coincide con un estimado de costo Clase III; se completó el trabajo con un estudio de factibilidad económica, el cual mostró que la implementación de la planta 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 obtained in the Catalytic Cracking unit during Phase I of the Expansion Project of the Cienfuegos Refinery must be treated by a sweetening plant in Fixed Bed due to non-compliance with commercial specifications. There is a conceptual study where the appropriate technology was identified, the fundamental equipment, cost and feasibility of implementation. The present work was carried out with the purpose of defining in detail the technology of the plant through a basic process design. To this end, a bibliographic search was carried out on the treatment processes for catalytic naphthas, highlighting the characteristics, properties and contaminants of the plant's diet. We investigated the estimation of costs in engineering projects and their respective methodologies. The technological process to be designed was described; the calculation methodologies for the basic design of the hydraulic equipment and systems that group the fixed bed treatment unit were developed, the properties of the process streams (flow, density, temperature, pressure, viscosity, etc.), necessary, were identified. for the design of equipment and systems. The general plan of the plant was also carried out, which in turn facilitated the calculation of the equipment. The data sheets of the major equipment, the instrumentation and pipe diagram (DTI) and the list of instruments were made. Finally, the investment cost of USD was calculated with a deviation of -10% to + 25% and which coincides with a cost estimate of Class III; The work was completed with an economic feasibility study, which showed that the implementation of the plant is feasible and feasible because it has the profitability indicators with acceptable values for the variation range of the investment cost estimate.

Tabla de contenido

Introducción	3
Capítulo I Análisis Bibliográfico	6
1.1. Gasolina o naftas catalíticas. Generalidades.....	6
1.1.1. Propiedades de las gasolinas	6
1.1.2. Impurezas en las naftas catalíticas	9
1.2. Tratamientos para la nafta catalíticas.....	10
1.2.1. Hidrogenación Selectiva	10
1.2.2. Tratamiento con oxidación de mercaptanos “Merox”	11
1.3. Diseño de plantas de procesos	15
1.3.1. Elaboración de balance de materiales y energía	15
1.4. Diagrama de flujo de proceso (DFPs).....	16
1.5. Diagramas de instrumentación y tuberías (DTIs).....	16
1.6. Diseño de equipos e instrumentos.....	17
1.7. Ubicación en planta del equipamiento	17
1.8. Estimación de costos.....	17
1.8.1. Tipos de estimados de costos	18
1.9. Factibilidad económica	19
Capítulo II: Diseño Metodológico	23
2.1. Descripción del caso de estudio.....	23
2.2. Datos de entrada al diseño. Diagrama de flujo de procesos y balance de materia	23
2.2.1. Propiedades de las corrientes	24
2.3. Diseño básico de proceso.....	24
2.3.1. Cálculo hidráulico de la planta	25
2.3.2. Plan general de la planta	27
2.3.3. Metodología para el diseño de equipos mayores	28
2.3.4. Metodología para el diseño diagrama de tuberías e instrumentación (DTI).....	34

2.3.5. Metodología para el diseño sistemas de instrumentación.....	34
2.4. Metodología de cálculo para la estimación de costo de equipamiento	35
2.5. Evaluación económica o estudio de factibilidad	36
2.5.1. Bases para el análisis diferencial	36
Capítulo III: Resultados y discusión	39
3.1. Resultado del cálculo hidráulico	39
3.2. Plan general diseñado	39
3.3. Resultado del diseño de los equipos mayores	40
3.3.1. Resultados del diseño del reactor.....	40
3.3.2. Resultados del diseño del intercambiador.....	41
3.3.3. Resultados del diseño del separador	42
3.3.4. Resultados del diseño de la bomba	43
3.3.5. Resultados del diseño de los mezcladores	44
3.4. Resultado del diseño del diagrama de tuberías e instrumentación	45
3.5. Listado de instrumentos	46
3.6. Estimado de Costo de los equipos	47
3.7. Estimado de Costo de la tecnología	49
3.8. Resultados de la Evaluación Económica	50
Conclusiones	52
Recomendaciones	53
Bibliografía	54
Anexos	60

Introducción

Antecedentes

El craqueo catalítico (FCC) es un proceso de refino cuyo objetivo es aumentar la producción de nafta y GLP de mayor valor comercial, a través de la conversión de fracciones pesadas del petróleo (gasóleo y residuos).

La nafta craqueada que se obtiene de un FCC 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 cuatro hasta once átomos de Carbono que destilan entre los 25 °C y los 220 °C (GARY, y otros, 2007) por lo que deben cumplir con una serie de características que las adecuen a su manipulación, almacenamiento y utilización.

La principal especificación medida a la nafta craqueada es su Número de Octano, además de otras como la curva de destilación, presión de vapor *Reid* (RVP), propiedades anticorrosivas, contenido de azufre, etc. Es el producto más valioso de las unidades de FCC y contiene alrededor de 30 % de aromáticos y de 20 - 30 % de olefinas, además de compuestos más ligeros (CORPODIB , 2004). Representa un 35 % de la producción total de la gasolina de una refinería (PDVCUPET.S.A, 2010) 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, y otros, 2001)

Para la ingeniería del Proyecto Expansión de la Refinería Camilo Cienfuegos se proyectó una Unidad de FCC que produciría el 25 % del volumen de nafta total para la preparación de la gasolina de mercado. Esta unidad se alimentaba de las unidades de Hidrocraqueo Severo y Moderado que hidrodesulfuraban la materia prima y por tanto permitía obtener los productos del FCC listos para almacenamiento. Por decisión estratégica de Cuenpetrol se decidió dividir el proyecto en Fases con el objetivo de obtener ganancias adelantadas y que consistió en implementar algunas de las unidades involucradas en el proyecto inicial.

Dentro de las unidades incluidas en la primera Fase está la mencionada Unidad de FCC con la particularidad que ya no procesaría un inyectado hidrodesulfurizado, por tanto, sus productos requerían un postratamiento, dentro de ellos la nafta craqueada que tendría valores de acidez superior a lo normado. Existe una investigación realizada por (MATURELL, 2015) con el objetivo de identificar y seleccionar que esquema para el tratamiento de la nafta del FCC sería el apropiado según las características del proceso de la Fase I, la investigación identificó y seleccionó el Endulzamiento en Cama Fija como el más apropiado y realizó un diseño conceptual preliminar, estimado de costo clase V y un estudio de factibilidad técnica-económica cuya importancia radica en que le permite a la Gerencia de la Empresa Cuvenpetrol tener elementos técnicos para la toma de decisión.

El trabajo actual profundiza en el diseño conceptual realizado por (MATURELL 2015) hasta un nivel de definición de diseño básico de proceso de forma tal que permita llegar a un costo de menor desviación, del tipo Clase III que brinde mayor información para la toma de decisiones.

Problema científico:

En la Fase I del Proyecto Expansión no se cuenta con un proceso para el tratamiento de la acidez de la nafta que producirá el FCC.

Hipótesis de solución:

Si se diseña una planta del tipo Endulzamiento en Cama Fija es posible que se pueda procesar la nafta craqueada a obtener en el FCC durante la Fase I.

Objetivo general:

Efectuar el diseño de procesos, de una planta del tipo Endulzamiento en Cama Fija para el tratamiento de la nafta a producir por el FCC durante la Fase I del Proyecto Expansión.

Objetivos específicos:

1. Elaborar un análisis bibliográfico para describir los fundamentos de las unidades de tratamiento de naftas craqueadas.
2. Describir el proceso tecnológico de la planta a diseñar y las metodologías para el diseño de equipos.

3. Diseñar el proceso a través del cálculo de tuberías y equipos tecnológicos
4. Elaborar el diagrama de tuberías e instrumentación.
5. Efectuar el análisis técnico- económico de la planta.

Estructura del trabajo

El trabajo está conformado por un capítulo I que contiene el análisis bibliográfico sobre la caracterización de las naftas que conforman la gasolina particularizando la que se produce en las unidades de FCC fluidizados, así como el tratamiento que se le realiza mediante endulzamiento en cama fija. Se hace una síntesis de los principales elementos a tener en cuenta para el dimensionamiento y diseño de los equipos, los estimados de costo y factibilidad económica. Seguidamente presenta un capítulo II que describe las metodologías de cálculo para el diseño de los diferentes equipos, tuberías e instrumentación fundamental; para la obtención del estimado de costo clase III y para el estudio de factibilidad económica. Por último, muestra un capítulo III donde se dan a conocer y explican los resultados.

Capítulo I Análisis Bibliográfico

1.1 Gasolina o naftas catalíticas. Generalidades

La nafta catalítica es el producto más valioso de la unidad de craqueo catalítico y forma parte de la producción total de gasolina de una refinería (35 % volumen). (MEZA, y otros, 2001)

Desde el punto de vista de composición química se trata de una mezcla de hidrocarburos entre 4 y 11 átomos de carbono, que destilan entre los 25 °C y los 220 °C y en la que se incluye todo tipo de hidrocarburos; parafinas, isoparafinas, olefinas, aromáticos, naftenos, etc. Pueden contener componentes oxigenados como éteres derivados de metanol y etanol como el MTBE, el ETBE y el TAME y alcoholes puros como metanol y etanol en proporciones variables. Tiene también un contenido muy bajo, del orden de las partes por millón de azufre y nitrógeno. Además, es normal la presencia de aditivos de estabilidad, antidetonantes, antihielo, detergentes, etc.

1.1.1 Propiedades de las gasolinas

Las gasolinas como combustible deben tener una serie de propiedades que la adecuen a su manipulación, almacenamiento e utilización. Se destacan:

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 (parafinas, olefinas, naftenos, aromáticos), comienza en aproximadamente 30 °C y termina, generalmente antes de los 200 °C.

Parafinas: es el nombre común de un grupo de hidrocarburos alcanos de fórmula general C_nH_{2n+2} . La molécula más simple de parafina es el metano, CH_4 , un gas a temperatura ambiente; en cambio, los miembros más pesados de la serie, como las formas sólidas de parafina, llamadas cera de parafina, provienen de las moléculas más pesadas C_{20} a C_{40} . La parafina, identificada por primera vez por Carl Reichenbach en 1830, es un derivado del petróleo; es el nombre técnico de los alcanos en general, aunque en la mayoría de los casos se refiere específicamente a un alcano lineal o alcano *normal* si posee ramificaciones, los isoalcanos también son llamados isoparafinas.

El nombre deriva del latín *parum* (= apenas) + *affinis* aquí utilizado con el significado de "falta de afinidad", o "falta de reactividad"

Olefinas: moléculas lineales o ramificadas que contienen un enlace doble de carbono ($-C=C-$). Su fórmula general es C_nH_{2n} . Tienen terminación "-eno".

Naftenos: hidrocarburos cíclicos saturados, derivados del ciclopropano (C_3H_6) y del ciclohexano (C_6H_{12}). Muchos de estos hidrocarburos contienen grupos metilo en contacto con cadenas parafínicas ramificadas. Su fórmula general es C_nH_{2n} .

Aromáticos: hidrocarburos cíclicos insaturados constituidos por el benceno (C_6H_6) y sus homólogos. Su fórmula general es C_nH_n .

Un **hidrocarburo aromático** o **areno** es un compuesto orgánico cíclico conjugado que posee una mayor estabilidad debido a la deslocalización electrónica en enlaces π . Para determinar esta característica se aplica la regla de Hückel (debe tener un total de $4n+2$ electrones π en el anillo) en consideración de la topología de superposición de orbitales de los estados de transición. Para que se dé la aromaticidad, deben cumplirse ciertas premisas, por ejemplo que los dobles enlaces resonantes de la molécula estén conjugados y que se den al menos dos formas resonantes equivalentes. La estabilidad excepcional de estos compuestos y la explicación de la regla de Hückel han sido explicadas cuánticamente, mediante el modelo de "partícula en un anillo".

Originalmente el término estaba restringido a un producto del alquitrán mineral, el benceno, y a sus derivados, pero en la actualidad incluye casi la mitad de todos los compuestos orgánicos; el resto son los llamados compuestos alifáticos. El exponente emblemático de la familia de los hidrocarburos aromáticos es el benceno (C_6H_6), pero existen otros ejemplos, como la familia de anulenos, hidrocarburos monocíclicos totalmente conjugados de fórmula general $(CH)_n$. (FARRUELA, 2010)

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 isoootano 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. (LLUCH URPI, 2011)

Volatilidad

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. (FARRUELA, 2010)

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.

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. (LLUCH URPI, 2011)

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

Densidad

La densidad no es una propiedad crítica desde el punto de vista del comportamiento del producto. Sin embargo, en los modernos sistemas de inyección, la masa de combustible inyectada en la cámara de combustión sí depende de la densidad con lo que pueden producirse variaciones de la relación aire/combustible que deben ser reguladas por un sistema de control adecuado, tiene, por tanto, cierta importancia en la regulación de motores, es un indicativo del poder calorífico y se utiliza como variable de control en los procesos de producción. Puesto que la densidad de la gasolina se mide a 15,6 °C es un factor importante en las transacciones comerciales, debiéndose realizar la corrección necesaria de volumen en función de la temperatura en que se encuentra el producto a vender, normalmente a ambiente.

Su densidad varía entre 700 y 790 kg/m³. (FARRUELA, 2010)

Viscosidad

También de gran importancia debido a que está relacionada estrechamente con la resistencia de la sustancia a fluir, tanto en el transporte, almacenamiento, así como en el vehículo. (FARRUELA, 2010)

Estabilidad

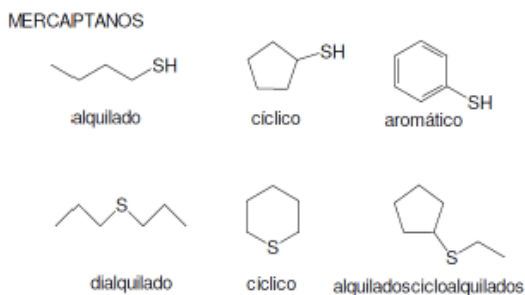
Las gasolinas formuladas deben ser productos estables, en el sentido de que deben mantener sus propiedades desde su fabricación hasta el momento de consumo. La propiedad del combustible que está relacionada con este aspecto del comportamiento es su tendencia a sufrir reacciones de oxidación y/o polimerización. (FARRUELA, 2010)

1.1.2 Impurezas en las naftas catalíticas

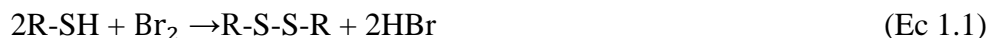
Contenido de azufre

Una de las principales impurezas en la nafta craqueada es el azufre debido que provoca emisiones nocivas y depósitos en los motores de combustión (CORPODIB , 2004). 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

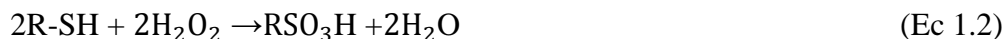
hidrógeno (-SH). Siendo el azufre análogo de un grupo alcohol (-OH), este grupo funcional es llamado *grupo tiol* o *grupo sulfhidrilo* (AXENS, 2011)



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). (MATURELL, 2015)



1.2 Tratamientos para la nafta catalíticas

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:

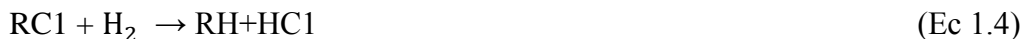
- ❖ Hidrodesulfuración
- ❖ Tratamiento Merox (Oxidación de mercaptanos) (MATURELL, 2015)

1.2.1 Hidrogenación Selectiva

El hidrot ratamiento o hidrogenación selectiva de la nafta catalítica consiste en un método de remoción de azufre en el cual la nafta 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 se definen por Hearn (1997) y Magyara (2005):

Temperatura °C	200-415
Presión, kgf/cm ² g	2.8-30
Relación H ₂ /Hidrocarburo, m ³ /barril	42-85
Velocidad espacial líquida horaria, h ⁻¹	1.0-3.0

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

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

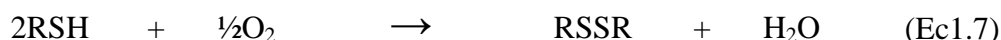
1.2.2 Tratamiento con oxidación de mercaptanos “Merox”

El Proceso Merox 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 - 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.

La reacción general del proceso es la siguiente

Catalizador de Merox



OH⁻

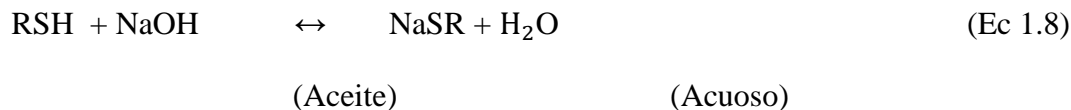
La reacción consiste en dos pasos fundamentales:

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, y otros, 2005); (BASU, y otros, 1993).

Extracción Merox

Los mercaptanos son extraídos mediante una solución acuosa de sosa cáustica de acuerdo a la Ec. 1.8:



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

En la Extracción Merox, 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, y otros, 1993)

Operación combinada

El proceso combinado 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, y otros, 1993)

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. 1.8) 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. Minalk (Cama fija utilizado pequeñas cantidades de cáustico)
3. Cama fija (Convencional)

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 Minalk (MINimum ALkalis)

Es una modificación al de cama fija para disminuir los equipos y el costo de operación manteniendo la misma eficiencia.

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, 2008)

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 utiliza una inyección periódica de solución alcalina (cáustico o amoníaco) para saturar el lecho del catalizador. (BASU, y otros, 1993)

Tratamiento en cama fija

El reactor de cama fija (*trickle bed*) consiste en una columna cilíndrica. Estos reactores son caracterizados por una alta carga de catalizador, mientras que su utilización es algo pobre debido a las limitaciones internas del transporte en las partículas relativamente grandes. Los catalizadores empleados para este reactor pueden ser esféricos, cilíndricos o tener sofisticadas formas como multilobes y van de 1 - 3 milímetros

El traspaso térmico radial pobre en reactores comerciales implica que la operación sea esencialmente adiabática y por lo tanto el control de la temperatura es algo difícil. De vez en cuando, la evaporación parcial del líquido se utiliza para refrescarse.

Este reactor requiere de cuidados especiales para prevenir la mala distribución del flujo, que puede causar la adherencia de soldadura incompleta del catalizador en algunas partes de la cama. (Macías Hernández, 2011)

1.3 Diseño de plantas de procesos

El diseño básico de proceso de planta trae consigo la confección del diagrama de flujos; el balance de materiales y energía; así como el dimensionamiento y cálculo de equipos, tuberías y accesorios.

1.3.1 Elaboración de balance de materiales y energía

El balance de materiales y energía (BM&E) de un proceso industrial es una contabilidad exacta de todos los materiales que entran, salen, se acumulan, se generan o se agotan en un intervalo de operación dado.

Se pueden distinguir cuatro tipos de balances de materia dependiendo del tipo de sistema:

- **Acumulación = Entrada - Salida + Generación - Consumo.**

Es un sistema con entradas, salidas y reacciones químicas.

- **Acumulación = Entrada - Salida.**

Sistema sin reacciones químicas.

- **Entrada = Salida.**

Sistema en estado estacionario, no hay acumulación ni reacciones químicas.

- **Acumulación = Generación - Consumo.**

Sistema sin corrientes de entrada ni de salida, pero con reacción química (Fernández, 2012)

Para comenzar el balance de materiales es necesario establecer una base de tiempo.

Los pasos a seguir para la determinación de ésta consisten en calcular:

1. Capacidad de diseño: se logra por una planificación del mercado y por garantizar flexibilidad en la planta.

2. Días de operación al año: es conveniente realizar un estudio en función de la continuidad del proceso, especificando la manera en que se trabajará, es decir, si se lo hará en turnos (fijos o rotativos) de determinadas cantidades de horas, cuándo y cuánto duran las paradas para mantenimiento de la fábrica, días de vacaciones, horas extras y estimaciones de imponderables.

Como tiempo de operación se puede estimar con una buena aproximación 8.000 horas al año (en Plantas que trabajan 24 hrs al día).

Determinada la producción anual y los días de operación para la misma, podemos analizar qué base de tiempo es la más aconsejable (anual, mensual, diaria, horaria, etc.).

Los BM&E nos permitirán conocer los **caudales máxicos** de todas las corrientes materiales relativas al diagrama de procesos, así como las **necesidades energéticas** del mismo, que en último término se traducirán en la estimación de las necesidades de servicios auxiliares (PDVSA, 1999)

1.4 Diagrama de flujo de proceso (DFPs)

Es una representación esquemática del proceso, sus condiciones de operación normal y su control básico, en el mismo intervienen (UTN, 2009; PDVSA, 2009):

- a) Todos los equipos principales de las operaciones unitarias que intervengan en los procesos.
- b) Todos los equipos colaterales y dispositivos de detalles de funcionamiento que ayuden a los anteriores en su trabajo.
- c) Todo lo relacionado al movimiento de sólidos que haya que utilizar en la planta (cintas transportadoras, cangilones, etc.).
- d) Todas las tuberías principales, marcadas con trazos bien definidos con flechas que indiquen sentido y dirección.
- e) Lazos de control automático que utilice la planta.
- f) Detalle de válvulas principales y bombas de proceso.

1.5 Diagramas de instrumentación y tuberías (DTIs)

Este diagrama se basa en el diagrama de flujo de proceso y muestra el proceso principal con los detalles mecánicos de equipos, tuberías y válvulas, así como los lazos de control para garantizar una operación segura en la unidad (ISO 10628: 97; PDVSA, 2009):

Los símbolos gráficos de las conexiones, accesorios y equipamiento se pueden girar, e invertir, siempre y cuando su significación no varíe al cambiarse la orientación. La representación de

algunos símbolos gráficos (por ejemplo, columnas, recipientes, etc.) se puede ajustar a la escala real con relación a la planta de proceso.

1.6 Diseño de equipos e instrumentos

Una vez realizado los **balances de materia y energía (BM&E)** el próximo paso sería el dimensionamiento de los equipos y las instalaciones de la planta, pues es uno de los aspectos más importantes en un proyecto ingenieril.

Como resultados fundamentales se deben indicar para cada equipo dimensiones tales como:

- Dimensiones principales: altura, longitud, anchura, diámetro, etc.
- Volumen
- Superficie en planta
- Capacidad de trabajo
- Caudal

En algunos casos es necesario indicar el número de equipos, secciones, módulos, columnas (por ejemplo: n° de columnas para una torre de absorción) necesarios a emplear.

Para todas las instalaciones de la planta, así como para los servicios auxiliares, es necesario indicar la superficie en planta requerida, ya que es un dato fundamental para realizar la implantación. (RODRIGUEZ, 2000)

1.7 Ubicación en planta del equipamiento

La ubicación en planta del equipamiento tecnológico o plan general es clave durante el diseño, debido a que establece los requisitos en cuanto a distanciamiento, ubicación espacial, área libre para el mantenimiento y acceso a los equipos. Es una de las primeras actividades que se desarrollan durante un diseño porque provee la información de longitudes, alturas, cambio de dirección y otras informaciones requerida para el diseño de tuberías y equipos (Carlos, 2010)

1.8 Estimación de costos

Según Perry (2008) una estimación de costo se “utiliza para estimar la factibilidad económica de un proyecto, antes de invertir suficientes fondos para pruebas piloto, estudios de mercado, levantamiento de planos topográficos y adquisiciones y puede ser preparado con un mínimo de

datos y costos relativamente bajos...” Específicamente, para realizar una estimación de estudio, debe conocerse lo siguiente:

Adicionalmente, se necesita una estimación de las horas de trabajo de ingeniería, ya que la exactitud de una estimación depende grandemente de la cantidad de trabajo de ingeniería que se invierta en el proyecto (Mussatti, 2000).

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 el proyecto.

La aplicación de los estimados de costos está relacionada con las siguientes actividades: a) evaluar la factibilidad de un proyecto, b) cuantificar las necesidades de fondos para la ejecución de un proyecto, c) evaluación de ofertas y d) valoración de activos, plantas, entre otros.

Para el estimado de costo de los proyectos se hace necesario tomar en cuenta los siguientes elementos: mano de obra, materiales, subcontratistas y consultores, alquiler de equipos e instalaciones, viajes, contingencias e imprevistos. (Oliveros *et al.*, 2010).

1.8.1 Tipos de estimados de costos

Las GGPIIC (1999) define cinco tipos de estimados: Estimados Clase V, IV, III, II y I.

Estimado Clase V: 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 éste 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 % a + 60 %.

Estimado Clase III: se prepara con la ingeniería básica hasta un 60 % de definición, se fundamenta en el desarrollo detallado de los balances de materiales, equipos mayores, hidráulica de la planta y algunos elementos de instrumentación. Los costos de equipamientos se sustentan parte en ofertas y otros factorizando datos históricos de proyectos similares. La probabilidad de que los costos finales resulten, dentro de más o menos -10 % del estimado, es un 25 %. Dicho estimado se toma en cuenta para inversiones de proyectos de desarrollo; tiene la finalidad de dar una mejor indicación para los estudios de pre factibilidad económica (CORCEGA, 2016) (Oliveros, 2010).

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 del 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. Su recisión 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.

Conclusiones parciales:

- ❖ El desarrollo del Balance de Materiales y Energía permite conocer las corrientes del proceso, las cuales a su vez facilitan el posterior diseño de los equipos e instalaciones de la planta.
- ❖ El diseño con una definición de un 60% básico y el 40% conceptual, garantiza la obtención de un estimado de costo clase III con desviación -10% a +25%.
- ❖ La ubicación en planta facilita los datos de longitudes, alturas, cambio de dirección y otras informaciones necesarias para el diseño hidráulico y de equipos.
- ❖ El diseño de los equipos debe indicar como resultados fundamentales: altura, longitud, anchura, diámetro, volumen, superficie en planta, capacidad de trabajo y caudal.

Capítulo II: Diseño Metodológico

2.1 Descripción del caso de estudio

La planta de endulzamiento de nafta en cama fija a diseñar parte del diseño conceptual realizado por (MATURELL, 2015) y que se muestra en la Fig. 2.1. La planta se alimentará con 38586 kg/h de nafta catalítica proveniente de la unidad CCU a 38 °C y 10 kgf/cm²g. La materia prima a estas condiciones se mezcla en el MEZCLADOR 1 con un 12.23 kg/h de aire con el propósito de suministrar el oxígeno requerido para las reacciones de oxidación de mercaptanos a disulfuros y con 162.08 kg/h de álcali (Amoníaco) para proveer la alcalinidad necesaria.

El aire proviene del sistema de suministro que está formado por el COMPRESOR que succiona aire atmosférico y lo descarga a 288.9 °C y 11 kgf/cm²g y el ENFRIADOR que lo lleva a las condiciones de mezcla con la materia prima.

La mezcla de nafta, aire y álcali entra al REACTOR DE ENDULZAMIENTO donde acurren las reacciones de oxidación que convierten los mercaptanos en disulfuros.

Del REACTOR salen 38761 kg/h de efluentes de reacción a 40 °C y 9 kgf/cm²g que se envían al SEPARADOR donde se separan los disulfuros de la nafta dulce, para facilitar la separación se introduce un flujo de agua que se mezcla en el MEZCLADOR 2.

Del SEPARADOR se extraen 3444 kg/h de efluentes que se bombean hacia el sistema de tratamiento de residuales a una presión de 8 kgf/cm²g.

La nafta dulce se envía directamente hacia almacenamiento para conformar la gasolina de comercialización.

2.2 Datos de entrada al diseño. Diagrama de flujo de procesos y balance de materia

Para realizar el diseño de la planta se necesitan de cada corriente los siguientes datos:

- Densidad
- Viscosidad
- Capacidad calorífica

- Flujo másico y volumétrico
- Temperatura
- Presión

Para ello se dispone del diagrama de flujo y la simulación desarrollada por (MATURELL, 2015).

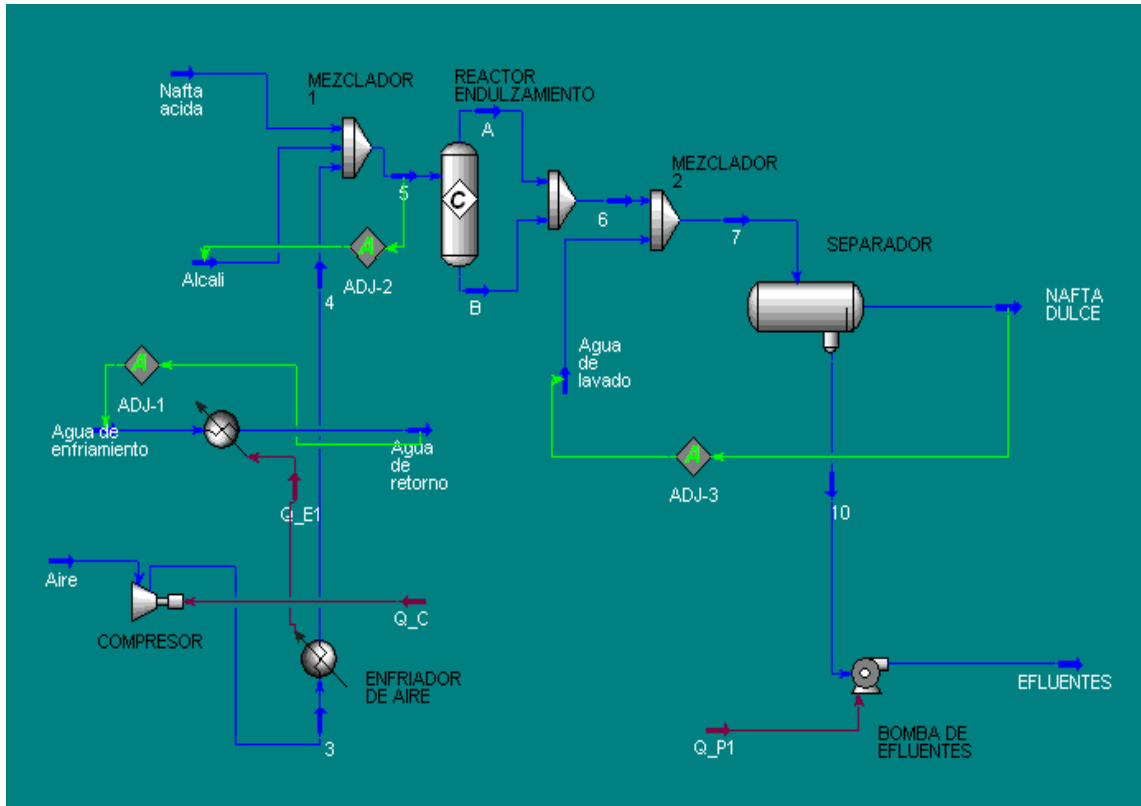


Fig. 2.1. Diagrama de flujo de la planta de Endulzamiento en cama fija

2.2.1 Propiedades de las corrientes

Las propiedades de las corrientes a utilizar se muestran en el ANEXO I.

2.3 Diseño básico de proceso

El diseño básico de proceso se realiza teniendo en cuenta los pasos que se muestran a continuación:

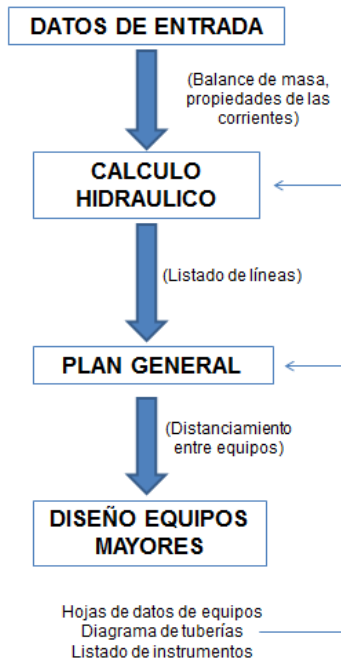


Fig. 2.2 Diseño básico del proceso. Fuente: Elaboración propia.

Se debe tener presente los márgenes de diseño a utilizar, para ello se definen los siguientes según Technip (2011)

- Equipos y tuberías: 10 % sobre diseño
- Temperaturas de diseño: Temperatura de operación máxima + 28 °C
- Presión de diseño: presión máxima de operación + 1.7 kgf/cm² (para presiones entre 0 y 17.5 kgf/cm²g)
- Mínima capacidad de operación: 60 % de la carga
- Presión máxima de operación + 10 %

2.3.1 Cálculo hidráulico de la planta

El cálculo hidráulico en tuberías o sistemas de tuberías se realiza a partir de los datos aportados por el balance de materiales y los datos constructivos del sistema hidráulico tales como:

- Longitud de la tubería: L (m)
- Flujo volumétrico: Q (m³/h)
- Número y tipo de accesorios del sistema hidráulico
- Densidad del líquido: ρ (kg/m³)

- Viscosidad del líquido: μ (Pas)
- Rugosidad absoluta de la tubería: e (m)
- Coeficiente de resistencia de los accesorios: K

La metodología es la siguiente:

- a) Determinación de la velocidad del fluido v (m/s):

$$v = \frac{4 \times Q}{\pi \times D^2} \quad \text{Ec 2.1}$$

- b) Determinación del número de Reynolds:

$$R_e = \frac{D \times v \times \rho}{\mu} \quad \text{Ec 2.2}$$

- c) Determinación de las pérdidas de fricción en tuberías

- I. Cálculo de la rugosidad relativa ε :

$$\varepsilon = \frac{e}{D} \quad \text{Ec 2.3}$$

- II. Cálculo del factor de fricción f :

Con el número de Reynolds y la rugosidad relativa se determina el factor de fricción.

Pérdidas de carga por fricción h_f (m):

$$h_f = f \times \frac{L}{D} \times \frac{v^2}{2 \times g} \quad \text{Ec 2.4}$$

Donde:

- Aceleración de la gravedad: g (m/s^2).

- III. Determinación de las pérdidas locales por accesorios

Los coeficientes de resistencia local (K_i) se determinan para cada accesorio utilizando las tablas de la sección III de (Westaway, y otros, 1984) Pérdidas de carga locales: (h_l)

$$h_l = \sum_{i=1}^n K_i \times \frac{v^2}{2 \times g} \quad \text{Ec 2.5}$$

- d) Determinación de la caída de presión en tuberías

La caída de presión es determinada por (Rosabal Vega, y otros, 2010) mediante el uso de la ecuación de Bernoulli en toda la tubería:

$$Z_1 + \frac{v_1^2}{2 \times g} + \frac{P_1}{\rho \times g} = Z_2 + \frac{v_2^2}{2 \times g} + \frac{P_2}{\rho \times g} + h_t \quad \text{Ec 2.6}$$

Donde:

- Altura a la entrada y salida de la bomba: Z_1 (m) y Z_2 (m), respectivamente
- Velocidad de fluido en la succión y descarga de la bomba: v_1 (m/s) y v_2 (m/s)
- Presión en la succión y descarga de la bomba: P_1 (kPa) y P_2 (kPa)

$$h_t = h_f + h_l \quad \text{Ec 2.7}$$

Donde:

- Pérdidas de cargas totales del sistema: h_t (m)

e) Aplicación de criterio de evaluación

El criterio de evaluación se realiza a través de dos parámetros establecidos por Technip (2011) Ver ANEXO II:

- La velocidad máxima del fluido en la tubería.
- La caída máxima de presión por unidad de longitud.

Nota: Con estos criterios de evaluación se procede como tanteo y error, cambiando el diámetro.

2.3.2 Plan general de la planta

En el diseño del plan general se utiliza la herramienta de dibujo AutoCAD y los requerimientos de distanciamiento entre equipos establecidos por PDVSA (1995) en la tabla 2.1. Se tiene en cuenta además las áreas determinadas para el acceso y mantenimiento a los equipos tecnológicos.

Tabla. 2.1 Separación entre los equipos empleados según PDVSA (1995)

EQUIPO	COMPRESOR	ENFRIADOR	REACTOR	SEPARADOR	BOMBA
DISTANCIA (M)	10	3	5	1.5	5

2.3.3 Metodología para el diseño de equipos mayores

a) Diseño de reactores

Para el diseño del reactor se necesita la cinética de las reacciones involucradas, cuyos datos no están disponibles, por tanto, se utilizarán datos referenciales de otras unidades.

La capacidad del reactor de la planta se obtiene a partir de la simulación realizada por (MATURELL,2015) y con esta capacidad, por la ecuación 2.8, tanteando el diámetro de forma tal que se cumpla con la relación diámetro/longitud, que debe estar entre 1 y 10 para equipos mayores, según la experiencia real en plantas.

$$V = \frac{\pi D^2}{4} \times L \quad \text{Ec.2.8}$$

b) Diseño de intercambiadores

Para el diseño de los intercambiadores de calor se usan la metodología de Kern (1999). Para este estudio no es necesario desarrollar el diseño debido ya que (MATURELL, 2015) realizó un diseño detallado del mismo, por lo que se utilizarán sus resultados.

c) Diseño de tambores trifásicos horizontales

Para el dimensionamiento de los separadores horizontales trifásicos se necesita seleccionar una longitud de costura a costura y un diámetro. Esta selección debe satisfacer las características para la capacidad de gas que permitirá a las gotas de líquido caer desde el gas hasta la zona de volumen de líquido, mientras que el gas atraviesa la longitud efectiva del separador. Ésta debe proveer un tiempo de retención suficiente para que el líquido se separe del gas. (Requena G, Rodríguez M, 2006)

En el dimensionamiento de los separadores horizontales trifásicos existen cinco (5) pasos iguales al de los separadores horizontales bifásicos los cuales se muestran en el ANEXO III

d) Cálculo para bombas centrífugas

Determinación del NPSH del sistema

La presión de succión neta positiva, NPSH en sus siglas en inglés, es definida por (Westaway, y otros, 1984) como la carga total de succión en el centro del eje de la bomba menos la presión de vapor del líquido bombeado, expresada en metros y se define en la siguiente expresión:

$$NPSH_{sistema} = \frac{P_1}{\rho \times g} + H_s - \frac{P_{vapor}}{\rho \times g} - h_{p\text{ succión}} \quad \text{Ec 2.9}$$

Donde:

- Carga neta por encima de la correspondiente a la presión de vapor del líquido: $NPSH_{sistema}$
- Altura de aspiración y la posición relativa de la bomba con respecto al recipiente de succión: H_s (m)
- Pérdidas de energía en el sistema: $h_{p\text{ succión}}$ (m)
- Presión de vapor del líquido: P_{vapor} (kPa)
- Presión en el recipiente de succión: P_1 (kPa)
- Densidad del líquido: ρ (kg/m³)
- Aceleración de la gravedad: g (m/s²)

Para la determinación del NPSH se utiliza las pérdidas por fricción determinadas anteriormente en cada circuito de succión de las bombas.

Determinación de la carga del sistema

El balance de energía mecánica para un sistema hidráulico de bombeo por tuberías puede expresarse como (Rosabal Vega, y otros, 2010):

$$\frac{\Delta P}{\rho} + \Delta \left(\frac{\alpha v^2}{2} \right) + g\Delta Z + \sum F_p - (-W) = 0 \quad \text{Ec 2.10}$$

Que en términos de carga toma la siguiente forma:

$$H = \frac{\Delta P}{\rho g} + \Delta \left(\frac{\alpha v^2}{2g} \right) + \Delta Z + \frac{\sum F_p}{g} \quad \text{Ec 2.11}$$

O sea,

$$H = \frac{\Delta P}{\rho g} + \Delta \left(\frac{\alpha Q^2}{2A^2 g} \right) + \Delta Z + \left(\frac{fL}{D} + \sum K_i \right) \frac{Q^2}{2A^2 g} \quad \text{Ec 2.12}$$

Donde:

H: carga

ΔP : diferencia de presión

D: diámetro de la tubería

g: gravedad ΔZ : altura o carga geométrica L: longitud de la tubería
 ρ : densidad Q: flujo f: factor de fricción
A: área K: valores del coeficiente de resistencia

Para determinar los valores de resistencia se debe tener en cuenta el tipo de régimen en que se encuentra el fluido:

- Para régimen turbulento donde $Re > Re_{cr2}$, se calcula por la siguiente expresión:

$$\sum K_i = \sum K_{turb\ i} \frac{f}{f_{turb}} \quad \text{Ec 2.13}$$

Donde:

K_{turb} : se extrae de la tabla 3.1 (Rosabal Vega, y otros, 2010).

f_{turb} : se calcula por la ecuación 3.26 o la figura 3.9 del (Rosabal Vega, y otros, 2010)

- Para régimen laminar donde $Re < Re_{cr1}$, se calcula por la figura 3.24 del (Rosabal Vega, y otros, 2010).

Determinación la potencia hidráulica de la bomba

La potencia entregada por el sistema impulsor al fluido es, por definición el gasto de energía por unidad de tiempo, y se expresa de la siguiente forma (Rosabal Vega, y otros, 2010):

$$N = (P_D - P_S)Q \quad \text{Ec 2.14}$$

Donde

PD: Presión de descarga

PS: Presión de succión

Q: flujo volumétrico

e) Diseño de compresores

La metodología de diseño según PDVSA (1996) se muestra en la tabla 2.2 del ANEXO IV. En este caso se utilizan los valores obtenidos en la simulación de la planta elaborada por (MATURELL, 2015).

f) Diseño de mezcladores estáticos

Para dimensionar un mezclador de mezcla líquida / líquida (monofásica) se emplea este método preciso pero simple, capaz de obtener el mezclador estático correcto en las diversas aplicaciones de líquidos (ADMIX, 1998)

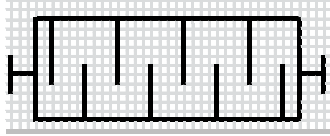


Fig. 2.3: Mezclador estático.

Los cálculos del procedimiento determinarán la longitud, el diámetro, el número de elementos y la caída de presión del mezclador estático.

Paso 1: Identificación de las condiciones iniciales

Variables de calibre

(Q) Caudal, (D) Diámetro existente del tubo, (μ) Viscosidad absoluta, (SG) Gravedad Específica, (ΔP) Máxima Pérdida de carga admisible, (T / P) Temperatura / Presión.

Además de:

Material de tubería existente, inyección y requisitos especiales.

Paso 2: Cálculo del número de Reynolds

El número de Reynolds debe ser calculado para identificar si el flujo de la tubería es turbulento, laminar o de transición. Este puede calcularse como sigue:

$$\# (Re) = \frac{3157 \cdot Q \cdot SG}{\mu \cdot D} \quad \text{Ec 2.15}$$

Donde

Q = Caudal (GPM)

SG = Gravedad Específica

μ = Viscosidad Absoluta (cps)

D = diámetro interior de la tubería (pulgadas)

Paso 3: Selección del número de elementos

Utilizando el número de Reynolds (Re) determinado anteriormente, se ubica el régimen de flujo adecuado y Re para seleccionar el número de los elementos necesarios. Como se explica en la Fig.2.4, es necesario añadir más elementos cuando una amplía la relación de fluidos Viscosidades y / o volúmenes.

Fig. 2.4 Tabla para el cálculo del número de elementos. Fuente (ADMIX, 1998)

Régimen de flujo	Reynolds Número (Re)	No. de Elemento	Número de elementos a añadir Si la relación de viscosidad entre Fluidos superiores a 1000: 1	Número de elementos a añadir Si la Relación volumétrica entre Fluidos superiores a 100:1
Laminar	<1	24	6	6
	1-10	18	6	6
	11-50	14	6	6
	51-100	12	6	6
	101-500	10	6	6
Transición	501-1000	8	4	4
	1001-2000	6	4	4
Turbulento	2001-5000	4	2	2
	5001+	2	2	2

Diámetro y longitud

Para la mayoría de las circunstancias, la tubería in situ determinará el diámetro del mezclador. Sin embargo, es posible que los tamaños sean necesarios para lograr una mezcla más completa, reducir la caída de presión, o aumentar la capacidad de dispersión. La longitud del mezclador se basará en el número de elementos necesario. Una longitud aproximada puede ser determinada multiplicando el número de elementos por 1,5; en función de la cantidad de elementos deberá calcularse de la siguiente forma:

- 2 etapas = 2 elementos

Longitud del mezclador estático = 1.5 x Diámetro (m) x 2 (elemento) - 0.5 x Diámetro (m)

- 3 etapas = 3 elementos

Longitud del mezclador estático = 1.5 x Diámetro (m) x 3 (elemento) - Diámetro (m)

- 4 etapas = 4 elementos

Longitud del mezclador estático = 1.5 x Diámetro (m) x 4 (elemento) - 1.5 x Diámetro (m)

- 5 etapas = 5 elementos

Longitud del mezclador estático = 1.5 x Diámetro (m) x 5 (elemento) – 2.0 x Diámetro (m)

- 6 etapas = 6 elementos

Longitud del mezclador estático = 1.5 x Diámetro (m) x 6 (elemento) – 2.5 x Diámetro (m)

Paso 4: Cálculo de la caída de presión ΔP

1. Determinar gráficamente la caída de presión:

Si los materiales del proceso son similares al agua, con S.G. = 1,0 y viscosidad inferior a 10 cps, si los fluidos tienen propiedades distintas a la del agua, el cálculo manual de la caída de presión sigue.

2. Para materiales no acuosos donde la viscosidad es mayor que 10:

a) Vuelva a comprobar el valor del número de Reynolds calculado en el paso # 2. Usando este valor, determine el factor de fricción asociado para la carcasa del mezclador

b) Calcule ahora PH de la carcasa vacía sin elementos de mezcla.

$$PH = \frac{0.0135 \cdot f \cdot L \cdot SG \cdot Q^2}{D^5} \quad \text{Ec 2.16}$$

Donde

f = factor de fricción

L = longitud del tubo (pies)

c) Usando el número de Reynolds del Paso # 2, calcular el factor de flujo, Ff para compensar la pérdida de carga causada por los elementos de mezcla.

$$Re < 10$$

$$Ff = 6.5$$

$$10 < Re < 1000$$

$$Ff = 6.5 (Re)^{0.45}$$

$$Re < 1000$$

$$Ff = 8.5 \ln(Re) - 16$$

d) La caída total de la presión del mezclador o la pérdida de se puede hallar multiplicando la pérdida de carga de la carcasa (PH) por el factor de flujo del elemento (Ff)

$$P (PSI) = PH \cdot Ff \quad Ec 2.17$$

Paso 5: Comprobación de la velocidad del mezclador

Para aplicaciones de flujo turbulento, generalmente se recomienda que se mantenga una velocidad mínima de 1,0 Ft/seg para lograr un mejor rendimiento, en aplicaciones específicas como líquido-líquido las dispersiones pueden requerir hasta 7-8 pies/seg, para la mayoría de las aplicaciones de mezcla, una velocidad de 2-3 pies/seg es suficiente.

$$(V) = 0.408 \frac{Q}{D^2} \quad Ec 2.18$$

V = Velocidad en Ft/Seg

2.3.4 Metodología para el diseño diagrama de tuberías e instrumentación (DTI)

El DTI se diseñará en Autocad 2014 realizando una combinación entre los resultados del cálculo hidráulico, el PFD y los resultados del diseño de los equipos mayores. Se utilizará las especificaciones de Technip (2010).

2.3.5 Metodología para el diseño sistemas de instrumentación

Los instrumentos y lazos de controles se diseñarán en el diagrama de tuberías e instrumentación según los criterios de Technip (2010). El esquema básico de control a seguir se muestra en la Fig.2.5.

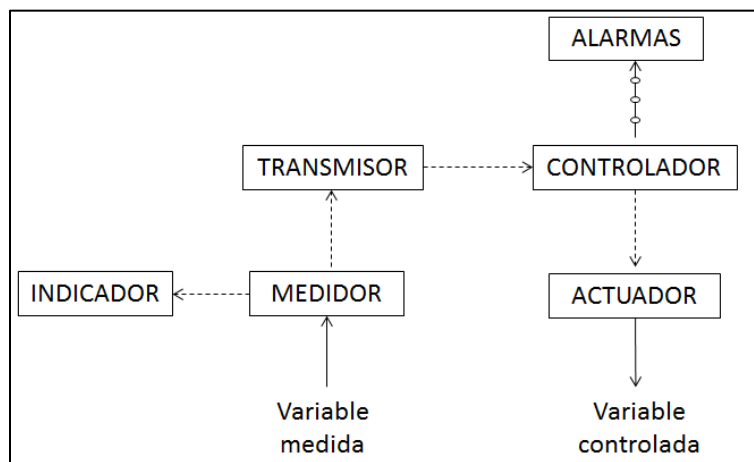


Fig.2.5. Esquema básico de control

2.4 Metodología de cálculo para la estimación de 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 ofertas de la compañía china In House del ANEXO VI, que estarán en relación con las características fundamentales de los equipos.

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

$$C_t = \frac{C_0 I_t}{I_0} \quad Ec 2.19$$

donde:

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 petróleo 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).

$$Costo\ equipo_a = costo\ equipo_b \left[\frac{capacidad\ equipo_a}{capacidad\ equipo_b} \right]^n \quad Ec 2.20$$

donde:

n: exponente para costo de equipos (Anexo VI)

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.

2.5.1 Bases para el análisis diferencial

Para elaborar la proyección del estudio de factibilidad se parte del uso de determinadas bases y suposiciones definidas en Covenpetrol 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 Córcega, 2014 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 30% 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 III.
- 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 2.8 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

Capítulo III: Resultados y discusión

3.1 Resultado del cálculo hidráulico

Como se puede apreciar en la fig.3.1, los resultados del cálculo hidráulico son adecuados, ya que se cumple con los parámetros establecidos por la norma de Technip (2010) en cuanto a la velocidad y la caída de presión de las corrientes del sistema según los diámetros establecidos. El cálculo hidráulico de la planta aparece en el ANEXO VII .

Número de línea	Corriente según PFD	Ubicación		Condiciones de flujo					Propiedades a las condiciones de flujo		Condiciones de diseño		Diámetro interior, mm	Caída de presión, kgf/cm2/km	Velocidad, m/s
		Desde	Hasta	Naturaleza	Presión, kgf/cm2g	Temp., °C	Estado	Flujo másico, kg/h	Densidad, kgf/cm3	Viscosidad, cP	Presión, kgf/cm2g	Temp., °C			
101.6-P-01	Nafta Ácida	Entrada a planta	101.6-P-02	Hidrocarburo	10	38	L	38586	743.7	1.180	12.7	66	101.6	2.48	1.96
101.6-P-02	---	101.6-P-01	101.6-P-03	Hidrocarburo	10	38	L	38586	743.7	1.180	12.7	66	101.6	2.48	1.96
101.6-P-03	---	101.6-P-02	ME-01	Hidrocarburo	10	38	L	38586	743.7	1.180	12.7	66	101.6	2.48	1.96
101.6-P-04	5	ME-01	R-01	HC+Aire+NH3	10	40	L	38761	743.6	0.340	12.7	68	101.6	2.50	1.96
101.6-P-05	6	R-01	101.6-P-06	HC+H2O+disulfuros	8	40	L	38761	743.3	0.220	10.5	68	101.6	2.45	1.97
101.6-P-06	---	101.6-P-05	ME-02	HC+H2O+disulfuros	8	40	L	38761	743.3	0.220	10.5	68	101.6	2.45	1.97
101.6-P-07	7	ME-02	D-01	HC+H2O+disulfuros	8	40	L	42085	756.8	0.385	10.5	68	101.6	2.90	2.10
101.6-P-08	Nafta dulce	D-01	Salida de planta	Hidrocarburo	7.5	40	L	38640	741.9	0.370	9.95	68	101.6	2.50	1.96
25.4-IL-01	Alcalí	Entrada a planta	101.6-P-01	NH3	10	38	V	162.08	7.78	1.41	12.7	66	25.4	11.05	12.56
19.05-PA-01	3	C-01	E-01	Aire	11	289	V	12.57	7.259	1.37	13.8	317	19.05	2.82	1.86
19.05-PA-02	4	E-01	ME-01	Aire	10	38	V	12.57	12.12	0.020	12.7	66	19.05	0.16	1.11
12.7-SW-01	Agua de Enfriamiento	Entrada a planta	E-01	Agua	10	32	L	164.64	1002	0.544	12.7	60	12.7	0.66	0.20
12.7-RW-01	Agua de Retorno	E-01	Salida de planta	Agua	9	42	L	164.64	994.8	0.544	11.6	70	12.7	0.67	0.20
38.1-YW-01	Agua de lavado	Entrada a planta	ME-02	H2O	10	30	L	3324	1004	0.797	12.7	58	38.1	2.62	0.89
38.1-OD-01	10	D-01	P-01 A/B	H2O+disulfuros+HC	7.5	40	L	3444	975	0.640	9.95	68	38.1	2.81	0.95
38.1-OD-02	Efluentes	P-01	Salida de planta	H2O+disulfuros+HC	8.0	40	L	3444	975	0.640	10.5	68	38.1	2.81	0.95

Fig.3.1 Tabla de propiedades, condiciones y resultados hidráulicos.

3.2 Plan general diseñado

El presente plan general que se muestra en la fig.3.2 nos representa una vista superior de la planta, especificando que ocupa un espacio de 30,73 x 23,18 m; en el que se tuvo en cuenta las diferentes distancias entre los equipos mostradas en la tabla.2.1 , así como sus áreas libres para el mantenimiento y acceso a estos. Los equipos fueron identificados por los códigos de identificación de equipos mostrados en el ANEXO VIII. El dibujo está a escala 1:1 y se trabajó en centímetros.

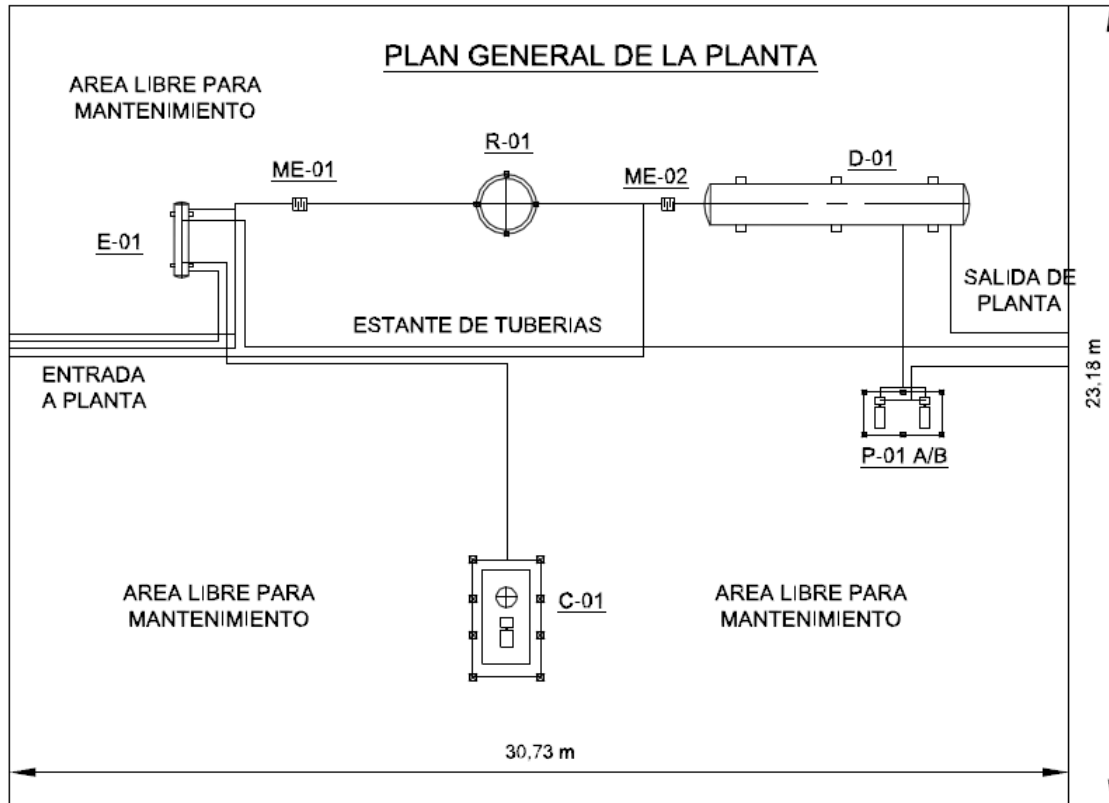


Fig.3.2 Plan general de la planta

3.3 Resultado del diseño de los equipos mayores

Los resultados de los equipos se muestran en las hojas de datos que siguen.

3.3.1 Resultados del diseño del reactor

Para efectuar el diseño del reactor es necesario contar con la cinética de las reacciones; por lo complejo que resulta la obtención de la misma se busca referencia de 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	
Tipo	MEROX LCN	
Servicio	Nafta Carbón activado	
Material	Acero al carbono	
Capacidad	m ³ /h	22
Diámetro	m	1.5
Altura	m	5

Reactor

Código	R-01	
Descripción	Reactor	
Tipo	Merox Endulzamiento	
Servicio	Nafta Carbón activado	
Capacidad	m ³ /h	52.5
Diámetro	mm	2500
Altura	mm	10700

Como se puede apreciar, según sus dimensiones, con un diámetro de 2500 mm y una altura de 10700 mm, el reactor no es muy grande ya que la planta es una planta pequeña que no maneja grandes flujos.

3.3.2 Resultados del diseño del intercambiador

El diseño detallado del enfriador de aire comprimido expone los siguientes resultados:

Código	E-01	
Descripción	Enfriador	
Fluido por el ánulo	Aire	
Fluido por los tubos	Agua	
Tipo	Horquilla	
Cantidad de horquillas	U	1
Superficie de intercambio	m ²	0.42
Superficie externa por m de longitud	m ² /m	0.13
Longitud equivalente	m	3
DIMENSIONES BOQUILLAS		
Entrada lado aire	mm	19.05
Salida lado aire	mm	19.05

Entrada lado agua	mm	12.7	
Salida lado agua	mm	12.7	
PROPIEDADES		Entrada	Salida
Densidad del aire	kgf/cm ³	7.259	12.12
Viscosidad del aire	cP	1.37	0.020
Densidad del agua	kgf/cm ³	1002	994.8
Viscosidad del agua	cP	0.544	0.544
Material		Acero al carbono	
Eficiencia	%	85	

3.3.3 Resultados del diseño del separador

Considerando un tiempo de retención de 15 min, que es el que se utiliza en los separadores existentes de la refinería y aplicando la metodología descrita en el capítulo II, se obtienen como resultados del separador los siguientes:

Código	D-01	
Descripción	Separador	
Diámetro	mm	2400
Longitud	mm	7345
Espesor	mm	19
Peso total	kg	24939
DIMENSIONES BOQUILLAS		
Entrada	mm	101.6
Salida de gases	mm	38.1
Salida de producto	mm	101.6
Salida de efluentes	mm	38.1
Factor de sobre diseño	%	10
BOTA		
Diámetro	mm	406
Altura	mm	719.4
Tiempo de retención	min	15
OTROS		
Tipo de cabezal		2:1 elíptico
Presión máxima de operación	kgf/cm ² g	8.96
Presión de diseño	kgf/cm ² g	10.66
Temperatura de diseño	°C	67.78
Material		Acero al carbono
Eficiencia	%	85

Las dimensiones del separador son 2400 mm de diámetro y 7345 mm de longitud, teniendo de esta forma un volumen y costo de mayor exactitud que el calculado por (MATURELL, 2015); esto posibilita un menor % de desviación para el costo total de la inversión.

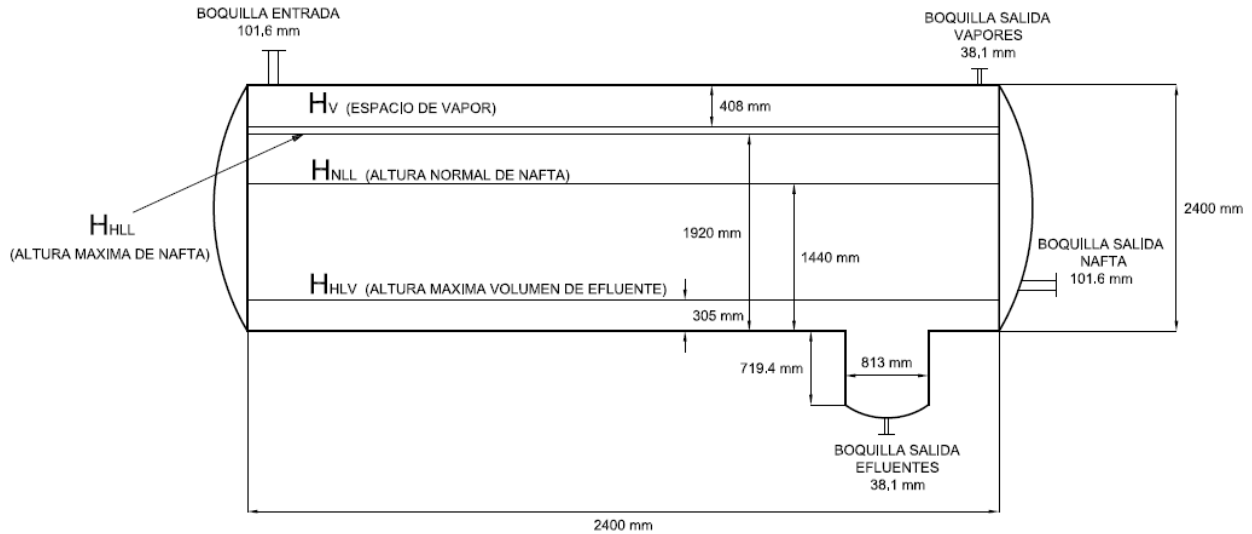


Fig.3.3 Esquema detallado del diseño del separador

En la fig.3.3 se muestra el diseño detallado del separador trifásico con todas sus dimensiones de diámetro, longitud, especificaciones de la bota etc.; para el cual fue imprescindible el uso del plan general y el cálculo hidráulico en la obtención de algunos datos necesarios.

3.3.4 Resultados del diseño de la bomba

A partir de los datos obtenidos en la simulación de la planta, se realiza el diseño de la bomba en Excel, se muestra en el ANEXO IX, obteniendo como resultados los siguientes:

Código	P-01 A/B	
Descripción	Bomba de efluentes	
FLUIDO MANEJADO		
Fluido	Efluentes	
Agente corrosivo/erosivo	No / No	
Temperatura de bombeo	°C	40
Viscosidad	cP	0.640
Presión de vapor	kgf/cm ² a	0.10
Densidad a PT	kg/m ³	975
CONDICIONES DE OPERACION		
Flujo de operación	m ³ /h	3.9

Flujo de diseño	m ³ /h	4.3
Presión de succión	kgf/cm ² g	7.48
Presión de descarga	kgf/cm ² g	8.52
Diferencial de presión	kgf/cm ²	1.03
NPSH	m	87.1
Potencia hidráulica nominal	kW (kcal/h)	0.109 (94.2)
Potencia hidráulica diseño	kW (kcal/h)	0.150 (129, 6)
Número y tipo		2 (1 en operación + 1 reserva) Centrifuga
Eficiencia	%	65

Estos resultados nos indican que la bomba funciona correctamente puesto que tiene un NPSH positivo, en comparación con la seleccionada por (MATURELL, 2015) tiene un mayor consumo eléctrico, lo que a su vez nos indica que tendrá un mayor costo.

3.3.5 Resultados del diseño de los mezcladores

Aplicando la metodología de (ADMIX, 1998) y los datos necesarios del balance de materiales se obtienen como resultados del diseño de los mezcladores los que siguen a continuación:

Código		ME-01	ME-02
Descripción		Mezclador 1	Mezclador 2
FLUIDO MANEJADO			
Fluido		Hidrocarburo	HC+H ₂ O+disulfuros
Flujo de operación	m ³ /h	51.15	52.14
	Kg/h	38586	42085
Temperatura	°C	38	40
Fracción vapor	%	0	0
Densidad a PT	kg/m ³	743.7	756.8
Viscosidad	cP	1.18	0.385
Masa molecular		97.3	72.22
Tensión superficial	Dina/cm	20.36	0
CONDICIONES DE OPERACION			
Presión de entrada	kgf/cm ² g	10	8
Caída de presión permisible	kgf/cm ²	0.004	0.004
CONDICIONES DE DISEÑO			
Flujo de diseño mínimo/máximo	m ³ /h	30.69 / 56.27	31.28 / 57.35
Presión de diseño	kgf/cm ² g	12.7	10.5
Temperatura de diseño	°C	66	68
CONSTRUCCION			
Conexiones entrada/salida	mm	101.6	101.6
Material	m	Acero al carbono	Acero al carbono
Longitud	m	0.25	0.25

Ambos mezcladores son pequeños, de 0.25 m de longitud, y tienen las mismas características constructivas puesto que manejan flujos bajos y similares.

3.4 Resultado del diseño del diagrama de tuberías e instrumentación

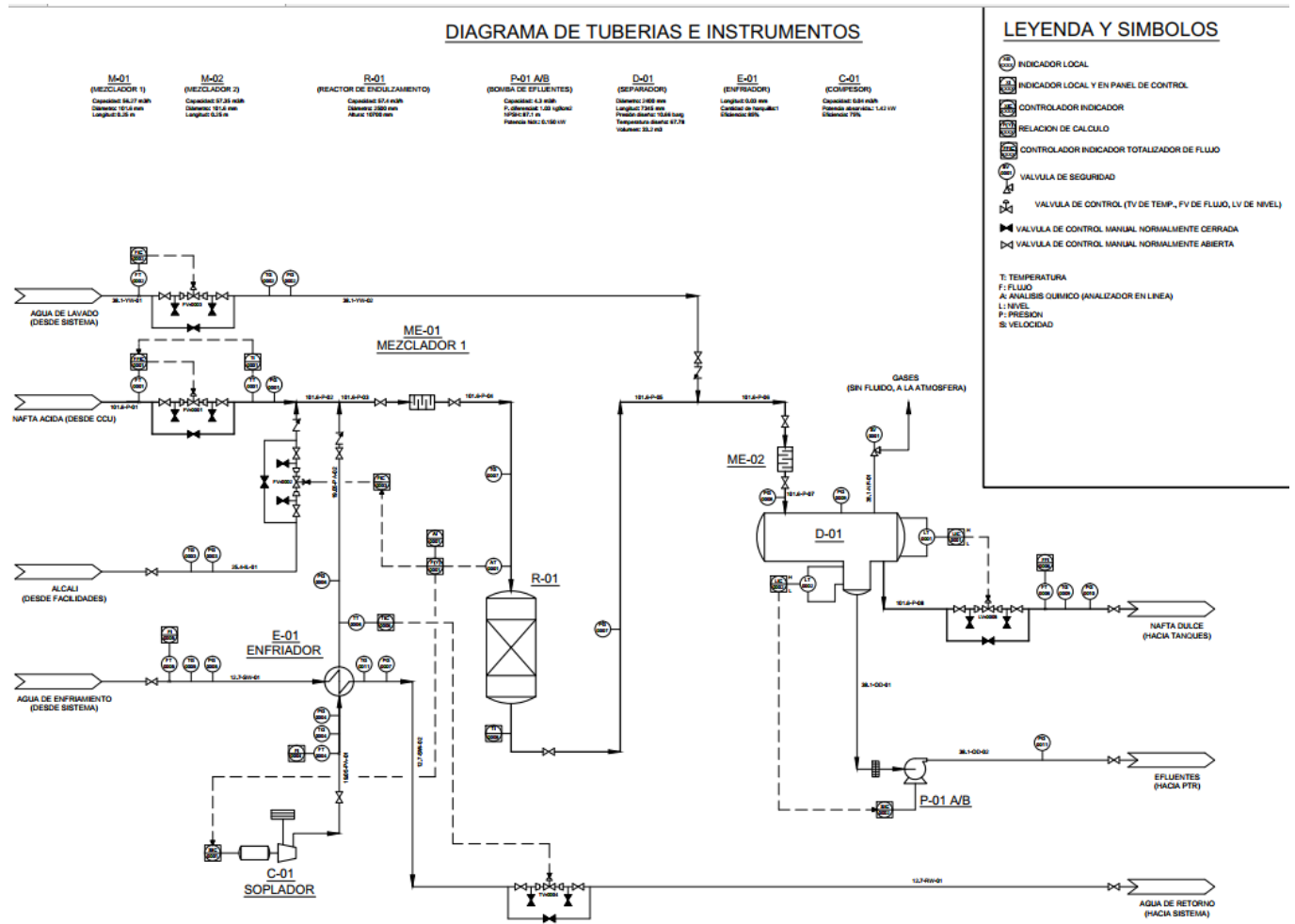


Fig.3.4 Diagrama de tuberías e instrumentación.

El diagrama de la Fig.3.4 muestra las corrientes de entrada y salida a planta, las líneas con sus códigos; identifica un total de 7 equipos, 54 instrumentos y 4 lazos de control, para los cuales se tuvo en cuenta el procedimiento de codificación de equipos y sistemas, (Refinería Cienfuegos S.A, 2018) presentados en los ANEXOS VIII y X.

3.5 Listado de instrumentos

La planta cuenta con un total de 54 instrumentos, el listado de estos con su servicio y ubicación se muestra en la tabla.3.2.

Tabla 3.2 Listado de instrumentos

Instrumento	Servicio	Ubicación
FT-0001	Transmisor del flujo de nafta de entrada a la planta	101.6-P-01
FFIC-0001	Indicador, controlador y totalizador del flujo de nafta de entrada a la planta	101.6-P-01
FV-0001	Válvula de control de flujo de la nafta de entrada a la planta	101.6-P-01
TT-0001	Transmisor de la temperatura de la nafta de entrada a la planta	101.6-P-01
TI-0001	Indicador de temperatura y controlador del flujo de nafta de entrada a la planta	101.6-P-01
PG-0001	Medidor local de la presión de la nafta de entrada a la planta	101.6-P-01
TG-0007	Medidor local de la temperatura de entrada al reactor R-01	101.6-P-04
AT-0001	Transmisor de pH y contenido de oxígeno disuelto	101.6-P-04
AI-0001	Indicador de pH y contenido de oxígeno disuelto a la entrada del reactor R-01	AT-0001
F(Y)-0001	Relacionador lógico para el cálculo del flujo de aire y álcali necesario en función del pH y el oxígeno disuelto a la entrada del reactor R-01	AT-0001
FIC-0003	Indicador y controlador del flujo de álcali a mezclar con la nafta de entrada a la planta	AT-0001
TI-0008	Indicador de la temperatura de salida del reactor R-01	101.6-P-05
PG-0007	Medidor local de la presión de salida del reactor R-01	101.6-P-05
PG-0008	Medidor local de la presión de entrada al separador D-01	101.6-P-07
PG-0009	Medidor local de la presión en el separador D-01	D-01
SV-0001	Válvula de seguridad del tambor D-01	38.1-NF-01
LT-0001	Transmisor del nivel del tambor D-01	D-01
LIC-0001	Indicador y controlador del nivel del tambor D-01	D-01
HLI-0001	Alarma de alto nivel del tambor D-01	D-01
LLI-0001	Alarma de bajo nivel del tambor D-02	D-01
LT-0002	Transmisor del nivel de la bota del tambor D-01	D-01
LIC-0002	Indicador y controlador del nivel de la bota del tambor D-01	D-01
HLI-0002	Alarma de alto nivel de la bota del tambor D-01	D-01
LLI-0002	Alarma de bajo nivel de la bota del tambor D-01	D-01
LV-0005	Válvula de control del nivel de nafta en el tambor D-01	101.6-P-08
FT-0006	Transmisor del flujo de nafta de salida de la planta	101.6-P-08
FFI-0006	Indicador y totalizador del flujo de nafta de salida de la planta	101.6-P-08
TG-0009	Medidor local de la temperatura de la nafta de salida de la planta	101.6-P-08
PG-0010	Medidor local de la presión de la nafta de salida de la planta	101.6-P-08

PG-0011	Medidor local de la presión de los efluentes de salida de la planta	38.1-OD-02
SIC-0002	Indicador y controlador de la variación de velocidad de la bomba P-01 A/B	P-01
FI-0005	Indicador de flujo de agua de enfriamiento de entrada al enfriador E-01	12.7-SW-01
FT-0005	Transmisor del flujo de agua de enfriamiento de entrada al enfriador E-01	12.7-SW-01
TG-0005	Medidor local de la temperatura del agua de enfriamiento de entrada al enfriador E-01	12.7-SW-01
PG-0005	Medidor local de la presión de agua de enfriamiento de entrada al enfriador E-01	12.7-SW-01
TG-0011	Medidor local de la temperatura del agua de salida del enfriador E-01	E-01
PG-0007	Medidor local de la presión del agua de salida del enfriador E-01	E-01
TV-0004	Válvula de control de temperatura de la salida del enfriador E-01	12.7-RW-01
SIC-0001	Indicador y controlador de la variación de velocidad del soplador C-01 A/B	C-01
FI-0004	Indicador de flujo de aire a la salida del soplador C-01	19.05-PA-01
FT-0004	Transmisor del flujo de aire a la salida del soplador C-01	19.05-PA-01
TG-0004	Medidor local de la temperatura de aire a la salida del soplador C-01	19.05-PA-01
PG-0004	Medidor local de la presión de aire a la salida del soplador C-01	19.05-PA-01
TT-0006	Transmisor de la temperatura de aire a la salida del enfriador E-01	19.05-PA-02
TIC-0006	Indicador y controlador de la temperatura de salida del enfriador E-01	19.05-PA-02
PG-0006	Medidor local de la presión de aire a la salida del enfriador E-01	19.05-PA-02
TG-0003	Medidor local de la temperatura del álcali de entrada a planta	25.4-IL-01
PG-0003	Medidor local de la presión del álcali de entrada a planta	25.4-IL-01
FV-0002	Válvula de control de flujo del álcali de entrada a planta	25.4-IL-01
FIC-0002	Indicador y controlador de flujo de agua de lavado de entrada al mezclador ME-02	38.1-YW-01
FT-0002	Transmisor del flujo de agua de lavado de entrada al mezclador ME-02	38.1-YW-01
FV-0003	Válvula de control de flujo de agua de lavado de entrada al mezclador ME-02	38.1-YW-01
TG-0002	Medidor local de la temperatura de agua de lavado de entrada al mezclador ME-02	38.1-YW-01
PG-0002	Medidor local de la presión de agua de lavado de entrada al mezclador ME-02	38.1-YW-01

La identificación de las líneas y sus códigos se realizó teniendo en cuenta el procedimiento de codificación de equipos y sistemas presentados en el ANEXO X.

3.6 Estimado de Costo de los equipos

Compresor de aire

Potencia absorbida= 1.42 kW (1.93 hp)

El costo del equipo según (MATURELL, 2015) en el año 2014 es de 121 184 USD, se actualiza el costo al año 2017 mediante la E_c 2.45 y usando los Índices de Costos Nelson Farrar (2276.5/2365.3) mostrados en el ANEXO XI es de 125,911.1 USD.

Enfriador del aire comprimido

Como el cálculo del intercambiador fue tomado de (MATURELL, 2015), el costo del equipo en 2014 es de 3,484.04 USD, actualizado al 2017 por la Ec 2.45 es de 3260.3 USD.

Reactor de oxidación

Reactor de referencia

- Capacidad: 22 m³/h
- Diámetro = 1.5 m
- Altura = 5 m

El costo del equipo según en el 2014 es de 68,166 USD, usando los Índices de Costos Nelson Farrar mostrados en ANEXO XI actualizamos al 2017 y el costo es de 68,070 USD.

Reactor calculado

- Capacidad= 52.5 m³/h
- Diámetro = 2.5 m
- Altura = 10.7 m

Aplicando la ecuación Ec 2.46 y el exponente según ANEXO VI de 0.56 se determina que el costo es de 110,786.9 USD.

Separador

Separador de referencia:

Según la oferta de la compañía china In House que aparece en el ANEXO V, el equipo tiene un volumen de 56.62 m³ y un precio en el 2015 de 74,900 USD, actualizándolo al 2017 con los índices de Nelson Farrar el precio es de 67,738.9 USD.

Separador calculado

Volumen= 33.21 m³

Aplicando la ecuación Ec 2.46 y el exponente según ANEXO VI de 0.49 se determina que el costo es de 52,156.1 USD.

Bomba de efluentes

Bomba de referencia

Según la oferta de la compañía china In House que aparece en el ANEXO V, el equipo tiene un NPSH de 421 m y un precio en el 2015 de 65,000 USD, actualizándolo al 2017 con los índices de Nelson Farrar el precio es de 66,452.4 USD.

Bomba calculada

NPSH= 87.1 m

Aplicando la ecuación Ec 2.46 y el exponente según ANEXO VI de 0.33 se determina que el costo es de 15,003.6 USD.

Nota: Para el costo total de los equipos hay que sumar 2 veces la bomba ya que son dos, una trabajando y la otra de reserva para caso de emergencia.

Mezcladores estáticos

Mezclador de referencia

Según la oferta de la compañía china In House que aparece en el ANEXO V, el equipo tiene una capacidad de 1.4 m³/h y un precio en el 2015 de 125,000 USD, actualizándolo al 2017 con los índices de Nelson Farrar el precio es de 124,824.1 USD.

Mezclador 1 calculado

Capacidad = 51.15 m³/h

Mezclador 2 calculado

Capacidad = 52.14 m³/h

Aplicando la ecuación Ec 2.46 y el exponente según ANEXO VI de 0.49 se determina que el costo del mezclador 1 es de 727,830.2 USD y el del mezclador 2 es de 73,718 USD.

El costo total del equipamiento es de 1,129,162.7 USD en el año 2017.

3.7 Estimado de Costo de la tecnología

El costo total de la inversión determinado por el método de Córcega (2004) mostrado en el ANEXO XII, asciende a **5,089,247.79 USD**, se estructura como se expone en la tabla 3.3.

Tabla 3.3 Costo total de la inversión

EQUIPAMIENTO	1,129,162.7
MATERIALES	733,955.75
Obra civil y edificios	205,507.61
Obra metalúrgica (tuberías y estructuras)	330,280.08
Instrumentación	73,395.57
Electricidad	73,395.57
Aislamiento	36,697.78
Pintura	14,679.11
INGENIERIA DE DETALLE	838,403.30
CONSTRUCCION	1,117,871.07
SUPERVISION CONSTRUCCION	186,311.84
TOTAL ISBL	4,005,704.67
SERVICIOS AUXILIARES	160,228.18
INTERCONEXIONES Y OFF-SITES	320,456.37
GASTOS DE PUESTA EN MARCHA	140,199.66
SUBTOTAL	4,626,588.90
CONTINGENCIAS	462,658.89
COSTO TOTAL DE LA INVERSION	5,089,247.79

3.8 Resultados de la Evaluación Económica

El flujo de caja sobre una base diferencial se muestra en el ANEXO XIII. 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.

Indicadores de rentabilidad

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

Tabla.3.4 Resultados de la Evaluación Económica

<u>Antes de Impuestos</u>	
TIR, %	53,8%
VAN, MMUSD	\$11,30
Periodo de recuperación, años	0,92

<u>Después de Impuestos</u>	
TIR, %	46,6%
VAN, MMUSD	\$9,26
Periodo de recuperación, años	1,07

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. 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.

Conclusiones

1. El análisis bibliográfico permitió identificar los diferentes tratamientos de naftas craqueadas, destacando que el tratamiento en cama fija es el más apropiado para emplear en este caso según sus aplicaciones.
2. El balance de materiales y energía permitió identificar las corrientes del proceso, lo cual facilitó la selección de las metodologías para el diseño de los diferentes equipos e instalaciones de la planta.
3. Los resultados del cálculo hidráulico cumplen con los parámetros establecidos por la norma de Technip (2010) en cuanto a la velocidad y la caída de presión de las corrientes del sistema según los diámetros establecidos.
4. La planta ocupa un espacio de 30,73 x 23,18 m según el plan general, en el que se tuvieron en cuenta las diferentes distancias normadas entre los equipos (Compresor – 10m, enfriador – 3m, reactor – 5m, separador – 1.5m, bomba -5m) así como las áreas libres para el mantenimiento y acceso a estos.
5. El diagrama de instrumentación y tuberías (DTI) se diseñó a partir de los resultados obtenidos del cálculo hidráulico, el PFD y del diseño de los equipos mayores; este incluye un total de 54 instrumentos y 4 lazos de controles.
6. El diseño básico de la planta demostró que se puede realizar el tratamiento de la nafta craqueada de la Fase I cumpliendo con las especificaciones de acidez, permitió estimar el costo de equipamiento de 1,129,162.7 USD y el costo de inversión para la tecnología seleccionada fue de 5,089,247.79 USD.
7. 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 -10% a +25%.

Recomendaciones

1. Continuar trabajando en el diseño mecánico, civil, y demás especialidades para concluir el diseño básico de la planta con un mayor grado de precisión.

Bibliografía

1. ADMIX. *Sizing the ADMIXERTM static mixer and sanitary static blender*. Noviembre 1998. Note No. 102. [citado diciembre 2016]. Disponible en web: <http://www.admix.com>
2. ALCARAZ, Joseph J., et al. 1998. *Solid Base Catalyst for Mectaptan Oxidation*. *Catalysis Today*, Agosto. 1998. Vol. 43, p. 89-99, issues 1-2.
3. AMETEK. *Application note: Merox Process – pH and O2*. USA: Barben Analytical. 2015. [citado noviembre 2016]. Disponible en web: http://www.bat4ph.com/files/Merox_AN_RevA.
4. ARNOLD K. y Stewart M. “Surface Production Operations”. Volumen 1. Houston, Texas. Gulf Publishing Company. USA. 1991.
5. AUGUSTO e Silva, Joao Guilherme. *Curso Técnico de Craqueo Catalítico*. Rio de Janeiro: Fábrica Carioca de Catalizadores. 2000. [Información confidencial Refinería Níco López].
6. 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.
7. 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 octubre 2016] Disponible en web: [http://ahmadullins.com/images/stories/citations/fulltext\(14\).pdf](http://ahmadullins.com/images/stories/citations/fulltext(14).pdf)
8. CARLOS, D., LUCERO, Q., HUAMANI, K. *Administración y finanzas. distribución de planta*. [citado noviembre 2017]. Disponible en web: <https://www.monografias.com/trabajos109/distribucion-de-planta/distribucion-de-planta.shtml>
9. Centro Internacional de Educación y Desarrollo (CIED). “Ingeniería de Producción Separadores Gas Líquido”. Módulo IV-Sección 33. Filial de Petróleos de Venezuela S.A, División Oriente. 1995

10. CORCEGA., Ángel. Experto en estimación de costo de PDVSA. [Comunicación verbal 28 de octubre 2016]
11. 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 noviembre 2016]. Disponible en web: http://www.siame.gov.co/Portals/0/Evaporacion_Gasolinas.pdf.
12. 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 2016]. Disponible en web: <http://gw-chimie.math.unibuc.ro/anunivch/2005-1/AUBCh2005XIV14148.pdf>.
13. 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
14. 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 octubre 2016]. Disponible en web: <https://clu-in.org/download/toolkit/petrefsn.pdf>. EPA/310-R-95-013.
15. FERRERUELA, SERGIO. *Anticontaminación*. Electromecánica, 2010 [citado noviembre de 2016]. Disponible en web: <https://sites.google.com/site/combust5sergiosofian/home>.
16. FERNÁNDEZ, GERMÁN. *Definición de balance materia prima*. Copyright, 20 de 10 de 2012. [citado noviembre de 2016]. Disponible en web: <http://www.industriaquimica.net>.
17. GARY, James H., HANDWERK, Glenn E., KAISER, Mark J. *Petroleum Refining: Technology and Economics*. 5th Edition. CRC Press. 2007. ISBN: 978-0849370380.
18. GGPIC. *Guías de Gerencia de Proyectos de Inversión de Capital*. 1999. [citado marzo de 2016]. Disponible en web: <https://es.scribd.com/doc/46821378/GGPIC>.

19. 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 2016]. Disponible en web: <http://repositorio.uis.edu.co/jspui/bitstream/123456789/880/2/140838.pdf>.
20. GONZÁLEZ, CRISTIAN. *Planta de Craqueo Catalítico Fluidizado (FCC)*. 2010. [citado noviembre 2016]. Disponible en web: http://es.scribd.com/cristiang_21/d/60373760-Planta-de-Cracking-Catalitico.
21. GRODAL E. y Realf M. “Optimal Design of Two- and Three-Phase Separators: Amathematical Programming Formulation”. Paper SPE 56645. Society of Petroleum Engineers, 1999.
22. HEARN, Dennis, HICKEY, Thomas. P. *Gasoline desulfurization process*. Chemical Research & Licensing Company. USA, 1997-01-29. US 5597476. [citado marzo 2016]. Disponible en web: <http://www.google.st/patents/US5597476>.
23. Heat Transfer Research. 2006. HTRI design manual. Texas : s.n., 2006.
24. Hydrocarbon Processing (Gas Processes Handbook). *Hydrogenation/hydrodesulfurization*. Gulf Publishing Company, Edition 2008, p.134.
25. Ingenieros Consultores, S.R.L. “Diseño Conceptual de Separadores”. Maracaibo. Martínez Marcías J, 1991.
26. ISO 10628: 97. *Diagrama de flujo de plantas de proceso*. Norma Internacional Española, *Reglas generales*.1997. Código: ICS 01.080.30
27. JIMÉNEZ GUTIÉRREZ, Arturo. *Diseño de procesos en ingeniería química*.2003, Capítulo 3, p-39 [citado noviembre 2016]. Disponible en web: <https://books.google.com.cu/books?isbn=8429172777>
28. 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.

29. LLUCH Urpí, José. *Tecnología y Margen de Refino del Petróleo*. 1ra Edición. Ediciones Díaz de Santos, 2008. ISBN: 9788479788759.
30. MACÍAS HERNÁNDEZ, Manuel de Jesús. *Simulación dinámica de un reactor de HDS con evaporación de compuestos azufrados de gasóleos*. 2011. [citado noviembre 2016] Disponible en web:http://sappi.ipn.mx/cgpi/archivos_anexo/20071553_4552.pdf.
31. MAGYARA, Szabolcs, HANCSÓKA, Jenó, 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.
32. MATURELL RODRÍGUEZ, Liusmar; *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. Matanzas, 2016.
33. Mc. Cain William. "The Properties of Petroleum Fluids". Segunda Edición. Penn Well Books. Tulsa, Oklahoma. USA. 1989
34. 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 noviembre 2016]. Disponible en web: <http://repositorios.unimet.edu.ve/docs/31/TP155M49M5.pdf>.
35. MUSSATTI, DANIEL. 2000. *Capítulo 2 Estimación de Costos: Conceptos y Materiales*. 2000.
36. MOREJÓN ÁGUILA, George Luis. 2016. *Diseño del nodo de mezcla para hidrocarburos de la unidad de destilación atmosférica en la refinería de petróleo "Camilo Cienfuegos"*. La Habana : s.n., 2016.
37. 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.

38. PDVSA. *Manual de ingeniería de diseño– Separadores líquido-vapor*. Mayo 1991, rev 1, p.9-11. Código: 90616.1.027.
39. PDVSA. “Principios Básicos”. Manual de Diseño de Proceso, Separación Física, Tambores Separadores. Caracas. 1995, Código: MDP-03-S-01.
40. PDVSA. *Manual de Ingeniería de Riesgos – Separación entre equipos e instalaciones*. Abril 1995, rev 2, p. 6. Código: IR-M-01.
41. PDVSA. “Tambores Separadores Líquido-Líquido-Vapor”. Manual de Diseño de Proceso, Separación Física, Tambores Separadores. Caracas. 1995, Código: MDP-03-S-05.
42. PDVSA. *Manual de diseño de procesos – Cálculos en sistema de compresión*. 1996, rev 0, p.5. Código: MDP-02-K-04
43. PDVSA. *Manual de Instrucciones – Apoyo Técnico: Procesos*. 1999, rev 0, p.2. Código: SCIP-IG-P-16-I.
44. PDVSA. *Guías de Gerencia para Proyectos de Inversión Capital (GGPIC) de Petróleos de Venezuela*.1999. Revisión 1.
45. PDVSA. *Manual de Ingeniería de Diseño – Preparación de Diagramas de Procesos*. 2009, rev 3, p.3. Código: L-TP 1.1.
46. PDVSA a; *Manual de Operación- Tratadora de Naftas Merox de HDS* [Información confidencial de PDVSA]. 2008.
47. PDVCUPET.S.A. 2010. *Overall Material Balance for Expansion Project*. 2010. [Información Confiable de Cuvenpetrol]. Project code: 0002-00-11-000-I-P-2-0101_rev 1.
48. PDVSA. *LEEPIC (Lineamientos para la Evaluación Económica de Proyectos de Inversión Capital)*. 1^{ra} Edición. 2015. [Información Confidencial de PDVSA Cuvenpetrol], p. 10-22.
49. PERRY, R.H. *Perry’s Chemical Engineer’s Handbook*. 8th Edition. The McGraw-Hill Companies, Inc. 2008. DOI: 10.1036/0071422943.

50. REQUENA G, José L, RODRÍGUEZ M, Mauricio F; Diseño y evaluación de separadores bifásicos y trifásicos. Trabajo especial de grado en opción al Título de Ingeniero de Petróleo. Caracas, 2006.
51. RF-M19-P-90-08 *Procedimiento de codificación de equipos y sistemas*, Refinería Cienfuegos S.A. 2018.
52. ROSABAL VEGA, Julio y Garcell Puyans, Leonel. 2010. *Hidrodinámica y separaciones mecánicas*. La Habana : Felix Varela, 2010.
53. RODRIGUEZ, GERARDO MGE/. *MANUAL DE DISEÑO INDUSTRIAL; CURSO BASICO'* UAM-A GG. México 2012. [citado noviembre 2016]. Disponible en web: <http://www.cua.uam.mx/pdfs/conoce/libroselec/16ManualDI.pdf>.
54. SPEIGH, James G. *The Chemistry and Technology of Petroelum*. 5th Edition. NY: Taylor & Francis Group. 2013. ISBN 978-1-4398-7389-2.
55. Technip Italy S.p.A a. *Design Job specification for DFP and P&IDs*. 2010. Project code: 0002-00-00-000-B-I-1-16-002, rev 0
56. Technip Italy S.p.A b. *Job specification for Instrumentation*. 2010. Project code: 0002-00-00-000-B-P-1-16-002, rev 0.
57. (UTN (Universidad Tecnológica Nacional. *Manual de Proyectos de Plantas Sección IV - Balances de materia y energía diagrama de producción*. Argentina. [citado en noviembre 2016]. Disponible en web: httpwww.frro.utn.edu.ar/repositoriocatedrasquimica5_aniointegracion5seccion4.pdf))
58. VIGNONI, J.R. 2015. *INSTRUMENTACIÓN Y COMUNICACIONES INDUSTRIALES*. Spanish Edición . s.l. : Académica Española, 2015. 120.

Anexos

Anexo I Propiedades de las corrientes extraídas. Fuente: MATURELL (2015)

Worksheet	Stream Name	Nafta acida	Liquid Phase
Conditions	Temperature [C]	38.00	38.00
	Pressure [kg/cm2]	11.03	11.03
Properties	Mass Flow [kg/h]	38586	38586
Composition	Act. Liq. Flow [m3/h]	51.88	51.88
K Value	Actual Mass Density [kg/m3]	743.7	743.7
User Variables	Liq. Mass Density (Std. Cond) [SG @	0.7642	0.7642
Economics	Mass Density (Dry) [kg/m3]	735.1	< empty >
Bulk Properties	Viscosity (Dynamic) at 212F [cP]	0.2184	0.2184
Notes	Surface Tension [dyne/cm]	20.55	20.55
Time Series	Liquid Fraction	1.000	1.000
Time Results	Vapour/Phase Fraction	0.0000	1.0000
	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	50.60	50.60
	Cp/Cv	1.180	1.180
	Molecular Weight	9.9371e+01	9.9371e+01
	Z Factor	0.0559	0.0559
	Mass Enthalpy [kcal/kg]	-523.0	-523.0
	Viscosity (Dynamic) at 122F [cP]	0.3373	0.3373
	Thermal Conductivity [W/m-K]	0.1175	0.1175
	Specific Heat [kcal/kgmol-C]	47.15	47.15

Worksheet	Stream Name	Alcali	Vapour Phase
Conditions	Temperature [C]	38.00	38.00
	Pressure [kg/cm2]	11.03	11.03
Properties	Mass Flow [kg/h]	162.08	162.08
Composition	Act. Liq. Flow [m3/h]	< empty >	< empty >
K Value	Actual Mass Density [kg/m3]	7.780	7.780
User Variables	Liq. Mass Density (Std. Cond) [SG @	0.6128	0.6128
Economics	Mass Density (Dry) [kg/m3]	579.8	< empty >
Bulk Properties	Viscosity (Dynamic) [cP]	0.0090	0.0090
Notes	Surface Tension [dyne/cm]	< empty >	< empty >
Time Series	Liquid Fraction	0.0000	0.0000
Time Results	Vapour/Phase Fraction	1.0000	1.0000
	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	0.2650	0.2650
	Cp/Cv	1.406	1.406
	Molecular Weight	17.03	17.03
	Z Factor	0.9155	0.9155
	Mass Enthalpy [kcal/kg]	-643.6	-643.6
	Viscosity (Dynamic) at 122F [cP]	0.2207	0.2207
	Thermal Conductivity [W/m-K]	0.0297	0.0297
	Specific Heat [kcal/kgmol-C]	9.416	9.416

Worksheet	Stream Name	3	Vapour Phase
Conditions	Temperature [C]	289.0	289.0
Properties	Pressure [kg/cm2]	12.03	12.03
Composition	Mass Flow [kg/h]	12.573	12.573
K Value	Act. Liq. Flow [m3/h]	< empty >	< empty >
User Variables	Actual Mass Density [kg/m3]	7.259	7.259
Economics	Liq. Mass Density (Std. Cond) [SG @	< empty >	< empty >
Bulk Properties	Mass Density (Dry) [kg/m3]	866.0	< empty >
Notes	Viscosity (Dynamic) [cP]	0.0299	0.0299
Time Series	Surface Tension [dyne/cm]	< empty >	< empty >
Time Results	Liquid Fraction	0.0000	0.0000
	Vapour/Phase Fraction	1.0000	1.0000
	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	< empty >	< empty >
	Cp/Cv	1.374	1.374
	Molecular Weight	2.8850e+01	2.8850e+01
	Z Factor	1.0036	1.0036
	Mass Enthalpy [kcal/kg]	65.39	65.39
	Thermal Conductivity [W/m-K]	0.0432	0.0432
	Specific Heat [kcal/kgmol-C]	7.385	7.385

Worksheet	Stream Name	Agua de enfriamiento	Aqueous Phase
Conditions	Temperature [C]	32.00	32.00
Properties	Pressure [kg/cm2]	12.03	12.03
Composition	Mass Flow [kg/h]	82.315	82.315
K Value	Act. Liq. Flow [m3/h]	8.212e-002	8.212e-002
User Variables	Actual Mass Density [kg/m3]	1002	1002
Economics	Liq. Mass Density (Std. Cond) [SG @	1.016	1.016
Bulk Properties	Mass Density (Dry) [kg/m3]	< empty >	< empty >
Notes	Viscosity (Dynamic) [cP]	0.7642	0.7642
Time Series	Surface Tension [dyne/cm]	70.89	70.89
Time Results	Liquid Fraction	1.000	1.000
	Vapour/Phase Fraction	0.0000	1.0000
	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	8.115e-002	8.115e-002
	Cp/Cv	1.163	1.163
	Molecular Weight	1.8015e+01	1.8015e+01
	Z Factor	0.0084	0.0084
	Mass Enthalpy [kcal/kg]	-3771	-3771
	Thermal Conductivity [W/m-K]	0.6210	0.6210
	Specific Heat [kcal/kgmol-C]	17.39	17.39

Worksheet	Stream Name	Agua de retorno	Aqueous Phase
Conditions	Temperature [C]	41.98	41.98
Properties	Pressure [kg/cm2]	11.03	11.03
Composition	Mass Flow [kg/h]	82.315	82.315
K Value	Act. Liq. Flow [m3/h]	8.275e-002	8.275e-002
User Variables	Actual Mass Density [kg/m3]	994.8	994.8
Economics	Liq. Mass Density (Std. Cond) [SG @	1.016	1.016
Bulk Properties	Mass Density (Dry) [kg/m3]	< empty >	< empty >
Notes	Viscosity (Dynamic) [cP]	0.6276	0.6276
Time Series	Surface Tension [dyne/cm]	69.15	69.15
Time Results	Liquid Fraction	1.000	1.000
	Vapour/Phase Fraction	0.0000	1.0000
	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	8.115e-002	8.115e-002
	Cp/Cv	1.169	1.169
	Molecular Weight	1.8015e+01	1.8015e+01
	Z Factor	0.0075	0.0075
	Mass Enthalpy [kcal/kg]	-3762	-3762
	Thermal Conductivity [W/m-K]	0.6339	0.6339
	Specific Heat [kcal/kgmol-C]	17.38	17.38

Worksheet	Stream Name	4	Vapour Phase
Conditions	Temperature [C]	38.00	38.00
	Pressure [kg/cm2]	11.03	11.03
Properties	Mass Flow [kg/h]	12.573	12.573
Composition	Act. Liq. Flow [m3/h]	< empty >	< empty >
K Value	Actual Mass Density [kg/m3]	12.12	12.12
User Variables	Liq. Mass Density (Std. Cond) [SG @	< empty >	< empty >
Economics	Mass Density (Dry) [kg/m3]	865.9	< empty >
Bulk Properties	Viscosity (Dynamic) [cP]	0.0196	0.0196
Notes	Surface Tension [dyne/cm]	< empty >	< empty >
Time Series	Liquid Fraction	0.0000	0.0000
Time Results	Vapour/Phase Fraction	1.0000	1.0000
	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	< empty >	< empty >
	Cp/Cv	1.416	1.416
	Molecular Weight	2.8850e+01	2.8850e+01
	Z Factor	0.9958	0.9958
	Mass Enthalpy [kcal/kg]	2.493	2.493
	Thermal Conductivity [W/m-K]	0.0273	0.0273
	Specific Heat [kcal/kgmol-C]	7.117	7.117

Worksheet	Stream Name	5	Liquid Phase
Conditions	Temperature [C]	40.00	40.00
	Pressure [kg/cm2]	11.03	11.03
Properties	Mass Flow [kg/h]	38761	38761
Composition	Act. Liq. Flow [m3/h]	52.12	52.12
K Value	Actual Mass Density [kg/m3]	743.6	743.6
User Variables	Liq. Mass Density (Std. Cond) [SG @	0.7662	0.7662
Economics	Mass Density (Dry) [kg/m3]	732.6	< empty >
Bulk Properties	Viscosity (Dynamic) [cP]	0.3711	0.3711
Notes	Surface Tension [dyne/cm]	20.36	20.36
Time Series	Liquid Fraction	1.000	1.000
Time Results	Vapour/Phase Fraction	0.0000	1.0000
	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	50.69	50.69
	Cp/Cv	1.184	1.184
	Molecular Weight	9.7326e+01	9.7326e+01
	Z Factor	0.0544	0.0544
	Mass Enthalpy [kcal/kg]	-523.3	-523.3
	Thermal Conductivity [W/m-K]	0.1217	0.1217
	Specific Heat [kcal/kgmol-C]	46.63	46.63

Worksheet	Stream Name	6	Liquid Phase
Conditions	Temperature [C]	40.00	40.00
	Pressure [kg/cm2]	9.033	9.033
Properties	Mass Flow [kg/h]	38761	38761
Composition	Act. Liq. Flow [m3/h]	52.15	52.15
K Value	Actual Mass Density [kg/m3]	743.3	743.3
User Variables	Liq. Mass Density (Std. Cond) [SG @	0.7662	0.7662
Economics	Mass Density (Dry) [kg/m3]	732.6	< empty >
Bulk Properties	Viscosity (Dynamic) [cP]	0.3709	0.3709
Notes	Surface Tension [dyne/cm]	20.36	20.36
Time Series	Liquid Fraction	1.000	1.000
Time Results	Vapour/Phase Fraction	0.0000	1.0000
	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	50.69	50.69
	Cp/Cv	1.184	1.184
	Molecular Weight	9.7326e+01	9.7326e+01
	Z Factor	0.0445	0.0445
	Mass Enthalpy [kcal/kg]	-523.3	-523.3
	Thermal Conductivity [W/m-K]	0.1217	0.1217
	Specific Heat [kcal/kgmol-C]	46.65	46.65

Worksheet	Stream Name	Agua de lavado	Aqueous Phase
Conditions	Temperature [C]	30.00	30.00
	Pressure [kg/cm2]	11.03	11.03
Properties	Mass Flow [kg/h]	3324.0	3324.0
Composition	Act. Liq. Flow [m3/h]	3.311	3.311
K Value	Actual Mass Density [kg/m3]	1004	1004
User Variables	Liq. Mass Density (Std. Cond) [SG @	1.016	1.016
Economics	Mass Density (Dry) [kg/m3]	< empty>	< empty>
Bulk Properties	Viscosity (Dynamic) [cP]	0.7972	0.7972
Notes	Surface Tension [dyne/cm]	71.23	71.23
Time Series	Liquid Fraction	1.000	1.000
Time Results	Vapour/Phase Fraction	0.0000	1.0000
	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	3.277	3.277
	Cp/Cv	1.162	1.162
	Molecular Weight	1.8015e+01	1.8015e+01
	Z Factor	0.0077	0.0077
	Mass Enthalpy [kcal/kg]	-3773	-3773
	Thermal Conductivity [W/m-K]	0.6182	0.6182
	Specific Heat [kcal/kgmol-C]	17.39	17.39

Worksheet	Stream Name	7	Liquid Phase	Aqueous Phase
Conditions	Temperature [C]	40.00	40.00	40.00
	Pressure [kg/cm2]	9.033	9.033	9.033
Properties	Mass Flow [kg/h]	42085	38640	3444.8
Composition	Act. Liq. Flow [m3/h]	55.61	52.08	3.533
K Value	Actual Mass Density [kg/m3]	756.8	742.0	975.0
User Variables	Liq. Mass Density (Std. Cond) [SG @	0.7968	0.7647	0.9956
Economics	Mass Density (Dry) [kg/m3]	732.6	< empty>	< empty>
Bulk Properties	Viscosity (Dynamic) [cP]	0.3849	0.3718	0.6408
Notes	Surface Tension [dyne/cm]	< empty>	20.36	67.68
Time Series	Liquid Fraction	1.000	1.000	1.000
Time Results	Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.6712	0.3288
	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	52.93	50.63	3.467
	Cp/Cv	1.162	1.181	1.176
	Molecular Weight	7.2215e+01	9.8786e+01	1.7977e+01
	Z Factor	< empty>	0.0453	0.0063
	Mass Enthalpy [kcal/kg]	-779.9	-522.6	-3666
	Thermal Conductivity [W/m-K]	0.1298	0.1182	0.6234
	Specific Heat [kcal/kgmol-C]	37.41	47.17	17.49

Worksheet	Stream Name	10	Liquid Phase	Aqueous Phase	Vapour Phase
Conditions	Temperature [C]	40.02	40.02	40.02	40.02
	Pressure [kg/cm2]	8.533	8.533	8.533	8.533
Properties	Mass Flow [kg/h]	3444.7	0.00000	3444.7	0.00000
Composition	Act. Liq. Flow [m3/h]	3.533	< empty>	3.533	< empty>
K Value	Actual Mass Density [kg/m3]	975.0	741.9	975.0	16.23
User Variables	Liq. Mass Density (Std. Cond) [SG @	0.9956	0.7647	0.9956	0.5431
Economics	Mass Density (Dry) [kg/m3]	577.2	< empty>	< empty>	< empty>
Bulk Properties	Viscosity (Dynamic) [cP]	0.6406	0.3717	0.6406	0.0126
Notes	Surface Tension [dyne/cm]	67.67	20.36	67.67	< empty>
Time Series	Liquid Fraction	1.000	1.000	1.000	0.0000
Time Results	Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000
	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	3.467	0.0000	3.467	0.0000
	Cp/Cv	1.176	1.181	1.176	1.192
	Molecular Weight	1.7977e+01	9.8785e+01	1.7977e+01	4.6629e+01
	Z Factor	< empty>	0.0428	0.0059	0.9233
	Mass Enthalpy [kcal/kg]	-3666	-522.6	-3666	-375.2
	Thermal Conductivity [W/m-K]	0.6234	0.1182	0.6234	0.0214
	Specific Heat [kcal/kgmol-C]	17.49	47.17	17.49	16.61

Worksheet	Stream Name	NAFTA DULCE	Liquid Phase	Aqueous Phase	Vapour Phase
Conditions	Temperature [C]	40.02	40.02	40.02	40.02
	Pressure [kg/cm2]	8.533	8.533	8.533	8.533
Properties	Mass Flow [kg/h]	38640	38640	0.00000	0.00000
Composition	Act. Liq. Flow [m3/h]	52.08	52.08	0.0000	< empty>
K Value	Actual Mass Density [kg/m3]	741.9	741.9	975.0	16.23
User Variables	Liq. Mass Density (Std. Cond) [SG @	0.7647	0.7647	0.9956	0.5431
Economics	Mass Density (Dry) [kg/m3]	733.2	< empty>	< empty>	< empty>
Bulk Properties	Viscosity (Dynamic) [cP]	0.3717	0.3717	0.6406	0.0126
Notes	Surface Tension [dyne/cm]	20.36	20.36	67.67	< empty>
Time Series	Liquid Fraction	1.000	1.000	1.000	0.0000
Time Results	Vapour/Phase Fraction	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000
	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	50.63	50.63	0.0000	0.0000
	Cp/Cv	1.181	1.181	1.176	1.192
	Molecular Weight	9.8785e+01	9.8785e+01	1.7977e+01	4.6629e+01
	Z Factor	< empty>	0.0428	0.0059	0.9233
	Mass Enthalpy [kcal/kg]	-522.6	-522.6	-3666	-375.2
	Thermal Conductivity [W/m-K]	0.1182	0.1182	0.6234	0.0214
	Specific Heat [kcal/kgmol-C]	47.17	47.17	17.49	16.61

Worksheet	Stream Name	EFLUENTES	Aqueous Phase
Conditions	Temperature [C]	40.02	40.02
	Pressure [kg/cm2]	9.033	9.033
Properties	Mass Flow [kg/h]	3444.7	3444.7
Composition	Act. Liq. Flow [m3/h]	3.533	3.533
K Value	Actual Mass Density [kg/m3]	975.0	975.0
User Variables	Liq. Mass Density (Std. Cond) [SG @	0.9956	0.9956
Economics	Mass Density (Dry) [kg/m3]	577.3	< empty>
Bulk Properties	Viscosity (Dynamic) [cP]	0.6405	0.6405
Notes	Surface Tension [dyne/cm]	67.67	67.67
Time Series	Liquid Fraction	1.000	1.000
Time Results	Vapour/Phase Fraction	0.0000	1.0000
	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	3.467	3.467
	Cp/Cv	1.176	1.176
	Molecular Weight	1.7977e+01	1.7977e+01
	Z Factor	0.0063	0.0063
	Mass Enthalpy [kcal/kg]	-3666	-3666
	Thermal Conductivity [W/m-K]	0.6234	0.6234
	Specific Heat [kcal/kgmol-C]	17.49	17.49

ANEXO II: Criterios de diseño para el cálculo hidráulico

Liquids				
SERVICE	LINE SIZE	MAXIMUM VELOCITY m/s	PRESSURE DROP kg/cm ² /km	
			Normal	Max.
Pump suction, bubble point (1) Vessel bottom outlet, bubble point	≤ 2"	0.6	0.6	0.9
	3" – 10"	0.9		
	12" – 18"	1.2		
	≥ 20"	1.5		
Pump suction, subcooled	≤ 2"	0.9	0.6	0.9 (10)
	3" – 6"	1.2		
	8" – 18"	1.5		
	≥ 20"	1.8		
Pump discharge: - P ≤ 50 kg/cm ² g - P > 50 kg/cm ² g		1.5 to 3 (8)	3.5 7.0	4.5 9.0
	Gravity flow	0.6 (3)	0.25	0.45
Side-stream draw-off (2)	≤ 2"	0.6	0.6	0.9
	≥ 3"	0.9		
Rich Amine, sour water, caustic soda		1.8 (9)		
Lean Amine		2.5		
Cooling water (7): - sub-header - main header		2.5 (11)	2.5	3.5
			0.6 – 1.5	(4)
Sea Water		2		
Fire water (7): - sub-header - main header	≥ 8"	3.0		(4)
	≥ 10"			(4)
Kerosene jet fuel		(5) 3.0 (max)		
Hot oil		1.0 (min)		
Caustic Soda and Sulfuric		1.2		

Notes:

- (1) Applicable to liquid containing dissolved gas.
- (2) Provide a vertical run of 3 metres minimum from nozzle, at nozzle size, before reducing the size of the line.
- (3) Normal velocity.
- (4) To be analysed case by case.
- (5) 50 to 100 m upstream tank inlet or loading facilities, the velocity shall be reduced to 1 m/s limit risks associated with static electricity.

Gas & Vapours

	pv ² (max) Pa	Pressure Drop kg/cm ² /km	Maximum Velocity m/s
1. VACUUM SERVICE		4 % Abs. Press. Max.	90
2. COMPR. SUCT.		0.2 – 0.7 (2)	(2)
3. COMPR. DISCH. GAS		0.4 – 1.0 (2)	
4. STEAM (sub-headers) a) 1 kg/cm ² g b) 10 – 40 kg/cm ² g c) > 40 kg/cm ² g	15 000	0.4 – 1.0 1.0 – 2.0 (5)	(3)
5. STEAM (long lines) a) 1 kg/cm ² g b, c) > 10 kg/cm ² g	15 000	0.1 – 0.2 0.2 – 1.0	(3)
6. KETTLE REBOILER OR NATURAL CIRCULATION RETURN LINE		0.2 – 0.4 (4)	
7. OVHD VAPOUR FROM STRIPPER		0.2 – 0.45 (4)	
8. COLUMN OVHD (P ≥ atm)	15 000	0.3 – 0.6 (1)	
9. COLUMN OVHD (vacuum)		TOTAL = 5 mm Hg max	90
10. GAS LINES P ≤ 20 kg/cm ² g 20 < P ≤ 50 kg/cm ² g 50 < P ≤ 80 kg/cm ² g P > 80 kg/cm ² g	6 000 7 500 10 000 15 000		(4)

ANEXO III: Metodología de diseño del separador trifásico

Paso 1 Factor de compresibilidad (z)

La selección de la presión pseudoreducida viene dada por la siguiente ecuación:

$$P_{pr} = \frac{p}{756.8 - 131 * GE_g - 3.6 * GE_g^2} \quad (\text{Ec A3.1})$$

La temperatura Pseudoreducida viene dada por la siguiente ecuación:

$$T_{pr} = \frac{T}{169.2 + 349.5 * GE_g - 74 * GE_g^2} \quad (\text{Ec A3.2})$$

Parámetro que interviene en el cálculo de Z

$$M = 0.27 * \frac{T_{pr}}{Z * T_{pr}} \quad (\text{Ec A3.3})$$

El factor de compresibilidad (Z) se calcula por medio de la siguiente ecuación:

$$Z = 1 + \left(0.3265 - \frac{1.07}{T_{pr}} - \frac{0.5339}{T_{pr}} + \frac{0.01569}{T_{pr}^2} - \frac{0.01565}{T_{pr}^5} \right) * M + \left(0.5475 - \frac{0.7361}{T_{pr}} + \frac{0.1844}{T_{pr}^2} \right) * M^2 - 0.1056 * \left(-\frac{0.7361}{T_{pr}} + \frac{0.1844}{T_{pr}^2} \right) * M^5 + 0.6134 * (1 + 0.721 * M^2) * \left(\frac{M^2}{T_{pr}^3} \right) * \text{Exp}(-0.721 * M^2) \quad (\text{Ec A3.4})$$

Paso 2 Cálculo de la viscosidad del gas

Se debe determinar la gravedad específica del gas por la siguiente ecuación:

$$PM_g = GE_g * 28.97 \text{ lb/lb} - \text{mol} \quad (\text{Ec A3.5})$$

Densidad del gas a condiciones de operación por medio de la siguiente ecuación:

$$\rho_g = \frac{PM_g * p}{10.73 * T * Z} \quad (\text{Ec A3.6})$$

Dicho valor de densidad debe estar en el sistema de unidades internacionales, es decir, en gr/cc, por lo tanto, se debe hacer la siguiente conversión: $g = g * 0.19197$

Se deben de calcular el valor de las siguientes variables A, B y C por medio de las siguientes ecuaciones:

Cálculo de la variable A

$$A = \frac{(9.379 + 0.0167 * PM_g) * T^{1.5}}{209.2 + 19.26 * PM_g + T} \quad (\text{Ec A3.7})$$

Cálculo de la variable B

$$B = 3.448 + \frac{986.4}{T} + 0.01009 * PM_g \quad (\text{Ec A3.8})$$

Cálculo de la variable C

$$C = 2.447 - 0.2224 * B \quad (\text{Ec A3.9})$$

Con estos valores definidos se calcula la viscosidad del gas (μ), en la siguiente ecuación:

$$\mu_g = A * \text{Exp}(B * \rho_g^C) * 1E - 4 \quad (\text{Ec A3.10})$$

Paso 3. Cálculo la velocidad de asentamiento

Define la velocidad con la que el petróleo se desprenda de la fase continua en este caso el gas y viene dada por la siguiente ecuación:

$$V_t = 0.0119 \left[\left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right) * \frac{d_m}{C_D} \right]^{1/2} \quad (\text{Ec A3.11})$$

En esta ecuación no se conoce el valor de C_D

Paso 4 Cálculo del coeficiente de arrastre (C_D)

$$C_D = \frac{24}{Re} + \frac{3}{Re^{1/2}} + 0.34 \quad (\text{Ec A3.12})$$

Luego se debe calcular el número de Reynolds por medio de la siguiente ecuación

$$Re = 0.0049 * \frac{\rho_g * d_m * V_t}{\mu_g} \quad (\text{Ec A3.13})$$

Luego con este valor se recalcula el valor de V_t con este nuevo valor de C_D , se debe realizar este paso hasta que coincidan los de V_t , introduciendo el nuevo valor de V_t , por medio de un proceso iterativo. Cuando los valores de V_t coincidan ese es el verdadero valor de C_D

Paso 5 Cálculo de la constante K (Souders & Brown).

Este parámetro posee gran relevancia al momento de predecir el comportamiento de los fluidos dentro del recipiente. De cierto modo, K es una constante que depende de las propiedades del gas

y el líquido y el tamaño de la gota de líquido a ser separada del gas. Viene dada por la siguiente

ecuación:
$$K \cong \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) \frac{C_D}{d_m} \right]^{1/2} \quad (\text{Ec A3.14})$$

Paso 6 Capacidad del gas.

$$d L_{eff} = 420 \left[\frac{T Z Q_g}{P} \right] K \quad (\text{Ec A3.15})$$

Calcular el diámetro base

$$d = \frac{\sqrt{12 * ctte}}{R-1} \quad (\text{Ec A3.16})$$

Donde R igual a 3 y la constante es igual a d*Leff.

Luego se calcula Leff y Lss para generar la tabla de capacidad de gas.

$$L_{eff} = \frac{ctte}{d_{base}} \quad (\text{Ec A3.17})$$

Paso 7 Calcular la retención líquido

Tiempo de retención:

$$d^2 L_{eff} = 1.42 [Q_w(t_r)_w + Q_0(t_r)_0] \quad (\text{Ec A3.18})$$

$$t = \frac{Vol}{Q} \quad (\text{Ec A3.19})$$

$$Vol = \frac{1}{2} \left[\frac{\pi D^2 L_{eff}}{4} \right] = \frac{\pi d^2 L_{eff}}{2 * 4 * 144} = 2.73 * 10^{-3} d^2 L_{eff} \quad (\text{Ec A3.20})$$

$$(Vol)_w = 2.73 * 10^{-3} d^2 L_{eff} \left(\frac{A_w}{A_l} \right) \quad (\text{Ec A3.21})$$

Paso 8 Iterar el diámetro con R igual a 3 partiendo del diámetro base para obtener el diámetro mínimo y generar tabla de valores.

Paso 9 Calcular el diámetro de la boquilla de entrada

Tasa de gas a condiciones de operación

$$Q_{gop} = \frac{Q_g * P M_g * G E_g}{379 * 86400 * \rho_g} \quad (\text{Ec A3.22})$$

Densidad de la mezcla

$$\rho_m = \frac{Q_0 \cdot \rho_0 + Q_w \cdot \rho_w + Q_{gop} \cdot \rho_g}{Q_0 + Q_w + Q_{gop}} \quad (\text{Ec A3.23})$$

Velocidad de la boquilla

$$V_{boq} = \frac{80}{(\rho_{mezcla})^{1/2}} \quad (\text{Ec A3.24})$$

La máxima permitida es de 30 pie/seg, si es mayor se trabaja con 30 pie/seg.

Diámetro de la boquilla $\phi_{boq} = \left(\frac{4 \cdot (Q_0 + Q_w + Q_g)}{\pi \cdot V_{boq}} \right)^{1/2}$ (Ec A3.25)

f = diámetro de la boquilla (pie), llevar a pulgadas.

Paso 10 Calcular el diámetro de la boquilla de salida de gas

Diámetro de la boquilla de salida de gas

$$\phi_{bsq} = \left(\frac{4 \cdot Q_g}{\pi \cdot V_{boq}} \right)^{1/2} \quad (\text{Ec A3.26})$$

f = diámetro de la boquilla de salida de gas (pie), llevar a pulgadas.

Paso 11 Calcular el diámetro de la boquilla de salida de líquido

$$\phi_{bsl} = \left(\frac{4 \cdot (Q_0 + Q_w)}{\pi \cdot V_{bl}} \right)^{1/2} \quad (\text{Ec A3.27})$$

La velocidad para la salida del líquido está entre 1 y 3 pie/seg, se trabaja con el valor de 2 pie/seg.

Las boquillas se colocan tan sea como sea práctico de las líneas tangentes del separador

Paso 12 Ubicación del extractor de neblina

El extractor de neblina se colocará para gotas mayores a 100 micrones. Se coloca en el extremo donde está la boquilla de salida de gas a una distancia prudente entre la salida y el nivel de líquido.

ANEXO IV: Guía de diseño para un compresor

Tabla 2.2 Bases para el diseño de un compresor.

Parámetro	Ecuación	Comentarios
Flujo Volumétrico, real	Q_1	

Para hidrocarburos $r > 3$	Sustituir m por $\frac{n-1}{n}$ en la anterior ecuación	
Para $Z \approx 1.0$	Sustituir $\frac{k-1}{k\eta_{poli}}$ por $\left(\frac{n-1}{n}\right)$ en la anterior ecuación	Z y K son valores promediados entre la entrada y la descarga
Temperatura de descarga Sin enfriamiento, $Z \neq 1.0$ Cálculos rápidos a mano	$T_2 = T_1 \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{m_1}$	$T = \text{°K}(\text{°R})$
Sin enfriamiento, $Z \neq 1.0$ Cálculos afinados por	$T_2 = T_1 \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{m_{prom}}$	m_{prom} y T_2 verificados por una serie de interacciones.

computadora		
Sin enfriamiento, $Z \approx 1.0$ η_{poli} disponible	$T_2 = T_1 \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k\eta_{poli}}}$	Evaluar k y T_1 para mayor brevedad o promediar k_1 y k_2 para mayor exactitud
Sin enfriamiento, $Z \approx 1.0$ η_{is} disponible	$T_2 = T_1 \left[1 + \frac{\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1}{\eta_{is}} \right]$	Igual a la anterior
Enfriado, $Z \approx 1.0$, Elevación de la temperatura debido a pérdidas = efecto de enfriamiento	$T_2 = T_1 \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}}$	Igual a la anterior

Potencia de compresión o requerimiento de potencia de gas	$PG = \frac{W H_{polig}}{F_3 \eta_{poligc}} = \frac{W H_{isg}}{F_3 \eta_{isgc}}$	Donde: $F_3 = 102 (33\ 000)$
Requerimiento total de potencia de impulso	$PF = P_{gas} + \text{pérdidas mecánicas}$	
Relación de calor específico	$K = \frac{C_p}{C_v} = \frac{(C_p \circ \Delta C_p)}{(C_p \circ \Delta C_p) - (C_p - C_v)}$	Use datos del apéndice para evaluación a las condiciones específicas de presión y temperatura
Bases de estimación de la caída de presión interetapa para compresores recíprocos	$\Delta P = F_4 p^{0.7}$	Para estimaciones antes de que el equipo interetapa esté diseñado $F_4 = 0.178 (0.1)$

Anexo V Ofertas para estimar costo de equipamiento

Technip		CLIENT/PLANT : Camilo Cienfuegos Refinery Expansion Phase I		CONTRACT No. 2515	UNIT No. All	REVISION No. 0																
ESTIMATING SHEET FOR DRUMS (Process/Auxiliaries)				PARTIAL 47 ITEM	PARTIAL 47	MADE BY EST. 17/03/2015 01	COST TYPE 01															
DESCRIPTION				TECHNICAL DATA		CURRENCY USD @ 1.000	(USD EX. RATE @ 1.2493 USD)															
EQP. CODE	MAT. CODE	REV.	MODULE	UNIT	ITEM	SERVICE	TYPE	DESIGN TEMP. C	DESIGN PRESS. Kg/cm2	DIMENSIONS DIA. mm	H or L mm	THICK. SHELL mm	CORR. ALLOW. mm	DEM (Y/N)	INSULAT. TYPE (2)	INTERNAL LINING	100% X-RAY	ORIG. CURR.	UNIT COST	QUANTITY (Kg)	FINAL COST	REMARKS
0811.02	04	PA	116-PAU-02	TP116	D-116-001	Vacuum Hot Vell Drum	H	80	10.0	1500	6,800.0	10	3.0	N	-	Yes	CNY		3,420		22.9	AVERAGE MORIMATSU, LANZHOU LE
0811.02	01	PA	116-PAU-01	TP116	D-116-003	MP Steam Drum	H	385	18.5	1500	4,500.0	25	3.0	N	H	Yes	CNY		6,220		22.2	AVERAGE MORIMATSU, LANZHOU LE
0811.02	04	PA	116-PAU-01	TP116	D-116-004	Closed Drain Drum	H	250	10.0	2100	5,000.0	12	3.0	N	PP	Yes	CNY		5,390		31.3	AVERAGE MORIMATSU, LANZHOU LE
0811.02	03	PA	116-PAU-02	TP116	D-116-005	Fuel Gas KO Drum	VL	140	10.0	800	2,400.0	8	3.0	N	PP	Yes	CNY		670		8.7	AVERAGE MORIMATSU, LANZHOU LE
0811.02	03	PA	116-PAU-02	TP116	D-116-006	Decoking Drum	VS	180	4.5	2,000	3,000.0	8	3.0	N	PP	Yes	CNY		4,600		19.1	AVERAGE MORIMATSU, LANZHOU LE
0811.02	04	PA	003-PAU-01	TP003	D-003-003	Rich Amine Flash Drum 2	H	85	5.2	2,800	9,200	12	6	Y	-	Yes	CNY		11,210		74.9	IN HOUSE ESTIMATE
0811.02	04	PA	003-PAU-01	TP003	D-003-004	Amine Reflux Drum 2	H	106	10.0	800	2,000	5	6.0	Y	-	Yes	CNY		606		18.6	IN HOUSE ESTIMATE
0811.02	04	PA	003-PAU-01	TP003	D-003-005	Amine Slop Drum	VL	161	10.0	1,500	3,000	12	6.0	Y	-	Yes	CNY		2,570		33.2	IN HOUSE ESTIMATE
0811.02	04	PB	165-PAU-01	TP165	D-165-001	Sour Water Surge Drum	H	80	10.0	2,950	9,000	17	6.0	N	-	Yes	CNY		16,600		97.9	IN HOUSE ESTIMATE

Fig. A5.1 Ofertas de separadores de la compañía IN HOUSE, china en el 2015. [Fuente: Technip,2015, hoja.0811.02]

Technip		CLIENT/PLANT : Camilo Cienfuegos Refinery Expansion Phase I		CONTRACT No. 2515	UNIT No. All	REVISION No. 0						
ESTIMATING SHEET FOR STATIC MIXERS				PARTIAL 7 ITEM	PARTIAL 7	MADE BY EST. 7/03/2015 01	COST TYPE 01					
DESCRIPTION				TECHNICAL DATA		CURRENCY USD @ 1.000	(USD EX. RATE @ 1.2493 USD)					
EQP. CODE	MAT. CODE	REV.	MODULE	UNIT	ITEM	SERVICE	DESCRIPTION	ORIG. CURR.	UNIT COST	QUANTITY (Kg)	FINAL COST	REMARKS
4263.01	01	0F	010-PAU-03	TP203	ME-203-001	Caustic Prewash Static Mixer	Flow rate: 41 T/h, size: 4" D.T., 80°C, D.P. 38 kg/cm2, material: CS	CNY		160	15.0	In-House Estimate
4263.01	01	0F	010-PAU-03	TP203	ME-203-002	Overcoking Recover Static Mixer	Flow rate: 38 T/h, size: 4" D.T., 80°C, D.P. 38 kg/cm2, material: CS	CNY		160	15.0	In-House Estimate
4263.01	01	0F	010-PAU-03	TP203	ME-203-003	Wash Water Static Mixer	Flow rate: 43 T/h, size: 4" D.T., 80°C, D.P. 38 kg/cm2, material: CS	CNY		160	15.0	In-House Estimate
4263.01	04	0F	010-PAU-08	TP003	ME-503-01	LPG Amine Static Mixer 1	Capacity: 27.15 T/h, Des. Temp.: 80°C, Des. Press.: 36.2 kg/cm2, Shell Mtl.: LTCS, C.A.: 6 mm	CNY		160	12.5	In-House Estimate / can be supplied in C
4263.01	04	0F	010-PAU-08	TP003	ME-503-02	Caustic Prewash Static Mixer 1	Capacity: 28.7 T/h, Des. Temp.: 80°C, Des. Press.: 36.2 kg/cm2, Shell Mtl.: LTCS, C.A.: 6 mm	CNY		160	12.5	In-House Estimate / can be supplied in C
4263.01	04	0F	010-PAU-08	TP003	ME-503-03	Extractor 1 Static Mixer	Capacity: 28.7 T/h, Des. Temp.: 80°C, Des. Press.: 36.2 kg/cm2, Shell Mtl.: LTCS, C.A.: 6 mm	CNY		160	12.5	In-House Estimate / can be supplied in C
4263.01	04	0F	010-PAU-08	TP003	ME-503-04	Distiller Static Mixer	Capacity: 14 T/h, Des. Temp.: 80°C, Des. Press.: 18 kg/cm2, Shell Mtl.: LTCS, C.A.: 3 mm	CNY		160	12.5	In-House Estimate / can be supplied in C

Fig. A5.2 Ofertas de mezcladores estáticos de la compañía IN HOUSE, china en el 2015. [Fuente: Technip,2015, hoja.4263.01]

Technip		CLIENT/PLANT : Camilo Cienfuegos Refinery Expansion Phase I		CONTRACT No. 2515	Puede usar opciones de búsqueda para reemplazar texto, saltar punto concreto del documento o para limitar la búsqueda																	
ESTIMATING SHEET FOR CENTR. PUMPS (Process)				PARTIAL 61 ITEM	PARTIAL 105	MADE BY EST. 17/03/2015 01 03	COST TYPE 01															
DESCRIPTION				TECHNICAL DATA		CURRENCY USD @ 1.000	(USD EX. RATE @ 1.2493 USD)															
EQP. CODE	(1)	REV.	MODULE	UNIT	ITEM	SERVICE	FLOW RATE m3/h	DESIGN TEMP. C	DESIGN PRESS. Kg/cm2	DIFF. HEAD m	HP SH m	MECH. POWER kW	IMPELLER MATERIAL CODE	INSULAT. TYPE (2)	DRIVER ESTIMATE (3)	POS. ESTIMATE (Kw) (4)	ORIG. CURR.	UNIT COST	QUANTITY (Kg)	FINAL COST	REMARKS	
0910.02	01	PA	116-PAU-01	TP116	P-116-001	LWGO PA Pump	259.0	288	22.0	197.0	-10	132.0	CS	-	E+I	14	H	CNY	2,300	44.0	44.0	AVERAGE KSB, EBARA
0910.02	01	PA	116-PAU-01	TP116	P-116-002	LWGO PA Pump	259.0	288	22.0	197.0	-10	132.0	CS	-	E+I	14	H	CNY	2,300	44.0	44.0	AVERAGE KSB, EBARA
0910.02	01	PA	116-PAU-01	TP116	P-116-003	LWGO PA Pump	313.0	191	20.0	127.0	-10	160.0	CS	-	E+I	10	H	CNY	1,490	24.0	24.0	CL 2
0910.02	01	PA	116-PAU-01	TP116	P-116-004	LWGO PA Pump	471.0	342	25.3	174.0	-10	250.0	CS	-	E+I	42	H	CNY	3,170	170.0	170.0	CL 2
0910.02	12	PA	116-PAU-01	TP116	P-116-005	LWGO PA Pump	471.0	342	25.3	174.0	-10	250.0	CS	-	T+E	-	H	CNY	1,870	150.0	150.0	CL 2
0910.02	01	PA	116-PAU-01	TP116	P-116-006	LWGO PA Pump Turbine	280											EUR	2,400		600.0	BY ESTIMATE MACHINERY, CONDITIONING FOR API 612
0910.02	12	PA	116-PAU-01	TP116	P-116-007	Vac. Reflux Product Pump	259.0	372	26.4	254.0	5.0	250.0	CS	-	E+I	42	H	CNY	3,170	170.0	170.0	EXTRAPOLATED FROM previous CL 2
0910.02	12	PA	116-PAU-01	TP116	P-116-008	Vac. Reflux Product Pump Turbine	280											EUR	2,400		600.0	EXTRAPOLATED FROM previous CL 2, CONDITIONING FOR API 612
0910.02	01	PA	116-PAU-01	TP116	P-116-009	Temperat Water Pump	421.0	88	12.3	69.0	-10	132.0	CS	-	E+I	14	H	CNY	2,300	45.0	45.0	IN HOUSE ESTIMATE
0910.02	01	PA	116-PAU-01	TP116	P-116-010	Feed Pump	421.0	88	12.3	69.0	-10	132.0	CS	-	E+I	17.00	H	CNY	2,490	116.0	116.0	CL 2
0910.02	01	ZF	010-PAU-01	TP010	P-010-001	Feed Pump	616.0	210	26.0	246.0	5.00	160.0	CS	-	E+I	17.00	H	CNY	2,490	116.0	116.0	CL 2
0910.02	04	IF	010-PAU-02	TP010	P-010-002	Main Feedwater Surface Pump	113.0	121	15.5	100.0	5.50	45.0	CS	-	E+I	5.00	CNY	960		95.0	EXTRAPOLATED FROM CL 1	
0910.02	04	IF	010-PAU-02	TP010	P-010-003	Overhead Liquid Pump	79.4	121	15.5	100.0	5.50	45.0	CS	-	E+I	12.00	CNY	1,990		150.0	IN HOUSE ESTIMATE	
0910.02	04	IF	010-PAU-02	TP010	P-010-004	Overhead Sear Water Pump	79.4	121	15.5	100.0	5.50	110.0	CS	-	E+I	12.00	CNY	1,990		150.0	IN HOUSE ESTIMATE	
0910.02	04	IF	010-PAU-02	TP010	P-010-005	Overhead Sear Water Pump	25.1	121	15.5	95.0	3.10	19.0	Duplex	-	E+I	2.00	CNY	410		41.0	CL 2	
0910.02	04	IF	010-PAU-02	TP010	P-010-006	Overhead Sear Water Pump	22.1	121	15.5	95.0	3.10	19.0	Duplex	-	E+I	2.00	CNY	410		41.0	CL 2	
0910.02	04	IF	010-PAU-02	TP010	P-010-007	Overhead Sear Water Pump	23.5	121	15.5	94.0	3.1	19.0	DC	-	E+I	2.00	CNY	460		46.0	CL 2	

Fig. A5.3 Ofertas de bombas de la compañía IN HOUSE, china en el 2015. [Fuente: Technip,2015, hoja.0910.01]

ANEXO VI 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 x 10 ⁴ -7 x 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 x 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 x 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 VII Cálculo hidráulico de la planta

		Nafta Ácida	Alcali	3	Agua de Enfriamiento	Agua de Retorno	4	5	6	Agua de Lavado	7	10	Nafta Dulce	Efluentes	
Datos de la línea	Desde	Entrada a planta	Entrada a planta	Compresor	Entrada a planta	Intercamb.	Intercamb.	Mezclador 1	Reactor		Mezclador 2	Tambor	Tambor	Bomba	
	Hasta	Mezclador 1	Mezclador 1	Intercamb.	Intercamb.		Mezclador 1	Reactor	Mezclador 2	Mezclador 2	Tambor	Bomba	Salida de planta	Salida de planta	
	Diametro nominal (o ID si el SCH=ID)	plg	4	1	3/4	1/2	1/2	3/4	4	4	1 1/2	4	1 1/2	4	1 1/2
	SCH (por defecto = STD) / Clase		STD	STD	STD	STD	STD	STD	STD	STD	STD	STD	STD	STD	STD
	Rugosidad (por defecto = 0.0018 plg)	plg													
Corriente	Longitud equivalente	m													
	DR (positivo para ascendente)	m													
	Pendiente (para carta de fase mixta)	grados													
	Sobre diseño	%	10%	10%	10%	10%	10%	10%	10%	10%	10%	10%	10%	10%	
	Temperatura	°C	38	38	289	32	42	38	40	40	30	40	40	40	40
Líquido	Presión	kgf/cm ² a	11	11	12	11	10	11	11	9	11	9	9	9	
	Flujo	kg/h	38586.00	0	0	82.32	82.32	0	38761.00	38761.00	3324.00	42085.00	3444.00	38640.00	3444.00
	Densidad	kg/m ³	743.70	0	0	1002.00	994.60	0	743.60	743.30	1004.00	756.80	975.00	741.90	975.00
	Viscosidad	cP	0.337	0	0	0.544	0.544	0	0.340	0.220	0.797	0.385	0.640	0.370	0.640
	Tensión superficial	Dyna/cm	21	0	0	71	69	0	20	20	71	0	68	20	68
Vapor (Gas)	Flujo másico	kg/h	0	162.08	12.57	0	0	12.57	0	0	0	0	0	0	
	Densidad	kg/m ³	0	7.78	7.26	0	0	12.12	0	0	0	0	0	0	
	Viscosidad	cP	1.180	1.410	1.370	1.163	1.169	0.020	0	0	0	0	0	0	
	Cp/Cv		0.380	0.010	0.030	1.160	1.170	1.420	1.180	1.184	1.160	1.176	1.176	1.180	1.176
	Masa molecular		99.4	17.0	28.9	18.0	18.0	28.9	97.3	18.0	72.2	18.0	92.1	18.0	
Resultados	Factor Z		0.0560	0.9200	1.0040	0.0084	0.0075	0.9958	0.0540	0.0455	0.0063	0.0428	0.0428	0.0063	
	pVZ	Pa	2844	1228	25	39	40	15	2870	2871	790	3324	874	2859	874
	Velocidad promedio	m/s	1.96	12.56	1.86	0.20	0.20	1.11	1.96	1.97	0.89	2.10	0.95	1.96	0.95
	Velocidad sónica	m/s		37.24	69.74			355.51							
	Caída de presión_fm (Friction)	kgf/cm ² /km	2.48	11.053	2.82	0.86	0.67	0.16	2.50	2.45	2.62	2.90	2.81	2.50	2.81
Regimen de flujo		Turbulento	Laminar	Laminar	Turbulento	Turbulento	Turbulento	Turbulento	Turbulento	Turbulento	Turbulento	Turbulento	Turbulento	Turbulento	

Anexo VIII Código de identificación de equipos de procesos. Fuente: RF-M19-P-90-08 Procedimiento de codificación de equipos y sistemas, Refinería Cienfuegos S.A. 2018

Anexo 2 Códigos de identificación de los Equipos de Procesos

Código (XX)	Equipo
A	Enfriador de aire
B	Separador, Cristalizador, Colonos
C	Compresor, Ventilador
D	Tambor (atmosférica y presión), Bala, Desaladora
J	Eyector, Desaireador
E	Intercambiador de calor
F	Caldera, Calentador a fuego, Horno, Incinerador
G	Grúas, Aparatos elevadores, Elevador
L	Líneas tecnología
P	Bombas
O	Caja de cambios
R	Reactor
S	Silos, tolva
T	Torre, Columna, Scrubber, Torre de enfriamiento
V	Filtro
W	Escala
Y	Flare
GT	Turbina de gas
DE	Motor diésel
LA	Brazo de carga
ME	mezclador estático
MA	Agitador
ST	Turbina de vapor
AC	Aire acondicionado
BA	Cuenca, Pit, Pond
DR	Secadora
DS	Atomizador
TK	Tanque (atmosférica), Esfera, Gasómetro
SK	Pila, Chimenea
SL	Silenciador
PK	Paquete

Anexo X Código de identificación de fluidos. Fuente: RF-M19-P-90-08
 Procedimiento de codificación de equipos y sistemas, Refinería Cienfuegos S.A. 2018

Anexo 1 Códigos de identificación de los Fluidos

Código	Fluido	Código	Fluido
IA	Aire de Instrumento	AW	Agua ácida
PA	Aire de Planta	BW	Agua tratada de alimentar caldera
CC	Condensado Limpio	CW	Agua clorada
HC	Condensado de alta presión	DW	Agua potable
MC	Condensado de media presión	FW	Agua para extinción de incendio
LC	Condensado de baja presión	GW	Agua de purga
AD	Drenaje ácido	HW	Agua temperada suministrada
CD	Drenaje cerrado	IW	Agua temperada de retorno
ED	Amina drenaje	RW	Agua de refrigeración retorno
OD	Drenaje Oleoso	SW	Agua de refrigeración suministrada
SD	Drenaje sanitario	TW	Agua desmineralizada
		UW	Agua de servicio
NF	Flare	AW	Agua ácida
XF	Flare acido	YW	Agua de lavado
AG	Gas acido	ZW	Agua de Mar
FG	Gas combustible	LA	Amina Pobre
GG	Gas Natural	P	Proceso
LP	LPG	Q	Azufre Liquido
HG	Hidrógeno	PW	Agua potable
NG	Nitrógeno	AV	Venteo
SG	Gas sulfhídrico	WW	Agua de lavado
CL	Caustico	CM	Catalizador
IL	Inyección Química	WP	Agua despojada
FL	Aceite lavado	WL	LCO de lavado
FO	Aceite combustible	WH	HCO de lavado
LO	Aceite lubricante	SE	lodo
SL	Slop		
RA	Amina Rica		
HS	Vapor de Alta		

ANEXO XI Índice de costos de Nelson Farrar

NELSON-FARRAR COST INDEXES¹

Refinery construction (1946 basis)
Explained in OGJ, Dec. 30, 1985, p. 145.

	1962	1980	2014	2015	2016	Aug. 2016	July 2017	Aug. 2017
<i>Pumps, compressors, etc.</i>	222.5	777.3	2,271.9	2,313.6	2,336.3	2,333.2	2,366.2	2,365.3
<i>Electrical machinery</i>	189.5	394.7	515.8	516.5	513.0	513.2	515.0	515.5
<i>Internal-comb. engines</i>	183.4	512.6	1,052.9	1,062.3	1,035.6	1,035.1	1,045.1	1,046.4
<i>Instruments</i>	214.8	587.3	1,533.6	1,554.4	1,597.5	1,605.5	1,611.7	1,593.8
<i>Heat exchangers</i>	183.6	618.7	1,305.0	1,305.0	1,221.2	1,221.2	1,221.2	1,221.2
<i>Misc. equip. average</i>	198.8	578.1	1,335.8	1,350.3	1,340.7	1,341.6	1,351.8	1,348.4
<i>Materials component</i>	205.9	629.2	1,571.8	1,434.9	1,403.1	1,431.0	1,519.3	1,518.7
<i>Labor component</i>	258.8	951.9	3,210.7	3,293.8	3,395.8	3,405.7	3,468.7	3,505.5
<i>Refinery (inflation) index</i>	237.6	822.8	2,555.2	2,550.2	2,598.7	2,615.8	2,688.9	2,710.8

Refinery operating (1956 basis)
Explained in OGJ, Dec. 30, 1985, p. 145.

	1962	1980	2014	2015	2016	Aug. 2016	July 2017	Aug. 2017
<i>Fuel cost</i>	100.9	810.5	1,264.8	915.9	869.1	882.6	955.6	946.1
<i>Labor cost</i>	93.9	200.5	312.8	319.2	339.6	319.9	306.2	314.1
<i>Wages</i>	123.9	439.9	1,541.3	1,584.4	1,624.5	1,574.0	1,656.1	1,660.2
<i>Productivity</i>	131.8	226.3	493.1	497.1	479.1	492.0	540.9	528.6
<i>Invest., maint., etc.</i>	121.7	324.8	939.4	948.0	938.2	944.3	999.6	1,007.7
<i>Chemical costs</i>	96.7	229.2	472.3	434.6	409.9	407.4	432.3	441.0
<i>Operating indexes²</i>								
<i>Refinery</i>	103.7	312.7	688.5	660.0	657.0	653.2	681.1	687.6
<i>Process units</i>	103.6	457.5	865.3	748.1	734.4	735.4	776.2	778.1

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.

**Fig. Tabla para determinar el Índice de Nelson Farrar hasta agosto 2017.
[Fuente: Revista Oil and Gas Journal]**

ANEXO XII Metodología de Córcega (2014) para Estimación de Costo Clase III

EQUIPAMIENTO = M	
MATERIALES = E	M= (0.6-0.7)E
Obra civil y edificios	28%
Obra metalúrgica (tuberías y estructuras)	45%
Instrumentación	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 batería 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 XIII Evaluación económica de la planta

	0	1	2	3	4	5	6	7	8
Precios \$/BL, LEEPIC 2015	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024	2025
Gasolina Convencional Caribe		111,37	115,5	119,65	122,68	126,55	130,54	135,35	140,34
Nafta Catalítica Pesada		108,57	112,7	116,86	119,89	123,76	127,75	132,55	137,55
		2,800	2,800	2,790	2,790	2,790	2,790	2,800	2,790
Tasa de Desuento	10%								
Días de operación al año	350								
Volumen de producción, BPD	6667								
Volumen anual de producción, barriles	2333450								
Consumo anual de Agua m3	27552	Precio							
		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								
AÑOS									
	0	1	2	3	4	5	6	7	8
Ingresos, MMUSD	0,0000	6,5337	6,5337	6,5103	6,5103	6,5103	6,5103	6,5337	6,5103
Incremento del valor de la producción		6,5337	6,5337	6,5103	6,5103	6,5103	6,5103	6,5337	6,5103
Costos, MMUSD	6,3832	3,6829	3,6920	3,7012	3,7106	3,7200	3,7295	3,7391	3,7488
Costo Total de Inversión	6,3832								
Costo Directo	4,6266								
Costo Indirecto	0,4627								
Costo construcción de equipamiento	1,1282								
Servicio de Oficinas	0,1649								
Costos operacionales		0,9860	0,9951	1,0043	1,0137	1,0231	1,0326	1,0422	1,0519
Electricidad		0,0016	0,0016	0,0016	0,0016	0,0017	0,0017	0,0017	0,0017
Agua		0,0427	0,0431	0,0436	0,0440	0,0444	0,0449	0,0453	0,0458
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)		0,0638	0,0638	0,0638	0,0638	0,0638	0,0638	0,0638	0,0638
Depreciación, MMUSD		0,7181	0,7181	0,7181	0,7181	0,7181	0,7181	0,7181	0,7181
Contingencias (30% del Costo de Inversión)		1,91496	1,91496	1,91496	1,91496	1,91496	1,91496	1,91496	1,91496
Flujo de caja Anual (ADI), MMUSD	-6,3832	3,5689	3,5598	3,5272	3,5179	3,5085	3,4989	3,5127	3,4796
Flujo de caja Anual Acumulado (ADI), MMUSD	-6,3832	-2,8143	0,7455	4,2727	7,7905	11,2990	14,7979	18,3106	21,7902
Deducción de Impuestos (15%)		0,4276	0,4262	0,4214	0,4200	0,4186	0,4171	0,4192	0,4142
Flujo de caja Anual (DDI), MMUSD	-6,3832	3,1413	3,1335	3,1058	3,0979	3,0899	3,0818	3,0935	3,0654
Flujo de caja Anual Acumulado (DDI), MMUSD	-6,3832	-3,2419	-0,1084	2,9974	6,0953	9,1852	12,2671	15,3605	18,4259
Antes de Impuestos									
TIR, %	53,8%								
YAN, MMUSD	\$11,30								
Periodo de recuperación, años	0,92								
Después de Impuestos									
TIR, %	46,6%								
YAN, MMUSD	\$9,26								
Periodo de recuperación, años	1,07								

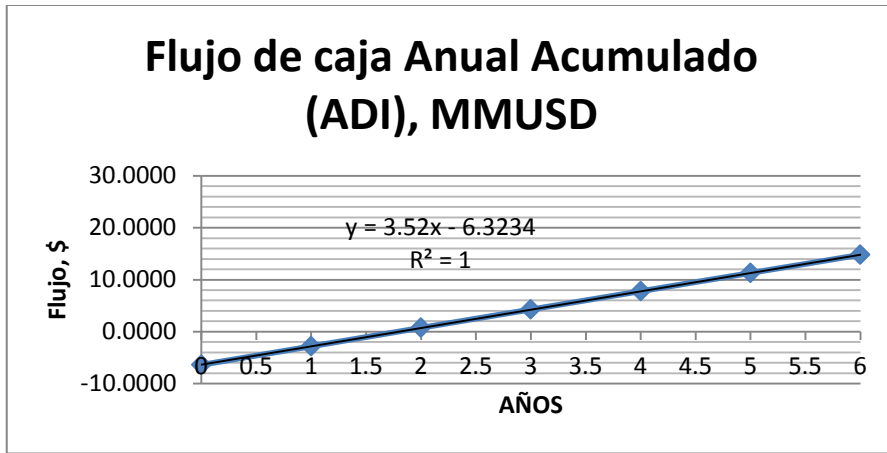


Fig. A16.1 Flujo de caja anual acumulado antes de impuesto

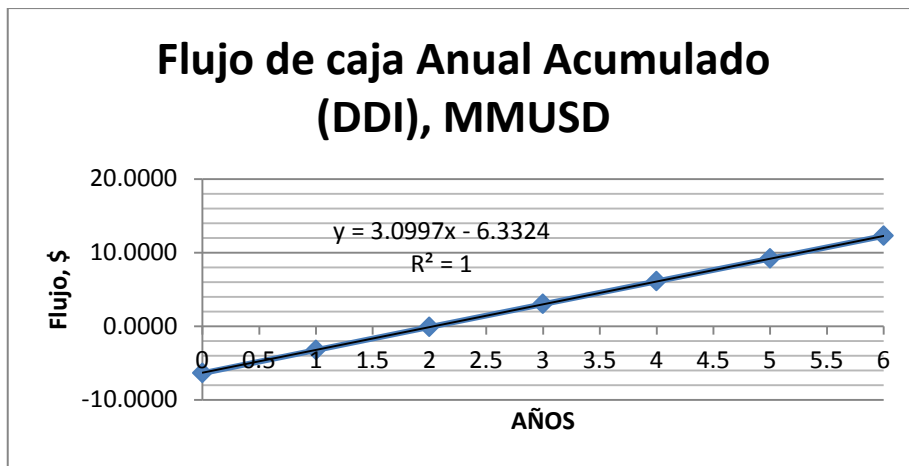


Fig. A16.2 Flujo de caja anual acumulado después de impuesto