UNIVERSIDAD CENTRAL "MARTA ABREU" DE LAS VILLAS

Facultad de Química y Farmacia

Departamento de Ingeniería Química

Trabajo de Diploma

UNIVERSIDAD CENTRAL
"MARTA ABREU" DE LAS VILLAS
VERITATE SOLA NOBIS IMPONETUR VIRILIS TOGA

Título: "Vigilancia del proceso de asimilación de la nueva tecnología para el tratamiento del Turbo-Combustible o Keroseno obtenido en la Refinería "Camilo Cienfuegos"

Autor: Osvaldo Fernández Bello

Tutora: Dra. Maria Eugenia Ofarrill Pie

SANTA CLARA

2008

"Año 50 de la Revolución".

…La ciencia no es, ni misterio de iniciados,
ni privilegio de los aristócratas de la mente, sino
el medio único que tiene el hombre para explicarse
las leyes de la vida…

José Martí

……A mis padres, hermana y abuelos, los cuales quiero mucho.

A mi novia que ha sabido comprenderme y quererme.

En fin a toda mi familia que de una forma u otra me han ayudado en mi carrera.

…En especial a mis familiares que han depositado toda su confianza en mí.

Muy agradecido le estaré a mi tutora Maria Eugenia que sin ella no hubiese sido posible la realización de esta tesis.

A todas las personas que de una forma u otra me han ayudado en el transcurso de mi vida estudiantil.
A los compañeros del área de dirección técnica de la Refinería de Cienfuegos que me ayudaron durante la realización de la tesis.
A mis amigos de por vida Yenier, Lester, Ozuna, Yosvany, Javier y a todos en general.
Y por ultimo y no menos importante a la "Revolución".

Resumen

Este trabajo fue realizado en la Refinería “Camilo Cienfuegos”, a través del mismo se hace un análisis entre dos tipos de tecnología, (Hidrotratamiento y Merox) con el objetivo de analizar el proceso de renovación o adaptación tecnológica para el tratamiento del Turbo-Combustible al salir de la etapa de Destilación Atmosférica y verificar si fue adecuado el proceso de selección de la nueva tecnología Merox para el tratamiento de Turbo -Combustible bajo los principios que establece la vigilancia tecnológica. Primeramente se hace un análisis sobre la materia prima a utilizar con respecto a la cantidad de azufre que contiene este nuevo combustible. Antes de la caída del campo socialista el crudo tratado en la refinería “Camilo Cienfuegos “tenia un alto contenido de azufre por lo que era necesario la utilización de un Hidrotratamiento, actualmente con el nuevo convenio firmado con PDVSA el crudo que se esta refinando es de bajo contenido en azufre por lo que la utilización de un hidrotratamiento no sería factible económicamente ya que este crudo al ser tratado con la nueva tecnología Merox donde se lleva a cabo un endulzamiento es suficiente para conseguir la calidad especificada del Jet Fuel. Se hizo un análisis económico entre ambas tecnologías donde quedó demostrado que la tecnología Merox es mas factible económicamente que la tecnología anterior.

This work was carried out at the refinery "Camilo Cienfuegos", through it becomes an analysis between two types of technology (hydrotreatment and Merox) in order to examine the process of renovation or adaptive technology for treating Turbo-Fuel when leaving the stage of atmospheric distillation and verify whether it was appropriate to the process of selecting new technology for treating Merox Turbo-Fuel under the principles laid down by technological surveillance. First is an analysis of the raw material used to regarding the amount of sulfur contained in this new fuel. Before the fall of the socialist camp crude oil refinery in the treaty "Camilo Cienfuegos" had a high sulphur content and it was therefore necessary to use a hydrotreatment, now with the new agreement signed with PDVSA crude oil that is refined is low sulphur content and therefore the use of a hydrotreatment would not be economically feasible for this crude to be treated with new technology Merox where he conducts a sweetening is sufficient to achieve the specified quality of Jet Fuel. It was an economic analysis between the two technologies which demonstrated that the technology Merox is more economically feasible than previous technology.

Índice:

Contenido	*Página*
Introducción.	1
Capítulo I: Revisión Bibliográfica	3
1.1 Nociones generales sobre la Vigilancia Estratégica	3
1.1.1 Objetivos de la Vigilancia Estratégica	3
1.1.2 Características de la Vigilancia estratégica	4
1.1.3 Tipos de vigilancia	4
1.1.4 Resultados esperados de la Vigilancia Estratégica	6
1.2 Nociones Generales sobre la Vigilancia Tecnológica	6
1.2.1 Objetivos de la Vigilancia Tecnológica	8
1.2.2 Características de la Vigilancia Tecnológica	9
1.2.3 Importancia de la Vigilancia Tecnológica	10
1.2.4 Vigilancia tecnológica en Cuba	11
1.2.4.1 La Vigilancia Tecnológica y su contribución a la asimilación de tecnologías.	11
1.3 Nociones generales sobre el proceso de refinación del petróleo	12
1.3.1 Proceso de refinación del petróleo	13
1.3.1.1 Destilación Atmosférica y al Vacío	14
1.3.1.2 Otros Procesos de refinación del petróleo.	15
1.3.1.2.1 Hidrotratamiento.	15
1.3.1.2.2 Reformación de Nafta	16
1.3.1.2.3 Isomerización	16
1.3.2 Impactos ambientales potenciales	17
1.3.2.1 Modificación del proceso para beneficiar al medio ambiente	18
Capitulo II: Descripción del proceso de refinamiento en la refinería "Camilo Cienfuegos". Análisis de la sección de tratamiento del turbo-combustible	20
2.1 Descripción Tecnológica del Proceso de Refinación del Petróleo en la Refinería de Cienfuegos.	20
2.1.1 Entrada y Primer Banco de Intercambiadores	21
2.1.2 Desalación Eléctrica	22
2.1.3 Entrada al Segundo Banco de Intercambiadores	24
2.1.4 Etapa de destilación atmosférica	25
2.1.4.1 Torre Desgasolinadora T-101.	25
2.1.4.2 Torre de Destilación Atmosférica T-102.	27
2.1.4.3 Torre Despojadora T-103	30
2.1.4.4 Torre Estabilizadora T-104.	32
2.1.4.5 Nudo de mezcla.	34
2.2 Análisis de la sección de Hidrofinación para el tratamiento del turbo combustible.	35

2.2.1 Descripción del proceso de Hidrotratamiento.	35
2.2.1.1 Análisis para la utilización de otra tecnología.	37
Capitulo III: Asimilación de la tecnología Merox para el tratamiento del turbo combustible en la refinería "Camilo Cienfuegos"	40
3.1 Metodología para la asimilación de nuevas tecnologías	40
3.2 Aplicación de la metodología para el proceso de asimilación de la tecnología de la Planta Merox para el tratamiento del turbo combustible o Keroseno.	42
3.2.1 Etapa de adquisición de la tecnología	42
3.2.1.1 Costos de inversión de la Merox y de la de Hidrotratamiento	42
3.2.2 Etapa de adaptación de la Tecnología	43
3.2.2.1 Análisis de los costos de producción	44
3.2.3 Etapa de desarrollo de procesos.	45
3.2.3.1 Descripción tecnológica de la Planta Merox	45
3.2.3.2 Distribución y características del equipamiento por cada sección de la Planta Merox.	50
3.2.3.3 Evaluación Económica.	52
3.2.3.4 Descripción De Eventuales Problemas De Operación Y Típicas Soluciones.	55
Conclusiones	61
Recomendaciones	62

Introducción:

El inicio de este siglo XXI está caracterizado por tendencias dinámicas y complejas que transforman notablemente el entorno en el que operan las diferentes organizaciones: el desarrollo de la denominada sociedad del conocimiento, la importancia del territorio en un mundo globalizado y el progreso científico y tecnológico que se está dando en diversas áreas de la ciencia. Estos procesos generan a su vez oportunidades pero también grandes retos, se expresan en diversas formas y sus impactos inciden en diversos sectores de la sociedad. Dentro de sus múltiples implicaciones es necesario resaltar en primer lugar la importancia que tiene el conocimiento y el uso del mismo como un factor de producción más, siendo un elemento esencial de la competitividad. [León T, 2006]

De ahí la imperiosa necesidad de desarrollar entonces procesos de apropiación de dicho conocimiento, para de esta forma interiorizarlos y convertirlos en acción. Precisamente este es uno de los objetivos fundamentales de la Vigilancia Tecnológica: la captación continua y el análisis sistemático de información relevante relativa a los hechos, eventos, actividades y tendencias del entorno científico y tecnológico, lo que posibilita a las empresas la obtención de ventajas competitivas importantes, al optimizar la toma de decisiones y prever los cambios, es por ello que la vigilancia tecnológica constituye una herramienta de alto impacto, que contribuye al mejoramiento de la organización y al sostenimiento del liderazgo de una empresa en el mercado. [Rodríguez A.,2006]

Los principales focos de desarrollo en materia de vigilancia se encuentran en países avanzados como Japón, Estados Unidos, Francia, Alemania y Suecia. En Latinoamérica los más destacados son: Brasil, México y Cuba. [Rodríguez A.,2006]

Hoy en día las Empresas cubanas están ante una etapa de cambio, circunstancia que se caracteriza por buscar nuevas ventajas en los ambientes de negocios, e introducir nuevas tecnologías; lo cual requiere de un sistema que propicie la obtención de información pública existente, así como su análisis, síntesis y utilización conveniente, por lo que cobra vital importancia el mantenimiento de un

ambiente de vigilancia tecnológica para lograr estos objetivos. Un ejemplo de esta situación lo podemos encontrar en la refinería de petróleo "Camilo Cienfuegos", industria fundada en el año 1989, la cual luego de un largo periodo de inactividad, debido al agravamiento de las condiciones económicas en las que se vio envuelta el país, reinicia sus funciones en el año 2007 a la luz de los acuerdos firmados mediante el proyecto ALBA en estrecha colaboración con Venezuela.

En la actualidad la refinería "Camilo Cienfuegos" está siendo sometida a un proceso de renovación y/o adaptación de su tecnología, según las nuevas condiciones en que se desarrolla y el alcance y perspectivas que se vislumbran, teniendo en cuenta el panorama de desarrollo tecnológico que involucra a las refinerías de petróleo a nivel mundial. Muestra de ello es el proceso de adaptación de la tecnología Merox que se lleva a cabo en la sección de tratamiento del turbo combustible (uno de los productos que se obtiene en la etapa de destilación atmosférica), a partir de la necesidad de sustituir el proceso tecnológico que se llevaba a cabo con anterioridad (Hidrotratamiento) debido al cambio de las propiedades del combustible a tratar.

Ante esta problemática se propone como **Hipótesis** del Trabajo la siguiente:

"La asimilación de la nueva tecnología para el tratamiento del turbo combustible en la refinería "Camilo Cienfuegos", responde a un proceso guiado por los principios que rigen la vigilancia tecnológica, como herramienta para garantizar una selección adecuada de la tecnología a implementar"

Los objetivos de este trabajo van encaminados a:

1. Analizar el proceso de renovación y/o adaptación tecnológica para el tratamiento del turbo combustible a la salida de la etapa de destilación atmosférica, en la refinería "Camilo Cienfuegos".
2. Verificar la adecuacidad del proceso de asimilación de la tecnología Merox para el tratamiento del turbo-combustible, llevado a cabo en la refinería "Camilo Cienfuegos", bajo los principios que establece la vigilancia tecnológica.

Capitulo I: Revisión Bibliográfica

1.1. Nociones generales sobre la Vigilancia Estratégica.

Disponer dentro de la empresa de la información apropiada, en el momento oportuno, para poder tomar la decisión más adecuada, supone la puesta en marcha de un conjunto de procesos interrelacionados, organizados convenientemente encauzados para conseguirlo, es decir, la puesta en marcha de un sistema de vigilancia estratégica. El proceso o procesos de vigilancia supone realizar las siguientes actividades: recogida de la información que la empresa necesita, transformación en conocimiento, valoración y distribución de la información. [Rodríguez M., 1997]

1.1.1 Objetivos de la Vigilancia Estratégica [Escorsa P., 2005]

- **Vigilar** el entorno, lo cual significa:

_ Buscar información pertinente.
_ Recoger /capturar la información útil para la empresa.
_ Analizar y validar la información recogida.

- **Explotar** la información, lo cual significa:

_ Distribuir la información a quien la necesita.
_ Utilizar la información.
_ Tomar decisiones estratégicas.
_ Adaptar la actividad de la empresa a los cambios detectados.

1.1.2 Características de la Vigilancia estratégica [Castro S, 2007]

- La vigilancia estratégica debe ser un sistema organizado integrado en los procedimientos habituales de la empresa.
- La vigilancia debe ser sistematizada mediante el uso de una metodología que permita su seguimiento y su explotación regular.
- El sistema implementado debe adaptarse al entorno de la empresa y a su cultura.
- La vigilancia estratégica debe ser focalizada, es decir, debe estar centrada en determinados aspectos de la empresa y de su entorno.

1.1.3 Tipos de vigilancia: [Castro S., 2007]

Desde un punto de vista de vigilancia estratégica los 5 factores determinantes de la competitividad de una empresa son los siguientes:

- Los clientes.
- Los proveedores.
- Los entrantes potenciales en el mercado.
- Los productos sustitutivos.
- Los competidores del sector.

A partir de estos factores la empresa puede organizar su vigilancia estratégica en torno a cuatro ejes:

La vigilancia competitiva: trata de la información sobre los competidores actuales y/o potenciales de la empresa y de aquellos con productos sustitutivos.
La vigilancia comercial: estudia los datos referentes a clientes y proveedores.
Los aspectos comerciales que es necesario vigilar son los siguientes:
- Los mercados.
- Los clientes, la evolución de sus necesidades, su solvencia, etc.
- Los proveedores, su estrategia de lanzamiento de nuevos productos, sus proveedores, etc.
- La mano de obra en el sector.

La vigilancia tecnológica: se ocupa de las tecnologías disponibles, de las emergentes o de las que acaban de aparecer, en la medida en que sean capaces de intervenir en nuevos productos o procesos de la empresa. Los aspectos tecnológicos que es necesario vigilar son los siguientes:

- Los avances científicos y técnicos.
- Los productos y servicios.
- Los procesos de fabricación.
- Los materiales y su cadena de transformación.
- Las tecnologías y sistemas de información.
- Etc.

La vigilancia del entorno: se ocupa de aquellos hechos exteriores que pueden condicionar el futuro, en áreas como la sociología, la política, el medioambiente, las reglamentaciones, las leyes, etc. Los aspectos del entorno que es necesario vigilar son los siguientes:

- La legislación y normativa.
- El medioambiente y la evolución de su cuidado.
- La cultura, la política, la sociología, la economía...
- Etc.

El término de vigilancia estratégica engloba a los distintos tipos de vigilancia que necesita realizar una empresa.

Fig.1 Tipos de vigilancia

1.1.4 Resultados esperados de la Vigilancia Estratégica.

Los resultados que persigue alcanzar la vigilancia estratégica pueden clasificarse de la siguiente forma: [Castro S., 2007]

Fig. 2 Resultados de la vigilancia estratégica

- *ANTICIPAR*: detectar oportunamente los cambios relevantes en el entorno de la empresa.
- *MINIMIZAR RIESGOS*: detectar amenazas para la empresa que provengan de nuevos productos, normativas, competidores, etc., y tomar decisiones adecuadas al optar por unas tecnologías u otras.
- *COMPARAR*: reconocer los puntos fuertes y las debilidades frente a la competencia y frente a las necesidades de los clientes.
- *INNOVAR*: identificar oportunidades de mejora e ideas innovadoras en el mercado.
- *COOPERAR*: detectar oportunidades de cooperación y encontrar los socios más adecuados.

1.2 Nociones Generales sobre la Vigilancia Tecnológica.

Varias son las definiciones que dan diversos autores sobre la vigilancia tecnológica:

- La vigilancia tecnológica incluye los esfuerzos que la empresa dedica, los medios de que se dota y las disposiciones que toma con el objetivo de conocer todas las evoluciones y novedades que se producen en los dominios de las técnicas que le conciernen actualmente o son susceptibles de afectarle en el futuro (Lesca, 1994)

- La vigilancia tecnológica consiste en la observación y el análisis del entorno científico, tecnológico y de los impactos económicos presentes y futuros, para identificar las amenazas y las oportunidades de desarrollo (Jakobiak, 1992)

- La vigilancia tecnológica está constituída por el conjunto de técnicas que permiten organizar de manera sistemática la acumulación, el análisis, la difusión y la explotación de las informaciones técnicas útiles para la supervivencia y crecimiento de la empresa. Tiene la misión de alertar a los responsables de la empresa de toda innovación científica o técnica susceptible de modificar su entorno (Escorsa P., 2002)

- La vigilancia tecnológica es el medio de hacer emerger los elementos estratégicos para la empresa de entre la masa de información disponible (Werner y Degoul, 1995)

- La vigilancia tecnológica es el arte de descubrir, recolectar, tratar, almacenar informaciones y señales pertinentes, débiles y fuerte, que permitirán orientar el futuro y proteger el presente y el futuro de los ataques de la competencia. Transfiere conocimientos del exterior al interior de la empresa (Rouach, 1996)

- La vigilancia tecnológica es la observación y el análisis del entorno seguidos por la difusión bien especificada de las informaciones seleccionadas y analizadas, útiles para la toma de decisiones estratégicas (Jakobiak y Dou, 1992)

- Vigilar es una de las seis funciones necesarias para una buena gestión de la tecnología. Se trata de seguir la evolución de las nuevas tecnologías y detectar las tecnologías de los competidores. [Morin J., 1998]

La vigilancia en general, no limitada al ámbito tecnológico, puede definirse como:

- El esfuerzo sistemático y organizado por la empresa de observación, captación, análisis, difusión precisa y recuperación de información sobre los hechos del entorno económico, tecnológico, social o comercial, relevantes para la misma por poder implicar una oportunidad o amenaza para ésta, con objeto de poder tomar decisiones con menor riesgo y poder anticiparse a los cambios (Palop y Vicente, 1999).

1.2.1 Objetivos de la Vigilancia Tecnológica.

Entre los objetivos de la Vigilancia Tecnológica se encuentran:[Rodríguez A., 2006]

1- Conocer cuáles son las tecnologías nuevas que surgen en un sector determinado, para captarlas lo más rápido posible y ofrecer ventajas a la empresa.

2- Conocer quiénes son las organizaciones con que tengo que competir, en qué investigan, dónde patentan, para tratar de seguirles.

3- Conocer cuáles son las empresas líderes en el país y el mundo en esta rama y cuáles son las características de sus tecnologías, para tratar de conseguir ventaja.

De manera general la vigilancia tecnológica tiene como objetivo la captación continua y el análisis sistemático de información relevante relativa a los hechos, eventos, actividades y tendencias del entorno científico y tecnológico, lo que posibilita a las empresas la obtención de ventajas competitivas importantes, al optimizar la toma de decisiones y prever los cambios.

1.2.2 Características de la Vigilancia Tecnológica. [Rey L.,2006]

La vigilancia debe ser:

—Focalizada: selección de áreas, tecnologías e indicadores.

—Sistematizada: seguimiento y exploración de los indicadores.

—Estructurada: organización interna y evolución continua de sus diferentes fases (observación, captación, análisis, difusión, seguimiento y control).

La Vigilancia Tecnológica requiere de un sistema organizado de observación y análisis del entorno, seguido de una adecuada difusión interna y utilización de la información para la toma de decisiones, que deberá ser adaptado a los recursos de la empresa y al sector en que opera. [Salgado D., 2006],[Dueñas L., 2005], [Jiménez E., 2001]

Teniendo en cuenta lo anterior, se hace necesario enfatizar en los siguientes aspectos:

- "**Es un sistema organizado, selectivo y permanente**. Es decir, debe existir un equipo humano y técnico, con carácter multidisciplinar, para cuyo trabajo se realice una adecuada planificación, de forma que esto permita una actuación continuada en el tiempo. Además debe existir una adaptación a las necesidades de la empresa, seleccionando la información que para ella tenga mayor interés.

- **El sistema debe ser capaz de tratar la información recopilada y convertirla en conocimiento**. Esto es de especial importancia, así como su difusión a los miembros de la empresa de forma fluida.
- **La información debe ser utilizada por los miembros de la empresa para la toma de decisiones**. De nada sirve realizar un esfuerzo en la creación de un sistema de vigilancia, si sus resultados no se materializan en su efectiva utilización de cara a tomar las decisiones en la empresa en relación con su estrategia en el marco de un entorno competitivo determinado". [Cartif, 2000]

Con todo esto el sistema contribuirá a definir la posición estratégica que ha de tomar la empresa y sus objetivos en I+D, permitiendo:[Dueñas L., 2005]

—Realizar de manera sistemática la observación y búsqueda de señales de cambio y novedades enfocadas a la captura de información, la selección y análisis, la difusión y comunicación para convertirla en conocimiento.
—Alertar sobre innovaciones.
—Investigar los hallazgos realizados para la ejecución de nuevos procesos.
—Buscar soluciones tecnológicas.

1.2.3 Importancia de la Vigilancia Tecnológica

El objeto fundamental de la vigilancia es preparar el camino que debe seguir la empresa para lograr sus objetivos estratégicos. Las actividades de vigilancia contribuyen a que la empresa sea más competitiva, pues permiten que la misma se planifique estratégicamente, mejore la calidad de sus productos en relación con los de la competencia y conozca mejor el mercado en el cual desarrolla su actividad. [Arroyo A., 2005]
Los continuos esfuerzos de VT giran alrededor de las tecnologías más importantes de la empresa. No obstante, Escorsa enfatiza que “la compleja realidad del entorno empresarial, hace que la VT no se limite solamente al seguimiento de los aspectos estrictamente científicos y tecnológicos. Se requiere el conocimiento de la dimensión del mercado, de la percepción del negocio potencial, del marco legal y social, de la estructura y fuerzas de mercado. Es decir, una VT de dimensión competitiva, no estando restringido a ningún sector o temática particular, su aplicación, por tanto, es de naturaleza multisectorial y sus repercusiones benefician a organizaciones de I+D, universidades y empresas”.
[Escorsa P., 2002]

1.2.4 Vigilancia tecnológica en Cuba.

El Sector productivo tiene como infraestructura básica y de dirección, profesionales preparados para este efecto, donde estos son los encargados de mantener a su organización en el mercado y mejorar sus niveles de rentabilidad; en los cuales el insumo fundamental es la información. Este recurso es el eslabón que prima en el cambio que hoy se están operando en las empresas cubanas en ambientes tales como: [Raposo R., 2007]

- Asimilación de nuevas tecnologías.
- Explotación de nuevos mercados.
- Búsquedas de ventajas competitivas.
- Alta eficiencia en su producción.

Estas empresas están obligadas a crear una capacidad de innovación y por ello deben poseer un Sistema de vigila permanente que suministre información pertinente y actualizada en el momento oportuno.

Toda empresa debe estar atenta a los cambios que puedan afectar su negocio y es por ello que no debe de dejar de practicar la vigilancia tecnológica pero se debe tener siempre en cuenta que el directivo de una organización es la persona de mayor ocupación y responsabilidad dentro de la empresa, pero a la vez de mayor poder de decisión y en múltiples ocasiones no es reconocido por éstos el rol que juega la información como recurso competitivo; por tanto debemos crear una cultura informacional en nuestros empresarios, que no es más que los conocimientos y capacidades que cualquier persona necesita para moverse en una sociedad con tecnología rica en información.

1.2.4.1 La Vigilancia Tecnológica y su contribución a la asimilación de tecnologías.

El proceso de asimilación de una tecnología requiere en gran medida una minuciosa gestión de información externa, que brindará al equipo responsable de la investigación todo lo referido a la tecnología a adquirir. Este trabajo de selección y evaluación de las tecnologías puede realizarse desde diversos puntos de vista,

que lejos de ser excluyentes son complementarios. Los criterios de evaluación suelen diferenciarse pudiéndose evaluar desde las perspectivas: social, financiera, puramente tecnológica, y desde el punto de vista del proveedor seleccionado.
Sin entrar en detalle acerca de cada uno de los criterios, hacemos notar la incidencia del Sistema de Vigilancia, sobre los aspectos a considerar cuando se evalúa determinada tecnología según criterios tecnológicos. Para este caso se trata de precisar atendiendo a parámetros estrictamente técnicos, cuál es la opción tecnológica más aconsejable para la organización. A través de una tarea puramente ingenieril, se busca establecer entre dos o más tecnologías cuál es la más efectiva. [León T., 2004]
Ello incluye analizar elementos como:

- Clasificación de la tecnología según su ciclo de vida (emergente, crecimiento/desarrollo, madurez y saturación o decadencia).
- Anticipar la etapa de obsolescencia de la tecnología.
- Determinar los riesgos de inapropiabilidad del paquete tecnológico referido en lo fundamental a la disponibilidad y características de las materias primas y tamaño de mercado.

Para todo ello es pertinente que realmente funcione y estén activados todos los canales de vigilancia en la organización. [León T., 2004]

1.3 Nociones generales sobre el proceso de refinación del petróleo.

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

1.3.1 Proceso de refinación del petróleo.

El petróleo crudo no es directamente utilizable, salvo a veces como combustible. Para obtener sus diversos subproductos es necesario refinarlo, de donde resultan, por centenares, los productos acabados y las materias químicas más diversas. El petróleo crudo es una mezcla de diversas sustancias, las cuales tienen diferentes puntos de ebullición. Su separación se logra mediante el proceso llamado "destilación fraccionada". Esta función está destinada a las "refinerías", factorías de transformación y sector clave por definición de la industria petrolífera, bisagra que articula la actividad primaria y extractiva con la actividad terciaria.

El término de refino, nos fue heredado en el siglo XIX, cuando se contentaban con refinar el petróleo para lámparas, se reviste hoy de tres operaciones:

- La separación de los productos petrolíferos unos de otros, y sobre la destilación del crudo (topping).
- La depuración de los productos petrolíferos unos de otros, sobretodo su desulfuración.
- La síntesis de hidrocarburos nobles mediante combinaciones nuevas de átomos de carbono y de hidrógeno, su deshidrogenación, su isomerización o su ciclado, obtenidos bajo el efecto conjugado de la temperatura, la presión y catalizadores apropiados.

En un inicio, el refino se practicaba directamente en los lugares de producción del petróleo, pero pronto se advirtió que era más económico transportar masivamente el crudo hasta las zonas de gran consumo y construir refinerías en los países industrializados, adaptando su concepción y su programa a las necesidades de cada país.

El petróleo crudo es depositado en los tanques de almacenamiento, en donde permanece por varios días para sedimentar y drenar el agua que normalmente contiene. Posteriormente es mezclado con otros crudos sin agua y es bombeado hacia la planta para su refinación.

Una refinería comprende una central termoeléctrica, un parque de reservas para almacenamiento, bombas para expedición por tubería, un apeadero para vagones-cisterna, una estación para vehículos de carretera para la carga de camiones cisterna. Es, pues, una fábrica compleja que funciona 24 horas diarias con equipos de técnicos que controlan por turno todos los datos.

Mientras que antes las antiguas refinerías ocupaban a centenares y a veces a millares de obreros en tareas manuales, sucias e insalubres, las más modernas están dotadas en la actualidad de automatismos generalizados para el control y la conducción de los procesos y no exigen más que un efectivo reducido de algunas personas.

En la industria de transformación del petróleo, la destilación es un proceso fundamental, pues permite hacer una separación de los hidrocarburos aprovechando sus diferentes puntos de ebullición, que es la temperatura a la cual hierve una sustancia. *(*Ruiz, E.E, 2007)

1.3.1.1 Destilación Atmosférica y al Vacío

Este es el primer proceso que aparece en una refinería. El petróleo que se recibe por ductos desde las instalaciones de producción, se almacena en tanques cilíndricos de gran tamaño, de donde se bombea a las instalaciones de este proceso. El petróleo se calienta en equipos especiales y pasa a una columna de destilación que opera a presión atmosférica en la que, aprovechando la diferente volatilidad de los componentes, se logra una separación en diversas fracciones que incluyen gas de refinería, gas licuado de petróleo (LPG), nafta, queroseno (kerosén), gasóleo, y un residuo que corresponde a los compuestos más pesados que no llegaron a evaporarse.

En una segunda columna de destilación que opera a condiciones de vacío, se logra la vaporización adicional de un producto que se denomina gasóleo de vacío, y se utiliza como materia prima en otros procesos que forman parte de las refinerías para lograr la conversión de este producto pesado en otros ligeros de mayor valor. En este proceso, el petróleo se separa en fracciones que después de

procesamientos adicionales, darán origen a los productos principales que se venden en el mercado: el gas LP (comúnmente utilizado en las estufas domésticas), gasolina para los automóviles, turbosina para los aviones jet, diesel para los vehículos pesados y combustóleo para el calentamiento en las operaciones industriales. Pero estos productos tienen que cumplir con una serie de especificaciones que aseguren su comportamiento satisfactorio.

Originalmente, las especificaciones tuvieron un enfoque eminentemente técnico, como el número de octano de la gasolina, o el de cetano del diesel, o el punto de humo del queroseno, o la viscosidad del combustóleo; actualmente, las consideraciones de protección ambiental han incorporado muchos más requerimientos, limitándose, por ejemplo en la gasolina, el contenido del azufre (este compuesto al quemarse, produce dióxido de azufre que al pasar a la atmósfera se oxida, y con el agua da origen a la lluvia ácida), el benceno (que es un hidrocarburo que tiene carácter cancerígeno), las olefinas y los aromáticos (que son familias de hidrocarburos altamente reactivas en la atmósfera, promotoras de la formación de ozono); la presión de vapor (que debe limitarse para reducir las emisiones evaporativas en los automóviles y gasolineras), e inclusive se requiere la presencia de compuestos oxigenados que no ocurren naturalmente en el petróleo (estos compuestos favorecen la combustión completa en los motores automotrices). *(*Ruiz, E.E, 2007)

1.3.1.2 Otros Procesos de refinación del petróleo.

Además de la destilación atmosférica y al vacío, los procesos de refinación más importantes se describen a continuación.

1.3.1.2.1 Hidrotratamiento.

En forma generalizada, en los combustibles de hoy día se reducen los compuestos de azufre, para evitar daños ambientales por lluvia ácida. Al proceso que se utiliza para este propósito y al cual se someten las diferentes fracciones que se obtienen en la destilación atmosférica y al vacío se le denomina hidrotratamiento o hidrodesulfuración, por estar basado en el uso de hidrógeno que reacciona con los compuestos de azufre presentes en los hidrocarburos para

formar ácido sulfhídrico; en un procesamiento posterior, este compuesto se convierte en azufre elemental sólido que tiene una importante aplicación industrial. En el proceso ocurren reacciones adicionales que permiten complementar el tratamiento al eliminar también compuestos nitrogenados, convertir las olefinas en compuestos saturados y reducir el contenido de aromáticos. El hidrotratamiento requiere de altas presiones y temperaturas, y la conversión se realiza en un reactor químico con catalizador sólido constituido por gg-alúmina impregnada con molibdeno, níquel y cobalto.

1.3.1.2.2 Reformación de Nafta

Los cortes de nafta que se obtienen por destilación directa de cualquier tipo de petróleo presentan un número de octano muy bajo (45 a 55), y serían inaplicables para la gasolina que requieren los automóviles modernos (octanajes de 80 a 100). Es necesario entonces modificar la estructura química de los compuestos que integran las naftas, y para ello se utiliza el proceso de reformación en el que a condiciones de presión moderada y alta temperatura, se promueven reacciones catalíticas conducentes a la generación de compuestos de mayor octano como son los aromáticos y las isoparafinas. Simultáneamente en las reacciones se produce hidrógeno, que se utiliza en la misma refinería en los procesos de hidrotratamiento. Las reacciones son promovidas por catalizadores basados en gg-alúmina como soporte de metales activos (platino-renio o platino-estaño).

1.3.1.2.3 Isomerización

Los isómeros son moléculas que tienen el mismo tipo y cantidad de átomos, pero con diferente estructura en su conformación. En el caso particular de las parafinas, que son hidrocarburos constituidos por cadenas de átomos de carbono asociados a hidrógeno, se tienen para una misma fórmula general (CnH (2n+2)) una gran variedad de estructuras; cuando la cadena de átomos de carbono es lineal, el compuesto se denomina parafina normal, y si la cadena es ramificada, el compuesto es una isoparafina.

En el grupo de parafinas que forman parte de las gasolinas, las isoparafinas tienen número de octano superior a las parafinas normales, de tal manera que para mejorar la calidad del producto se utiliza un proceso en el que las parafinas normales se convierten en isoparafinas a través de reacciones de isomerización.

La práctica es separar por destilación la corriente de nafta en dos cortes, ligero y pesado; el ligero que corresponde a moléculas de cinco y seis átomos de carbono se alimenta al proceso de isomerización, mientras que el pesado, con moléculas de siete a once átomos de carbono, es la carga al proceso de reformación antes descrito. Las reacciones de isomerización son promovidas por catalizador de platino soportado en gg-alúmina. *(*Ruiz, E.E, 2007)

1.3.2 Impactos ambientales potenciales

Los impactos ambientales de la refinación de petróleo son el resultado, principalmente, de las emisiones gaseosas, descargas de efluentes, desechos sólidos, ruido, olor, y efectos visuales o estéticos.

Las emisiones atmosféricas constituyen las causas más significativas de los impactos ambientales negativos de las refinerías. Las más importantes son las partículas, hidrocarburos, monóxido de carbono, óxidos de azufre y de nitrógeno. Emanan de diferentes fuentes incluyendo la unidad de desintegración catalítica, los procesos de recuperación de azufre, calentadores, desfogues, mecheros y almacenamiento de los productos o materias primas. Los sellos de las bombas y las válvulas pueden originar las emisiones fugitivas. La combinación de estas emanaciones puede causar olores nocivos que afectarán a grandes áreas alrededor de la refinería.

Se emplean grandes cantidades de agua en la refinación de petróleo para lavar los materiales indeseados de la corriente del proceso, para enfriamiento y producción de vapor, y en los procesos de reacción. Entre los contaminantes principales que se encuentran en los efluentes de las refinerías de petróleo tenemos: aceite y grasa, amoniaco, compuestos fenólicos, sulfuros, ácidos

orgánicos, y cromo y otros metales. Se pueden expresar estos contaminantes en términos de su demanda de oxígeno bioquímico (DOB5), o químico (DOQ) y el contenido de carbón orgánico total (COT). Además, existe el potencial para tener seria contaminación del agua superficial, el suelo y el agua freática debido a las fugas o derrames de las materias primas o productos. La purgación del agua de enfriamiento, el agua de lavado o de limpieza, el escurrimiento y filtración de los patios de tanques, astilleros de tubos, dreas de entrega de los productos, y de procesamiento, puede también causar la degradación de las aguas superficiales y freáticas.

Las refinerías generan grandes cantidades de desechos sólidos; los principales son las partículas catalíticas de las unidades de desintegración, finos de coque, sulfuros de hierro, medios de filtración, y diferentes lodos (de la limpieza de los tanques, separadores de aceite y agua, y sistemas de tratamiento de las aguas servidas).

La operación de refinación de petróleo puede ser ruidosa. Las fuentes de ruido son los compresores de alta velocidad, las válvulas de control, los sistemas de tubería, turbinas y motores, mecheros, intercambiadores de calor, con enfriamiento por aire, ventiladores, torres de enfriamiento y desfogues. Los niveles típicos de ruido varían de 60 a 110 dB a una distancia de un metro de la fuente. [Scherr, R. 1991]

1.3.2.1 Modificación del proceso para beneficiar al medio ambiente

En la mayoría de los casos, las siguientes modificaciones se aplicar a las instalaciones, tanto nuevas, como existentes, que traerían mucho beneficio para el medio ambiente: [Scherr, R. 1991]

- Sustituir catalizadores mejorados que tengan una vida más larga y requieran regeneración menos frecuente.

- Reemplazar el enfriamiento con agua, con el de ventiladores (para reducir las descargas por purgación), e implementar un sistema de recirculación de agua, en vez de utilizarla una sola vez.
- Aprovechar al máximo los procesos de adición de hidrógeno, y reducir al mínimo los procesos de remoción de carbono y tratamiento químico, para que la cantidad de desechos que se generan sea la menor posible.
- Utilizar al máximo los procedimientos de secado, desulfuración y terminación, a fin de reducir al mínimo los volúmenes de cáustica gastada, sólidos de filtración y otros materiales que requieren provisiones especiales para su eliminación.

Capitulo II: Descripción del proceso de refinamiento en la refinería "Camilo Cienfuegos". Análisis de la sección de tratamiento del turbo-combustible.

2.1 Descripción Tecnológica del Proceso de Refinación del Petróleo en la Refinería de Cienfuegos. [Rodrigues R., 2008]

En la Refinería de Cienfuegos la Planta de Destilación Atmosférica está destinada para procesar 57.048 BPD de Crudo Mesa 30 y 7.952 BPD de Crudo Merey 16, dando un total de 65000 BPD.

El proceso se efectúa por medio de métodos físico-químico, entre los químicos están la desalación y deshidratación y entre los físicos la rectificación y el intercambio de calor. Todo el proceso se verifica en dos etapas: Ver diagramas de flujo Sección 100 ***(Anexos 1, 2, 3)***

- La desalación eléctrica.
- La destilación atmosférica.

En este proceso se obtiene las siguientes fracciones:

- Pie 70 °C Inestable (Alimentación a Sección 400)
- Fracción 70-120 °C
- Fracción 120-180 °C
- Fracción 180-230 °C
- Fracción 230-270 °C y
- Fuel Oil (crudo reducido**)**

Algunas de estas fracciones al mezclarlas son inyecto para otras secciones de la Planta Combinada o componentes de productos terminados, Estos son:

- Fracción 70-180 °C (Gasolina, inyecto Sección 200).
- Fracción 120-230 °C (Turbo combustible).
- Fracción 120-270 °C (Kerosina).
- Fracción 180-350 °C (Diesel).

A continuación se detallan las etapas principales de los procesos que aquí se llevan a cabo en la Sección 100. Los flujos de operación en las etapas de Desalación y Destilación***. (Anexos 7 y 8)***

La primera etapa de calentamiento se lleva a cabo con el objetivo de darle la temperatura (120^0C) suficiente para llevar a cabo la desalación eléctrica.

2.1.1 Entrada y Primer Banco de Intercambiadores.

El Crudo proveniente del Título 14 (Estación de Bombeo de Crudo), a una temperatura de 30 ºC y una presión de 8 a 3 Kgf/cm^2, es succionado por la bomba de inyección de crudo (P-101/R).

Posteriormente el flujo es descargado hacia el primer banco de intercambiadores, a una temperatura de 33 ºC, y a una presión de 24,2 Kgf/cm^2 por la línea 101/2. Este tren de intercambiadores cuenta con dos ramales en paralelo conformado, cada uno, por cuatro intercambiadores en serie.

El primer ramal (Línea 101/4), se calienta sucesivamente, en los intercambiadores 1,2-E-102 (Crudo por tubos/2do flujo recirculante de la Torre T-102, por carcaza) y 1,2-E-103. (Crudo por tubos/ 3er flujo recirculante de la Torre T-102, por carcaza).

El segundo ramal (Línea 101/3), se calienta sucesivamente en los intercambiadores 1,2-E-101 (Crudo por tubos/ 1er flujo recirculante de la Torre T-102, por carcaza) y 1,2-E-104. (Crudo por carcaza/ fuel oil por los tubos).

En el primer ramal, a la salida del intercambiador 1-E-102, por la línea 115/3, que fluye el 2do reflujo recirculante. En el segundo ramal, a la salida del intercambiador 1-E-101, por la línea 114/3, que fluye el 1er reflujo recirculante.

En el segundo ramal, a la salida del intercambiador 1-E-103, por la línea 116/3, que fluye el III reflujo recirculante. En el primer ramal, a la salida del intercambiador 2-E-103, por la línea que fluye el III reflujo recirculante hacia el 1-E-103, y de acuerdo a la temperatura del flujo se puede desviar el intercambiador 1-E-103. En el segundo ramal, a la entrada del intercambiador 2-E-104, por la línea que fluye crudo reducido (Fuel Oil) hacia el 1-E-104, la cual de acuerdo a la temperatura del crudo, puede desviar hacia el intercambiador 1-E-104. Finalmente, ambos ramales (líneas 101/7 y 101/8), se unen en la línea 101/9, para llevar el Crudo precalentado a una temperatura de 120 ºC y a una presión de 11 Kgf/cm^2, al sistema de Desalación Eléctrica.

La siguiente etapa tiene el objetivo de eliminar el agua hasta un 1% y además las sales contenidas en el crudo.

2.1.2 Desalación Eléctrica.

El Sistema de Desalación Eléctrica cuenta con dos etapas de Desalación y un Sistema de Lavado con Agua, con el objetivo de extraer las sales contenidas en el Crudo, para ello el mismo se mezcla con intensidad con el agua dulce en los mezcladores. La emulsión formada del agua en el Crudo se destruye y se dispersa en un campo eléctrico. La destrucción más rápida y completa de las emulsiones se alcanza al calentar el Crudo hasta 120 ºC y presión de 11.5 Kgf/cm^2.

PARÁMETRO	***RANGO***
Inyecto de crudo	Según se establece.
Inyecto de agua	4 a 7% respecto al inyecto de crudo
Desemulsionante (g/toneladas de crudo)	20 – 50
Voltaje (Volt)	11000 I etapa, 22000 II etapa.
Tiempo de residencia (minutos)	40 – 45
Presión (Kgf/cm^2)	11.5 en II etapa y 12.5 I etapa.
Temperatura (°C)	120 –140
Variación de presión en los mezcladore (Kgf/cm^2)	1.0 a 1.5
Concentración del agente desemulsionante (%)	2
PH en agua de drenaje	6.5 a 8.0

Tabla # 1: Parámetros de trabajo en la desalación eléctrica.

A la entrada (Línea 101/9), de la etapa de Desalación eléctrica, se inyecta una solución de desemulsionante al 2% proveniente del bloque de reactivos químicos. Esto con la finalidad de ayudar la destrucción de la emulsión formada y lograr la desalación del Crudo en el proceso. Esta **1^{era} etapa,** cuenta con dos electrodeshidratadores (1,2-D-

101), los cuales trabajan en paralelo. La alimentación a los mismos es a través de los inyectores (1,2-J-101), en donde se mezcla el Crudo con agua salada proveniente del Sistema de Lavado. La mayor parte de la alimentación proviene desde la descarga de la bomba de agua salada (P-118/R). Además, esta etapa puede recibir desde el tambor de solución salina (D-109), una cantidad determinada (línea 126/3) desde la descarga de la bomba 128/R. La salida de ambos electrodeshidratadores se unen en a la línea 102/3, la cual es la alimentación de la 2da etapa de Desalación**.** En esta línea se inyecta también solución de desemulsionante. Dependiendo de la concentración de sales en el sistema (En agua salada y solución salina), se puede enviar agua proveniente de la bomba, P-118/R a la 1^{era} etapa. Por otra parte, dependiendo de la concentración de sales en el agua salada se puede enviar agua fresca desde las bombas P-117/R a la primera etapa.

La operación de los electrodeshidratadores (1,2-D-102), de la **2da etapa**, es similar al de la primera etapa. La alimentación a los mismos es a través de los inyectores (1,2-J-102), mezclando en los mismos el crudo con agua fresca proveniente del Sistema de lavado desde la descarga de la bomba de agua fresca (P-117/R). Los efluentes salinos del fondo de los electrodeshidratores (1,2-D-101), de la primera etapa fluyen al Tambor de solución salina (D-109).

Los efluentes salinos del fondo de los electrodeshidratores (1,2-D-102), de la segunda etapa fluyen al Tambor de solución salina (D-108).

En cuanto al suministro de agua fresca al sistema de lavado de agua para la desalación, proviene (línea 77/101) del agua recirculante del primer sistema de agua de enfriamiento, la cual se acumula en el tambor de agua fresca (D-107). La función principal de la bomba de agua fresca (P-117/R), es la de proveer agua a la 2da etapa de desalación por la línea 128/2. Además dicha bomba tiene la facilidad, cuando así se requiera, de suministrar agua fresca a través de la línea 128/4 a la 1^{era} etapa de desalación.

La función principal de la bomba de agua salada (P-118/R), es la de proveer agua a la 1^{era} etapa de desalación por la línea 127/3. Además dicha bomba tiene la facilidad, cuando así se requiera, de suministrar agua salada a través de la línea 127/4 al 2da etapa de desalación.

En cuanto a la bomba (P-128/R), la misma puede ser utilizada únicamente para suministrar solución salina a la I etapa, si así el proceso lo requiere (ahorro de suministro al sistema de agua de desalación), siempre y cuando la misma cumpla con los parámetros adecuados para el proceso de desalación, en dicha etapa.

Por otra parte, en los tambores de decantación (D-108/D109), que se encuentran en el Sistema de agua de Desalación, ocurre una separación de agua y trazas de crudo. El crudo recuperado de los tambores D-108 y D-109 es descargado a través de la líneas 101/3 y 101/14 respectivamente. Ambas descarga van hacia el intercambiador E-116, en donde se enfría el crudo recuperado y posteriormente es enviado hacia el cabezal de recolección de slop a la succión de la bomba P-101/R o SLOP, línea 132-1.

La solución salina que se encuentra en el tambor D-109, cuando no es reutilizada en la 1^{era} etapa, esta es descargada por la línea 126/4 hacia la línea de entrada (Línea 126/5) del enfriador E-120. A la entrada del enfriador E-120, se mezclan las aguas sulfhídricas provenientes de los tambores de reflujo de la Torre T-101 (D-103), de la Torre T-102 (D-104) y de la Torre T-104 (D-106) con la solución salina. La salida (línea 126/6) del enfriador E-120 va hacia la Planta de Tratamiento de residuales (PTR).

2.1.3 Entrada al Segundo Banco de Intercambiadores.

En la línea de alimentación (102/8) del segundo banco de intercambiadores, se le inyecta por la línea 134/5, una solución al 2% de inhibidor de corrosión, proveniente del bloque de reactivos químicos, Este banco cuenta con dos ramales en paralelo conformado cada uno, por cuatro intercambiadores en serie.

El primer ramal (Línea 102/9), el crudo con una temperatura de 114 ºC y a una presión de 10,5 Kgf/cm^{2,} se calienta sucesivamente en los intercambiadores 1,-E-105 (crudo va

por tubos/Fracción 270-350°C de la Torre T-102, por carcaza) y 1, 2,3-E-106 (crudo por carcaza/ crudo reducido por los tubos).

El segundo ramal (Línea 102/10), se calienta sucesivamente en los intercambiadores 2-E-105 (Crudo por tubos/ Fracción 270-350°C de la Torre T-102, por carcaza) y 4, 5,6-E-106. (Crudo por carcaza/ crudo reducido por los tubos). En ambos ramales, a la salida de los intercambiadores 1,2 E-105 por la parte de la Fracción 270-350 ºC (líneas 112/4), este flujo después se dirige a los enfriadores A-107 y A-109.

Finalmente luego del segundo banco de intercambiadores, (línea 102/15), 423,65 m^3/h de crudo calentado desalado y deshidratado a una Temperatura de 203 ºC y una presión 6,1Kgf/cm^2 se dirige a la Torre desgasolinadora T-101.

En la siguiente etapa el crudo primeramente pasa a la torre T-101(Torre Desgasolinadora) donde se le elimina parte de la gasolina para quitarle un poco de carga a la Torre T-102 de Destilación Atmosférica.

2.1.4 Etapa de destilación atmosférica

2.1.4.1 Torre Desgasolinadora T-101.

Por la línea 102/15 de alimentación a la Torre Desgasolinadora T-101, se le inyecta por la línea 133/5, una solución de álcali al 1% proveniente del bloque de reactivos químicos. La alimentación a la torre se distribuye en varias entradas que van desde el platos 6 al 9.

Cantidad de platos	19			
	Entrada	**Tope**	**Fondo**	**En la torre**
Temperatura (°C)	225	113	259	
Presión (kgf/cm^2)	4	4.5	4.8	3.9

Tabla # 2: Parámetros de control en la Torre T-101

Tope de la Torre T-101.

Por el tope de la Torre (línea 105/1) sale la fracción pie 105 °C, a una temperatura de 120 ºC y a una presión de 4,5 Kgf/cm^{2,} hacia los enfriadores de aire 1, 2,3-A-101.Gran parte se condensan en dichos enfriadores y de allí van (línea 105/2), al tambor de reflujo del tope T-101 (D-103), con una temperatura de 55 ºC. En la línea de salida del tope (105/1) y en la línea de reflujo (107/2) de la Torre T-101, se inyecta solución al 2% de inhibidor de corrosión (19,9 g/Ton de crudo), procedente del bloque de reactivos, por las líneas 135/8 y la 135/5, respectivamente. Desde el Tambor de Reflujo (D-103), se succiona (línea 107/1) el reflujo de la torre T-101, por la bomba P-104/R, para ser inyectado en el tope de la Torre T-101, por la línea 107/2, a una temperatura aproximada de 50 ºC.

El exceso Pie 105 °C es descargado por la bomba P-104/R a través de la línea 107/3. Este exceso va hacia el enfriador por aire 3-A-101.

El exceso de reflujo de la D-103 pasa, por la línea 107/3, a los enfriadores 3A-101, y luego al enfriador (E-109), por la línea 117/7. La salida de este enfriador va al tambor D-105, por la línea 117/8 a una temperatura de 50 °C.

Fondo de la Torre T-101.

Desde el fondo de la torre T-101, por la línea 104/1, sale crudo desgasolinado, con una temperatura de 301 °C y una presión de 5,5 Kgf/cm^2, hacia (línea 104/1) la bomba P-103/R, cuya descarga (Línea 104/2) va hacia el horno F-101/T-101, para reinyectarlo por dos corrientes en forma de chorro caliente a la Torre T-101, por debajo del plato 1. El flujo de la línea 104/2 es enviado a los dos pasos del horno F-101.

En la salida del horno se controla la temperatura adecuada que debe tener el producto.

Por otra parte por el fondo de la torre por línea 103/1 es succionado a un caudal de 395, m^3/h de crudo desgasolinado por la bomba P-102/R, y descargando hacia el horno F-101/T-102, a través de la línea 103/2.

En la etapa anterior es donde se lleva a cabo la Destilación Atmosférica con el objetivo de llevar a cabo por vaporización parcial la separación de las diferentes fracciones del crudo.

2.1.4.2 Torre de Destilación Atmosférica T-102.

La línea 103/2 que va al Horno F-101/T-102, proveniente de la descarga de la bomba P-102/R. se divide en tres para alimentar a cada sección de dicho horno

Por la línea 103/3, proveniente del horno F-101/T-102 es alimentado por dos líneas el petróleo desgasolinado (fondo de T-101) a una temperatura de 354 °C y una presión de 6,2 Kgf/cm^2 a la Torre de Destilación Atmosférica T-102, en el plato 6.

Cantidad de platos	57			
	Entrada	**Tope**	**Fondo**	**En la torre**
Temperatura (°C)	354	105	349	
Presión (kgf/cm^2)	6.2	0.8-1	1.7	0.7

Tabla # 3: Parámetros de control en la Torre T-102

Tope de la Torre T-102.

En la línea de salida del tope (108/1) y en la línea de reflujo (108/7) de la Torre T-102, se inyecta al 2% inhibidor de corrosión, procedente del bloque de reactivos, por la línea 135/6.

Por el tope de la Torre (línea 108/1) sale la fracción pie 120 °C hacia los enfriadores de aire 2,3,4-A-102 a una temperatura de 114 °C y a una presión de 1,7 Kgf/cm^2 .Esta fracción se enfría hasta una temperatura 55 ºC y va por la línea 108/2, al tambor de reflujo del tope T-102 (D-104). Desde el Tambor de reflujo (D-104), por la línea 108/4, se succiona el producto a través de la bomba de reflujo a la T-102 (P-106/R), cuya descarga (línea 108/5), va al enfriador por aire 1-A-102, y de allí pasa por la línea 108/6 al intercambiador, Pie 120 °C (E-110). Posteriormente sale de allí, por la línea 108/7 hacia el tope de la torre.

El agua sulfhídrica se descarga a través de la línea 130/2, hacia la succión de la bomba P-120/R. El agua sulfhídrica se descarga a través de la bomba 120/R por la línea 130/3, hacia el enfriador E-120.

El exceso Pie 120 °C es descargado a través de la línea 108/8. Este exceso va hacia el enfriador por aire 3-A-101. Luego pasa al enfriador (E-109), por la línea 117/7. La salida de este enfriador va al tambor D-105, por la línea 117/8.

Fracciones de la Torre T-102.

De la Torre T-102, se extraen cuatro cortes laterales:

1. *La Fracción 120-180 °C*, se extrae por los platos 45 y 47, por la línea 109/1, y va a la parte superior de la primera sección (que cuenta con 6 platos) de la Torre Despojadora T-103, a una temperatura 134 ° C y a una presión de 1,7 Kgf/cm^2.
2. *La Fracción 180-230 °C*, se extrae entre los platos 34 y 36, por la línea 110/1, y va a la parte superior de la segunda sección (que cuenta con 6 platos) de la Torre Despojadora T-103, a una temperatura 195 °C y a una presión de 1,7 Kgf/cm^2.
3. *La Fracción 230-270 °C*, se extrae entre los platos 22 al 24, por la línea 111/1, y va a la parte superior de la tercera sección (que cuenta con 5 platos) de la Torre Despojadora T-103, a una temperatura 252 °C y a una presión de 1,8 Kgf/cm^2.
4. *La Fracción 270-350 °C*, se extrae entre los platos 12 al 14 por la línea 112/1, y va a la succión de la bomba P-110/R, a una temperatura de 313 °C y una presión de 1,8 Kgf/cm^2. La descarga de dicha bombas se ramifica dos líneas que van a los 1,2-E-105, en el 2dobanco de intercambiadores para ceder calor al crudo desalado. En ambos ramales, a la salida del intercambiadores, por las líneas112/5 y 112/4, el flujo de esta fracción, que va hacia los enfriadores por aire A-107 y A-109, para luego ir al nudo mezcla de la sección 100.

Reflujos Recirculantes de la Torre T-102.

De la Torre T-102, se extraen tres reflujos recirculantes, los cuales se aprovecha para ceder calor en el I banco de intercambiadores y así precalentar el crudo, antes de su desalación.

1. *El 1er reflujo recirculante*, se extrae por el plato 43 y es succionado por la bomba P-111/R, (línea 114/1), con una temperatura de 169 °C y un presión de 1,7 Kgf/cm^2. La descarga de la misma va a intercambiador 2-E-101 y posteriormente va al intercambiador 1-E-101. Posteriormente este reflujo va a dos secciones del enfriador A-111, para luego retornarlo por la línea 114/4 a la Torre T-102 en el plato 45 con una temperatura de 70 °C. De acuerdo a la temperatura que trae esta fracción, la misma podrá pasar o no por el enfriador por aire A-111.
2. *El 2do reflujo recirculante*, se extrae por el plato 32 y es succionado por la bomba P-112/R, (línea 115/1), con una temperatura de 216 °C y un presión de 1,8 Kgf/cm^2. La descarga de la misma va a intercambiador 2-E-102 y posteriormente va al intercambiador 1-E-102. Posteriormente este reflujo va a una sección del enfriador A-111, para luego retornarlo por la línea 115/4 a la Torre T-102 en el plato 35 con una temperatura de 70 °C. De acuerdo a la temperatura que trae esta fracción, la misma podrá pasar o no por el enfriador por aire A-111.
3. *El 3er reflujo recirculante*, se extrae por el plato 21 y es succionado por la bomba P-113/R, (línea 116/1), con una temperatura de 290 °C y un presión de 1,8 Kgf/cm^2. La descarga de la misma va a intercambiador 2-E-103 y posteriormente va al intercambiador 1-E-103. Posteriormente este reflujo va a una sección del enfriador A-106, para luego retornarlo por la línea 116/4 a la Torre T-102 en el plato 22 con una temperatura de 100 ºC. De acuerdo a la temperatura que trae esta fracción, la misma podrá pasar o no por el enfriador por aire A-106.

Fondo de la Torre T-102.

Por el fondo de la Torre (T-102), sale el crudo reducido a una temperatura 344 °C y a una presión de 1,8 Kgf/cm^2, por la línea 113/1 que se dirige a la succión de la bomba P-114/R. La descarga de dicha bombas (línea 113/2) es la entrada del segundo banco de Intercambiadores y se ramifica en dos líneas (113/4), una línea entra en el 3-E-106, pasando posteriormente por el 2E-106 y 1E-106, la otra línea entra al 6E-106, pasando posteriormente por el 5E-106 y 4E-106.

Por la línea 113/5 fluye el crudo reducido. Estas líneas convergen a la línea 113/6 el crudo reducido, se dirige al primer banco de intercambiadores para ceder calor en contracorriente, al crudo que se precalienta en serie en los intercambiadores 1,2-E-104. Luego el crudo reducido sale por la línea 113/7 hacia los enfriadores por aire 1,2 A-108, los cuales trabajan en operación normal en serie. Los mismos y dependiendo la condición del crudo reducido tienen la facilidad de trabajar en paralelo. La salida (línea 113/9) de estos enfriadores sale a patio de Tanques al Título 29. Estas líneas convergen en la línea 113/10.

La siguiente etapa cuenta con la Torre Despojadora y como su nombre lo indica es para despojar o eliminar los restos de algunos hidrocarburos que pudieran quedar después del proceso anterior, en las fracciones obtenidas.

2.1.4.3 Torre Despojadora T-103.

Esta torre cuenta con tres secciones en donde a cada una de ellas llegan las fracciones desde la Torre de Destilación Atmosférica T-102.

1. *La Fracción 120-180 °C*, entra en la parte superior del primer despojador a una temperatura de 134 °C. Para despojar las fracciones ligeras, es suministrado al mismo, por la línea 46/102, vapor de agua sobrecalentado. La fracción ligera y los vapores de agua que salen del tope (Línea 109/2) de la despojadora entran a la Torre T-102 en el plato 48 a una temperatura de 132 °C. Por el fondo (Línea 109/3) la fracción a una temperatura de 119°C, es bombeada por la bomba P-107/R, a través de la línea 109/4 hacia el enfriador por aire A-104, y

posteriormente pasa al intercambiador por agua E-112, para finalmente llegar al Nudo de Mezcla, por la línea 109/6.

2. *La Fracción 180-230 °C*, entra en la parte superior del segundo despojador a una temperatura de 195°C. Para despojar las fracciones ligeras, es suministrado al mismo, por la línea 46/102, vapor de agua sobrecalentado. La fracción ligera y los vapores de agua sale del tope (Línea 110/2) de la despojadora y entran a la Torre T-102 en el plato 37 a una temperatura de 193°C. Por el fondo (Línea 110/3) la fracción a una temperatura de 182°C, es bombeada por la bomba P-108/R, a través de la línea 110/4 hacia el enfriador por aire A-105, para finalmente llegar al Nudo de Mezcla, por la línea 110/5.
3. *La Fracción 230-270 °C*, entra en la parte superior del tercer despojador a una temperatura de 252°C. Para despojar las fracciones ligeras, es suministrado al mismo, por la línea 46/102, vapor de agua sobrecalentado. La fracción ligera y los vapores de agua sale del tope (Línea 111/2) de la despojadora y entran a la Torre T-102 en el plato 25 a una temperatura de 248°C.

Por el fondo (Línea 111/3) la fracción a una temperatura de 239°C, es bombeada por la bomba P-109/R, a través de la línea 111/4 hacia intercambiador E-108, (Fracción 230-270°C por tubos/ Pie 120 °C por carcaza), en donde dicha fracción se enfría hasta 172 °C. El flujo de esta fracción a la salida de este intercambiador (línea 111/5), se enfría en dos partes, una de ellas va a dos secciones de enfriador por aire A-106 y la otra va a dos secciones del enfriador por aire A-109. Finalmente la fracción va a la salida de estos dos enfriadores y se unen para ir al Nudo de Mezcla, por la línea 111/6.

La siguiente etapa tiene el objetivo la separación del GLP, mezcla de Propano y Butano de la nafta, esta ultima después pasa por una torre fraccionadora donde se redestila en la que se obtienen los productos: Nafta ligera por el tope y Nafta pesada por el fondo.

2.1.4.4 Torre Estabilizadora T-104.

Tambor D-105

En el tambor de inyecto de la Torre Estabilizadora T-104 (D-105), se recolecta los excesos de gas del D-103 y los excesos de reflujo de los tambores D-103 y D-104. La temperatura de entrada es de 50°C y a una presión de de 3,0 Kgf/cm^2.

Adicionalmente de los excesos de gas y de reflujo del tambor D-103, entra también al enfriador 3-A-101, el exceso del tambor de reflujo D-104 de la torre T-102 (Línea 108/8), para posteriormente pasar al enfriador de fracción 120 °C (E-109), por la línea 117/7. La salida de este enfriador va al tambor D-105, por la línea 117/8. Esta mezcla se le denomina fracción 70-120 °C inestable.

La fracción 70-120 °C inestable a una temperatura de 50 °C y a una presión de 3,0 Kgf/cm^2 es succionada (línea 117/1) por la bomba P-105/R, cuya descarga (línea 117/2) va al Intercambiador E-107 (Fracción 70-120°C inestable por tubos/ Fracción 70-120°C estable por la carcaza).

Posteriormente la fracción inestable pasa por la línea 117/3 al intercambiador E-108, (Fracción 70-120°C inestable por carcaza/ Fracción 230- 270 °C por los tubos), y de allí a través de la línea 117/4, entra a la Torre Estabilizadora T-104 a los platos 25, 27 y 31 a una temperatura de 179 °C y una presión de 22,3 Kgf/cm^2. Por el fondo (Línea 130/5), del tambor D-105, se descarga el agua sulfhídrica, que puede ser succionada por la bomba P-120/R la cual descarga la bombas hacia el enfriador E-120.

Tope de la Torre Estabilizadora T-104.

Cantidad de platos	60			
	Entrada	**Tope**	**Fondo**	**En la torre**
Temperatura (°C)	179	112	195	
Presión (kgf/cm^2)	9	7.2		

Tabla # 4: Parámetro de control en la Torre T-104

Por el tope de la Torre (línea 118/1) sale la fracción pie 70 °C inestable a una temperatura de 112 ºC y una presión de 7,2 kgf/cm^2 hacia los enfriadores de aire 1, 2,3-A-103.

La fracción pie 70ºC inestable sale (línea 118/2) de los 1,2,3 A-103 a una temperatura de 55 °C al enfriador por agua E-111, y posteriormente pasa al tambor de reflujo del tope de la TorreT-104 (D-106), por la línea 118/3.

Desde el Tambor de Reflujo (D-106), por la línea 119/1, se succiona el producto a través de la bomba de reflujo a la T-104 (P-116/R), cuya descarga (línea 119/3), va al tope de la torre a una temperatura de 51 °C.

El exceso Pie 70 °C, es descargado por la bomba P-116/R a través de la línea 119/4. Este exceso va hacia el enfriador por agua E-114, por la línea 119/4 (Pie 70 °C por la carcaza/Agua por los tubos). Posteriormente, va a la sección 400 por la línea 119/5.

Los gases de tope del tambor D-106 son enviados al cabezal de gas combustible por la línea 1/101.

Fondo de la Torre Estabilizadora T-104.

Por el fondo, de la Torre T-104, a una temperatura de 195°C, es succionada la fracción 70-120 °C estable (línea 121/1) por la bomba P-115/R y se descarga a través de la línea 121/2 hacia el Horno F-101/T-104. Posteriormente, desde el Horno F-101/T-104, viene dicha fracción por la línea 121/3 y entra al plato 1 de la torre T-104 (recirculación caliente).

El flujo de la línea 121/2 es enviado a los dos pasos del horno F101/T-104. En la salida del horno se controla la temperatura adecuada que debe tener el producto.

La otra salida de fracción 70-120 °C estable por el fondo de la torre (Línea 120/1), es succionada por la bomba P-121/R, cuya descarga (Línea 120/2) va al intercambiador E-107(Fracción 70-120°C estable por carcaza/Fracción Pie 70- 120°C inestable por tubos). La salida de la fracción estable por la línea 120/3, sale a una temperatura de 60 °C y se dirige hacia las tres secciones del enfriador por aire A-110, luego de ser enfriada hasta temperatura 55 °C, va (línea 120/4) al intercambiador por agua E-113, y de allí sale por la línea 120/5 hacia el nudo mezcla.

2.1.4.5 Nudo de mezcla.

El nudo de mezcla es donde se forman las fracciones resultantes de la sección 100. Estas son:

1. *Fracción 70-180 °C*, se forma mezclando los siguientes cortes:
    - Corte 70-120°C, que viene por la línea 120/5.
    - Corte 120-180°C, que viene por la línea 109/6.

A esta fracción se le denomina **Nafta** de Inyecto que va a la sección 200 por la línea 122/1 o al Patio de tanque (MCP) al título 37, por la línea 122/2.

2. *Fracción 120-230 °C*, se forma mezclando los siguientes cortes:
    - Corte 120-180°C, que viene por la línea 109/7.
    - Corte 180-230°C, que viene por la línea 110/8.

A esta fracción se le denomina **Turbo combustible** (Jet-A1) que va a al Patio de tanque (MAP) al título 37, por la línea 123/2.

3. *Fracción 120-270 °C*, se forma mezclando los siguientes cortes:
    - Corte 120-180°C, que viene por la línea 109/8.
    - Corte 180-230°C, que viene por la línea 110/7.
    - Corte 230-270°C, que viene por la línea 111/8.

A esta fracción se le denomina **Kerosene**, que va a al Patio de tanque (MAP) al título 37, por la línea 125/2.

4. *Fracción 180-350 °C* , se forma mezclando los siguientes cortes:
    - Corte 180-230°C, que viene por la línea 110/6.
    - Corte 230-270°C, que viene por la línea 111/7.
    - Corte 270-350°C, que viene por la línea 112/6. proveniente del cuarto corte de la Torre de destilación atmosférica T-102.

A esta fracción se le denomina **Diesel** que va a al Patio de tanque (MAP) al título 39, por la línea 124/2.

2.2 Análisis de la sección de Hidrofinación para el tratamiento del turbo combustible.

Después de la destilación atmosférica se obtienen una serie de productos los cuales deben de ser purificados para su utilización y para que cumplan con las normas de calidad correspondientes. Uno de los cortes que se obtienen en este proceso son el (120-180) y (180-230) los cuales al unirlos en el nudo de mezcla se obtiene el turbo combustible, este mediante el proceso de Hidrofinación se le elimina el contenido de azufre.

Antiguamente desde la puesta en marcha de la Refinería en 1989 este proceso contaba con las siguientes operaciones fundamentales las cuales se describen claramente en el esquema tecnológico. ***(Anexos 4 y 5)***

2.2.1 Descripción del proceso de Hidrotratamiento.

La materia prima llega del parque de tanques o directamente de la sección 100 al tanque de recepción de materia prima pasando posteriormente a la entrada de la bomba de inyecto y luego se mezcla con el gas recirculante rico en hidrógeno alimentado por el compresor de hidrógeno.

La mezcla de materia prima con gas se calienta en el banco de intercambio por el flujo caliente de una mezcla de productos con gas salidos del reactor y después sigue calentándose en el horno tubular a la temperatura de 320-360 ^{o}C y pasa al reactor.

En el reactor tendrá lugar una hidrogenación de los compuestos sulfurosos contenidos en la materia prima con formación del ácido sulfhídrico, así como un hidrocracking parcial con formación del gas hidrocarbonado y fracciones livianas de gasolina.

La mezcla de productos con gas al salir del reactor entrega su calor al producto de en la caldera termositrada a la unidad, enfriándose luego en un enfriador de aire y en un enfriador por agua y pasa al separador de alta presión, donde se separan el hidrogenado inestable y el gas recirculante rico en hidrógeno.

El gas recirculante impuro rico en hidrógeno se envía del separador a la torre de absorción para limpiarlo de H_2S con una solución de dietanolamina (DEA) al 20 %

alimentada a la parte superior de la torre con ayuda de una bomba. El gas recirculante purificado se envía a través del separador para el compresor y luego se mezcla con materia prima.

Para mantener la concentración de hidrógeno en el gas recirculante a un nivel del 75 % volumétrico, como mínimo, el gas fresco rico en hidrógeno se alimentará continuamente de la sección 200 para la entrada del compresor de hidrógeno.

Una parte del gas recirculante rico en hidrógeno se evacua a la red de combustible de la Refinería o para la entrada del compresor de la sección 300-1.

El hidrógeno inestable pasa del separador de alta presión al separador de baja presión, donde al bajar la presión hasta 8 Kgf/cm^2 se desprende una parte del gas disuelto.

El gas hidrocarbónico se envía del separador a la torre de absorción de la sección 300-I para limpiarlo de H_2S con una solución DEA al 20 %.

El hidrogenado inestable del separador de baja presión se envía bajo la presión de siete punto cinco kgf/cm^2 a la torre de estabilización, pasando los intercambiadores de calor, donde se calienta hasta 180^{o}C gracias al calor de la fracción estable de turbo hidrotratada.

La fracción estable hidrotratada de la parte inferior de la torre de estabilización será bombeada fuera de la planta con ayuda de una bomba a través de los intercambiadores de calor, enfriador por aire y enfriador de agua, donde ésta se enfría hasta 45 ^{o}C.

Los vapores de gasolina y el gas hidrocarbónico se sacan de la parte superior de la torre de estabilización y se envían al condensador – enfriador de aire, donde los mismos se condensan y se enfrían hasta 50 ^{o}C y después siguen enfriándose en el enfriador de agua hasta 45 ^{o}C.

2.2.1.1 Análisis para la utilización de otra tecnología.

La planta de Hidrotratamiento descrita en el epígrafe anterior, se utiliza mayormente para combustibles con alto contenido de azufre, aspecto este característico de los crudos provenientes del antiguo campo socialista, y que fueran procesados por la refinería desde su creación hasta el período 1992-1993, momento este en que la planta detiene prácticamente su funcionamiento dado el recorte abrupto de materia prima.

La creación del proyecto "ALBA" (Alternativa Bolivariana para las Americas) y la firma de su declaración final en la 1ra reunión Cuba-Venezuela para su aplicación en nuestro país, en abril del año 2005 [ALBA, 2007], recoge entre sus acciones la transferencia de tecnología propia en el sector energético y se firman las cartas de intención entre PDVSA y CUPET, para la rehabilitación de la Refinería "Camilo Cienfuegos" y del oleoducto de interconexión con la terminal de supertanqueros de Matanzas. A partir de estos acuerdos comienza la reanimación de esta planta, poniéndose en marcha nuevamente esta gran industria oficialmente en el año 2007.

La materia prima procedente de Venezuela se caracteriza por un bajo contenido de azufre, por lo que no se justifica el tratamiento de estos combustibles mediante un hidrotratamiento, ya que mantener el funcionamiento de una planta hidrofinadora es menos factible económicamente debido a que hay que utilizar catalizadores, reactores, compresores y con ello un mayor gasto de energía.

Unas de las plantas existentes que se puede instalar es la planta Merox o de Endulzamiento ya que esta planta puede tratar combustibles con bajo contenido de azufre. En esta planta se lleva a cabo un tratamiento con sosa cáustica y es capaz de eliminar la acidez del combustible al igual que el azufre contenido en ella.

El tratamiento con sosa cáustica es un proceso catalítico usado en refinerías de petróleo para endulzar el Jet fuel. Este proceso se utiliza en lugar de un hidrotratamiento cuando el azufre total es inferior a lo normado, esta es una planta con bajos costos de operación y se aplica a combustibles livianos, estos son unos de los elementos que justifica la utilización de este tipo de tecnología.

Capítulo II: Descripción del Proceso de Refinamiento en la Refinería. "Camilo Cienfuegos". Análisis de la sección de tratamiento de Turbo-Combustible

De acuerdo a lo analizado es necesaria la asimilación de la tecnología que permita el tratamiento adecuado del combustible con bajo contenido de azufre, obtenido de la etapa de destilación atmosférica en la refinería "Camilo Cienfuegos".

Como se había planteado en los epígrafes 1.2.4 y 1.2.4.1 del capítulo I, la asimilación de tecnologías es uno de los ambientes que precisa un sistema de vigilancia tecnológica dentro de la industria cubana contemporánea, teniendo en cuenta que las actividades de vigilancia contribuyen a que la empresa sea más competitiva, pues permiten que la misma se planifique estratégicamente, mejore la calidad de sus productos en relación con los de la competencia y conozca mejor el mercado en el cual desarrolla su actividad.

El proceso de asimilación de la tecnología Merox para el tratamiento del turbo combustible a la salida de la etapa de destilación atmosférica, llevado a cabo en la refinería "Camilo Cienfuegos", según lo establecido en los principios de la vigilancia tecnológica, será objeto de análisis en el capítulo siguiente de este trabajo.

Capítulo III: Asimilación de la tecnología Merox para el tratamiento del turbo combustible o Keroseno en la refinería "Camilo Cienfuegos"

Capitulo III: Asimilación de la tecnología Merox para el tratamiento del turbo combustible en la refinería "Camilo Cienfuegos"

En el capítulo anterior se arribó a la conclusión de la necesidad del cambio de la tecnología correspondiente al proceso de hidrofinación por la tecnología correspondiente al Tratamiento Merox realizado al turbo combustible o Keroseno, dado el bajo contenido de azufre que presenta el mismo. Haciéndose necesario por tanto la asimilación de la nueva tecnología que encarna este proceso.

En este capítulo se tratarán los aspectos básicos a tener en cuenta para asimilar una tecnología bajo un ambiente de vigilancia tecnológica que desde su concepción básica debe alertar sobre cualquier innovación científica o técnica susceptible de crear oportunidades o amenazas para la industria en que se desarrolle.

3.1 Metodología para la asimilación de nuevas tecnologías

En la Fig. #1 se muestra la metodología para la asimilación de nuevas tecnologías, bajo el ambiente de la vigilancia tecnológica, establecida por Ley Chong *(Ley, N. 2006)*.

A continuación se hará una descripción de la aplicación de esta metodología al proceso que se siguió para la asimilación de la tecnología de la Planta Merox para el tratamiento del turbo combustible en la refinería.

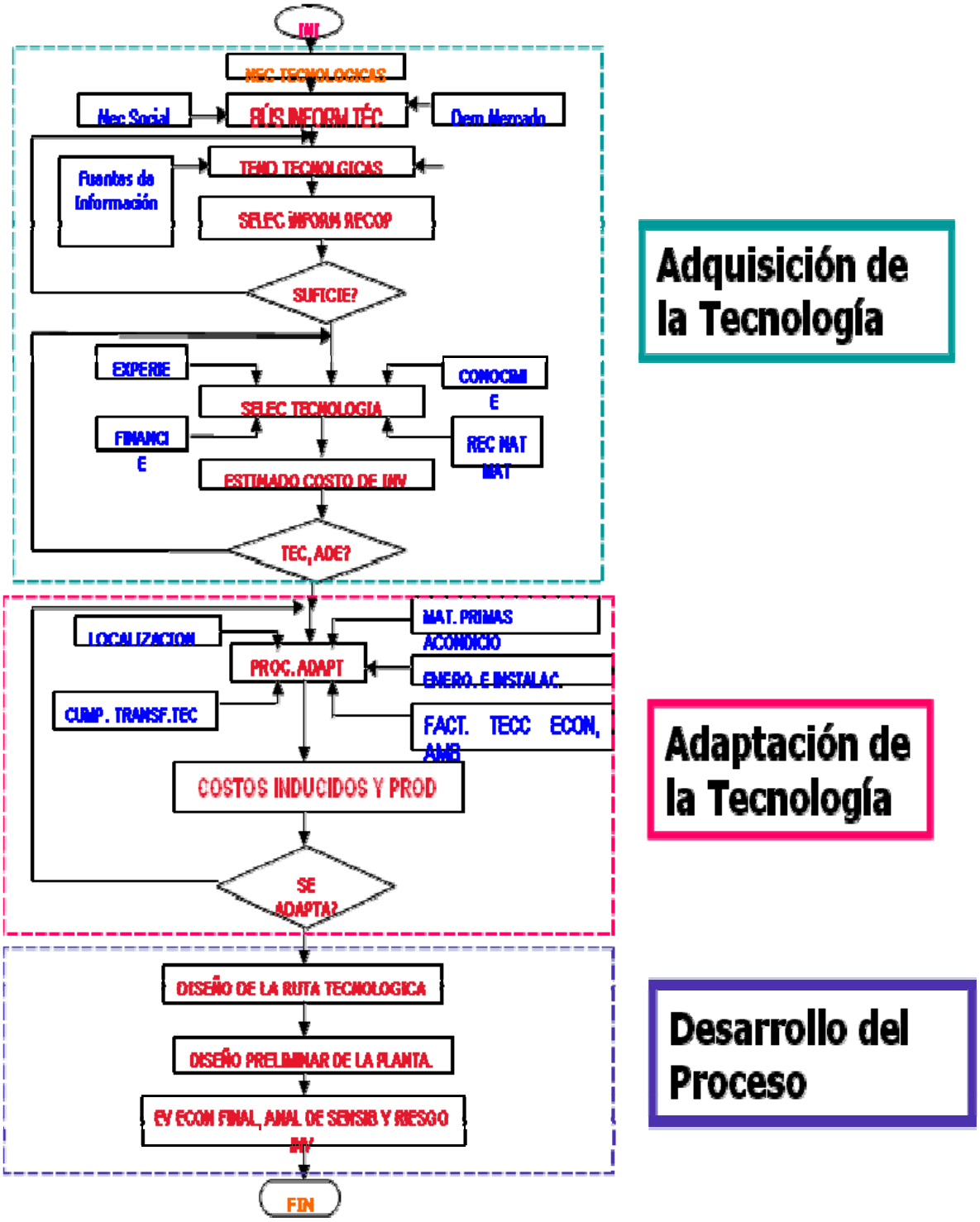


Fig. #1: Metodología para la asimilación de Tecnologías.

3.2 Aplicación de la metodología para el proceso de asimilación de la tecnología de la Planta Merox para el tratamiento del turbo combustible o Keroseno.

3.2.1 Etapa de adquisición de la tecnología

En esta etapa es donde se recopila la información acerca de la necesidad de la asimilación de la nueva tecnología teniendo en cuenta lo planteado en fuentes de información reconocidas, experiencias técnicas, disponibilidad de recursos financieros, fondos de conocimiento, etc. Según lo analizado en los capítulos I y II, los aspectos mas importantes de la información recopilada conducen a que existen dos tecnologías para el tratamiento del turbo combustible: El hidrotratamiento (para un elevado contenido de mercaptanes o disulfuros, y el endulzamiento (tratamiento con Sosa que es suficiente para conseguir la calidad especificada del Jet Fuel), en función del contenido de azufre del crudo se selecciona un tratamiento u otro. Como ya se analizó a partir de los fondos de conocimientos (Manual de capacitación, junio 2008), las experiencias previas (en la mayoría de las refinerías a nivel mundial hacen uso de estos tratamientos empleando este criterio de selección), la disponibilidad de recursos financieros (otorgados a partir de la firma de convenio con PDVSA) y las características del crudo actual (referido a su bajo contenido de azufre) justifican la selección de la tecnología Merox o Endulzamiento para el tratamiento del turbo combustible o keroseno actual que procesa la refinería. Un análisis preliminar de los costos de inversión de esta tecnología se muestra a continuación.

3.2.1.1 Costos de inversión de la Merox y de la de Hidrotratamiento

El costo de inversión se calcula según la siguiente expresión:

Capital total invertido (CTI) = Capital fijo invertido (CFI) + Capital de trabajo (CT)

Capital fijo invertido = Costo directo (Cd) + Costo indirecto (Ci)

Los valores obtenidos para los dos procesos a evaluar se encuentran en las tablas del ***(Anexo 11 y 13)*** un resumen de las mismas se presenta en la siguiente tabla. *(Peters, 2004)*

Tabla #1: Valor del costo de inversión de los procesos a evaluar.

Procesos a Evaluar	Costos de Inversión ($)
HDS	9,086,155.00
MEROX	5,682,552.12

Entre los aspectos más importantes a tener en cuenta para decidir si un proceso es mejor o no desde el punto de vista económico, se encuentran: la inversión y la recuperación de ésta, pues se necesita invertir lo menos posible y recuperar la inversión en el menor plazo de tiempo. A continuación se muestra un resumen de los resultados obtenidos.

Tabla #2: Valor del costo de Inversión Y Tiempo de la recuperación de la Inversión.

	Inversión (USD)	Rec. Inv. (años)	Resultado
HDS	**9.5**	**1.90**	
MEROX	**5.7**	**1.48**	**<=Mejor Proyecto**

Por lo que teniendo en cuenta los resultados anteriormente analizados se puede afirmar que: la Tecnología correspondiente al Proceso Merox es adecuada.

3.2.2 Etapa de adaptación de la Tecnología

En esta etapa se tienen en cuenta los aspectos relacionados con la localización, disponibilidad de materias primas, requerimientos energéticos y de instalación, los cuales se cumplen adecuadamente para la adaptación de esta tecnología dentro de la refinería.

Corresponde también dentro de esta etapa el análisis preliminar de los costos inducidos y de producción.

3.2.2.1 Análisis de los costos de producción

Los costos de producción representan los gastos por valores en que incurre la empresa en un periodo dado y son restituidos y recuperados en la realización.

Costo de producción = Costo de fabricación + Gastos generales.

Costo de fabricación = Costo directo + Costo indirecto + Costo fijo

Tabla # 3: Resultado de los costos totales de producción

COSTO DE OPERACIÓN(CTP)	**USD/año**
CD	***195407626.40***
Materia Prima	194351134.30
Mantenimiento	90000.00
Mano de obra	59040.00
Electricidad	767500.00
Sosa cáustica	8820.70
Sal	4996.000
Arcilla	7135.400
Agua, etc	119000.00
CF	***398775.59***
Depreciación	378836.81
Impuestos (4% CF)	15951.02
Seguros (1% CF)	3987.76
GG	***0.00***
Administración	0.00
Financiamiento	0.00
CI (5% CTP)	***10305600.1***
CTP	***206112002.1***

Los costos de producción obtenidos son inferiores a los obtenidos para el proceso que existía anteriormente de hidrotratamiento ($ 208, 650,069.13) [Gravié Y., 2007]. Por lo que la tecnología propuesta se adapta satisfactoriamente a las condiciones de la refinería.

3.2.3 Etapa de desarrollo de procesos.

En esta etapa es donde se tiene en cuenta el diseño de la ruta tecnológica, el diseño preliminar de la planta, su evaluación económica, así como el análisis de sensibilidad y riesgo de la inversión.

3.2.3.1 Descripción tecnológica de la Planta Merox

Descripción del Proceso de la Planta Merox

La planta Merox se divide en cuatro secciones fundamentales: (Ver Diagrama de Flujo en **(*Anexo 6*)**

- Sección de tratamiento cáustico.
- Sección de lavado con Agua.
- Sección de tratamiento con sal
- Sección de tratamiento con arcilla.
- Sección de almacenaje y preparación de solución cáustica.

Sección de Tratamiento Cáustico

El kerosene o Turbo proveniente de la unidad de Destilación es aspirado por las bombas de carga P-01A/B (titular y auxiliar), a un caudal de procesamiento de 72.9 m3/h. Las bombas descargan a una presión de 8.3 Bar (1Bar=0.981 Kg/cm2) y a una temperatura de 40 ^{0}C. Conjuntamente con la corriente de reciclo de soda, pasa a través de la válvula mezcladora y luego hacia el Tratador Cáustico D-01. La caída de presión a través de la válvula de mezcla, se ajusta convenientemente para producir el mezclado de las fases y su íntimo contacto. La soda es impulsada por las Bombas P-02A/B a una presión de 9.8 Bar y un caudal de 4.9 m3/h. Ello

implica una relación HC/Soda de diseño de 15/1 aproximadamente m3/m3. El control de caudal de soda, está vinculado a través del Sistema de control distribuido (DCS) con el control de caudal de Kerosene, para poder ajustar en forma automática, esta relación.

La mezcla ingresa al tratador a través de un distribuidor con orificios, ubicado en la parte inferior del recipiente. En este, se produce la separación de las fases por diferencia entre sus pesos específicos (0.8 vs 1.022). El equipo cuenta con un control de nivel de interfase, que produce la descarga da la fase de soda, hacia tratamiento, por incremento de nivel. El Kerosene sale del tratador `por la parte superior, a través de un colector con orificios, a una presión de 6.9 Bar.

En esta sección, todo el sulfuro de Hidrogeno (SH2) que pudiera contener el Kerosene, como así también los ácidos nafténicos y mercaptanes livianos, son retenidos por la soda y retirados del Kerosene, a través de reacciones químicas.

Sección de lavado con agua

El Kerosene que abandona el Tratado Cáustico es conducido por presión, hacia el Lavador D-02. Previamente, recibe la corriente de Agua de Lavado impulsada por las Bombas P-03 A/B, a un caudal de 7.3 m3/h y una presión de descarga de 10 Bar. Se emplea Agua de Proceso disponible en el límite de batería de la unidad a una presión de 4 Bar y 30^{o}C. Ambas corrientes pasan a través de la válvula mezcladora e ingresan al Lavador D-02. La caída de presión a través de la válvula de mezcla, se ajusta convenientemente para producir el mezclado de las fases y su íntimo contacto. Por diseño se trabaja a una relación HC/Agua de 10/1 aprox. M3/M3.

El control de caudal de Agua, está vinculado a través del sistema de Control distribuido (DCS) con el control de Kerosene, para poder controlar n forme automática esta relación.

La mezcla ingresa al lavador, por la parte superior y en él, se produce la separación de las fases por diferencia entre sus pesos específicos (0.8 vs 1). El

equipo tiene una malla interna para favorecer la covalencia de las gotas. Cuenta también con un control de nivel de interface, que produce la descarga de la fase acuosa, hacia el sistema de tratamiento de efluentes. El Kerosene sale del lavador, por la parte superior extrema a la conexión de entrada, a una presión de 6.2 Bar.

En esta sección, los restos de soda y Naftenato de Sodio arrastrados con la corriente de Kerosene, proveniente del tratador cáustico D-01, son disueltos en la fase acuosa, simplemente por un mecanismo de disolución.

Sección de Tratamiento con sal

El Kerosene que sale del lavador D-02, ingresa al Tratador de Sal D-03 (secador de sal) por una conexión lateral inferior y a través de un distribuidor.

El distribuidor está constituido por una cañería central y sus brazos laterales. Tanto la cañería central como los brazos, están soportados en apoyos soldados a la pared del recipiente. Los brazos del distribuidor están conformados por una malla Johnson con ranuras cuyas aberturas son de 0.005.

Dentro del secador, está instalado el lecho de sal, soportado sobre un lecho de arena gruesa (superior) y grava (inferior). El distribuidor está sumergido en el lecho de arena. El Kerosene con humedad que sale del distribuidor. Atraviesa el lecho de sal, en sentido ascendente. El agua en contacto con la sal, produce su disolución y decanta hacia la parte inferior del recipiente, por gravedad. El Kerosene sale del equipo por la parte superior a una presión de 5.6 Bar.

A medida que transcurre el tiempo, desciende el nivel del lecho de sal. El agua salada (salmuera) es drenada por la conexión de fondo del equipo, en forme manual. El diseño prevé un drenaje de 0.2 m3/día de Agua salada.

El secador remueve la humedad presente en la corriente de kerosene. Es importante analizar la concentración de humedad a la entrada y a la salida del secador, para medir su performance. Cuando el contenido de Agua en la corriente

de Kerosene que sale del equipo, alcanza las 400PPM p/p, se debe reponer el nivel del lecho o reemplazarlo. Se recomienda reemplazar la carga completa de sal, luego de tres reposiciones sucesivas.

Sección de tratamiento con arcilla

El Kerosene que sale del Secador D-03, tiene una concentración de agua inferior a 200PPM p/p para una buena operación.

La corriente ingresa al Tratador de Arcilla D-04, por una conexión lateral superior y a través de un distribuidor, constituido por una cañería central y sus brazos laterales. Tanto la cañería central como los brazos, están soportados en apoyos soldados a la pared del recipiente. Los brazos cuentan con orificios para la salida del flujo.

Dentro del tratador, está instalado el lecho de arcilla.

El kerosene atraviesa el lecho en sentido descendente y sale del equipo, con la calidad de Jet, por una conexión lateral inferior, a una presión de 4.5 Bar.

Internamente conectado a la conexión de salida, se encuentra el colector de salida de producto. Este está constituido por una cañería central y sus brazos laterales. Tanto la cañería central como los brazos, están soportados en apoyos soldados a la pared del recipiente. Los brazos del distribuidor están conformados por una malla Johnson con ranuras cuyas aberturas son de 0.005, igual que el distribuidor del Secador D-03. Las partículas de arcilla son retenidas por esta malla.

El Tratador de arcilla remueve restos de humedad, surfactantes, jabones, partículas sólidas y compuestos precursores de la coloración del Kerosene.

A la salida del Tratador de Arcilla D-04, se encuentran los filtros D-06 A/B, para retener eventuales macro partículas de arcilla, que pudieran salir con la corriente de Jet. La presión del Jet a la salida de estos Filtros es de 4 Bar. Los parámetros de la calidad del Jet obtenido se pueden ver en los anexos. ***(Anexo 21)***

Sección de almacenaje y preparación de solución cáustica

El Tanque de Soda D-05, está destinado al almacenaje y ajuste de la concentración de soda, empleada en el tratamiento cáustico.

El equipo cuenta con un Baffle divisorio, que lo divida en dos compartimentos. La soda fresca está disponible en el limita de batería de la unidad a una presión de 5Bar y 40^0C. Para la disolución y ajuste de la concentración de soda, se emplea Agua de proceso, al igual que en el lavador D-02. Y está disponible en el límite de batería de la unidad. La soda fresca y el agua ingresan al primer compartimento del equipo.

Las bombas P-04 A/B, aspiran la solución de soda del Primer compartimento y la descarga en el segundo.

Las bombas P-05 A/B de desplazamiento positivo, aspiran la solución de soda del 2^{do} compartimento y la descarga en el sistema de tratamiento cáustico, para reposición y renovación del inventario.

El primer compartimento del Tanque D-05 tiene protecciones por:

- Muy bajo nivel, parando las bombas P-04 A/B.
- Muy alto nivel, bloquea la entrada de soda y Agua de dilución.

El segundo compartimento del tanque tiene protecciones por:

- Muy bajo nivel, parando las bombas P-05 A/B.
- Por bajo nivel, habilita la puesta en marcha de las Bombas P-04 A/B.

El Tanque D-05 trabaja a presión atmosférica.

De acuerdo al diseño, se ha estimado cada 4 días, un consumo de 3.4 m^3 de soda fresca al 15% p/v, y un consumo de agua de dilución de 13.5 m^3, necesarios para preparar una solución de soda al 3% p/p.

3.2.3.2 Distribución y características del equipamiento por cada sección de la Planta Merox.

Sección de tratamiento cáustico. Otras especificaciones ***(Anexo 15)***

Tabla # 4: Especificaciones para el Tratador Cáustico

Denominación		Tratador Caustico
Tag		D-01
Disposición		Horizontal
Presión de diseño	Bar	9.0
Presión de operación	Bar	
Temperatura de Operación	^{0}C	
Temperatura de diseño	^{0}C	65.0
Presión Test	Bar	11.7
Diámetro interior	mm	2850
LT	mm	11000
Capacidad	m^3	75.760
Peso vacío	Kg	20000
Peso lleno	Kg	98000
Peso lleno de agua	Kg	95000

Sección de lavado con Agua. Otras especificaciones ***(Anexo 16)***

Tabla # 5: Especificaciones para el Lavador de Agua

Denominación		Lavador de Agua
Tag		D-02
Disposición		Horizontal
Presión de diseño	Bar	9.0
Presión de operación	Bar	
Temperatura de Operación	^{0}C	
Temperatura de diseño	^{0}C	65.0
Presión Test	Bar	11.7
Diámetro interior	mm	2850
LT	mm	11000
Capacidad	m^3	75.760
Peso vacío	Kg	20000
Peso lleno	Kg	98000
Peso lleno de agua	Kg	95000

Sección de tratamiento con sal. Otras especificaciones ***(Anexo 17)***

Tabla # 6: Especificaciones para el Tratador de Sal

Denominación		Tratador de Sal
Tag		D-03
Disposición		Vertical
Presión de diseño	Bar	9.0
Presión de operación	Bar	
Temperatura de Operación	^{0}C	
Temperatura de diseño	^{0}C	65.0
Presión Test	Bar	11.7
Diámetro interior	mm	2900
LT	mm	6100
Capacidad	m^3	46.500
Peso vacío	Kg	12000
Peso lleno	Kg	58200
Peso lleno de agua	Kg	58200

Sección de tratamiento con arcilla. Otras especificaciones ***(Anexo 18)***

Tabla # 7: Especificaciones para el Tratador de Arcilla

Denominación		Tratador de Arcilla
Tag		D-04
Disposición		Vertical
Presión de diseño	Bar	9.0
Presión de operación	Bar	
Temperatura de Operación	^{0}C	
Temperatura de diseño	^{0}C	65.0
Presión Test	Bar	11.7
Diámetro interior	mm	3300
LT	mm	9560
Capacidad	m^3	91.400
Peso vacío	Kg	21000
Peso lleno	Kg	112000
Peso lleno de agua	Kg	112000

Tanque de solución de Soda. Otras especificaciones ***(Anexo 19)***

Tabla # 8: Especificaciones para el Tanque de Solución de Soda

Denominación		**Tanque de solución de soda**
Tag		D-05
Disposición		Horizontal
Presión de diseño	Bar	Lleno Agua
Presión de operación	Bar	
Temperatura de Operación	^{0}C	
Temperatura de diseño	^{0}C	65.0
Presión Test	Bar	Lleno Agua
Diámetro interior	mm	2500
LT	mm	4000
Capacidad	m^3	23.700
Peso vacío	Kg	47300
Peso lleno	Kg	72185
Peso lleno de agua	Kg	71000

Para ver la descripción y operación de los equipos de bombeo, ver especificaciones. ***(Anexo 20)***

3.2.3.3 Evaluación Económica.

Los criterios de evaluación del proyecto de inversión son distintos procedimientos financieros que se utilizan para la medición de ciertos aspectos cuantitativos de un proyecto. Ellos se basan en efectuar un análisis financiero, empleando distintos técnicas que permiten medir aspectos tales como el capital agregado a la empresa, la rentabilidad y el tiempo necesario para recuperar la inversión. Estas mediciones se deben realizar en una instancia previa al momento de iniciar el proyecto; de esa forma, el conocimiento de los valores que surjan de la evaluación permitirá tomar una decisión.

Por otra parte, al elaborar un proyecto de inversión se estipula un plazo para el mismo: el horizonte económico de la inversión o plazo requerido para llevar a cabo la inversión.

Por último, para poder seleccionar adecuadamente un proyecto de inversión, se analizan los criterios de evaluación de proyectos de inversión, que miden la rentabilidad de un proyecto. La rentabilidad puede medirse de diversas formas: en

unidades monetarias, en tasa (tanto por uno), en porcentaje, en el tiempo de demora en la recuperación de la inversión inicial, etc.

Los criterios a analizar son:

1. VALOR PRESENTE NETO. Es la suma de los flujos netos de caja actualizados, incluyendo la inversión inicial. El proyecto de inversión, según este criterio, se acepta cuando el valor presente neto es positivo, dado que agrega capital a la empresa.

   VPN positivo aumentará el capital de la empresa, por lo tanto el proyecto es aceptable, si es negativo disminuirá el capital de la empresa, por lo tanto es inaceptable y si es nulo, no aumentará ni disminuirá el capital de la empresa, por lo tanto el proyecto es indiferente. Si el proyecto se lleva a cabo, es porque se han priorizado otros aspectos.

2. TASA INTERNA DE RENTABILIDAD. Tasa que hace que el valor presente neto sea igual a cero, o tasa que iguala la inversión inicial con la suma de los flujos netos actualizados. Según la TIR, el proyecto es rentable cuando la TIR es mayor que la tasa de costo de capital, dado que la empresa ganará más ejecutando el proyecto, que efectuando otro tipo de inversión.

   La TIR es una tasa que surge de la relación entre la inversión inicial y los flujos netos de caja. Se la define como el rendimiento de una unidad de capital invertido en una unidad de tiempo. Para obtenerla, debe tenerse en cuenta que la TIR es la tasa que hace que el valor presente neto sea igual a cero.

   Cuando la TIR es mayor que la tasa de costo de capital el rendimiento supera al costo de capital invertido, por lo tanto el proyecto es rentable. La inversión aporta dinero para solventar el proyecto y además suministra al empresario una utilidad, por lo tanto el proyecto es rentable. Cuando es menor que la tasa de costo de capital, el rendimiento no alcanza a cubrir el costo del capital invertido, por lo tanto el proyecto no es rentable y cuando

es igual a la tasa de costo de capital, se cubre exactamente el capital invertido, por lo tanto el proyecto es indiferente.

3. PERIODO DE RECUPERACIÓN. Tiempo necesario para recuperar la inversión inicial. Según este criterio, el proyecto es conveniente cuando el período de recupero es menor que el horizonte económico de la inversión, dado que se recupera la inversión inicial antes de finalizado el plazo total.

   El período de recupero es el tiempo necesario para cubrir la inversión inicial y su costo de financiación. Se obtiene sumando los flujos netos de caja actualizados, solamente hasta el período en que se supera la inversión inicial.

   Si el PR es menor que el horizonte económico, la inversión inicial se recupera antes del plazo total, por lo tanto el proyecto es aceptable. Mientras menor sea el PR, mayor liquides proporcionará el proyecto y será más conveniente. Si es mayor que el horizonte económico, la inversión inicial no se recupera antes del plazo total, por lo tanto el proyecto no es aceptable.

   Según el criterio de PR, se acepta el proyecto cuando es menor que el horizonte económico de la inversión, puesto que de esa forma se recupera la inversión inicial antes del plazo total previsto para la inversión. Si el PR es igual al horizonte económico, se cubre la inversión inicial en el plazo total, por lo tanto el proyecto es indiferente.

El análisis de los indicadores dinámicos para el proceso en estudio se encuentra en el ***(Anexo 26)***

A continuación se muestra un resumen de los resultados obtenidos.

Tabla # 4: Resultados del análisis de los indicadores dinámicos

	Inversión (USD)	**Rec. Inv. (años)**	**TIR %**	**VAN (USD)**	**Resultado**
MEROX	**5.7**	**1.48**	**93.5%**	**63**	**<=Mejor Proyecto**

Los resultados obtenidos demuestran que el proceso evaluado satisface adecuadamente los requerimientos exigidos a partir del análisis de los indicadores económicos, los cuales poseen valores óptimos.

3.2.3.4 Descripción De Eventuales Problemas De Operación Y Típicas Soluciones.

Normalmente, los problemas que se pueden presentar en una unidad de producción de Jet, solo con tratamiento cáustico, no son muchos. No obstante, a corto o mediano plazo, dichos problemas terminan afectando la calidad del Jet, o la producción, o ambas a la vez.

Es importante por lo tanto, prevenir estos problemas y ello es posible conseguir, monitoreando las variables del proceso y también, a través del programa de análisis de laboratorio implementado en la unidad. Es también muy útil, el registro e historial de la operación de la unidad, como referencia.

Se listan al respecto los siguientes problemas:

1. Sección del Tratador Cáustico D-01

Aumento del contenido de Sulfuro de Hidrógeno y/o Acidez en el Jet: Este problema está asociado a la concentración de soda en el tratador, estando el resto de los parámetros de operación, dentro de los valores target, esto es, relación HC/soda, delta P de la válvula de mezcla, espesor de la emulsión HC-soda, inventario de soda (nivel de interfase en el tratador) y calidad del Kerosene de carga a la unidad, acorde a la base de diseño. Afecta la calidad del Jet en forma inmediata. Por lo tanto, se debe reemplazar el inventario de soda del tratador. El análisis periódico de la alcalinidad libre de la soda, a través del análisis de laboratorio, va mostrando su evolución en cuanto al desgaste y consecuente pérdida de eficiencia. Aun con la concentración de soda en condiciones, estos parámetros de calidad pueden aumentar, si no se manejan adecuadamente, el resto de las variables de proceso.

Presencia de emulsión en el tratador: Está asociada directamente al contenido de ácidos nafténicos presentes en el Kerosene. Cuanto mayor es su concentración, mayor será la tendencia a la formación de emulsión, y aun con altos tiempos de residencia en el tratador, no siempre se consigue una buena separación de las fases. Es importante controlar la evolución de esta emulsión, dado que, si se incrementa, puede haber arrastre de soda con la corriente de Kerosene que sale del tratador, hacia el lavador. Esta situación no es deseable, dado que se incrementa el consumo de soda y además la emulsión puede generarse también dentro del lavador. Si el proceso no se detiene o limita, puede haber contaminación con soda, en todos los equipos localizados aguas abajo del tratador. Algunas de las variables del proceso pueden ser convenientemente ajustadas para minimizar este problema. Cada planta y calidad de carga de Kerosene tiene su particularidad:

1. Bajos tiempos de residencia tienden a estabilizar la emulsión o a incrementarla.
2. Bajas relaciones HC/Soda tienden a incrementar la emulsión.
3. Altos valores de delta P en la válvula de mezcla, también incrementan la emulsión.
4. La temperatura de operación impacta sobre la separación de las fases. A mayor temperatura se consigue una mayor separación de las fases, pero también se incrementa la solubilidad de la soda en la fase hidrocarburo y ello no es recomendable.
5. Operar con bajas concentraciones de soda, favorece la separación de las fases, pero reduce la eficiencia de extracción de ácidos nafténicos.

Arrastre de soda a la salida del tratador: Como ya se ha mencionado, está asociado a la presencia y crecimiento de emulsión dentro del tratador.

También, a la operación con altos caudales de carga de Kerosene, lo que reduce el tiempo de residencia disponible para la separación de las fases.

Trabajar con alto nivel de soda dentro del tratador, para disponer de mayor autonomía ante el desgaste progresivo de la solución, no siempre da buenos resultados.

El mayor arrastre de soda del tratador hacia el lavador, va a generar un mayor consumo de este químico, y mayor dificultad en el lavador para removerla de la fase HC.

Es útil muestrear la corriente de Kerosene que sale del tratador hacia el lavador, para ver el aspecto, en una probeta de laboratorio. Normalmente, la muestra se encuentra emulsionada. No debe haber soda separada.

2. Sección del Lavador con Agua D-02

La operación del lavador, va a ser una consecuencia de la operación del tratador. Cualquier perturbación en el tratador, va a afectar la operación del lavador. Por lo tanto, deben tomarse acciones para anticiparse a las consecuencias, ya que el proceso de la unidad es continuo.

El objetivo de esta etapa de la unidad, es remover restos de soda arrastrada con la corriente de Kerosene que sale del tratador. Con el lavado, no solo se remueve la soda, sino también los Naftenatos de Sodio presentes en ella. En lo que respecta a la operación del lavador, en forma independiente, las consideraciones son:

1. Bajas relaciones HC/Agua favorecen el lavado. Pero, requieren de un mayor control, para evitar aumentar el arrastre de Agua con la corriente de Kerosene hacia el tratador con sal.
2. La operación con mayor delta P en la válvula de mezcla, también aumenta la eficiencia del lavado.

3. En los sistemas de lavado cerrados, donde el Agua es recirculada desde el lavador, a la entrada de Kerosene, operar con alto nivel de Agua, si bien aporta mayor autonomía, al aumento de la alcalinidad del Agua, pueden generar un mayor arrastre de Agua hacia el lavador. En estos sistemas se debe analizar el contenido de Sodio en la fase acuosa, siendo el máximo recomendado 500 PPM p/v, para luego reemplazar el inventario de Agua.

4. Las bajas temperaturas favorecen la separación de las fases dentro del lavador, pero reducen la solubilidad de la soda y los naftenatos.

3. Sección del Tratador de Sal D-03

Este equipo, también puede verse afectado, por la operación de los equipos aguas arriba del proceso. Los problemas que pueden presentarse son los siguientes:

Incremento del contenido de humedad en el Kerosene que sale del equipo: Ello está asociado en la mayoría de los casos, a la disponibilidad de sal dentro del mismo. A medida que transcurre el tiempo, va descendiendo la altura del lecho de sal, dado que, la humedad que ingresa con el Kerosene al equipo, disuelve la sal. Por lo tanto, para un determinado caudal de carga de Kerosene, en determinado momento, la altura disponible remanente del lecho puede ser insuficiente. Se recomienda controlar por análisis de laboratorio, el contenido de Agua en la corriente de Kerosene que sale del equipo y no sobrepasar las 400 PPM p/p.

Canalización del lecho de sal: Puede reducir también la eficiencia del secado del Kerosene, dado que menor será el contacto con las partículas de sal. La canalización puede producirse por aglomeración de las partículas, asociado a su tamaño. Es por ello que, se recomienda emplear Sal de Roca de una granulometría apropiada y seleccionada en función de la experiencia. Determinadas calidades de sal, tienen también diferente rendimiento en cuanto al secado. La canalización del lecho puede deberse también a una mala distribución del flujo de la corriente y ello puede atribuirse al ensuciamiento de la malla johnson

del distribuidor. El ensuciamiento de la malla, genera también un delta P adicional en el distribuidor.

Drenaje de Agua salada deficiente: En la mayoría de los casos se debe a la obstrucción de la malla Johnson. Este ensuciamiento también se produce en la malla Johnson correspondiente a las conexiones del nivel, para medir el Agua salada. Se recomienda realizar la correcta limpieza de estas mallas y la del distribuidor de entrada al equipo, durante los paros de la unidad. El momento de realizar este trabajo, es durante los paros del equipo, para el reemplazo completo del lecho de sal. Para la limpieza se puede emplear Agua a presión o limpieza química.

4. Sección del Tratador de Arcilla D-04

Al igual que para el tratador de sal, la operación de los equipos aguas arriba, puede afectar su performance. Los problemas que se presentan son :

Canalización del lecho de arcilla: Está asociado a un elevado contenido de Agua en la corriente de Kerosene que ingresa al equipo, procedente del tratador con sal. El agua es adsorbida por las partículas de arcilla y produce en el tiempo su aglomeración. Esto genera un mayor delta P adicional en el lecho, que de continuar incrementándose, puede limitar el procesamiento de carga a la unidad.

Aumento de la coloración del Jet: Normalmente, puede estar asociado al arrastre de soda y a la operación a mayor temperatura. Ambas situaciones se complementan y conducen a la misma consecuencia. Las más altas temperaturas aumentan la solubilidad de la soda en la corriente de Kerosene y reducen la eficiencia de separación de las fases, tanto en el tratador cáustico, como en el lavador.

Presencia de partículas sólidas en la corriente de Jet: Cuando esto ocurre y es repetitivo, se puede inferir que hay algunas ranuras de la malla Johnson, que forma parte del colector, con aberturas mayores que el mínimo tamaño de partículas de arcilla. Esto se produce por deformación de los brazos del colector.

Ensayo Wsim fuera de especificación: El ensayo se denomina Water Separation Index Modified y mide la capacidad del Jet, para liberar el arrastrada o emulsionada, cuando el producto pasa a través de un filtro coalescedor de fibra de vidrio. La especificación requiere un valor mínimo de 85 (sin aditivo antiestático). Valores altos indican que el agua se separa rápido o que coalesce fácilmente, indicando que el Jet no tiene componentes surfactantes y que ello no afecta la capacidad de los filtros para separar el Agua libre del Jet. Cuando el Wsim disminuye, se infiere que el rendimiento de la arcilla se está perdiendo, debido a la propia operación por envejecimiento. No obstante, un buen control de la operación, permite prolongar la vida útil del adsorbente, con amplio margen.

Colector de producto deformado: Las variaciones bruscas de presión en la unidad, pueden provocar la deformación de los brazos del colector, haciendo que se incremente la abertura de las ranuras. Otra causa de deformación, es el efecto del peso del adsorbente, localizado por encima del colector. Para este caso es necesario compactar el adsorbente localizado por debajo.

Conclusiones

1- Debido al bajo contenido de azufre en los crudos actuales que procesa la refinería “Camilo Cienfuegos”, se hace necesario sustituir el proceso de Hidrotratamiento por el de Endulzamiento o Mero, para el procesamiento del turbo-combustible.

2- El proceso de asimilación de la tecnología Merox, para el tratamiento del turbo-combustible, en la refinería “Camilo Cienfuegos”, cumple adecuadamente con los principios establecidos por la vigilancia tecnológica, quedando demostrado la factibilidad económica de la selección de esta tecnología sobre la anterior.

3- La metodología para el análisis del proceso de asimilación de tecnologías empleada en el trabajo, constituyó una excelente herramienta para la observación y el análisis del entorno científico, tecnológico y de los impactos económicos presentes y futuros, así como para identificar las amenazas y las oportunidades que conducen al desarrollo industrial de la refinería.

Recomendaciones

Ante las nuevas perspectivas y horizontes que se abren para el desarrollo de la refinería “Camilo Cienfuegos” no sólo en el refinamiento del combustible, sino en todo lo referente al desarrollo petroquímico de la región, las recomendaciones van encaminadas hacia:

1. Aplicar la metodología seguida en este trabajo para el proceso de asimilación de tecnologías, en los nuevos proyectos que se perfilan.
2. Mantener un ambiente de Vigilancia Tecnológica como herramienta fundamental para alertar sobre cualquier innovación científica o técnica susceptible de crear oportunidades o amenazas para la industria en desarrollo.

ALBA: Luz para nuestra América. -- http://www.granma.cubaweb.cu/secciones/alba/int/petro11.html

ARROYO, A.; MARTÍNEZ, E. La vigilancia tecnológica fuente de generación de conocimiento [en-línea]. Consulta: 8 septiembre 2005.

BARBERII, E. El pozo ilustrado. -- [s.l]: ediciones de Lagoven S.A, 1982-1983.

CARTIF. La necesidad de información de la empresa en Castilla y León. Boletín informativo, 2000.-- p. 2. CASTRO, S. Guía práctica de Vigilancia Estratégica. ANAIN - AGENCIA NAVARRA DE INNOVACIÓN, 2007.

CHERR, R. Impact of Clean Air Act Amendment on Refinery Planning and Construction. Ponencia presentada en la 89a Reunión Anual de la National Petroleum Refiners Association.--San Antonio Texas.-- http://es.wikibooks.org/wiki/Impactos_ambientales/Refinaci%C3%B3n_de_petr%C3%B3leo

CRUCET, N. y Abollar, R. Catalogo de especificaciones de la calidad de los Productos Combustibles. Edición, 1997.

DUEÑAS, L.M. Diseño de un sistema de vigilancia tecnológica para una organización de I+D.--Tesis de maestría inédita.-- Facultad de Comunicación. Ciudad de La Habana, 2005.

ESCORSA, P. De la vigilancia tecnológica a la inteligencia competitiva en las empresas. Conferencia inaugural de los Estudios de Información y Documentación de la UOC del segundo semestre del curso 2001-2002.

ESCORSA, P. Vigilancia Tecnológica. [En-línea]. Consulta: 10 diciembre, 2005.-- http://www.es/web/esp/uoc/escorsa0201/escorsa0201imp.html-42k-

FIFTH Edition. McGraw-Hill, 2003.

GRAVIEE, Y. Estudio de factibilidad técnico -económico para definir el esquema de tratamiento de la corriente de Turbo Jet A-1 por destilación Atmosférica de la refinería de Cienfuegos. -- Tesis para optar por el grado científico de Master. Villa Clara, 2007.

JAKOBIAK, F. De l'information documentaire à la veille technologique pour l'enterprise: enjeux, aspects générux et définitions. *La veille technologique. L'information scientifique, technologique et industrielle.* -- París: Dunot, 1992. -- ttp://server01.bc.unicamp.br/seer/ojs/include/getdoc.php?id=176&article=49

JAKOBIAK, F. Exemples commentés de Veille Technologique. -- Francia : Les Editions d'Organisation. -- http://www.jinnove.com/upload/documentaire/VS.pdf

JIMÉNEZ, E.; ROMÁN, A. Vigilancia Tecnológica e Inteligencia Competitiva: Conceptos Profesionales, Servicios y Fuentes de Información. El Profesional de la Información, 2001.-- p. 11-20.

LEON, T. y col., La vigilancia tecnológica como herramienta para la definición de macroproyectos de investigación.-- Villa Clara: CIGET, 2006.

LESCA, Humbert**.** Vejlle stratégique, ¨Pjntelljgence de l'entreprjse." Gieres A, 1994.

LEON, T. y col., Diseño e implementación de un Sistema de Vigilancia Tecnológica en una empresa de escasos recursos. *INTERPREST. Info,* 2004.

LEY, N. Contribución a los métodos de asimilar tecnologías, aplicado a un caso de producción de Biocombustibles. Memorias del III Simposio Internacional de Química. -- Villa Clara: UCLV, 2007.

Manual de Capacitación y Entrenamiento: UNIDAD DE ELABORACION DE JET FUEL "Refinería de Cienfuegos, 2008.

MORIN, J.; SEURAT, R. Gestión de los Recursos Tecnológicos, Fundación Cotec para la innovación tecnológica. Madrid, 1998. www.mityc.es/NR/rdonlyres/CFF974A4-3173-48A3-A78B-0DA15DDE7D17/0/195.pdf -(1998)

PETERS, Plant Design and Economics for Chemical Engineers. Fifth Edition.

RUIZ, E.E. y col., Proceso de refinación del petróleo.-- *www.monografias.com,* 2007.

RAPOSO VILLAVICENCIO, Rita. M. Vig-Tec: Un servicio de excelencia para la toma de decisiones en las organizaciones cubanas. --2007 http://www.dict.uh.cu/Ponencias_VI%20Taller/Ponencias_Cubanos/Rita%20Raposo%20Ponencia.doc

ROUACH, D. La veille technologique et l'intelligence économique. -- Paris ; Presses Universitaires de France, 1996.

RODRGUEZ, R. Manual de operaciones. Destilación Atmosférica. Sección 100, 2008.

PALOP, F. Vigilancia Tecnológica e Inteligencia Competitiva. Su potencial para la empresa española. / F. Palov, J. M. Vicente.-- España: Fundación Cotec, 1999. --p. 38.

REY VASQUEZ, Lara. Ferroatlántica I+D y la vigilancia tecnológica.-- p.420-425.-- En *el profesional de la información.*--Vol 15. N06,--40u-Dic 2006.

RODRIGUEZ, A. Breve acercamiento al diseño de un sistema de vigilancia tecnológica. Centro de Información y Gestión Tecnológica. / A, Rodrigues, C. Noriega.--Santi Spíritus, 2006.

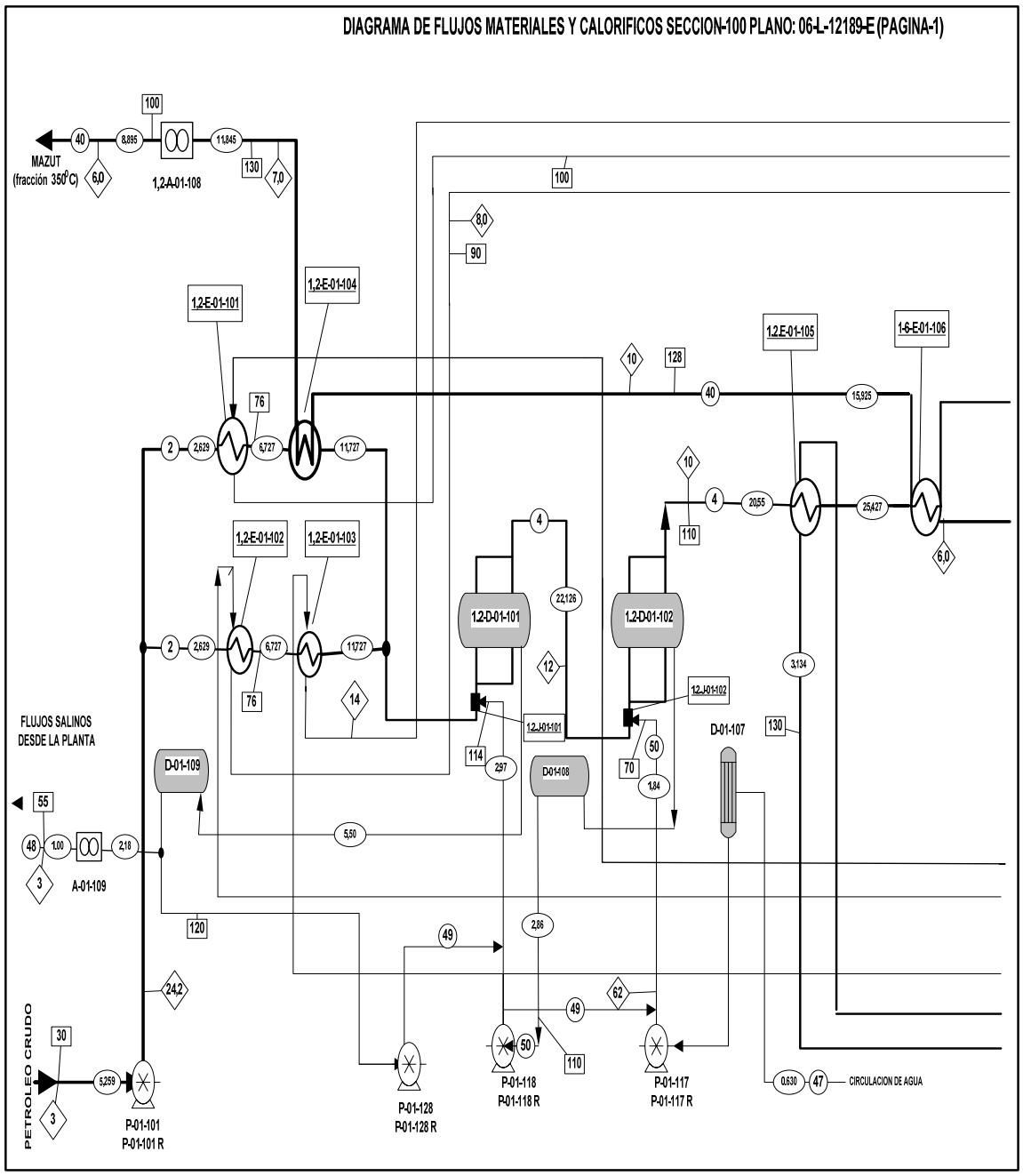
RODRÍGUEZ, M. De la información a la inteligencia tecnológica: un avance estratégico. Seminario Iberoamericano sobre tendencias modernas en gerencia de la ciencia y la innovación tecnológica-IBERGECYT 97.-- *http://www.navactiva.com/web/es/avtec/.*

SALGADO, D.; GUZMÁN, M. Establecimiento de un sistema de vigilancia científico-tecnológica. [En-línea]. Consulta: 24 septiembre 2006.-- http://www.eprints.rclis.org/archive/00001710/-14k-

WERNER, E. La vigilancia tecnológica: Una nueva especialidad empresarial. / E. Werner, P. Degoul.-- Mundo Científico. --Año 152; N0 14.1995

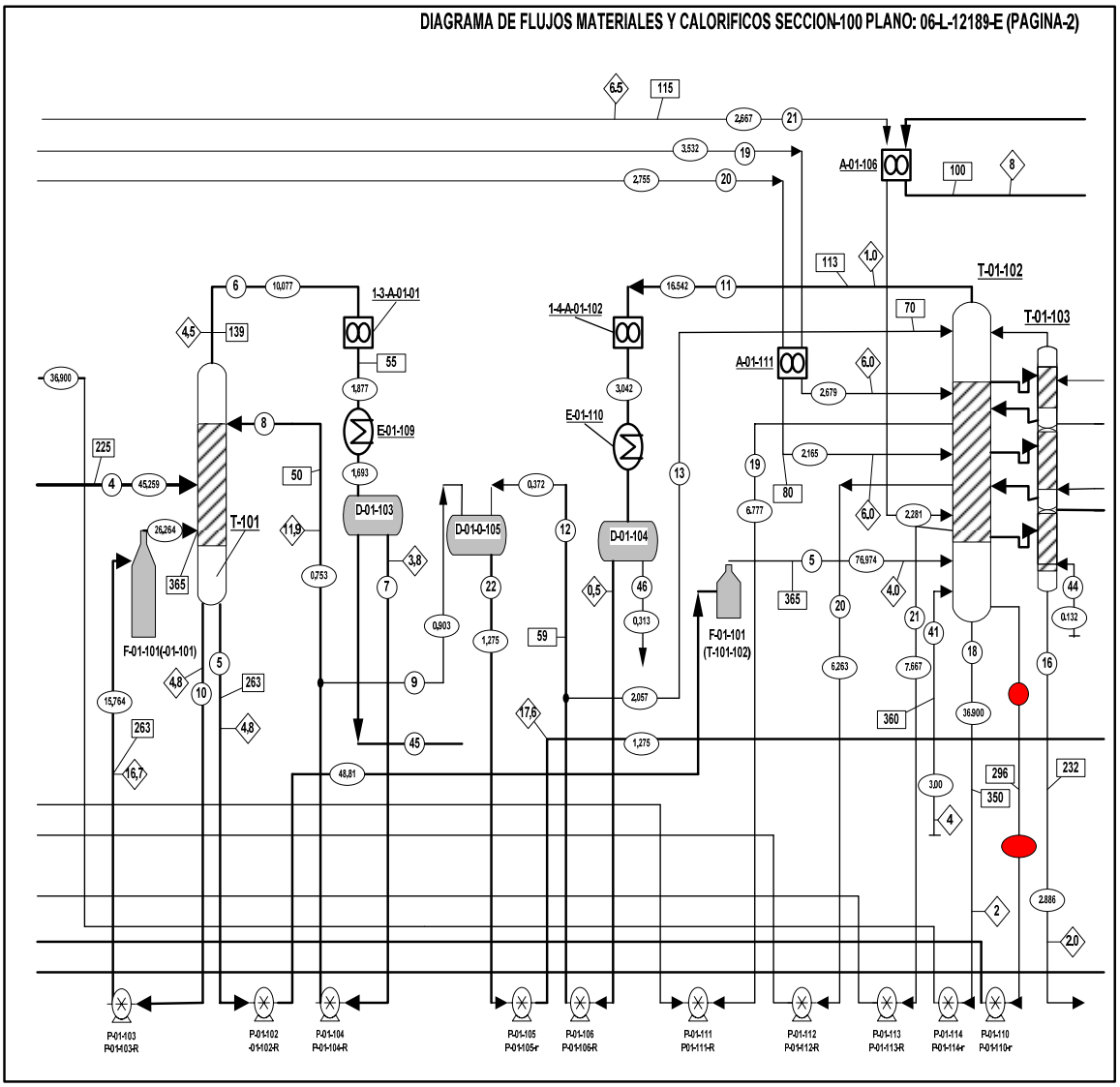
Anexos

Anexo1: Diagrama de flujo Sección 100



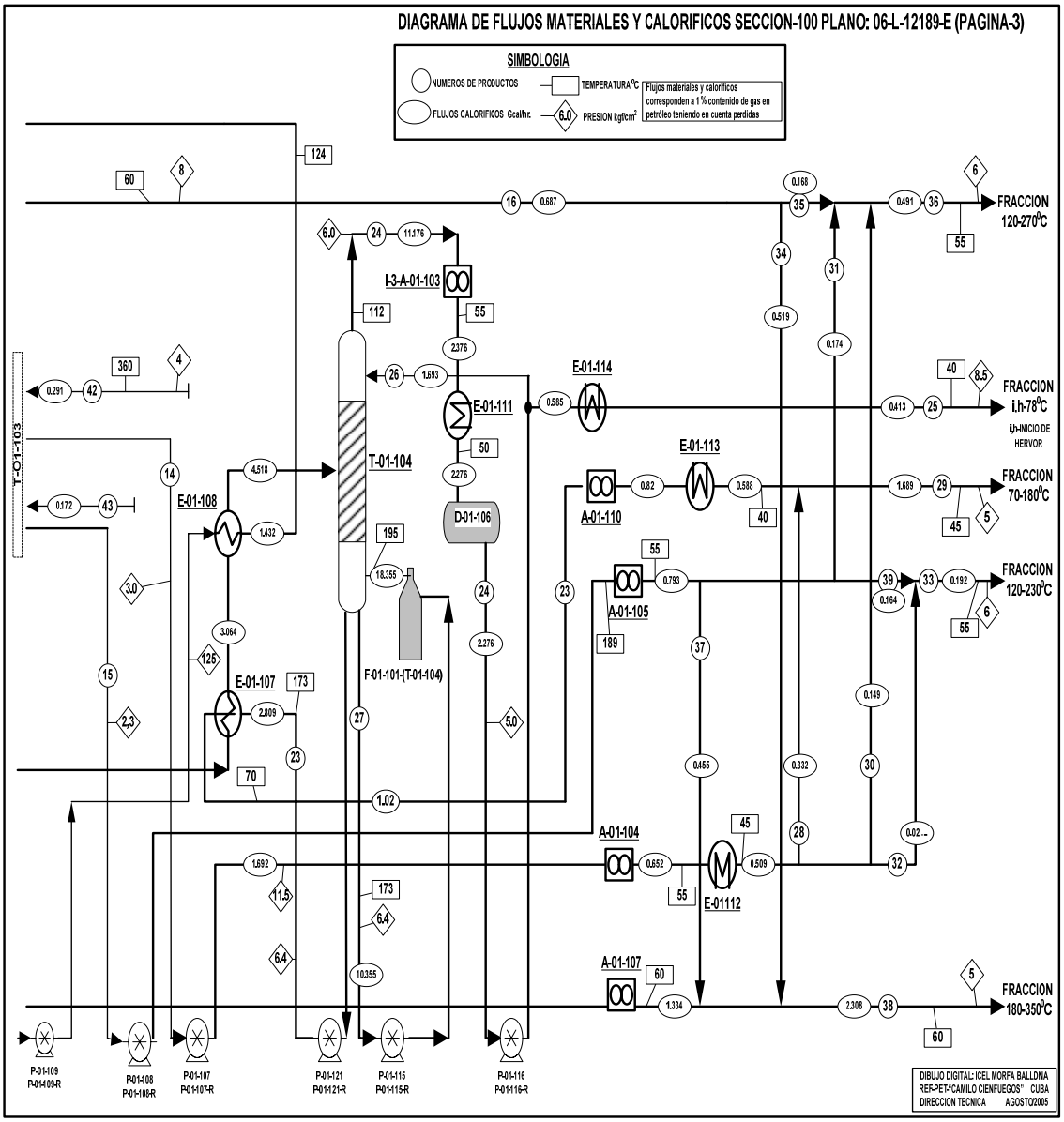
Anexos

Anexo 2: Diagrama de flujo Sección 100(Cont.)

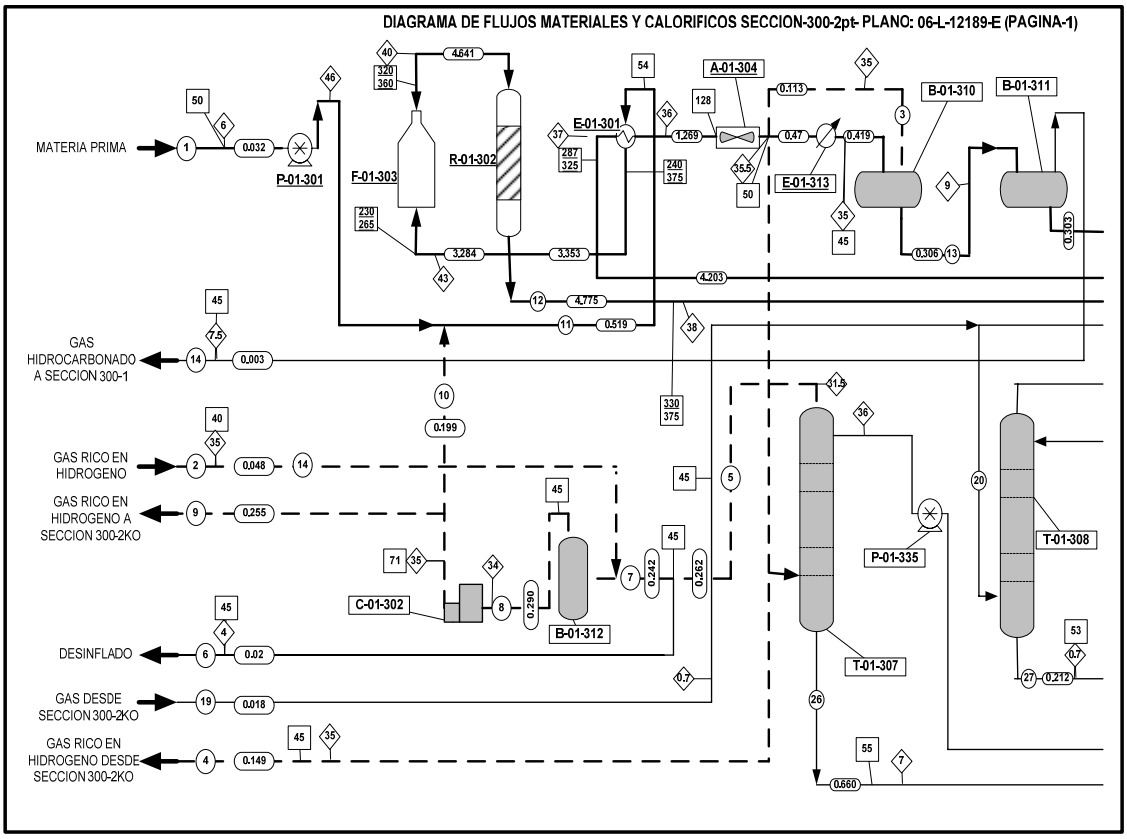


Anexos

Anexo 3: Diagrama de flujo Sección 100(Cont.)

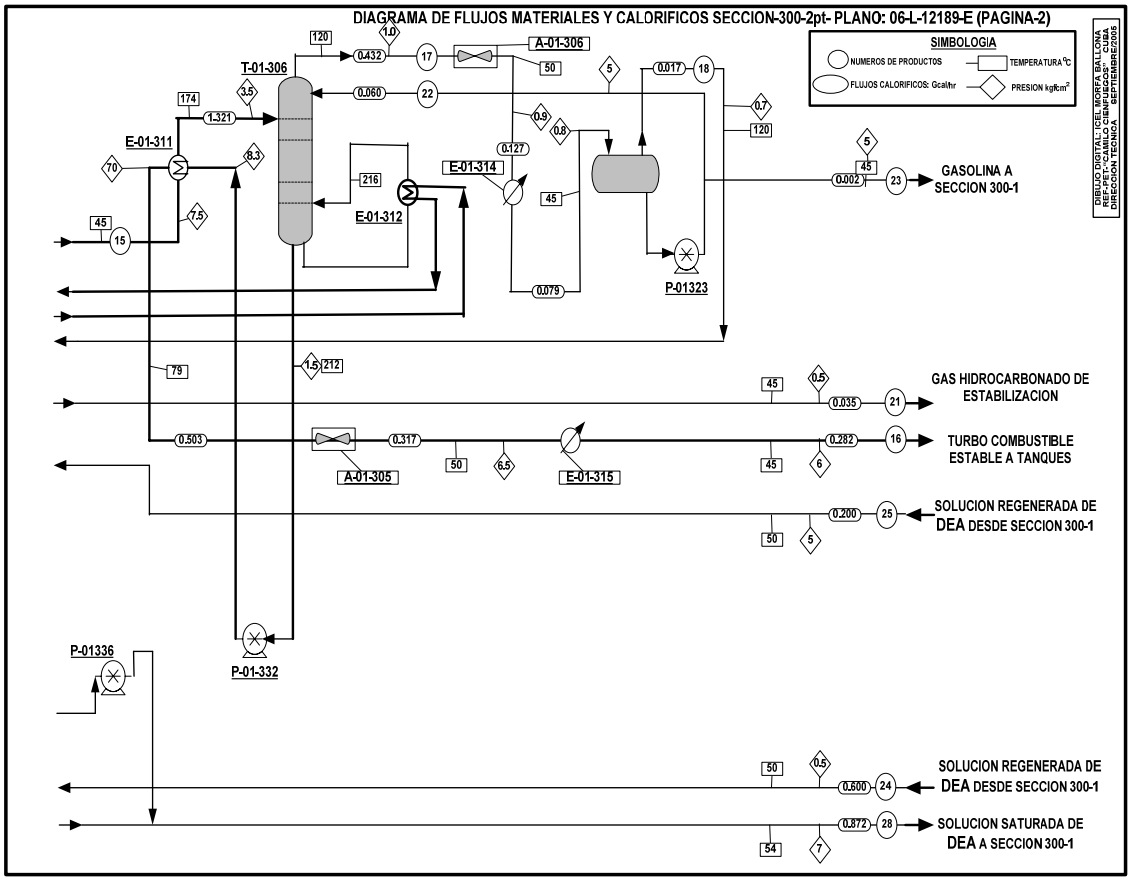


Anexo 4: Diagrama de flujo del Hidrotratamiento de Turbo combustible



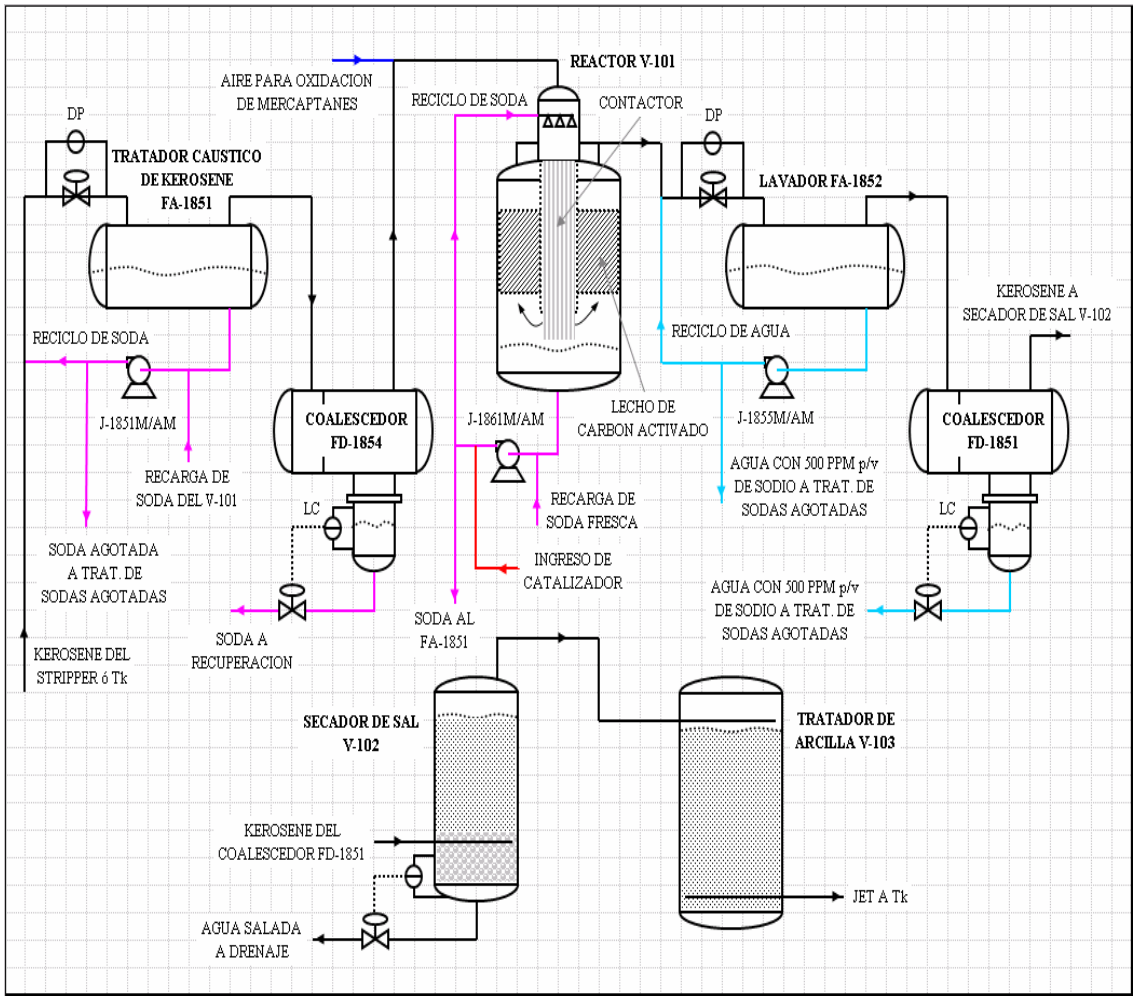
Anexos

Anexo 5: Diagrama de flujo del Hidrotratamiento de Turbo- Combustible (Cont.)



Anexos

Anexo 6: Diagrama de flujo de Planta Meros



Anexos

Anexo 7: Normas de régimen tecnológico (Flujos de trabajo)
Desalación Eléctrica

NO.	DENOMINACIÓN DE LAS ETAPAS, APARATOS, INDICADORES DEL RÉGIMEN.	NUMERO DE LA POSICIÓN DEL INSTRUMENTO POR EL ESQUEMA	UNIDAD DE MEDIDA	LIMITES ADMISIBLES DE LOS PARÁMETROS TECNOLÓGICOS
1.	Flujo de petróleo crudo a la descarga de las bombas P-01-101(P-01-101R)	FQI-68	m^3/h	288-444
2.	Primer reflujo de circulación de la torre T-01-102 a los intercambiadores 1, 2E-01-101.	FIC-01	m^3/h	125 máx.
4.	Flujo de petróleo crudo a los intercambiadores 1,2E-01-101 y 1,2E-01-102.	FIC-101 FIC-100	m^3/h	144-222
6.	Flujo del II reflujo circulante a los intercambiadores 1,2E-01-102.	FIC-002	m^3/h	74-115
8.	Flujo del III reflujo circulante a los intercambiadores 1,2E-01-103.	FIC-003	m^3/h	35.6-71
9.	Temperatura en el Plato de extracción de la fracción 230-270°C en la T-01-102.	TIC-009	°C	250-256
10.	Flujo de petróleo crudo ante los mezcladores 1,2J-01-101.	FI-045 FI-046	m^3/h	155-238
11.	Flujo de agua de lavado a los mezcladores 1,2J-01-101.	FI-049 FI-050	m^3/h	8-13.15
12.	Flujo del petróleo parcialmente desalado y deshidratado ante los mezcladores 1,2J-01-102.	FI-047 FI-048	m^3/h	150-233
13.	Flujo de agua de lavado a los mezcladores 1,2J-01-102.	FI-051 FI-052	m^3/h	8-13.15
14.	Presión del petróleo desalado y deshidratado a la salida de los electrodeshidratadores 1,2D-01-102.	PIC-001	Kgf/cm^2	11-11.15
15.	Temperatura en los electrodeshidratadores de la I etapa 1,2D-01-101.	TI-018 TI-019	°C	120-124
16.	Presión en los electrodeshidratadores de la I etapa 1,2D-01-101.	PI-25 PI-28	Kgf/cm^2	12.5-13
24.	Flujo de agua de recirculación a los electrodeshidratadores de la II etapa.	FIC-52	m^3/h	
25.	Flujo de agua de lavado a la II etapa de desalación eléctrica.	FIC-011	m^3/h	16-26.3
22.	Flujo de solución salina a la I etapa de desalación eléctrica.	FIC-17	m^3/h	10.7-11.3
23.	Flujo de agua de recirculación a la I etapa de desalación eléctrica.	FI-53	m^3/h	8-15
24.	Flujo de agua de lavado a la I etapa de desalación eléctrica.	FIC-16	m^3/h	16-26.3
26.	Flujo de petróleo, desalado y deshidratado a los intercambiadores 1,2E-01-105.	FIC-007 FIC-008	m^3/h	149-230

Anexo 8: Normas de régimen tecnológico (Flujos de trabajo) (Cont.)

Destilación Atmosférica

NO.	DENOMINACIÓN DE LAS ETAPAS, APARATOS, INDICADORES DEL RÉGIMEN.	NUMERO DE LA POSICIÓN DEL INSTRUMENTO POR EL ESQUEMA	UNIDAD DE MEDIDA	LIMITES ADMISIBLES DE LOS PARÁMETROS TECNOLÓGICOS
1	Flujo de reflujo de tope a la torre T-01-101.	FIC-004	m^3/h	50-60
2	Flujo de exceso del reflujo de la T-101 hacia el enfriador 3A-01-101.	FIC-013	m^3/h	40-66
3	Flujo del inhibidor de corrosión al 2% a la línea de reflujo al tope de la torre T-01-101.	FI-057	m^3/h	0.02-0.4
4	Flujo de solución al 2% del inhibidor de corrosión a la línea de tope de la torre T-101.	FI-056	m^3/h	0.022-0.4
5	Flujo del crudo desgasolinado a la descarga de las bombas P-103/R al horno F-101/T-101	FI-55-1	m^3/h	87-145
6	Flujo del crudo desgasolinado a la descarga de las bombas P-102/R al horno F-101/T-102.	FI-55-2	m^3/h	250-465
7	Caudal de reflujo de tope a la torre T-01-102, desde enfriador E-110.	FIC-005	m^3/h	70-117
8	Exceso del reflujo al tope de la torre T-102 hacia el enfriador 3A-101.	FIC-015	m^3/h	13-21.5
9	Flujo de inhibidor de corrosión a la línea de tope de la torre T-01-102.	FI-058	m^3/h	0.022-0.4
10	Flujo de inhibidor de corrosión a la línea de reflujo de la torre T-01-102.	FI-059	m^3/h	0.02-0.4
11	Flujo de vapor sobrecalentado hacia la torre T-103/1.	FIC-021	Kg/h	300-500
12	Flujo de vapor sobrecalentado hacia la torre T-103/2.	FIC-022	Kg/h	200-300
13	Flujo de vapor sobrecalentado hacia la torre T-103/3.	FIC-023	m^3/h	150-250
14	Flujo del fuel a la salida del enfriador 1, 2 A-108 hacia tanques.	FQI-072	m^3/h	127-215
15	Flujo del vapor de agua al fondo	FIC-020	m^3/h	3200-5300

NO.	DENOMINACIÓN DE LAS ETAPAS, APARATOS, INDICADORES DEL RÉGIMEN.	NUMERO DE LA POSICIÓN DEL INSTRUMENTO POR EL ESQUEMA	UNIDAD DE MEDIDA	LIMITES ADMISIBLES DE LOS PARÁMETROS TECNOLÓGICOS
	de la torre T-01-102.			
16	Flujo de nafta desde las bombas P-105,R hacia intercambiadores E-107.	FIC-014	m^3/h	49-72.4
17	Flujo de la fracción PIE-70 inestable desde el E-114 hacia la sección 400.	FQI-102	m^3/h	20-35
18	Flujo del reflujo a la torre T-104.	FIC-006		61-123
19	Flujo a la descarga de la P-115/R al horno F-101/T-104.	FI-060	m^3/h	150-185
20	Flujo de la fracción 120-180 desde el E-112 hacia el nudo de mezcla para obtener fracción 120-230.	FI-038	m^3/h	6.3-9.7
21	Flujo de la fracción 180-230 desde A-105 hacia nudo de mezcla para obtener la fracción 120-270.	FIC-035	m^3/h	6.3-8
22	Flujo de la fracción 120-230 a la salida de la sección 100.	FIC-061	m^3/h	10.6-17.7
23	Flujo de la fracción 120-180 desde E-112 hacia nudo de mezcla para obtener fracción 70-120	FIC-037	m^3/h	13-22
24	Flujo de la fracción 70-120 desde E-113 hacia nudo de mezcla para obtener la fracción 70-180.	FIC-034	m^3/h	No mayor de 40
25	Flujo de la fracción 70-180 hacia tanques y S-200.	FIC-062	m^3/h	47-63
26	Flujo de la fracción 120-180^{0}C desde E-112 hacia nudo de mezcla para obtener fracción 120-230 (turbocombustible).	FIC-038	m^3/h	1.1-1.8
27	Flujo de la fracción 180-230^{0}C desde A-105 hacia nudo de mezcla para obtener la fracción 120-270 (kerosina)	FIC-039	m^3/h	6.3-8.7
28	Flujo de la fracción 180-230 desde A-105 hacia nudo de mezcla para obtener la fracción 180-350 (diesel)	FIC-066	m^3/h	13.4-22.5
29	Flujo de la fracción 230-270^{0}C desde A-106 hacia nudo de mezcla para obtener la fracción	FIC-036	m^3/h	Máx. 40

NO.	DENOMINACIÓN DE LAS ETAPAS, APARATOS, INDICADORES DEL RÉGIMEN.	NUMERO DE LA POSICIÓN DEL INSTRUMENTO POR EL ESQUEMA	UNIDAD DE MEDIDA	LIMITES ADMISIBLES DE LOS PARÁMETROS TECNOLÓGICOS
	120-270 (kerosina).			
30	Flujo de la fracción 120-270^{0}C (kerosina) hacia tanques.	FQI-063	m^3/h	10.4-17.6
31	Flujo de la fracción 180-230 desde A-105 hacia nudo de mezcla para obtener la fracción 180-350 (diesel).	FIC-066	m^3/h	13.4-22.5
32	Flujo de la fracción 230-270^{0}C desde A-106 hacia nudo de mezcla para obtener la fracción 180-350 (diesel).	FIC-067	m^3/h	13-21.7
33	Flujo de la fracción 180-350^{0}C hacia tanques.	FQI-064	m^3/h	68.7-103

Anexos

Anexo 9: Suministro de Equipos y Materiales. (Hidrotatamiento)

No.	Descripción	Cantidad	Precio	Valor
				USD
	Valor Total Suministro de Equipos y Materiales			**4333608.70**
1	**Tuberías**	**13700.00**		**287559.00**
	Tubería diámetro 25, m	2500	3.40	8500.00
	Tubería diámetro 50, m	1300	6.78	8814.00
	Tubería diámetro 100, m	2000	13.40	26800.00
	Tubería diámetro 150, m	1700	20.10	34170.00
	Tubería diámetro 200, m	2500	27.15	67875.00
	Tubería diámetro 250, m	2300	33.90	77970.00
	Tubería diámetro 300, m	900	40.70	36630.00
	Tubería diámetro 400, m	500	53.60	26800.00
2	**Válvulas**			**118379.00**
	Válvula diámetro 25	80	73.00	5840.00
	Válvula diámetro 100	27	413.00	11151.00
	Válvula diámetro 150	24	652.00	15648.00
	Válvula diámetro 200	34	942.00	32028.00
	Válvula diámetro 300	28	1100.00	30800.00
	Válvula diámetro 400	8	1364.00	10912.00
	Válvulas de respiración y vacío	6	2000.00	12000.00
3	**Intercambiador**			**472000**
	Intercambiador de inyecto	0		0
	Intercambiador de estabilización	2	120000.00	240000
	Rehervidor de termosifón de la columna estabilizadora	0		0
	Enfriador por agua de gasolina	0		0
	Enfriador por agua de toma de muestra	0		0
	Enfriador por agua	2	73000.00	146000
	Enfriador de aire de producto	0		0
	Enfriador de aire	2	43000.00	86000
	Enfriador de aire de producto	0		0
4	**Separadores**			**0**
	Separador de producto	0		0
	Separador de gas de recirculación	0		0
	Separador de gasolina	0		0
5	**Reactor**			**27000.00**
	Internos de reactor	10	2700.00	27000.00
6	**Horno**			**15000.00**
	Tubos de hornos	10	1500.00	15000.00
7	**Columna**			**15520.00**

Anexos

No.	Descripción	Cantidad	Precio	Valor
	Internos Columna estabilizadora	16	970	15520
	Absorbedor de desulfuración de recirculación.			0
	Absorbedor de desulfuración de gas hidrcarbonado de estabiliza.			0
8	**Tambores**			**76500**
	Tambor de inyecto	1	42500	42500
	Medidor de aditivo			0
	Tambor de almacenamiento de aditivo			0
	Tambor int. Para preparación del concentrado de aditivo			0
	Tambor para el concentrado de aditivo			0
	Tambor para preparación de aditivos			0
	Tambor de amortiguación	1	34000	34000
9	**Bombas**	**12**		**266000.00**
	Bomba de inyecto	2	32000.00	64000.00
	Bomba de trasiego de combustible	2	28000.00	56000.00
	Bomba de reflujo de la columna	2	25000.00	50000.00
	Bomba de suministro de aditivos	2	15000.00	30000.00
	Bomba de recirculación del concentrado de aditivos	0		0.00
	Bomba de suministro de dietanolamina	2	18000.00	36000.00
	Bomba de trasiego de dietanolamina	2	15000.00	30000.00
10	**Filtros**			**20000.00**
	Filtro de inyecto	2	10000	20000.00
	Filtro de combustible estable	1		0.00
11	**Automatización**			**300000.00**
	Control distribuido	0	0	300000.00
12	**Catalizador**			**418500.00**
	Catalizador	27000	15.5	418500.00
13	**Aislamiento térmico (Foam Glass)**			**1273674.00**
	Aislamiento térmico equipos, m2	1250	120.00	150000.00
	Aislamiento tubería, m	13700.00	82.02	1123674.00
14	**Reactivos**			**1017036.00**
	Dietanolamina, kg	15800	54	853200.00
	Hidrógeno, Nm3	15170	10.8	163836.00

Nota: El precio de los equipos son tomados por documentos del Instituto de Proyecto del Petróleo.(IPP Habana)

Anexos

Anexo 10: Otros Gastos. (Hidrotratamiento)

Otros gastos	Valor Total (USD)
Gastos Preoperatorios	**131,011**
Proyectos	15756
Servicio de procuración y supervisión	75652
Otros Gastos (Estudios, licencia ambiental, Compatibilización con la Defensa, otros servicios)	39603
Gastos de la DIP	**41,540**
VALOR TOTAL OTROS GASTOS	**172,551**

Anexo: 11 Costo total de Inversión o Costo de Reactivación (Hidrtratamiento)

COSTO TOTAL DE INVERSIÓN	VALOR TOTAL (USD)
Construcción y Montaje	3,018,606
Suministros de Equipos y Materiales	4,333,609
Otros Gastos	172,551
Contingencias e Imprevistos	376,238
Capital de Trabajo	1,185,151
TOTAL	**9,086,155**

Anexos

Anexo: 12 Costo de Operación (Hidrotratamiento)

COSTO DE OPERACIÓN (CTP)	USD/AÑO
CD	**197505617.66**
Materia Prima	194465407.50
Mano de obra	59040.00
Mantenimiento(2% CTI)	107400.00
Supervisión(10% CTP)	0.00
Electricidad	767500.00
Catalizadores	54200.00
Reactivos y aditivos	853200.16
Combustible	1079870.00
Agua, etc	119000.00
CF	**637624.91**
Depreciación	605743.67
Impuestos(4% CF)	25504.9965
Seguros(1% CF)	6376.2491
GG	**90861.55**
Administración(2% CTP)	0.00
Financiamiento(1% CTI)	0
CI(5% CTP)	**10437285.64**
CTP	***208745712.9***

Anexos

Anexo: 13 Costos de Inversión de la planta Merox.

CAPITAL TOTAL INVERTIDO(CTI)	**USD/AÑO**
CTD	***3672726.87***
Costo Parte Mecánica	**2757358.23**
Palería y Carpintería	686933.19
Equipamiento base	1438262.13
Maquinarias	489407.7
Aislamiento	95170.14
Acabado superficial y pintura	47585.07
Costo Parte Eléctrica y Control	**915368.64**
Electricidad	324012.3
Instrumental de Control	591356.34
CTInd	***1062733.23***
Ingeniería	**475850.7**
Ingeniería de Procesos	237925.35
Ingeniería de Detalle	237925.35
Supervisión y Asistencia	**333095.49**
Supervisión y Asistencia obra civil y mecánica	222063.66
Asistencia a Pre-procuradoría	55515.915
Procuradoría y Puesta en Marcha	55515.915
Proyecto	**253787.04**
CFI	***4735460.1***
CT	*710319.015*
Contingencias	*236773.005*
CTI	***5682552.12***

Anexos

Anexo: 14 Costos de Producción de la Planta Merox.

COSTO DE OPERACIÓN(CTP)	**USD/año**
CD	***195407626.40***
Materia Prima	194351134.30
Mantenimiento	90000.00
Mano de obra	59040.00
Electricidad	767500.00
Sosa cáustica	8820.70
Sal	4996.000
Arcilla	7135.400
Agua, etc	119000.00
CF	***398775.59***
Depreciación	378836.81
Impuestos (4% CF)	15951.02
Seguros (1% CF)	3987.76
GG	***0.00***
Administración	0.00
Financiamiento	0.00
CI (5% CTP)	***10305600.1***
CTP	***206112002.1***

Anexo 15: Especificaciones para el Tratador Cáustico y otros datos.

Denominación			Tratador Cáustico			
Tag			D-01			
Disposición			Horizontal			
Presión diseño		Bar	9,0			
Temperatura diseño		ºC	65,0			
Presión operación		Bar				
Teperatura Operación		ºC				
Presión Test		Bar	11,7			
Diametro interior		mm	2850			
LT		mm	11000			
Capacidad		M3	75,760			
Peso vacio		Kg	20000			
Peso lleno		Kg	98000			
Peso lleno Agua		Kg	95000			
Conexiones			Ø Pulg	Serie	Brida	
N1	Entrada Kerosene+Soda		6	150	RF	
N2	Salida Kerosene		8	150	RF	
N3	Reciclo soda		3	150	RF	
N4	Salida soda gastada		2	150	RF	
N5 A/B	LSLL		2	150	RF	
N6 A/B	LT/LG		2	150	RF	
N7 A/B/C/D	Tomamuestras de nivel		1	150	RF	
N8	PSV		3	150	RF	
N9	Venteo		2	150	RF	
N10	Drenaje		2	150	RF	
Pasahombres						
M1	En casquete		24	150	RF	
Internos			Localiz.	Ø Pulg	Caño central	Brazos
Distribuidor	Entrada Kerosene+Soda		Inferior	6	Si	No
Colector	Salida Kerosene		Superior		Si	No
Otros			Localiz.			
Baffle			N/A			
Rompe vortex	Reciclo soda		Inferior			
Malla Demister			N/A			

Anexo 16: Especificaciones para el Lavador de Agua

Denominación		Lavador con Agua			
Tag		D-02			
Disposición		Horizontal			
Presión diseño	Bar	9,0			
Temperatura diseño	ºC	65,0			
Presión operación	Bar				
Teperatura Operación	ºC				
Presión Test	Bar	11,7			
Diametro interior	mm	2850			
LT	mm	11000			
Capacidad	M3	75,760			
Peso vacio	Kg	20000			
Peso lleno	Kg	98000			
Peso lleno Agua	Kg	95000			
Conexiones		Ø Pulg	Serie	Brida	
N1	Entrada Kerosene+Agua	6	150	RF	
N2	Salida Kerosene	6	150	RF	
N3	Salida Agua alcalina	2	150	RF	
N4 A/B	LSLL	2	150	RF	
N5 A/B	LT/LG	2	150	RF	
N6 A/B/C/D	Tomamuestras de nivel	1	150	RF	
N7	PSV	3	150	RF	
N8	Venteo	2	150	RF	
N9	Drenaje	2	150	RF	
Pasahombres					
M1	En casquete	24	150	RF	
Internos		Localiz.	Ø Pulg	Caño central	Brazos
Distribuidor		N/A			
Colector		N/A			
Otros		Localiz.			
Baffle	Salida Kerosene	Superior			
Rompe vortex		N/A			
Malla Demister	Transversal	Si			

Anexo 17: Especificaciones para el Tratador de Sal

Denominación			Tratador de Sal			
Tag			D-03			
Disposición			Vertical			
Presión diseño		Bar	9,0			
Temperatura diseño		ºC	65,0			
Presión operación		Bar				
Teperatura Operación		ºC				
Presión Test		Bar	11,7			
Diametro interior		mm	2900			
LT		mm	6100			
Capacidad		M3	46,500			
Peso vacio		Kg	12000			
Peso lleno		Kg	58200			
Peso lleno Agua		Kg	58200			
Conexiones			Ø Pulg	Serie	Brida	
N1	Entrada Kerosene		6	150	RF	
N2	Salida Kerosene		6	150	RF	
N3	Drenaje		8 x 3	150	RF	
N4 A/B	LG		4 x 2	150	RF	
N5	PSV		3	150	RF	
N6	Venteo		6	150	RF	
Pasahombres						
M1A	En casquete		24	150	RF	
M1B	Lateral		24	150	RF	
Internos			Localiz.	Ø Pulg	Caño central	Brazos
Distribuidor	Entrada Kerosene		N/A	6	Si	Si
Colector			N/A			
Otros			Localiz.			
Baffle			N/A			
Rompe vortex			N/A			
Malla Demister			N/A			

Anexo 18: Especificaciones para el Tratador de Arcilla

Denominación		Tratador de Arcilla			
Tag		D-04			
Disposición		Vertical			
Presión diseño	Bar	9,0			
Temperatura diseño	ºC	65,0			
Presión operación	Bar				
Teperatura Operación	ºC				
Presión Test	Bar	11,7			
Diametro interior	mm	3300			
LT	mm	9560			
Capacidad	M3	91,400			
Peso vacio	Kg	21000			
Peso lleno	Kg	112000			
Peso lleno Agua	Kg	112000			
Conexiones		Ø Pulg	Serie	Brida	
N1	Entrada Kerosene	6	150	RF	
N2	Salida Kerosene	6	150	RF	
N3	Drenaje	8 x 3	150	RF	
N4	Salida de Vapor	2	150	RF	
N5	PSV	3	150	RF	
N6	Venteo	6	150	RF	
Pasahombres					
M1A	En casquete	24	150	RF	
M1B	Lateral	24	150	RF	
Internos		Localiz.	Ø Pulg	Caño central	Brazos
Distribuidor	Entrada Kerosene	Superior	6	Si	Si
Colector	Salida Jet Fuel	Inferior	6	si	si
Otros		Localiz.			
Baffle		N/A			
Rompe vortex		N/A			
Malla Demister		N/A			

Anexo 19: Especificaciones para el tanque de Solución de Soda

Denominación			Tanque de Solución de Soda			
Tag			D-05			
Disposición			Horizontal			
Presión diseño		Bar	Lleno Agua			
Temperatura diseño		ºC	65,0			
Presión operación		Bar				
Teperatura Operación		ºC				
Presión Test		Bar	Lleno Agua			
Diametro interior		mm	2500			
LT		mm	4000			
Capacidad		M3	23,700			
Peso vacio		Kg	47300			
Peso lleno		Kg	72185			
Peso lleno Agua		Kg	71000			
Conexiones			Ø Pulg	Serie	Brida	
N1	Entrada soda 15 %		2	150	RF	
N2	Entrada Agua		4	150	RF	
N3	Salida soda 3 %		2	150	RF	
N4	Analizador conc. Soda		2	150	RF	
N5	LS		6 x 4	150	RF	
N6	Venteo		4	150	RF	
N7 A/B	Drenaje		2	150	RF	
N8 A/B	LG		1 1/2	150	RF	
N9 A/B	LSLL		1 1/2	150	RF	
N10	LI		3	150	RF	
N11	Salida soda transferida		2	150	RF	
N12	Entrada soda transferida		2	150	RF	
Pasahombres						
M1A	En casquete		24	150	RF	
M1B	Lateral		24	150	RF	
Internos			Localiz.	Ø Pulg	Caño central	Brazos
Distribuidor	Entrada Kerosene		Superior	6	Si	Si
Colector			Inferior	6	si	si
Otros			Localiz.			
Baffle			Si			
Rompe vortex	Salida soda transferida		Si			
Rompe vortex	Salida soda 3 %		Si			
Malla Demister			N/A			

Anexo 20: Especificaciones y Operación para los Equipos de bombeo

Denominación		Bomba Carga Kerosene	Bomba Reciclo Cáustico	Bomba Agua fresca	Bomba Reciclo Cáustico	Bomba Carga Soda Fresca
TAG		P-01 A/B	P-02 A/B	P-03 A/B	P-04 A/B	P-05 A/B
Tipo		Centrífuga	Centrífuga	Centrífuga	Centrífuga	Alternativa
Disposición		Horizontal	Horizontal	Horizontal	Horizontal	Horizontal
Nº Etapas		1	1	1	1	N/A
Tipo Impulsor		Cerrado	Cerrado	Cerrado	Cerrado	Piston
Producto		Kerosene	Soda al 3 % p/p	Agua	Soda al 15 % p/p	Soda al 3 % p/p
Densidad @ 15 ºC		0,8000	1,0210	0,9960	1,0340	1,0340
Factor Expansión		0,0007623	0,0006002	0,0006002	0,0006002	0,0006002
Densidad @ Temp. Operac.		0,7813	1,0063	0,9813	1,0193	1,0193
Viscosidad norm @ Temp. Operac.	cp	1,14	0,53	0,41	0,53	0,53
Caudal diseño @ Temp operac.	m3/h	87,6	7,5	8,0	10,0	0,5
Caudal diseño @ 15 ºC	m3/h	85,6	7,4	7,9	9,9	0,5
Presion succión	Bar					
Presion descarga	Bar					
Delta P	Bar	6,251	2,013	5,888	0,408	N/A
Temp. Operación max.	ºC	40	40	40	40	40
Altura Desarrollada	m	80	20	60	4	70
Potencia absorbida	Kw	24,00	1,05	4,00	0,40	0,40
NPSH Requerido	m	1,2	1,2	1,2	0,5	N/A
NPSH Disponible	m	4,0	6,9	4,0	1,0	N/A
Diam. conexión entrada	Pulg	4	2	2	1 1/2	3/4
Diam. conexión salida	Pulg	2 1/2	1 1/4	1 1/4	1 1/2	3/4
Potencia del motor	Kw	30,00	1,50	5,50	0,75	0,75
Velocidad de rotación	RPM	3600	3600	3600	3600	N/A

Anexos

Anexo 21: Parámetros de calidad del Jet Fuel obtenido en la Planta Merox.

JET A1 COMBUSTIBLE PARA AVIONES A TURBINA
ESPECIFICACION

	Determinación	Norma	Unidad	Especificación
1	Color Saybolt	ASTM D-156		-
2	Aspecto	Visual		C/B
3	Azidez Total	ASTM D-3242	mg KOH/g	max. 0,015
4	Aromáticos	ASTM D-1319	% v/v	max. 25
5	Azufre Total	ASTM D-4294	% p/p	max. 0,2
6	Azufre Mercaptánico	ASTM D-3227	% p/p	max. 0,003
7	Ensayo Doctor	ASTM D-4952		Neg./Pos.
8	Destilación	ASTM D-86	°C	
	PI			-
	5%			-
	10, max.			max. 200
	20			-
	30			-
	40			-
	50			-
	60			-
	70			-
	80			-
	90			-
	95			-
	PF, max.			max. 300
	Residuo		ml	max. 1,5
	Perdida		ml	max. 1,5
9	Punto de Inflamación Tag	ASTM D-56	°C	min. 40
10	Densidad @ 15 °C	ASTM D-4052	g/cm3	0,775 - 0,840

JET A1 COMBUSTIBLE PARA AVIONES A TURBINA
ESPECIFICACION

	Determinación	Norma	Unidad	Especificación
11	Punto de Congelación	ASTM D-2386	°C	max. -47
12	Viscosidad @ - 20 °C	ASTM D-445	Cst	max. 8
13	Punto de Humo	ASTM D-1322	mm	min. 19
14	Naftalenos	ASTM D-1840	% v/v	max. 3
15	Energía Específica	ASTM D-3338	MJ/Kg	min. 42,8
16	Corrosión en Lámina de Cobre (2 Hs; +/- 5 min; 100 +/- 1 °C)	ASTM D-130		max. 1
17	Estabilidad Térmica (2,5 Hs; min 260 °C)	ASTM D-3241		
	Lectura del Tubo			max. 3
	Aspecto del tubo			Sin manchas
	Caida de Presión		mm Hg	max. 25
18	Gomas Existentes	IP 560	mg/100 ml	max. 7
19	Microseparador de Agua	ASTM D-3948		
	Sin aditivo antiestático, min.			min. 85
	Con aditivo antiestático, min.			min. 70
20	Conductividad Eléctrica	ASTM D-2624	pS/m	50 - 600
21	Contaminantes Sólidos	ASTM D-5452	mg/L	max. 1
	Tiempo de Filtración		min	max. 20
	Vacío		Pulg Hg	15 - 25
	Color Membrana Seca			max. 5
22	Lubricidad	ASTM D-5001		
	Diámetro de la marca del desgaste		mm	max. 0,85
23	Contenido de Aditivos			
	Aditivo Antioxidante (solo en materia hidroprocesada)		mg/Ingred. Activo	17 - 24
	Aditivo Antiestático			
	Aditivo Desactivador Metálico			
	Aditivo Mejorador de Lubricidad			

Anexo 22: Condiciones y objetivos de operación en la Sección de Tratamiento Cáustico.

Caudal entrada Kerosene	M3/H	72,9
	Tn/H	56,862
Gravedad Específica del Kerosene	Tn/M3	0,8000
Caudal de Soda reciclo	M3/H	4,9
	Tn/H	
Gravedad Específica de la Soda	Tn/M3	1,150
Caudal Soda agotada	M3/H	0,19
Presión descarga Bombas P-01	Bar	8,3
Presión salida Tratador D-01	Bar	6,9
Presión descarga Bombas P-02	Bar	9,8
Temperatura entrada Kerosene	ºC	40
Temperatura Soda reciclo	ºC	
Relación HC/soda	M3/M3	14,9
Delta Pmax. válvula mezcla	Bar	0,714
Delta Precom. válvula mezcla	Bar	0,408
Nivel interfase D-01	%	40

Anexo 23: Condiciones y objetivos de operación en la Sección de Lavado con Agua.

Caudal entrada Kerosene	M3/H	72,9
	Tn/H	56,862
Gravedad Específica del Kerosene	Tn/M3	0,8000
Caudal Agua de lavado	M3/H	7,3
	Tn/H	7,270
Gravedad Específica del Agua	Tn/M3	0,996
Caudal Agua alcalina	M3/H	7,3
Presión descarga Bombas P-03	Bar	10,0
Presión salida Lavador D-02	Bar	6,2
Temperatura entrada Kerosene	ºC	
Temperatura entrada Agua de lavado	ºC	30
Relación HC/Agua	M3/M3	10,0
Delta Pmax. válvula mezcla	Bar	0,714
Delta Precom. válvula mezcla	Bar	0,306
Cont. Agua típico en Kerosene salida Lavador D-02	PPM p/p	300 - 800
Nivel interfase D-02	%	40

Anexo 24: Condiciones y objetivos de operación en la Sección de Tratamiento con Sal.

Caudal entrada Kerosene	M3/H	72,9
Caudal entrada Kerosene	Tn/H	56,862
Gravedad Específica del Kerosene	Tn/M3	0,8000
Presión salida Tratador D-03	Bar	5,6
Temperatura entrada Kerosene	°C	
Delta Pmax. Tratador D-03	Bar	0,714
Cont. Agua típico en Kerosene salida Tratador D-03	PPM p/p	inf. 200
Cont. Agua max. en Kerosene salida Tratador D-03	PPM p/p	400

Anexo 25: Condiciones y objetivos de operación en la Sección de Tratamiento con Arcilla.

Caudal entrada Kerosene	M3/H	72,9
Caudal entrada Kerosene	Tn/H	56,862
Gravedad Específica del Kerosene	Tn/M3	0,8000
Presión salida Tratador D-04	Bar	4,5
Temperatura entrada Kerosene	°C	
Delta Pmax. Tratador D-04	Bar	0,714
Cont. Agua típico en Kerosene salida Tratador D-04	PPM p/p	inf. 100

Anexo # 26: Evaluación Económica de la Planta Merox.

EVALUACIÓN ECONÓMICA PLANTA DE ENDULZAMIENTO MEROX DE JET A1

UM: MM USD

AÑOS	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	Total
Entradas de Efectivo	0.0	27.8	216.0	216.0	332.9	332.9	332.9	332.9	332.9	332.9	332.9	2790.1
Venta de Jet A1		27.8	216.0	216.0	332.9	332.9	332.9	332.9	332.9	332.9	332.9	2790.1
Salidas de Efectivo	5.7	26.4	195.9	195.9	301.2	301.2	301.2	301.2	301.2	301.2	301.2	2532.7
Costo total de inversión	5.7											5.7
Costo de materia prima		25.003	194.465	194.465	299.723	299.723	299.723	299.723	299.723	299.723	299.723	2512.0
Deprec de la Inv (Lineal 15 años)		0.379	0.379	0.379	0.379	0.379	0.379	0.379	0.379	0.379	0.379	3.8
Mantenimiento		0.114	0.114	0.114	0.114	0.114	0.114	0.114	0.114	0.114	0.114	1.1
Sosa cáutica		0.001	0.009	0.009	0.009	0.009	0.009	0.009	0.009	0.009	0.009	0.1
Sal		0.001	0.005	0.005	0.005	0.005	0.005	0.005	0.005	0.005	0.005	0.05
Arcilla		0.001	0.007	0.007	0.007	0.007	0.007	0.007	0.007	0.007	0.007	0.07
Salario		0.059	0.059	0.059	0.059	0.059	0.059	0.059	0.059	0.059	0.059	0.6
Agua		0.119	0.119	0.119	0.183	0.183	0.183	0.183	0.183	0.183	0.183	1.6
Electricidad		0.768	0.768	0.768	0.768	0.768	0.768	0.768	0.768	0.768	0.768	7.7
Flujo de Caja ADI	-5.7	1.3	20.1	20.1	31.7	31.7	31.7	31.7	31.7	31.7	31.7	257.4
Flujo de Caja DDI (35%)	-5.7	1.2	13.4	13.4	21.0	21.0	21.0	21.0	21.0	21.0	21.0	169.1
Flujo de Caja Acumulado DDI	-5.7	-4.4	9.0	22.4	43.4	64.3	85.3	106.3	127.2	148.2	169.1	765.1

Impuestos,%	35%
Tasa de Descuento	15%
Tasa de Inflación Anual	2.5%

Factor de Descuento Anual	1.000	0.851	0.724	0.616	0.525	0.446	0.380	0.323	0.275	0.234	0.199	
Flujo de Caja Descontado	-5.7	1.1	9.7	8.3	11.0	9.4	8.0	6.8	5.8	4.9	4.2	63.3
Flujo de Caja Descont. Acumul.	-5.7	-4.6	5.1	13.4	24.4	33.7	41.7	48.5	54.2	59.2	63.3	

VAN, MMUSD	63
TIR, %	93.49%
Recuperac de la Inversión, años	1.48