INSTITUTO TECNOLOGICO DE TUXTLA GUTIERREZ

REPORTE DE RESIDENCIA

LUGAR DONDE SE REALIZO EL PROYECTO

REFINERIA GENERAL LAZARO CARDENAS

NOMBRE DEL PROYECTO

REHABILITACION DE LA TORRE ESTABILIZADORA DA-101B PARA LA REDUCCION DE LA PVR (PRESION DE VAPOR REID) DE LA GASOLINA INESTABILIZADA.

NOMBRE DEL ALUMNO

RAUL RICARDO CALDERON GOMEZ

CARRERA

INGENIERIA QUIMICA

NOMBRE DEL ASESOR INTERNO

JOSE LUIS ESCOBAR VILLAGRAN

REVISORES

M.C JUAN JOSE SOLIS ZABALA

M.C. WILBERT MORGAN BLANCO CARRILLO

NOMBRE DEL ASESOR EXTERNO

M.C. RAFAEL GARDUZA BLAS

MINATITLAN, VERACRUZ. DICIEMBRE-2014

INTRODUCCION

La torre Despropanizadora DA-101 B de la planta Estabilizadora No. 3, tiene como función principal de acuerdo al diseño, separar por destilación los hidrocarburos ligeros contenidos en la gasolina natural procedentes de Cactus Chiapas, con una capacidad de diseño de 34 560 B/D

Inicia su operación en el año de 1973, bajo la licencia del Instituto Mexicano del Petróleo (IMP), separando por el domo de la Despropanizadora el metano, etano y propano, contenidos en la gasolina natural, y por el fondo los butanos, pentanos e hidrocarburos pesados.

En el año 1977, se integran los equipos que conforman el fraccionamiento de la gasolina natural, con el nombre de Estabilizadora No. 1, No. 2 y No. 3, considerándose los principales circuitos de destilación lo siguiente:

Estabilizadora No. 1

DA-106 Torre Desisobutanizador
DA-108 Torre Fraccionadora
DA-110 Torre Repasadora

Estabilizadora No. 2

DA-102 Torre Desetanizadora
DA-104 Torre Desbutanizadora
DA-105 Torre Desbutanizadora
DA-109 Torre Fraccionadora
DA-111 Torre Repasadora

Estabilizadora No. 3

DA-101 A Torre Despropanizadora (Desmantelada)
DA-101 B Torre Despropanizadora
DA-103 Torre Desetanizadora
DA-107 Torre Desisobutanizadora

En el año 1997, se integra como torre Despropanizadora de la planta de Mezcla de Butanos, al no contarse con la carga de gasolina natural, integrándose los siguientes equipos:

DA-101 B Torre Despropanizadora
DA-106 Torre Desisobutanizadora
DA-107 Torre Desisobutanizadora
DA-201 Torre Desisobutanizadora

La gasolina obtenida por la destilación primaria del crudo en la Refinería “Gral. Lázaro Cárdenas”, contiene compuestos de azufre altamente corrosivos, siendo necesario eliminarlos a través de las plantas Hidrodesulfuradoras y obtener gasolinas libre de estos contaminantes, para realizar su reformación y obtener gasolinas de alto octano.
Dentro del proceso de destilación primaria, y el tratamiento de la gasolina, se tiene la necesidad de almacenar la gasolina en tanques que se utilizan simultáneamente como carga a las plantas Hidrodesulfuradoras de gasolinas.

Durante esta etapa, se presentan emanaciones de hidrocarburos ligeros a la atmósfera por la cúpula de los tanques, que ocasionan severa corrosiones en las paredes de los tanques al no realizarse previamente la estabilización de la gasolina primaria y además pone en riesgo a las instalaciones y personal que labora en la refinería por incendio o explosión de la atmosfera superior del tanque (Hidrocarburos ligeros).

Dentro de los esquemas de seguridad y protección al medio ambiente, se ha considerado la utilización de la Despropanizadora DA-101 B, localizada en la Planta Estabilizadora de Gasolina Natural No. 2 para llevar a cabo la estabilización de la gasolina primaria, y minimizar las afectaciones que pudieran ocasionarse por la liberación de los hidrocarburos ligeros en los tanques de almacenamiento y también poder recuperar hidrocarburos ligeros que tienen alto valor comercial en el mercado de hidrocarburos y así cumplir con las estrategias y objetivos del plan de negocio de Pemex 2014 - 2018.
En fechas posteriores, la torre DA-101 B se utilizó en la estabilización de gasolina primaria (3 y 5), sin que se haya dejado documentado la razón de su puesta fuera de operación de éste servicio.
Éste tren de estabilización no ha operado desde el año 2005 y en el año 2010 se efectuó una reparación parcial de la instalación.

Se requiere reactivar la planta nuevamente como estabilizadora de gasolina primaria, pero por el estado físico observado se requiere efectuar una evaluación de la integridad mecánica, vida útil remanente estimada y en su caso las necesidades de mantenimiento y/o reparación de tuberías y equipos estáticos sujetos a presión, así como la ingeniería básica y de detalle necesaria para poner en operación esta unidad dentro de los parámetros establecidos (calidad y cantidad de carga), sin que se afecte la integridad del personal, las instalaciones y medio ambiente.

El objetivo del proceso será mejorar la calidad de las gasolinas alimentadas a los procesos subsecuentes a la Estabilizadora No. 3 dentro de la Refinería “Gral. Lázaro Cárdenas”. Dicho objetivo se logra procesando las gasolinas primarias para llevarlas a un nivel aceptable de PVR. Como resultado de este procesamiento, se obtiene LPG con una calidad y especificación que permite un valor agregado al proceso de estabilización de gasolinas.

Al proceso se alimentaran cuatro (4) corrientes de gasolina inestable provenientes de tanques de Almacenamiento alimentado en líneas de 4” de diámetro, las cuales se enlistan a continuación:

- Gasolina despuntada primaria #3 (1línea), 8,500 bpd.
- Gasolina despuntada primaria #5 (1 línea), 6,000 bpd.
- Gasolina combinada maya (2 líneas), 10,500 bpd en cada línea.

Del proceso se obtendrán como productos gasolina estabilizada con un contenido de butanos (i-butano y n-butano) menor al 3.485% mol y LPG con un contenido de pentanos (i-pentano y n-pentano) menor al 2% vol.

En este trabajo se realizó la simulación de la Torre Estabilizadora de gasolinas DA-101B junto con los equipos que conforman la planta para el acondicionamiento de la corriente de alimentación a la torre y de los productos.
Para realización la simulación se utilizaron los programas Hysys 3.0 y Aspen Hysys 8.2.

Fuente Bibliográfica; Manual de operación de la torre despropanizadora DA-101B

Justificación

A través de la simulación podremos comprobar que es posible utilizar la torre DA-101B, la cual es una torre Despropanizadora, para realizar la separación del LPG (Hidrocarburos ligeros: metano, etano, propano, i-Butano, n-Butano) de la gasolina inestabilizada.

Con esto se podrá verificar y comparar diferentes situaciones que puedan presentarse durante la operación de la planta y además de buscar las mejores alternativas para optimizar el proceso.

Objetivos

- Realizar la simulación de la planta estabilizadoras de gasolinas en modo estacionario.

Objetivos Específicos

- Lograr la convergencia del modelo de la simulación de la torre DA-101B para poder evaluar y modificar las condiciones de operación y de las corrientes en algún momento necesario.
- Entregar el diagrama obtenido en la simulación.
- Comparación de las PVR de las gasolinas estabilizadas y las gasolinas no estabilizadas.

Caracterización del área e que se realizó el proyecto.

REFINERIA GENERAL LAZARO CARDENAS

La empresa en donde se llevó a cabo el proyecto es refinería “Gral. Lázaro cárdenas”, es un centro de trabajo, que cuenta con 26 plantas industriales, dedicadas a la producción de energéticos y petroquímicos, tiene una extensión de 800 hectáreas y se encuentra localizada en el estado de Veracruz, municipio de Minatitlán, al sureste de México en la rivera norte del río Coatzacoalcos a 32.41 kms. De su desembocadura en el golfo de México.

En la refinería de Minatitlán, se ubican las instalaciones necesarias para procesar 246 mil bpd. De petróleo crudo y 30 mil bpd. De líquidos de mezcla de butanos, además, cuenta con un sector conformado por 3 plantas, ubicado en el complejo petroquímico “la cangrejera” Veracruz, donde se procesan diariamente 170 mil bpd. De petróleo crudo tipo “maya”.

Su área de influencia abastece de combustibles al mercado del sureste del país y parte del distrito federal, los estados que reciben energéticos de la refinería “general lázaro cárdenas” son: puebla, el sur de Veracruz, tabasco, Campeche, Yucatán y quintana roo.

El 18 de enero de 1906, se iniciaron los trabajos de construcción, para el primero de diciembre del mismo año, ya funcionaba una refinería experimental, con un alambique para destilación de petróleo crudo con capacidad de 65 barriles diarios.

La refinería “Gral. Lázaro cárdenas” inició su producción con fines comerciales el 28 de mayo de 1908, teniendo una capacidad de proceso de 2000 barriles diarios de producción, utilizada como materia prima para naftas, iluminantes y lubricantes, inicialmente el petróleo crudo que recibía, era producido en el campo de san Cristóbal y al disminuir la extracción del mismo, se recibió producto proveniente del campo potrero del llano del norte de Veracruz.

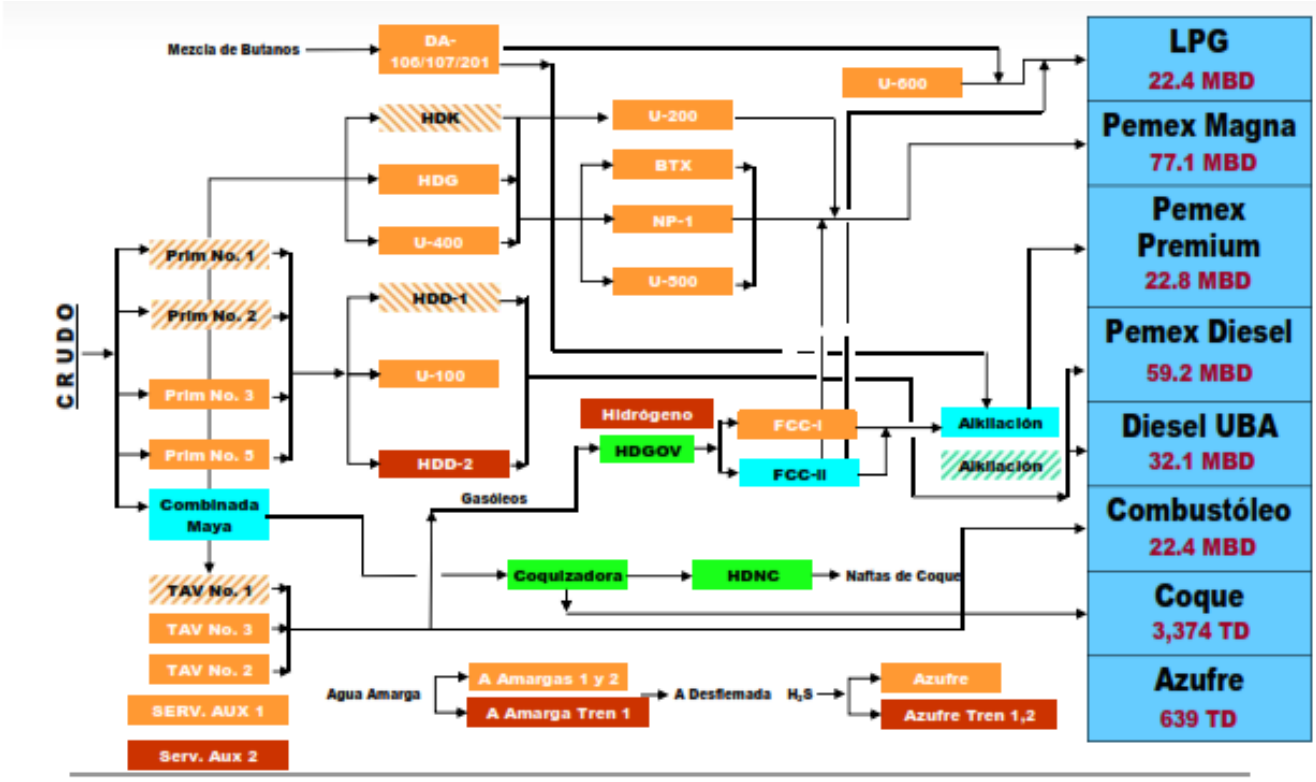
Actualmente la refinería “Gral. Lázaro cárdenas” está integrada por las siguientes plantas:

Plantas de proceso

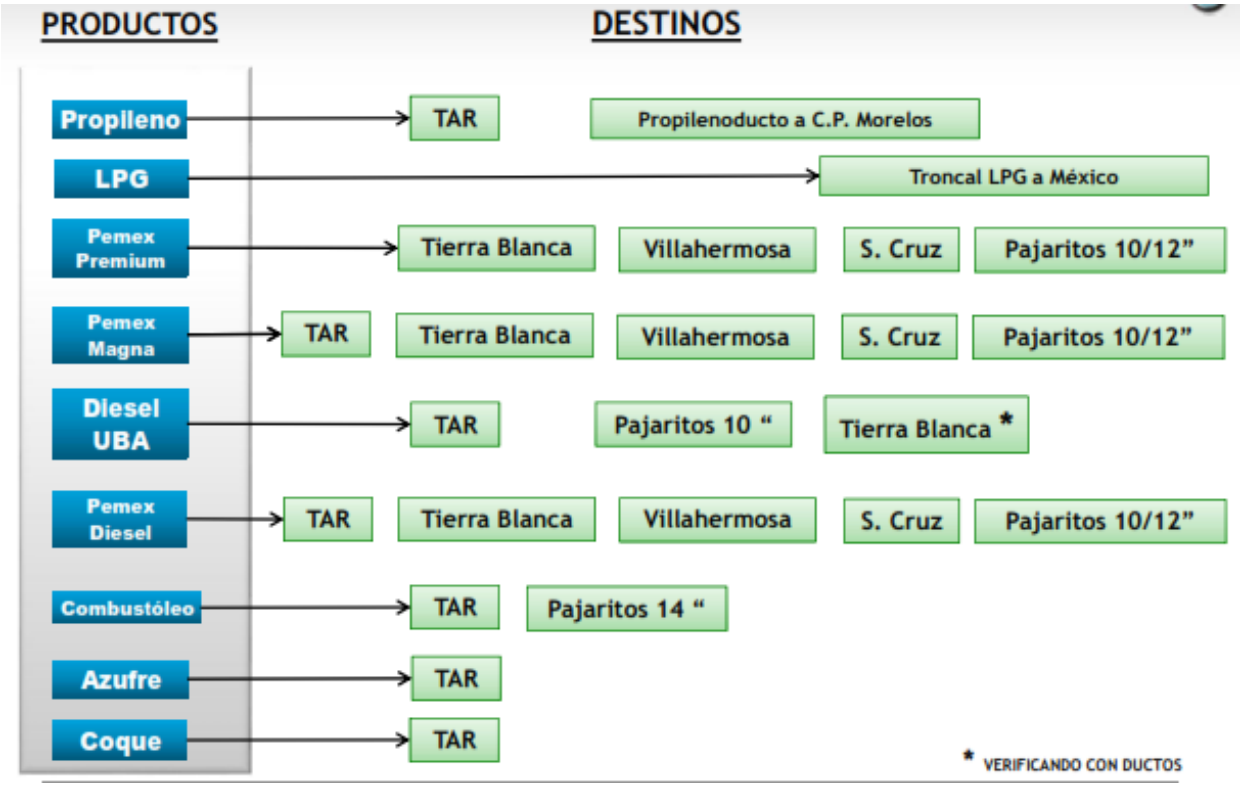
Instalación capacidad	
Primaria iii	75,000 bpd
Primaria v	63,000 bpd
Combinada maya	150,000 bpd
Preparadora de carga n°1	28,000 bpd
Preparadora de carga n°2	27,000 bpd
Preparadora de carga n°3	25,000 bpd
Hidrodesulfuradora de gasolina	15,000 bpd
Hidrodesulfuradora de naftas	25,000 bpd
Hidrodesulfuradora de diésel (hdd)	15,000 bpd
Hidrodesulfuradora de kerosina	8,000 bpd
Hidrodesulfuradora (u-100)	25,000 bpd
Nafta pesada i	10,000 bpd
Reformadora btx	17,000 bpd
Reformadora u-900	18,000 bpd
Desintegración catalítica	27,000 bpd
Polimerización	2,300 bpd
Propano-propileno	2,500 bpd
Isomerizadora de pentanos	15,000 bpd
Tratadora de hidrocarburos	22,000 bpd
Tratamiento meros	6,000 bpd
Ciclohexano(hidrar)	1,700 bpd
Recuperadora de azufre	6,500 ton/dia
Depropanizadora	30,000 bpd
Deisobutanizadora DA - 106	6,000 bpd
Isobutanizadora DA - 107	10,000 bpd
Isobutanizadora DA - 201	18,000 bpd

Sector cangrejera

Estabilizadora de crudo(cgsta) 153,096 bpd
Hidrodesulfuradora de naftas 56,730 bpd
Planta isomerizadora de pentanos 12,076 bpd



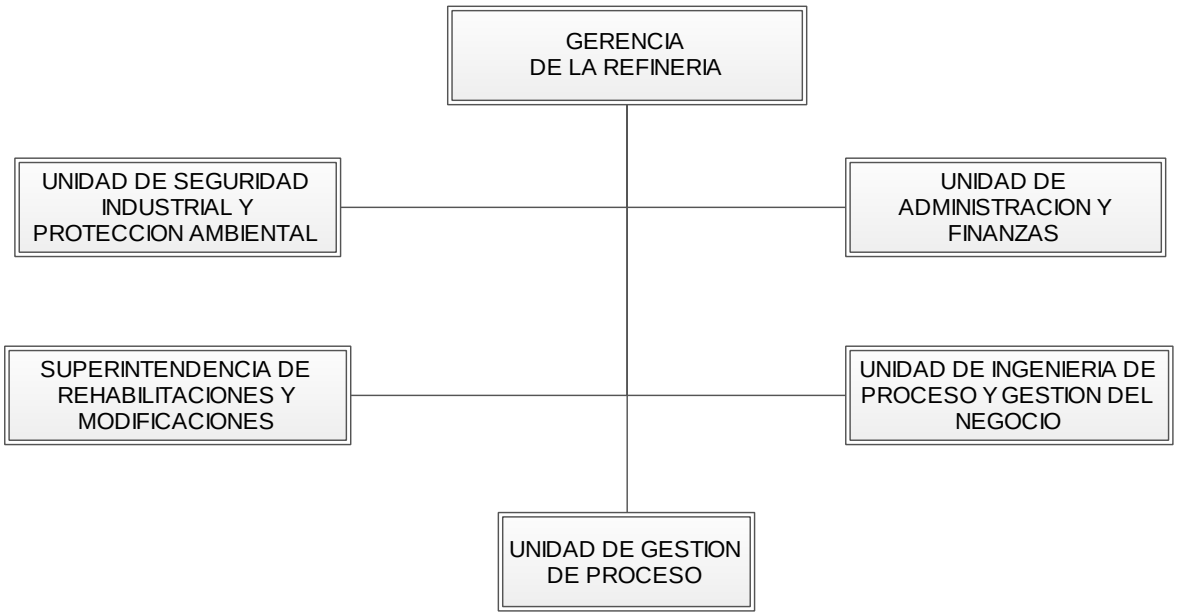
Esquema de plantas en la refinería y sus productos.



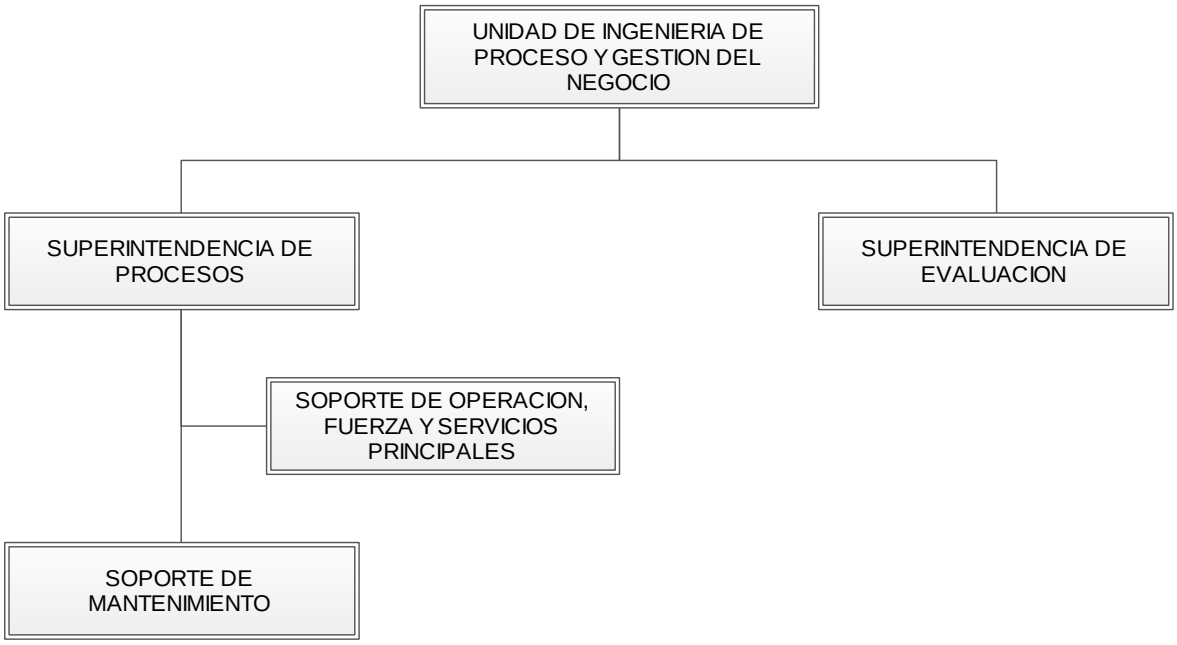
Esquema de productos y destinos.

ESTRUCTURA GENERAL DE LA REFINERIA

La refinería de Minatitlán cuenta con diferentes unidades y departamentos los cuales se encargan del funcionamiento, operación, mantenimiento, seguridad, ingeniería y de la producción. A continuación se presenta la estructura general de la refinería.



La unidad en donde se llevó a cabo el proyecto es: La UNIDAD DE INGENIERÍA DE PROCESO Y GESTIÓN DEL NEGOCIO (UIPGN)



UNIDAD DE INGENIERIA DE PROCESO Y GESTION DEL NEGOCIO

OBJETIVO:

Determinar y desarrollar las alternativas para el mejoramiento operativo de los procesos de refinación, como resultado de las evaluaciones a las diferentes unidades de proceso, tendientes a incrementar la rentabilidad y productividad del centro de trabajo, haciendo énfasis en el mejor aprovechamiento de la energía, la seguridad industrial y la protección al medio ambiente, conforme a las políticas, normas y leyes vigentes.

POLÍTICAS:

- verificar que los estudios que sustenten las alternativas de desarrollo de la refinería, tengan el suficiente soporte legal, técnico y económico y cumplan con el marco normativo de seguridad y protección ambiental.
- apoyar el desarrollo de tecnología para el mejoramiento e innovación de los procesos en la refinería.
- pugnar por el aprovechamiento óptimo de los recursos financieros, materias primas, substancias químicas y catalizadores, etc., empleados en los procesos de producción.
- promover la utilización de información sobre métodos de cálculo, propiedades físicas, químicas y termodinámicas de sustancias y mezclas utilizadas en los procesos de refinería, que permitan la aplicación de técnicas de simulación.
- pugnar por la utilización de parámetros e indicadores internos e internacionales para la evaluación operativa del centro de trabajo, detectando áreas de oportunidad para lograr niveles competitivos en el ámbito internacional.
- pugnar porque los proyectos de mejora del desempeño operativo propuestos, cumplan con las normas y políticas de seguridad y protección ambiental.

FUNCIONES:

- Coordinar las acciones que permitan cumplir con el elemento “administración de la información”, del sistema integral de administración, de tal forma que para todas las actividades de operación, mantenimiento y en general la gestión de las instalaciones en beneficio de la seguridad y protección ambiental, se cuente con información confiable, suficiente y oportuna. La información que esté disponible debe ser la necesaria para alcanzar los objetivos de cada uno de los elementos del sistema integral de administración.
- investigar las causas de las desviaciones con respecto a los patrones de consumo en los procesos, detectados por el área de gestión de la producción y proponer las medidas correctivas o preventivas necesarias.
- dirigir, aprobar y vigilar el desarrollo de los estudios para el mejoramiento de los procesos de operación, fuerza y servicios principales, con el objeto de optimizarlos, hacerlos más flexibles y confiables, eliminar cuellos de botella, consumir eficientemente la energía y eliminar o controlar los contaminantes, sustentando estos estudios técnica y económicamente.
- dirigir y coordinar el estudio de los problemas específicos de proceso, que por su complejidad, requieran un análisis técnico especializado para proponer soluciones y gestionar su desarrollo.

- proporcionar a las dependencias del centro de trabajo, la información sobre los métodos de cálculo, propiedades físicas, químicas y termodinámicas de sustancias y mezclas utilizadas en los procesos de refinería, que permitan aplicar las técnicas de simulación en el estudio de los procesos.
- realizar las evaluaciones técnicas y económicas sobre los resultados de los trabajos ejecutados para el mejoramiento de los procesos de operación.
- Determinar el rendimiento de las materias primas, substancias químicas y catalizadores, con el objeto de hacer más eficiente la selección de estos recursos y así contribuir a la reducción de los costos de producción.
- efectuar la revisión de estudios, proyectos y/o planos provenientes de firmas de ingeniería.
- coordinar con el área de gestión de la producción, los programas para optimizar los procesos y mejorar los rendimientos de las plantas de proceso, fuerza y servicios principales, de acuerdo con las normas de seguridad, economía y protección al medio ambiente.
- mantener actualizado el estado y las condiciones de operación que tienen las plantas de proceso, fuerza y servicios principales con el objeto de elaborar estudios y formular anteproyectos para modificar, mejorar o sustituir los procesos existentes en las plantas de proceso del centro de trabajo.
- Coordinar las acciones que permitan cumplir con el elemento de normatividad del sistema integral de administración, para la aplicación de los aspectos normativos del centro de trabajo, a través de su administración; tanto los generados por la unidad de trabajo, como los que se reciben del exterior, los cuales deben cubrir los aspectos de seguridad industrial, salud ocupacional y protección ambiental.
- Supervisar el cumplimiento de acciones del elemento de tecnología del proceso del sistema integral de administración, de tal forma que se asegure que las instalaciones estén diseñadas, construidas, operadas y mantenidas con un nivel de riesgo controlado y aceptable para la comunidad respetando el medio ambiente, y en consecuencia la información resultante puede emplearse en la operación y mantenimiento de las mismas.
- Coordinar las acciones para el cumplimiento del elemento de indicadores del desempeño del sistema integral de administración, que permitan analizar, evaluar y controlar las operaciones, para el óptimo desarrollo y mejoramiento continuo del proceso de seguridad y protección ambiental, así como indicadores de gestión para la toma de decisiones adecuadas y oportunas.

Problemas a resolver.

Realizar la simulación la torre estabilizadora DA-101B para separar LPG de la gasolina inestabilizada y lograr la convergencia del modelo.

Alcances y limitaciones

- La simulación de realizar en estado estacionario.
- Se realizara la simulación utilizando los equipos presentes en los diagramas de procesos proporcionados por Pemex Refinación.
- No se proporcionaron información de los calentadores a fuego directo, por lo tanto se reportara la cantidad de energía que se necesita aportar a la corriente que la atraviese.

Planteamiento del problema

Reunir toda la información posible con la cual se pueda lograr la convergencia del modelo de simulación de la planta estabilizadora de gasolinas inestabilizadas y obtener gasolina estabilizada y gas LPG como productos.

Fundamento Teórico.

GENERALIDADES SOBRE EL CRUDO.

Se dice que el 50% de la producción mundial de crudo se obtiene por el proceso de recuperación secundaria (deshidratación de crudo) ya que en el proceso de separación bifásica, los hidrocarburos líquidos vienen con diferentes cantidades de agua salada y gases condensables, por lo cual tiene que pasar a la separación trifásica llamada originalmente como FWKO (free wáter knockout).

Composición del petróleo.
El petróleo extraído del pozo se denomina crudo. El petróleo es un compuesto de origen orgánico, más denso que el agua y de un olor fuerte y característico. Se extrae a la superficie terrestre y después es almacenado en grandes depósitos y enviado mediante oleoductos (Vía terrestres o por los grandes barcos petrolíferos (Vía marítima) a las partes del mundo donde es necesario,
En numerosas ocasiones se utiliza la palabra crudo para denominar al petróleo sin refinar.

Los hidrocarburos están formados por carbono, hidrogeno, oxigeno, nitrógeno y azufre. La composición media del petróleo seria 85%C, 12%H y 3% S+O+N, además de varios elementos metálicos. La composición de los crudos varía dependiendo del lugar donde se han formado. Las diferencias entre unos y otros se deben, a las distintas proporciones de las diferentes fracciones de hidrocarburos, y a la variación en la concentración de azufre, nitrógeno y metales.

Tipos de petróleo.
Son miles los compuestos químicos que constituyen el petróleo, y entre muchas otras propiedades, estos compuestos se diferencian por su volatilidad (Dependiendo de la temperatura de ebullición). Al calentarse el petróleo, se evaporan preferentemente los compuestos ligeros (de estructura química sencilla y bajo peso molecular), de tal manera que conforme aumenta la temperatura, los componentes más pesados van incorporándose al vapor.

Las curvas de destilación **TBP** (del inglés true boiling point, Temperatura de ebullición real) distinguen a los diferentes tipos de petróleo y definen los rendimientos que se pueden obtener de los productos por separación directa. Por ejemplo, mientras que en el crudo Istmo se obtiene un rendimiento directo de 26% volumétrico de gasolina, en el maya solo se obtienen 15.7%.

La industria mundial de hidrocarburos líquidos clasifica el petróleo de acuerdo a su densidad API (Parámetro internacional del instituto americano del petróleo, que diferencia las calidades del crudo).

Para exportación, en México se preparan tres variedades de petróleo crudo:

Aceite crudo	Densidad (g/Cm3)	Densidad ° API
Extrapesado	>1.0	10
Pesado	1.0 – 0.92	10.0 – 22.3
Mediano	0.92 – 0.87	22.3 – 31.1
Ligero	0.87 – 0.83	31.1 – 39
Superligero	< 0.83	>39

Propiedades del aceite crudo

- **Istmo.** Ligero con densidad de 33.6 °API y 1.3% de azufre en peso.
- **Maya.** Pesado con densidad de 22 °API y 3.3% de azufre en peso.
- **Olmeca.** Superligero con densidad de 39.3 °API y 0.8% de azufre en peso.

PRESION DE VAPOR.

La propiedad física principal relacionada con la estabilización, es la presión de vapor (PV), esta se debe al movimiento de las moléculas del gas. El metano tiene la presión de vapor más alta que cualquier hidrocarburo, por eso ejerce una mayor presión dentro de un separador. El movimiento molecular de los hidrocarburos con ocho o más átomos de carbono es muy lento, por lo que ejercen presiones pequeñas dentro de un separador.

La presión de vapor de una mezcla de hidrocarburos, es igual a la suma de los productos de la presión de vapor por la fracción molar del componente de la mezcla.

El aceite crudo es almacenado en tanques atmosféricos antes de enviarse a la refinería, si el aceite contiene cantidades significativas de componentes volátiles, parte de ellos puede vaporizarse en los tanques de almacenamiento dando como resultado una pérdida de productos, y un peligro latente debido a que se crea una atmosfera explosiva por la liberación del gas. La presión de vapor del aceite crudo, es una forma de establecer si algunos hidrocarburos ligeros del aceite se vaporizaran en un tanque a condiciones atmosféricas.

Se sabe que el agua no hierve a presión atmosférica y temperatura ambiente; sin embargo, cuando es calentada a 100 °C se presenta este fenómeno. Esto se debe a que la presión de vapor del agua a 100 °C es la presión atmosférica.

Cualquier liquido en un recipiente abierto, hierve cuando es calentado a un nivel tal que su presión es de vapor es la presión atmosférica. Inversamente, un líquido no hierve mientras que su presión de vapor es menor que dicha presión. De este modo, la presión de vapor del aceite crudo en un tanque es menor que la presión atmosférica, no se presenta evaporación.

El crudo es almacenado frecuentemente en tanques expuestos al calor del sol. La presión de vapor del aceite a la entrada del tanque puede ser menor a la atmosférica, de esta manera inicialmente no ocurre la evaporación, pero como el tanque absorbe el calor del medio ambiente, la presión de vapor del aceite se incrementa y puede llegar a ser mayor que la atmosférica, comenzando la evaporación.

PRESION DE VAPOR REID

Desde hace años, se desarrolló una prueba de presión de vapor reíd (PVR), la cual es el procedimiento parara determinar la presión de vapor del aceite crudo, condensados, gasolinas y los productos del petróleo que se almacenan en tanques atmosféricos (Su determinación se basa en los métodos o normas de ASTM D3323 o D 5191). El objetivo de la prueba PVR fue proporcionar un medio para determinar si un hidrocarburo líquido almacenado en un tanque atmosférico vaporizara o no cuando su temperatura se eleve a 100 °F (38 °C), esta cantidad se seleccionó como una temperatura probable para el tanque de almacenamiento que podría esperarse durante los meses de verano.

La prueba PVR, proporciona una presión de vapor verdadera (PVV) de un líquido derivado del petróleo, a una tempera de 100 °F. El procedimiento para medir la presión de vapor verdadera, es algo complicado y requiere de equipo de laboratorio especializado.

SIMULACION

La simulación es la disciplina del diseño y representación ficticia de situaciones reales, por medio de elementos matemáticos y tecnológicos en la cual se experimenta a través de un modelo que constituye una abstracción de la realidad; con el objetivo de comprender el comportamiento del sistema y evaluar de esta manera diferentes tipos de estrategias para su mejor operación.
El requisito previo para cualquier tipo de simulación, es poseer un nivel amplio de conocimiento del sistema real. Aquellos que se ven enfrentados a un problema susceptible de ser simulado deberán entender muy bien las condiciones reales dentro del cual se encuentra inmerso el problema, sus elementos, relaciones y metas, para de esta manera visualizarlas como un sistema.
Dada la complejidad de los sistemas reales a los cuales se ven enfrentados diariamente los Ingenieros, es de vital importancia construir modelos simplificados de los sistemas que contenga parámetros, variables, datos y relaciones que sean lo más próximos a la realidad, con el fin de experimentar alternativas factibles de solución al problema de dichos modelos. Por ello es fundamental que los modelos propuestos reflejen lo más acertado posible los sistemas reales, puesto que los conocimientos adquiridos mediante la experimentación han de ser los que se aplicarán posteriormente en el mundo real. Por lo tanto simulación es una herramienta de análisis que permitirá realizar innumerables pruebas de ensayo y error dentro de los sistemas, que desarrollarlos en el ámbito real sería prácticamente imposible dados los altos costos generados y el riesgo que esto implicaría para los mismos.

DEFINICIONES DE SIMULACIÓN PARA LA CONSTRUCCIÓN DE UN MODELO

Modelo
Es una representación simplificada de un sistema, construido con el propósito de estudiarlo, donde son considerados los aspectos que afectan al problema de estudio y debe ser lo suficientemente detallado para obtener conclusiones que apliquen al sistema real.

Sistema
Colección de entes que actúan o interactúan para la consecución de un determinado fin. Dados los objetivos del estudio del sistema, generalmente se condiciona el conjunto total de entidades a ser evaluadas.

Estado
Determinado por el conjunto de variables o parámetros necesarios utilizados para describir el sistema en cualquier instante temporal, en relación con los objetivos del estudio.

Variables
Condiciones cuyos valores se crean modifican por medio de ecuaciones matemáticas y relaciones lógicas.

Reloj de la simulación
Contador de tiempo de la simulación. Mediante este se establece el tiempo que debe durar una simulación. “Históricamente se han considerado dos mecanismos para el registro del tiempo reloj. El primero, que se conoce como avance variable de tiempo o avance de tiempo al siguiente evento, consiste en avanzar el reloj a la siguiente hora a que debe ocurrir el siguiente evento. El segundo método conocido como avance de tiempo de incremento fijo, consiste en avanzar el reloj en intervalos pequeños uniformes

PASO PARA REALIZAR UNA SIMULACIÓN
En la se pueden observar los pasos para la construcción de un modelo de simulación, cabe anotar que este diagrama no es la única propuesta para la elaboración de sistemas simulados, sin embargo para el autor del presente manual es el método más completo encontrado dentro de la revisión bibliográfica realizada.

1. ANÁLISIS DE LA SITUACIÓN: Para construir un modelo de simulación correctamente, es necesario en primer lugar definir el problema de forma concreta y asegurarse de que se entiende claramente cuál es el problema y su alcance. Se debe tener en cuenta que en ocasiones en la medida que el desarrollo del modelo de simulación avanza, se debe reformular el problema. Adicionalmente, es vital definir el objetivo, el cual indica la pregunta que se responderá a través de la simulación. También es importante definir los sistemas alternativos que podrían usarse, la forma de evaluar la efectividad de cada uno de ellos, el costo del estudio, los días que tomará el desarrollo del estudio, el número de personas que estarán involucradas en el estudio y el resultado esperado al finalizar cada etapa. Finalmente, es significativo contar con la habilidad de tener claras las características esenciales del problema, que permitan la construcción de un modelo mucho más completo y complejo. Es de aclarar que no existen instrucciones exactas para garantizar la construcción apropiada y exitosa de modelos en cada una de estas etapas, solamente la experiencia otorga esta habilidad.

2. RECOLECCIÓN DE INFORMACIÓN DEL SISTEMA:
Es recomendable iniciar la recolección de información (datos) del sistema desde las primeras fases de la simulación, pues en la medida en que se avanza en esta, los datos que antes no eran necesarios o principales se podrían convertir en relevantes.

3. CONSTRUCCIÓN DEL MODELO:
Se debe definir el formato (lenguaje) en el que se construirá el modelo. Una vez se tiene, es vital verificar, es decir, comparar el modelo conceptual con la representación en el computador de ese modelo. Se deber tener la certeza de que se construyó el modelo de manera correcta. Posteriormente se debe hacer una validación, la cual tiene que ver con la construcción del modelo veraz, es decir

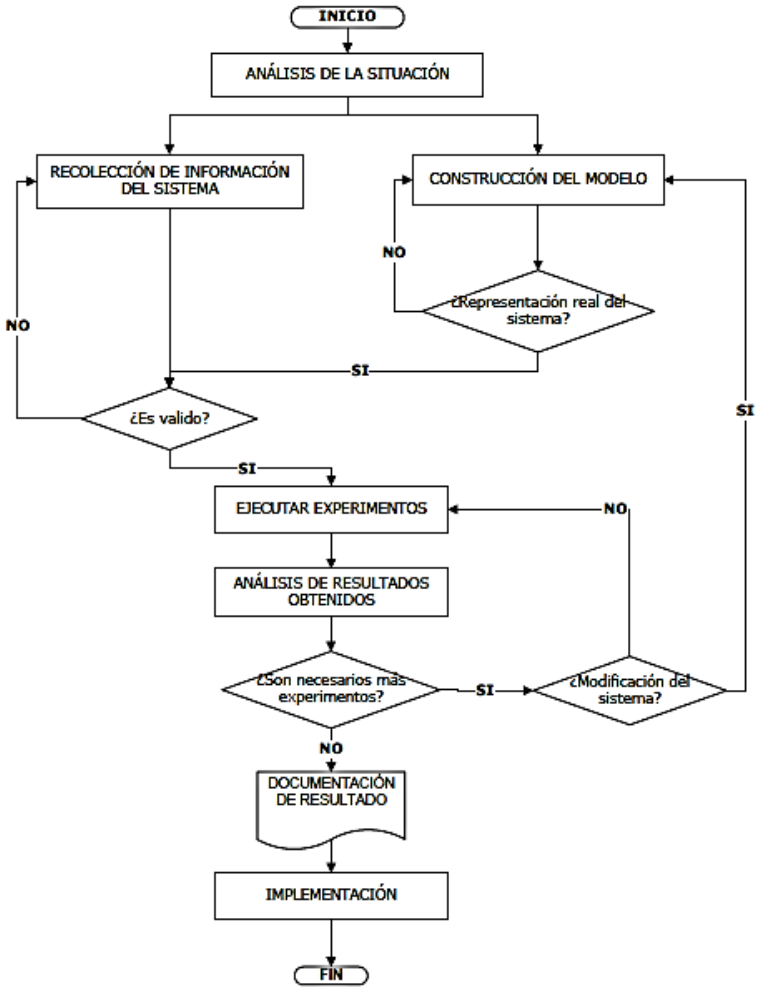
confirmar que el modelo en una acertada representación del sistema real. La validación se va realizando en la medida en que se va comparando el modelo con el comportamiento del sistema, si existen diferencias se deben ir calibrando para mejorar el modelo. Es importante tener en cuenta que la validación termina cuando luego de repetir este proceso varias veces, se considera que se ha logrado una aceptable precisión del modelo.

4. EJECUTAR EXPERIMENTOS:
Realizar la corrida del modelo tantas veces sea necesario con el fin de generar resultados contundentes y útiles.

5. ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS:
Es necesario para estimar el desempeño del modelo simulado que se ha desarrollado. Adicionalmente, con el análisis de resultados se puede determinar si es necesario ejecutar más experimentos.

6. DOCUMENTACIÓN DEL RESULTADO:
Es importante contar con toda la información de los resultados, de modo que si más adelante el programa de simulación fuese a ser usado nuevamente, por otras personas se sabrá cómo realmente funciona, con el fin de dar mayor confianza en el uso del modelo. Adicionalmente, en caso de que se desee modificar el modelo una adecuada documentación, facilitará el proceso. Es muy importante que al finalizar todos los análisis, generar un reporte, de forma tal que se cuente con toda la información para la toma de una decisión acertada.

7. IMPLEMENTACIÓN:
Puesta en marcha de acuerdo a los resultados de la simulación. Para que sea exitoso, es importante que todos los pasos anteriores se hayan cumplido a cabalidad, sin embargo el corazón del éxito está en una correcta validación puesto que haber simulado bajo un modelo desacertado, llevará a alcanzar resultados incorrectos y por tanto a enfrentar, pérdidas de tiempo y dinero entre otros.



Pasos para realizar una simulación.

POR QUE SIMULAR

En incontables ocasiones la dificultad presentada en el desarrollo de diferentes sistemas imposibilita obtener un modelo matemático con una solución que valdrá para todo momento y para obtener cualquier parámetro de interés. En estos casos, habrá que recurrir necesariamente a la simulación de modelos para el estudio de sistemas, presentado de esta manera una serie de ventajas:

Posibilita el estudio de procesos existentes de una forma más rápida, económica y completa que en un sistema de tipo real. La simulación tiene la facultad de estudiar un sistema en un marco temporal adecuado aumentando o reduciendo el tiempo real, para de esta forma observar más fácilmente la operación del sistema.
Permite estudiar el comportamiento de un sistema bajo un conjunto de condiciones de operación predeterminadas, introduciendo nuevos factores o elementos de un sistema y suprimir otros antiguos al examinar el sistema con el fin de ver si dichas modificaciones son compatibles.

Compara distintos diseños y procesos que aún no se encuentran dentro de la operación real del sistema y ensaya hipótesis sobre sistemas o procesos antes de ser llevados a la práctica.
Estudia el efecto de las modificaciones de las variables y parámetros con resultados reproducibles, dentro del modelo se puede introducir o retirar a voluntad un error y analizar sus posibles consecuencias, lo cual no es posible en un ambiente real.
Examina la estabilidad del sistema y subsistemas frente a diferentes perturbaciones, además de ensayar la sensibilidad de los parámetros de costos del sistema y su efecto sobre el funcionamiento del mismo.
De todas formas, cabe anotar que como ocurren en cualquier modelado de sistemas, siempre se cumple que la calidad del estudio está acotada por la calidad del modelo: si el modelo no representa de manera suficientemente aproximada la realidad del sistema, las conclusiones inferidas de los resultados de la simulaciones pueden no ser correctas, por lo que siempre será necesario validar el modelo de simulación.

La simulación de un proceso consiste en evaluar numéricamente el modelo para condiciones específicas. El simulador de procesos resuelve las variables desconocidas a partir de las conocidas o de parámetros de diseños deseados.

Usa las relaciones físicas fundamentales como:

- balances de masa y energía
- relaciones de equilibrio
- correlaciones de velocidad (Reacción y trasferencia de masa y calor):
- Predice los flujos, composiciones y propiedades de las corrientes de operación, el tamaño del equipo.

Algunas de las aplicaciones pueden ser:

- diseño y optimización de procesos
- el entrenamiento operativo de operarios

- control de proceso (Estrategias predictivas).

Ventajas de una simulación.

- Puede reducir el diseño de una planta.
- Permite al diseñador examinar rápidamente varias configuraciones de planta
- Ayuda a mejorar procesos actuales
- Responde a las interrogantes del proceso
- Determina las condiciones óptimas del proceso dentro de las restricciones dadas.

Se debe de tener en cuenta que los resultados de una simulación no son siempre fiables y estos se deben analizar críticamente.

Hay que tener en cuenta que los resultados dependen de la calidad de los datos de entrada, las correlaciones empleadas, estas deben ser las apropiadas (escoger bien el paquete termodinámico), la elección adecuada del proceso.

Simuladores comerciales de procesos químicos.

Las tres empresas que reparten casi la totalidad del mercado de la simulación de procesos son:

- AspenTech
- Honerwell
- Simulation Sciences.

El sector del petróleo y gas ha sido uno de los preferidos por las empresas de la simulación de procesos.

Existen software de simulación privados desarrollados por empresas y académicos que poseen características de simulación específicas que pueden superar muchas veces a los paquetes comerciales.

Aquí algunos paquetes comerciales.

CHEMCAD creado en 1984.

- Su paquete de módulos abarca:
- Cálculo y diseño de intercambiadores de calor.
- Simulaciones y destilaciones Dinámicas
- Simulación de reactores por lotes.
- Simulación de destilaciones por lotes
- Simulación de redes de tuberías.

SuperPro-Designer

Provee:

- Simulación del proceso
- Evaluación económica
- Análisis avanzado del rendimiento especifico
- Programación del proceso
- Valoración del impacto ambiental.

SISTEMA AVANZADO PARA INGENIERIA DE PROCESOS ADVANCED SYSTEM FOR PROCESS ENGIENNERING (ASPEN)

Creada por la compañía AspenTech
Contiene la base de datos más amplia entre los simuladores de procesos comerciales, e incluye el comportamiento de iones y de electrolitos.
Tiene muchos datos de propiedades a varias temperaturas y presiones.

HYSYS 3.2 fue adquirido por AspenTech en 2004
Es un software especializado para la industria petroquímica:

Las principales ventajas de Hysys son:

- Facilidad de uso
- Base de datos Extensa (Superada por aspen Plus)
- Utiliza datos experimentales para sus correlaciones. La mayoría de los datos son experimentales, aunque algunos son estimados.

Desventajas:
Pocas aplicaciones o nulas aplicaciones de sólidos.

Selección del paquete Termodinámico.

Cualquier simulación de un proceso requiere disponer del valor de las propiedades fisicoquímicas y termodinámicas de las mezclas de compuestos que circulan, o han de circular, entre los distintos equipos de la planta, en todas las condiciones de composición, presión y temperatura que puedan llegarse a verificar en la operación de la misma.

La adecuada selección de estas técnicas será crucial para un cálculo preciso de los equipos y corrientes de la planta simulada.

Para aplicaciones en el gas, petróleo y petroquímica, la ecuación del estado de Peng Robinson es generalmente el más recomendado de los paquetes de propiedades. El mejoramiento de HYPROTECH efectuado en esta ecuación de estado garantiza la precisión de la misma para gran variedad de sistemas en un rango amplio de condiciones. Resuelve de forma rigurosa sistemas de una fase. Dos fases, y tres fases, con un alto grado de eficiencia y confiabilidad.
A continuación en la tabla 2.2 se enlistan los métodos de ecuaciones de estado y sus aplicaciones específicas.

EOS´S (ECUACIONES DE ESTADO)	DESCRIPCION
GCEO´s	Esta descripción de modelo permite definir e implementar una ecuación de estado generalizada cubica de dos parámetros, incluyendo las reglas de mezclado y de traslación de volumen.
Kabadi Danner	Este modelo es una modificación de la ecuación de estado de Soave-Redlich-Kwong (SRK) original, mejorada para efectuar cálculos de equilibrio Vapor-Liquido (VLE) para sistemas de hidrocarburos acuosos, Particularmente en el rango Diluido.
Lee- kesler Plocker	Este es el método general de mayor precisión para sustancias no polares y mezclas de las mismas.
Peng Robinson	Este es el método ideal para cálculos de EVL como también para cálculos de densidad de líquido de sistemas de hidrocarburos. Se incluyen varis modificaciones y mejoras efectuadas con el fin de extender su rango de aplicabilidad y precisión de predicción para algunos sistemas ideales. Sin embargo para algunas situaciones de alta no idealidad encontrada, se

	recomienda el uso de modelos de actividad.
PRSV	Peng-Robinson Stryek Vera es una modificación en dos planos de la EOS Peng Robinson para extender su rango de aplicabilidad a sistemas moderados de no idealidad.
SRK	En muchos casos, la ecuación d estado Soave-Redlich y Kwong provee resultados comparables a los de PR, pero su rango de aplicabilidad es mucho más limitado. Este método no es nada confiable para sistemas no ideales.
Sour PR	Combina la ecuación de estado PR con el modelo de ácido de API Wilson para manejo de sistemas de ácidos acuosos.
Sour SRK	Combina la ecuación de estado SRK con el modelo acido de API Wilson para el manejo de sistema de ácidos acuosos.
Sudkevitch Joffe	Es una modificación de la ecuación de estado SRK. Esta ecuación ha sido mejorada para desarrollar mejores predicciones del comportamiento de equilibrio vapor-liquido de los sistemas de hidrocarburos halogenados.

Tabla 2.1. Descripción de los modelos de Ecuaciones de estado de Hysys

Modelos de Presión de Vapor

Los modelos de presión de vapor o valores de K, se pueden utilizar para mezclas ideales a bajas presiones. Las mezclas de soluciones ideales incluyen los sistemas de hidrocarburos y mezclas de acetonas con alcoholes, en las cuales el comportamiento de la fase liquida es aproximadamente ideal. Estos modelos se pueden también aproximar como aproximaciones iniciales para sistemas no ideales. Los siguientes modelos de presión de vapor son los disponibles.

Modelo de Presión de Vapor	Descripción
Antoine	Este modelo es aplicable para sistemas a presiones bajas que se comporten idealmente.
Braun K10	Este modelo es estrictamente aplicado en sistemas de hidrocarburos pesados a bajas presiones. El modelo emplea el método de convergencia de presión de Braun, donde dado el punto de ebullición normal de un componente, el valor de K se determina a la temperatura y a 10 psia
Esso Tabular	Este modelo es estrictamente aplicado en sistemas de hidrocarburos a bajas presiones. El modelo emplea una modificación del modelo de presión de vapor Maxwell-Bonnel-

Tabla 2.2. Descripción de los modelos de Presión de Vapor.

Evaporación espontanea de una corriente de materia

Cuando se especifica una corriente de materia con la información suficiente, HYSYS hace los cálculos apropiados de la evaporación espontanea. Es decir, si se especifican, por ejemplo, temperatura y presión, calcula si la corriente es de una fase (liquida o vapor) o de dos fases líquido y vapor, etc. Dependiendo de las dos propiedades conocidas de la corriente de materia, HYSYS desarrolla uno de los siguientes cálculos de evaporación espontanea:

1. Isotérmica : T-P
2. Isoentálpica: T-H o P-H
3. Isoentropica T-S o P-S
4. Fracción de vaporización conocida: T – VF o P – VF

La evaporación espontanea a una fracción de vaporización conocida entre 0.0 y 1.0 HYSYS calcula la presión o la temperatura dependiendo de la que sea

especificada como variable independiente. Si se despliega un error, en este tipo de cálculo, significa que la fracción de vapor especificada no existe a las condiciones de presión - temperatura especificada, es decir, la presión especificada es mayor que la presión cricondenbarica o la temperatura especificada es de un valor a la derecha de la temperatura cricondentermica sobre la envolvente estándar de presión- temperatura.

Punto de roció de una corriente de materia.

Si además de la composición de una corriente de materia, se especifica una fracción de vapor de 1.0 y su temperatura, HYSYS calculara la presión de punto de roció. En una forma similar, si en vez de especificar la temperatura se especifica la presión HYSYS calculara la temperatura del punto de roció de la mezcla. Los puntos de roció retrógrados se pueden calcular especificando una fracción de vapor de -1.0

Punto de burbuja de una corriente de materia / Presión de Vapor

Una especificación de una fracción de vapor de 0.0 para una corriente define un cálculo de punto de burbuja. Si además se especifica o la temperatura o la presión, HYSYS calculara la variable desconocida, presión o temperatura. Al fijar una temperatura de 100 °F la presión correspondiente al punto de burbuja es la presión de vapor a 100 °F.

EQUIPOS QUE INTEGRAN LA PLANTA DE LA DESPROPANIZADORA DA-101B

Para la utilización de la Despropanizadora DA-101 B como Estabilizadora de Gasolina Primaria, se ha tenido la necesidad de reacondicionar sus instalaciones con equipos nuevos e integración de líneas, donde se tenga la facilidad de distribuir las gasolinas primarias como carga a la Despropanizadora y envío de gasolina estabilizada a los tanques de almacenamiento.

Dentro de los equipos a considerar en el nuevo esquema de la Despropanizadora DA-101 B, se tienen los siguientes:

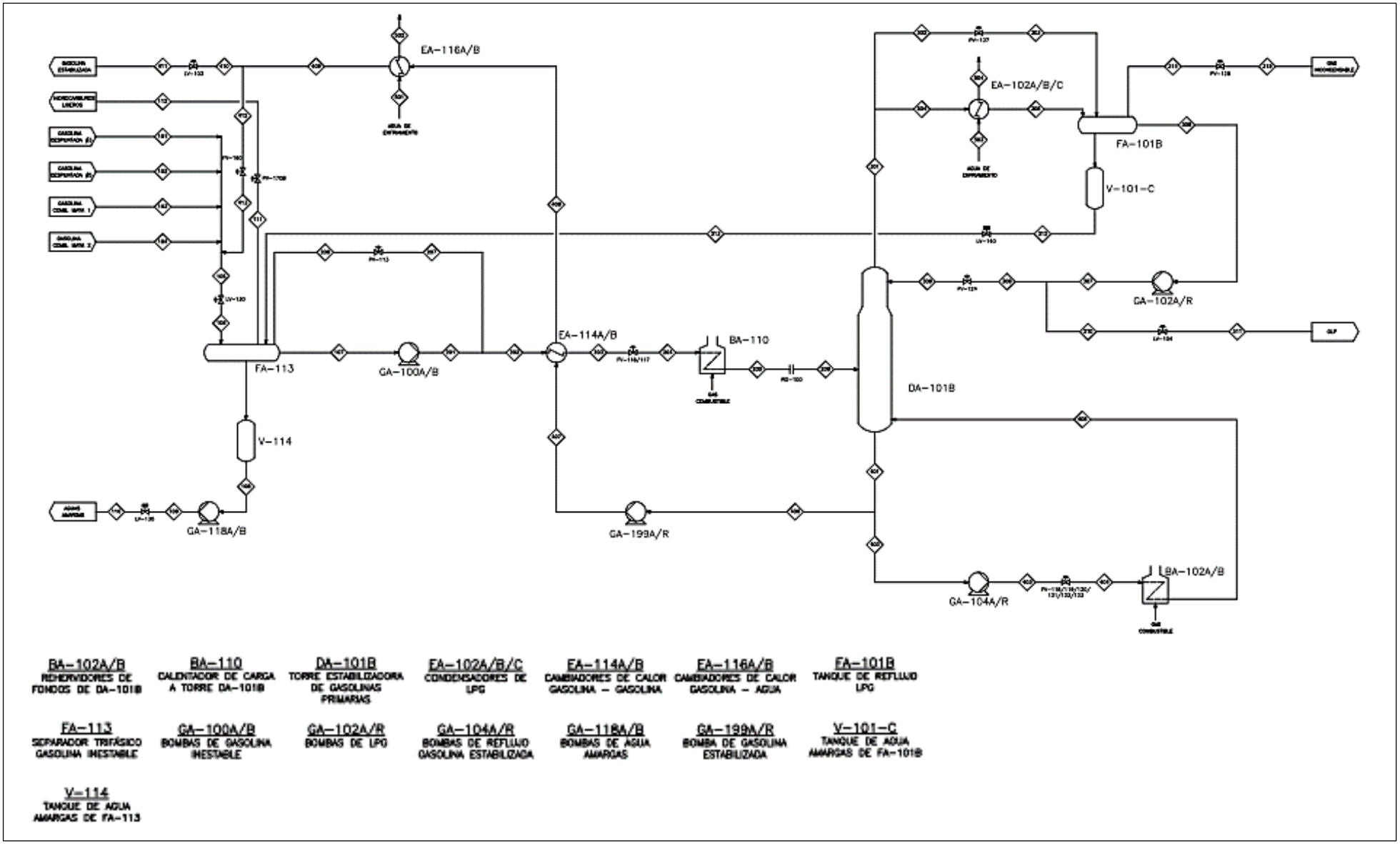
DA-101B	Torre estabilizadora
FA-113	Tanque de balance de carga
V-113	Tanque de desagüé de aguas amargas
EA-114	Intercambiadores de calor
BA-110	Calentador de fondo
FA-101B	Acumulador de la DA-101B
GA-100	Bomba de carga
DA-118A/B	Bomba de descarga de aguas amargas
GA-104 A/B	Bomba de recirculación
GA-102 A/B	Bomba de reflujo y salida del destilado
EA-102 A/B/C	Condensador
EA-116 A/B	Ínter cambiador

Con respecto al equipo de control de Proceso, se cuenta con la instrumentación de control distribuido avanzado, que es controlado desde el cuarto de control Bunker, teniéndose lo siguiente:

Equipo de instrumentación:

- (TI-150) indicador de temperatura de la línea de descarga de gasolinas primarias al tanque de balance
- (FIC-160) Controlador indicador de flujo en la entrada del tanque de balance
- (PIC-170)controlador indicador de presión a la entrada del tanque de balance
- (LIC-130)controlador indicador de nivel a la entrada del tanque de balance
- (LIC-135)controlador indicador de nivel a la salida del tanque desaguador
- (PI-140)indicador de presión de la línea de purga en el tanque de balance
- (TI-151) indicador de temperatura
- (FI-166) indicador de nivel del tanque de desaguador de aguas amargas
- (TI-153)Indicador de temperatura de entrada al intercambiador
- (TI-154)indicador de temperatura a la salida del intercambiador

DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO DE ESTABILIZACION DE GASOLINAS



DESCRIPCIÓN FUNCIONAL DEL PROCESO DE ESTABILIZACIÓN DE GASOLINAS PRIMARIAS

SEPARADOR TRIFÁSICO FA-113.

Las corrientes de gasolina inestable se unirán a un cabezal común y serán alimentadas a través de la bomba P-CB2 (actualmente no está registrada para esta finalidad) al separador trifásico FA-113.

En este separador se separaran tres fases, las cuales son, Aguas amargas, Gasolina Inestable e hidrocarburos incondensables.

Aguas Amargas.

El tanque V-114 recibirá las aguas amargas provenientes del separador trifásico FA-113. Este cuenta con un transmisor de nivel (LIT-135) enlazado a un controlado de nivel tipo ON/OFF (LIC-135), el cual encenderá la bomba GA-118 A/B y abrirá la válvula LV-135 cuando el nivel del tanque alcance el 70% y apagará la bomba GA-118 A/B y cerrará la válvula LV-135 cuando el nivel del tanque llegue al 30%. Además contará con un interlock por bajo nivel (I-1) el cual apagará la bomba GA-118 A/B y cerrará la válvula LV-135 en caso de que el nivel del tanque baje hasta el 20%.

Durante la operación normal de la planta, solo una de las bombas GA-118 A/B estará trabajando, la bomba de relevo entrará en operación en caso de una falla o cuando la otra bomba se encuentre en mantenimiento.

Gasolina inestable.

La gasolina inestable proveniente del separador trifásico FA-113 será enviada al cambiador gasolina- gasolina EA-114 por medio de las bombas GA-100 A/B.

Durante la operación normal de la planta, solo una de las bombas GA-100 A/B estará trabajando, la bomba de relevo entrará en operación en caso de una falla o cuando la otra bomba se encuentre en mantenimiento.

CAMBIADOR DE CALOR EA-114.

EL cambiador de calor gasolina – gasolina EA-114 tiene la función de precalentar la gasolina inestable proveniente del FA-113 con una corriente de gasolina estabilizada proveniente de la torre DA-101B. Las corrientes de gasolina tienen un arreglo a contraflujo.

Lado frío.

La corriente de gasolina inestable proveniente de la descarga de las bombas GA-100 A/B será enviada hacia el cambiador de calor gasolina-gasolina EA-114 y entrará por el lado frío para ser precalentada. Por el lado caliente entra gasolina estabilizada proveniente de los fondos de la torre estabilizadora DA- 101B enviada por medio de las bombas GA-199 A/R.

Con el fin de mantener una presión de descarga constante hacia el cambiador de calor EA-114, se cuenta con una línea de recirculación en la descarga de las

bombas GA-100 A/B. Sobre la línea de recirculación se cuenta con una válvula de control (PV-113), cuya apertura es modulada por el controlador de presión PIC-002 enlazado con el PIT-002, este se encarga de mantener la presión en la línea hacia el cambiador de calor EA-114 debajo de 19 kg / cm2-g.
La válvula de control de presión PV-113 opera con una apertura mínima del 10%.

Lado caliente.
La corriente proveniente de los fondos de la torre estabilizadora DA-101B, entrará por el lado caliente de los cambiadores de calor gasolina – gasolina EA-114 como líquido caliente, con la función de precalentar la gasolina inestable.
El flujo en la salida del cambiador de calor EA-114 será enviado al cambiador de calor gasolina-agua EA-116 A/B al cual entrará por el lado de la coraza.

CALENTADOR A FUEGO DIRECTO BA-110.
El calentador a fuego directo BA-110 tiene la función de calentar la gasolina inestable proveniente del cambiador de calor gasolina – gasolina EA-114 para lograr una separación efectiva en la torre estabilizadora DA-101B. El calentador a fuego directo BA-110 se conforma por una sección convectiva y una sección radiante.
Se alimenta a la sección convectiva del calentador a fuego directo BA-110 la gasolina inestable proveniente del cambiador de calor EA-114 y posteriormente pasa a la sección radiante, desde donde sale hacia la torre estabilizadora DA-101B.
El gas utilizado como combustible es gas natural, este es alimentado al quemador y al piloto por medio de un cabezal de alimentación. La admisión de aire, requerido para llevar a cabo la combustión, es por medio de una compuerta manual ubicada en la zona inferior del calentador a fuego directo BA-110, a un lado del quemador. La regulación del volumen de aire hacia el quemador se hará manipulando la apertura de la compuerta de forma manual.
Los gases de combustión del calentador a fuego directo BA-110 son enviados a través de una chimenea, la cual cuenta con una compuerta que regula tanto el escape de los gases como la admisión de aire al quemador por medio del tiro inducido. Dicha compuerta se manipula de forma manual mediante un diferencial ubicado a un costado del calentador BA-110.

TORRE ESTABILIZADORA DA-101B.
Antes de entrar a la torre estabilizadora DA-101B, la gasolina inestable proveniente del calentador a fuego directo BA-110 deberá sufrir una expansión hasta llegar a la presión adecuada para entrar a la torre estabilizadora DA-101B, esto se llevará a cabo mediante la placa de orificio RO-110 ubicada en la línea de entrada a la torre estabilizadora DA-101B.
El flujo entrante a la torre estabilizadora será de 35,000 – 35,500 bpd, dicho flujo provendrá del calentador a fuego directo BA-110 y será impulsado por medio de las bombas GA-100 A/B desde el separador trifásico FA-113. El flujo será controlado por medio de las válvulas de control de flujo que se encuentran en la entrada del calentador a fuego directo BA-110 (FV-116 / FV-117).
La torre estabilizadora cuenta con seis transmisores indicadores de temperatura distribuidos en diferentes zonas. Todos estos indicadores cuentan con alarmas por alta y baja temperatura.

La torre estabilizadora DA-101B cuenta con 59 platos y se divide en dos secciones de distinto diámetro. La sección superior tiene un diámetro de 2,743 mm, una longitud aproximada de 10,968 mm e incluye 25 platos. La sección inferior tiene un diámetro de 4724 mm, una longitud aproximada de 29,994mm e incluye 34 platos. La transición entre la sección superior y la inferior tiene aproximadamente 1,829 mm de largo.

Domos.
La corriente que sale de los domos se dividirá en dos líneas, una alimentará a los condensadores EA-102 A/B/C y otra desviará gas (by-pass) directamente al tanque de reflujo FA-101B con el fin de mantener la presión en la columna.

Fondos.
La corriente que sale de los fondos de la torre estabilizadora DA-101B será divida en dos, una parte alimentará a los reboiler BA-102A/R por medio de las bombas GA-104A/B y regresará a la torre estabilizadora; y otra será dirigida hacia el cambiador de calor gasolina-gasolina EA-114 por medio de las bomba GA-199 A/R.

Entrega de gasolina estabilizada.
La torre estabilizadora DA-101B cuenta con un transmisor de nivel LIT-103 enlazado al controlador de nivel LIC-103. El controlador de nivel LIC-103 controlará el nivel de los fondos de la torre a un 50% mediante la regulación de apertura de la válvula LV-103. (Véase subsección 4.8).
La línea de salida de gasolina estabilizada hacia el cambiador de calor EA-114 cuenta con una válvula de corte HV-002, que se encuentra en posición abierta durante la operación normal de la planta y cerrará solamente en caso de un paro de emergencia.
Las bombas GA-199 A/R proveen la energía necesaria para vencer la caída de presión desde el fondo de la torre DA-101B hasta el punto de entrega (FA-401 de la planta hidrodesulfuradora U-400).
Durante la operación normal de la planta, solo una de las bombas GA-199 A/R estará trabajando, la bomba de relevo entrará en operación en caso de una falla o cuando la otra bomba se encuentre en mantenimiento

Envío de gasolina estabilizada a Reboiler.
La línea de salida de gasolina estabilizada hacia los reboiler BA-102 A/B cuenta con una válvula de corte HV-001, que se encuentra en posición abierta durante la operación normal de la planta y cerrará solamente en caso de un paro de emergencia.
Durante la operación normal de la planta, solo una de las bombas GA-104 A/R estará trabajando, la bomba de relevo entrará en operación en caso de una falla o cuando la otra bomba se encuentre en mantenimiento.

CAMBIADOR DE CALOR EA-102 A/B/C (CONDENSADORES).

La corriente de LPG de entrada a los condensadores EA-102A/B/C proviene de los domos de la torre estabilizadora DA-101B y entrará por el lado de la coraza. El agua

de servicios auxiliares proveniente de una torre de enfriamiento será alimentada por el lado de los tubos, teniendo la función de condensar la corriente de gas.
Durante la operación normal de la planta, los tres condensadores EA-102 A/B/C trabajarán de forma paralela.

Posteriormente la corriente de condensado será enviada al tanque de reflujo FA-101B.

TANQUE DE REFLUJO FA-101B.

El tanque de reflujo FA-101B actuará como un separador trifásico para las corrientes de LPG provenientes de los condensadores EA-102 A/B/C (líquido) y del by-pass de la salida de los domos de la torre estabilizadora DA-101B (gas).
Aguas Amargas.
El tanque V-101-C recibirá las aguas amargas provenientes del tanque de reflujo FA-101B. Este cuenta con un transmisor de nivel (LIT-140) enlazado a un controlador de nivel (LIC-104) que por medio de la modulación de la apertura de la válvula LV-140, controla el nivel de las aguas amargas dentro del tanque al 50%.

El tanque V-101 C recibirá las aguas amargas provenientes del tanque de reflujo FA-101 B y lo enviará hacia el separador trifásico FA-113.
LPG.
La línea de salida de LPG del tanque de reflujo DA-101B cuenta con una válvula de corte HV-100, que se encuentra en posición abierta durante la operación normal de la planta y cerrará solamente en caso de un paro de emergencia.
El LPG cuenta con dos salidas; una hacia la línea de reflujo de vuelta a la torre estabilizadora DA-101B y otra hacia la línea de producto final. El LPG será enviado por medio de las bombas GA-102 A/R hacia ambos destinos.
Durante la operación normal de la planta, solo una de las bombas GA-102 A/R estará trabajando, la bomba de relevo entrará en operación en caso de una falla o cuando la otra bomba se encuentre en mantenimiento.

Gas.
El tanque de reflujo FA-101B cuenta con un controlador de presión (PIC-128) ligado a un transmisor indicador de presión (PIT-128).
El controlador de presión (PIC-128) se encarga de mantener la presión en el tanque de reflujo FA-101B mediante la válvula PV-128, dicho controlador al detectar un presión superior a 4.6 kg/cm2-g manda un señal para abrir la válvula PV-128, una vez que la presión se encuentre dentro del rango deseado (menor a 4.6 kg/cm2-g) el controlador PIC-170 manda cerrarla válvula PV-128.
El controlador de presión (PIC-128) se encargará de evitar una sobrepresión en el tanque de reflujo FA-
101B mediante la manipulación de la apertura de la válvula PV-128, con el fin de mantener la presión del tanque de reflujo FA-101B por debajo de 4.6 kg/cm2-g. La corriente de gas será enviada al V-402 en la planta TAV-1.

CALENTADOR A FUEGO DIRECTO BA-102A/B (REBOILER).

Los calentadores a fuego directo BA-102 A/B tienen como función actuar como rehervidores (reboiler) para la gasolina estabilizada que sale de los fondos de la torre estabilizadora DA-101B. Los reboiler se componen de una sección convectiva y una sección radiante. Cada uno de los reboiler BA-102 A/B cuenta con cuatro quemadores.

Durante la operación normal de la planta ambos rehervidores BA-102 A/B trabajarán en paralelo.
Se alimenta la gasolina estabilizada proveniente de los fondos de la torre estabilizadora DA-101B mediante las bombas GA-104A/R a la sección convectiva y posteriormente pasa a la sección radiante, desde donde regresará a la torre estabilizadora DA-101B.
El gas utilizado como combustible es gas natural, este es alimentado al quemador y al piloto por medio de un cabezal de alimentación. La admisión de aire, requerido para llevar a cabo la combustión, es por medio de una compuerta manual ubicada en la zona inferior de los reboiler BA-102 A/B, a un lado de cada quemador. La regulación del volumen de aire hacia los quemadores se hará manipulando la apertura de la compuerta de forma manual.
Los gases de combustión de los reboiler BA-102 A/B son enviados a través de una chimenea, la cual cuenta con una compuerta que regula tanto el escape de los gases como la admisión de aire al quemador por medio del tiro inducido. Dicha compuerta se manipula de forma manual mediante un diferencial ubicado a un costado de los reboiler BA-102 A/B.

CAMBIADOR DE CALOR EA-116A/B.

Los cambiadores de calor gasolina - agua EA-116 A/B tienen la función de enfriar la gasolina estabilizada enviada por las bombas GA-199 A/R (la cual entra por el lado de la coraza) proveniente del cambiadores de calor gasolina - gasolina EA-114 para su posterior entrega hacia el tanque FA-401 ubicado en la planta hidrodesulfuradora U-400.
Durante la operación normal de la planta, ambos cambiadores de calor gasolina – agua EA-116 A/B trabajarán de forma paralela.

Descripción de las actividades Realizadas.

Ubicación de Diagramas e integraciones en campo.

Para esta actividad, se realizó la búsqueda de los diagramas de la despropanizadora y se ubicaron en la planta de estabilización número #3 del sector 2 de la refinería.

Se consideraron los diagramas de tuberías e instrumentación actualizados y construidos por la compañía COMESA.

Se determinó que el estado de la planta no es aceptable para su funcionamiento en la actualidad y que se requieren de adquisición de nuevos equipos, instrumentación en general, y arreglos para que la planta pueda llegar a funcionar como Debutanizadora.

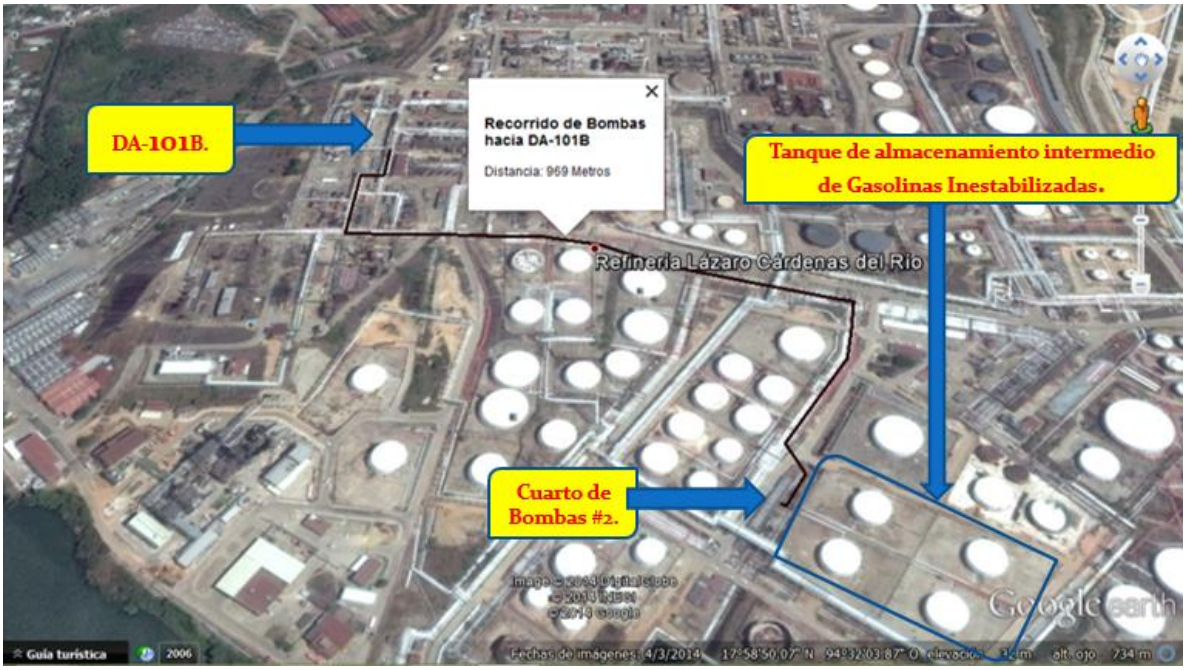
En la Sección de Anexos se muestran fotografías del estado actual de la planta.

Levantamiento en campo.

En esta actividad se realizaron recorridos en la planta para ubicar las líneas de tuberías que van a utilizarse para poder transportar la gasolina inestabilizada hasta la planta estabilizadora numero # 3 a la DA-101B y también la línea que se utilizara para enviar el LPG obtenido hacia la salida del compresor de la planta donde se realiza el craqueo catalítico de lecho fluizado (FCC-1).
Estas líneas de tuberías corresponden a las integraciones que se deben realizaran a la planta para que se puedan transportar las materias primas y productos de la DA101B.

Recorrido de Cuarto de bombas #2 (CB2) a Da-101B
El primer recorrido fue del cuarto de bombas número 2 (CB2) hacia la planta estabilizadora número 3 a la DA-101B.
Cabe mencionar que a un costado del CB2 se encuentran los tanques de almacenamiento intermedio de gasolinas inestabilizadas, y es aquí donde por medio de un cabezal se realiza la mezcla de gasolina para su posterior almacenamiento.

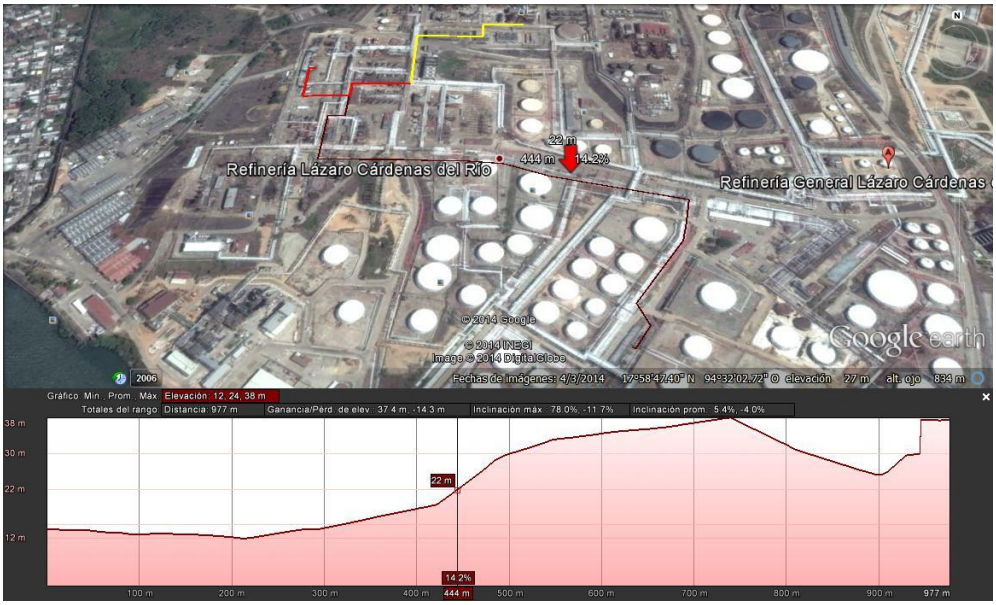
El resultado del levantamiento en campo de CB2 a DA-101B fue el siguiente recorrido:



Seguimiento de línea de tubería de Cuarto de bombas 2 a DA-102B.
Longitud aproximada 1000 metros.

Con el apoyo del programa google earth se determinó el perfil de elevación del recorrido de cuarto de bombas número 2 hacia la torre estabilizadora.

.



Perfil de elevación de cuarto de bombas 2 a DA-101B.
Diferencia de altura aproximada 26 metros.

Recorrido de salida de LPG de DA-101B a Compresor de FCC-1

Se realizó el recorrido y seguimiento de tuberías correspondientes a las salidas de destilados de la torre DA-101B.

En la siguiente imagen se enmarcan dos líneas te tuberías. La línea de color rojo es la línea de tubería que actualmente se encuentra ubicada en la planta. La línea de color amarilla es la línea de tubería que se requerirá integrar a la planta.

Distancia Aproximada de 650 metros.

Perfil de elevación de DA-101B a Compresor de FCC-1. Cambio de elevación igual a 5 metros.

PLANTA ESTABILIZADORA NUMERO 3 Y SIMULACION DE DA-101B

Como se mencionó antes para la simulación de la Torre DA-101B su utilizaron los programas HYSYS 3.2 y el Aspen HYSY8.2

La simulación se realizó en estado estacionario.

A continuación se presentan los equipos utilizados en la simulación y sus respectivas propiedades, composiciones y características de las corrientes que las conforman.

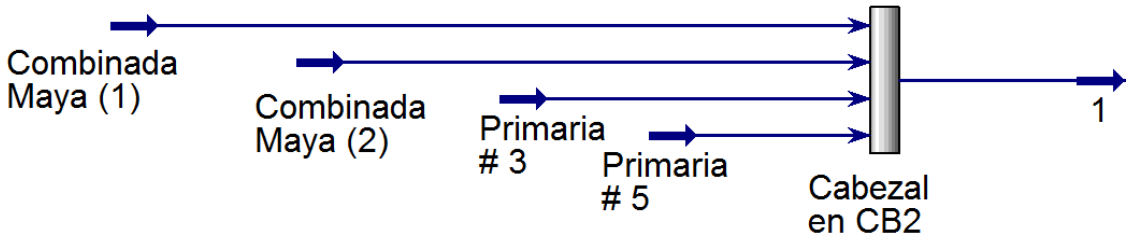
Cabezal de llegada a los tanques de almacenamiento de gasolina.

Como se mencionó antes, se tomaran cuatro corrientes correspondientes a gasolinas inestabilizadas provenientes de la despuntadora de la planta primaria número 3 y 5 y dos corrientes de la planta combinada maya.

Se aprovechara el cabezal de mezclado que esta antes de llegar a los tanques de almacenamiento y se tomara la corriente resultante de la mezcla de gasolinas como alimentación al proceso de estabilización.

En la tabla de condiciones de las corrientes del cabezal de gasolinas, se pueden observar las propiedades que fueron consideradas como son, la Temperatura, la Presión y el Flujo volumétrico. Las otras propiedades fueron calculadas por HYSYS.

Las composiciones ingresadas a cada corriente fueron tomadas de las destilaciones técnicas y análisis cromatograficos proporcionados por el laboratorio de química de la refinería lázaro cárdenas. Cabe mencionar que se les agrego 1 porciento de agua a cada corriente.



Sección de Cabezal en CB2

Name	Combinada Maya (1)	Combinada Maya (2)	Primaria # 3	Primaria # 5	1
Vapor	0	0	0	0	0
Temperatura [C]	38	38	38	38	37.9486372
Presion [kg/cm2]	2.5	2.5	2.5	2.5	2.5
Flujo volumetrico [barrel/day]	10500	10500	8500	6000	35500
Reíd VP at 37.8 C [kg/cm2] (PVR)	1.085095104	1.085095104	1.06631397	1.06631397	1.0774167

Condiciones de las corrientes del Cabezal de Gasolinas

Componentes	Combinada Maya 1	Combinada Maya 2	Primaria 3	Primaria 5	1
Methane	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Ethane	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Propane	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
i-Butane	0.02515	0.02683	0.02790	0.02790	0.02674
n-Butane	0.10099	0.10774	0.10495	0.10495	0.10454
i-Pentane	0.11042	0.11780	0.11635	0.11635	0.11495
n-Pentane	0.22602	0.24113	0.21720	0.21720	0.22686
n-Hexane	0.47478	0.50651	0.52694	0.52694	0.50499
n-Heptane	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
H2O	0.06265	0.00000	0.00666	0.00666	0.02191

Tabla de composiciones de las corrientes del cabezal en CB2

Bomba de envió de gasolinas a la planta estabilizadora número 3.

Actualmente no se cuenta con la bomba que se encargara para realizar dicha función, por lo tanto, se realizó la simulación para la bomba que realizara dicho trabajo.

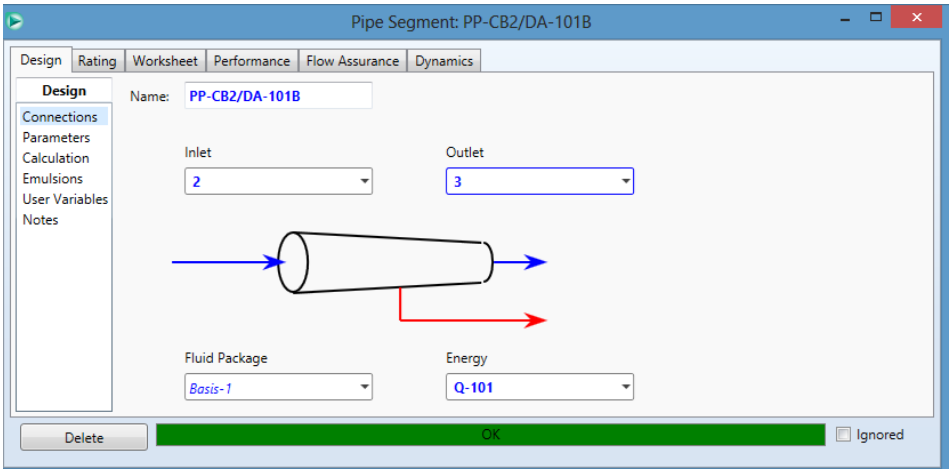
Para este cálculo primero se realizó un levantamiento en campo de la sección de tuberías que transportara las gasolinas. La cual se mencionó en la actividad de levantamiento en campo.

Para calcular la bomba con el programa AspenHysys se tomaron en cuenta las siguientes Consideraciones:

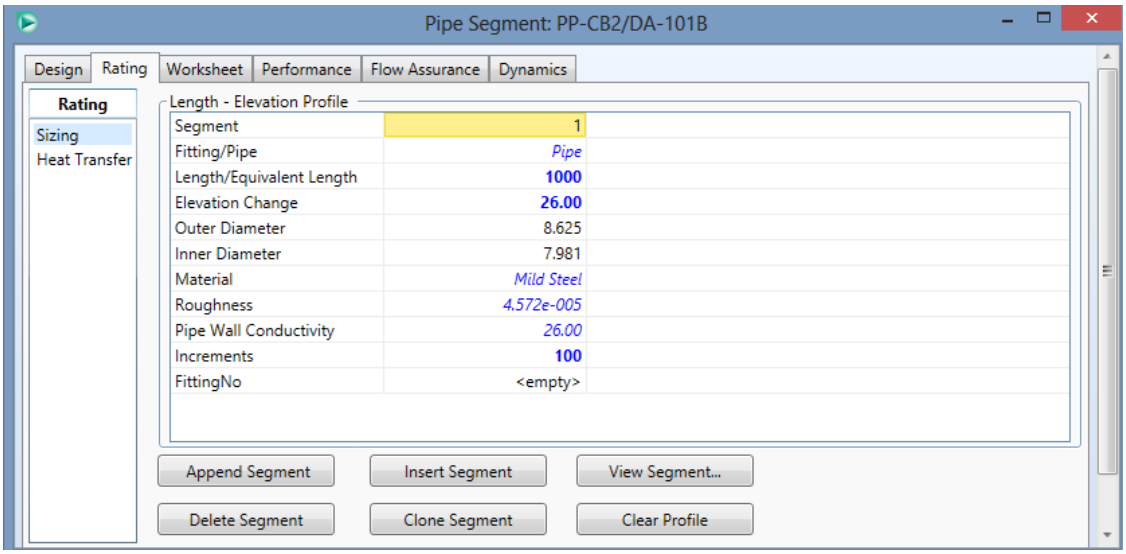
- La salida de la línea de tubería de cuarto de bombas #2 a DA-101B debe tener una presión de 3.5 Kg/cm2.
- Se tomó como distancia total de 1000 metros debido a que no se consideraron codos, válvulas o algún otro elemento que pueda llevar la tubería en la instalación final.
- Con el perfil de elevación se tomaron 26 metros como diferencia de altura.
- El diámetro nominal se consideró de 8 in.
- Se consideró una pérdida de calor de 0 kW.

Con estas consideraciones se calculó la caída de presión en la tubería para después poder tomar la presión de entrada a la tubería como la presión de salida de la bomba y así obtener la potencia en la bomba.

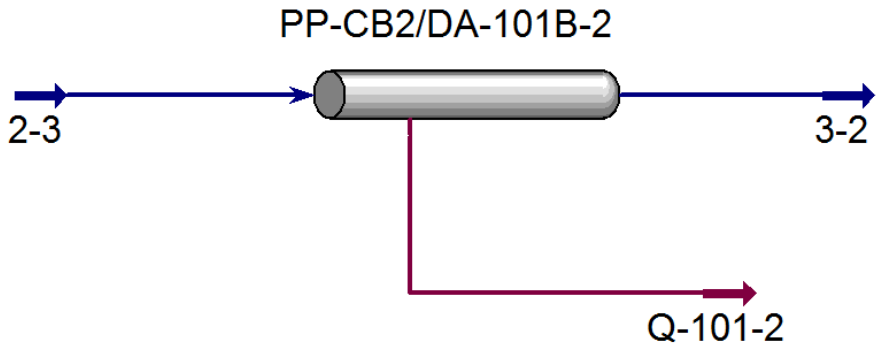
Calculo de tubería.



Entradas Y salidas de corrientes a PP-CB2-DA-101B



Ingreso de Datos a tubería PIPE-101.



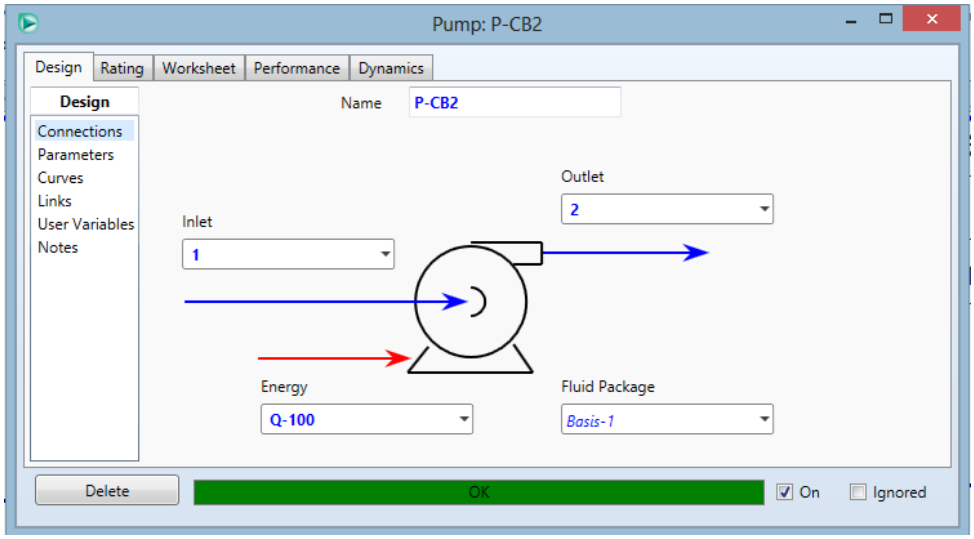
Corrientes de PP-CB2/DA-101B-2. Tubería utilizada para cálculo.

Tubería PP/CB2-DA-101B	
Diámetro de entrada (m)	**7.981**
Diámetro de Salida (m)	8.625
Longitud de tuberías (m)	1000
Elevación (m)	26
Temperatura de entrada °C	37.94863718
Temperatura de salida °C	37.92750256
Presión de entrada (Kg/cm2)	6.141354856
Presión de Salida (Kg/cm2)	3.5
Flujo Volumétrico Actual (Barriles/Día)	36527.56935

Corrientes de PIPE-100. Propiedades.

La presión resultante de la corriente de entrada a la tubería fue de 6.132 Kg/Cm2.

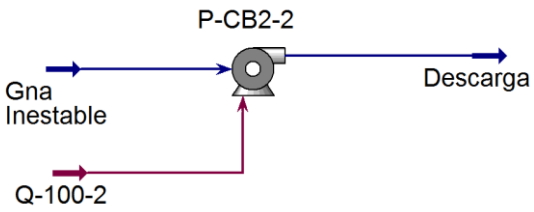
Por lo tanto, se tomó este valor para la corriente de salida de la bomba.



Corrientes de la Bomba P-CB2

Bomba P-CB2	
Delta P (Kg/cm2)	**3.5**
Power (hp)	41.28
Feed Pressure (Kg/cm2)	2.5
Product Pressure (Kg/cm2)	6.141

Propiedades de la bomba calculada.



Bomba P-CB2. Resultado y Potencia.

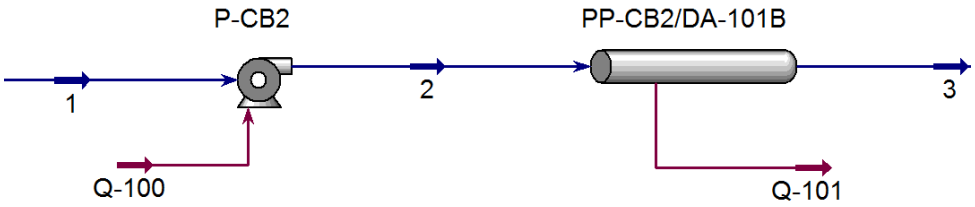
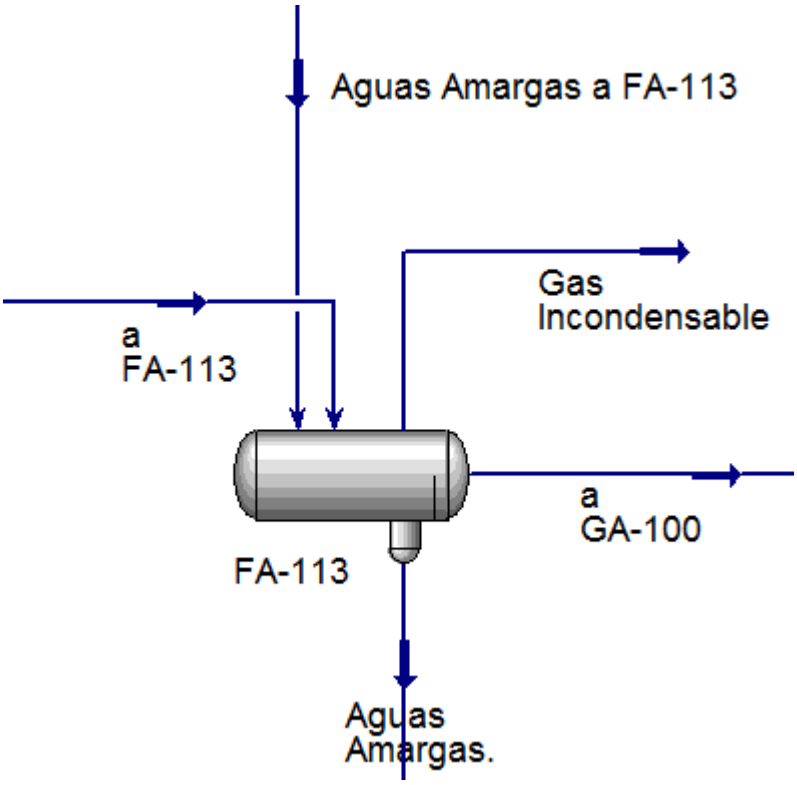


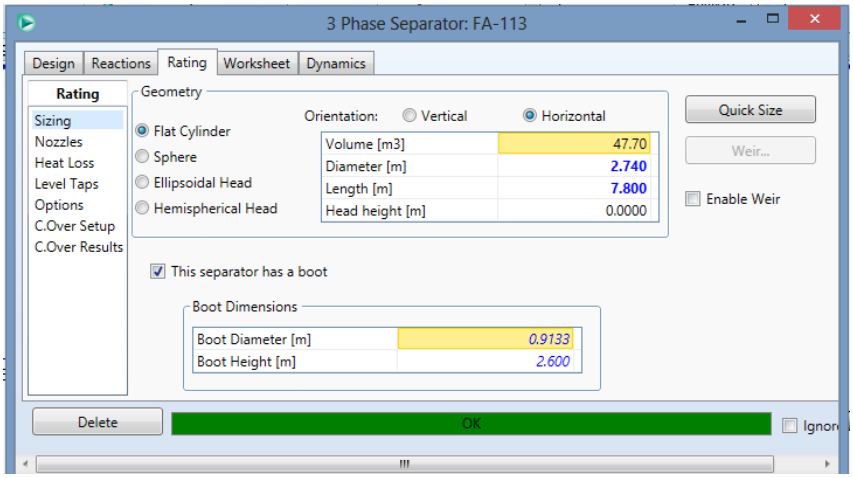
Diagrama de Conexión de bomba P-CB2 con tubería PIPE 100

La potencia de la bomba fue de 40 hp.

Separador trifásico FA-113



Separador Trifásico FA-113. Corrientes de entrada y salida.



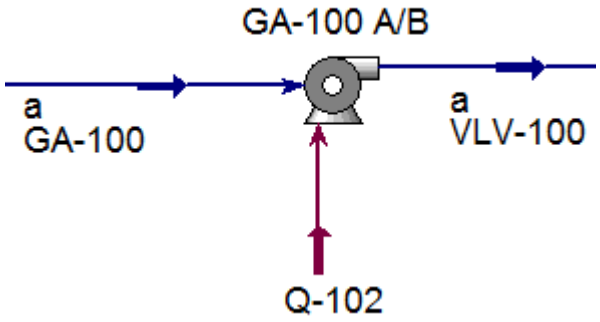
. Separador Trifásico FA-113. Dimensiones.

Name	a FA-113	a GA-100	Gas Incondensable	Aguas Amargas.
Vapour	0.0	0.0	1.0	0.0
Temperature [C]	38.1	38.1	38.1	38.1
Pressure [kg/cm2]	3.3	3.3	3.3	3.3
Flujo volumetrico [barrel/day]	35500.0	35386.2	0.0	113.8

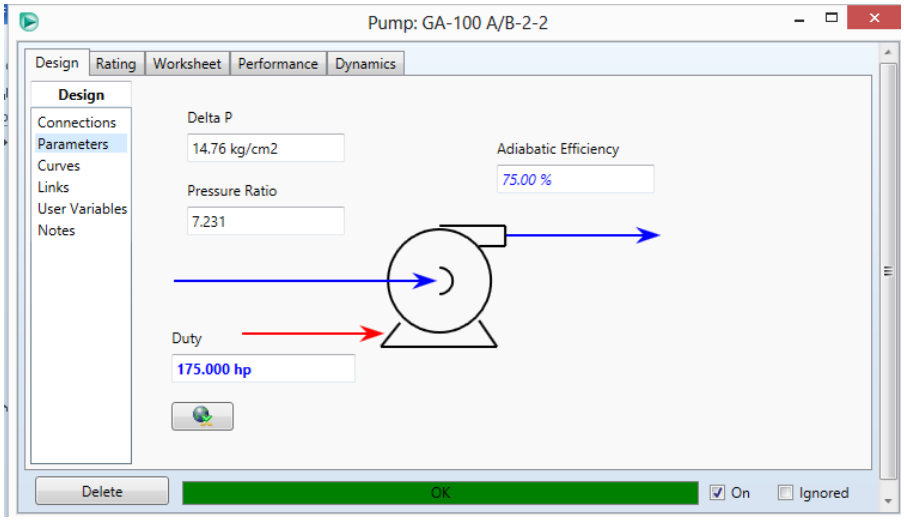
Tabla de Propiedades de las corrientes que conforman al separador trifásico FA-113.

BOMBA GA-100.

Para esta Bomba se tomó de la hoja de especificación la potencia: 170 hp.



bomba GA-100 de Gasolina inestable.



. Bomba GA-100. Potencia y Eficiencia tomadas de hoja de especificación.

GA-100		
Name	**A GA-100**	**a VLV-100**
Vapour	0	0
Temperature [C]	38.11972925	39.28305144
Pressure [kg/cm2]	3.250004584	23.65784742
Molar Flow [kgmole/h]	1941.964873	1941.964873
Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	35386.18963	35386.18963
Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-78084.02336	-77941.3881
Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	20.27402997	20.34210489
Heat Flow [kW]	-97973.98577	-97795.0177

Tabla de Propiedades de las corrientes que saliente y entrante de la bomba GA-100

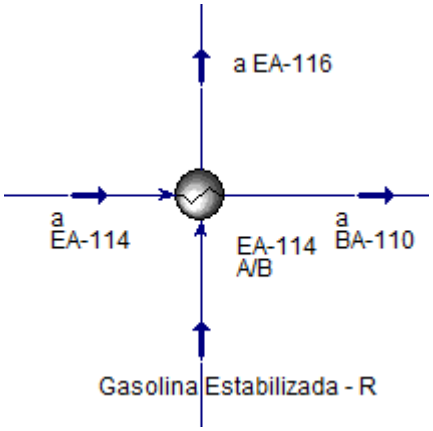
VLV-100. Válvula Reductora de Presión

De acuerdo a la descripción del proceso, la corriente de entrada al intercambiador de calor EA-114 no debe llevar una presión mayor a 20 Kg/cm2. Por tal motivo, se agrega una válvula que modifique la presión a condiciones que se especifican.

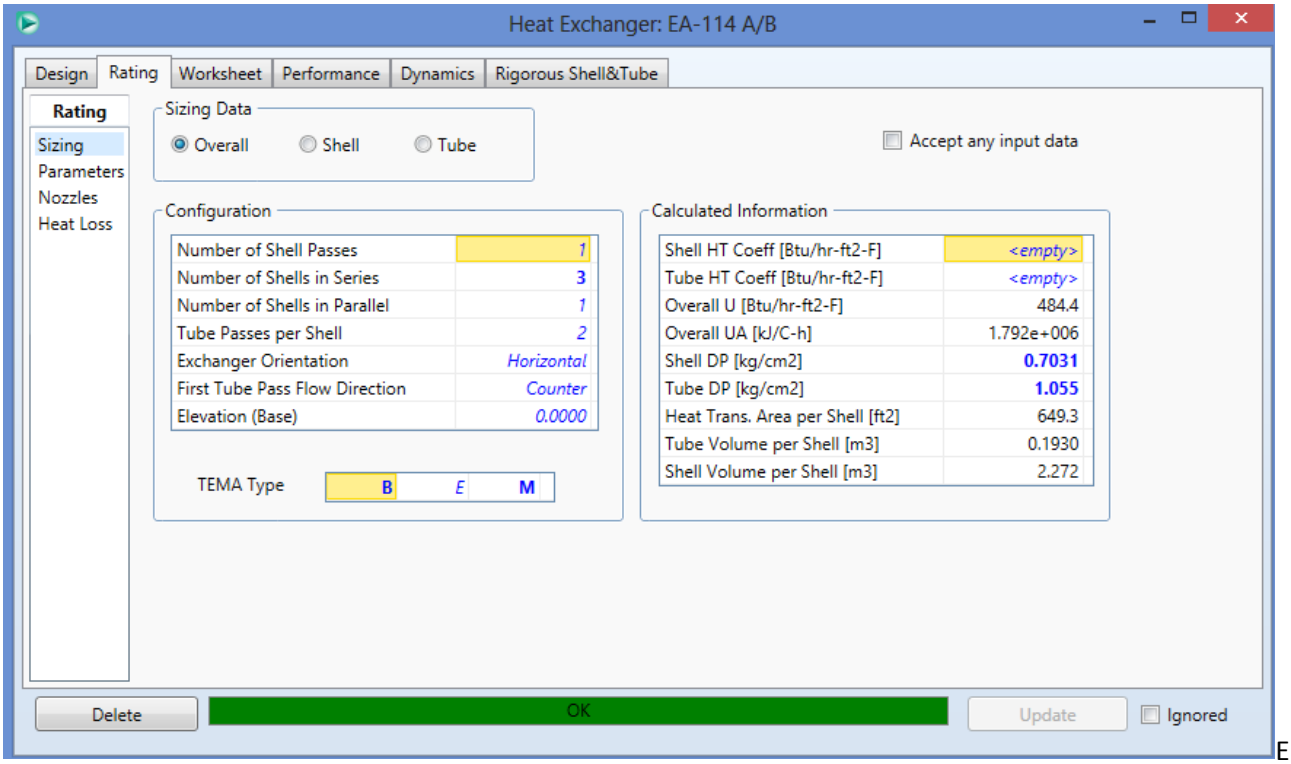
VLV-100		
Name	**a VLV-100**	**a EA-114**
Vapour	0	0
Temperature [C]	39.28305144	39.423354
Pressure [kg/cm2]	23.65784742	19.65784742
Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	35386.18963	35386.18963

Tabla de propiedades de las corrientes de la VLV-100

Intercambiador de calor Gasolina – Gasolina EA-114



Intercambiador Gasolina Inestabilidad - Gasolina Estabilizada. Corrientes.



El

El tipo de Tema del intercambiador fue tomado de las normas TEMA: código para designar intercambiadores de calor y de acuerdo también a los intercambiadores presentes en la planta.

Weighted Model Inputs

Overall UA [kJ/C-h]	1.792e+006

	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE
Specified Pressure Drop [kg/cm2]	0.7031	1.055

Pass Name	Intervals	Dew/Bubble Pt	Step Type	Pressure Profile
a EA-114-a BA-110	5	☑	Equal Enthalpy	Const dPdH
Gasolina Estabilizada	5	☑	Equal Enthalpy	Const dPdH

Caídas de Presión en Coraza y tuberías. UA del intercambiador.

Name	**a EA-114**	**a BA-110**	**Gasolina Estabilizada - R**	**a EA-116**
Vapour	0	0	0	0
Temperature [C]	39.423354	120	140.9229459	52.8693407
Pressure [kg/cm2]	19.65784744	18.60324302	9.3	8.596930384
Flijo volumetrico [barrel/day]	35386.18963	35386.18963	30646.79625	30646.79625
Heat Flow [kW]	-97795.073	-89204.83947	-75120.85182	-83711.08

Propiedades de las corrientes del Intercambiador EA-114

Calentador a Fuego Directo BA-101B

No se cuenta con información para este calentador a fuego directo, motivo por el cual, se reportara la cantidad de calor necesaria para llevar a cabo el intercambio deseado. La corriente de salida debe llevar una temperatura de 140 °C

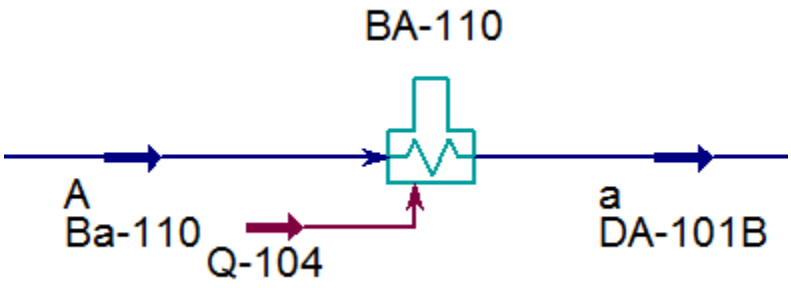


Figura de Corrientes del Calentador a fuego Directo BA-101B

Name	A Ba-110	9
Vapour	0	0
Temperature [C]	120	140
Pressure [kg/cm2]	19.08784742	16.6878474
Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	35386.18963	35386.1896
Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-71095.8082	-69116.2356
Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	31.163667	33.9121143
Heat Flow [kW]	-89205.6967	-86721.8771

Torre Estabilizadora DA-101B

La composición y las condiciones de la corriente de alimentación de la Torre DA-101B se muestran en la siguiente tabla.

Composición de la alimentación a DA-101B

Componente	LiqVol Fracction
Methane	0.000000
Ethane	0.000000
Propane	0.000000
i-Butane	0.023406
n-Butane	0.088170
i-Pentane	0.112576
n-Pentane	0.219964
n-Hexane	0.555753
n-Heptane	0.000000
H2O	0.000131

Condiciones de la alimentación a DA-101B

Stream Name	Alimentacion DA-101B
Vapour / Phase Fraction	0
Temperature [C]	140
Pressure [kg/cm2]	16.20324302
Flujo Volumetrico [barrel/day]	35386.18963

Con el flujo proveniente del calentador a fuego directo BA-110 y las composiciones, realice un balance y propuse la cantidad de destilados que deseo obtener. Posteriormente, realice el cálculo de porcentaje de los componentes en cada corriente tanto de destilado como de producto de residuo. Los resultados se muestran en la tabla siguiente:

Alimentación (Barriles/Dia)	35586			Propuesto		Propuesto
Componentes	**Composicion de Gasolina Inestable (% Vol)**	**Total en Gasolina (barr/Dia)**	**Destilados (%Vol)**	**Total Destilados (Barr/Dia)**	**Residuos %(Vol)**	**Total residuo(Barr/Dia)**
C_1	0.00%	0	0.00%	0	0.00%	0
C_2	0.00%	0	0.00%	0	0.00%	0
C_3	0.00%	0	0.00%	0	0.00%	0
iC_4	2.34%	832.7124	20.97%	830.7	0.01%	2.0124
nC_4	8.82%	3137.61762	79.03%	3131.1	0.02%	6.51762
iC_5	11.25%	4003.425	0.00%	0	12.66%	4003.425
nC_5	21.99%	7825.3614	0.00%	0	24.75%	7825.3614
C6 + PES	55.58%	19778.6988	0.00%	0	62.56%	19778.6988
Total	**99.98%**	**35577.82**	**100.00%**	**3961.80**	**100.00%**	**31616.02**

Para el ingreso de los datos a la torre estabilizadora DA-101B se tomaron las siguientes consideraciones:

La torre estabilizadora tiene un total de 59 platos.

La alimentación en el plato número 26.

Grados de libertad requeridos por Hysys para llevar acabo la simulación. Se tomaron las siguientes de acuerdo al balance anterior.

- Destilado total de 3961 Barriles/Día LPG.
- Composición de n-Butano en el Domo de: 0.7903 en fracción volumétrica
- Composición de i-Pentano en el fondo de: 0.1266 en fracción volumétrica.

Al agregar las composiciones que deseamos, estamos asegurando que no queremos que ningún hidrocarburo pesado se encuentre en los productos destilados y que ningún hidrocarburo ligero en los productos de fondo.

Se establecieron las condiciones de presión de condensador y del reboiler. Estos son valores que Hysys requiere de entrada sin excepción alguna.

Para esto se tomaron en consideración los puntos de roció de los productos de domo y el punto de ebullición de los productos de fondo.

Se caracterizaron dos corrientes, una contiene la composición de los destilados y la otra la composición de los productos de fondo.

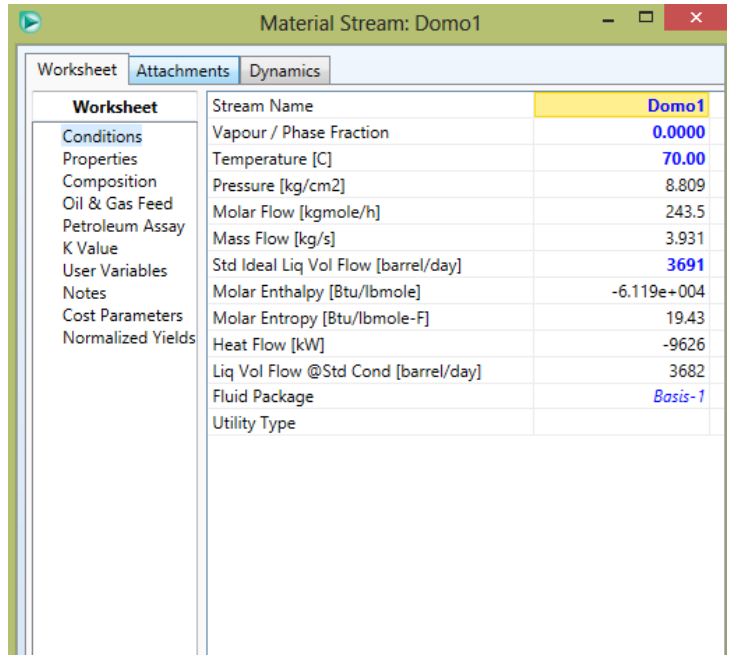
Para la corriente de Domo1 se tomó una temperatura de 70 °C y una fracción de vapor de 0 (Estado Totalmente Liquido).

Para la corriente de Fondo1, se asignó una Temperatura de 140 °C y una composición de 0 (Liquido).

Con los datos proporcionados, HYSYS calculo las presiones de equilibrio para cada corriente.

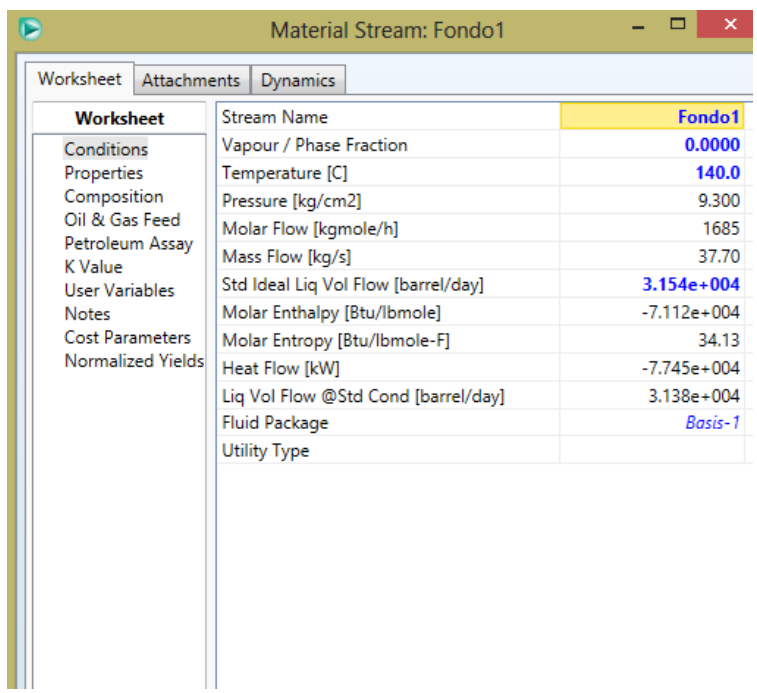
Fondo1

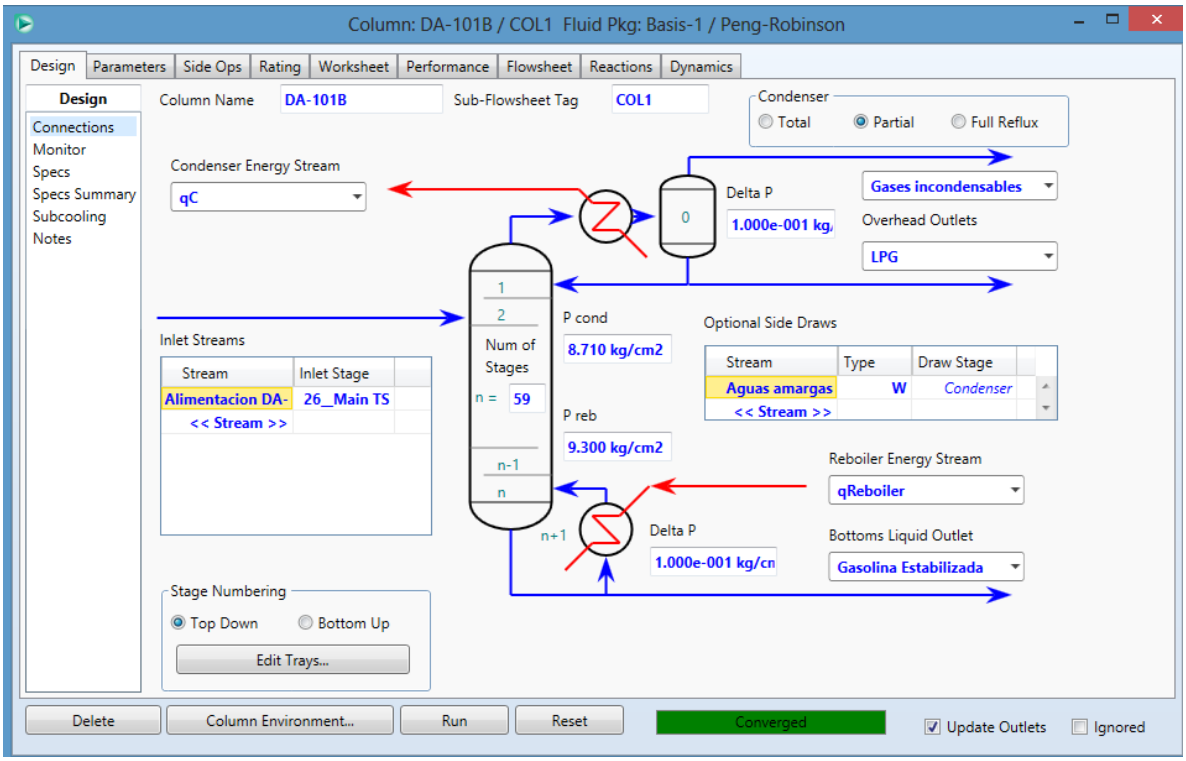
Fondo1		
Temperature	140.0	C
Pressure	9.300	kg/cm2
Vapour Fraction	0.0000	



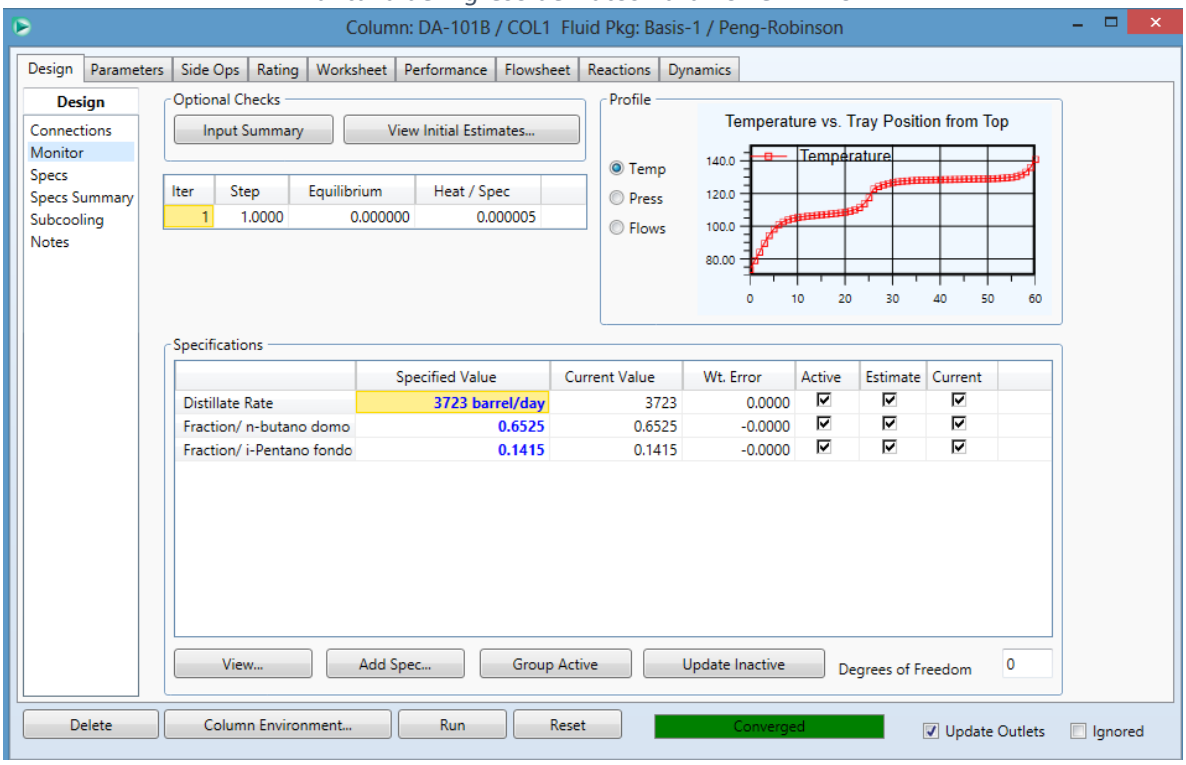
Domo1

Domo1		
Temperature	70.00	C
Pressure	8.809	kg/cm2
Vapour Fraction	0.0000	

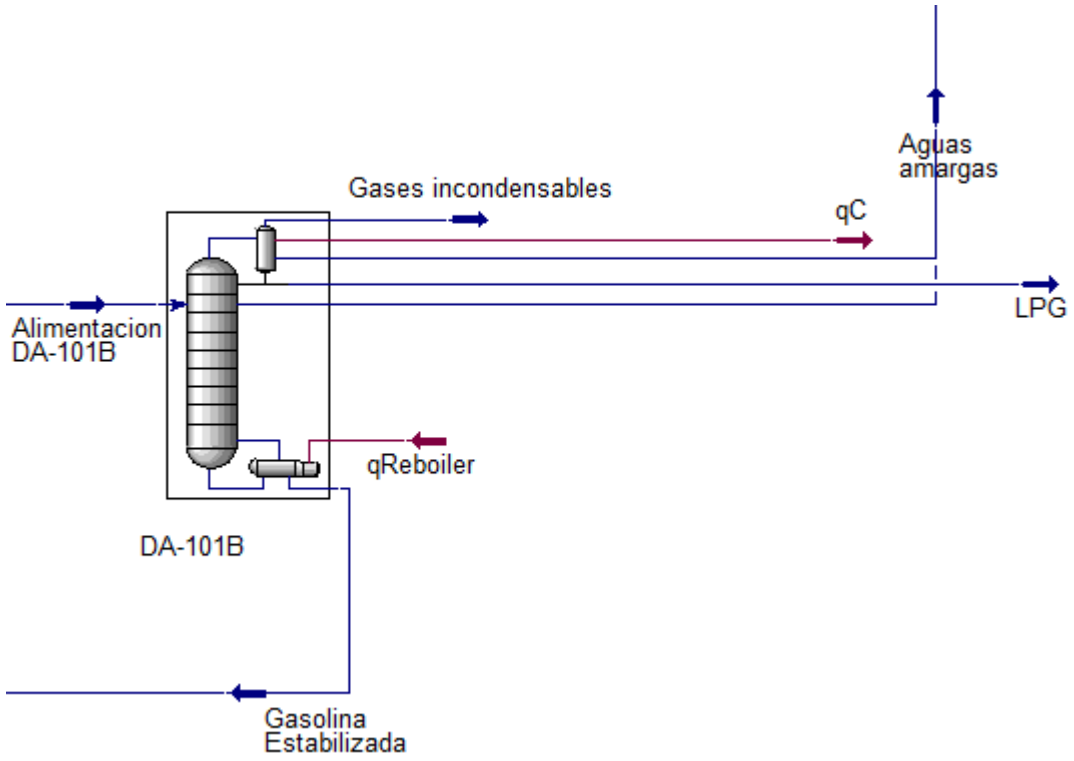




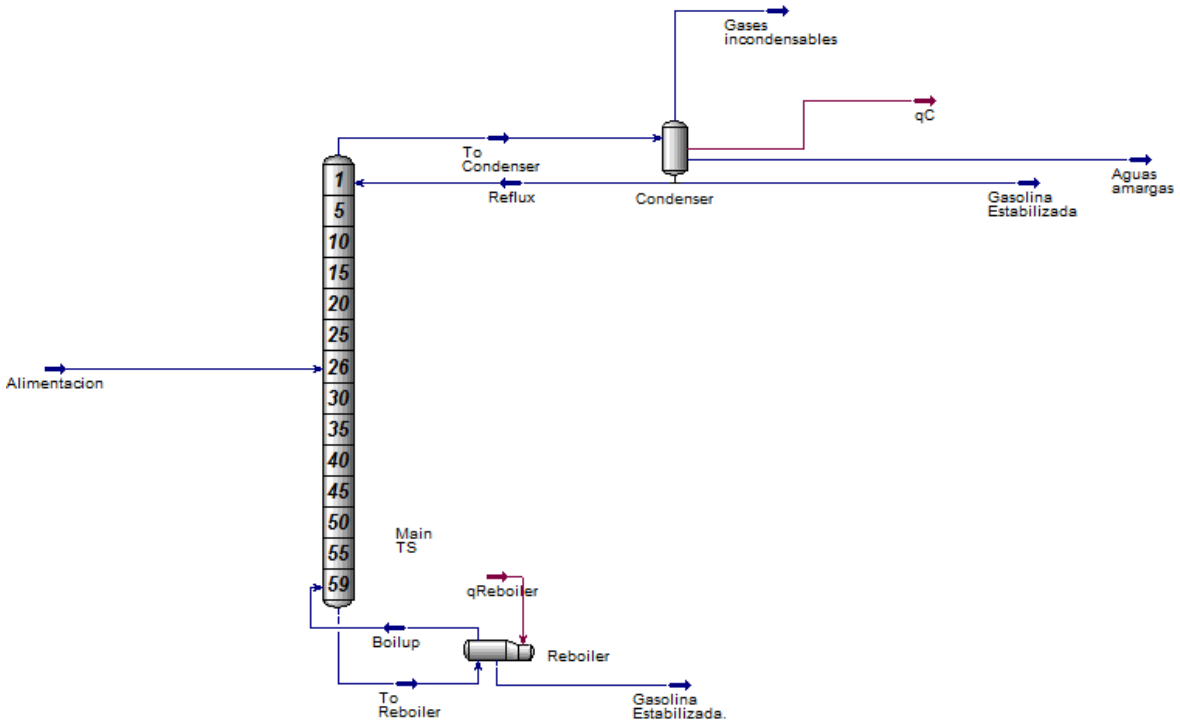
Pantalla de Ingreso de Datos Para Torre DA-101B



Pantalla de Ingreso de datos calculados con el balance de materia de destilados y composiciones de fondo y Domo.



Corrientes que conforman a la Torre DA-101BB



Subcorrientes de DA-101B

Resultados.

Comparación de corrientes de Gasolina Inestabilizada y gasolina estabilizada.

Composición de la Gasolina Inestabilizada DA-101B

Componente	LiqVol Fracction
Methane	0.000000
Ethane	0.000000
Propane	0.000000
i-Butane	0.023406
n-Butane	0.088170
i-Pentane	0.112576
n-Pentane	0.219964
n-Hexane	0.555753
n-Heptane	0.000000
H2O	0.000131
PVR (Kg/cm2)	1.077

Composición de la Gasolina estabilizada DA-101B

Componente	LiqVol Fraccion
Methane	0.00000
Ethane	0.00000
Propane	0.00000
i-Butane	0.00000
n-Butane	0.00000
i-Pentane	0.11347
n-Pentane	0.27374
n-Hexane	0.61279
n-Heptane	0.00000
H2O	0.00000
PVR (Kg/cm2)	0.6664

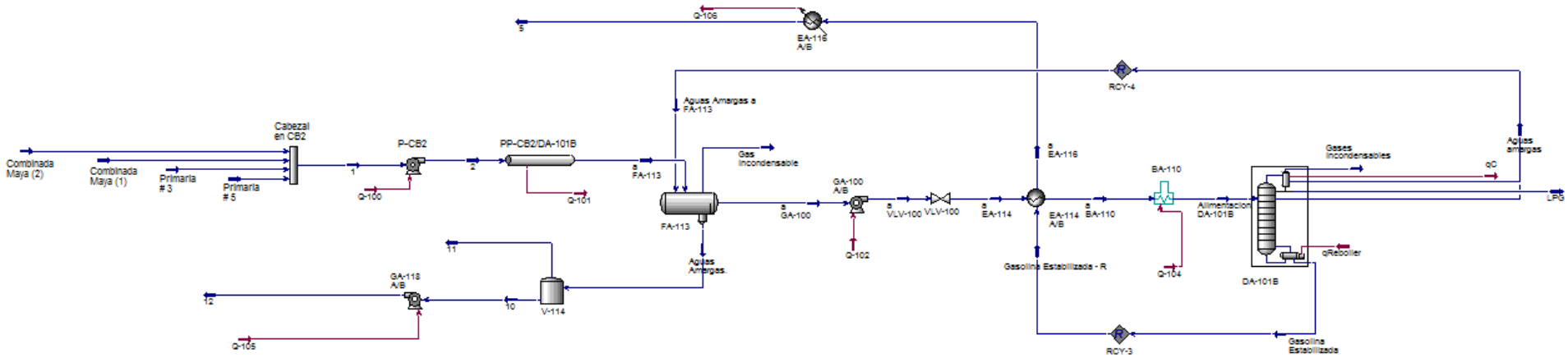
Composición del LPG

Componente	LiqVol Fraccion
Methane	0.00000
Ethane	0.00000
Propane	0.00000
i-Butane	0.16378
n-Butane	0.65195
i-Pentane	0.17351
n-Pentane	0.01044
n-Hexane	0.00000
n-Heptane	0.00000
H2O	0.00032

En la Sección de anexos se dejan el reporte de la DA-101B generado por AspenHysys para visualizar el comportamiento de la DA-101B en el proceso simulado.

De igual manera se anexan un sumario con los equipos y sus características más importantes que AspenHysys Genera.

Diagrama De flujo de la Planta estabilizadora de gasolina y torre DA-101B en AspenHysys.



CONCLUSION.

La simulación es parte importante en el diseño de equipos y procesos nuevos, así como también en la optimización de procesos que ya han sido diseñados.

El estudio de los procesos nunca se había facilitado desde la aparición de los simuladores, que nos permiten el estudio de procesos de una manera rápida, sencilla y sin un gran costo.

Tal es la situación planteada en este proyecto en el que se utiliza una torre despropanizadora para utilizarla como torre debutanizadora.

Es importante señalar que esta simulación se realizó en un estado estacionario, es decir, no se realizaron modificaciones constantes con forme avanza el tiempo del proceso tal y como ocurre en una simulación en estado dinámico en el cual también podemos generar tendencias y curvas que determinen de una mejor manera el funcionamiento del proceso. Para tener un panorama más real, es recomendable poseer una simulación dinámica en la cual podamos crear más situaciones esperadas, o plantear condiciones inesperadas y poder evaluar mejor el comportamiento del sistema y el modelo.

Se recomienda poseer más destilaciones técnicas y análisis cromatograficos para poder estudiar más a fondo la cantidad de gas LPG que se puede obtener de acuerdo a las composiciones de las gasolinas provenientes de las despuntadoras y de la fraccionadora combinada maya.

De acuerdo a los objetivos propuestos, se logró la convergencia del modelo y como se esperaba teniéndose resultados satisfactorios y comprobando que efectivamente, la torre DA-101B puede trabajar o hasta cierto punto logra funcionar como una Debutanizadora a pesar de ser diseñan como una Despropanizadora.

Referencias Bibliográficas.

1.- Conceptos básicos de simulación de procesos en simuladores modulares. Libros de catedra. Omar iglesias.

2.- Operation Guide. Hysys 3.0. 2002 HYPROTECH

3.-Bases de la simulación AspenTech. 3.2

4.- Simulación de procesos en hysys. Tutorials and Applications 2006.

5.- Manual de operación de la planta estabilizadora de gasolinas número 3.

6.- Análisis y simulación de procesos de refinación del petróleo.

7.- Process modeling, simulation and control for chemical engineers. Second edition. McGraw Hill.

8.- http://www.libreriadelau.com/analisis-y-simulacion-de-procesos-en-ingenieria-quimica-ingenieria-en-general-1.html#.VHNcV_mUcVI

9.- http://www.libreriadelau.com/analisis-y-simulacion-de-procesos-en-ingenieria-quimica-ingenieria-en-general-1.html

10.http://www.modeladoeningenieria.edu.ar/mei/repositorio/catedras/intiv/2013/TP9%20Columnas%20de%20destilacion.pdf

11.- http://www.ciiq.org/varios/peru_2005/Trabajos/II/2/2.2.10.pdf

12.- https://es.scribd.com/doc/65315519/DESTILACION-MULTICOMPONENTE

13.- http://iq.ua.es/MetAprox/52_anlisis_de_los_resultados_de_una_simulacin.html#apdo52

14.http://iq.ua.es/MetAprox/4_mtodos_aproximados_para_el_clculo_de_operaciones_de_separacin_multicomponente.html

15. http://iq.ua.es/MetAprox/5_optimizacin_de_la_columna.html

16.http://iq.ua.es/MetAprox/33_seleccin_de_la_presin_de_operacin_y_del_tipo_de_condensador.html

Anexos

1.1 Destilaciones Técnicas

1.1.2 Destilación técnica del crudo de primaria # 3 y # 5

1.1.3 Destilación técnica del crudo Combinada Maya

1.2.- Norma TEMA: para la especificación de intercambiadores de calor de tubo y coraza.

1.3 Reporte generado por hysys de la Torre DA-101B

Destilacion Tecnica. Primaria # 3 y # 5

PEMEX REFINACION	**DESTILACIÓN TÉCNICA**	Fecha de emisión:	15-06-2014
CARACTERIZACIÓN MENSUAL		Area Emisora: Laboratorio Experimental	
FORMATO SDQ-E4			

SUBDIRECCIÓN DE PRODUCCIÓN

REFINERÍA "GRAL. LÁZARO CÁRDENAS"

NOMBRE DEL CRUDO :CRUDO DE ENTRADA

PROCEDENCIA :PRIMARIA #3 y #5

FECHA DE MUESTREO : 1 DE JUNIO DEL 2014

TABLA No. 1				DESTILACIÓN		
CARACTERÍSTICAS DEL CRUDO				DEL CRUDO		
P r u e b a s	Unidades	Métodos	Resultados	% DEST	T B P	HEMPEL
Gravedad especifica 20/4 ºC	---------	ASTM D-1298	0.8762	0	27	29
Gravedad a 60 ºF ó API	---------	ASTM D-287	29.3	5	75	65
Visc. Saybolt Universal a 21.1 ºC	Seg.	ASTM D-445	136	10	115	103
Visc. Saybolt Universal a 37.8 ºC	Seg.	ASTM D-445	66	15	140	130
Agua y Sedimento	% Vol.	ASTM D-4007	0.60	20	166	155
Agua por Destilación	% Vol.	ASTM D-4006	0.5875	25	190	183
Sedimento por Extracción	% Vol.	ASTM D-473	0.0049	30	220	210
NaCl	Lb/1000 Bls.	ASTM D-3230	145	35	256	242
Azufre	% Peso	ASTM D-4294	1.66	40	286	275
Cenizas	% Peso	ASTM D-482	4.50	45	315	300
Carbón Ramsbottom	% Peso	ASTM D-524	7.66	50	345	
Presión Vapor Reíd	$Lb/Pulg^2$	ASTM D-323	4.8	55	384	
Temp. de Escurrimiento	ºC	ASTM D-97	-36	60	419	-
Poder Calorífico Bruto	BTU/Lb	ASTM D-4868	19440	65	468	-
Asfáltenos en n-Heptano	% Peso	ASTM D-3279	5.23	70	501	-
Factor de Caracterización	K	UOP- 375	11.9	75		-
Fierro	ppm	ASTM D-5863	1.43	80	-	-
Cobre	ppm	ASTM D-5863	0.40	85	-	-
Níquel	ppm	ASTM D-5863	28.12	90	-	-
Vanadio	ppm	ASTM D-5863	180.76	95	-	-
Sodio	ppm	ASTM D-5863	6.80	TFE	-	-
Calcio	ppm	ASTM D-5863	0.18		-	-
Magnesio	ppm	ASTM D-5863	0.16	**DESTILADO A**		*****
Potasio	ppm	ASTM D-5863	0.26	A 538 ºC		75%
Plomo	ppm	ASTM D-5863	0.00	**DEST. HEMPEL VOLAT % V**		
Acidez	mg KOH/g	ASTM D-664	0.14			
Ácidos Nafténicos	ppm	UOP-565	-	185ºC	26	
Cloruros Orgánicos (1)	ppm	ASTM D-4929	-	205ºC	29	
H_2S	ppm	UOP-163	-	260ºC	38	
Pentanos	% Vol Liq	ASTM D-2427	8.0	300ºC	45	
Nitrógeno Total	ppm	ASTM D 4629	1001	320ºC	48	

TABLA No. 2				
PLAN DE DESTILACIÓN	TEMPERATURAS ° C			RENDIMIENTO
CORTE	TFE ASTM °C	TBP CORTE	A S T M	%
GAS LICUADO	HASTA BUTANOS	-	-	1
GASOLINA	195	184	190	24
NAFTA	250	245	248	10
KEROSINA	282	275	280	4
DIESEL	T-90 %=345	364	T.90%=346	15
GASOLEO	450	425	436	8
GLEO. LIG DE VAC.	532	501	511	9
GLEO. PES. DE VAC.	565	540	558	4
RESIDUO	TBP 538 °C+	----	----	25

ANÁLISIS CROMATOGRAFICO									
ANÁLISIS	INCONDEN.			GAS LICUADO			NAFTA PRIMARIA		
	% MOL	% P	% VL	% V. LIQ	% PESO	% MOL	% V. LIQ	% PESO	% MOL
C_1	4.2	2.6	3.9	---	---	---	---	---	---
C_2	22.2	25.4	32.2	---	---	---	---	---	---
C_3	41.9	70.2	62.9	13.0	8.9	10.5		---	---
iC_4		0.0	0.0	9.7	8.7	9.3	2.4	1.4	1.2
nC_4		0.0	0.0	40.6	36.6	37.5	8.7	5.2	4.5
iC_5		0.0	0.0	20.1	22.5	21.6	11.2	8.3	7.8
nC_5		0.0	0.0	10.0	11.2	10.6	20.7	15.3	14.5
$2,2DMC_4$	---	---	---	---	---	---	---	---	---
$2MC_5$	---	---	---	---	---	---	---	---	---
$3MC_5$	---	---	---	---	---	---	---	---	---
nC_6	---	---	---	---	---	---	---	---	---
MCC_5	---	---	---	---	---	---	---	---	---
H_2S	---	---	---	---	---	---	---	---	---
CO_2	1.1	1.8	1.0	---	---	---	---	---	---
N2	---	---	---	---	---	---	---	---	---
C6 + PES	---	---	---	6.6	12.2	10.6	57.0	69.7	72.0
C4 +PES	30.6	---	---	---	---	---	---	---	---
TOTAL	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0

T A B L A # 3									
CARACTERÍSTICAS DE LOS PRODUCTOS									
PRUEBAS ANALITICAS	MÉTODO	NAFTA	KEROSINA		GASOLEO PRIM		GLEO. DE VACÍO		RESIDUO
		Gasolina	nafta pesada	kerosina	diesel	GPP	GLV	GPV	
Peso Esp. a 20/4ºC		0.7249	0.7967	0.827	0.8576	0.8953	0.9266	0.9416	1.043
Gravedad API a 60ºF		62.5	45.3	38.8	32.8	25.9	20.57	18.16	
Destilación									
0	(1)	40	192	220	258	325	375	425	384
5	(1)	66	200	226	270	338	390	440	455
10	(1)	79	205	230	279	342	396	446	494
15		84	207	232	284	347	402	452	
20	(1)	92	210	235	288	352	408	458	---
25		98	212	238	292	357	413	464	---
30	(1)	104	214	240	295	361	419	470	---
35		109	216	242	298	366	425	476	---
40	(1)	114	218	244	301	370	431	482	---
45		120	221	245	304	375	437	488	---
50	(1)	125	223	247	307	380	442	494	---
55		130	225	249	311	384	448	500	---
60	(1)	136	227	250	315	390	454	506	---
65		142	229	252	319	396	460	512	---
70	(1)	148	231	254	324	402	465	518	---
75		154	232	256	329	408	471	523	---
80	(1)	162	234	258	334	413	477	529	---
85		168	236	261	340	418	484	534	---
90	(1)	174	238	264	346	422	490	540	---
95	(1)	180	241	269	358	427	498	545	---
98	(1)	190	248	280	367	436	511	558	---
Color Saybolt	D-156	+30	+26	+24	---	---	---	---	---
Color ASTM	D-1500	---	---	---	2	3	5	7	---
Temp. Escurrim., °C	D-97	---	---	---	-10	+14	+24	+28	---
Temp. Congelación, °C	D-2366	---	-44	-34	---	---	--	---	---
Factor de Carácter, K	UOP-375	---	12.3	11.8	11.8	11.7	11.6	11.6	---
Vol. a 1000 ºF	D-1160	---	---	---	---	---	---	---	0.13
Visc.S.S.U. a 37.8ºC	D-445	25	33	36	42	82	418	---	---
Visc.S.S.U. a 98.9ºC	D-445	---	---	---	---	---		95	---
Visc.S.S.F. a 100ºC	D-88	---	---	---	---	---	---	---	11415
Penetración a 25ºC	D-1321	---	---	---	---	---	---	---	18
Azufre Total, % P	D-4294	0.08	0.7	1.21	1.95	2.24	3.1	3.4	4.73
Aromáticos, % V	D-1319		---	---	----	---	---	---	---
Naftenos, %V	D-1319		---	---	---	---	---	---	---
Níquel, ppm	AA	---	---	---	0.1	0.14	0.16	*	95.8
Vanadio, ppm	AA	---	---	---	0.12	0.15	0.18	*	466.18

Destilación técnica de Combinada Maya

PEMEX REFINACION	**DESTILACIÓN TÉCNICA CARACTERIZACIÓN MENSUAL FORMATO SDQ-E4**	Fecha de emisión:	16-06-14
		Area Emisora: Laboratorio Experimental	
SUBDIRECCIÓN DE PRODUCCIÓN		HOJA 1 DE 5	
REFINERÍA "GRAL. LÁZARO CÁRDENAS"			

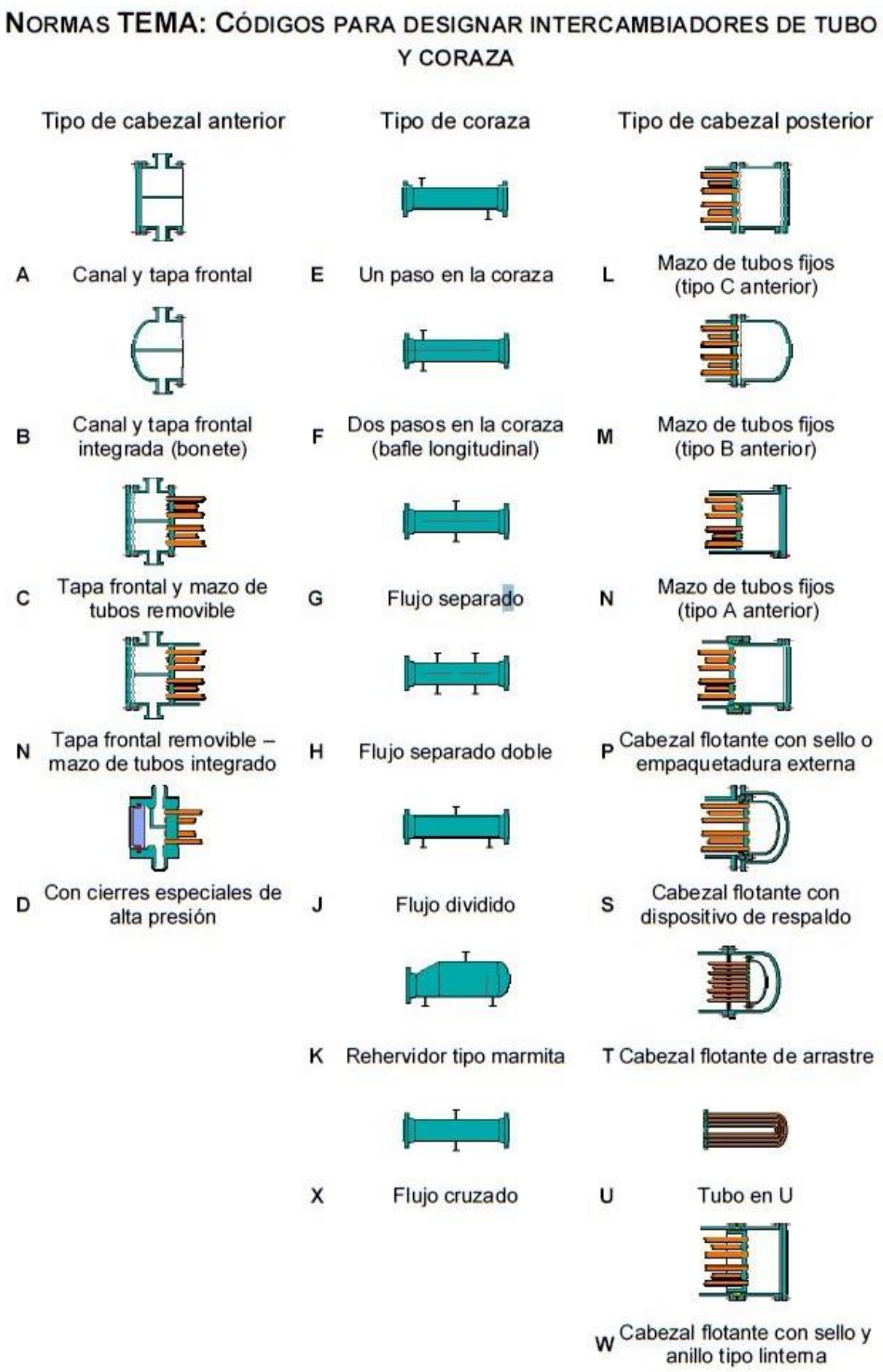
NOMBRE DEL CRUDO :	CRUDO DE CARGA
PROCEDENCIA :	**COMBINADA MAYA**
FECHA DE MUESTREO :	14 DE JUNIO DEL 2014

TABLA No. 1				DESTILACIÓNDEL CRUDO		
CARACTERÍSTICAS DEL CRUDO						
P r u e b a s	Unidades	Métodos	Resultados	% DEST	T B P	HEMPEL
Gravedad especifica 20/4 ºC	---------	ASTM D-1298	0.9244	0	27	37
Gravedad a 60 ºF ó API	---------	ASTM D-287	21	5	96	75
Visc. Saybolt Universal a 21.1 ºC	Seg.	ASTM D-445	1563	10	130	113
Visc. Saybolt Universal a 37.8 ºC	Seg.	ASTM D-445	502	15	160	164
Agua y Sedimento	% Vol.	ASTM D-4007	0.3	20	189	198
Agua por Destilación	% Vol.	ASTM D-4006	0.3375	25	252	238
Sedimento por Extracción	% Vol.	ASTM D-473	0.022	30	284	280
NaCl	Lb/1000 Bls.	ASTM D-3230	84	35	320	305
Azufre	% Peso	ASTM D-4294	3.31	40	354	
Cenizas	% Peso	ASTM D-482	5.31	45	401	
Carbón Ramsbottom	% Peso	ASTM D-524	9.87	50	420	
Presión Vapor Reíd	$Lb/Pulg^2$	ASTM D-323	4.8	55	454	
Temp. de Escurrimiento	ºC	ASTM D-97	27	60	485	-
Poder Calorífico Bruto	BTU/Lb	ASTM D-4868	19100	65		-
Asfáltenos en n-Heptano	% Peso	ASTM D-3279	9.32	70		-
Factor de Caracterización	K	UOP- 375	11.7	75		-
Fierro	ppm	ASTM D-5863	1.71	80	-	-
Cobre	ppm	ASTM D-5863	0.47	85	-	-
Níquel	ppm	ASTM D-5863	55.61	90	-	-
Vanadio	ppm	ASTM D-5863	315.61	95	-	-
Sodio	ppm	ASTM D-5863	9.46	TFE	-	-
Calcio	ppm	ASTM D-5863	0.17		-	-
Magnesio	ppm	ASTM D-5863	0.15	**DESTILADO A**		*****
Potasio	ppm	ASTM D-5863	0.3	A 538 ºC		*****
Plomo	ppm	ASTM D-5863	0	**DEST. HEMPEL VOLAT % V**		
Acidez	mg KOH/g	ASTM D-664	0.1			
Ácidos Nafténicos	ppm	UOP-565	-	185ºC	19	
Cloruros Orgánicos (1)	ppm	ASTM D-4929	-	205ºC	21	
H_2S	ppm	UOP-163	-	260ºC	28	
Pentanos	% Vol Liq	ASTM D-2427	7.15	300ºC	34	
Nitrógeno Total	ppm	ASTM D 4629	1657	320ºC	37	

TABLA No. 2					
PLAN DE DESTILACIÓN		TEMPERATURAS ° C		RENDIMIENTO	
CORTE	TFE ASTM °C	TBP CORTE	A S T M	%	
GAS LICUADO	HASTA BUTANOS	-	-	1	
NAFTA PRIMARIA	195	189	198	20	
KEROSINA LIGERA	250	245	274	4	
KEROSINA PESADA	282	270	300	4	
GLEO. LIG. PRIM.	T-90 %=345	372	T.90%=357	15	
GLEO. PES. PRIM.	450	426	431	8	
GLEO. LIG DE VAC.	532	495	512	10	
GLEO. PES. DE VAC.	565	548	*	2	
RESIDUO	TBP 538 °C+	----	----	36	

ANÁLISIS CROMATOGRAFICO

ANÁLISIS	INCONDEN.			GAS LICUADO			NAFTA PRIMARIA		
	% MOL	% P	% VL	% V. LIQ	% PESO	% MOL	% V. LIQ	% PESO	% MOL
C_1	7.40	4.94	7.40	---	---	---	---	---	---
C_2	20.10	25.15	31.55	---	---	---	---	---	---
C_3	36.80	67.53	59.76	9.50	6.47	7.66		---	---
iC_4		0.00	0.00	9.00	8.08	8.63		0.00	0.00
nC_4		0.00	0.00	44.30	39.78	40.93	2.30	1.65	1.43
iC_5		0.00	0.00	14.40	16.05	15.45	8.90	7.94	7.33
nC_5		0.00	0.00	17.00	18.95	18.04	11.30	10.08	9.41
$2,2DMC_4$	---	---	---	---	---	---	22.90	---	---
$2MC_5$	---	---	---	---	---	---	---	---	---
$3MC_5$	---	---	---	---	---	---	---	---	---
nC_6	---	---	---	---	---	---	---	---	---
MCC_5	---	---	---	---	---	---	---	---	---
H_2S	---	---	---	---	---	---	---	---	---
CO_2	1.30	2.38	1.29	---	---	---	---	---	---
N2	---	---	---	---	---	---	---	---	---
C6 + PES	---	---	---	5.80	10.66	9.30	54.60	80.33	81.84
C4 +PES	34.40	---	---	---	---	---	---	---	---
TOTAL	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00

T A B L A # 3									
CARACTERÍSTICAS DE LOS PRODUCTOS									
PRUEBAS ANALITICAS	MÉTODO	NAFTA	KEROSINA		GASOLEO PRIM		GLEO. DE VACÍO		RESIDUO
		PRIMARIA	K.LIGERA	K.PDA.	GLP	GPP	GLV	GPV	
Peso Esp. a 20/4ºC		0.7326	0.8091	0.8236	0.8671	0.9078	0.9369	0.9520	1.053
Gravedad API a 60ºF		60.50	42.50	39.40	31.00	23.70	18.90	16.50	
Destilación									
0	(1)	44	181	214	256	312	348	*	455
5	(1)	68	188	220	269	336	374		491
10	(1)	82	200	225	272	349	393		520
15		90	202	227	279	354	400		---
20	(1)	97	207	230	285	361	408		---
25		104	209	232	290	364	412		---
30	(1)	111	211	235	294	368	417		---
35		117	214	237	298	370	421		---
40	(1)	124	216	239	304	375	424		---
45		129	218	241	306	378	427		---
50	(1)	135	220	243	310	382	430		---
55		139	224	248	314	384	434		---
60	(1)	144	226	250	319	386	437		---
65		151	228	254	324	390	440		---
70	(1)	158	232	256	331	393	445		---
75		162	235	260	336	397	449		---
80	(1)	170	239	264	341	402	453		---
85		178	246	270	350	407	458		---
90	(1)	182	256	279	357	414	464		---
95	(1)	194	260	288	360	424	488		---
98	(1)	198	274	300	375	431	512		---
Color Saybolt	D-156	+30	+26	+24	---	---	---	---	---
Color ASTM	D-1500	---	---	---	1.5	3.0	5.0	7.5	---
Temp. Escurrim., °C	D-97	---	---	---	-9	+15	+24	+30	---
Temp. Congelación, °C	D-2366	---	-44	-36	---	---	--	---	---
Factor de Carácter, K	UOP-375	---	12.0	12.2	11.7	11.6	11.6	11.0	---
Vol. a 1000 ºF	D-1160	---	---	---	---	---	---	---	15%
Visc.S.S.U. a 37.8ºC	D-445	29	34	40	44	99	449	*	---
Visc.S.S.U. a 98.9ºC	D-445	---	---	---	---	---		107	---
Visc.S.S.F. a 100ºC	D-88	---	---	---	---	---	---	---	2000
Penetración a 25ºC	D-1321	---	---	---	---	---	---	---	9
Azufre Total, % P	D-4294	0.14	0.91	1.15	2.12	2.57	3.21	3.63	5.05
Aromáticos, % V	D-1319			---	----	---	---	---	---
Naftenos, %V	D-1319		---	---	---	---	---	---	---
Níquel, ppm	AA	---	---	---	0.10	*	0.14	*	93.91
Vanadio, ppm	AA	---	---	---	0.13	*	0.19	*	498.62

NORMATIVIDAD TEMA: PARA LA ESPECIFICACION DE INTERCAMBIADORES DE CALOR DE TUBOS Y CORAZAS.