

**ANÁLISIS OPERACIONAL DE LA PLANTA DE RECUPERACIÓN DE
VAPORES VRU (LADO FRIO) EN UNA REFINERÍA**

MARCOS PAEZ NIÑO

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
ESPECIALIZACIÓN EN INGENIERÍA DEL GAS
BUCARAMANGA**

2016

**ANÁLISIS OPERACIONAL DE LA PLANTA DE RECUPERACIÓN DE
VAPORES VRU (LADO FRIO) EN UNA REFINERÍA**

MARCOS PAEZ NIÑO

**Trabajo de investigación para optar al título de
Especialista en Ingeniería del Gas**

Director

RAUL ERNESTO SIERRA ORDOÑEZ

Ingeniero Químico

Especialista en Ingeniería Ambiental

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
ESPECIALIZACIÓN EN INGENIERÍA DEL GAS
BUCARAMANGA**

2016

DEDICATORIA

A Dios primeramente, por darme la oportunidad de vivir y por estar conmigo en cada paso que doy, por la fortaleza y sabiduría que me da en todos los momentos de mi vida.

A mi esposa Ludi Rodríguez quien me ha mostrado su apoyo a lo largo de este paso; y a mis hijos Santiago y Bryan quienes son mi mayor razón de seguir adelante, en quienes veo en su sonrisa la fuerza que necesito para hacer las cosas con amor y con esfuerzo sin desmallar, dando lo mejor de mí para llevarlos a hacer parte de una sociedad mejor pero principalmente agradando al Todopoderoso.

A mis padres quienes también me aportaron su granito de arena en los momentos de asistencia a la universidad.

AGRADECIMIENTOS

Al Ingeniero Raúl Ernesto Sierra, por su gran apoyo incondicional como director en el desarrollo de esta monografía.

A todo el cuerpo docente y personal administrativo vinculado a la UIS en la especialización de Ingeniería del Gas.

A todos los compañeros que realizaron la especialización, fue un tiempo en la que compartimos juntos como personas y amigos en busca de lograr un aprendizaje y un objetivo común, a aquellos que compartieron su experiencia profesional en el campo y que permitieron el crecimiento de todos.

CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN	16
1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	17
1.1 DEFINICIÓN DEL PROBLEMA	17
2. JUSTIFICACIÓN	18
3. OBJETIVOS	19
3.1 OBJETIVO GENERAL	19
3.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS	19
4. MARCO TEÓRICO	21
5. METODOLOGÍA	30
6. ANÁLISIS DE LA UNIDAD	31
6.1 ALCANCE DE LA PLANTA	31
6.2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO VRU (LADO FRIO)	31
6.2.1 Compresión	32
6.2.2 Lavado	33
6.2.3 Secado	34
6.2.4 Absorción de C2	34
6.2.5 Regeneración	35

6.2.6 Fraccionamiento	36
6.2.7 Refrigeración	38
6.3 COMPONENTES PRINCIPALES DE LA PLANTA	39
6.3.1 Equipo Estático	39
6.3.2 Equipo Rotativo	42
6.4 CUIDADO BÁSICO DE EQUIPOS	43
6.4.1 Cuidado Básico y Monitoreo de Bombas Centrífugas	43
6.4.2 Cuidado Básico y Monitoreo de Compresores.	44
6.4.3 Cuidado Básico y monitoreo de Intercambiadores	45
6.5 CARGA A LA UNIDAD	46
6.6 PRODUCTO FINAL	48
6.7 VARIABLES DE CONTROL DEL PROCESO	49
6.7.1 Nivel tambor de succión del compresor Etano	49
6.7.2 Presión de descarga del compresor recíproco	49
6.7.3 Nivel tambor de descarga del compresor de C2	49
6.7.4 Nivel del tambor de agua suavizada a la unidad	50
6.7.5 Nivel en el plato batea de la torre de recuperación de lavado cáustico	50
6.7.6 Nivel del tanque de Soda Caustica	50
6.7.7 Flujo de Absorbente a Absorbedora (Aceite Liviano de Ciclo)	51
6.7.8 Nivel de la Absorbedora	51
6.7.9 Presión de la torre absorbadora recuperadora de etileno	51
6.7.10 Exceso gas cola de absorbadora	52
6.7.11 Flujo de entrada de gas al horno de regeneración	52

6.7.12	Temperatura de salida de gases del horno de regeneración	52
6.7.13	Flujo de salida condensado salida de la torre deetanizadora	52
6.7.14	Nivel de la torre deetanizadora	52
6.7.15	Flujo de GLP producto de la torre Deetanizadora	53
6.7.16	Temperatura de cima en la torre deetanizadora	53
6.7.17	Presión de cima de la deetanizadora	53
6.7.18	Nivel de torre demetanizadora	53
6.7.19	Flujo de producción de Etano-etileno	53
6.7.20	Temperatura salida de gases cima de la torre demetanizadora	54
6.7.21	Presión de cima de la torre demetanizadora	54
6.7.22	Presión de descarga del compresor de propileno refrigerante	54
6.7.23	Temperatura del absorbente (ALC)	54
6.8	PROCESO DE ARRANQUE Y PARADA	55
6.8.1	Arranque	55
6.8.2	Parada	55
6.9	EMERGENCIAS	57
6.9.1	Falla de agua de enfriamiento.	58
6.9.3	Falla de los compresores.	59
6.10	MUESTRAS Y RUTINA DE TOMA	60
6.11	CONSUMIBLES DE LA UNIDAD	60
6.11.2	Soda de 10° Be	61
6.11.3	Metanol	61
6.12	PROBLEMAS OPERACIONALES DE LA UNIDAD	61

6.13 ALTERNATIVAS DE MEJORA	62
7. CONCLUSIONES	63
BIBLIOGRAFÍA	64

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Composición de la carga y productos del proceso	47
Tabla 2. Contenido máximo de otros componentes	48
Tabla 3. Etano/etileno producto en especificación	48

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Diagrama proceso general etano etileno	24

GLOSARIO

CABEZAL: Línea principal que recorre una planta con un flujo y presión determinada. En nuestro caso puede ser de agua suavizada, vapor, condensado, hidrocarburos o gas.

CONTRACORRIENTE: Corriente de agua, aire, etc., derivada de otra y de dirección opuesta a la de la principal.

DRUM: Es un tanque de almacenamiento o parte del proceso generalmente fabricado en acero inoxidable.

REHERVIDOR: El reboiler o rehervidores son intercambiadores de calor que conectados a la base de una columna de destilación proporcionan el calor necesario para permitir así que se lleve a cabo la destilación.

SERPENTIN: Se denomina serpentín es un tubo de forma frecuentemente espiral, utilizado comúnmente para enfriar vapores provenientes de la destilación y así condensarlos en forma líquida o calentarlos dependiendo del proceso.

TAMIZ MOLECULAR: El tamiz molecular es un material que contiene poros pequeños de un tamaño preciso y uniforme que se usa como agente adsorbente para gases y líquidos. Las moléculas que son lo suficientemente pequeñas para pasar a través de los poros son absorbidas, mientras que las moléculas mayores no. A diferencia de un filtro, el proceso opera a nivel molecular.

RESUMEN

TITULO: ANÁLISIS OPERACIONAL DE LA PLANTA DE RECUPERACIÓN DE VAPORES VRU (LADO FRIO) EN UNA REFINERÍA*

AUTOR: MARCOS PAEZ NIÑO**

PALABRAS CLAVE: Recuperación, Regeneración, Lavado Caustico, fraccionamiento, etano etileno, temperatura.

DESCRIPCIÓN:

La unidad recuperadora de vapores VRU es una planta cuyo objetivo principal se centra en la maximización del recobro, tratamiento y separación del etano-etileno producto del craqueo catalítico en una refinería, que se obtiene a través de un proceso a bajas temperaturas y que se utiliza como materia prima en la industria principalmente en la fabricación del Polietileno, pero su nivel de producción ha sido afectado por paradas no programadas y fallas en el sistema.

Por esta razón en busca dar solución a este inconveniente y estimar un escenario óptimo de operación se identifica la composición de la carga a la unidad, se realiza un análisis detallado de la planta, descripción paso a paso para conocer a fondo cada fase del proceso, consumibles requeridos, principales variables de control como son rangos dentro de ventanas operativas de temperaturas, presión y niveles a fin de mantener un producto final dentro de especificaciones requeridas. Como parte de la confiabilidad es necesario conocer el equipo rotativo y estático que componen la planta actualmente, cuidado básico de los mismos como mantenimiento preventivo. Es de gran importancia conocer los pasos de parada y arranque y la respuesta a emergencias con el fin de mantener la integridad del proceso y las personas.

Finalmente se proponen alternativas de mejora y las conclusiones finales.

* Monografía

** Facultad de Ingenierías Físicoquímicas Escuela de Ingeniería de Petróleos Especialización en Ingeniería del Gas Director Raul Ernesto Sierra Ordoñez

ABSTRACT

TITLE: OPERATIONAL ANALYSIS OF THE PLANT OF STEAM RECOVERY VRU (COLD SIDE) IN A REFINERY.

AUTHOR: MARCOS PAEZ NIÑO**

KEY WORDS: Recovery, Regeneration, Caustic Wash, fractionation, ethane ethylene, temperature.

DESCRIPTION

The vapor recovery unit VRU is a plant whose main objective is focused on maximizing the recovery, treatment and ethane-ethylene separation product of a refinery catalytic cracking, obtained through a low temperature process and used as raw material in the industry mainly in the manufacture of polyethylene, but its output has been affected by unscheduled downtime and system failures.

Therefore looking to solve this problem and to estimate optimum operating scenario the composition of the load unit is identified, a detailed analysis of the ground, step by step description for insight into every phase of the process is done, consumables required, main control variables such as ranges within windows operating temperatures and pressure levels to maintain a final product within specifications. As part of reliability it is necessary to know the rotating and static equipment that currently make up the plant, the same basic care as preventative maintenance. It is very important to know the steps of stopping and starting and emergency response in order to maintain the integrity of the process and people.

Finally improvement alternatives and the final conclusions are proposed.

* Monography

** Physicochemical Faculty of Engineering School of Engineering Specialization Petroleum Gas Engineering Manager Director Raul Ernesto Sierra Ordoñez

INTRODUCCIÓN

En el presente trabajo se realiza un análisis del proceso de recuperación de vapores lado frío en una planta cracking, directamente relacionado al etano-etileno. Se define su alcance dentro del macro proceso de refinación de hidrocarburos y su importancia que genera un gran valor económico a la empresa.

El etileno, uno de los productos petroquímicos más importantes, se utiliza a su vez como materia prima para la producción de productos petroquímicos claves, tales como el polietileno, que recibe la carga del proceso lado frío que tratamos en esta monografía. Es importante conocer cuál es su fuente de alimentación, proporcionar un nivel de entendimiento sobre la unidad y cómo se controlan los procesos y corrientes de productos.

No todo proceso llega a ser 100 % eficiente, pero para aproximarnos debemos conocer cuáles son las partes físicas que lo componen, que función cumplen, de qué manera poder llegar a ser más confiables en la operación, como reaccionar de forma adecuada antes las emergencias que se pueden presentar manteniendo la integridad primeramente humana y del entorno. Es muy importante que cada persona conozca muy bien el proceso, contando con un buen entrenamiento para que su desarrollo no sea rutinario si no crítico en el sentido de evaluar cada parte del proceso, esto permite que todo funcione dentro de las ventanas operativas requeridas y el producto final siempre esté en especificación.

1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

1.1 DEFINICIÓN DEL PROBLEMA

Actualmente en la planta de recuperación de vapores VRU producto de la unidad de Craqueo Catalítico en una refinería se presentan continuamente paradas emergentes, con pérdida de tiempo (horas hombre) y producción; adicionalmente se presenta falla constante en equipo estático y rotativo (Compresor y bombas); formación de hidratos en la unidad y presiones fuera de rango que lleva a que el producto final esté fuera de especificación.

Lo anterior muy probablemente se debe a varias causas como: exceder los límites de las ventanas operativas del proceso, desconocimiento del procedimiento y de variables de proceso de cada equipo de la planta, arrastre de condensados al compresor y alto consumo de etanol.

De continuar con estos problemas se aumentarían cada día las reparaciones generales continuas que representan altos costos para la empresa, daño permanente en la integridad de los equipos, parada de plantas anexas o procesos que dependen del producto final, alto riesgo de accidentes con afectación a las personas, medio ambiente y pérdidas económicas a gran escala.

2. JUSTIFICACIÓN

La importancia y necesidad de este proyecto es revisar la parte operativa de la planta en busca de analizar el proceso; conocerlo detalladamente desde el inicio hasta la entrega del producto final; identificar equipos y su función específica buscando detectar posibles mejoras en la parte operativa y así aumentar sus índices de producción haciéndola más confiable.

3. OBJETIVOS

3.1 OBJETIVO GENERAL

Realizar un análisis del proceso operacional de la planta de recuperación de vapores VRU producto del craqueo catalítico.

3.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Describir el proceso unitario de la unidad de recuperación de vapores, definir su alcance.
- Analizar cada equipo estático y rotativo que compone la unidad, capacidad, condiciones de diseño, funcionamiento en el proceso, para identificar si estos están operando dentro de su rango de confiabilidad, programa de cuidado básico y mantenimiento general.
- Recopilar información sobre la composición de la carga a la unidad de recuperación, las características y usos de los productos que se obtienen, especificaciones del producto final, rutinas de muestras.
- Describir las variables que se controlan en operación normal, el proceso de arranque y parada general, actividades rutinarias que se realizan en campo por el operador de patio, cuales son los consumibles y como es el procedimiento de respuesta a emergencias.

- Identificar cuáles son las fallas que causan paradas emergentes o no programadas de la planta, violación ventanas operativas, daño al medio ambiente, cuáles pueden ser las soluciones para evitarlo.

4. MARCO TEÓRICO

Las olefinas son hidrocarburos acíclicos insaturados. Los de mayor interés en cuanto a sus aplicaciones son aquellos que poseen de dos a cinco átomos de carbono; es decir, el etileno, propileno, n-buteno, butadieno e isopreno.

El etileno y el propileno se pueden obtener por medio del proceso llamado Steam Cracking, usando como carga el propano y butano contenidos en el gas natural. Este proceso tiene lugar por la rotura de los enlaces C-C con producción de radicales libres y formación de olefinas.

Este proceso consta de zonas bien diferenciadas, la Zona Caliente, en donde se tiene lugar las reacciones de Cracking que conducen a la formación de un gran número de compuestos, y la Zona Fría, en donde se separa los productos formados.

Separación de Olefinas – Zona Fría

Se hace físicamente, sometiendo los gases que salen del proceso de la Zona Caliente a una serie de separaciones por medio de columnas de destilación para obtener corrientes ricas en los productos deseados. Los hidrocarburos son compuestos no polares y en general al elevar la presión para el fraccionamiento se puede observar que:

- Los productos de cabeza se pueden condensar a temperaturas más elevadas, por lo que no se necesita niveles térmicos tan fríos como en el caso en que la presión fuera más reducida.

- Se necesitan más etapas teóricas de fraccionamiento para conseguir una separación determinada.

Posteriormente por medio del efecto Joule-Thompson, que consiste en elevar la presión y seguidamente efectuar una expansión isoentrópica, se genera los niveles de frío adecuado para separar los hidrocarburos.

Aquí se deben tener en cuenta las temperaturas de ebullición a 1 atm., del metano -161°C , etano -88.9°C , etileno -103°C , propileno -47.5°C y butadieno -4.3°C .

En general el proceso es como el Gráfico N°V-2, pero las tecnologías han cambiado sus esquemas en forma independiente.

En la figura No. 1, se puede observar cómo la alimentación se introduce a la primera columna de destilación llamada demetanizador, en donde se extrae el hidrógeno y el metano por el tope o parte superior de la columna. Opera con un perfil de presiones entre 33.5 y 8 bar y un perfil de temperaturas desde -98 y -130°C .

Los productos que salen del fondo se hacen pasar por una segunda columna llamada deetanizadora, en donde se separa el etano y el etileno por el tope para separarlos entre sí en una tercera columna. Por lo regular, la alimentación a esta columna es a condiciones de 31 Kg/cm² y -35°C .

El etileno obtenido en esta última tiene una pureza de 98-99% que es suficiente para la fabricación de óxido de etileno. Pero si se desea usar el etileno para hacer polietileno de alta densidad lineal que requiere una pureza de 99.9%, entonces es necesario someter el etileno a una mayor purificación en la columna fraccionadora para etilenos, lo que aumenta su costo operativo pero también su valor como producto.

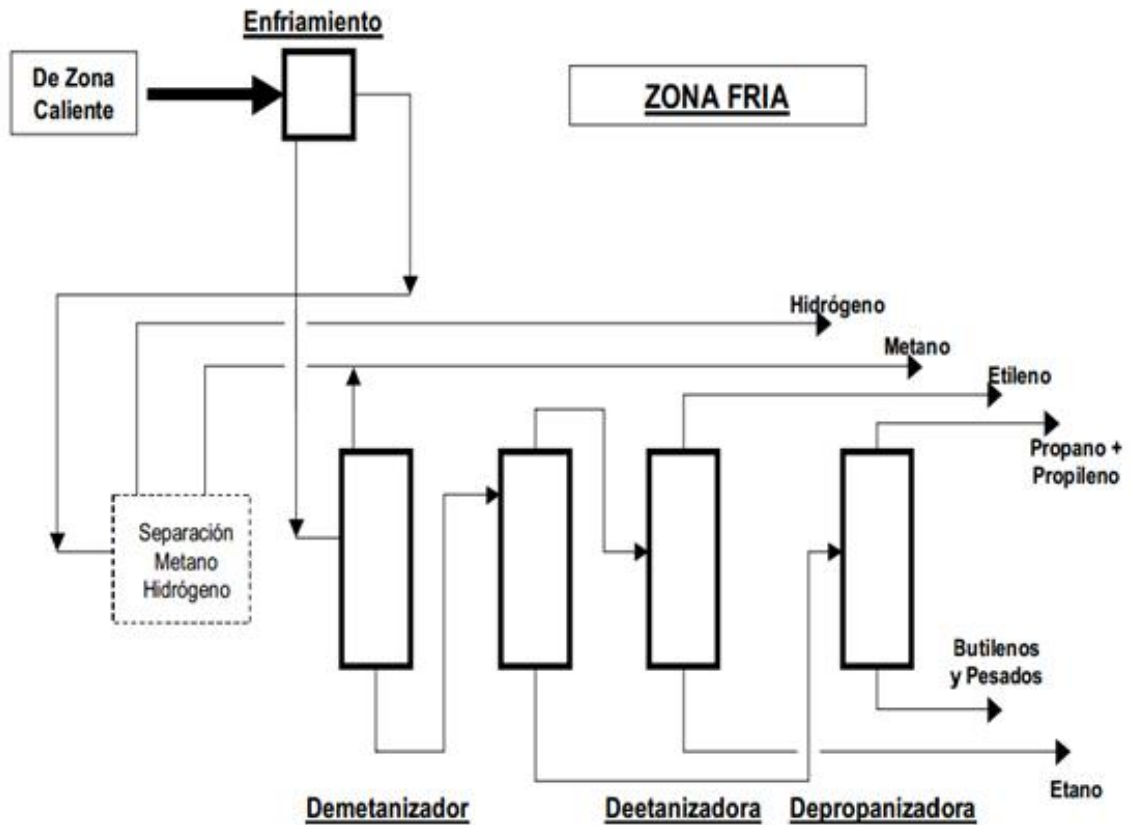
En condiciones normales se encuentra en estado gaseoso, con un característico aroma no desagradable. Puede considerarse como uno de los compuestos químicos de mayor importancia para la industria.

La mayoría de las reacciones donde interviene el etileno son del tipo “nucleófilo ataca electrófilo”, donde el nucleófilo es el doble enlace de la molécula que nos ocupa. Es por tanto participe en reacciones de adición. Otra reacción característica del etileno, es la formación del alcohol, etanol, a través de la hidratación, al reaccionar con agua, y en presencia de un catalizador. Dichas reacciones tienen en numerosos casos interés de tipo comercial, ya que el etileno se encuentra muy presente en la industria petroquímica, donde viene transformado en infinidad de productos, que van desde los plásticos, hasta las sustancias anticongelantes, pasando por diferentes polímeros como fibras y elastómeros.

La gran parte del etileno de producción mundial se consigue a través del procedimiento conocido como steam cracking, o lo que es lo mismo, un craqueo con presencia de vapor, en sustancias típicas de refinerías como es el caso del gasoil, el propano, o etano entre otros. Otra forma de obtención del etileno, es partiendo de las naftas y su proceso químico de refinamiento, partiendo del gas natural. A pequeña escala, en laboratorios, también es posible obtener etileno, si oxidamos alcoholes¹.

¹ MENDEZ, A. Etileno [En línea] disponible en: <http://quimica.laguia2000.com/quimica-organica/etileno> [citado en 11 de Octubre de 2014]

Figura 1. Diagrama proceso general etano etileno



Fuente: MENDEZ, A. Etileno [En línea] disponible en: <http://quimica.laguia2000.com/quimica-organica/etileno> [citado en 11 de Octubre de 2014]

Regresando a la deetanizadora, lo que se saca del fondo de la misma se envía a una columna de separación llamada depropanizadora, en donde se separa por el tope una mezcla de propano- propileno.

Existen procesos petroquímicos en donde se puede aprovechar el propileno junto con el propano, como en el caso de la fabricación del tetrámero de propileno usado en los detergentes sintéticos. Pero en otros casos, como el de la fabricación de polipropileno es necesario someter la mezcla a purificaciones posteriores.

Por el fondo de la depropanizadora se extrae la fracción que contiene las olefinas con cuatro átomos de carbono en adelante. Esta fracción se somete a otras separaciones para eliminar de la fracción los productos más pesados que vienen desde el horno reactor, tales como pentanos, benceno, tolueno, etc. (todos ellos líquidos).

Posteriormente, por medio de otros equipos de separación, se obtienen los butenos, isobutenos, butano, isobutano, butadieno e isopreno, siendo el más importante para la petroquímica el butadieno².

El propano ($\text{CH}_2=\text{CH}-\text{CH}_3$) es un hidrocarburo perteneciendo a los alquenos, incoloro e inodoro. Es un homólogo del etileno. Como todos los alquenos presenta el doble enlace como grupo funcional.

Existen varias formas para obtener olefinas, pero esta investigación se centrara en la producción de Etileno y Propileno a partir del gas natural o Propano y Etano.

Durante el craqueo del etano se produce etileno, hidrógeno en mayor proporción; y metano, acetileno, etano, propeno, propileno, propano, propadieno, hidrocarburos más pesados, coque, dióxido de carbono, monóxido de carbono, agua en menor proporción. Mientras que el craqueo del propano se produce básicamente lo mismo la diferencia es que el etileno, propileno e hidrógeno se encuentran en mayor proporción y el resto de los subproductos permanecen constantes. Los hornos tienen capacidad de craquear etano a un 64% de conversión (los dos tipos de hornos), mientras que los hornos dobles craquean propano a un 90%, mientras que los sencillos a un 75%, alcanzando una conversión global de 80%. El coque generado no sigue en la mezcla, este se

² QUPUSCO ESCOBEDO, J. Proyecto técnico para la implementación de un complejo petroquímico que Produzca polietileno (pe) y polipropileno (pp) A partir del propano obtenido de los líquidos del Gas natural de Camisea. Lima 2004. Trabajo de grado (Ingeniero petroquímico). Universidad Nacional de Ingeniería. Facultad de Ingeniería de Petróleos.

adhiera a los paneles de los hornos, haciendo con el paso del tiempo menos efectivos estos, por lo que se necesitan retirarse de los hornos para los sencillos cada 80 días y para los dobles cada 60 días, y retirarle todo el coque que contiene.

Luego de la pirolisis se necesita descender la temperatura súbitamente, porque si se deja a la temperatura de la cual salió del horno continuaría reaccionando y alterando los resultados, y se obtendrían resultados no convenientes para el proceso, por lo que se pasa por un quench enfriador, para descender la temperatura a 333°C aproximadamente. Luego se enfría de nuevo para pasarlo por una torre de lavado con agua, donde se usa agua a contracorriente, a unas condiciones y los compuestos de más de cinco carbonos caen en forma líquida y los compuestos más livianos salen en forma de vapor. El aceite pesado es retirado, mientras que los compuestos livianos son llevados a un compresor, que consta de 5 partes, debido a que se necesita aumentar mucho la presión, es más factible aumentar la presión por partes, y no súbitamente. Solo se usan 4 de los 5, el último se podrá observar su utilidad más adelante.

En la muestra de mezclas de compuestos existe una cantidad considerable de acetileno, este no se puede dejar en esta mezcla ya que es dañino para los catalizadores de las industrias que se basan en esta materia prima, a tal punto que los desactiva o envenena. Para esto se lleva a una torre de conversión de acetileno, que tiene doble función, convertir el acetileno y propadieno en etileno y propileno respectivamente. Para esto primero se pasa por un horno convertidor que tiene 2 funciones esenciales, la primera agregar a la mezcla n-Butil mercapno, luego se controla la temperatura del horno para que el gas procedente del compresor llegue hasta los 200°C a esa temperatura el n-Butil mercapno se convierte en ácido sulfhídrico más un ion butilo, el ácido sulfhídrico debe estar presente en la mezcla entre 3 y 50 ppm. Luego que termina de darse este proceso se pasa a la sección de conversión de acetileno; en esta área la mezcla obtenida

en el horno de conversión se le agrega un catalizador que está hecho de cobalto, níquel y cromo soportado en alúmina, este catalizador es altamente selectivo, evita que en el convertidor de acetileno se hidrogene etileno, y solo hidrogene al acetileno y propadieno, que lo hace en conjunto con el H₂S. El H₂S actúa como un promotor, esta reacción dura 60 días, no se puede dejar más tiempo porque se podría hidrogenar el etileno, que es la materia que se quiere obtener como producto.

Ahora se tiene en el proceso una cantidad de H₂S que se deben retirar, para ello se lleva a una torre de lavado caustico, donde se usa soda en contracorriente con agua, la soda con una concentración de 7%, en la reacción hay CO₂ y H₂S que al hacerlas reaccionar con la soda darán las reacciones pertinentes. Luego que reaccionan se producen sulfuro de sodio y carbonato de sodio, que son condensados por su alto peso molecular. Los elementos más livianos salen en forma de vapor directo a una secadora, pero antes paso por un tambor donde se separan los compuestos más pesados de los más livianos. Los más primeros pasan a un despojador, mientras que los más livianos pasan por un tambor para retirar los líquidos, para luego eliminar la humedad. Después de esto es comprimido nuevamente por el compresor que no se utilizó de los 5, para luego pasar a la sección de enfriamiento.

En la sección de enfriamiento la temperatura es bajada a -34°C, de aquí en adelante lo que se quiere es purificar el compuesto lo más que se pueda, tratando de retirar las impurezas o subproductos que no son necesarios.

Luego de la sección de enfriamiento se procede a pasar por la torre predemetanizadora, esta tiene 30 platos y una temperatura de 15°C, a la cual los compuestos como el hidrógeno, metano, con algunos rastros de etano y etileno son evaporados, para eliminar los compuestos mayores a dos carbonos se pasa por la torre desmetanizadora que opera a unas condiciones en el fondo de 0 °C y

en la parte superior de 90 °C el cual logra separar la mayoría de los compuestos de dos carbonos y luego el metano e hidrógeno que se evaporan, suben por la columna y son llevados a la sección de enfriamiento para luego recolectarlos y enviarlo como combustible al primer horno para la pirolisis.

Los compuestos que se condensaron en las torres de predemetanizador y demetanizador son llevados a la torre de deetanizadora, que separa el etano y etileno de los compuestos más pesados, en este caso el acetilenos y etileno suben por la torre, y el resto se condensa; el etileno y etano se llevan a una torre fraccionadora de Etano/Etileno, esta posee una temperatura de -21°C y una presión de 21 kg/cm², en la cual hay dos torres, una de 90 platos y la otra de 50 platos, aquí se separa el Etileno del etano, en las dos torres de forma paralela. Para obtener el etileno con un 95.95% de pureza, mientras que el etano que se produjo es re circulado para los hornos de pirolisis.

Luego los compuestos que condensaron en la torre deetanizadora son llevados a una torre de fraccionamiento de Propileno y Propano, esta tiene unas condiciones de 21.3 kg/cm² y una temperatura de 62°C en esta se separa el Propileno de los otros compuestos más pesados, cuando se separa el Propileno, en el quedan remanentes importantes de propano, por ello se lleva a otra columna secundaria de Propileno/Propano, en este se elimina la mayoría de las impurezas quedando una producción de Propileno al 95,6 %; los compuestos pesados que están en la torre fraccionadora de propano y propilenos pasan a una torre debutanizadora, esta se encarga de separar los compuestos pesados del propano y sube en forma de vapor por la torre hacia un reactor de regeneración.

Inicialmente se creía habían cantidades significativas de acetileno en las corrientes de etano provenientes de la debutanizadora, pero como no sucedió esas predicciones, no se implementó el reactor de hidrogenación. El etano obtenido vuelve a reciclar en el horno de pirolisis. El Propileno y el Etileno, son las

materias primas básicas fundamentales para la obtención de un sin fin de productos³.

³ WIKIPEDIA ENCICLOPEDIA LIBRE. "Producción de olefinas" [en línea]. Disponible en < http://es.wikipedia.org/wiki/Producci%C3%B3n_de_olefinas [fecha de consulta: 11 de octubre del 2014].

5. METODOLOGÍA

Realizar la descripción del proceso por etapas.

Solicitar información de los análisis realizados de la carga a la unidad por una semana, composición, cuales son los valores de calidad para el productor final como carga a otras unidades. Cada cuanto y en que horarios se realizan los muestreos, y cuál es el procedimiento a seguir.

Describir brevemente el funcionamiento específico de cada uno los equipos consultando su ficha técnica a través de los sitios web de los fabricantes si está disponible.

Realizar consultas técnicas a expertos en operación de las plantas, operadores de campo y personal en proyectos encargados de programar las paradas de planta.

Consultando a través de fuentes bibliográficas y personal experto en refinación y petroquímica en el instituto colombiano del petróleo.

6. ANÁLISIS DE LA UNIDAD

6.1 ALCANCE DE LA PLANTA

El objetivo de la Unidad de concentración de gases es recuperar y separar los gases provenientes de la Unidad de Cracking Catalítico, con el fin de recuperar al máximo los vapores que no se condensaron en la cima de la fraccionadora principal de la Unidad de Cracking y obtener como producto la mayor cantidad de compuestos producidos por la reacción.

La planta VRU tiene como objetivo producir etileno a partir de un proceso de pirolisis del Etano y recuperar el etileno contenido en las corrientes que cargan la unidad.

6.2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO VRU (LADO FRIO)

La sección de recuperación de etano-etileno recupera etano-etileno de los vapores de carga de la sección de recuperación de vapores por medio de compresión, lavado, absorción y fraccionamiento.

Esta sección trata los siguientes temas:

- Compresión

Proceso mediante el cual se comprime la carga gaseosa

- Lavado

Proceso de lavado usando una solución cáustica

- Secado

Proceso de secado del gas

- Absorción de C₂

Describe la recuperación de etano de la carga gaseosa mediante absorción

- Regeneración

Aspectos relacionados al flujo de gas pobre obtenido de la absorción

- Fraccionamiento

Describe el proceso mediante el cual se separa el Etano y el etileno para recuperarlos como productos

- Refrigeración

Refrigeración discute el enfriamiento de los gases que retornan a la cima de la demetanizadora.

6.2.1 Compresión. Todo el proceso proviene de una unidad de extracción de azufre con Monoetanolamina. El gas tratado proveniente de la unidad de tratamiento de amina pasa por el tambor de descarga del compresor, donde se encuentra con un intercambio de calor y luego entra al tambor de succión del mismo compresor de C₂ (etano), los líquidos pesados condensan y van al fondo del tambor para ser enviados a aguas aceitosas donde se verifica constantemente por un controlador de nivel y evita entrada de líquido al compresor. El gas que sale por la cima del Drum pasa al compresor. Este se acumula y se envía al sistema de aguas aceitosas verificando con un controlador de nivel.

El gas comprimido sale a una presión aproximada de 460 psi y alta temperatura, se enfría primero en el Drum de descarga antes mencionado, y se divide en dos

corrientes, una que va nuevamente a la succión para mantener presión constante en la succión y la otra corriente que se envía a lavado caustico.

6.2.2 Lavado. El gas proveniente de la zona de compresión entra a la torre de lavado cáustico por debajo del primer plato de la torre y fluye hacia arriba. Una solución cáustica, también llamada soda fresca a 10°Be, entra a la torre sobre el quinto plato aproximadamente en la parte media de la torre, a través de una bomba centrífuga.

El lavado con soda cáustica absorbe H₂S del gas de alimentación y cae al fondo de la torre a la solución que ha absorbido el H₂S, se le conoce como soda gastada. Esta soda tiene una recirculación a la torre para aprovechar su concentración totalmente y otra parte de la soda gastada se va retirando a aguas aceitosas. El nivel de la torre es controlado por un indicador de nivel al sistema de control principal.

El gas asciende, después del lavado cáustico, pasa a través del plato 10 de la sección superior de la torre donde es lavado con agua para eliminarle la soda que haya arrastrado. El agua del lavado es tomada del plato colector ubicada en la parte superior de la columna de lavado, inyectada a través de una bomba centrífuga del cabezal de agua tratada, y su exceso de agua es controlado a través de un control indicador de nivel que a su vez a través del mismo sistema de control envía el exceso de agua a través de la bomba de recirculación a un tanque de almacenamiento o separador en donde los residuos de gas se separan y se queman en la tea y los hidrocarburos líquidos son enviados al sistema de aguas aceitosas.

El gas de carga, ahora lavado con soda y agua sale por la cima de la torre de lavado cáustico y pasa para ser secado.

6.2.3 Secado. El gas lavado pasa por el lado casco de intercambiador de calor gas pobre/cima de la torre absorbedora, en este recorrido el gas intercambia calor con el gas de cima de la absorbedora (menor temperatura) que fluye por los tubos y luego entra a un tambor separador vertical, aquí el líquido se condensa, se acumula en el fondo y va al sistema de aguas aceitosas controlado por un indicador de nivel con un rango de operación adecuado en 60% máximo.

El gas que sale de la cima del tambor entra a los secadores con tamiz molecular regenerados previamente con gas natural a alta temperatura para retirar la humedad. Después del secado, el gas se dirige a la parte inferior de la torre absorbedora y asciende por los platos.

6.2.4 Absorción de C2. El gas seco de la zona de secado se une con la corriente de gas de cima del tambor de cima de la torre deetanizadora de la torre demetanizadora de la unidad y entran juntos por la parte inferior de la absorbedora de recuperación de C2 (etano). En la torre se usa hidrocarburo líquido ALC (Aceite Liviano de Ciclo), llamado también aceite pobre, que proviene del fondo de la demetanizadora y entra sobre el plato no. 32 de la torre absorbedora para ser usado como material absorbente.

A medida que cae por los platos de la torre, se encuentra con el gas seco que fluye en contracorriente, este contacto hace que el líquido pobre absorba el C2 del gas seco.

La torre absorbedora tiene dos circuitos de rebombeo o recirculación asociados; uno superior y otro inferior. En la parte superior existe una bomba de reflujo usada para hacer circular líquido a través de un intercambiador, que se encarga de enfriar el aceite hasta una temperatura indicada. En la parte inferior también existe una bomba de reflujo o rebombeo que envía el líquido a través de un intercambiador para bajar la temperatura y regresarlo a la torre igualmente en la

parte inferior. En los dos intercambiadores se aprovecha una corriente de propano como refrigerante.

La columna cuenta con un PDI que calcula la diferencial de presión entre la cima y el fondo de la torre para mantener un equilibrio de presión al interior de la misma y evitar sobre presión o fallas en el proceso. A su vez cuenta con dos facilidades para inyección de metanol, una en la recirculación de la cima e inferior y otra a la salida de los gases de cima, en caso de ser necesario para una emergencia por arrastres de líquidos y evitar formación de hidratos en las líneas o intercambiadores. El gas no condensado sale por la cima pasa por un horno de calentamiento para ser regenerado y luego por un condensador para eliminar líquidos; posteriormente llega a un Drum separador en donde el gas seco se une a la línea de gas combustible y los condensados al depósito de aguas aceitosas.

El aceite rico que se ha utilizado como absorbente sale por el fondo de la torre y se dirige la torre deetanizadora para seguir su proceso.

6.2.5 Regeneración. En la regeneración el gas proveniente de la recuperación de C2 pasa por el PIC quien controla la presión de la torre absorbedora. Esta corriente pasa por un horno para ser regenerado. La corriente en este lugar se divide en dos corrientes. Una de las corrientes simplemente libera exceso de presión mediante el PDIC que funciona como bypass y la otra corriente pasa por el control de flujo de entrada de gas de regeneración e ingresa al horno o calentador de regeneración.

El gas continúa y pasa entonces por un intercambiador de agua lado casco que funciona como enfriador de regenerante para enfriarse antes de entrar al tambor separador de gas de regeneración, en este tambor el agua se separa del gas; el gas va al sistema de gas combustible y el agua va a aguas aceitosas.

6.2.6 Fraccionamiento. El GLP líquido proveniente de la sección de recuperación de vapores (Lado caliente) y los fondos de la torre absorbadora de C2 entran juntamente a la zona de fraccionamiento en donde se da la separación de etano y etileno.

En esta parte se describe el proceso de dos torres muy importantes en el proceso:

- Torre Deetanizadora
- Torre Demetanizadora
- **Deetanizadora:** Esta columna recibe dos corrientes, la primera es el fondo de la torre de la depropanizadora (Butano C4 / GLP) y la segunda es el fondo de la columna absorbadora (ALC rico).

La corriente de C4 pasa primeramente a través de secadores antes de unirse a la segunda corriente y entrar a la columna; los secadores son 4 columnas que se colocan 2 en operación manualmente llevando una consecuencia mientras los otros dos se regeneran con gas caliente por cada turno de 8 horas. Este flujo se conoce como absorbente pobre de reposición y es controlado por un FIC controlador de flujo.

La segunda identificada como aceite rico que proviene del fondo de la torre absorbadora recuperación de C2. El control de nivel de la torre absorbadora recuperadora es controlado por un LIC amarrado a las bombas de succión para mantenerlo. Este flujo pasa por un intercambiador aprovechando el fondo de la torre demetanizadora cediendo calor a la entrada para aumentar un poco su temperatura para que sea más eficiente el fraccionamiento.

Estas dos corrientes se unen y entran a la columna deetanizadora (también conocida como fraccionador(a) a la altura del plato 19. Esta columna tiene en el fondo un serpentín en el que circula vapor de 50 #.

El líquido cae al fondo de la torre y entra en contacto con el serpentín de vapor de 50 psi, controlando su flujo de entrada; los vapores ascienden por la torre y se ponen en contacto con el líquido de los platos, este contacto propicia la separación mediante la cual condensan los materiales pesados y se evaporan los materiales livianos.

El fondo de la torre (líquido pesado) es enviado a través de bombas centrifugas al intercambiador de fondo de la torre demetanizadora para ceder calor y luego se divide en dos corrientes.

La primera corriente pasa por un intercambiador (lado casco) con agua suavizada y se enfría. El flujo se regula mediante un control de flujo que está en cascada con el controlador de nivel de la torre fraccionadora para mantener su nivel adecuado, y continúa hasta el almacenamiento de GLP.

La otra corriente pasa nuevamente como secuestrante a la cima de la torre absorbidora pasando primero por el lado tubos de un intercambiador, fondo de la torre absorbidora para bajar la temperatura y sea más eficiente en el proceso requerido.

Los gases livianos no condensados que salen por la cima de la torre y pasan por el lado casco de un intercambiador para bajar su temperatura y se condensan los hidrocarburos pesados que hayan sido arrastrados, para entrar al tambor de cima. En este tambor, la carga se divide en tres fases: la fase gaseosa, la fase hidrocarburo líquido y la fase acuosa.

La fase gaseosa sale por la cima del tambor y se une con los vapores provenientes de los secadores para entrar al fondo de la torre absorbadora. El hidrocarburo líquido es tomado por bombas centrifugas, una parte es enviado a la torre deetanizadora a la altura del plato 36 aproximadamente como reflujo para el equilibrio de la columna con un control de flujo, amarrado a la temperatura de vapores requerida y la otra parte enviada a la cima de la torre demetanizadora. El agua de fondo va hacia el sistema de aguas aceitosas.

- **Demetanizadora:** El hidrocarburo líquido proveniente de la cima de la deetanizadora entra por la cima de la torre demetanizadora en el plato 36 aproximadamente, esta corriente cae por los platos hacia el fondo de la torre. En la parte inferior como se explica anteriormente el rehervidor de la demetanizadora es el mismo fondo de la torre fraccionadora que con su alta temperatura calienta parte del líquido de fondo para generar vapores que ascienden por los platos de la torre.

El líquido que permanece en el fondo es una mezcla de etano-etileno y sale de la torre con un flujo controlado hacia planta de etileno. El vapor que sube por la torre se enfría mediante un condensador vertical, que es un serpentín de enfriamiento que contiene líquido frío (propano) proveniente de la zona de refrigeración, el refrigerante circula, absorbe el calor de los vapores y se condensa a su vez, regresando a la zona de refrigeración.

La columna cuenta con un control de diferencial de presión hasta la línea de vapores en la cima de la demetanizadora para mantenerla estable; estos vapores se dirigen hacia a encontrarse con la corriente de cima también de la columna deetanizadora para entrar nuevamente a la columna absorbadora.

6.2.7 Refrigeración. El refrigerante que pasa por el condensador de la cima de la torre demetanizadora se unen a vapores provenientes de los intercambiadores de

la torre absorbedora y cima de la torre deetanzadora (con flujos regulados, respectivamente) llegan al tambor de succión del compresor en donde se encuentra con una corriente de retorno que viene de la cima del Separador refrigerante de Alta Presión el cual es una línea de refrigerante de restitución, el agua o líquidos condensados en este Drum se envían al sistema de aguas aceitosas, el gas sale por la cima del tambor y entra al compresor de propileno refrigerante. A la salida del compresor encontramos un condensador de agua pasando por el lado casco.

El gas comprimido frío llega a un Drum separador vertical que tiene en la cima la salida de la corriente de retorno y una facilidad hacia la tea. El líquido sale por el fondo pasa por el lado tubos los intercambiadores mencionados anteriormente y retorna para condensar los vapores de la cima de la torre demetanzadora.

6.3 COMPONENTES PRINCIPALES DE LA PLANTA

6.3.1 Equipo Estático

- **Secadores:** La planta cuenta con dos grupos de secadores de gas de proceso, para remover el agua residual en el gas, antes de entrada al equipo frío. Cada secador contiene una capa de desecante (Tamiz molecular) y normalmente un secador estará en operación de secado, el otro en stand-by, mientras el otro está en regeneración. El gas frío desde el tambor de carga entra por la cima del secador y fluye hacia abajo a través del desecante. El gas sale por el fondo del recipiente y pasa al circuito de carga de la desmetanzadora.
- **Torre de Desmetanización:** La torre de desmetanización es una columna vertical de destilación que contiene 23 platos perforados de flujo sencillo. La primera corriente de carga entra líquido por encima del quinto plato. La

segunda corriente, que es vapor en su mayor parte, se une a los vapores de cima de la torre, que van al condensador de cima. Los componentes más pesados se condensan y van al fondo de la columna y posteriormente como carga a la planta de etileno.

- **Torre Desetanizadora:** La desetanizadora, es una torre vertical que contiene 31 platos perforados de flujo sencillo con dos boquillas de carga para mayor flexibilidad, una encima del plato 9 y la segunda encima del plato 12. En el fondo tiene un rehervidor horizontal de tipo termosifón para suministrar el calor necesario utilizando vapor de 50 PSIG como medio de calentamiento.

Los líquidos fluyen hacia abajo sobre los platos de la torre, en contracorriente con los vapores provenientes del casco del rehervidor. Los líquidos se acumulan en un colector en el plato 31 y fluyen al rehervidor, regresando a la torre por debajo del mismo plato. El vapor de 50 PSIG a los tubos del rehervidor es regulado con la salida de condensado controlar la temperatura de la torre.

Los líquidos acumulados en el fondo de la torre son retirados por la bomba y enviados como carga a la torre separadora de Propano Propileno.

- **Torre de Propileno:** La torre de Propileno contiene 69 platos de flujos sencillos, con entrada de carga encima del plato 56.

Se ha provisto de un rehervidor tipo marmita, con vapor de 50 PSIG, como medio de calentamiento en los tubos. El suministro de calor es regulado para controlar la temperatura en el plato 62, permitiendo a presión, la salida de condensado de los tubos del rehervidor.

- **Torre de Etileno:** La torre de Etileno, contiene 78 platos perforados de flujos sencillos y está provista de un rehervidor horizontal de tipo termosifón. La torre cuenta con un PDI, para medir la diferencial de presión a través de la torre o de sus secciones superior e inferior.
- **Intercambiadores:** En esta Unidad hay cuatro intercambiadores del tipo de superficie o tendida, hechos de aluminio soldado. Difieren radicalmente a la construcción de los intercambiadores convencionales de casco y tubos y tienen las siguientes ventajas sobre estos:
 - Son muy compactos. Un pie cúbico de intercambiador puede contener hasta 450 pies cuadrados de área de transferencia de calor. Esto es aproximadamente nueve veces el área de transferencia por pie cúbico de intercambiador convencional con tubos de $\frac{3}{4}$ ".
 - Son muy livianos. Fabricados enteramente de aluminio, tienen una ventaja natural de peso sobre los intercambiadores hechos de materiales convencionales.

La superficie en los intercambiadores de placas se obtiene colocando capas alternadas de láminas corrugadas de aluminio o de aletas entre láminas planas de aluminio. Cada capa es sellada en los lados con barras o canales de aluminio sólido.

Aunque estos intercambiadores tienen algunas ventajas ya mencionadas, tienen una desventaja inherente, que excluye su uso en servicio de procesos sucios. Los pasos para flujo de fluido en ellos, son muy pequeños. Una capa típica tiene una altura de solo $\frac{1}{5}$ " y las aletas de las láminas corrugadas tienen un espaciamiento típico de 14 o 15 por pulgada. Se entiende fácilmente que estos

pasos pueden restringir el flujo debido a su tamaño, si se taponan con suciedad o por formación de polímeros.

6.3.2 Equipo Rotativo

- **Compresores:** En una Unidad tan grande como ésta, los compresores de gas representan gran parte muy importante en el corazón de unidad, los fabricantes de los compresores y sus motores suministran manuales de operación de cada renglón de equipo. Se urge que cualquier relacionado con la operación o mantenimiento de esta maquinaria se familiarice con la información de los fabricantes.

Los aspectos claves para un compresor están relacionados con el flujo volumétrico, presión de descarga y eficiencia, su desempeño está basado en las características del gas que entra al compresor. Los fabricantes de compresores presentan el flujo como pies cúbicos reales por minuto. El equipo está en efecto moviendo un volumen de flujo a través del rotor y producirá una cierta carga a esa velocidad de flujo. La carga se traduce en presión basándose en las características del material. La temperatura, la presión, el peso molecular y la compresibilidad tienen un alto efecto en el desempeño del compresor.

- **Bombas Centrifugas:** Es la más común y funciona con los mismos principios que los compresores de este tipo, excepto que el líquido que manejan es incompresible. Entre algunos de los lineamientos para especificar y evaluar las bombas centrífugas se encuentran los siguientes:
 - Los gases no disueltos en los líquidos alteran la capacidad de las bombas centrífugas, produce cavitación.

- Algunos procesos requieren que la bomba funcione con bajo fluido; todas las centrífugas tienen un flujo mínimo con el que su funcionamiento es satisfactorio. Si no trabajan con ese mínimo, ocurrirá sobrecalentamiento de la bomba y menor duración de los cojinetes.
- Las bombas centrífugas no son auto cebantes y deben tener succión inundada o por debajo de una columna de fluido para que líquido pueda entrar ella por la diferencia de presión.

6.4 CUIDADO BÁSICO DE EQUIPOS

6.4.1 Cuidado Básico y Monitoreo de Bombas Centrífugas. Es importante llevar a cabo inspecciones y tareas de mantenimiento preventivo en las bombas para evitar fallas prematuras e incrementar las posibilidades de operación adecuada y segura de las bombas centrífugas, tales como:

- Inspección Visual
- Ruidos Anormales
- Vibraciones Inusuales
- Sobrecalentamiento
- Lubricación Inapropiada
- Niveles de Aceite
- Parámetros del Sistema

Inspección Visual: La inspección visual de la bomba de carga ayuda a identificar fugas que pudieran ocasionar condiciones tóxicas o inflamables y/o violaciones a leyes ambientales.

Si la presión del sistema de sello es mayor que la normal, una fuga de sello interna es probable. El no reparar y reemplazar las fugas de sello internas puede conducir

a un incendio. Es necesario mantener un buen enfriamiento para evitar sobrecalentamiento y trabado de la bomba, para casos de bombas que tienen agua de enfriamiento.

Ruidos Anormales: El ruido anormal en la bomba puede indicar una falla inminente del cojinete, que podría hacer que la bomba se pegue, o peor aún, falla catastrófica con la pérdida de contención e incendio.

Un rechinado muy agudo en el área de sello del eje generalmente indica que el empaque está demasiado apretado. Si esto ocurre, no lubricará lo suficiente para disipar el calor y podría conducir a un incendio.

Algunos ruidos adicionales relacionados con el proceso podrían deberse a vaporización de carga, discontinuidad en el flujo o muy baja presión de succión.

Vibraciones Inusuales: Un detector de vibraciones indicará si esta falla mecánica está más allá del rango permitido. Si se desea verificar las vibraciones usando la mano, deberán tomarse precauciones para evitar quemaduras. Una vibración periódica en la bomba puede indicar desalineamiento en el eje y en el acoplamiento o eventualmente causar daño al cojinete.

Las vibraciones inusuales en las cubiertas y en el cojinete de la bomba pueden indicar falla del cojinete.

6.4.2 Cuidado Básico y Monitoreo de Compresores. Existen recomendaciones para las inspecciones de este equipo, así como frecuencias típicas a las cuales deben llevarse a cabo operaciones de mantenimiento.

Esta sección trata los siguientes temas:

- Mantenimiento Diario
- Mantenimiento Periódico

Mantenimiento Diario: La siguiente lista presenta las tareas que deben realizarse cada día:

- Verificar el nivel de aceite en el cárter y añadir aceite en caso necesario
- Llenar el depósito de aceite del lubricador cada vez que se necesite
- Verificar que las 5 gotas de aceite por minuto que pasan a través del lubricador sean adecuadas para tener una buena lubricación
- Verificar la temperatura del gas, el agua y las presiones
- Escuchar atentamente para detectar ruidos extraños
- Mantener el área totalmente limpia y sin obstrucciones

Mantenimiento Periódico: La siguiente lista presenta las tareas que deben realizarse dos veces por año:

- Cambiar el aceite del cuerpo del compresor cada 4.000 a 8.000 horas de operación. Al mismo tiempo, limpiar el filtro de succión y cambiar el filtro tipo cartucho
- Recalibrar los manómetros del compresor
- Recalibrar las válvulas de seguridad (al menos cada año)

6.4.3 Cuidado Básico y monitoreo de Intercambiadores. Durante la operación de intercambiadores de calor es muy importante asegurarse que los parámetros normales de operación estén en los rangos normales.

- Toma de Lecturas de Temperaturas
- Toma de Lecturas de Flujos
- Toma de Lecturas de Niveles y Presiones

- Lavado de Líneas
- **Toma de lectura de temperaturas:** Es importante tomar lecturas periódicas de las temperaturas de los fluidos de proceso y de servicio, tanto a la entrada como a la salida del intercambiador. Variaciones significativas e inexplicables en estas temperaturas pueden ayudar a detectar problemas potenciales en la operación del intercambiador.
- **Toma de Lectura de Flujos:** Utilizar medidores de flujo para determinar el volumen de material que circula por el intercambiador por unidad de tiempo permite saber si el intercambiador está operando cerca de sus límites de diseño. Al igual que en el caso de las temperaturas, es importante buscar variaciones significativas de flujo en la corriente de proceso o en la de servicio.
- **Toma de Lecturas de Niveles y Presiones:** Las lecturas de nivel y de presión pueden resultar de mucha utilidad sobre todo en el caso de generadores de vapor y calentadores de vapor ya que las variaciones de nivel de líquido ocasionan cambios significativos en el área de transferencia de calor.
- **Lavado de Líneas.** El enjuague periódico de líneas en un intercambiador de calor permite evitar la formación de incrustaciones o ensuciamiento que pueda entorpecer el intercambio eficiente de calor entre los fluidos de proceso y de servicio.

6.5 CARGA A LA UNIDAD

La Unidad está diseñada para tratar 24 MMSCFD aproximadamente. La composición de la carga y los productos están dados en la siguiente tabla:

Tabla 1. Composición de la carga y productos del proceso

COMPOSICIÓN DE LA CARGA Y LOS PRODUCTOS

(Porcentaje molar)COMPONENTES DE LA CORRIENTE	GAS DE CARGA A LA SECCION DE RECUPERACIÓN DE C2	RESTITUCIÓN DEL ABSORBENTE	GAS DE COLA	C2/C2= PRODUCTO	ABSORBENTE RICO A LPG
H ₂ O	0.75	-	-	-	-
O ₂	0.13	-	0.18	-	-
N ₂	9.55	-	13.65	-	-
H ₂ S+CO ₂	0.05	-	-	-	-
CO	1.88	-	2.69	-	-
H ₂	24.59	-	35.14	-	-
C ₁	28.71	-	41.03	-	-
C ₂ =	14.79	-	2.12	46.86	-
C ₂	13.77	-	0.11	48.17	0.03
C ₃ =	4.12	0.32	1.75	4.61	12.78
C ₃	1.10	0.68	0.59	0.36	5.19
C ₄ =	0.20	56.13	1.43	-	46.26
IC ₅	0.29	31.02	1.06	-	25.48
NC ₄	0.06	9.84	0.23	-	8.41
C ₅ +	0.01	2.01	0.02	-	1.85

El C₂/C₂ = producto debe tener substancialmente la siguiente composición:

Tabla 2. Contenido máximo de otros componentes

COMPONENTE	FRACCION
Hidrógeno	5 ppm vol. máx.
Oxígeno	1 ppm vol. max.
CO	5 ppm vol. max.
CO ₂	10 ppm vol. max.
Azufre como H ₂ S	2 ppm vol. max.
H ₂ O	2 ppm vol. máx.
Metano	100 ppm vol. máx.
C ₃ = y C ₄ =	6% vol. máx.
Acetileno	3 ppm vol. máx.

6.6 PRODUCTO FINAL

1163,3 BPD de etano/etileno producto del fondo de la torre Demetanizadora. En la Tabla 4 se indica el flujo, temperaturas, presión y componentes de diseño del etano/etileno.

Tabla 3. Etano/etileno producto en especificación

COMPONENTES	Mol / hr	%mol
C ₂ ⁼	111,67	46,86
C ₂	114,80	48,17
C ₃ ⁼	10,96	4,60
C ₃	0,87	0,37
TOTAL	238,30	100,00

PRESION	450 psig
TEMPERATURA	34 °F
MW	29,7
LB/hr	7085

6.7 VARIABLES DE CONTROL DEL PROCESO

6.7.1 Nivel tambor de succión del compresor Etano

Rango Óptimo: 0%

Indica el nivel de líquido que condensa en el tambor de succión del compresor de etano. Su alto nivel provoca paso de líquido al compresor recíproco causando daño en internos. Su bajo nivel puede causar que el tambor no esté logrando condensar suficiente líquido, lo que podría indicar gas húmedo a la salida.

6.7.2 Presión de descarga del compresor recíproco

Rango Óptimo: 170-180 psig

Controla la presión de descarga del Compresor Recíproco, enviando los gases hacia la red de gas combustible cuando está fuera de servicio el lado frío. Su alta presión provoca sobrepresión del sistema de gas combustible o envío de gases hacia la Tea. Su baja presión produce arrastres de condensables hacia succión del compresor, causando daños y/o problemas de operación.

6.7.3 Nivel tambor de descarga del compresor de C2

Rango Óptimo: 0%

Controla el nivel de líquido del tambor de descarga del compresor de gas esponja. Su alto nivel produce contrapresión en la descarga del compresor; posible arrastre de líquido hacia torre de recuperación de agua lavado cáustico, causando dilución de cáustico.

6.7.4 Nivel del tambor de agua suavizada a la unidad

Rango Óptimo: 60 - 80%

Control de nivel del tambor de agua suavizada ajustando el flujo de entrada de agua. Su alto nivel produce rebose del tambor a la alcantarilla o flujo excesivo a la torre de recuperación de agua lavado cáustico. Su bajo nivel ocasiona falla en la restitución de agua al sistema de lavado y daño en equipo rotativo anexo por cavitación.

6.7.5 Nivel en el plato batea de la torre de recuperación de lavado cáustico

Rango Óptimo: 60 - 80%

Controla el nivel de en el plato de entrada de agua a la torre de recuperación de lavado cáustico ajustando el flujo de salida de líquido hacia el tambor desgasificador. Su alto nivel provocaría arrastre de agua hacia desgasificación y/o inundación de la parte superior de la torre. Su bajo nivel ocasiona pérdida de rectificación de lavado cáustico a los gases. Posible daño por cavitación de las bombas de circulación de agua.

6.7.6 Nivel del tanque de Soda Caustica

Rango Óptimo: 60 - 80%

Control de nivel del tanque de soda cáustica para lavado de los gases; Su alto nivel ocasionaría derrame de cáustico del tanque, causando daños al personal y al ambiente. Su bajo nivel no permite la restitución de cáustico al sistema de lavado en torre de recuperación de agua lavado cáustico. Daño por cavitación en las bombas anexas.

6.7.7 Flujo de Absorbente a Absorbedora (Aceite Liviano de Ciclo)

Rango Óptimo: 4.000 - 5.000 bpd

Controla el flujo de absorbente a la Absorbedora, si el flujo no es el indicado puede inundarse la torre; su bajo flujo ocasiona pérdida de etano-etileno y GLP hacia gas combustible debido al aumento de la proporción carga/absorbente, lo cual disminuye la eficiencia de absorción.

6.7.8 Nivel de la Absorbedora

Rango Óptimo: 60 - 80%

Control del nivel de la Absorbedora, ajustando el flujo de salida hacia la torre Deetanizadora. Su alto nivel inundaría la parte inferior de la torre, con el potencial de obstaculizar la entrada de gas de carga. Su bajo nivel quita el colchón de la torre y provocaría escape de vapores por el fondo de la absorbedora, causando sobrepresión de la torre Deetanizadora. Daño por cavitación de las bombas por bajo nivel.

6.7.9 Presión de la torre absorbedora recuperadora de etileno

Rango Óptimo: 390 – 410 PSIG

Control de la presión de la absorbedora ajustando la salida de gases de cima de la absorbedora. Si la presión es alta produce contrapresión del compresor recíproco. Si la presión es baja hay una deficiente recuperación de etano etileno debido a disminución de absorción y pérdidas de GLP hacia la cima por evaporación.

6.7.10 Exceso gas cola de absorbedora Controla presión de gas de cola de la absorbedora ajustando el flujo de desvío de gas hacia el calentador de regeneración del Secador. Si el diferencial de presión es alto aumentaría el exceso de carga en el calentador. Por el contrario si el diferencial de presión es bajo en la torre absorbedora causaría pérdidas de GLP hacia gas de cola.

6.7.11 Flujo de entrada de gas al horno de regeneración Aquí se controla el flujo de gas de regeneración que entra al calentador del horno de regeneración.

6.7.12 Temperatura de salida de gases del horno de regeneración Control de la temperatura de salida de gases del calentador del horno de regeneración del secador. Si se incrementa la temperatura en la salida del gas de regeneración puede ocasionar el corte del sistema y/o alto daño en las boquillas de los quemadores. Si la temperatura es baja la operación de los quemadores no es la adecuada y puede presentarse disparo por detección de llama.

6.7.13 Flujo de salida condensado salida de la torre deetanizadora

Rango Óptimo: 15 – 25 gpm

Controla el flujo de salida de condensado del rehervidor del fondo de la deetanizadora. Si este flujo es menor que el óptimo se presenta una deficiente recuperación de etano-etileno.

6.7.14 Nivel de la torre deetanizadora

Rango óptimo: 60 - 80%

Control de nivel (set-point) de fondo de la torre deetanizadora. Si el nivel es más alto del rango óptimo se tendría una deficiente transferencia de calor en el

rehervidor del fondo de la deetanizadora y a su vez baja recuperación de etano-etileno. El bajo nivel causaría daño por cavitación de las bombas anexas.

6.7.15 Flujo de GLP producto de la torre Deetanizadora Controla el flujo entre (1.000 - 2.500 bpd) de GLP recuperado en la torre deetanizadora.

6.7.16 Temperatura de cima en la torre deetanizadora Controla la temperatura de cima entre 40 – 55 °F de la torre Deetanizadora, en cascada con el controlador de reflujo de la columna. Si la temperatura se incrementa se produce pérdida de etano-etileno hacia gas combustible. Y si la temperatura desciende la recuperación de etano-etileno bajaría.

6.7.17 Presión de cima de la deetanizadora

Rango óptimo: 420 - 430 psig

Controla la presión de cima de la deetanizadora, si la presión aumenta se produce pérdida de etano-etileno hacia GLP. Si la presión disminuye hay contaminación de etano-etileno con GLP.

6.7.18 Nivel de torre demetanizadora Controla el nivel de fondo de la Demetanizadora entre un 30 y 60% a través de un controlador de flujo en cascada con las bombas anexas. Si el nivel es más bajo del rango óptimo hay pérdida de transferencia de calor en el intercambiador que tiene en la parte inferior con el fondo de la torre deetanizadora y puede producirse paso de vapores a la línea de producto hacia Planta de Etileno.

6.7.19 Flujo de producción de Etano-etileno Controla el flujo de etano-etileno producto hacia planta de etileno

6.7.20 Temperatura salida de gases cima de la torre demetanizadora. Controla la temperatura de gases de cima de la torre demetanizadora. Si la temperatura es muy alta hay pérdida de etano-etileno hacia gas combustible. Si es el caso contrario y la temperatura es muy baja hay paso de metano en el etano-etileno producto.

6.7.21 Presión de cima de la torre demetanizadora. Control de la presión de cima de la torre Demetanizadora que debe estar entre 430 – 440 Psig, si la presión es mayor se puede presentar arrastre de metano en el etano-etileno producto. De igual manera y la presión es baja hay pérdida de etano-etileno hacia gas combustible.

6.7.22 Presión de descarga del compresor de propileno refrigerante. La presión de descarga del compresor de propileno refrigerante es muy importante en este proceso, esta debe operar entre 190 – 200 psig. Si la capacidad del compresor se ve superada incrementa la temperatura en el propileno refrigerante, se produce disparo del compresor por alta temperatura en la descarga, disparo de la válvula de seguridad de la descarga del compresor, pérdida de transferencia de calor en los Chillers de enfriamiento, que produce deficiente operación de la torre absorbedora, deetanizadora y demetanizadora.

Si la presión requerida es menor se produce pérdida de transferencia de calor en los Chiller y los problemas serían los mismos causando deficiente operación en las torres de la planta.

6.7.23 Temperatura del absorbente (ALC). La temperatura óptima del ALC para ser utilizado en la torre absorbedora debe estar entre -25 y -20 °F, si la temperatura es mayor pierde su función y se perderían productos valiosos (GLP, etano etileno) y se irían hacia la red de gas combustible. Pero si la temperatura es baja el absorbente llevaría exceso de metano hacia la deetanizadora.

6.8 PROCESO DE ARRANQUE Y PARADA

6.8.1 Arranque. El procedimiento de arrancada es presentado para ser usado como una guía, para que el operador lleve a la Sección de Etileno I a condiciones de diseño y seguridad como se requiere para iniciar el proceso. Todas las operaciones deben ser coordinadas para proveer una ordenada y segura arrancada.

- **Procedimiento general de arrancada.** Los primeros equipos de proceso para ser alineados en la sección lado frío son: La torre separadora de refrigerante la cual entrará en servicio usando carga de Propano-Propileno proveniente de la depropanizadora la unidad recuperadora de vapores calientes, esta carga es temporal y se utilizará hasta conseguir un stock suficiente de propileno refrigerante, el cual pasará primero por los secadores.

Previamente antes de ponerla en servicio, todo el sistema ha sido presionado con gas tratado, el cual desplazó el gas inerte que tenía el equipo.

También los secadores han sido regenerados con gas seco de turbo-expander y alineado uno de ellos para recibir la carga después de haber sido sometida a los tratamientos de remoción de sulfuro de hidrógeno (H_2S) y haberse tratado con soda para eliminar el CO_2 .

6.8.2 Parada. Igual que con los procedimientos de arrancada presentados antes debe recordarse que todas las operaciones deben ser coordinadas para obtener una apagada ordenada de la unidad.

- Procedimiento general de la parada

- La torre desmetanizadora será la última en ser sacada de servicio, debe recordarse que este sistema, incluyendo los intercambiadores de carga, es afectado por la pérdida de otros sistemas y debe ser ajustado de acuerdo.
- Se continuará el flujo de carga hasta cuando todos los líquidos refrigerantes sean vaporizados y todos los líquidos de proceso sean presionados de la desmetanizadora y las torres que le siguen.
- La carga a la desmetanizadora debe ser ajustado para mantener el chorro de gas pobre por encima de 32 °F antes de ser enviado a gas combustible.
- Se cortará la carga a la torre de Etileno convirtiendo el sistema de cima de la desmetanizadora para entregar vapor en lugar de productos líquidos. Una vez suspendida la carga a la torre, la entrega de Etileno producto puede ser suspendida también, para asegurarse que no envía producto fuera de especificaciones al consumidor.
- Se suspenderá gradualmente el reflujo y la condensación de cima, vaporizando el inventario de la torre a gas combustible. También se sacará de servicio el sistema de refrigeración de Etileno al tiempo, descargándose su inventario.
- Como se mencionó anteriormente, la operación de la desmetanizadora fue cambiada para producir vapores de cima. Luego se reducirá y suspenderá el flujo a la torre, vaporizando a gas pobre el inventario de cima. Cuando se corte la carga desde la desmetanizadora, el inventario restante de la torre será bombeado a la torre separadora de Propano Propileno o drenado al cabezal frío. Entonces se depresionará la torre.
- En el compresor de gas se mantendrá el flujo de carga de gas hasta cuando el tren de carga de la desmetanizadora y la torre se hayan calentado y hasta

cuando se haya vaporizado el inventario de propileno refrigerante. Se sacará entonces de servicio el enfriador de carga de los secadores y se parará el compresor. La carga de gas será enviada a gas combustible antes de la torre depuradora con soda caustica y agua.

6.9 EMERGENCIAS

Se desea que esta unidad permanezca en operación por largo período de tiempo y ha sido diseñada para que esto pueda hacerse. Se ha provisto equipo de relevo en servicios críticos para poder mantener la producción si es necesario reparar ese equipo. Se han provisto bombas de relevo en la mayoría de los servicios para permitir reparaciones sin suspender producción. Se ha provisto un sistema de inyección de metanol para remoción o prevención de la formación de hidratos que podrían afectar la producción. Los sistemas de refrigeración tienen facilidades de purga para mantener la pureza del refrigerante. Se ha intentado eliminar tantas causas de apagada de la Planta como es económicamente práctico.

A pesar de la seguridad de producción inherente a la unidad, hay muchas emergencias que pueden ocurrir y que pueden causar apagadas no programadas totales o parciales. Ejemplos de estas emergencias, pueden ser la falla de suministro de carga a la Unidad o de servicios críticos, o la falla de un equipo tal, como un compresor importante. En general, cualquier apagada debido a circunstancias imprevistas, debe llevarse a cabo siguiendo el procedimiento normal de apagada tan cerca como sea posible. Por supuesto que los procedimientos deberán ser modificados, según sea la naturaleza de la apagada. Las decisiones acerca del procedimiento deberán ser tomadas por los encargados de la Unidad en el momento de la emergencia.

El objetivo principal durante cualquier apagada de emergencia debe ser prevenir el desarrollo de condiciones inseguras. El segundo objetivo es mantener la unidad cerca o en condiciones normales de operación para facilitar su puesta en marcha nuevamente. Deben tomarse los pasos necesarios para prevenir aumentos de temperatura en el equipo, reduciendo el flujo de calor, tales como encendido de los hornos y rehervidores de las torres. Deberán evitar las presiones altas venteando las torres y recipientes a la tea en lugar de esperar que abran las válvulas de seguridad.

El manejo exitoso de la Unidad durante cualquier emergencia dependerá de la viveza de los operadores y de su habilidad para reconocer rápidamente las situaciones anormales y tomar la acción correctiva necesaria. Los operadores pueden estar preparados para emergencias, teniendo la Unidad bajo estrecha observación. Deben considerarse constantemente cualquiera y todas las emergencias posibles que puedan ocurrir y planear la acción contra tales emergencias.

Bajo los títulos que siguen se dan unos pocos ejemplos de emergencias que podrían ocurrir y algunos puntos para recordar en el manejo de tales situaciones que llegaren a presentarse. Estos no son procedimientos de apagada y se mencionan solo como ayuda para los operadores en sus planes de acción para manejo de emergencias.

Los operadores deben confiar en su propia habilidad, juicio y experiencia para estar preparados para cualquier y todas las emergencias que pudieran suceder.

6.9.1 Falla de agua de enfriamiento. La pérdida del suministro de agua de enfriamiento a la Unidad es la más crítica interrupción de servicios que puedan ocurrir porque puede dar lugar a una apagada inmediata y total de la Unidad.

Deberán apagarse todos los compresores debido a la pérdida de los condensadores de superficie y de otros enfriadores y condensadores.

Como se perderán los sistemas de refrigeración, el inventario líquido de la Sección Fría se vaporizará y debe ser venteado a la tea o a gas combustible.

Cuando se reasume el agua de enfriamiento deberá ponerse la Planta en línea nuevamente tan pronto como sea posible, para prevenir el deterioro de las temperaturas de operación.

En el caso de falla parcial de agua de enfriamiento tal como la reducción de la presión, no será necesario apagar la Unidad. Deberán reducirse las ratas como sea necesario, de acuerdo con el enfriamiento disponible.

6.9.2 Falla de aire de Instrumentos. La falla del suministro de aire de instrumentos solo no constituye una emergencia mayor, ya que se han tomado provisiones para suministro de aire de emergencia desde el sistema de aire industrial. En caso de falla simultánea del aire de planta, lo mismo que del aire externo, sería necesario apagar la unidad, ya que se perderían todos los controles neumáticos y no sería práctico operar una planta de este tamaño, por manipulación manual de docenas de válvulas de control.

Los operadores deben estar preparados, sin embargo, por fallas de aire de instrumentos de esta clase, sea que afecten toda la unidad o solo uno o dos instrumentos. Deben conocerse la acción de los controles en falla de aire, en particular, aquellos en servicios críticos, tales como regulación de velocidad de compresores.

6.9.3 Falla de los compresores. La pérdida del compresor de gas y del compresor de Propileno (refrigerante) serían las fallas más importantes de equipo

en la Unidad. Se perdería la carga de gas a la sección fría, la cual se iría automáticamente a gas combustible. La pérdida de la refrigeración de propileno traería consigo la pérdida de la de Etileno, debido a la pérdida del condensador.

Esta pérdida total de refrigeración significa el calentamiento de la sección fría, con la vaporización de los inventarios líquidos a la tea o a gas combustible.

6.10 MUESTRAS Y RUTINA DE TOMA

Todas las muestras se toman 3 veces en el día, en cada turno de 8 horas.

Etano Etileno Producto: Se realiza análisis de Metano, etano, etileno, acetileno, propano, Iso butano, Normal butano y total de Olefinas

Butano Producto

Propano Producto

Gas de Cola (gas residual)

GLP

6.11 CONSUMIBLES DE LA UNIDAD

6.11.1 Tamices moleculares. La siguiente cantidad de linde tipo 3A o tamices moleculares equivalentes son necesarios: 37460 lb, en bolas de 1/16". La cantidad anterior se distribuye como sigue:

En los secadores de gas de carga se utilizan 34.000 lb.

En los secadores de aceite pobre se utiliza 3.460 lb.

La cantidad de arriba cubre la carga inicial solamente para las especificaciones de la vasija y deben estar a la mano antes de la arrancada inicial de la unidad.

6.11.2 Soda de 10° Be. Los requerimientos estimados para la operación de la unidad por un periodo de 120 días son de 120000 galones.

Es de notar que la soda de 10°Bé es almacenada en un tanque de almacenamiento localizado en el área externa a la planta.

6.11.3 Metanol. La cantidad de Metanol requerida es la suficiente para secar la absorbadora-recuperadora de C₂, fraccionaria de aceite rico y la demetanizadora, aproximadamente 30 Tambores de 55 galones de Metanol grado comercial

6.12 PROBLEMAS OPERACIONALES DE LA UNIDAD

1. La torre depropanizadora opera con altos flujos de líquido a través de los platos, aproximadamente hasta un 95%, tomando como base el diseño original de la torre que corresponde a platos perforados, se tiene conocimiento que a la torre se le realizaron modificaciones en algunos platos pero no se encontró información sobre el diseño de los platos.
2. El compresor de gas húmedo está operando en el límite de la condición de diseño ya que el diseño original indica un flujo de 15250 ft³/min o 96411 lb/h, cualquier modificación operacional que aumente el flujo de gas húmedo excederá la capacidad del compresor.

3. La torre absorbedora opera con una baja relación L/V (reflujo vaporizado) lo cual disminuye la eficiencia de absorción generando pérdidas de compuestos valiosos como el propileno, el cual se degrada a gas combustible en la corriente de gas esponja.
4. La torre despojadora realiza un excesivo despojo de etano-etileno, generando un arrastre de propano-propileno al tambor de alta presión ocasionando las mayores pérdidas de propileno y bajos porcentajes de recuperación ya que estos componentes no se alcanzan a retener en la absorbedora primaria por las bajas eficiencias de absorción.

6.13 ALTERNATIVAS DE MEJORA

Como resultado del análisis realizado a la unidad en base a las calidades de las cargas actuales, la capacidad máxima de los equipos existentes y las evaluaciones de operación se plantea evaluar y seleccionar la mejor alternativa que garantice la solución a la problemática actual de la unidad. Las alternativas se mencionan a continuación:

- Mejorar el desempeño de la absorbedora primaria aumentando la relación L/V a través del incremento del flujo de absorbente. Esto aumentaría el factor de recuperación.
- Mejorar el desempeño de la absorbedora recirculando Nafta debutanizada como absorbente. El factor de recuperación se incrementa hasta 80.1%.
- Mejorar el desempeño de la absorbedora adicionando un sistema de enfriamiento de las corrientes de alimentación a la torre. El factor de recuperación incrementa hasta 90.7%.

7. CONCLUSIONES

Se debe tener claro cuáles son los rangos máximos y mínimos de operación de cada equipo, con el fin de mantener su confiabilidad operativa, de manera que no se exceda su capacidad máxima ocasionando daños en sus partes mecánicas o fijas y tampoco que los equipos operen por debajo del rango mínimo afectando el proceso por baja carga.

Los operadores de campo o patio deben verificar continuamente la operación correcta de los equipos físicamente en lectura de presión, temperatura y flujos donde aplique; ya que muchas veces las señales transmitidas al centro de control no coinciden, con el fin de evitar daños en los productos, emergencias operacionales o ambientales.

Es de suma importancia la deshidratación que sufre el gas de interés antes de llegar a la zona de expansión en la primera etapa de entrada a la unidad, desde aquí se puede evitar la formación de hidratos en el proceso; que pueden afectar el funcionamiento adecuado de la planta.

Es necesario verificar continuamente el estado del tamiz molecular de los secadores y que no supere el tiempo de vida útil (3 años) y realizar monitoreo de humedad para establecer los ciclos adecuados de regeneración.

Los sistemas de control de las variables de procesos presentes en todo el proceso de la unidad son de suma importancia ya que permiten una mejor calidad en los productos obtenidos producción de líquidos del Gas Natural.

BIBLIOGRAFÍA

ECOPETROL S.A., Gerencia Complejo Barrancabermeja, Manual de Operaciones Unidad Recuperadora de Vapores, 1999.

MENDEZ, A. Etileno [En línea], disponible en: <http://quimica.laguia2000.com/quimica-organica/etileno> [citado en 11 de Octubre de 2014]

PEÑA LIZCANO, Juan Camilo. Diagnóstico y recomendaciones para el aumento de la producción del sistema de recuperación de etano etileno de la planta de ruptura catalítica UOP I. (gerencia complejo barrancabermeja-ecopetrol). Bucaramanga 2007. Trabajo de grado (Ingeniero Químico): Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas.

QUPUSCO ESCOBEDO, J. Proyecto técnico para la implementación de un complejo petroquímico que Produzca polietileno (pe) y polipropileno (pp) A partir del propano obtenido de los líquidos del Gas natural de Camisea. Lima 2004. Trabajo de grado (Ingeniero petroquímico). Universidad Nacional de Ingeniería. Facultad de Ingeniería de Petróleos.

WIKIPEDIA ENCICLOPEDIA LIBRE. "Producción de olefinas" [en línea]. Disponible en < http://es.wikipedia.org/wiki/Producci%C3%B3n_de_olefinas>. [fecha de consulta: 11 de octubre del 2014].