



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE
MÉXICO

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

**PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN
INGENIERÍA**

FACULTAD DE QUÍMICA

**DIAGNÓSTICO DEL ESTADO DE OPERACIÓN Y PROPUESTA
DE MEJORA PARA EL PROCESO GIRBOTOL (PLANTA U11)
CON EL FIN DE INCREMENTAR LA RECUPERACION DE
AZUFRE DE LA REFINERÍA ANTONIO M. AMOR**

T E S I S

QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE

MAESTRO EN INGENIERÍA

CAMPO DE CONOCIMIENTO - CAMPO DISCIPLINARIO

P R E S E N T A

CESAR MATEU DOMINGUEZ

TUTOR

DR. JOSÉ FERNANDO BARRAGÁN AROCHE

2010





Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

JURADO ASIGNADO:

DR. ALEJANDRO LARA MÁRQUEZ

DR. PEDRO ROQUERO TEJEDA

DR. MARTÍN GUILLERMO HERNÁNDEZ LUNA

Lugar o Lugares donde se realizó la tesis:

Universidad Nacional Autónoma de México
Refinería “Francisco I. Madero”

TUTOR DE TESIS:

DR. JOSÉ FERNANDO BARRAGÁN AROCHE

FIRMA

AGOSTO 2010

AGRADECIMIENTOS

A mi empresa PEMEX-REFINACIÓN y a la Refinería “Ing. Antonio M. Amor” por darme la oportunidad de alcanzar este logro en mi vida; con el firme propósito que esto represente un beneficio mutuo y pueda llevar a la práctica los conocimientos adquiridos durante el desarrollo de ésta maestría.

A la Universidad Nacional Autónoma de México y muy especialmente al personal de la Facultad de Química del Área de maestría, por todas las atenciones y facilidades prestadas a lo largo de todo el período de adaptación que tuve en mis nuevos estudios universitarios.

A mis compañeros de trabajo de la Refinería y Oficinas Centrales; por su apoyo, su participación e interés en mi proyecto. Por entender que esto representa un significativo esfuerzo en esta etapa de mi vida, lo que le imparte doble merito.

A mi asesor, el Dr. José Fernando Barragán Aroche, por sus consejos, paciencia y opiniones que sirvieron para que me sienta satisfecho en mi participación dentro de éste proyecto de tesis. Gracias por la confianza.

A mis amigos y compañeros de la maestría, por cada ayuda, por cada pedazo de tiempo y enseñanza compartida. No olvidaré sus consejos, comentarios y observaciones durante las clases y fuera de ellas. Gracias a cada uno por hacer que mi estancia en la UNAM, fuese mucho más llevadera.

Al maestro, Manuel Vázquez Islas, por su fortaleza espiritual; que quienes lo conocemos, llegamos sin duda a estimarlo y además porque es para mí y seguramente para otros de mis compañeros uno de los mejores maestros que nos impartió sus conocimientos sin reservas, poses o condiciones.

Al comité evaluador por sus contribuciones que impartieron un valor agregado a mi trabajo de tesis con sus apreciables observaciones:

DR. ALEJANDRO LARA MÁRQUEZ
DR. PEDRO ROQUERO TEJEDA
DR. MARTÍN GUILLERMO HERNÁNDEZ LUNA

DEDICO ESTE TRABAJO A

A Dios

Por permitirme llegar hasta este momento y lograr otra meta más en mi carrera.

A mis hijas Melisa y Sabine

Por su cariño, comprensión y apoyo sin condiciones ni medida. Gracias por disculparme por las ausencias involuntarias de sus vidas, en el objetivo de alcanzar esta meta y espero fervientemente que esto sea un ejemplo para el largo camino que deberán recorrer para hacerse personas de bien. Las amo con todo mi corazón.

A mi esposa Elisa

Por su apoyo, comprensión y amor. Gracias por ser tener paciencia y determinación y sobre todo por la dualidad de funciones que realiza en mi ausencia. Dios te bendiga.

A mis padres (†)

Donde quieran que estén.

A mi hermana Carmen

Por encomendarme siempre con Dios para que saliera adelante. Yo sé que sus oraciones son escuchadas. Por tu carácter de madre para conmigo y mis demás hermanos.

A mis hermanos.

Por sus comentarios y opiniones, por el apoyo incondicional y por la confianza que me tienen cada vez que emprendo algo nuevo. Dios esté con ustedes.

A mis cuñados.

Por su desprendido apoyo, por su aporte espiritual a mi familia, por el amor que les dan a mis hijas y por todo el interés que muestran para que seamos una obra de Dios.

A cada uno de los maestros

Que participaron en mi desarrollo profesional, a todos aquellos que han logrado motivarme y hacerme reflexionar durante toda mi vida, sin su ayuda y conocimientos no estaría en donde me encuentro ahora.

A mis ahijados Hernán y César

Por ser personas de bien, disciplinados y bien portados, que esto motive a no bajar la guardia y mantener el paso hacia la meta que sus padres tanto anhelan y por la cual hacen tantos sacrificios. Dios les cuide.

A todos mis amigos

Por compartir mis reflexiones, por ser personas emprendedoras y comprometidas, soy afortunado en contar con su amistad.

**Gracias a la vida que me ha dado tanto
Me dio dos luceros que cuando...**

.....
Gracias a la vida, gracias a la vida.

Violeta Parra (1917-1967). Chilena.



ÍNDICE

Resumen.....	3
Abstract.....	4
0.0 Generalidades.....	5
0.1.- Introducción.....	6
0.2.- Contexto global.....	6
0.3.- El H ₂ S en los gases combustibles.....	7
0.4.- Objetivos.....	8
0.5.- Descripción general de la planta.....	8
0.6.- Descripción del proceso.....	8
0.7.- Lista de Equipo de la Planta U11.....	10
0.8.- Metodología seguida.....	11
1.0.- Análisis de datos de la Planta.....	12
1.1.- Bases para la aplicación de un análisis estadístico de variables.....	13
1.2.- Análisis de variables del proceso.....	14
1.3.- Análisis estadístico de variables.....	16
1.3.1.- Variables de flujo.....	17
1.3.2.- Variables de presión.....	21
1.3.3.- Variables de temperatura.....	24
1.3.4.- Desviaciones más significativas de las variables.....	34
1.3.5.- Causas que originan las desviaciones más significativas de las variables.....	34
1.3.6.- Conclusiones basadas en el ejercicio de la estadística.....	34
1.4.- Distribución de cargas a la Planta u11.....	35
1.5.- Comparativa del flujo de gas amargo de carga a la Planta U11.....	36
1.6.- Comparativa del flujo de gas dulce producido en la Planta U11.....	37
1.7.- Flujo de gas ácido producido en la Planta U11.....	37
2.0.- Proceso.....	38
2.1.- Datos de diseño.....	39
2.2.- Incremento de capacidad (gases amargos a desfogue).....	41
2.3.- Simulación del proceso.....	42
2.3.1.- Premisas consideradas.....	42
2.3.2.- Condiciones operativas de diseño.....	42
2.3.3.- PDF case simulación.....	43
2.3.4.- Validación del modelo de simulación.....	44
2.3.5.- Modelo en tiempo real con el PI.....	45
3.0.- Análisis operacional.....	46
3.1.- Planteamiento de las propuestas.....	49
3.2.- Equipos de procesos en Planta Girbotol (U11).....	49
3.2.1.- Separador de gases amargos 11C1.....	49
3.2.2.- Tambor de flash DEA rica (equipo nuevo).....	51
3.2.3.- Intercambiador DEA rica vs. DEA pobre 11E3AB/11E103AB.....	52
3.2.4.- Rehervidor fondo Torre Agotadora 11E5 / 11E105.....	53
3.2.5.- Control de presión de la Torre 11C3 (PRC3/3A).....	55
3.2.6.- Tanque de Balance de Amina 11D1.....	56
4.0.- Desarrollo de propuestas.....	57
4.1.- Separador de Gases Amargos 11C1.....	58
4.1.1.- Desventajas Arreglo Actual.....	58
4.1.2.- Arreglo Propuesto.....	60
4.2.- Tambor de Flash DEA Rica (Equipo Nuevo).....	63
4.2.1.- Desventajas Arreglo Actual.....	63
4.2.2.- Arreglo Propuesto.....	64

ÍNDICE

4.3.- Intercambiador DEA Rica vs. DEA Pobre 11E3AB / 11E103AB.....	72
4.3.1- Desventajas Arreglo Actual.....	72
4.3.2- Evaluación del Cambiador.....	72
4.3.3- Instalación de un Cambiador adicional.....	75
4.4.- Rehervidor de DEA fondo Torre Agotadora 11C3.....	75
4.4.1- Desventajas Arreglo Actual.....	77
4.4.2- Arreglo Propuesto.....	77
4.5.- Control de presión de la Torre 11C3 (PRC3/3A).....	83
4.5.1- Desventajas Arreglo Actual.....	84
4.5.2- Arreglo Propuesto.....	84
4.6.- Tanque de Balance de Amina 11D1.....	86
4.6.1- Desventajas Arreglo Actual.....	87
4.6.2- Arreglo Propuesto.....	87
5.0.- Cuadro Comparativo de las propuestas.....	91
5.1.- Separador de Gases Amargos 11C1.....	92
5.2.- Tambor de Flash DEA Rica (Equipo Nuevo).....	93
5.3.- Intercambiador DEA Rica vs. DEA Pobre 11E3AB / 11E103AB.....	94
5.4.- Rehervidor de DEA fondo Torre Agotadora 11C3.....	95
5.5.- Control de presión de la Torre 11C3 (PRC3/3A).....	96
5.6.- Tanque de Balance de Amina Pobre (11D1).....	96
6.0.- Conclusiones.....	97
7.0.- Bibliografía.....	99
8.0.- Webgrafía.....	101
9.0.- Lista de Gráficas y tablas	102
9.0.- Pensamientos.....	105



RESUMEN

En el presente trabajo se reflejan las alternativas técnicas que se tienen para darle solución a la problemática de la confiabilidad en la instalación. Aquí se toman en cuenta las observaciones realizadas por el personal operativo del área, así como por personal de Ingeniería de Proceso con la firme convicción de generar un proyecto apegado a las necesidades presentes y futuras, que sea y que tenga validez como referencia y apoyo en la ejecución de la etapa de la Ingeniería Básica.

Se ha intentado cumplir con el objetivo de analizar detalladamente los principales impactos operativos, plenamente conocidos y reconocidos por el personal operativo; se ha realizado un análisis estadístico de las variables que se utilizan para el control del proceso, a fin de precisar confiabilidad en las mediciones, se han manifestado áreas de oportunidad en algunos registros que son cuantificados a la vez por 2 dependencias de la Refinería.

Para llevar a cabo esto, se ha utilizado las herramientas computacionales disponibles en la Refinería y en la UNAM, se usa el programa ampliamente extendido en el mundo de la Ingeniería Química, llamado HYSYS. En el desarrollo de ésta tesis se han tocado diferentes problemática como la escasa instrumentación en equipos claves que impactan significativamente en el control del proceso y limitan la optimización del tratamiento, creando verdaderos cuellos de botella que se vienen a constituir como escenarios por así decir “normales” con los que conviven el recurso humano que opera la instalación.

El objetivo propuesto al inicio del presente trabajo se ha cumplido, evaluando según se consideró la mejor propuesta, misma que con anterioridad ya habían sido establecidas por algún grupo de especialistas externos o por la valiosa experiencia de técnicos calificados que operan y/o han operado la unidad. La validación del modelo simulado de la planta se realizó con la Paquetería de Amina del simulador, pero ya con anterioridad se había simulado con otras herramientas obteniéndose resultados similares.

Las propuestas plantean mediante un lenguaje claro, lo demandado para conseguir el objetivo planteado en el desarrollo de cada uno de los 6 puntos detectados y acordados con el área de producción, manifestando las desventajas detectadas en el arreglo actual, intentando con la propuesta desarrollada cubrir todas las debilidades expuestas y resguardar con otras que vendrían como beneficio adicional al implantar la modificación presentada.

Se han considerado soluciones con inversiones mínimas, los menos cambios posibles de equipos para que no represente un impacto significativos en la aplicación del presupuesto y tenga buenas posibilidades de llevarse a cabo a corto plazo; con esto justamente cumplir el enfoque de invertir en proyectos de orden ecológico, toda vez que se trata de la recuperación de azufre y antecede a un proceso como el Claus, donde se evalúa el cumplimiento de la Norma, que establece los parámetros de recuperación de contaminante en la Refinería.

Finalmente, en el cuadro comparativo se establece de una manera rápida la conveniencia de cada una de las propuestas evaluadas, los cálculos desarrollados fueron consultados en oportunidad con especialistas de la Refinería y de la UNAM, con el objetivo de utilizar herramientas conocidas y reconocidas en el ámbito petrolero.

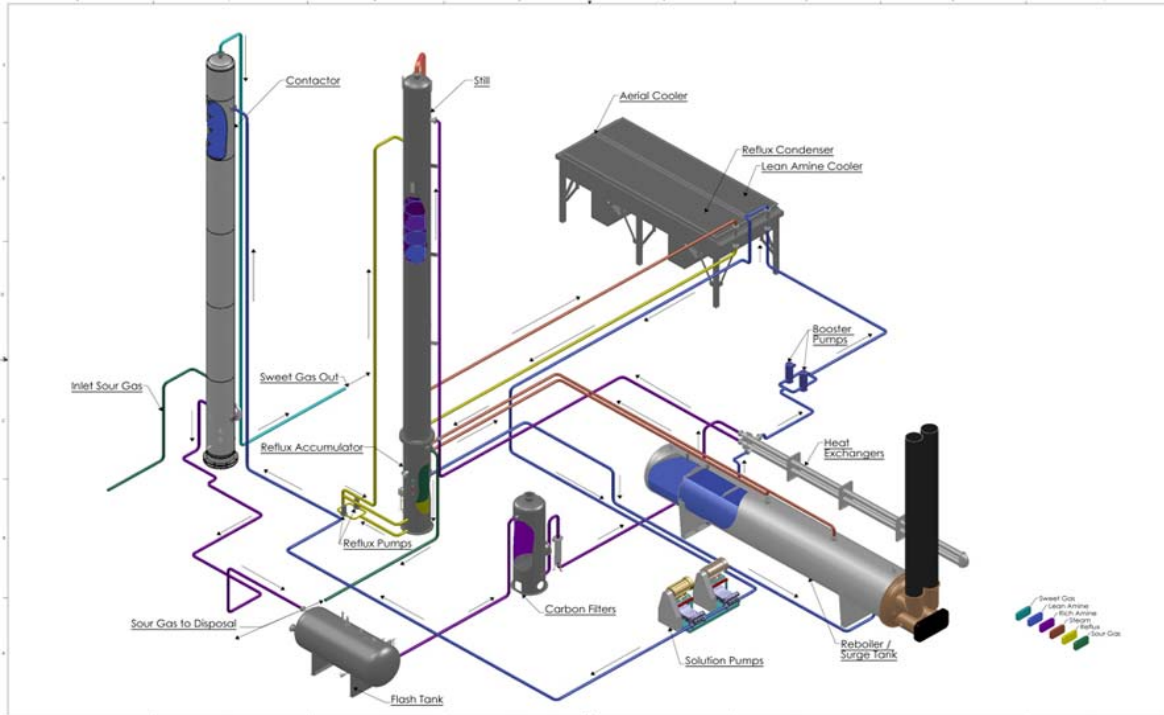


Figura 1. Esquema de una Planta de Tratamiento de Gases Amargos con Amina.

ABSTRACT

Diagnosis and proposals for improving Girbotol process (Plant U11).

Components as H₂S and CO₂ are contaminants in many parts of hydrocarbon processing industry. The Girbotol process is widely used to separate acid components (H₂S and CO₂) of the gas streams; the reliability in this type of ecological processes is fundamental to avoid economic sanctions. The incorporation of technological resources that help process engineer to segregate these contaminants and to separate the products is very important. The projects aimed at solving operational problems are very valuable, for the continuing operation of any installation, even for ecological character committed to maintain a friendly relationship with the community. In this work a set of drastic changes with a moderate investment are proposed to achieve the process stability that facilitates the accomplishment of operational programs and goals according to the financial condition of the Refinery.

The considerations and recommendations made by the operation staff were included, in order to look for solutions to problematic operative scenarios that aggravate corrosion evolution which damage the plant integrity. We consider the inclusion of new equipment (static and dynamic), instrumentation, and devices of last generation.

The process simulation, statistical data, laboratory data and balance sheet information were helpful tools to propose a conceptual engineering pack and then establish a reliable Girbotol plant operation in both trains of sour gas treatment.

0.0.- GENERALIDADES

0.0.- GENERALIDADES

0.1.- INTRODUCCIÓN

El presente estudio se centrará en analizar la operación de la planta tratadora de hidrocarburos con Dietanolamina (U11), de la Refinería “Ing. Antonio M. Amor”, Salamanca, Guanajuato; para identificar los problemas presentes y proponer alternativas basadas en esquemas evaluados de ingeniería que se constituyan en la base para elegir el mejor esquema y realizar una Ingeniería Básica, a fin de aumentar la confiabilidad operativa y la recuperación de las corrientes amargas de ésta Refinería, en miras a dar cumplimiento a las regulaciones presentes y/o futuras.

0.2.- CONTEXTO GLOBAL.

El proceso Girbotol es parte integral de las llamadas “Plantas Ecológicas”, que se encargan de controlar los niveles de los contaminantes manejados dentro de la Refinería, en específico del contenido de azufre (como Ácido Sulfhídrico) y del Bióxido de Carbono, que reciben el termino de “gas ácido”. Ésta unidad de proceso consta de 2 trenes (Oriente y Poniente) que en conjunto tienen una capacidad de placa de 678,390 m³n/día de Gases Amargos, mismos que al ser tratados se dividen en Gases Dulces y Gases Ácidos, estos últimos se constituyen como la carga al proceso Claus de la refinería para la producción de Azufre líquido.

Las plantas Hidro-desulfuradoras de Destilados Intermedios (U7 y U8), la Hidrotratadora de Lubricantes (U4), la de Gas Licuado (U13) y de Naftas (HDS₂ y HDS₃), envían sus gases amargos hacia el proceso Girbotol de la refinería, con la finalidad de separar el Ácido Sulfhídrico contenido en los hidrocarburos procesados en la refinería y así producir Gas combustible adecuado para la combustión en hornos y calderas.

En el proyecto de combustibles limpios se tiene planeada la construcción de una nueva planta del proceso Claus, a fin de contar con la capacidad futura para recuperar la mayor cantidad del Azufre posible; en un crudo cuyo contenido de pesados se incrementa cada vez más. Los procesos asociados con los combustibles limpios relacionados con las aplicaciones de requerimientos ambientales más estrictos, están encaminados a obtener combustibles más amigables con el medio ambiente; en éste contexto la confiabilidad de la planta U11, es vital para las instalaciones que producen Gases Amargos y que requieren segregarlos para obtener gases limpios que se pudiesen utilizar para la combustión, por otro lado la obtención del Azufre que sirve para determinar la eficiencia en el cumplimiento de la Norma que monitorea el porcentaje de recuperación de éste contaminante en el centro de trabajo, hace pensar que la continuidad operativa de las mencionadas instalaciones, ésta seriamente comprometida si el proceso Girbotol no opera bajo estándares adecuados.

Actualmente la planta Girbotol, presenta una serie de deficiencias que dificultan su operación estable y limitan una mayor incorporación del Ácido Sulfhídrico a las corrientes amargas y en consecuencia disminuyen la recuperación global del azufre de la refinería, ésta deficiencia no tiene una significancia tal que impida dar, en éstos momentos cumplimiento a la Norma.

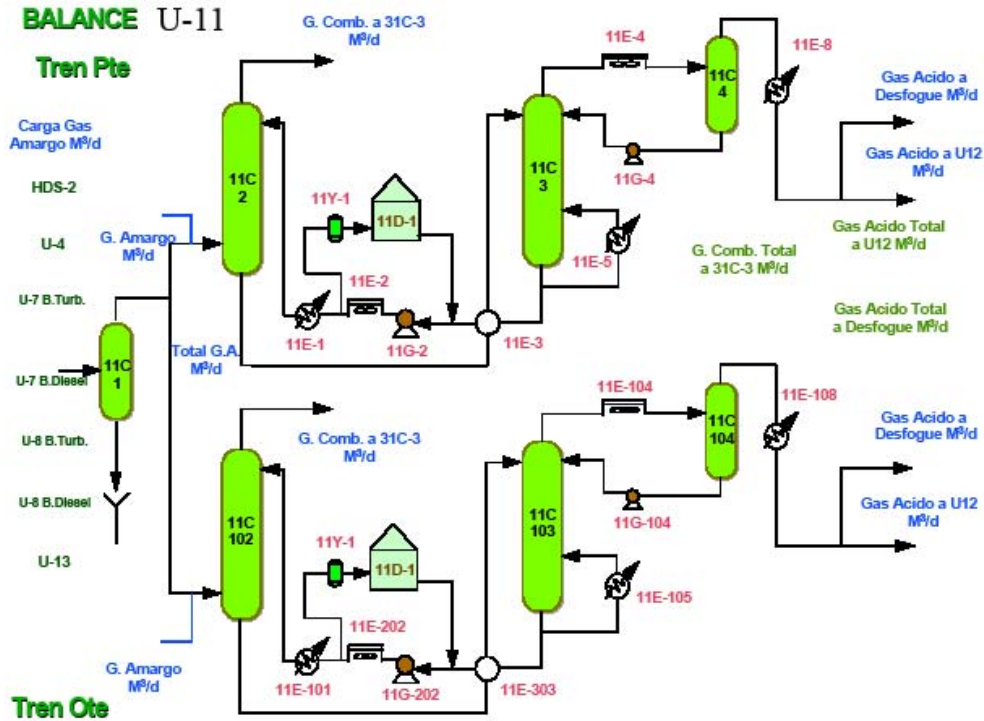


Figura 2. Diagrama Planta U11 Refinería "Ing. Antonio M. Amor", (tren Poniente y Oriente).

0.3.- EL H₂S EN LOS GASES COMBUSTIBLES.

Dado que la Norma Oficial Mexicana NOM-022-SSA1-1993 (Salud Ambiental) del 18 de Agosto 1994, para proteger la salud de la población susceptible, establece que la concentración de Bióxido de Azufre como contaminante atmosférico no debe rebasar el valor normado de 0.13 ppm promedio de 24 horas una vez al año y 0.03 ppm como media aritmética anual, se deberá tener especial cuidado de no quemar gases combustibles con contenidos fuera de los límites (en referencia a gases ácidos), a fin de no realizar emisiones en las fuentes fijas de la Refinería, toda vez que existen dispositivos localizados en distintos puntos de la localidad a fin de monitorear los niveles de contaminación, que podrían potencialmente "disparar" una precontingencia ambiental, la cual alertaría a la comunidad sobre la calidad del Aire.

El 28 de Noviembre de 2007, en el Diario Oficial (tercera sección) se publica la Norma Oficial Mexicana NOM-148-SEMARNAT-2006, sobre contaminación atmosférica, de la recuperación de azufre proveniente de los procesos de refinación del petróleo; que entró en vigor para la Refinería "Ing. Antonio M. Amor" el mismo 01 de Marzo del 2008, la cual demanda la recuperación del 90% para el total de azufre que entre a la Refinería, por la producción de azufre de la Refinería y los productos ofertados hacia los consumidores finales en el día a día. Como se puede apreciar, esto conlleva implicaciones legales en caso de incumplimiento de lo ahí estipulado, para el centro de trabajo.

0.4.- OBJETIVOS

Analizar detalladamente los problemas operativos de la planta U11 (ensuciamiento, erosión, espumación, desactivación de amina, flujos típicos, descontroles operacionales más frecuentes, etc.) a fin de precisar el estatus inicial del sistema, con ayuda de alguna técnica estadística.

Desarrollar propuestas que contengan modificaciones viables y con mediana inversión a fin de asegurar la recuperación operativa del sistema y la capacidad de respuesta ante los retos venideros en materia ecológica.

Realizar cuadros comparativos de las propuestas de mejora que solucionen o mitiguen los problemas de mayor significancia, en referencia con los datos actuales y con los datos de diseño disponibles.

0.5.- DESCRIPCION GENERAL DE LA PLANTA

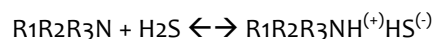
La Planta U11 pertenece a la Superintendencia General de Operación y está adscrita al Sector Operativo 4. Desde su inicio de operaciones en 1970, su objetivo principal es separar el Ácido Sulfihídrico del Gas Amargo de las unidades de Hidrotratamiento de Destilados Intermedios, aunque también se le incorporan los gases Amargos provenientes de la planta de Hidrotratamiento de Residuales (U – 10).

El gas endulzado por ésta planta se envía como Gas Combustible, mientras el Gas Ácido se lleva hacia el proceso Claus (plantas SRU y U12). Trabajando a una carga máxima de casi 42,000 lb/h de Gas Amargo operando con la carga de la planta H-Oil ó U10, llamado “caso máximo normal”. En ausencia de la planta H-Oil la carga se reduce hasta 14,000 lb/h y está compuesta por las 2 plantas de Destilados Intermedios U7 y U8, la planta Hidrodesulfuradora de Lubricantes U4 y las Hidrodesulfuradoras de Naftas HDS2 y HDS3.

La unidad de Amina también provee la Dietanolamina (DEA) a la unidad H-Oil para eliminar el Ácido Sulfihídrico de las corrientes de propano y butano de la unidad tratadora de Gas Licuado U13, la amina agotada es regenerada en la Planta U11.

0.6.- DESCRIPCION DEL PROCESO

Se trata de 2 trenes del proceso de tratamiento con DEA iguales, por lo cual se describirá uno en defecto del otro, el Gas Amargo de carga después de eliminarle los líquidos (Hidrocarburos y/o Condensado Amargo) en el separador 11C1, pasa al Absorbedor 11C2 por debajo de los platos de fondo, fluyendo hacia arriba entrando en contacto con la solución de DEA, ocurriendo la reacción química siguiente:



Se forma en presencia del CO₂ un ambiente ácido que con la amina en solución acuosa da lugar a un complejo ácido – base altamente soluble, una sal. Ésta reacción es exotérmica, por lo cual su conversión se favorece a menor temperatura ⁽²⁾.

El absorbedor 11C2 se opera alrededor de 5 kg/cm², es una columna de 20 platos con un control de presión (PIC – 1) que lleva el gas desulfurizado hacia el sistema de Gas Combustible de la Refinería o lo envía a la entrada de la purificadora de hidrógeno PSA2. En la Torre Absorbedora la amina pobre que entra por debajo del plato superior de la columna corriente abajo se convierte en amina “rica” (por su contenido de H₂S) y sale por el fondo a control de nivel, aproximadamente a 45 °C.

Ésta corriente “rica” se precalienta en 2 intercambiadores 11E3A y B, para luego sufrir una expansión brusca en la controladora de nivel LCV2 del fondo del Absorbedor, así es como entra a la parte superior de la Torre Regeneradora 11C3. En éste equipo suceden fenómenos de transferencia de masa y de energía, cayendo el líquido hacia el fondo de la torre y desprendiéndose el gas amargo hacia la parte superior, así es como se purifica nuevamente la amina y se elimina del sistema el Gas Ácido ($\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{S}$). La amina regenerada o pobre deberá ser enfriada para utilizarse nuevamente en la Torre Absorbedora 11C2, pasando por los intercambiadores 11E3 A y B del lado coraza para calentar la amina rica que va por el lado tubos hacia la Torre Agotadora. Después de éste intercambio donde la amina pobre alcanza alrededor de $100\text{ }^\circ\text{C}$, es succionada por la 11G2 donde en relación con el inventario total de amina, se repone ó se almacena solución de DEA del tanque 11D1. Luego ésta mezcla pasa por el soloaire 11E2 y después por el enfriador 11E1, para alcanzar su mínima temperatura (alrededor de $40\text{ }^\circ\text{C}$) y así entrar a la Torre Absorbedora 11C2 por acción del control de flujo FRC4 de la Amina pobre.

El Ácido Sulfhídrico separado en la torre agotadora 11C3, sale hacia el soloaire 11E4 para después pasar al separador 11C4, donde se recupera el condensado amargo para reflujo total hacia la columna Agotadora. Mientras el gas que sale por el domo del separador se continua enfriando hasta la condensación del agua contenida a $38\text{ }^\circ\text{C}$ en el 11E8. El agua amarga se envía al 11C4, mientras el gas amargo pasa a las controladoras de presión PRC3 A y B, donde se dirigen hacia el proceso Claus.

La limpieza de la solución de amina se realiza por medio de una recirculación de solución desde la descarga de la bomba 11G2 (después de pasar por el Soloaire 11C2) hacia los filtros. Ésta solución es enviada al tanque de almacenamiento que está conectado a su vez hacia la succión de la bomba, con esto se asegura una corriente continua hacia los filtros que ayudan a eliminar impurezas del sistema.

El calor requerido para la desorción del Gas Amargo en la Torre Agotadora 11C3, lo suministra el Rehervidor con vapor de $30\text{ lb/pulg}^2\text{g}$ 11E5, que se conecta a la 11C3 desde el fondo y lleva a la DEA por arriba de su punto de ebullición, generando vapores que son introducidos en el fondo de la columna Agotadora, cuyo ascenso provee la energía requerida para purificar la amina y liberar el gas amargo hacia el domo, donde el control de presión de la torre PRC3 A y B, regula la etapa de flasheo.

Una parte de la solución de DEA pobre en la salida del enfriador 11E1 (aprox. el 15%), es enviada por medio de la bomba 11G1 a la sección de endulzamiento del sistema de gas licuado de la planta Hidrodesintegradora de Residuos U-10, la cual la retorna al fondo de la Torre Absorbedora 11C2, como DEA rica o “gastada”, para después purificarse en el sistema antes descrito⁽⁷⁾.

Un sistema de reposición de amina se utiliza para mantener el inventario y la concentración en la planta, con una bomba de pozo profundo 11G3 en una fosa de recuperación/preparación 11D1, donde se incorpora el faltante de la DEA o se trasiega la solución en situaciones de paro o arranques. En las bombas y equipos existe un sistema de recuperación de la DEA hacia la fosa, aquí se acumula el líquido vertido por prácticas operacionales como entrega de bombas a mantenimiento, vaciado de recipientes, colocación de juntas ciegas, etc.

0.7.- LISTA DE EQUIPO DE LA PLANTA U11⁽⁷⁾.

<i>tag</i>	<i>Descripción o servicio</i>	<i>Localización</i>
11C1	Tambor separador de Gas Amargo	Tren pte y ote
11C2	Torre Absorbadora o Contactora	Tren poniente
11C3	Torre Agotadora o Regeneradora	Tren poniente
11C4	Acumulador Separador vapores Agotadora	Tren poniente
11GM1	Bomba de DEA pobre a planta de Gas Licuado U13	Tren poniente
11GM2	Bomba de DEA pobre a Torre Absorbadora	Tren poniente
11GM3	Bomba de fosa de preparación de DEA virgen	Tren poniente
11GM4	Bomba de reflujo al domo de la Regeneradora	Tren poniente
11GM5	Inyección de Agua Desmineralizada a domo 11C2	Tren poniente
11D1	Tanque de balance de Amina Pobre	Tren pte y ote
11D2	Fosa de reposición de DEA al sistema	Tren pte y ote
11E1	Enfriador de DEA pobre a 11C2 (con agua enfriamiento)	Tren poniente
11E2	Enfriador de DEA pobre descarga de 11G2 (soloaire)	Tren poniente
11E3	Intercambiador de DEA pobre vs. DEA rica	Tren poniente
11E4	Enfriador de vapores del domo de 11C3 (soloaire)	Tren poniente
11E5	Rehervidor de DEA fondo de Torre Agotadora 11C3	Tren poniente
11E8	Condensador de vapores del Regenerador de DEA	Tren poniente
11Y1/A	Filtro de DEA pobre anterior al 11D1	Tren pte y ote
11Y1B	Filtro de carbón de la solución de DEA pobre	Tren pte y ote
PIC1	Control de presión de la Torre Absorbadora 11C2	Tren poniente
PRC3	Control de presión de la Torre Agotadora 11C3	Tren poniente
FRC4	Flujo de DEA pobre hacia la Torre Absorbadora 11C2	Tren poniente
FIC5	Flujo de vapor de 30 lbs al Rehervidor 11E5	Tren poniente
FIC9	Flujo de DEA pobre al sistema de filtrado	Tren poniente
LIC2	Control de nivel del fondo Torre Absorbadora 11C2	Tren poniente
LIC12	Control de nivel del fondo Torre Agotadora 11C3	Tren poniente
LIC5	Control de nivel tambor separador 11C4	Tren poniente
11C102	Torre Absorbadora o Contactora	Tren oriente
11C103	Torre Agotadora o Regeneradora	Tren oriente
11C104	Acumulador separador vapores Agotadora	Tren oriente
11GM101	Bomba de DEA pobre a planta de Gas Licuado U13	Tren oriente
11GM102	Bomba de DEA pobre a Torre Absorbadora	Tren oriente
11GM410	Bomba de reflujo al domo de la Regeneradora	Tren oriente
11GM105	Inyección de agua desmineralizada a domo 11C2	Tren oriente
11E101	Enfriador de MEA pobre a 11C2 (con agua de enfriamiento)	Tren oriente
11E102	Enfriador de MEA pobre descarga de 11G2 (soloaire)	Tren oriente
11E103	Intercambiador de DEA pobre vs. DEA rica	Tren oriente
11E104	Enfriador de vapores del domo de 11C3 (soloaire)	Tren oriente
11E105	Rehervidor de DEA fondo de torre agotadora 11C3	Tren oriente
11E108	Condensador de vapores del regenerador de DEA	Tren oriente

(7).

o.8.- METODOLOGÍA SEGUIDA.

Para llegar a los resultados que se presentarán en las conclusiones del presente proyecto, se ha hecho uso de muchas y diferentes herramientas.

Para la simulación de la planta de Girbotol (U11), se ha utilizado un conocido programa de aplicación ampliamente extendido en el mundo de la ingeniería química, llamado HYSYS en su versión 3.2, utilizando la paquetería de amina. HYSYS es un simulador que utiliza un enfoque modular secuencial para obtener los resultados ⁽¹³⁾.

Otras herramientas de carácter informático que se han utilizado para la completa elaboración de éste trabajo, han sido:

- Microsoft Excel (hojas de cálculo y tablas)⁽⁵⁾.
- Microsoft WORD (Procesador de Texto)
- Autocad (consulta de planos y figuras)
- Process Book (consulta de datos de proceso históricos)
- Sicolab (consulta de datos de laboratorio).
- Base de datos de PEMEX Refinación (SIPCALC)
- Statplus 2009 Professional 5.8 (datos estadísticos)
- Otros.

1.0.- ANÁLISIS DE DATOS DE LA PLANTA.

1.1.- BASES PARA LA APLICACIÓN DE UN ANÁLISIS ESTADÍSTICO DE VARIABLES.

Las variables aquí consideradas son las que utiliza el departamento de operación para el control de la instalación, de un estricto ajuste en las mismas se puede garantizar una operación estable y comprometer corridas operacionales aceptables y acorde con las políticas del centro de trabajo.

Realizar agrupaciones de datos nos brinda información a detalle, de la forma que se mantiene el sistema, su fortaleza ante perturbaciones ó descontroles; adicionalmente provee un escenario por la interpretación de las variables mencionadas, que aún con las deficiencias operativas originadas por equipos que trabajan con un bajo perfil (intercambio de calor deficiente, problemas en platos de torres/agotadores, dispositivos en mal estado, problemas de diseño, etc), se tiene un “proceso estable” pero alejado de los estándares que tienen instalaciones similares o de último diseño, todo ésta información se puede obtener del análisis a fondo de estas variables realizadas por un ingeniero de proceso y/ó de operación.

Cada evento en el día a día operativo, se transforma en un hecho numérico expresado en una relación y que tiene una afectación con aquellas variables con las que guarda una conexión, incluir un análisis estadístico proporciona una semblanza muy valiosa de la confiabilidad del sistema, que permiten a las personas responsables de la instalación, la toma de decisiones con un grado de certeza importante. Adicionalmente pueden elaborar diagnósticos operativos de mayor certidumbre y desprestigiar aquellos datos que sean eventos puntuales y que no tengan afectación sobre el proceso; a la vez también permite detectar problemas potencialmente riesgosos que pudieran comprometer la continuidad operativa.

La estadística descriptiva hace posible, situar el evento dentro de un contexto de tiempo, donde utilizando herramientas adecuadas se pueden realizar pronósticos confiables ó ajustar el valor de una variable a un punto determinado, donde se puedan amortiguar las amplitudes de sus variaciones, así se podría predecir el comportamiento del proceso, además de expresarlo cuantitativamente en valores absolutos, porcentajes y/ó índices, que son lenguajes bastantes conocidos en cualquier disciplina.

La importancia de la estadística en cualquier campo está ampliamente probada, pero particularmente en éste trabajo proyecto pretende aportar un valor agregado, de comprobar la información manifestada en los reportes operativos en relación a los puntos de control con mayor fragilidad que ponen en riesgo la continuidad operativa de la unidad, comprometiendo su confiabilidad; sabiendo de antemano que aún cuando la planta U11 presenta largas corridas operacionales, se va afectando progresivamente la integridad física de la instalación, cada vez que se presentan eventos como arrastre de hidrocarburos, presencia de contaminantes (en las cargas, manejo y recuperación de amina, etc.), cambios de presión/flujo en el suministro de carga, descontroles por presión/temperatura en las torres contactora y agotadora, cambios de flujo/concentración de la DEA circulante; ente otros.

Los datos analizados en la siguiente sección son variables operativas, de laboratorio y de balance a fin de proporcionar una semblanza más completa del entorno de la instalación, con ésto se buscan áreas de oportunidad que permitan ajustar diferencias significativas entre los datos reportados; así se tendrá una mayor confianza en los registros, involucrando a los departamentos que deberán realizar acciones correctivas para hacer mínimas estas citadas discrepancias, con el objetivo de alcanzar un estatus de mayor certidumbre para una mejor toma de decisiones en beneficio global del sistema.

1.2.- ANÁLISIS DE VARIABLES DEL PROCESO.

Se realiza un análisis detallado a partir de los datos recolectados en una muestra representativa de 365 días, correspondientes al año de 2009; con el objetivo de efectuar un planteamiento que permita realizar conclusiones válidas. Las fuentes de datos son los sistemas institucionales que usa en general el personal técnico de la Refinería, como son el PI, el Sicolab⁽¹⁹⁾ y el Sipcalc⁽²⁰⁾, para lo cual se utilizará la técnica de la Estadística Descriptiva aplicada a variables cuantitativas.

Para el análisis estadístico de los datos se utiliza el programa Statplus 2009 Professional version 5.8^(p), aplicando la “Estadística Descriptiva”, para obtener datos que describan el comportamiento de la variable. Para ejemplificar lo anterior se analiza el %W de la DEA en la corriente de la solución pobre, con una muestra de 333 datos.

ESTADÍSTICA DESCRIPTIVA			
Nivel del intervalo de confianza	0.05		
Serie #1 (Var1)			
Recuento	333	Sesgamiento	0.1778
Media	19.787	Error Estándar del Sesgamiento	0.1332
Media LCL	19.3738	Kurtosis	2.7766
Media UCL	20.2002	Error Estándar de la Kurtosis	0.2641
Desviación Típica	3.833	Sesgamiento Alterno (de Fisher)	0.1786
Error Estándar (de la Media)	0.21	Kurtosis Alterna (de Fisher)	-0.2085
Mínimo	11.75	Coefficiente de Variación	0.1937
Máximo	29.7	Desviación Media	3.0096
Rango	17.95	Segundo Momento	14.6478
Suma	6,589.07	Tercer Momento	9.969
Error Estándar de la Suma	69.9457	Cuarto Momento	595.7449
Suma de Cuadrados Total	135,255.6219	Mediana	19.91
Suma de Cuadrados Ajustada	4,877.7136	Error de la Mediana	0.0144
Media Geométrica	19.41	Percentil 25% (Q1)	17.4
Media Armónica	19.0253	Percentil 75% (Q2)	22.
Varianza	14.6919	MAD	2.19

APLICANDO “TABLAS DE FRECUENCIA “ PARA RANGOS ESPECIFICADOS POR EL USUARIO. SE TIENE:

Tablas de frecuencia				
n# de casos válidos				333
Resultados para la capa #1				
distribución de frecuencia de b				
b	recuento	recuento acumulativo	porcentaje	porcentaje acumulativo
10 a 12%	2	2	0.006	0.006
12 a 14%	16	18	0.048	0.0541
14 a 16%	51	69	0.1532	0.2072
16 a 18%	29	98	0.0871	0.2943
18 a 20%	78	176	0.2342	0.5285
20 a 22%	77	253	0.2312	0.7598
22 a 24%	40	293	0.1201	0.8799
24 a 26%	18	311	0.0541	0.9339
26 a 28%	15	326	0.045	0.979
28 a 30%	7	333	0.021	1.0

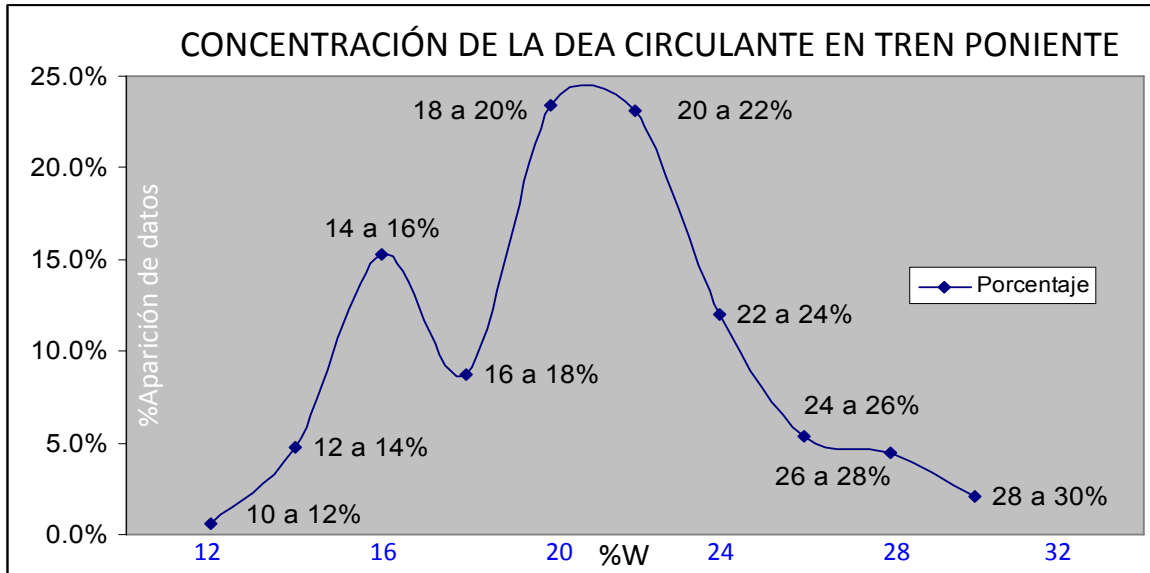


Figura 3. Distribución de datos de la concentración de la DEA circulante en 2009.

Como se puede apreciar en la figura anterior, el mayor porcentaje de datos en la distribución de las frecuencias o apariciones, está en el área delimitada del 18 al 24%W. Adicionalmente se aplica la técnica de pronóstico de series de tiempo “suavización exponencial” con el objetivo que los datos más recientes tengan mayor peso en el promedio móvil; obteniéndose un pronóstico válido para el último período.

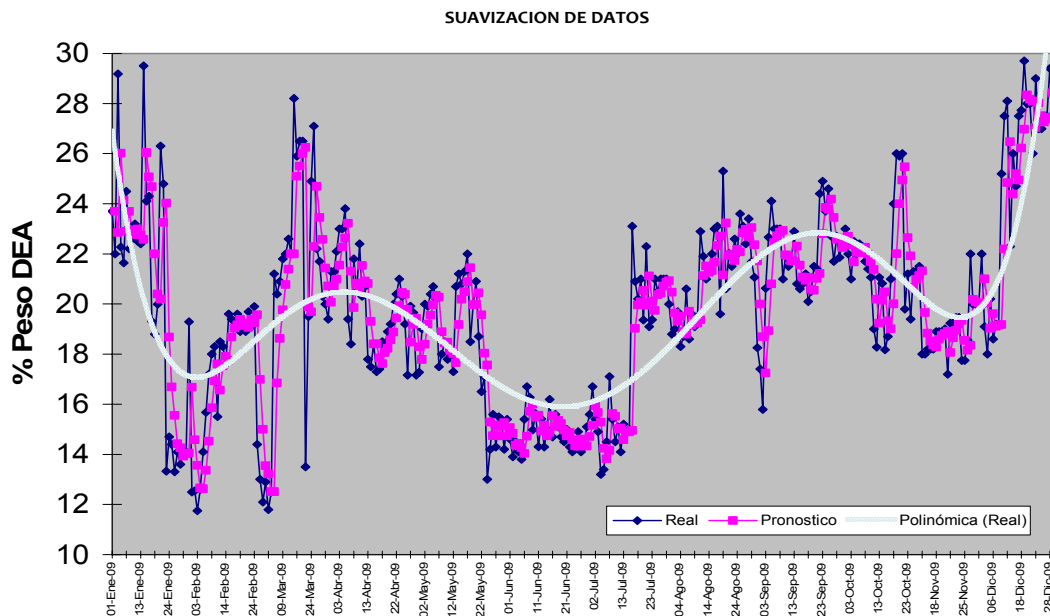


Figura 4. Tendencia de datos de la concentración de la DEA circulante en 2009.

En conclusión, se observa en la gráfica anterior; que en el último período se tiene la tendencia a los datos más altos de la muestra analizada, es decir la planta está usando una concentración mayor de DEA, comparada con el resto del año 2009, para un pronóstico de 22.7%W con una constante de suavización = 1.

1.2.- ANÁLISIS ESTADÍSTICO DE VARIABLES.

Aplicando la misma técnica para analizar otros datos operativos, se realiza el análisis de las siguientes variables:

Variable de	tag	Descripción	Unidades
Flujo	FI - 1	Flujo de Gas Amargo a la planta Girbotol	Nm ³ /h
	FR - 3	Flujo de Gas Dulce a Gas Combustible	Nm ³ /h
	FRC - 4	Flujo de DEA pobre a Torre Absorbadora 11C2	bpd
	FR - 8	Flujo de condensado amargo a Torre Agotadora 11C3	bpd
Presión	PIC - 1	Presión domo Torre Absorbadora 11C2	kg/cm ²
	PRC - 3	Presión domo Torre Agotadora 11C3	kg/cm ²
	PDI - 2	Presión diferencial Torre Agotadora 11C3	kg/cm ²
Temperatura	TI - 2	Temperatura domo 11C3 gas ácido	° C
	TI - 3	Temperatura DEA pobre a Torre Absorbadora 11C2	° C
	TI - 6	Temperatura DEA rica a Torre Agotadora 11C3	° C
	TI - 7	Temperatura DEA pobre a recirculación a 11D1	° C
	TI - 8	Temperatura DEA pobre salida de Torre 11C3	° C
	TI - 10	Temperatura DEA salida del Rehervidor 11C5	° C
	TI - 12	Temperatura domo Torre Agotadora 11C3 Gas Ácido	° C
	TI - 13	Temperatura Gas Ácido salida de Separador 11C4	° C
	TI - 16	Temperatura Gas Ácido salida de Enfriador 11C8	° C
TI - 17	Temperatura de Gas Amargo al Separador 11C1	° C	

Variables de Flujo como la FIC 5 (Flujo de vapor al rehervidor 11C5) y la FIC 9 (Flujo de DEA pobre a tanque 11D1) no tienen datos históricos como flujo, solo como aberturas de válvulas, mientras la TI - 9 (Temperatura de DEA en fondo de 11C3) presentaba una señal errónea, por lo cual no se realizó el análisis sobre éstas variables ⁽²¹⁾.

1.3.1.- VARIABLES DE FLUJO.

F-1 FLUJO GAS AMARGO TORRE ABSORBEDORA	
IMPORTANCIA VARIABLE: ALTA	Datos totales de la muestra: 255
DEPENDENCIA DE LA VARIABLE: EXTERNA	Media: 6,606 Nm ³ /h
VALOR DE DISEÑO: 14,326 Nm ³ /h	Error Std: 107 Nm ³ /h

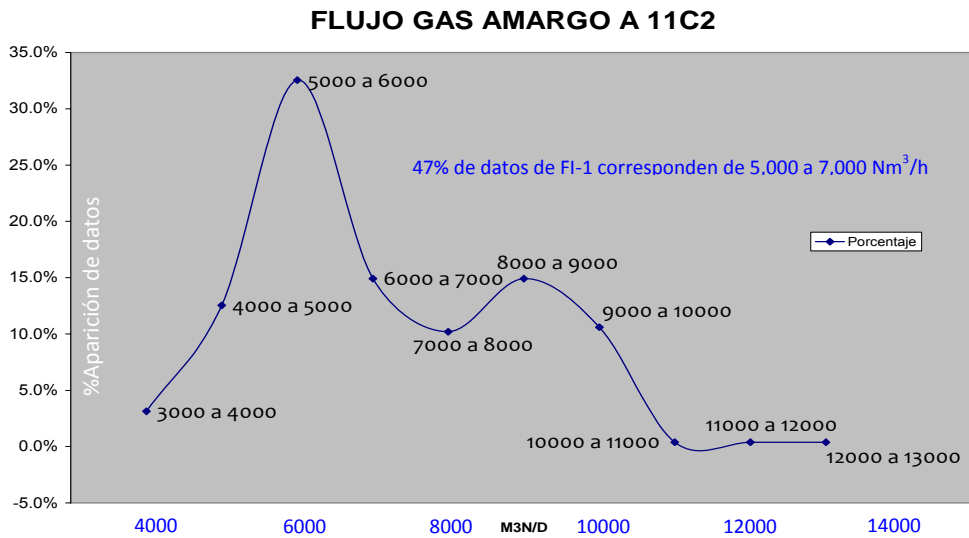


Figura 5. Distribución de datos del flujo de Gas Amargo a Torre Absorbadora en 2009.

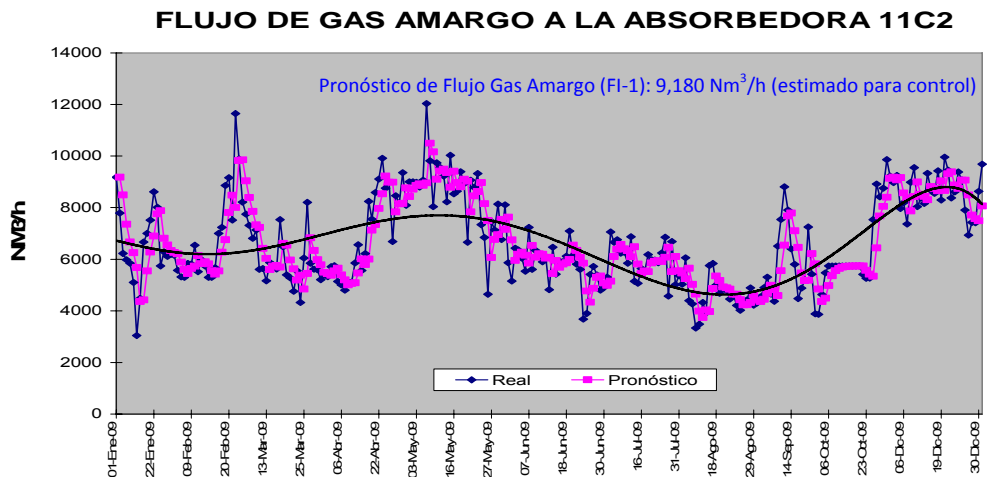


Figura 6. Tendencia de datos del flujo de Gas Amargo a Torre Absorbadora en 2009.

El flujo de Gas Amargo está en función del aporte de los suministradores, en casi la mitad de los casos trabaja a un 46% de su capacidad; la amplitud de la variación del FI-1 hacia la Torre Absorbadora acusa un control poco adecuado que imparte perturbaciones significativas para asegurar el suministro de la carga, se hace necesario contemplar un control con un ajuste preciso para atenuar tales perturbaciones.

FR-3 FLUJO GAS DULCE SALIDA TORRE 11C2

IMPORTANCIA VARIABLE: ALTA

Datos totales de la muestra: 244

DEPENDENCIA DE LA VARIABLE: EXTERNA

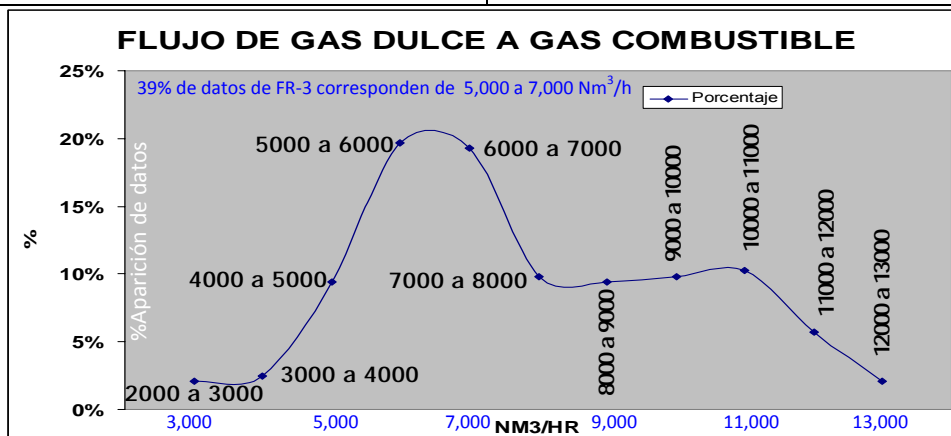
Media: 7,356 Nm³/hVALOR DE DISEÑO: 12,136 Nm³/hError Std: 151 Nm³/h

Figura 7. Distribución de datos del flujo de Gas Dulce producto en 2009.

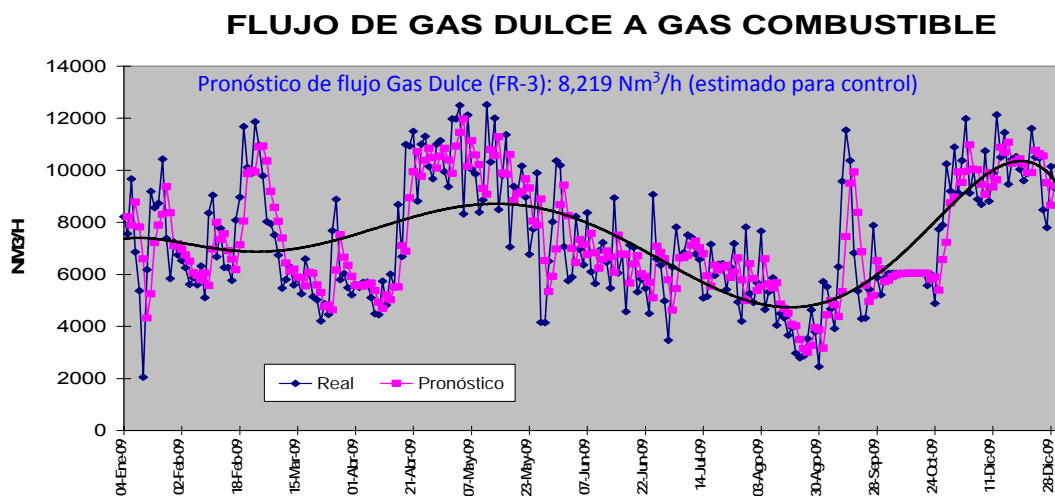


Figura 8. Tendencia de datos del flujo de Gas Dulce producto en 2009.

El flujo de Gas Dulce (FR-3) que sale de la Torre Absorbadora, esta en función del flujo de carga que entra a la contactora, como se aprecia presenta una distribución de datos similar, por lo que se comprueba su dependencia. Las amplitudes también son significativas, pero solo son compensatorias, las líneas de tendencia son parecidas; cuando se cuente con un control que ajuste la carga a la Planta, se tendrá un comportamiento más estable del gas dulce producto. El error típico promedio en la técnica de la suavización exponencial es de hasta 1,372 Nm³/h, esto hace pensar que el medidor presenta desviaciones mayores que demandarían una revisión del instrumento, haciendo la confiabilidad del medidor baja.



FRC 4 DEA POBRE A TORRE ABSORBEDORA 11C2

IMPORTANCIA VARIABLE: ALTA

Datos totales de la muestra: 264

DEPENDENCIA DE LA VARIABLE: INTERNA

Media: 10,140 bpd

VALOR DE DISEÑO: 14,943 bpd

Error Std: 109.5 bpd

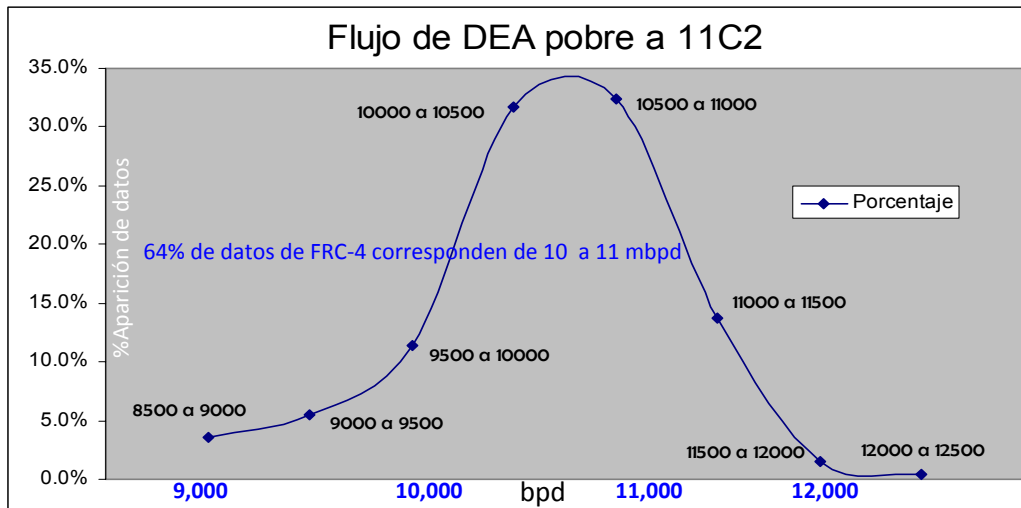


Figura 9. Distribución de datos del flujo de DEA circulante a 11C2 en 2009.

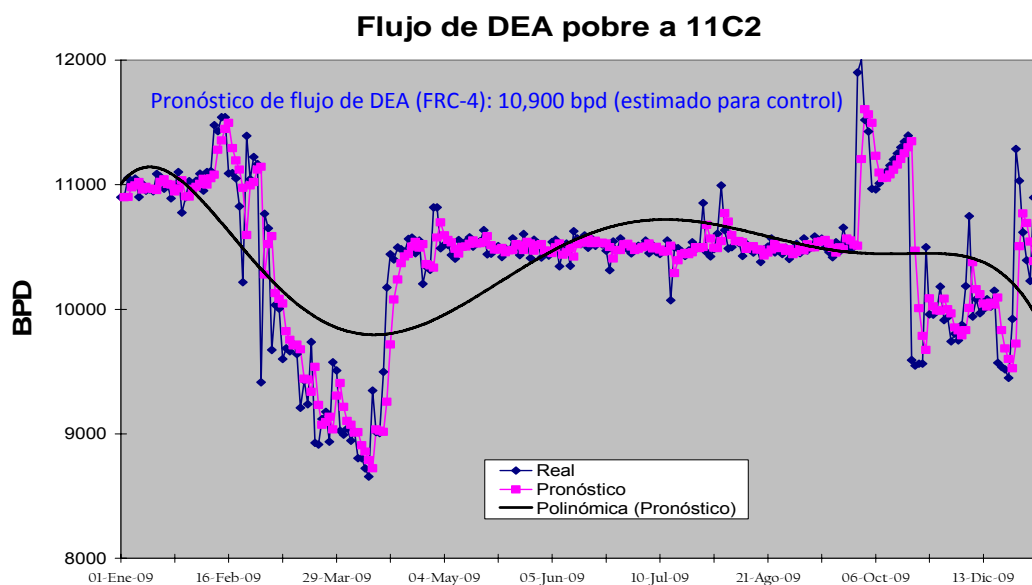


Figura 10. Tendencia de datos del flujo de DEA circulante a 11C2 en 2009.

El flujo de DEA está íntimamente relacionado con su concentración, por lo cual relacionándolo con la gráfica de la carga de Gas Amargo, se puede concluir que la variable ajustada por el departamento operativo, fue preferentemente el %W de la DEA. La distribución de los datos muestra que un gran porcentaje se mantiene en valores altos y el pronóstico está muy cercano al valor real de la variable.

FR 8 CONDENSADO AMARGO A TORRE 11C3

IMPORTANCIA VARIABLE: MEDIA

Datos totales de la muestra: 221

DEPENDENCIA DE LA VARIABLE: INTERNA

Media: 400 bpd

VALOR DE DISEÑO: 1,371 bpd

Error Std: 6.5 bpd

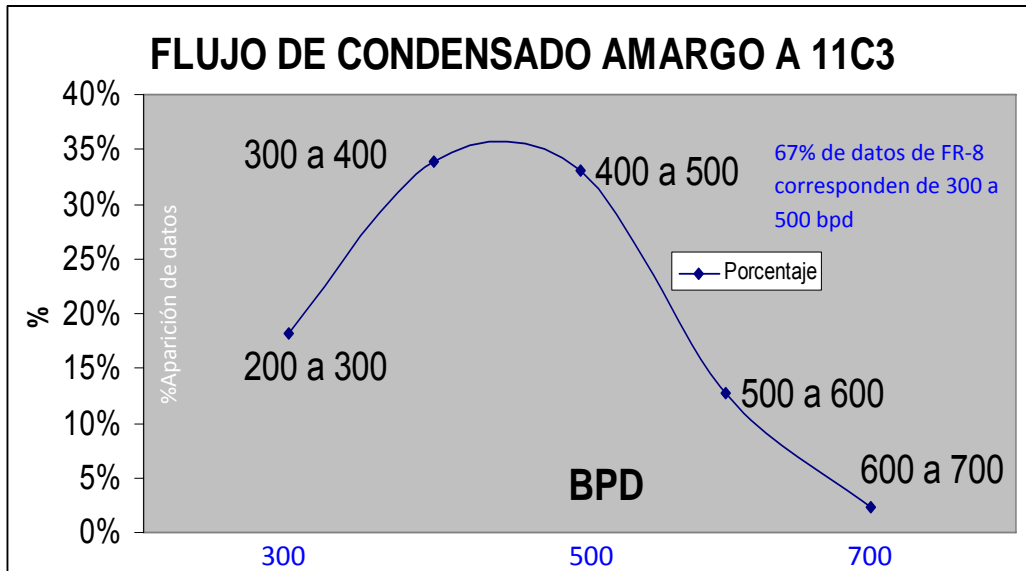


Figura 11. Distribución de datos del flujo de Condensado Amargo a 11C3 en 2009.

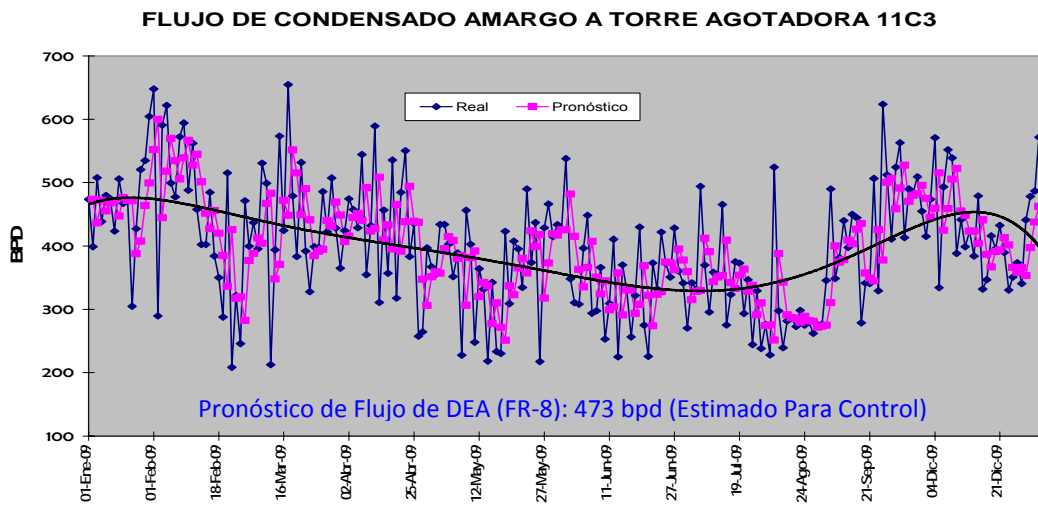
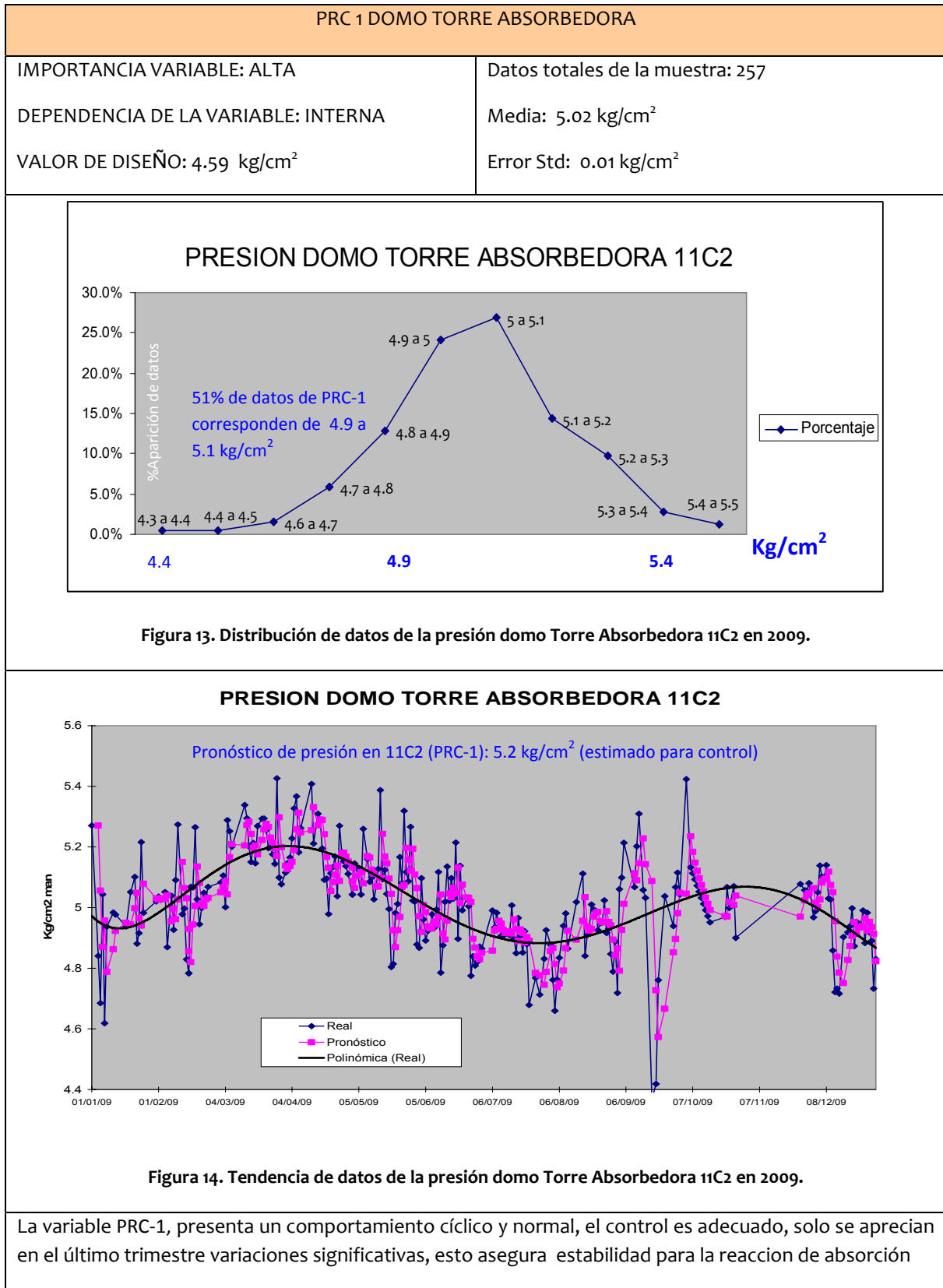


Figura 12. Tendencia de datos del flujo de Condensado Amargo a 11C3 en 2009.

El análisis de los datos de FR-8, muestra una distribución normal de datos, con períodos de amortiguamiento prolongados. La diferencia tan significativa con el diseño se debe a la capacidad que trabaja el sistema, esta variable regula los requerimientos del inventario de DEA, manteniendo el nivel del fondo de la Torre agotadora 11C3. La amplitud es alta, sugiere un ajuste de sensibilidad del medidor.

1.3.2.- VARIABLES DE PRESIÓN.



PRC 3 PRESIÓN DOMO TORRE AGOTADORA 11C3

IMPORTANCIA VARIABLE: ALTA

Datos totales de la muestra: 256

DEPENDENCIA DE LA VARIABLE: INTERNA

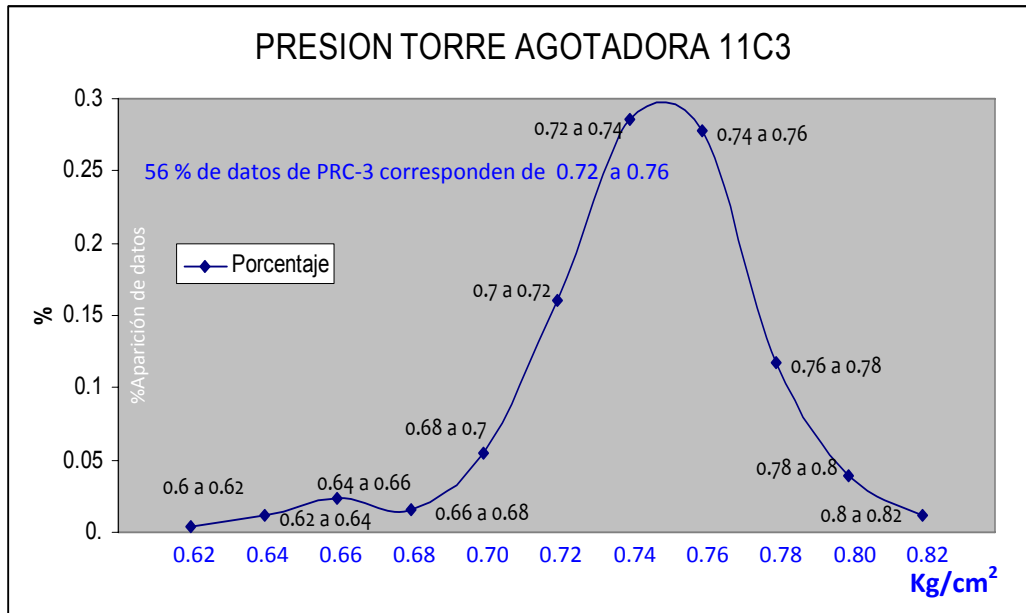
Media: 0.73 kg/cm²VALOR DE DISEÑO: 0.84 kg/cm²Error Std: 0.02 kg/cm²

Figura 15. Distribución de datos de la presión Torre Agotadora 11C3 en 2009.

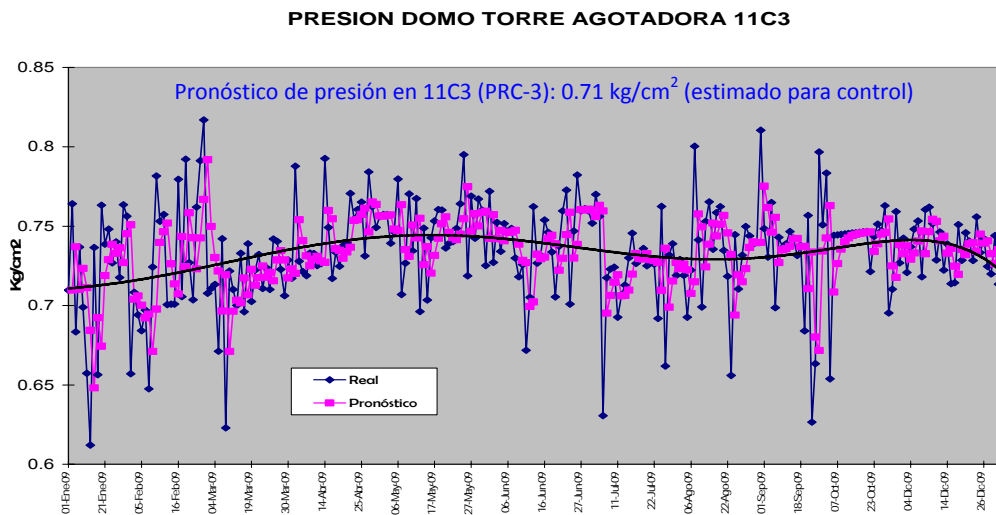


Figura 16. Tendencia de datos de la presión Torre Agotadora 11C3 en 2009.

Ésta variable de PRC-3, presenta una distribución de datos normal, que influye en la purificación de la Amina, para eficientar la absorción del H₂S. En conclusión es una variable en control; lo que se refleja en el cumplimiento de la especificación de la concentración del ácido Sulfohídrico en el Gas Dulce (<15ppm).

PDI 2 PRESIÓN DIFERENCIAL TORRE AGOTADORA

IMPORTANCIA VARIABLE: ALTA

Datos totales de la muestra: 246

DEPENDENCIA DE LA VARIABLE: INTERNA

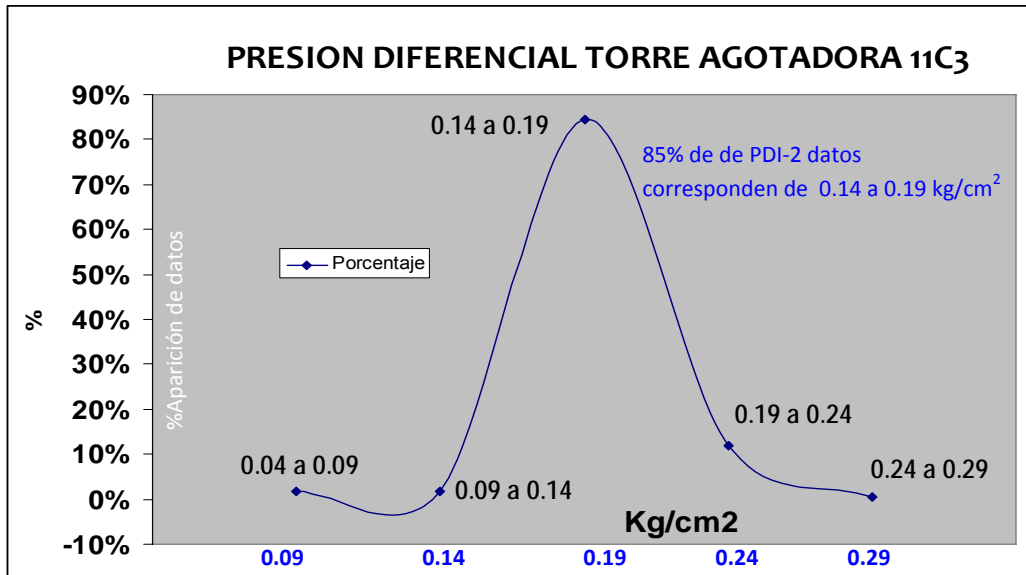
Media: 0.1676 kg/cm²VALOR DE DISEÑO: 0.141 kg/cm²Error Std: 0.0225 kg/cm²

Figura 17. Distribución de datos de la presión diferencial de Torre Agotadora 11C3 en 2009.

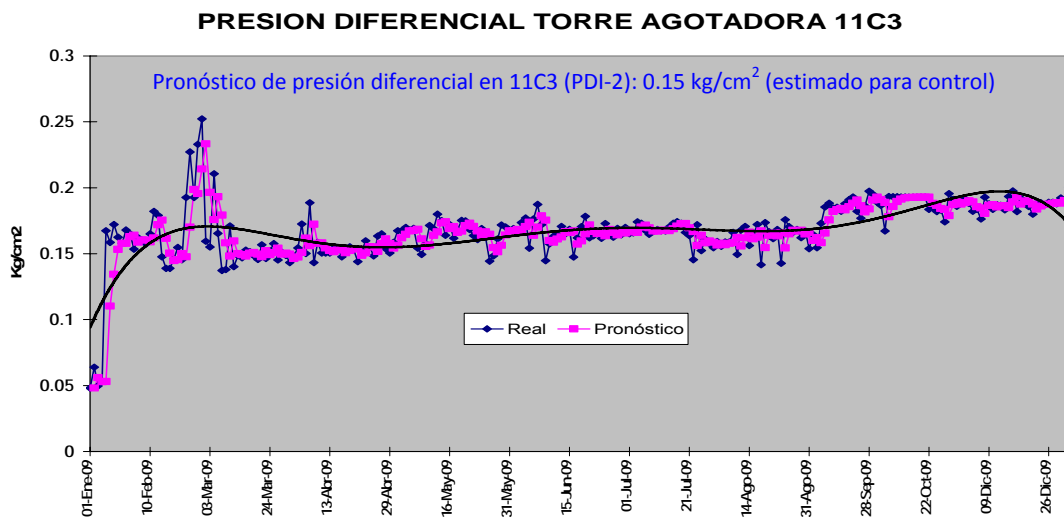


Figura 18. Distribución de datos de la presión diferencial de Torre Agotadora 11C3 en 2009.

Esta variable de PDI-2, tiene un porcentaje muy alto de datos entre 0.14 a 0.19 kg/cm²; lo cual acusa pocas diferencias entre la presión del domo y el fondo de la Torre Agotadora. Aunque en los 2 primeros meses se presenta un período de inestabilidad, esto acusa un adecuado control de la temperatura del fondo de la 11C3, que asegura un buen agotamiento de la solución de Amina y una mejor asociación.

1.3.3.- VARIABLES DE TEMPERATURA.

TI 2 TEMPERATURA GAS DULCE SALIDA 11C2	
IMPORTANCIA VARIABLE: MEDIA	Datos totales de la muestra: 229
DEPENDENCIA DE LA VARIABLE: INTERNA	Media: 47.5 °C
VALOR DE DISEÑO: 43.3 °C	Error Std: 0.17 °C

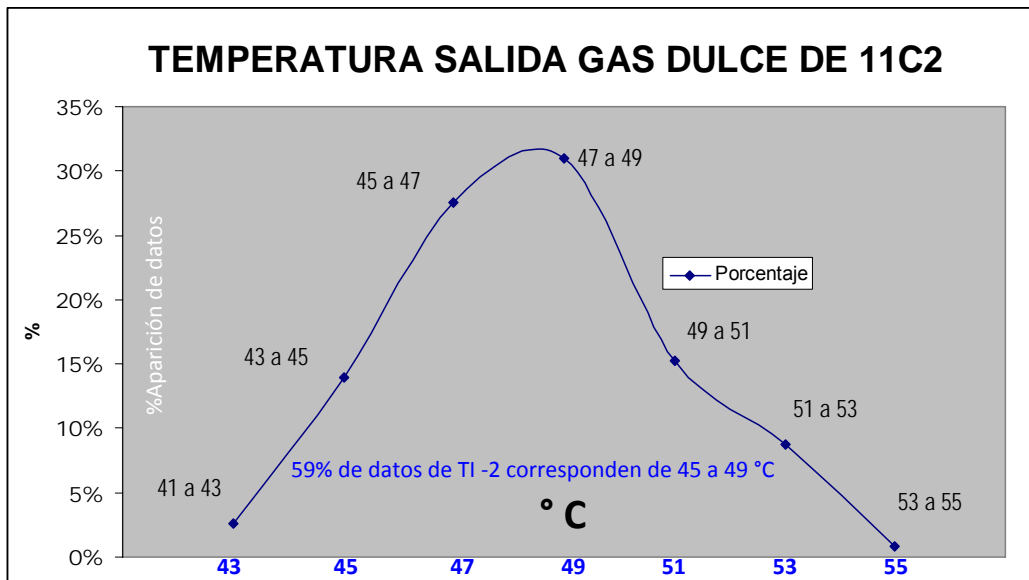


Figura 19. Distribución de datos de la temperatura de Gas Dulce en 11C2 en 2009.

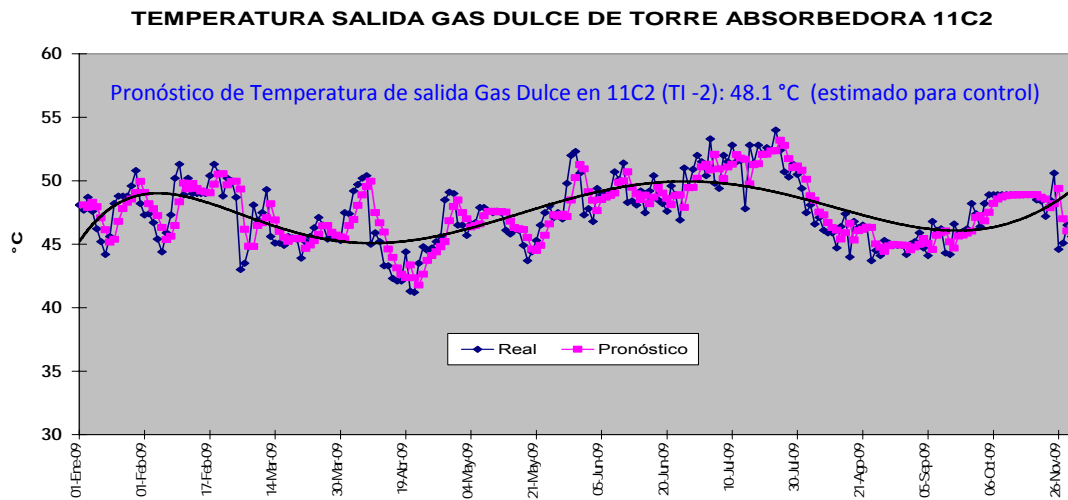


Figura 20. Tendencia de datos de la temperatura de Gas Dulce en 11C2 en 2009.

Esta variable de TI -2 no tiene influencia marcada por esa diferencia de 4 °C en el Gas Dulce, al enviarse a un acumulador de grandes dimensiones, pero valores mucho mayores podrían influir en la eficiencia de la absorción del H₂S, pero aún los valores más altos del 2009 no implican un factor de riesgo.

TI 3 TEMPERATURA DEA POBRE ENTRADA 11C2

IMPORTANCIA VARIABLE: MEDIA

Datos totales de la muestra: 230

DEPENDENCIA DE LA VARIABLE: INTERNA

Media: 48.0 °C

VALOR DE DISEÑO: 43.3 °C

Error Std: 0.17 °C

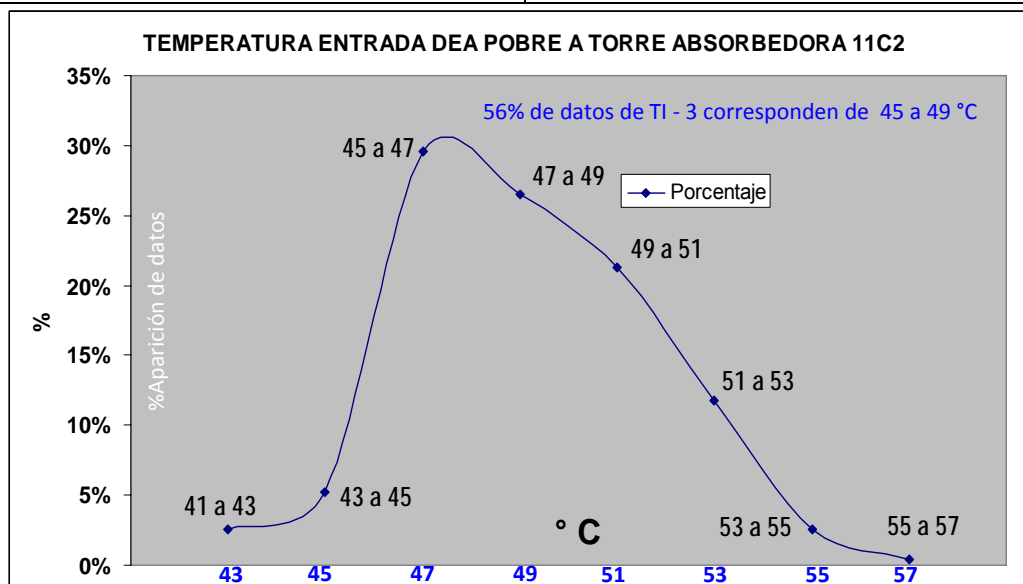


Figura 21. Distribución de datos de la temperatura entrada DEA a Torre 11C2 en 2009.

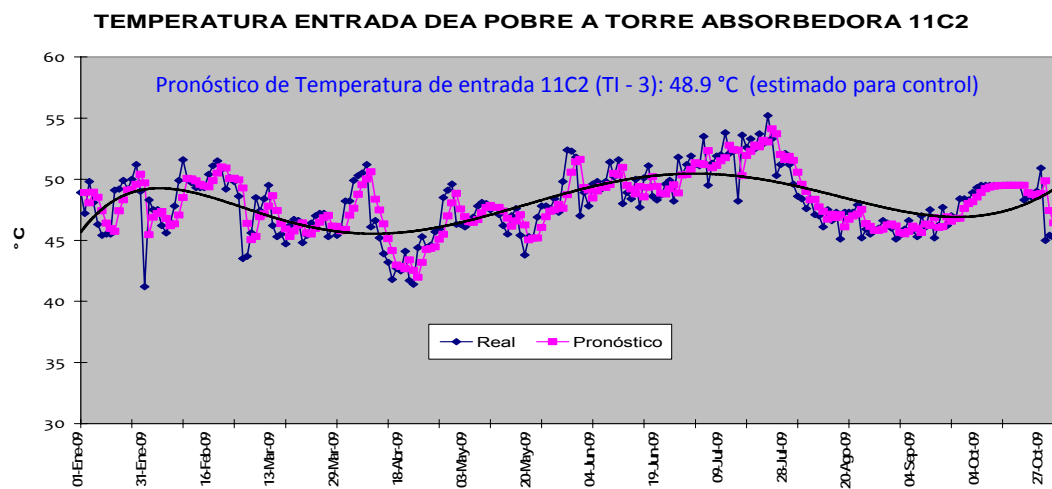


Figura 22. Tendencia de datos de la temperatura entrada DEA a Torre 11C2 en 2009.

El TI-3 presenta una distribución casi normal, a pesar de que la DEA pobre sale a una temperatura mayor en el intercambiador 11E3AB, tanto el soloaire 11C2 y el enfriador 11C1, amortiguan el efecto y tienen la capacidad para enfriar la corriente a niveles aceptables, manteniendo en control la temperatura de entrada de DEA a la Absorbedora y con esto no afectando la absorción del H₂S.

TI 6 TEMPERATURA DEA RICA ENTRADA A 11C3

IMPORTANCIA VARIABLE: ALTA

Datos totales de la muestra: 230

DEPENDENCIA DE LA VARIABLE: INTERNA

Media: 79.9 °C

VALOR DE DISEÑO: 98.9 °C

Error Std: 0.12 °C

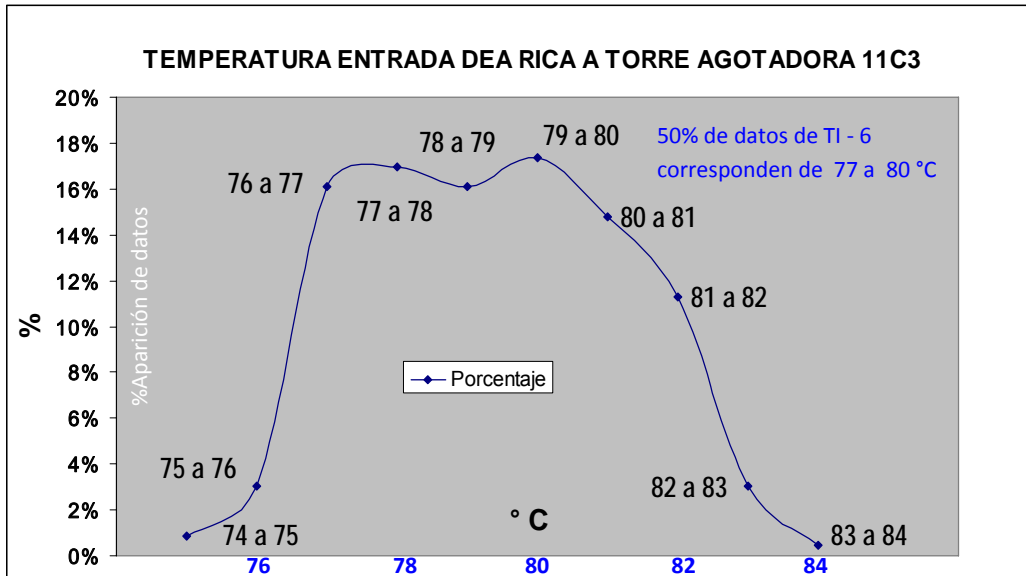


Figura 23. Distribución de datos de la temperatura entrada DEA a Torre 11C3 en 2009.

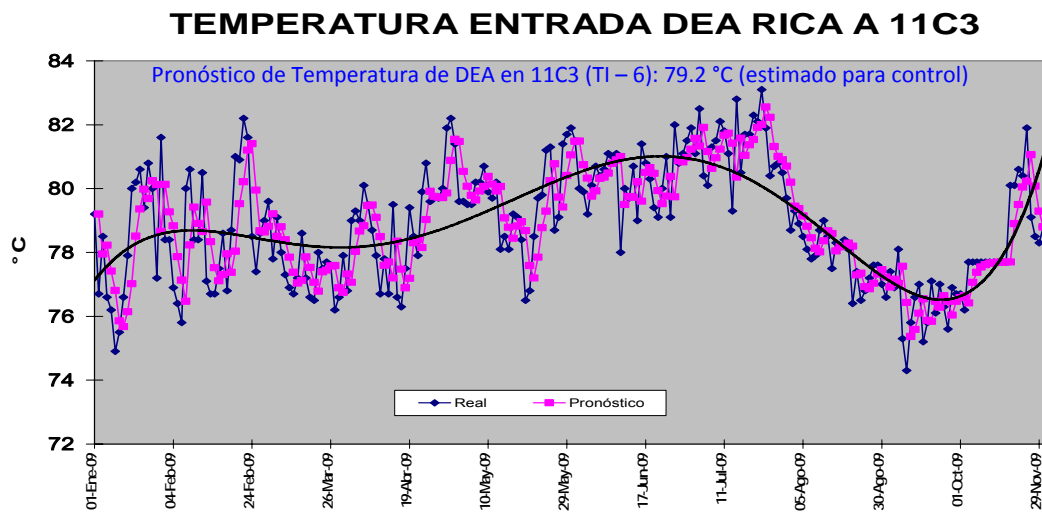


Figura 24. Tendencia de datos de la temperatura entrada DEA a Torre 11C3 en 2009.

Aun cuando ésta variable de TI - 6 presenta una distribución casi normal, la temperatura que se tiene de la DEA en el fondo de la Torre Agotadora 11C3, está muy alejada de la temperatura requerida (99 °C) para favorecer que los componentes del Gas Ácido se desprendan de la fase líquida de la DEA, por lo cual se deduce que el intercambio en los 11E3AB es inadecuado e insuficiente, para ambas corrientes de DEA.

TI 7 TEMPERATURA DEA POBRE SALIDA 11E3AB

IMPORTANCIA VARIABLE: ALTA

Datos totales de la muestra: 229

DEPENDENCIA DE LA VARIABLE: INTERNA

Media: 91.2 °C

VALOR DE DISEÑO: 71.6 °C

Error Std: 0.22 °C

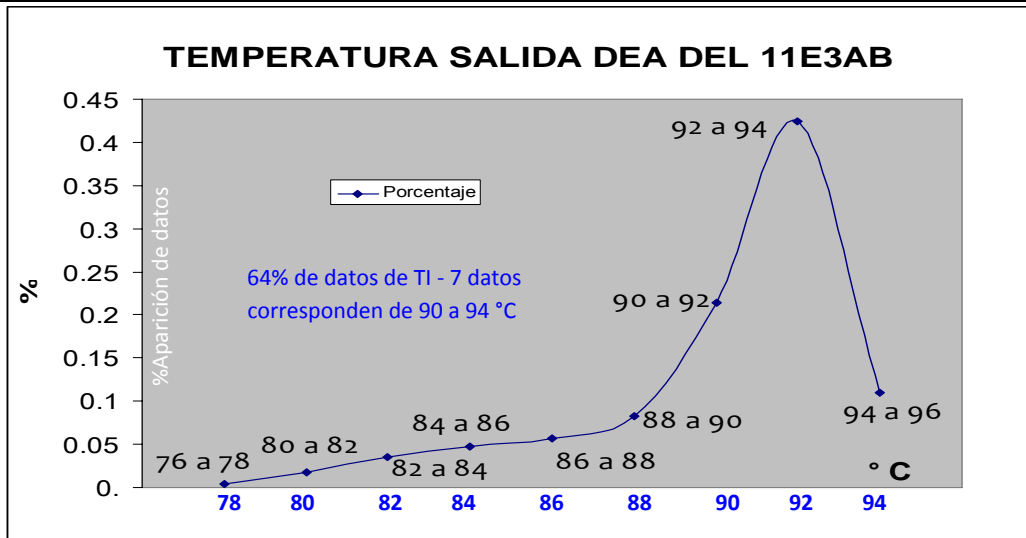


Figura 25. Distribución de datos de la temperatura salida DEA del 11E3AB en 2009.

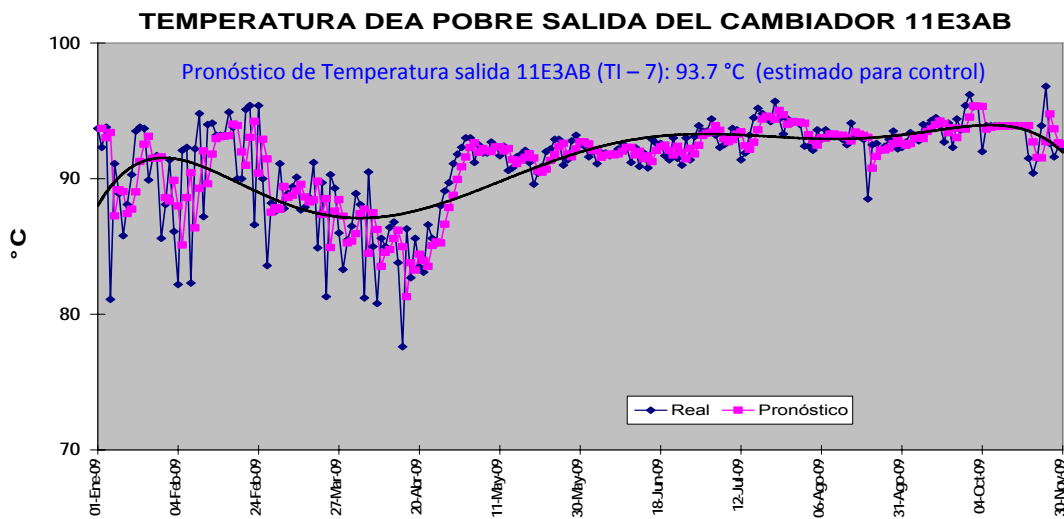


Figura 26. Tendencia de datos de la temperatura salida DEA del 11E3AB en 2009.

Ésta variable de TI - 7 presenta una distribución normal, claramente sesgada hacia los valores más altos, teniendo en cuenta que la temperatura de salida de DEA pobre del intercambiador 11E3AB; debe estar por valores cercanos a 71 °C, se puede concluir que existe un deficiente intercambio de calor, originando problemas en ambas corrientes, con una mayor carga térmica al soloaire 11E4. Se aprecia también que la tendencia es hacia el incremento de ésta temperatura afectada por la mala operación de los 11E3AB.

TI 8 TEMPERATURA DEA POBRE SALIDA 11C3

IMPORTANCIA VARIABLE: ALTA

Datos totales de la muestra: 230

DEPENDENCIA DE LA VARIABLE: INTERNA

Media: 118.3 °C

VALOR DE DISEÑO: 117.2 °C

Error Std: 0.05 °C

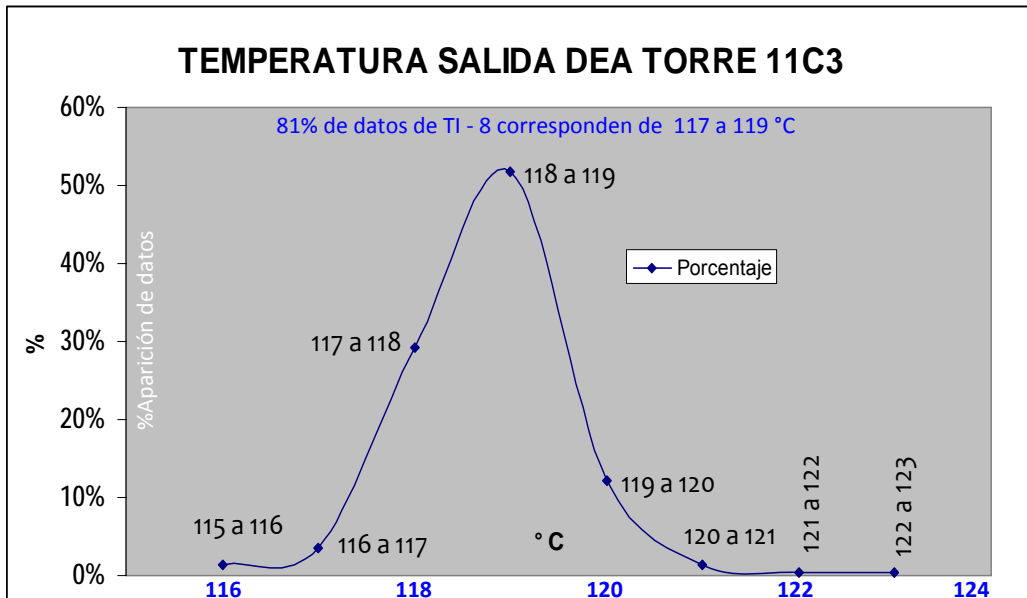


Figura 27. Distribución de datos de la temperatura salida DEA de Torre 11C3 en 2009.

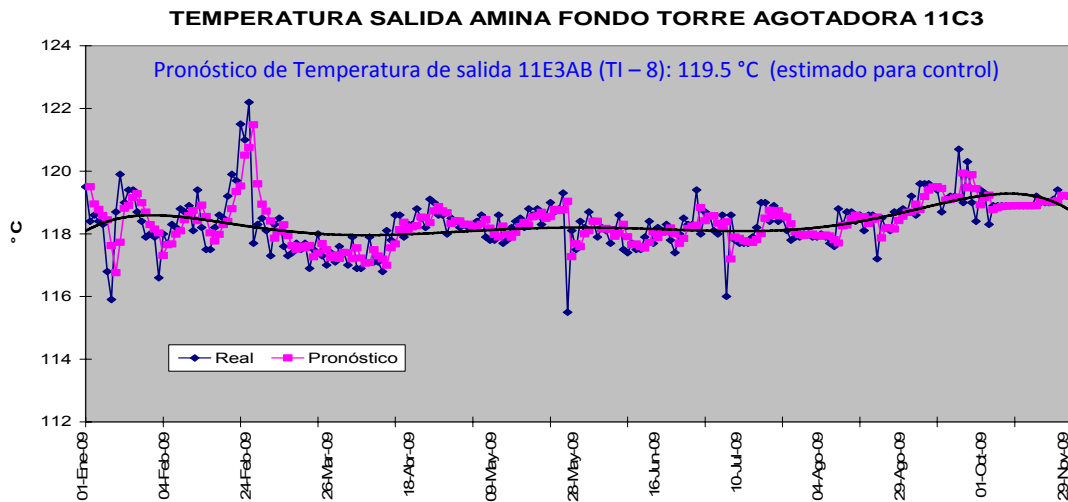


Figura 28. Tendencia de datos de la temperatura salida DEA de Torre 11C3 en 2009.

Esta variable de TI - 8 presenta una distribución normal, con perturbaciones importantes en el primer bimestre del año, se puede asegurar que el Rehervidor presta el servicio adecuado de calentamiento de la solución de DEA, en parte porque se trabaja a una carga menor en referencia a la de diseño.

TI 10 TEMPERATURA DEA EN REHERVIDOR 11E5

IMPORTANCIA VARIABLE: ALTA

Datos totales de la muestra: 226

DEPENDENCIA DE LA VARIABLE: INTERNA

Media: 118.5 °C

VALOR DE DISEÑO: 117.2 °C

Error Std: 0.04 °C

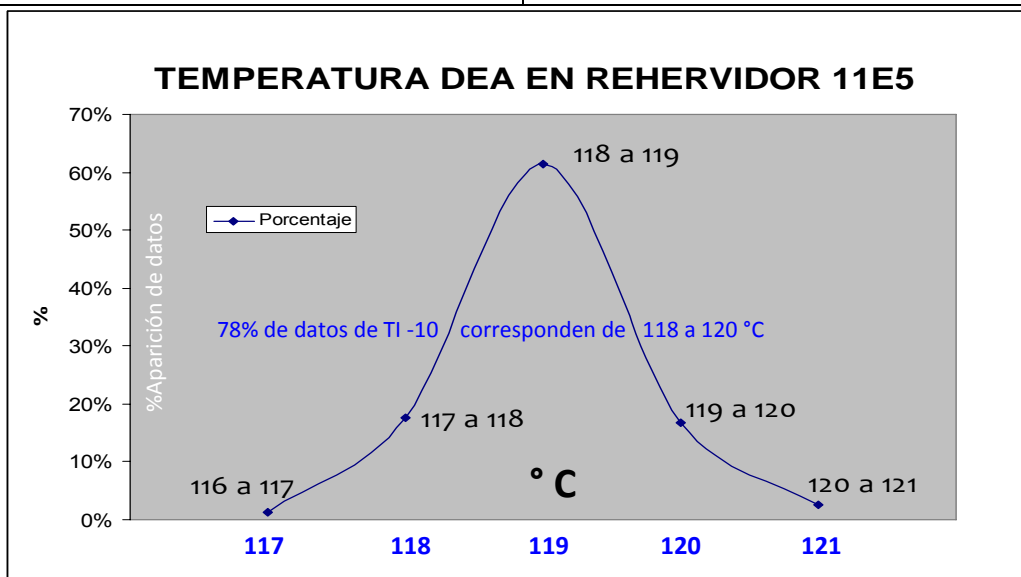


Figura 29. Distribución de datos de la temperatura DEA en Rehervidor 11E5 en 2009.

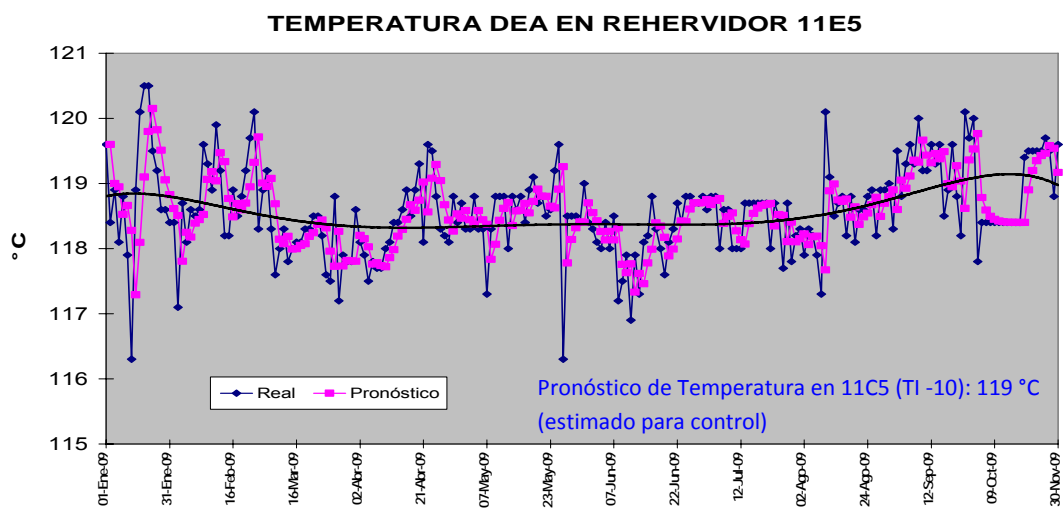


Figura 30. Tendencia de datos de la temperatura DEA en Rehervidor 11E5 en 2009.

Esta variable de TI-10 presenta una distribución normal. Su desviación es mínima y las perturbaciones del proceso son despreciables, la temperatura de la solución de DEA en el fondo de la Torre Agotadora, se mantiene estable, con lo cual se puede descartar un mal funcionamiento del Rehervidor, quien absorbe la ineficiencia del intercambiador 11E3AB, debido a que se trabaja a cargas menores.

TI 12 TEMPERATURA SALIDA GAS AMARGO 11C3

IMPORTANCIA VARIABLE: ALTA

Datos totales de la muestra: 227

DEPENDENCIA DE LA VARIABLE: INTERNA

Media: 106.7 °C

VALOR DE DISEÑO: 107.8 °C

Error Std: 0.22 °C

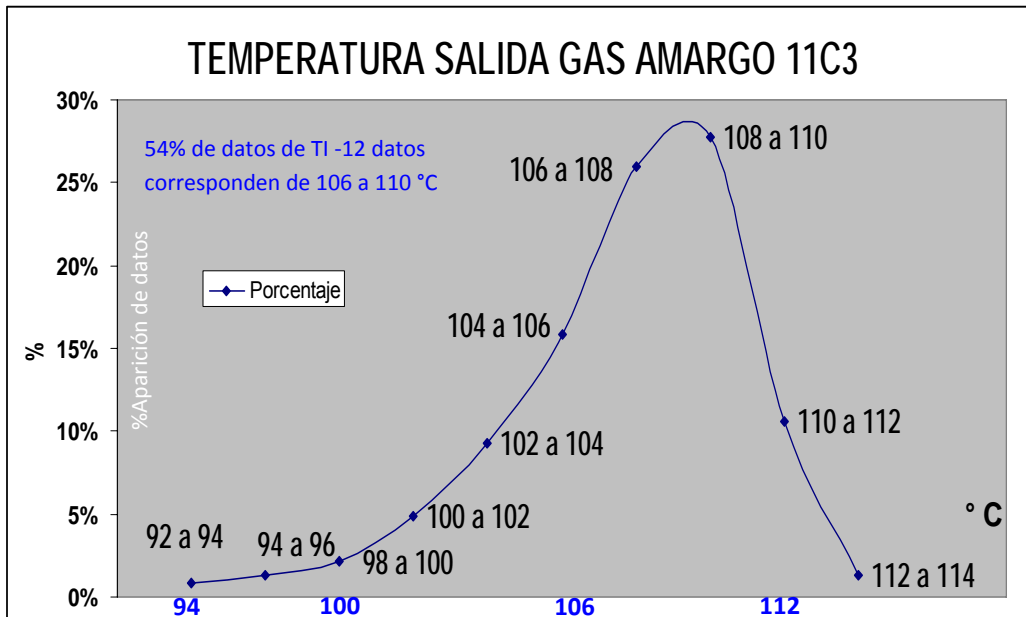


Figura 31. Distribución de datos de la temperatura salida Gas Amargo en 11C3 en 2009.

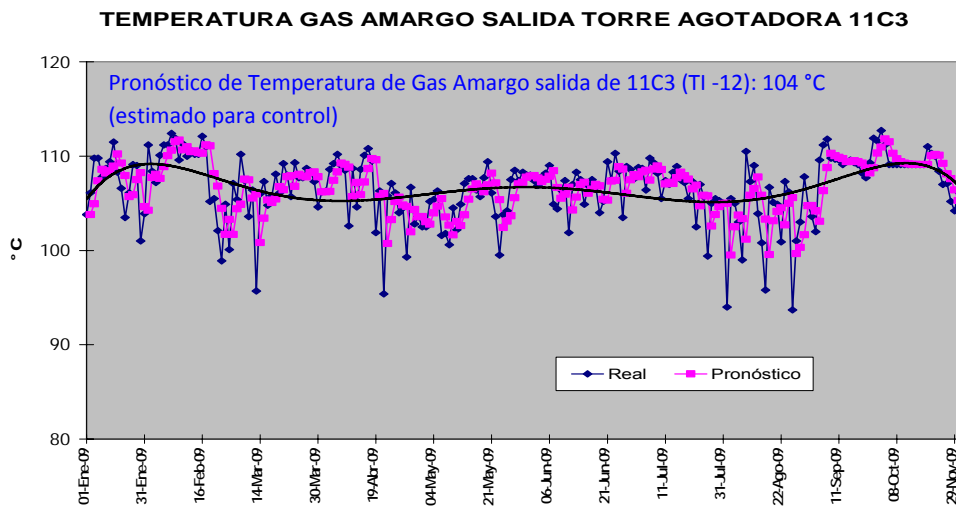


Figura 32. Tendencia de datos de la temperatura salida Gas Amargo en 11C3 en 2009.

Esta variable de TI -12 presenta una distribución normal. La temperatura refleja una buena operación de desorción, esto está íntimamente relacionado con la presión del sistema y en consecuencia en el cumplimiento de la especificación de la pureza de H₂S en el Gas Amargo que se envía al proceso Claus.

TI-13 TEMPERATURA GAS AMARGO SALIDA 11E4

IMPORTANCIA VARIABLE: BAJA

Datos totales de la muestra: 224

DEPENDENCIA DE LA VARIABLE: INTERNA

Media: 32.4 °C

VALOR DE DISEÑO: 57.7 °C

Error Std: 0.44 °C

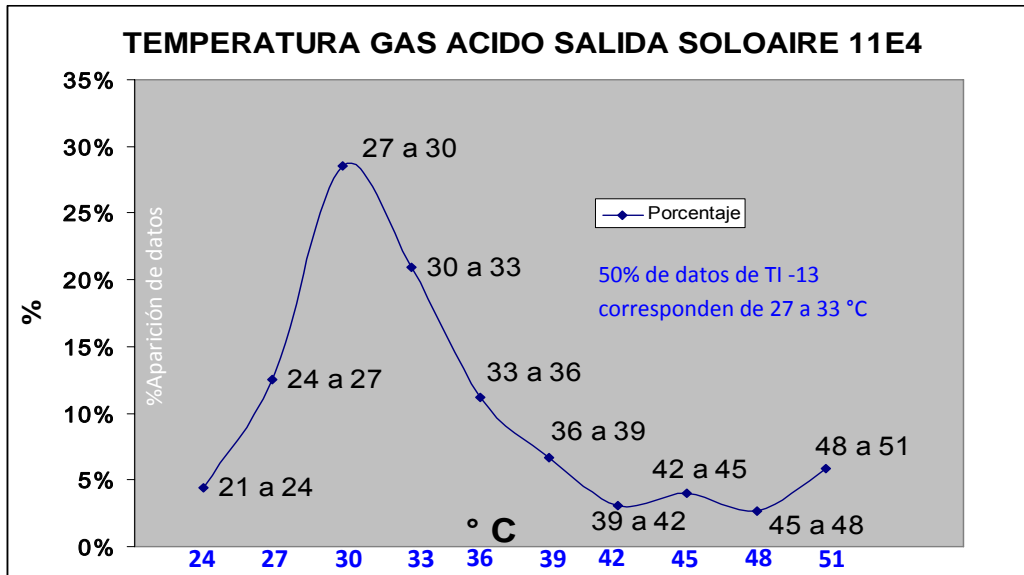


Figura 33. Distribución de datos de la temperatura Gas Ácido en 11E4 en 2009.

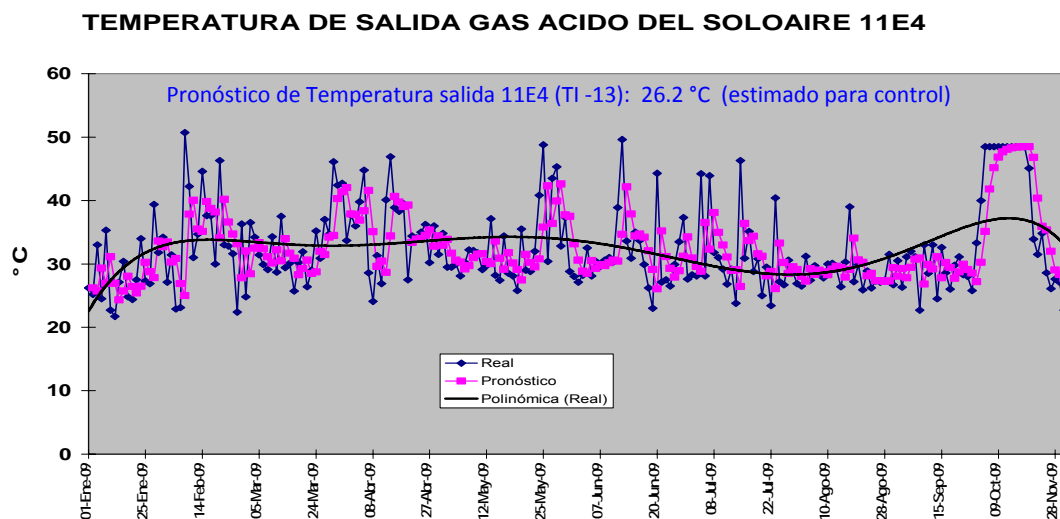


Figura 34. Tendencia de datos de la temperatura Gas Ácido en 11E4 en 2009.

Ésta variable de TI -13 presenta una distribución normal sesgada a la derecha, pero existe control de la variable, la temperatura se mantiene en niveles estables, aunque se observa una mayor desviación de los datos, la capacidad para enfriar el Gas Ácido por parte del soloaire 11C4 es evidente, así éste equipo asume la mayor carga térmica, reduciendo la demanda energética al 11E8, también a bajas cargas.

TI-16 TEMPERATURA GAS AMARGO SALIDA 11E8

IMPORTANCIA VARIABLE: BAJA

Datos totales de la muestra: 228

DEPENDENCIA DE LA VARIABLE: INTERNA

Media: 27.6 °C

VALOR DE DISEÑO: 37.7 °C

Error Std: 0.17 °C

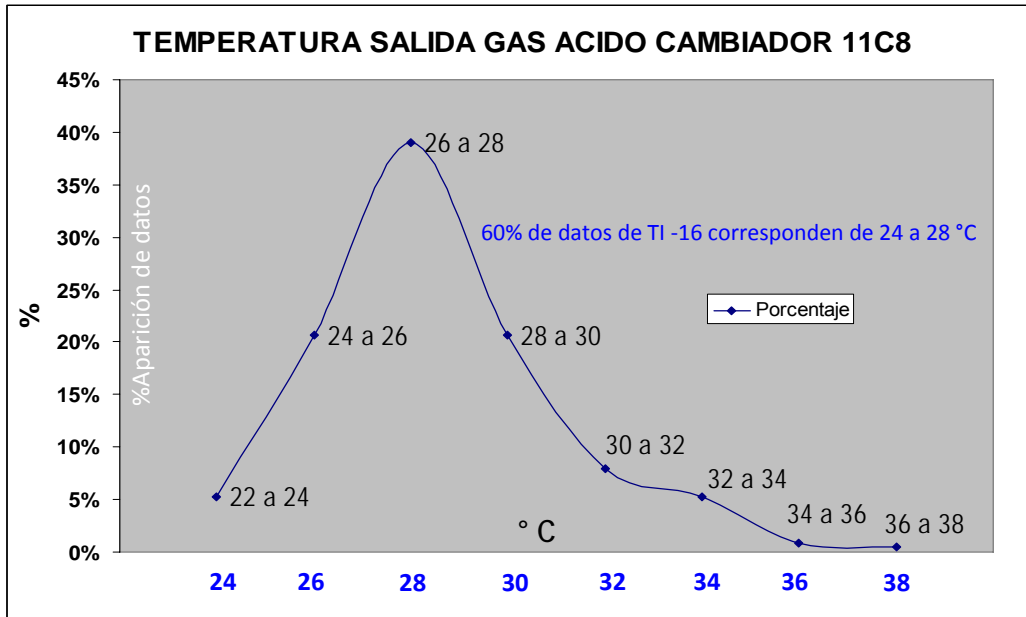


Figura 35. Distribución de datos de la temperatura salida Gas Ácido en 11E8 en 2009.

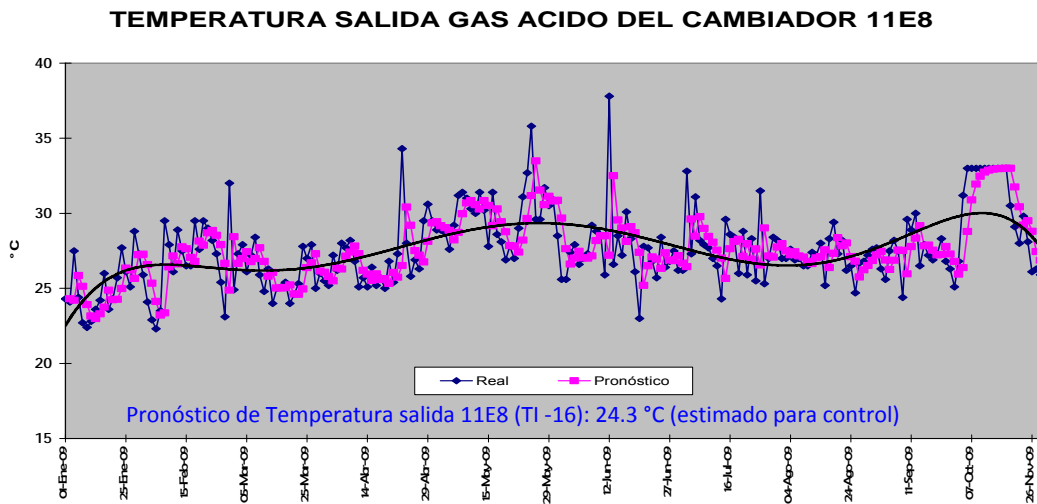


Figura 36. Tendencia de datos de la temperatura salida Gas Ácido en 11E8 en 2009.

Ésta variable de TI -16 presenta una distribución normal sesgada a la derecha, pero existe control de la variable, la temperatura refleja la mínima carga térmica demandada, en mucho por la capacidad de carga a la que trabaja la planta. Aunque se aprecia una ligera tendencia al incremento por el factor de servicio.

TI-17 TEMPERATURA GAS AMARGO EN 11C1

IMPORTANCIA VARIABLE: ALTA

Datos totales de la muestra: 229

DEPENDENCIA DE LA VARIABLE: EXTERNA

Media: 20,5 °C

VALOR DE DISEÑO: 37,7 °C

Error Std: 0,25 °C

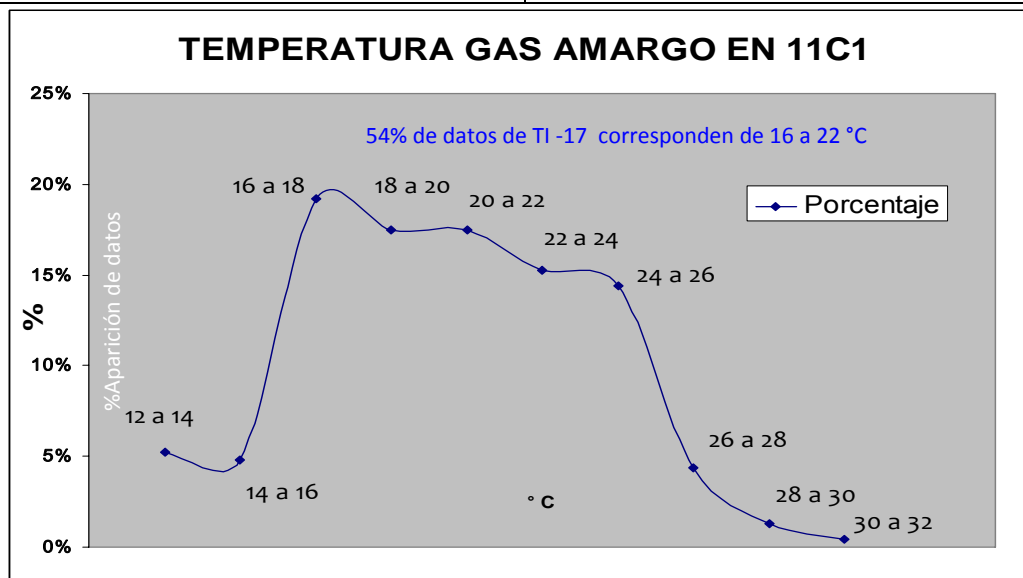


Figura 37. Distribución de datos de la temperatura entrada Gas Amargo a 11C1 en 2009.

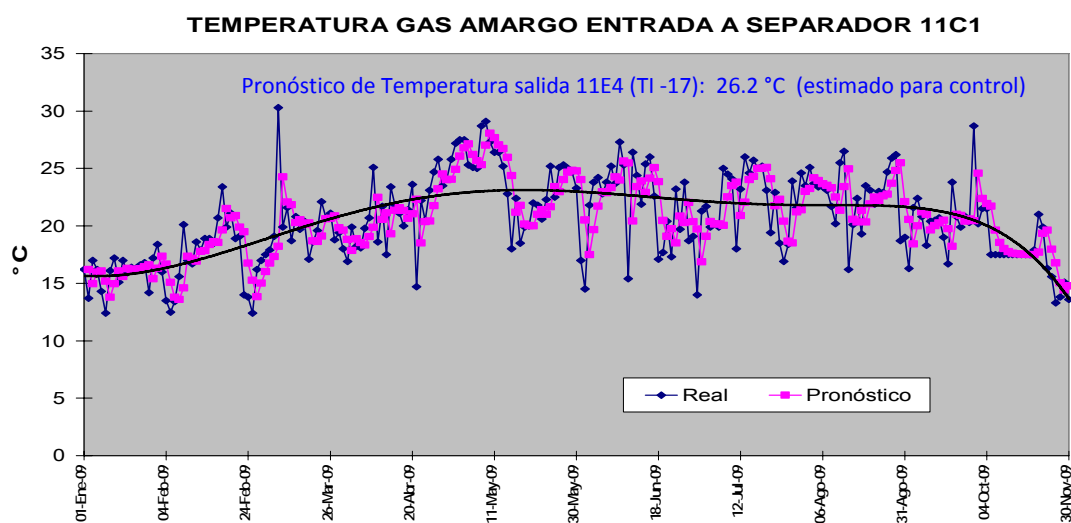


Figura 38. Tendencia de datos de la temperatura entrada Gas Amargo a 11C1 en 2009.

Ésta variable de TI -17 presenta una distribución anormal, casi escalonada y no es una variable dependiente de algún control operacional, pero si se aprecia tiene relación directa con la temperatura ambiental ó estacional, esto es con el enfriamiento del gas en los procesos que envían el gas amargo a la planta Girbotol, durante el período anual. Los suministradores son responsables de ésta variable.

1.3.4.- DESVIACIONES MÁS SIGNIFICATIVAS DE LAS VARIABLES.

De las variables analizadas se puede observar que se tienen desviaciones significativas en los flujos de carga a cada tren de tratamiento, esto como se manifestó anteriormente se debe a las variaciones en la carga de Gas Amargo a la Planta Girbotol, por la disponibilidad de la Planta U-10, durante el período estudiado (año 2009); esto como es de esperar tiene influencia sobre la producción de Gas Dulce a Gas Combustible, aunque en la aplicación de la Técnica Estadística nos muestra que no existe demasiada certeza en la medición.

Las variables de presión exhiben un comportamiento robusto, con una distribución normal; lo cual sugiere un buen control en ambas torres, solo perturbado por los cambios de carga que se dan por problemas en algún suministrador de Gas Amargo.

Las variables de temperatura son afectadas por los cambios de carga en el sistema, ya sea en los intercambiadores, entradas a las bombas, circulación a los filtros y operación de la torre Absorbadora; en tanto el Rehervidor presenta un control aceptable.

1.3.5.- CAUSAS QUE ORIGINAN LAS DESVIACIONES MÁS SIGNIFICATIVAS DE LAS VARIABLES.

De las desviaciones encontradas, se aprecia que las causas que más influyen son los cambios en la capacidad de la instalación, las variaciones de concentración en la solución de DEA y la baja eficiencia del equipo de intercambio; es decir mantener cargas estables, con una concentración de Amina consistente aseguran una operación confiable que puede amortiguar el efecto de una baja eficiencia en el equipo de intercambio (aunque no exista relación). Adicionalmente cuando existen factores externos como llegada de líquidos en los Gases Amargos que producen una contaminación de Amina, pueden provocar que el control de las variables de operación se torne más complicado.

1.3.6.- CONCLUSIONES BASADAS EN EL EJERCICIO DE LA ESTADÍSTICA.

Aun cuando se tienen condiciones operativas de las principales variables; en especial de flujo y temperatura, alejadas de las condiciones de diseño de las unidades de tratamiento, el proceso muestra un comportamiento estable, hay que considerar que se está trabajando a capacidades por debajo de su placa de trabajo, es decir la instalación se ajusta a las condiciones operativas demandantes; esto se demuestra por las corridas operacionales prolongadas de cada tren de tratamiento. Sin embargo éste escenario no es el más adecuado para garantizar la integridad de la instalación, puesto que en general en eventos de contaminación del sistema, las perturbaciones son tan significativas que se reflejan en desviaciones importantes en las citadas variables de control; ya que se suceden variaciones en los niveles de fondos de cada torre, zonas frías, cambios de presión y temperatura (principalmente en la torre Agotadora).

Asegurando un control adecuado que amortigue los cambios en la presión/flujo de los suministros, la ausencia de escenarios de alta corrosión, las prácticas operativas basadas en los procedimientos establecidos y sin cambios significativos en la concentración de la DEA del sistema, se podría considerar una confiabilidad operativa más adecuada, que en consecuencia serán corridas operacionales prolongadas, pero sin perjuicio de la integridad física de la instalación.

1.4.- DISTRIBUCIÓN DE CARGAS A LA PLANTA U11.

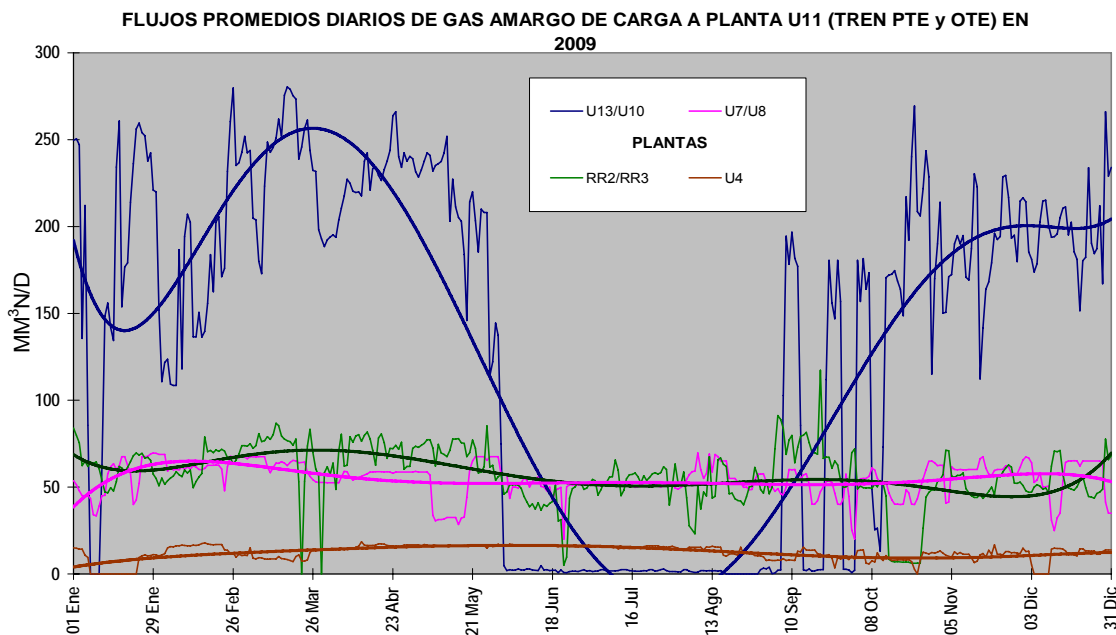


Figura 39. Distribución de Flujos de Gas Amargo como carga (para ambos trenes), en 2009.

Como se puede apreciar (Fig. 39) la carga que aporta el mayor volumen, es la planta Hidrodesintegradora de Residuos (U10), pero a su vez la que presenta mayor variación e inestabilidad, teniendo períodos donde no se tiene la aportación al flujo de carga. En tanto las cargas de la U4, U7/U8 y la HDS2/HDS3 presentan una mayor estabilidad, aún cuando son de menor significancia.

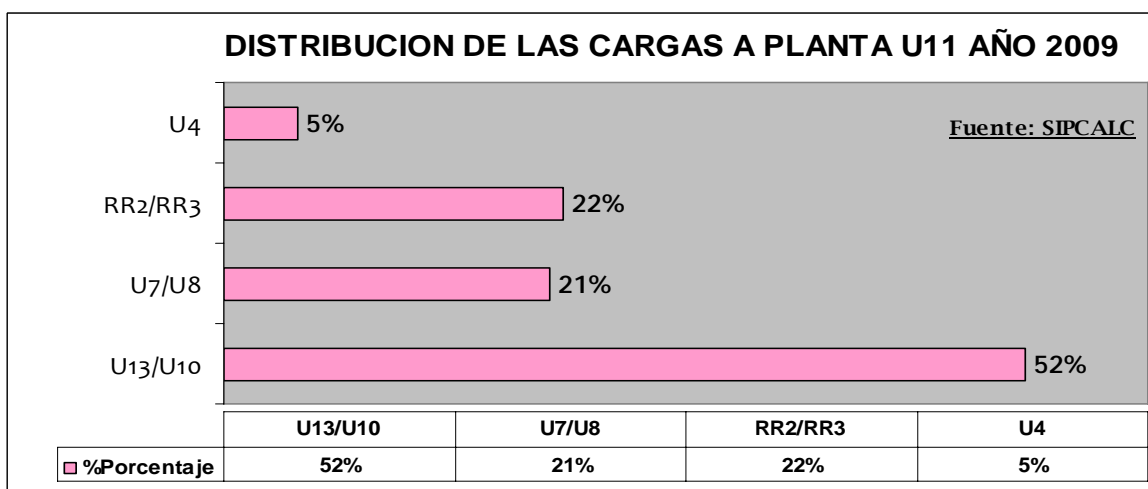


Figura 40. Distribución de las Cargas por suministrador (para ambos trenes), en 2009.

Aquí se presenta el promedio de la distribución de las cargas (Gas Amargo) a la Planta U11 (Fig. 40), éste promedio es día calendario del 2009, pero en un día típico la planta U10 puede representar hasta el 70% de la carga al proceso Girbotol, es decir cuando opera esta instalación es la de mayor aportación.

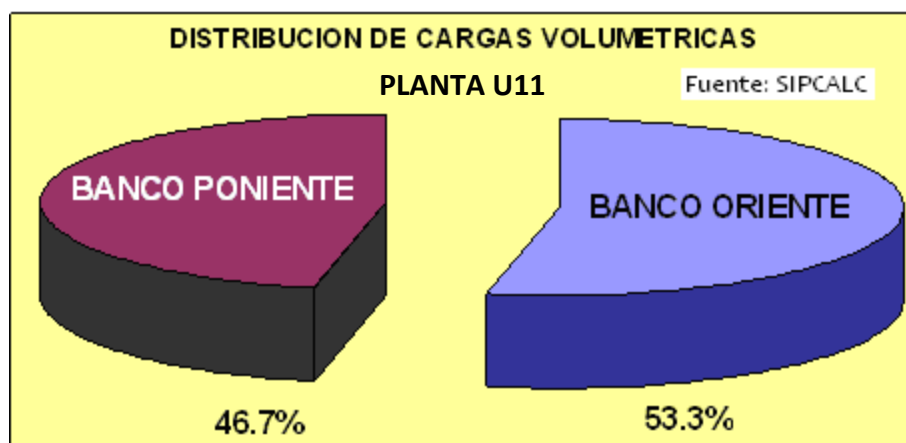


Figura 41. Distribución de las Cargas volumétricas a cada tren de tratamiento, en 2009.

Se muestra en la Figura 41, la distribución de las cargas volumétricas en la planta Girbotol repartidas entre el banco poniente y el banco oriente, durante todo el período del 2009, el lado oriente manejó un mayor porcentaje de la carga, debido a que presenta parámetros operativos más convenientes.

1.5.- COMPARATIVA DEL FLUJO DE GAS AMARGO DE CARGA A LA PLANTA U11.

Tabla I.- Comparativa de datos promedio mensuales de carga de Gas Amargo a la Planta U11

	FI -1	FI-101	total	Sipcalc			% error	
	tren PTE	tren OTE		tren PTE	tren OTE	total	TREN PTE	TREN OTE
2009	nm ³ /h	nm ³ /h	nm ³ /h	nm ³ /h	nm ³ /h	nm ³ /h		
Enero	6,305	7,400	13,705	5,723	6,597	12,320	9.2%	10.8%
Febrero	6,871	7,648	14,519	6,133	6,816	12,949	10.7%	10.9%
Marzo	5,955	10,526	16,481	5,711	10,005	15,716	4.1%	5.0%
Abril	7,415	10,366	17,781	6,432	9,079	15,511	13.3%	12.4%
Mayo	8,216	9,195	17,410	6,644	7,474	14,117	19.1%	18.7%
Junio	5,794	5,890	11,684	2,284	2,319	4,604	60.6%	60.6%
Julio	5,823	5,973	11,796	2,541	2,607	5,149	56.4%	56.3%
Agosto	4,489	4,905	9,394	2,392	2,601	5,101	46.7%	47.0%
Septiembre	5,704	5,697	11,401	4,107	4,182	8,289	28.0%	26.6%
Octubre	5,889	6,142	12,030	4,986	5,203	10,189	15.3%	15.3%
Noviembre	8,884	8,514	17,398	6,651	6,357	13,008	25.1%	25.3%
Diciembre	8,760	8,909	17,669	6,564	6,676	13,240	25.1%	25.1%
						promedio:	26.1%	26.2%

Como se puede apreciar en la Tabla I, existe una desviación mayor de un 25% promedio, entre los datos que se obtienen de los medidores de campo y los datos oficiales que se tienen por el balance de las cargas, éstas desviaciones son mayores cuando está fuera de servicio la planta Hidrodesintegradora de Residuos U10, sugiere una acción por parte de los departamentos involucrados para cerrar diferencias.

Se debe considerar por parte del Área Operativa, poner fuera de servicio una unidad de tratamiento al no contar con el Gas Amargo de la Planta U10, toda vez que se tendrán flujos muy bajos y condiciones lejanas a las que se tienen con escenarios de mayor carga.

1.6.- COMPARATIVA DEL FLUJO DE GAS DULCE PRODUCIDO EN LA PLANTA U11.

Tabla II.- Flujo de gas dulce reportado por Sipcalc y por el FI – 3 (tren poniente) y FI-103 (tren oriente)

2009	GD TP y O Nm ³ /h	SIPCALC Nm ³ /h	% error
Enero	15,880	10,794	32.0%
Febrero	16,483	11,360	31.1%
Marzo	16,739	13,790	17.6%
Abril	19,278	13,659	29.1%
Mayo	19,868	12,596	36.6%
Junio	12,475	3,601	71.1%
Julio	12,715	4,048	68.2%
Agosto	7,104	3,761	47.1%
Septiembre	11,907	7,474	37.2%
Octubre	12,456	9,283	25.5%
Noviembre	19,299	11,741	39.2%
Diciembre	20,266	11,684	42.3%
Prom. Anual:	15,122	9,471	37.4%

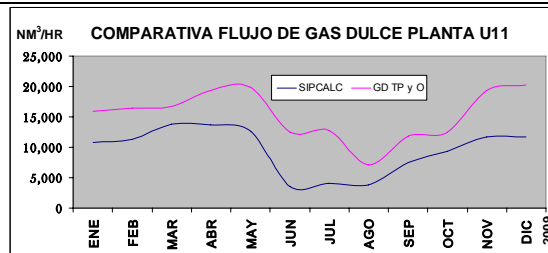


Figura 42. Flujos de Gas Dulce SIPCALC vs. FI-3(U11).

La desviación entre ambas fuentes es mantenida constante durante el período de 2009 (ver Fig. 42), nuevamente las mayores discrepancias se presentan cuando queda fuera de servicio la planta Hidrodesintegradora de Residuos U10. Adicionalmente se aprecia una desviación mayor que la existente con la carga.

1.7.- FLUJO DE GAS ÁCIDO PRODUCIDO EN LA PLANTA U11.

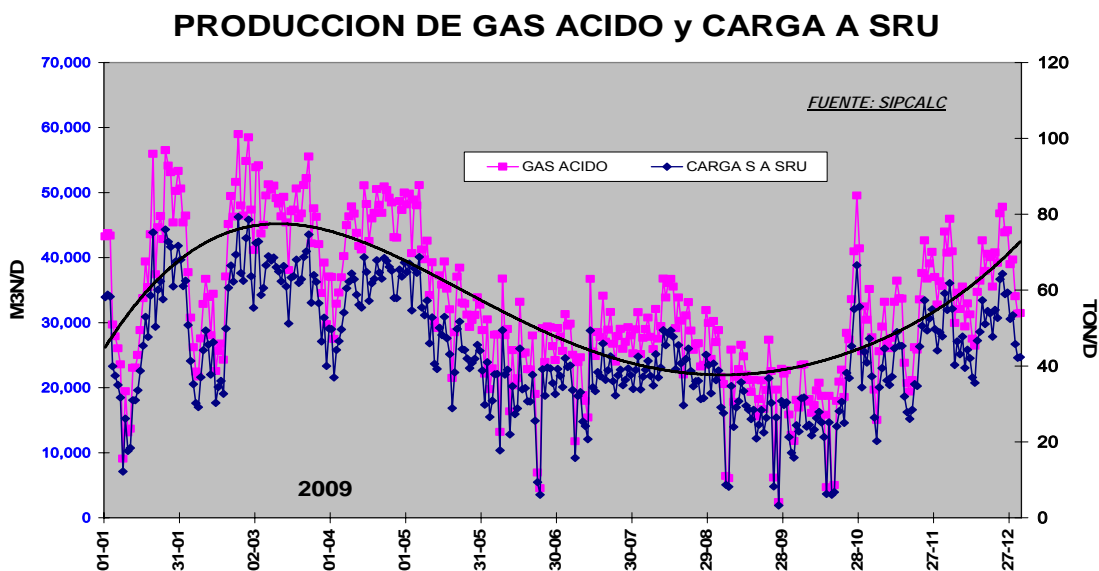


Figura 43. Producción de Gas Ácido en ambos trenes de tratamiento, en 2009.

Se tomaron los datos del SIPCALC, del flujo de Gas Ácido producido para construir la Figura 43, que se obtiene por balance volumétrico y se consideró un contenido medio de H₂S de 94.15 %mol, para el cálculo potencial del Azufre que se envía como carga al proceso Claus.

2.0.- PROCESO

2.0.- PROCESO

El objetivo principal de ésta instalación es la eliminación de los componentes ácidos (H₂S y CO₂) que al quemarse producen gases de combustión que infringen las regulaciones en emisiones a la atmosfera, por lo cual el gas proveniente de los procesos de Hidrodesulfurización se envían a ésta sección de la Refinería para ser tratados en un proceso Girbotol y así obtener un gas en especificación y adecuado para servicios de combustión.

2.1.- DATOS DE DISEÑO.

La planta tiene como una capacidad de placa para procesar hasta 9,753.7 kg/h de carga de gas amargo en 2 trenes de tratamiento, en términos de volumen se tienen 14,326 Nm³/h⁽⁷⁾.

El promedio de carga del 2009 fue de 5,120 kg/h⁽¹⁹⁾ que correspondería a un volumen de 6,003 nm³/h; esto nos daría un índice de utilización de:

%capacidad utilizada	por cada tren
por volumen	41.91%
por masa	52.50%

Gas Amargo de Carga a U - 11

Carga a un tren	Diseño		
Fracción vapor	1.0		
mmft ³ /d	12.142		
lb/h	21,484.0		
peso mol (mezcla)	16.1		
	lb mol/h	%mol	peso mol
H ₂ O	5.2	0.39%	18.02
H ₂ S	215.5	16.17%	34.08
HC	1,112.4	83.44%	12.63
MEA	0	0.00%	61.08
TOTAL	1,333.1	100.00%	

Carga a un tren	Real (promedio 2009) base seca		
Fracción vapor	1.0		
mmft ³ /d	5.088		
lb/h	11,278.2		
peso mol (mezcla)	19.12		
	lb mol/h	%mol	peso mol
H ₂ O	0	0.00%	18.02
H ₂ S	69.1	11.71%	34.08
H ₂	292.3	49.55%	2.016
N ₂	9.8	1.66%	28.013
HC	218.8	37.08%	36.84
DEA	0	0.00%	105.138
TOTAL	589.96	100.00%	

DATOS DE DISEÑO.

	Flujo diseño de MEA pobre a Torre Absorbedora 11C2					flujo másico	
	flujo molar		peso		lb _m /h	kg _m /h	
	lbmol/h	mol	%mol	%w			
Mea	526.95	61.08	0.05	0.15	32,186	14,612	
Agua	10,381.85	18.02	0.95	0.85	187,081	84,935	
MEA + Agua	10,908.80	20.1	1	1	219,267	99,547	

	Flujo Real de DEA pobre a Torre Absorbedora 11C2							
	flujo molar		peso		flujo másico			peso
	kgmol/h	lbmol/h	mol	kg _m /h	lb _m /h	%w	%mol	mol prom
H2S	1.6	3.6	34.08	55.7	122.7	0.08%	0.05%	0.018
H2O	2,951.6	6,501.2	18.02	53,187.0	117,152.0	75.99%	94.83%	17.088
DEAMINE	159.3	350.9	105.138	16,749.4	36,893.0	23.93%	5.12%	5.381
TOTAL	3,112.5	6,855.7		69,992.2	154,167.7	100%	100%	22.487

En el año de 1980 se realizó el cambio de la solución de Metilamina (Amina Primaria) por la Dietanolamina o DEA (Amina Secundaria), a fin de darle estabilidad al sistema, mejorar la demanda energética y controlar los problemas de corrosión.

Gas dulce producto (diseño)				
fracc vapor	1.0			
mmft ³ /d	10.286			
lb/h	14,269.0			
peso mol (mezcla)	12.7			
	lb mol/h	%mol	peso mol	ppm
H2o	16.9	1.27%	18.02	
H2S	0.0001	0.00%	34.08	< 1
HC	1,109.7	83.24%	12.63	
MEA	0	0.00%	61.08	
TOTAL	1,126.6	84.51%		

Gas dulce producto promedio (real) por tren					
fracc vapor	1.0				
mmft ³ /d	4.535				
lb/h	8,955.9				
peso mol (mezcla)	17.03				
	lb mol/h	%mol	peso mol	peso mol (mezc)	ppm
H2o	7.70	1.46%	18.02	0.26	
H2S	0.001	0.00%	34.08	0.00	< 3
H2	292.05	55.54%	2.016	1.12	
N2	9.80	1.86%	28.013	0.52	
HC	216.29	41.13%	36.77	15.13	
DEA	0.00	0.00%	105.138	0.00	
TOTAL	525.85	100.00%		17.03	

Se tienen diferencias significativas en la composición del gas, lo cual modifica directamente el peso molecular de la mezcla, mientras los datos másicos y volumétricos están influidos por el índice de ocupación.

DATOS DE DISEÑO.

Gas Ácido a recuperación (hacia el proceso Claus) de diseño

Fracción vapor	1.0				
mmft ³ /d	2.46				
lb/h	8,977.0				
peso mol (mezcla)	33.2	base húmeda		base seca	
	lb mol/h	%mol	peso mol	%mol	
H ₂ O	11.9	4.41%	18.02	0.00%	
H ₂ S	255.5	94.59%	34.08	98.95%	
HC	2.7	1.00%	12.63	1.05%	
MEA	0	0.00%	61.08	0.00%	
TOTAL	270.1	100.00%		100.00%	

Gas ácido a recuperación (hacia el proceso Claus) promedio por tren

fracc vapor	1.0				
mmft ³ /d	0.6321				
lb/h	2,489.8				
peso mol (mezcla)	33.97	base húmeda		peso mol	base seca
	lb mol/h	%mol	peso mol	(mezcla)	%mol
H ₂ O	1.37	1.86%	18.02	0.34	0.00%
H ₂ S	69.20	94.41%	34.08	32.17	96.20%
H ₂	0.25	0.35%	2.016	0.01	0.35%
N ₂	0.01	0.01%	28.013	0.00	0.01%
HC	2.47	3.37%	42.97	1.45	3.44%
DEA	0.00	0.00%	105.138	0.00	0.00%
TOTAL	73.30	100.00%		33.97	100.00%

2.2.- INCREMENTO DE CAPACIDAD (GASES AMARGOS A DESFOGUE).

Cálculo del incremento % de capacidad por Gases Amargos a Desfogue

Gas amargo a desfogue Nm ³ /d	40,906.2	promedio anual 2009
molar flow [nm ³ /h(gas)]	852.2	por tren de tratamiento
mass flow [kg/h]	726.7	

Incremento de capacidad por la inclusión de los gases amargos a desfogue

por volumen	47.9%
por masa	59.95%

Por lo que se concluye que la inclusión del gas amargo que se envía a desfogue incrementaría la capacidad de la Planta U11 (por cada tren) hasta un 60%

Como se expresa, la cantidad de gases a desfogue cuantificados en el período de 2009 ⁽¹⁹⁾, en el caso de haberse enviados a la planta Girbotol, solo incrementarían la capacidad de la instalación hasta en un 60%, lo cual podría cumplirse sin restricción.

2.3.- SIMULACIÓN DEL PROCESO.

Se realiza simulación del proceso de la Planta U11, específicamente del tren poniente con las condiciones de operación disponibles, utilizando promedios anuales para las cargas hacia la planta y el flujo promedio de DEA pobre ^(20 y 21).

2.3.1.- PREMISAS CONSIDERADAS.

- Se realiza simulación con solución de DEA en lugar de MEA.
- La carga hacia el tren poniente representa el 46.7% de la carga total de la planta utilizando los datos de carga de Sipcalc.
- La composición del gas es la misma utilizada para una simulación de procesos previa realizada por la Cia. Sulphur Experts ⁽¹⁴⁾.
- Se utiliza el simulador HYSYS versión 3.2 con la paquetería de amina.
- Se utiliza una concentración de DEA pobre correspondiente al promedio anual proporcionado por laboratorio, para el flujo se utiliza el promedio proporcionado por el PI, para la circulación de la amina.
- Se incluye en la simulación, la corriente de DEA pobre y DEA rica, que circula a través de la Planta de Tratamiento de Gas Licuado U-13.

2.3.2.- CONDICIONES OPERATIVAS DE DISEÑO.

	unidad	valor
Absorbedor 11c2		
Flujo de Gas de carga	kg/h	9,754
Flujo de la Amina pobre	kg/h	99,553
Flujo Amina pobre a filtración	bpd	1,800
Temperatura del Gas de carga	° c	37.8
Temperatura de la Amina rica	° c	55
Temperatura del Gas dulce	° c	43.3
Temperatura de la Amina pobre	° c	43.3
Presión del Gas de carga	kg/cm ²	5.34
Agotador 11c3		
Flujo del Gas ácido	kg/h	4,076
Flujo de Condensado amargo a domo	bpd	1,358
Temperatura entrada de la Amina rica	° c	98.8
Temperatura del domo	° c	107.8
Temperatura de retorno de DEA del Rehervidor	° c	117.2
Temperatura del Gas ácido a proceso Claus	° c	37.8
Presión del Gas ácido	kg/cm ²	0.84
Concentración MEA	%W	15

2.3.3.- PDF CASE SIMULACIÓN.

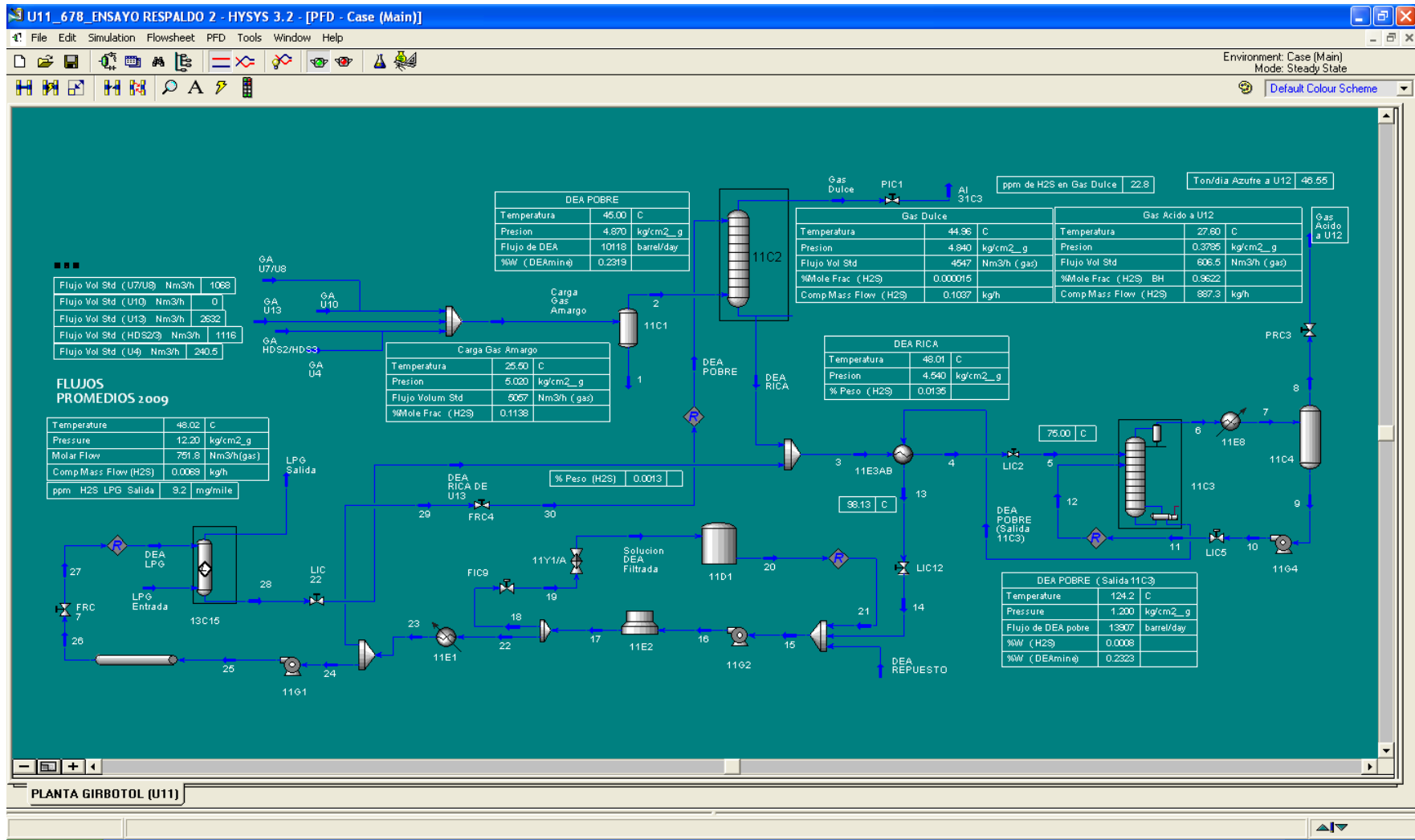


Figura 44. Simulación del Tren Poniente de la Planta Girbotol (U11), con datos del 2009.

2.3.4.- VALIDACIÓN DEL MODELO DE SIMULACIÓN.

	unidad	valor actual	valor hysys
Absorbedor 11C2			
Flujo de Gas amargo carga	Nm ³ /h	5,057	5,057
Flujo de Gas dulce producto	Nm ³ /h	4,423	4,547
Flujo de la Amina pobre	bpd	10,140	10,118
Flujo Amina pobre a filtración	bpd	1,100	1,100
Temperatura del Gas de carga	° c	25.5	25.5
Temperatura del Gas dulce	° c	47.5	45
Temperatura de la Amina pobre	° c	48	44.9
Presión del Gas de carga	kg/cm ²	5.02	5.02
H2S en Gas amargo	%mol	11.4	11.38
H2S en Gas dulce	ppm	<15	<23
Agotador 11C3			
Temperatura entrada de la Amina rica	° c	80	75
Temperatura del Domo	° c	106.7	106.7
Temperatura de retorno de DEA del Rehervidor	° c	118.5	121.6
Temperatura del Gas ácido a proceso Claus	° c	27.6	27.6
Presión del Gas ácido salida 11c3	kg/cm ²	0.73	0.73
H2S en Gas ácido (base seca)	%mol	97.8	96.22
Tratador de LPG 13-C15			
Flujo de LPG alimentación Gas Amargo Carga	bpd	490	490
Temperatura de LPG alimentación	° c	50	50
Presión de LPG alimentación	kg/cm ²	12.6	12.6
Flujo de la Amina pobre	bpd	3,800	3,800
H2S en LPG alimentación	%mol	1.06	1.06
H2S en LPG dulce	ppm	<10	<10
Concentración MEA	%w	15	23.19 (DEA)

Con esto se tiene un error global de 5.79%, en descargo se puede argumentar que las mayores diferencias son en la concentración de la MEA vs. DEA y en la concentración del H2S en el Gas Dulce. Esto es dispensable toda vez que se tiene un cambio de amina, en tanto las ppm del H2S es una cantidad insignificante por la diferencia de las 8 ppm, entre el valor actual y el obtenido en la simulación.

2.3.5.- MODELO EN TIEMPO REAL CON EL PI.

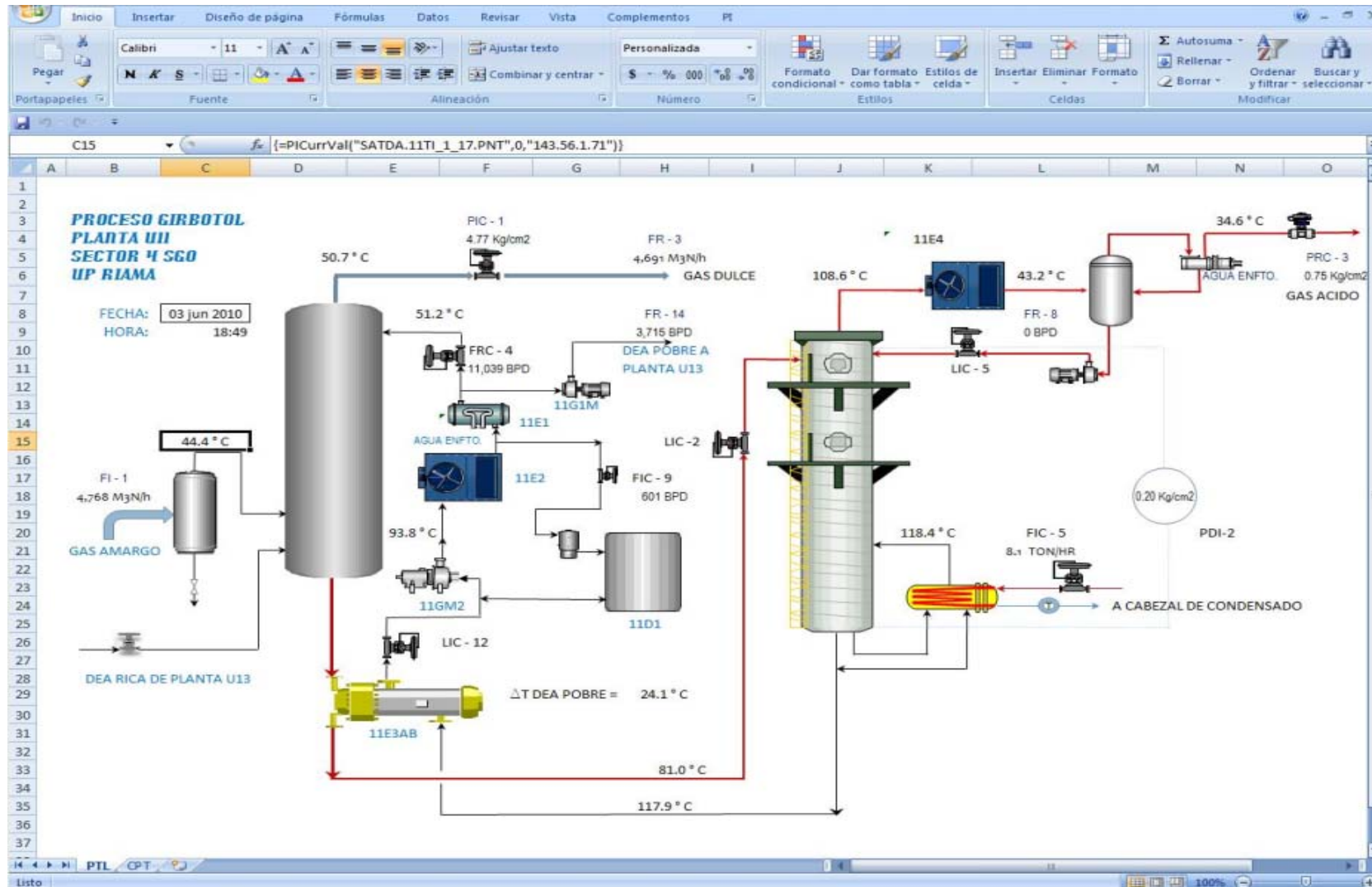


Figura 45. Modelo en Tiempo Real con el PI del Tren Poniente, para facilitar el control operativo de la Planta U11.

3.0.- ANÁLISIS OPERACIONAL.

3.0.- ANÁLISIS OPERACIONAL.

Se realiza un análisis de los principales problemas operacionales que se tuvieron en un lapso de un año, para esto se consultaron los reportes de los Diagnósticos Operacionales enviados mes a mes, por el área operativa hacia la Superintendencia General de Operación de la Refinería; observándose los siguientes problemas operacionales.

Tabla III.- Descontrol Operacional			
	Descripcion	Efectos	Estabilizacion promedio
	Llegada de líquidos (Hidrocarburos) en el tambor separador 11C1, procedente de plantas U10, RR2 y/o RR3	Espumación, arrastre de líquidos, perdida de capacidad	8 horas prom. por cada evento
	Cavitación de bombas de recirculación de DEA pobre 11G2/2A	Salida Gas Dulce fuera de especificación, perdida de capacidad	2 horas prom. por cada evento
	Contaminación de la DEA enviada al sistema de endulzamiento de Gas Licuado de la U13	Espumación, arrastre de líquidos, perdida de capacidad	6 horas prom. por cada evento
	Ruptura de tubos de los intercambiadores 11E3 o 11E103 (DEA pobre vs DEA rica)	Perdida de capacidad, perdida de amina, contaminación	4 días prom. por cada evento
	Deficiente control del vapor de inyección al rehervidor 11E5/11E105 del fondo de la Torre Agotadora 11C3 o 11C103	Descontrol en la operación del agotamiento de la amina, salida Gas Dulce fuera de especificación	1 h prom. por cada evento
	Ruptura de tubos del rehervidor de DEA 11E105 en la torre agotadora 11C103	Descontrol en la operación del agotamiento de la amina, dilucion del sistema de amina	Inmediata al corregir evento
	Deficiente control del control de presión del domo de la Torre Agotadora 11C3 o 11C103	Descontrol en la operación del agotamiento de la amina, salida gas dulce fuera de especificación	1 h prom. por cada evento

(16)



Tabla III.- Descontrol Operacional			
	Descripcion	Efectos	Estabilizacion promedio
	Vibraciones en las estructuras de los soloaires E102 yE104	Limita capacidad, afectando confiabilidad operativa	Inmediata al corregir evento
	Nula operación de las bombas de lavado 11G105 en domo de la Torre Contactora 11C102	Perdida de DEA, corrosión y contaminación del gas dulce	Inmediata al corregir evento
	Tanque de amina contaminado con lodos 11D1	Espumación, arrastre de líquidos, perdida de capacidad	Inmediata al corregir evento
	Deficiencia operativa de la bomba de reflujo 11GM4 a la torre agotadora 11C3	Perdida de DEA, corrosión y contaminación del Gas Dulce	Inmediata al corregir evento
	Ruptura de tubos del soloaire de DEA pobre 11E101 a la torre contactora 11C102	Perdida de DEA, corrosión y contaminación del gas dulce	Inmediata al corregir evento
	Deficiencia en los equipos de intercambio de calor para enfriamiento de la DEA pobre 11E103AB Y 11E101	Alta temperatura en la solución de DEA pobre, dificultando la absorción del Gas Amargo	Inmediata al corregir evento
	Fugas de solución de DEA, al presentarse poros en líneas hacia la Torre Agotadora 11E3	Perdida de DEA, perdida de capacidad	Inmediata al corregir evento
	Fugas de gas amargo, posterior al enfriador 11E4 hacia el tambor separador 11C4	Afecta confiabilidad operativa, perdida de capacidad	Inmediata al corregir evento
	Fuga por sellos de bombas de DEA pobre 11GM2 A/B/C a las Torres Absorbedoras 11C2 y 11C102	Afecta confiabilidad operativa, perdida de capacidad	Inmediata al corregir evento

(16)

Como se puede apreciar los problemas principales y de mayor impacto en el control operacional de la instalación son aquellos que modifican la estabilidad de la solución de amina, ya sea por alterar su composición físico-química o por variación en sus variables flujo, presión y principalmente la temperatura de la DEA en el sistema.

Por lo cual los esfuerzos se deben encaminar al control de estos eventos para asegurar que potencialmente no sucedan o su impacto sea poco significativo.

3.1.- PLANTEAMIENTO DE LAS PROPUESTAS.

Con la finalidad de realizar propuestas que contengan un planteamiento apegado al proceso operativo, se realiza un análisis detallado de los equipos que están involucrados en los mayores y más frecuentes perturbaciones operacionales, éstas han sido sancionados tanto por personal operativo y por ingenieros de proceso de la Refinería.

3.2.- EQUIPOS DE PROCESOS EN PLANTA GIRBOTOL (U11).

Se analiza la operabilidad de separadores, tanques, instrumentación y cambiadores; específicamente del tren poniente, lo cual se hace extensivo al tren oriente de la instalación, se incluyen sus características principales, el servicio prestado, la problemática actual y la ponencia de la propuesta preliminar para eliminar o mitigar la dificultad expuesta.

3.2.1.- SEPARADOR DE GASES AMARGOS 11C1.



Figura 46. Fotografía del Separador 11C1 en la Planta U11



Característica	Unidad	Valor		Característica	Unidad	Valor
Altura (tang a tang)	m	2.5		Diámetro	m	1.52
Altura al piso	m	1.4		Espesor	pulg	1/2
Relación (L/D)	-----	1.65		Fracción mol de H ₂ S	%mol	16.16
Corrosión permitida	pulg	0.25		Presión diseño	kg/cm ²	4.8
Temperatura diseño	°C	37.8		Capacidad volumétrica	m ³	4.6
Flujo diseño gas amargo	lb/h	21,484				

PROBLEMÁTICA ACTUAL.

- Poca capacidad para eliminar los líquidos provenientes de las plantas U13/U10 y HDS2/HDS3.
- Instrumentación insuficiente e inoperable.
- No presenta flexibilidad de desvío de gases amargos en caso de sobrepresión.

PROPUESTA PRELIMINAR.

- Colocar un separador con dimensiones adecuadas para la totalidad del gas de carga a la Planta u11 (tren OTE y PTE), de acuerdo a los estándares vigentes, con la finalidad de cumplir con los requisitos de eliminador de líquidos y tambor de balance, incluyendo la instrumentación de nivel, presión y temperatura, así como los dispositivos de protección necesarios.
- Eliminar la utilización del 11C1 actual.
- Implementar control adecuado de presión para asegurar una carga estable hacia la planta, contando con el desvío de gases amargos por medio de un control automático hacia desfogue en caso de sobrepresión.
- Implementar control adecuado de control de nivel para asegurar el desvío de hidrocarburos ligeros hacia un sistema de drenaje adecuado de menor presión, a fin de confinar hidrocarburos y/o condensados amargos.
- Considerar utilizar el recipiente 11C1 actual para el manejo de la carga de gas amargo hacia el tren poniente y proponer la construcción de un recipiente alternativo para el tren oriente, con la finalidad de contar con una mayor flexibilidad operativa, disminuir los costos de construcción y aprovechar los recursos existentes, proponiendo una instrumentación idéntica para ambos recipientes para el monitoreo y control de las variables operativas como temperatura, presión y nivel.

3.2.2.- TAMBOR DE FLASH DEA RICA (EQUIPO NUEVO).



Figura 47. Fotografía de un Separador horizontal (equipo nuevo)

Característica	Unidad	Valor		Característica	Unidad	Valor
Altura	m	por definir		Diámetro	m	por definir
Altura del piso	m	por definir		Espesor	pulg	por definir
Corrosión permitida	pulg	0.25		Presión diseño	kg/cm ²	1 - 1.5
Temperatura diseño	°C	35 - 60		Capacidad volumétrica	m ³	por definir

PROBLEMÁTICA ACTUAL.

- Contaminación de la solución DEA por presencia de materia externa proveniente del sistema de purificación del gas licuado de la planta U13 (13C15), teniendo en cuenta que se circula alrededor del 15% de la solución de DEA pobre.
- Retorno de la solución DEA rica al fondo de la Torre Absorbedora, afectando la operación de éste equipo, en eventos de arrastre de líquidos.

PROPUESTA PRELIMINAR.

- Realizar la propuesta de colocar un separador con dimensiones adecuadas para la totalidad de la solución de DEA rica circulante para un tren de tratamiento, para la liberación de gases absorbidos en el proceso de la U13 y en una medida menor en la torre absorbadora 11C2, además que éste equipo tenga separadores internos para la fase ligera de hidrocarburos presente a fin de no introducir contaminantes al sistema de amina.
- Considerar un separador para recibir específicamente la DEA rica proveniente de la planta tratadora de gas licuado U13, es decir el envío de ambos trenes (poniente y oriente), éste separador deberá tener las dimensiones adecuadas y separadores internos para la fase de hidrocarburos presente, con el objetivo de separar los contaminantes y así incorporar la DEA rica con un preflash a la DEA entrante a la Torre Agotadora para su total purificación.

3.2.3.- INTERCAMBIADOR DEA RICA VS. DEA POBRE 11E3AB / 11E103AB.



Figura 48. Fotografía de los intercambiadores 11E3AB Tren Poniente en la Planta U11

Característica	Unidad	Valor	Característica	Unidad	Valor
Duty	MMbtu/h	20.5	Longitud de tubos	m	7.315
Numero de tubos	-----	824	Diámetro de tubos	pulg	3/4
Factor ensuciamiento	C-h-m ² /Kj	0.003	Espesor de tubos	-----	14 BWG
Temp. ent. lado tubos	° C	117.2	Temp. ent. lado coraza	° C	55
Temp. sal. lado tubos	° C	71.6	Temp. sal. lado coraza	° C	98.9
Presión entrada l/tubos	kg/cm ²	3.7	Presión entrada l/coraza	kg/cm ²	0.81
Δp lado tubos	lb/pulg ²	10	Δp lado coraza	lb/pulg ²	15
Pitch (separación)	pulg	15/16	Tipo de arreglo tubos	-----	90°
Fluido lado tubos	-----	DEA rica	Fluido lado coraza	-----	DEA pobre
Flujo lado tubos	lb/h	268,707	Flujo lado coraza	lb/h	260,000

PROBLEMÁTICA ACTUAL.

- Deficiente intercambio de calor originando que la DEA rica no alcance la temperatura requerida para su flasheo en la Torre Agotadora y en consecuencia el Rehervidor del fondo tenga mayor carga térmica que provoca problemas de corrosión al liberarse el H₂S y el CO₂ en el mismo equipo, en vez de ocurrir en el fondo de la torre.

PROPUESTA PRELIMINAR.

- Realizar la evaluación del banco de cambiadores a fin de precisar el grado de eficiencia del intercambio con la finalidad de realizar un diagnóstico asertivo en relación a la necesidad de realizar una modificación o cambio del arreglo.
- Considerar la instalación de un cambiador adicional para hacer más flexible el arreglo, de ésta manera con 2 equipos en operación se podría dar el intercambio mínimo requerido y con un tercero se podría dar mantenimiento de limpieza al arreglo.

3.2.4.- REHERVIDOR FONDO TORRE AGOTADORA 11E5 / 11E105.



Figura 49. Fotografía del Rehervidor 11E5 Tren Poniente en la Planta U11

Característica	Unidad	Valor		Característica	Unidad	Valor
Factor ensuciamiento l/t	C-h-m ² /Kj	0.0005		Factor ensuciamiento l/c	C-h-m ² /Kj	0.002
Temp. ent. lado tubos	° C	128.3		Temp. ent. lado coraza	° C	116.6
Temp. sal. lado tubos	° C	128.3		Temp. sal. lado coraza	° C	117.2
Presión entrada l/tubos	kg/cm ²	1.758		Presión entrada l/coraza	kg/cm ²	0.81
Δp lado tubos	lb/pulg ²	1		Δp lado coraza	lb/pulg ²	1
Altura del piso	m	0.45		Duty	MMbtu/h	35.7
Fluido lado tubos	-----	vapor		Fluido lado coraza	-----	DEA pobre
Flujo lado tubos	lb/h	38,100		Flujo lado coraza	lb/h	297,600
Número de tubos	-----	1,285		Díámetro externo	pulg	3/4
Espesor	-----	16 BWG		Longitud tubos	m	14.6
Pitch (separación)	pulg	1		Tipo de arreglo tubos	-----	90°

PROBLEMÁTICA ACTUAL.

- Problemas para la salida del condensado hacia el cabezal, limitando el intercambio de calor.
- Deficiente operación del sistema de trampeo, con lo cual se presiona el cabezal de condensado afectando el intercambio de calor.

PROPUESTA PRELIMINAR.

- Realizar la propuesta de colocar un tanque de flash con la finalidad de facilitar la etapa de condensación del vapor de calentamiento, esto implicaría un control de presión en el sistema y un potencial equipo de bombeo menor para la inyección del condensado en el cabezal de condensado.
- Considerar la propuesta de un sistema de trampeo de última generación.
- Comprobar la certidumbre de la medición de vapor de inyección al Rehervidor, verificar si se cumple la relación de 0.8 a 1.1 lbs vapor por galón de DEA.

3.2.5.- CONTROL DE PRESIÓN DE LA TORRE 11C3 (PRC3/3A).



Figura 50. Fotografía del control de presión torre 11C3 Tren Poniente en la Planta U11

Característica	Unidad	Valor		Característica	Unidad	Valor
Temp. salida gas ácido	°C	37.8		Presión salida gas ácido	kg/cm ²	0.39
Diámetro de la línea	pulg	8		Tipo de válvula	-----	Mariposa
Diámetro de automática	pulg	6		Tipo de control	-----	Rango dividido

PROBLEMÁTICA ACTUAL.

- Deficiente control de la presión de la Torre Agotadora 11C3 o 11C103, por un sobredimensionamiento de las válvulas de salida de Gas Ácido PRC – 3A/3B, originando variaciones en el perfil de temperaturas de la torre agotadora y en consecuencia afectando el grado de ebullición del sistema. actualmente se tiene “castigado” por las válvulas de bloqueo del arreglo de las automáticas de presión, limitando la flexibilidad del sistema y modificando su capacidad.

PROPUESTA PRELIMINAR.

- Realizar la propuesta de cambio del arreglo de las válvulas de control de presión, por unas de menor diámetro y de mayor flexibilidad, con el objetivo de una mejor respuesta en operación estable y durante los paros y/o emergencias operacionales.
- Considerar la rehabilitación del sistema lógico de protección para la operación de las válvulas de control de presión.
- Realizar la consideración de efectuar un ejercicio de análisis de riesgo para el mencionado cambio.

3.2.6.- TANQUE DE BALANCE DE AMINA 11D1.



Figura 51. Fotografía del tanque de amina para ambos trenes en la Planta U11

Característica	Unidad	Valor	Característica	Unidad	Valor
Temperatura diseño	°C	57	Diámetro	m	4.72
Altura del piso	m	4.87	Espesor	pulg	5/16
Corrosión permitida	pulg	1/8	Capacidad volumétrica	m ³	85.5

PROBLEMÁTICA ACTUAL.

- Sistema único de filtrado y almacenaje de DEA, lo que provoca que al no existir independencia cualquier evento de contaminación, espumación, etc., se propague de un sistema a otro.
- Sistema de filtrado insuficiente
- Capacidad mínima del tanque acumulador de amina, insuficiente en un evento de paro de emergencia, lo que conlleva a un alto riesgo para la instalación por derrame de producto y fuga de gas amargo.
- Contaminación de la amina por presencia de lodos que originan escenarios de corrosión y espumación.

PROPUESTA PRELIMINAR.

- Considerar la propuesta de instalar un tanque por cada tren (Ote y Pte) con la finalidad de tener la capacidad de enviar o recibir del sistema cualquier flujo requerido.
- Realizar la propuesta del dimensionamiento de un sistema de filtrado de última generación para un sistema de aminas de un 15 a un 20% del total de la solución circulante de amina del sistema, a fin de realizar una adecuada eliminación de contaminantes.
- Considerar un sistema de bombeo del tanque hacia la Torre Absorbadora independiente por tren, desde el tanque de amina nuevo.

4.0.- DESARROLLO DE PROPUESTAS.

4.0.- DESARROLLO DE PROPUESTAS.

En ésta parte del trabajo se desarrollaran las propuestas a fin de evaluarlas en la medida de lo posible mediante las herramientas disponibles para cumplir con los requerimientos de una Ingeniería Conceptual, de ésta forma el usuario tendrá una valiosa referencia y un apoyo invaluable al momento de solicitar el desarrollo de la Ingeniería Básica para el presente proyecto.

4.1.- SEPARADOR DE GASES AMARGOS 11C1.

Éste recipiente actualmente proporciona la carga a ambos trenes (Poniente y Oriente), aquí se recibe el gas amargo de las plantas HDS₂/HDS₃ (Hidrodesulfuradora de Naftas), U₁₃/U₁₀ (Planta de Gas Licuado/Hidrodesintegradora de Residuos), U₇/U₈ (Hidrodesulfuradora de Turbosina/Kerosina/Diesel/Gasóleos Ligeros Primarios) y de la U₄ (Hidrodesulfuradora de Lubricantes). La mezcla de estos gases se constituye como la carga a la planta Girbotol.

La distribución volumétrica de las cargas a cada tren, depende de la capacidad de admisión de cada tren, las condiciones operativas son más favorables en el tren oriente, por lo cual estadísticamente tenemos una carga mayor en éste tren de hasta en un 53.3%.

4.1.1- DESVENTAJAS ARREGLO ACTUAL.

Control de Presión.- No se tiene ningún arreglo de control de esta variable, la admisión al sistema se maneja por la PIC – 1 (presión Torre Absorbedora 11C₂), que está diseñada para mantener las condiciones operativas en la Absorbedora, por lo cual un cambio de presión (traducida como cambio de carga) como sucede cuando sale o entra en servicio la planta U₁₀, produce serios disturbios en el control de presión de la 11C₂; la acción de la PIC-1 es vital, pero está limitada por su localización, ya que controla la salida de gas dulce, por lo cual su funcionalidad está comprometida y a expensas de que no existan variaciones de carga desde el recipiente 11C₁, lo que no es adecuado, toda vez que como se aprecia en la gráfica de los flujos promedios diarios, existen variaciones significativas, por lo que se puede concluir que controlar la presión del suministro de gas de esta manera, es inadecuado e inoperante⁽²²⁾.

Control de Nivel.- No existe, se tiene una línea con un bloqueo manual para drenar los líquidos que pudiesen llegar con la carga, ésta línea se localiza en el fondo del recipiente (11-PW-8-2"-B19) cuyo diámetro es de 2 pulgadas y lleva los líquidos, que de diseño se catalogan como "agua amarga" hacia el 11C – 12⁽²³⁾, pero que en realidad cuando se presentan también contienen una gama de hidrocarburos ligeros y pesados, provenientes principalmente según lo manifiesta el área operativa de las plantas HDS₂/HDS₃ y de la U₁₃/U₁₀. El diámetro de la línea, el escaso tiempo de respuesta y la necesidad de intervención de un operador dificultan la eliminación de los líquidos presentes por lo cual éstos en repetidas ocasiones han sido arrastrados hasta la fase gaseosa y se envían a la Torre Absorbedora, donde provocan problemas de espumación, niveles falsos, zonas "frías", originando pérdida de capacidad del sistema para realizar una adecuada absorción y en consecuencia una falla en la especificación de salida del Gas Dulce.

Por lo que se puede concluir que es indispensable contar con un sistema de control de nivel de última generación, cuya respuesta garantice una rápida salida de la fase líquida y evite en todo momento el arrastre hacia el Gas Amargo.

Cálculos .- A fin de establecer si la purga de fondo tiene la suficiente capacidad para desalojar la presencia de líquidos en el recipiente 11C1, se realiza un cálculo sencillo de la tubería que transporta el Agua Amarga-Hidrocarburo desde el 11C1 hasta el separador 11C-12, que es una línea de 2” de diámetro ⁽²³⁾.

No se tienen antecedentes de la composición y del volumen de los líquidos que se presentan en los eventos de arrastre de hidrocarburos, por parte de las plantas U10/U13 y/o HDS2/HDS3, la parte operativa no tiene las facilidades para conocer ninguna de las 2 variables, por lo cual se tomará una composición típica de agua amarga, del manual de operación de la planta Girbotol, como se muestra a continuación:

Componente	Mass fractions	Característica línea	Unidad	Valor
Methane	0.00010	Temperatura	° c	25
Ethane	0.00005	Presión	kg/cm ²	5.02
Propane	0.00000	% Fracción vapor	%	0.1
n-Butane	0.00002	%Fracción masa H ₂ S	%	1.6
i-Butane	0.00000	%Fracción masa NH ₃	%	0.3
i-Pentane	0.00000			
n-Hexane	0.00000			
n-Heptane	0.00000			
Ammonia	0.00319			
Hydrogen	0.00000			
H ₂ S	0.01601			
H ₂ O	0.98062			
Total	1.00000			

Característica línea	Unidad	Valor
11-PW-8-2”-B19		
Longitud tubería	m	55
Elevación tubería	m	4
Diámetro nominal	pulg	2
Cédula	-----	40
Material	-----	acero al carbón

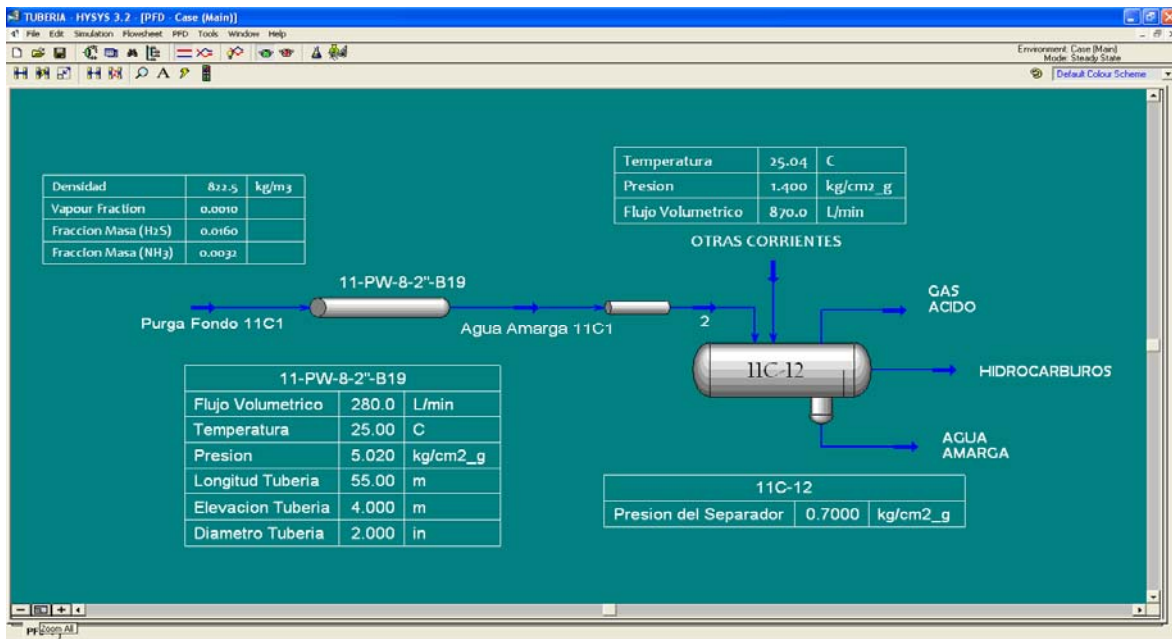


Figura 52. Cálculo de capacidad línea de purga en separador 11C1.

Como se puede apreciar, el flujo máximo resultante que se podría alcanzar es de aproximadamente 280 l/min, esto representaría vaciar la fase líquida del Separador 11C1 en un tiempo máximo de 7.25 mins, en el sentido que potencialmente se llenara hasta el nivel de alarma de alto nivel; esto hace evidente la necesidad de instrumentar el control de nivel para que en cuanto exista líquido, se inicie la salida de éste.

En la medida que aumente la fracción vapor de la corriente, el flujo máximo alcanzado disminuirá significativamente, pero si el planteamiento es utilizar el recipiente 11C1 únicamente para el Tren Poniente y habilitar uno nuevo para el Tren Oriente, entonces el tiempo de residencia vendrá mayor y el potencial contenido de líquidos se reduciría a la mitad, por lo cual el sistema sería más flexible y mucho más confiable.

Adicionalmente al instalar un control de nivel se deberá considerar para calcular el flujo máximo alcanzado, la adición de los accesorios como son codos, cambios de dirección, reducción del diámetro en la válvula de control, la instalación de bloqueos de la automática y el bypass típico de un arreglo de manifold.

Se recomienda a la parte operativa darle un seguimiento al evento de llegada o arrastre de líquidos, en relación al volumen máximo que puede llegar en las corrientes de llegada a fin de establecer una referencia asertiva para validar la necesidad de un incremento en el diámetro de la purga, así también es muy importante conocer el rango de composiciones que se presentan en estos multicitados eventos de llegada de líquidos, con el objetivo de precisar la viabilidad del sistema, en ésta parte se concluye que al incluir un nuevo recipiente y al instrumentar adecuadamente el sistema, se deben eliminar los problemas que pudiesen presentarse en el futuro; tomando como claves mejorar el tiempo de respuesta para el vaciado del recipiente e incrementar la capacidad del sistema por la instalación de un separador homólogo al 11C1.

Control de presión de desfogue.- No se tiene ningún arreglo del control de presión para desfogue, en caso de una sobrepresión, se tiene una válvula manual que deriva la corriente hacia desfogue, pero se requiere la intervención de un operador para controlar la cantidad de gas hacia el sistema de alivio, por lo que se hace prioritario contar con un sistema de control de presión, esto se hace más evidente en eventos de paro o arranque de la unidad, así como en las emergencias. Como se observa en la gráfica de los flujos promedios de carga, existe mucha variación en la llegada a la planta, esto crea perturbaciones importantes en el control del suministro en los límites de batería, por lo que se concluye que es de prioridad la instalación de un control de éste tipo⁽²²⁾.

La capacidad de desfogue recomendada sería de hasta un máximo de 21,500 lb/h de Gas Amargo para cada recipiente separador, pudiéndose diseñar un sistema hasta de un 50 a 60% de éste flujo y el restante considerar un bypass manual o un sistema "ON/OFF", a fin de conseguir un mayor control de la variable, ya que actualmente se trabaja a una capacidad menor, que la concebida originalmente para operar cada tren de tratamiento de Girbotol.

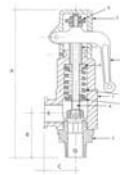
4.1.2- ARREGLO PROPUESTO.

1. Instalar un solo separador para ambos trenes, con las siguientes consideraciones (Caso 1):

- Flujo de Gas Amargo de 43,000 lb/h, como la capacidad máxima del sistema.
- Considerar un recipiente vertical, puesto que la carga líquida es baja y no se requiere una capacidad de almacenamiento de líquido muy grande.
- Una relación longitud/diámetro (L/D) de 3.0 a 3.5, para el nuevo recipiente.
- El peso molecular de la mezcla deberá considerarse en un rango de 20 a 23 kg/kgmol.



- El contenido de H₂S deberá estar ente 10 – 15% mol.
- Considerar la Instrumentación necesaria para el control de la presión hacia el sistema y hacia desfogue, cuya capacidad deberá estar entre el volumen manejado actual y el de diseño. Mantener el monitoreo existente de flujos y temperaturas.
- Adicionalmente se deberá colocar un control de nivel para el vaciado de líquidos que pudieran ingresar con las corrientes amargas de las distintas plantas, en especial la U10/U13 Y LA HDS2/HDS3. La capacidad de éste sistema estará en función del volumen que se requiere desalojar; como no se tiene antecedentes, la actual línea de vaciado de 2” podría ser suficiente, ya que tiene capacidad para desalojar hasta 280 lt/min.
- Se debe considerar un sistema de alivio hacia desfogue, para el caso de un incremento en la presión estática, para lo cual se debe calcular la capacidad de la válvula de seguridad, teniendo en cuenta que se trata de un fluido corrosivo para el diseño de los internos, el rango de temperaturas que se pueden tener en el recipiente, todo lo anterior dando cumplimiento al Código ASME (American Standard Mechanical Engineers) y las normas API correspondientes utilizando un software de cálculo de última generación, con el objetivo de obtener certificados de calibracion, materiales y garantía que minimizen los riesgos, cumpliendo en todo momento la normativa que PEMEX exige.



- El recipiente deberá diseñarse basado en el cumplimiento de las normas de aplicación internacional, específicamente las que corresponden al Código ASME, sección VIII DIV 1 y DIV 2 “presurre vessels”; ésta norma, cubre el diseño, la selección de materiales, la fabricación, la inspección, las pruebas, los criterios de aprobación y la documentación resultante de las distintas etapas a cumplir.
- Cálculo del tamaño del recipiente.- a modo preliminar se realiza éste cálculo para conocer el diámetro del recipiente propuesto, el cual deberá tomarse como una referencia, para precisarlo durante la elaboración de la Ingeniería Básica. para esto se utilizará la ecuacion de Souders – Brown a fin de de determinar la máxima velocidad de vapor permisible. Así entonces:

$$v = (k) [(dl - dv) / dv]^{0.5}$$

donde:

v = velocidad de vapor máxima permisible, m/sec

dl = densidad líquida, kg/m³

dv = densidad del vapor, kg/m³

k = 0.107 m/s



entonces a , es la área seccional transversal del recipiente, en $m^2 = (\text{flujo del vapor, en } m^3/s) / (\text{velocidad del vapor } v, \text{ en } m/s)$

y d , el diámetro del recipiente, en m ; $d = (4 a / 3.1416)^{0.5}$

para un rango de presiones de 0 a 7 bar-g se tiene un factor k (constante de velocidad de vapor) de 0.107 m/s, por recomendación de la GPSA Engineering Data Book ^(m).

Datos obtenidos del simulador HYSYS:

Densidad fase líquida: 33.96 kg/m³

Densidad fase vapor : 5.553 kg/m³

Flujo volumétrico a capacidad máxima: 5.33 m³/seg

Resultados:

Velocidad del vapor (v) : 0.2420 m/seg

Área sección transversal (a): 1.29 m²

Diámetro del recipiente (d): 1.28 m

Altura (h) del recipiente con ($L/D=3.0$): 3.84 m [capacidad volumétrica: 7.4 m³]

2. Instalar un Separador adicional para el Tren Oriente, con las siguientes premisas ó consideraciones (Caso 2):

- El recipiente actual 11C1 quedaría como suministro para el Tren poniente.
- Flujo de gas amargo de 21,500 lb/h, como la capacidad máxima del sistema.
- Se requiere realizar una modificación en la línea de llegada del Gas Amargo al 11C1, a fin que se divida la carga para ambos trenes.
- A cada separador deberá contemplarse la integración de :
 - Control de nivel
 - Control de presión suministro y desfogue
 - Dispositivos de alivio
 - Monitoreo de flujo y temperaturas.
- Se requiere realizar una modificación en la línea de llegada del Gas Amargo al 11C1, a fin que se divida la carga para ambos trenes.

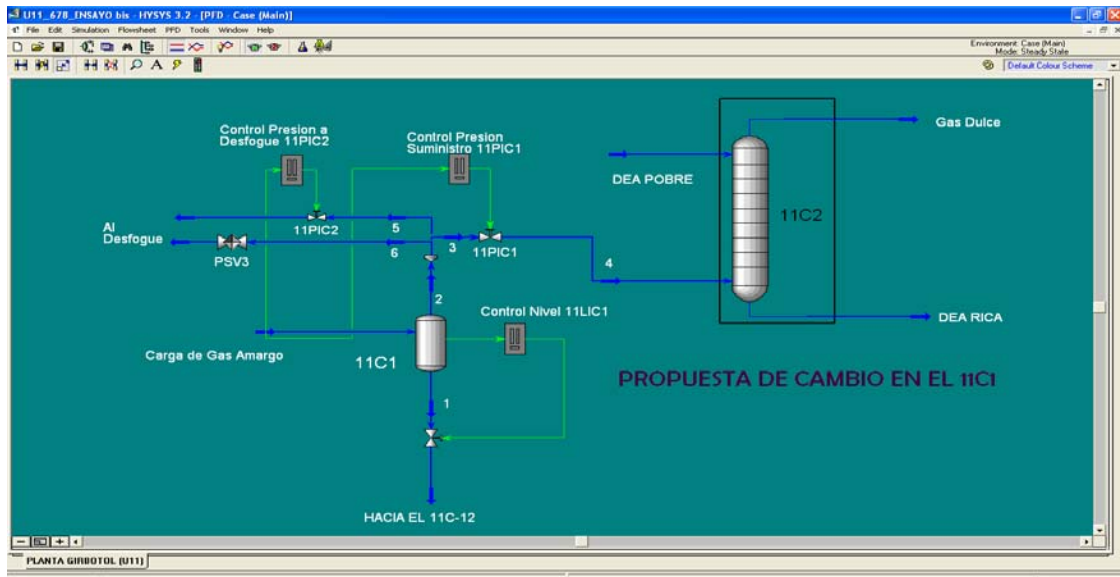


Figura 53. Diagrama de la propuesta de cambio al Separador 11C1, aplicable al Caso 1 y Caso 2.

4.2.- TAMBOR DE FLASH DEA RICA (EQUIPO NUEVO).

Éste recipiente no existe en ninguno de los 2 trenes de tratamiento del proceso Girbotol, su inclusión tiene el objetivo de separar por diferencia de densidades, los hidrocarburos pesados que puede arrastrar la DEA rica desde la Torre Absorbedora, el cambio de presión origina un flash que “purifica” la solución de DEA; por lo cual entre más alta sea la caída de presión se garantiza una separación óptima de los hidrocarburos.

La utilización de un tambor de flash, está recomendada cuando la presión en la Contactora ó Absorbedora excede las 300 lb/pulg² (21 kg/cm²_g)⁽²⁾. Como se menciona repetidamente la remoción de hidrocarburos reduce drásticamente los escenarios de espumación. La operación normal del tanque de flash se recomienda de 5 a 75 lb/pulg²g (0.35 a 5.2 kg/cm²_g), dependiendo de la presión aguas arriba y del nivel de presión para la disposición de los Gases Amargos.

Ambos trenes de tratamiento envían solución pobre a la torre 13C15 de la Planta U13, ésta solución de DEA rica retorna al fondo de la torre Absorbedora 11C2 Y 11C102; existen 2 alternativas incluir un recipiente en cada tren para recibir la solución de DEA rica de la Unidad 13 ó implementar un recipiente en cada tren para recibir el total de la solución de DEA rica, es decir la DEA de la Unidad 13 y la DEA de la torre Absorbedora.

4.2.1- DESVENTAJAS ARREGLO ACTUAL.

Cuando suceden descontrol operacionales en la Torre 13C15 de la planta tratadora de Gas Licuado U13; puede existir la posibilidad del arrastre de líquidos que contaminen la solución de amina, la presencia de estos hidrocarburos ligeros originan efectos tales como corrosión, espumación y descontrol operacionales en todo el sistema, no existe ninguna salvaguarda que evite o minimice el efecto aquí descrito, por lo que al ocurrir el evento se requiere de largos períodos para eliminar la condición, mediante la adición de químicos (antiespumantes) y el purgado de condensado amargo, con la reposición de agua desmineralizada o solución nueva de amina para mantener la concentración circulante de la DEA⁽⁷⁾.

4.2.2- ARREGLO PROPUESTO.

1. Instalar un tambor de flash para cada tren para recibir únicamente la DEA proveniente de la U-13 (Caso 1):
 - Flujo de DEA líquida de 82,000 lb/h (5,515 bpd) provenientes de la U13 por cada tren, como la capacidad máxima que alcanzaría el sistema.
 - Considerar un recipiente horizontal, puesto que se tiene la presencia de 3 fases: la fase gas donde se obtendrá el Gas Amargo, producto de la expansión por el cambio de presión, la fase líquida de hidrocarburos y la fase líquida de la amina libre de hidrocarburos, éste tipo de recipientes son ideales cuando existen posibilidades de espumación.
 - Los separadores horizontales son más eficientes para la separación del gas, en cuanto a la fase líquida ésta cae de manera perpendicular al de gas en la sección de asentamiento de gravedad y se asientan más fácilmente, adicionalmente por el área de interfase más grande, se facilita que las burbujas de gas, que salen de la solución cuando el líquido se aproxima al equilibrio, alcancen el espacio de vapor.
 - La selección del control de nivel es muy importante, debido que en éste tipo de recipientes las perturbaciones por “oleadas” o “cabezeos” es significativamente más drástico que tratándose de Separadores Verticales.
 - Considerar un porcentaje mol de hasta 5.6% mol de H₂S en el gas licuado de entrada a la torre 13C15, con un promedio para el 2009 de 1.07% mol ⁽²⁰⁾; con lo que se tienen desde 0.75 hasta 1.7 tons/d de Azufre potenciales, por la variación de composición en la fracción líquida de la DEA retornada a la Planta U11.
 - La concentración de la amina en peso será de 20 a 25%, a fin de mantener niveles mínimos de circulación que permitan reducir las pérdidas de la DEA en la torre 13C15, manteniendo la concentración de H₂S en el LPG Dulce menor a las 10 ppm.
 - La presión de operación del recipiente será ligeramente mayor a la presión de la Torre Agotadora 11C3 (0.7 kg/cm²), para una expansión máxima.
 - El tiempo de residencia recomendado deberá ser mayor de 25 minutos, para asegurar una correcta separación de la fase líquida en caso de una contaminación de la DEA rica con hidrocarburos, originada por algún tipo de descontrol operacional en la torre 13C15 de la planta de tratamiento de Gas Licuado.
 - Se requiere la integración de un equipo de bombeo para elevar la presión hasta 5.5 kg/cm² a fin de incorporar ésta corriente al fondo de la Torre Absorbedora, tal como se encuentra actualmente.
 - El gas amargo producido en el tambor flash, deberá introducirse a un sistema de recuperación de baja presión ó incorporarlo al Gas Ácido de la U12; lo de mayor conveniencia para el área operativa.

Cálculos .- Con el objetivo de establecer el cambio de composición de la fase líquida de la DEA y el impacto de incluir un equipo nuevo en el sistema en referencia a las demandas energéticas y económicas, se realiza la simulación del sistema a una capacidad máxima.

Carga LPG a 13C15		LPG Entrada a Torre 13C15		
Composition	Fracción mol	Característica	Unidad	Valor
Hydrogen	0.0000	Temperatura	° c	50
Nitrogen	0.0000	Presión	kg/cm ²	12.6
Methane	0.0028	% Fracción vapor	%	0.00
Ethane	0.0160	Flujo volumétrico	bpd	477.6
Propane	0.2562	Flujo másico	lb/h	3908
i-butane	0.2146	Densidad másica	kg/m ³	517.6
n-butane	0.4149			
i-pentane	0.0142			
n-pentane	0.0093			
n-hexane	0.0000			
n-heptane	0.0000			
CO	0.0000			
CO ₂	0.0000			
Ethylene	0.0160			
COS	0.0000			
H ₂ S	0.0560			
H ₂ O	0.0000			
DEAmine	0.0000			
	1.0000			

DEA Entrada a Torre 13C15		
Característica	Unidad	Valor
Temperatura	° C	45.4
Presión	kg/cm ²	12.6
% Fracción vapor	%	0.00
Flujo volumétrico	bpd	5,511
%W DEA	%	23.26
Peso molecular	kg/kgmol	22.33

LPG Salida de Torre 13C15		
Característica	Unidad	Valor
Concentración H ₂ S	ppm	<10

Flujo máximo
Resultado HYSYS

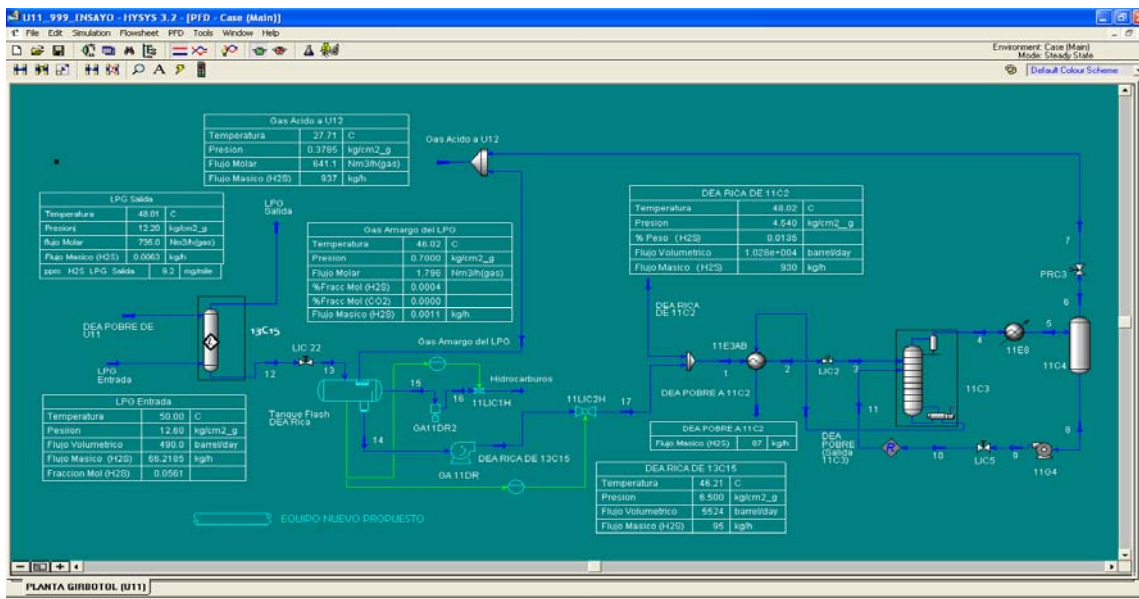


Figura 54. Diagrama de la propuesta de instalar un tambor flash, aplicable al Caso 1.

Resultados.- La composición de la fase gas del tanque flash en relación al contenido de Gas Ácido es muy insignificante, por lo que se puede incorporar por niveles de presión a éste subproducto, como carga hacia el proceso Claus, siendo que su contenido de hidrocarburos al ser tan pequeño no perturbaría las condiciones operativas de esa instalación, esto quedaria a consideración del área de proceso ó en su defecto a un sistema de Gas Amargo de baja presión en algún cabezal existente o futuro.

Salida Gas Amargo Tanque Flash		Salida Gas Amargo Tanque Flash			
Componente	Fracción mol	Característica	Unidad	Valor	
Hydrogen	0.0000	Temperatura	° C	46	
Nitrogen	0.0000	Presión	kg/cm ²	0.7	
Methane	0.0113	% Fracción vapor	%	1.00	
Ethane	0.0547	Flujo molar	Nm ³ /h	1.8	
Propane	0.6685	Flujo másico (H ₂ S)	kg/h	0.0011	
i-butane	0.0391	Flujo másico (HC)	kg/h	3.27	(HC: hidrocarburos)
n-butane	0.0734				
i-pentane	0.0031				
n-pentane	0.0019				
n-hexane	0.0000				
n-heptane	0.0000				
CO	0.0000				
CO ₂	0.0000				
Ethylene	0.0914				
COS	0.0000				
H ₂ S	0.0004				
H ₂ O	0.0562				
DEAmine	0.0000				
	1.0000				

DEA Rica Salida Tanque de Flash			
Característica	Unidad	Valor	
% Fracción vapor	%	0.00	
Flujo volumétrico	bpd	5,524	
Flujo másico (H ₂ S)	kg/h	95	
Relación W/W (V/L)	%	0.0012	

Equipo Mecánico Considerado			
Identificación	Unidad	Valor	
GA-11DR1	hp	13	para la DEA rica
GA-11DR2	hp	0	para fase HC

Por la diferencia de presiones entre el sistema de la U13 y la U11, no se considera factible que ocurra una contaminación de hidrocarburo en el sistema de amina, toda vez que se trata de hidrocarburos muy ligeros.

La potencia de la bomba GA 11DR1 que maneja la DEA rica del tanque de flash fue considerada con una eficiencia adiabática del 60%; para su potencia final se deberán incluir las pérdidas por fricción en accesorios de tuberías, cambios de dirección, tramos de tuberías, elevaciones, etc., dependerá de su última ubicación.

En relación a esto ultimo, se debería considerar la localización de éste recipiente en sitio de la planta tratadora de Gas Licuado (U13), ya que se podría aprovechar la energía de presión que se tiene a la salida de la Torre 13C15 (12.4 kg/cm₂_g) para que el Flash de la corriente de DEA, fuera más beneficiado.

La potencia de la bomba para la fase de hidrocarburos no está especificada, puesto que no se tiene presencia en la simulación de estos hidrocarburos, ya que a esta presión no existirán hidrocarburos ligeros, pues éstos saldrían en la fase gas; sin involucrarse en la fase líquida.

Controles de nivel.- Los controles de nivel considerados serían 2, uno para la fase líquida de hidrocarburos que tendría su elemento primario independiente y localizado en el “pozo” de los hidrocarburos, mientras que el otro sería para la fase de la DEA rica “despuntada”. Las alturas de las mamparas deberán ser cuidadosamente calculadas teniendo en cuenta las diferencias de densidades entre la DEA y el hidrocarburos que se pretende recuperar.

- **Cálculo del tamaño del recipiente.**- A modo preliminar se realiza éste cálculo para conocer las dimensiones del recipiente propuesto, el cual deberá tomarse como una referencia, para precisarlo durante la elaboración de la Ingeniería Básica, solo se consideraría para conocer el posible tamaño del equipo.

Tiempo de residencia: 28.5 mins (min); Volumen fase líquida: 164 gpm (0.61 m³/min)

Volumen estimado: 17.56 m³

Con una relación (L/D) = 3.0, tenemos que $D = (4v/3\pi)^{1/3}$

Donde resulta que D = 1.95 m y la longitud es de 5.86 m., esto sería para el líquido incrementando un 20% para la fase vapor, tenemos: D = 2.08 m. y L = 6.22 m.

Éste tamaño de recipiente en pulgadas es de D = 81.7 pulg y L = 245.2 pulg y está ente los límites que aparece en una relación de dimensiones de recipientes proporcionados en la literatura de la GPA Engineering Data Book.

REPSOL YPF		CIRCULACION DE AMINA							
TAMAÑO DE RECIPIENTES (PULG)									
Gpm de solución	ϕ REGENERADOR	Surge Tank		Tambor Reflujo		Flash Tank		Filtro Carbon	
		Diam	Long	Diam	Long	Diam	Long	Diam	Long
10	16	24	72	16	36	24	72	16	84
25	24	42	96	24	48	42	96	24	84
50	30	48	144	30	96	48	144	36	96
100	42	60	192	42	96	60	192	48	96
200	60	84	288	60	96	84	288	60	96
300	72	84	384	72	96	84	384	72	96
400	84	96	384	84	96	96	384	84	96

FUENTE: GPA Engineering Data Book

Figura 55. Tamaño de Recipientes del tambor de Flash en relación al Flujo de DEA por REPSOL.

Construyendo las gráficas y realizando la intercepción sobre los 164 gpm, se tienen los siguientes datos:

Característica	Unidad	Gráficamente	Por Interpolación Polinómica	Por Cálculo	Error
Diámetro	pulg	78	78	81.7	4.8%
Longitud	pulg	257	264.5	245.2	7.3%
L/D	----	3.3	3.38	3.0	
Diámetro	m	1.98	1.91	2.08	
Longitud	m	6.53	6.44	6.22	

El volumen de gas amargo producido es mínimo, la contaminación de Gas Licuado en la solución de Amina es cuestionable en el sentido que la torre Agotadora funciona como un tanque de Flash, que amortigua cualquier presencia de ligeros provenientes de la planta de tratamiento de Gas Licuado (U13). Por lo cual se concluiría que éste tambor Flash para la DEA rica de la U13 no es necesario y solo representaría un dispendio de recursos significativo en equipo estático y dinámico contra unas mejoras operativas menores.

2. Instalar un tambor de flash para cada tren para recibir la totalidad de la DEA (Caso 2):

- Flujo de DEA líquida de 269,000 lb/h (18,132 bpd) provenientes de todo el sistema para cada tren, como la capacidad máxima del sistema ⁽²⁴⁾.
- Considerar un recipiente horizontal, puesto que se tiene la presencia de 3 fases, fundamentado en lo que se menciona en el caso anterior.
- Considerar un porcentaje mol de hasta 12.% mol de H₂S en el Gas Licuado de entrada a la torre 13C15, con un promedio para el 2009 de 10.47% mol y hasta un máximo de 13.8% mol de H₂S ⁽¹⁹⁾.
- La presión de operación del Tambor de Flash será ligeramente mayor a la presión de la Torre Agotadora 11C3 (0.7 kg/cm²), para una expansión máxima.
- El tiempo de residencia recomendado deberá ser mayor de 25 minutos, para asegurar una correcta separación de la fase líquida en caso de una contaminación de la DEA rica con hidrocarburos, originada por algún tipo de descontrol operacional en cualquiera de los aportadores de Gas Amargo hacia el separador 11C1.
- Se requiere la integración de un equipo de bombeo para elevar la presión hasta 5.5 kg/cm² a fin de incorporar ésta corriente al fondo de la Torre Absorbadora, tal como se encuentra actualmente.
- La solución de DEA proveniente de la planta tratadora de Gas Licuado (U13) se introducirá directamente en éste nuevo equipo, cancelándose la línea actual que entra hacia el fondo de la Torre Absorbadora.

- **Cálculos** .- Con el objetivo de establecer el cambio de composición de la fase líquida de la DEA y el impacto de incluir un equipo nuevo en el sistema en referencia a las demandas energéticas y económicas, se realiza la simulación del sistema a una capacidad máxima.

Entrada Gas Amargo Tren Pte.

Componente	Fracción mol
Hydrogen	0.4060
Nitrogen	0.0090
Methane	0.1164
Ethane	0.0540
Propane	0.1273
i-butane	0.0594
n-butane	0.0643
i-pentane	0.0034
n-pentane	0.0031
n-hexane	0.0000
n-heptane	0.0000
CO	0.0000
CO2	0.0005
Ethylene	0.0211
COS	0.0000
H2S	0.1356
H2O	0.0000
DEAmine	0.0000
	1.0000

Entrada Gas Amargo Tren Pte.

Característica	Unidad	Valor
Temperatura	°C	25.5
Presión	kg/cm ²	5.02
% Fracción vapor	%	1.00
Flujo molar	Nm ³ /h	9,250
Flujo másico	lb/h	20,985
Flujo másico (HC)	lb/h	15,773.8

DEA rica entrada tanque de flash

Flujo volumétrico	bpd	15,501
%W DEA	%	22.81
Presión	kg/cm ²	4.54

DEA rica de u13 entrada tanque de flash

Flujo volumétrico	bpd	3,803
%W DEA	%	23.24
Presión	kg/cm ²	4.54

tanque de flash

Presión	kg/cm ²	0.74
---------	--------------------	------

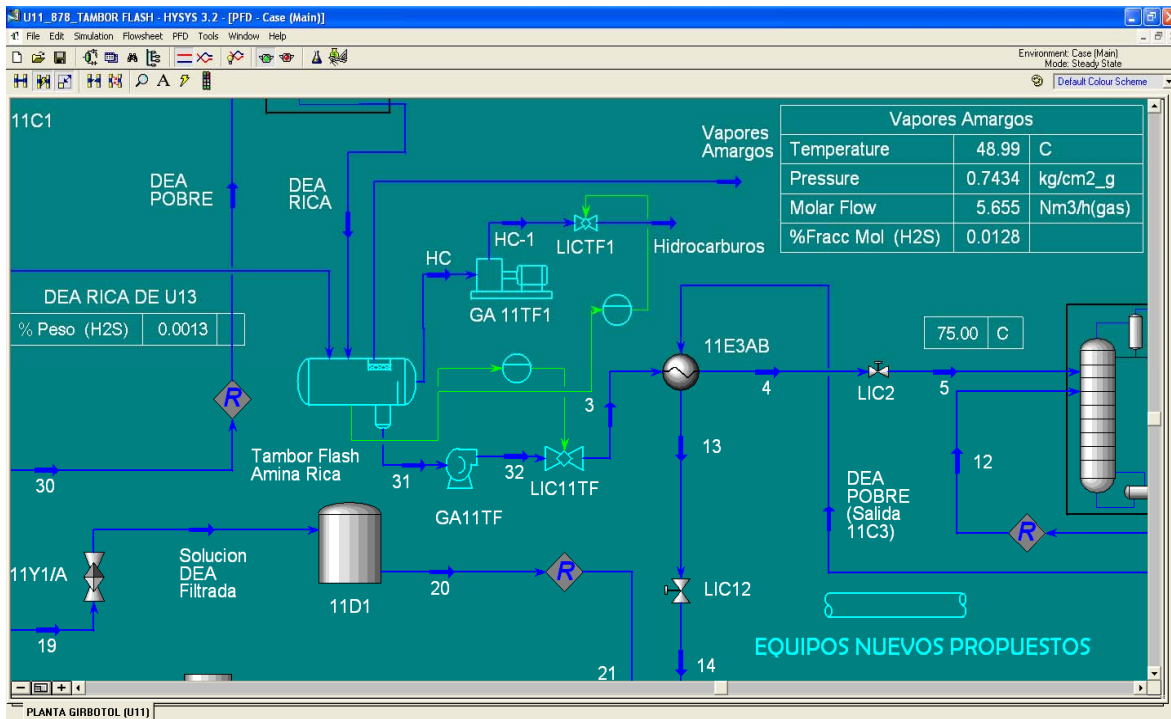


Figura 56. Diagrama de la Propuesta de instalación del Tanque Flash, aplicable al Caso 2.

Resultados.- En la simulación de ésta parte del proceso, el cambio de presión corresponde a un sistema de Amina de baja presión, donde se expande el líquido desde una presión moderada de 4.54 kg/cm²_g hasta 0.74 kg/cm²_g; con esto se obtiene una corriente vapor con las siguientes características:

Vapores Amargos Tambor Flash		Vapores Amargos Tambor Flash		
Componente	Fración mol	Característica	Unidad	Valor
Hydrogen	0.3597	Temperatura	°C	49
Nitrogen	0.0060	Presión	kg/cm ²	0.74
Methane	0.1290	% Fracción vapor	%	1.00
Ethane	0.0697	Flujo molar	Nm ³ /h	5.65
Propane	0.2658	Flujo másico	lb/h	12.3
i-butane	0.0135	Flujo másico (HC)	lb/h	10.90
n-butane	0.0214			
i-pentane	0.0011			
		DEA rica Salida Tanque de Flash		
n-pentane	0.0008	Flujo volumétrico	bpd	18,902
n-hexane	0.0000	Flujo másico	lb/h	279,972
n-heptane	0.0000	%W DEA	%	22.9
CO	0.0000	%W H ₂ S	%	1.59
CO ₂	0.0000	Presión	kg/cm ²	0.74
Ethylene	0.0560			
COS	0.0000			
		Equipo Mecánico Considerado		
H ₂ S	0.0128	Identificación	Unidad	Valor
H ₂ O	0.0643	GA-11TF	hp	40.6
DEAmine	0.0000	GA-11TF1	hp	0
	1.0000			

La potencia de la bomba GA 11TF que maneja la DEA rica del tanque de flash fue considerada con una eficiencia adiabática del 60% ; para su potencia final se deberán incluir las pérdidas por fricción en accesorios de tuberías, cambios de dirección, tramos de tuberías, elevaciones, etc., dependerá de su última localización.

En relación a esto ultimo, se deberá considerar la ubicación de éste recipiente en sitio, debido a las dimensiones resultantes, no olvidar que se trata de un recipiente por tren.

La potencia de la bomba para la fase de hidrocarburos no está especificada, puesto que no se tiene presencia en la simulación de estos hidrocarburos, por lo cual se deberá suponer una capacidad de 1/5 parte del volumen total del recipiente para la fase líquida de hidrocarburos + agua amarga y la capacidad de la bomba será tal que pueda desalojar tal volumen en un tiempo de 5 mins como máximo. Se deberá considerar el bajo Peso Molecular de éste líquido y su mínimo NPSH para un buen diseño de la bomba de vaciado de los hidrocarburos, así como considerar el cabezal de descarga, accesorios, manifold de la automática de control de nivel, etc.

Controles de nivel.- Los controles de nivel considerados serían 2, uno para la fase líquida de hidrocarburos que tendría su elemento primario independiente y localizado en el “pozo” de los hidrocarburos, mientras que el otro sería para la fase de la DEA rica “despuntada”. Las alturas de las mamparas deberán ser cuidadosamente calculadas teniendo en cuenta las diferencias de densidades entre la DEA y el hidrocarburo que se requiere recuperar; lo cual hace indispensable obtener los datos de composición, específicamente de la fase aceitosa.

- **Cálculo del tamaño del recipiente.-** A modo preliminar se realiza éste cálculo para conocer las dimensiones del recipiente propuesto, el cual deberá tomarse como una referencia, para precisarlo durante la elaboración de la Ingeniería Básica, solo se consideraría para conocer el posible tamaño del equipo.

Cálculo para el Tambor Flash de la DEA Rica para cada Tren en la Planta U11

Tiempo residencia estimado:	28.56	mins	
Flujo volumétrico:	556.6	gpm	(2.09 m ³ /min)
Volumen estimado:	59.62	m ³	Fase líquida
Volumen estimado:	71.55	m ³	Fase líquida + fase vapor
(L/D):	3.97		se asume como un dato
L o H:	3.97 D		inicial para flujos
			mayores de 400 gpm

de preferencia se deben usar éstas longitudes para una optimizar la separación

$$D: (4v/(3.97*\pi))^{(1/3)}$$

D:	2.84	m
L:	11.28	m
V:	71.55	m ³

para (L/D):	3.00	
L o H:	3.00 d	
D:	$(4v/(3.00*\pi))^{(1/3)}$	
D:	3.12	m
L:	9.36	m
V:	71.55	m ³

Si el espacio es limitante entonces se podría probar otra L/D, de preferencia no menor de 3.0.

El cálculo de las dimensiones de éste tipo de recipientes suele tener un carácter iterativo y considerando las limitantes físicas de espacio, así como el número de unidades industriales de fabricación de las placas metálicas a fin de reducir los costos de esta etapa (Corte y Soldadura).

Especificaciones preliminares:

Diámetro interno: 2.84 m.	Presión: 0.74 kg/cm ² _g
Longitud: 11.28 m (de tangente a tangente)	Código de diseño: ASME VIII DIV 1
Tipo: horizontal con cabezas elípticas	Gravedad específica: 1.039
Condiciones de operación	Sin aislamiento
Temperatura: 50 °C	Corrosión permisible: 0.125 pulg

$$\Delta t_1 - \Delta t_2 = 3 \quad ^\circ F$$

$$\ln(\Delta t_1/\Delta t_2) = 0.09531018$$

$$DTLM = 31.4761761 \quad ^\circ F$$

$$Q = 2.05e+07 \quad \text{Btu/h}$$

$$UA = Q/DTLM = 651,286 \quad \text{Btu/h } ^\circ F$$

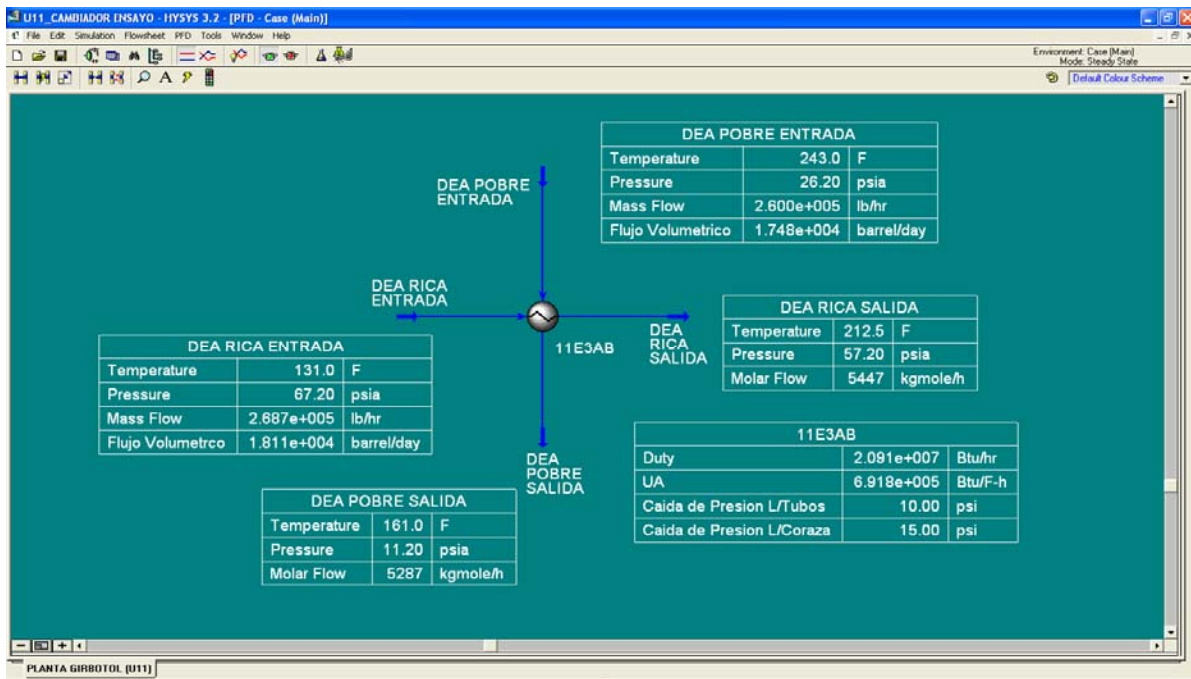


Figura 57. Simulación Cambiador Original 11E3AB por HYSYS.

Se introducen datos de diseño como son temperatura presión y flujo, Obteniéndose los siguientes resultados:

	Diseño	HYSYS	Error
Temperatura salida DEA rica (°F)	210	212.5	1.18%
Duty (MMbtu/h)	20.5	20.91	1.96%
UA (Btu/h °F)	651,286	691,827	5.86%

(25)

Como se puede apreciar los errores son mínimos y se podrían deber a que la composición no corresponde a la de diseño, ya que se utilizaba MEA en lugar de DEA, además de una distribución diferente de los hidrocarburos.

Se incluyen los datos disponibles para éste cambiador, obtenidos en el "Manufacturer's data report for unfired Pressure Vessels" por la CIA METALVER de July 11, 1970.

El Número de tubos y el arreglo fue modificado en el año de 1983, según notas del ingeniero de mantenimiento de plantas del sector de producción.

Se tienen los datos para un solo cambiador, aunque físicamente se tiene un arreglo de 2 equipos.

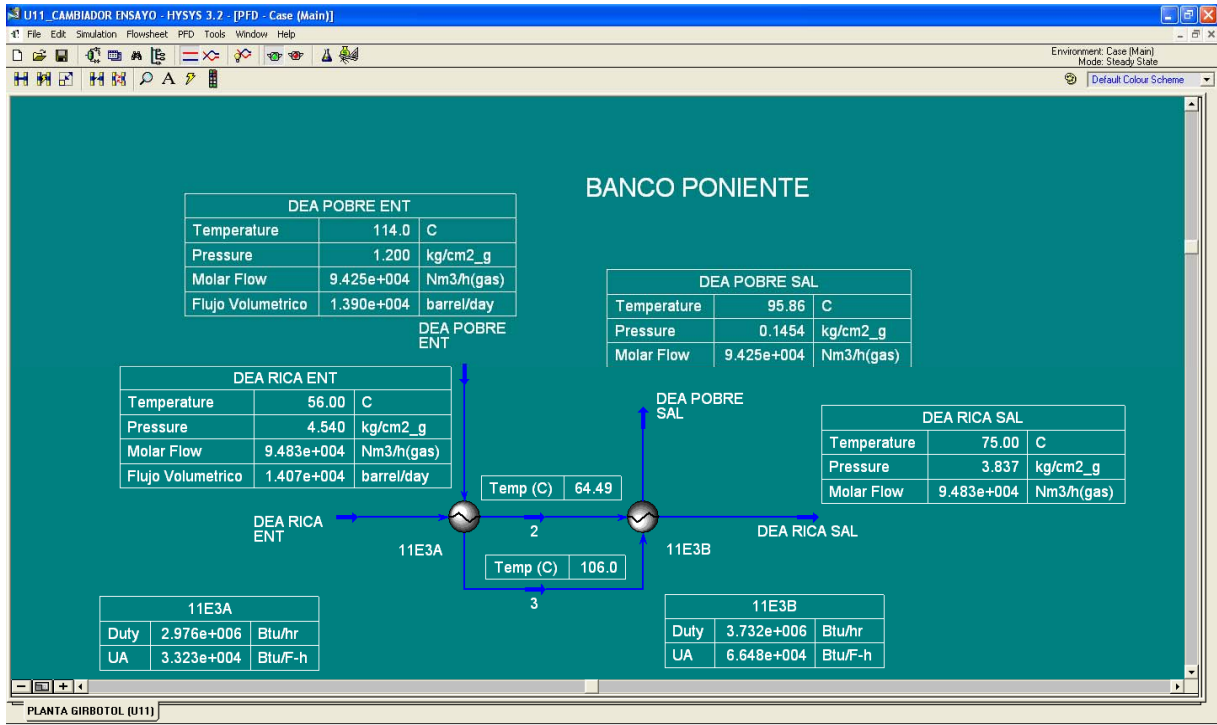


Figura 58. Simulación Arreglo del Cambiador Actual 11E3AB por HYSYS.

Premisas para la evaluación de los Cambiadores:

Se fijaron las corrientes de entrada lado tubos (DEA rica) y del lado coraza (DEA pobre); con las condiciones obtenidas en el simulador Hysys, manteniendo los datos de composición, temperatura y presión.

Se proporcionan los datos de temperatura de salida de coraza de la DEA pobre para el primer cambiador 11E3A

Se proporcionan los datos de temperatura de salida de tubos de la DEA rica para el segundo cambiador 11E3B

Tanto la temperatura de salida de la DEA rica en 11E3A y la temperatura de salida de la DEA pobre del 11E3B se obtienen como resultado del simulador.

Análisis de resultados

	Real	por HYSYS	Error
Temperatura salida DEA rica 11E3A (°C)	62	64.49	3.86%
Temperatura salida DEA pobre 11E3B (°C)	102	95.86	6.41%

(25)

Al realizarse el intercambio entre los cambiadores 11E3AB, se aprecia que la temperatura de salida de la DEA pobre del cambiador 11E3B debe ser menor que la que actualmente tiene (102 °C real vs. 95.9 °C HYSYS), por lo que se deduce que existe una deficiencia de intercambio.

Adicionalmente resultan 2 cambiadores diferentes y de una dimensión menor que la que se dan en la hoja de datos lo cual da una idea que el cambiador está trabajando bajo un régimen de muy baja eficiencia, los Dutys son significativamente menores que al compuesto que se tiene en las hojas de diseño. Se podría suponer que la disminución de capacidad afecte hidráulicamente el intercambio de calor.



DEA rica entrada al 11E3A diseño (bpd) =	18,112
DEA rica entrada al 11E3A real (bpd) =	14,069
relación de flujos:	77.7%
DEA pobre entrada al 11E3A diseño (bpd) =	17,477
DEA pobre entrada al 11E3A real (bpd) =	13,901
Relación de flujos:	79.5%

Por la relación de Dutys, se puede deducir que el cambiador está trabajando a un tercio de su servicio.

	Btu/h
Duty diseño cambiadores 11E3AB	20,910,448 ⁽³⁵⁾
Duty calculado para 11E3A (HYSYS)	2,975,906
Duty calculado para 11E3B (HYSYS)	3,731,898
	6,707,803
Relación de Dutys por cambiador	32.08%

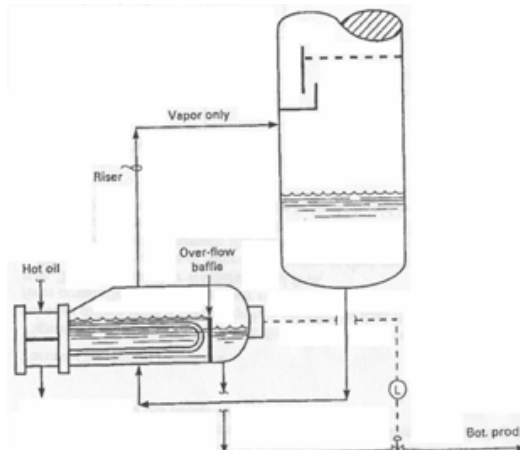
4.3.3- INSTALACIÓN DE UN CAMBIADOR ADICIONAL.

Ésta parte de la propuesta no se deberá considerar, en el sentido que al realizarse la evaluación anterior se aprecia que el área de intercambio disponible es muy grande y suficiente por lo que no hace falta incrementar el Número de equipos de intercambio que solo representan un coste extra, como inversión inicial y como costos de mantenimiento y operación. Lo recomendable es realizar un estudio a detalle con personal calificado a fin de efectuar un diagnóstico preciso de la problemática del intercambio, ya que como se puede apreciar en la siguiente tabla, presentan diferentes perfiles de temperaturas:

	Banco Poniente	Banco Oriente	
Entrada 1er camb. DEA rica	56	47	° C
Salida 1er camb. DEA rica	sin indic	59	° C
Salida 2do camb. DEA rica	75	84	° C
Delta t	19	37	° C
Entrada 1er camb DEA pobre	114	112	° C
Salida 1er camb DEA pobre	106	sin indic	° C
Salida 2do camb. DEA pobre	102	78	° C
Delta t	12	34	° C

4.4.- REHERVIDOR DE DEA FONDO TORRE AGOTADORA 11C3.

Éste equipo se encarga de aportar la energía requerida para que se lleve a cabo la adecuada separación de los componentes amargos (H₂S y CO₂) de la solución de DEA y que ésta recupere su función de absorber nuevamente en la torre Contactora. El flujo de calor para éste caso es vapor de 30 lbs, de la red de vapor de la Refinería, vapor saturado y funciona bajo el principio de “termosifón”, es de tipo horizontal.



kettle or gravity-fedreboilers [Rehervidor por diferencia de densidades(gravidad)]

Éste tipo de Rehervidores “Kettle With Weir” son ampliamente usados en las Plantas de tratamiento Girbotol porque presentan un factor de ensuciamiento o “fouling” muy pequeño, que demanda intervenciones para mantenimiento muy espaciadas. Éste fouling reduce significativamente la capacidad de intercambio de éste equipo. Existen 4 principales mecanismos de fouling, que son: por sedimentación, por solubilidad inversa, por reacción química y por corrosión; la presencia de cualquiera de estos ensuciamientos se manifiesta como un incremento en la resistencia a la transferencia de calor, afectando al coeficiente global de intercambio del equipo ^(c).

El control del fondo de la Torre Agotadora se encuentra en el mismo Rehervidor y mantienen el nivel con la torre 11C3 por vasos comunicantes, por lo cual es muy importante considerar la presión del sistema y la concentración de la amina (que regula la demanda de vapor saturado y en consecuencia la temperatura del fondo). La presión en el fondo es ligeramente mayor a la presión de la Torre Agotadora y depende en gran medida de las pérdidas de presión por boquillas, por la línea de entrada de la amina al Rehervidor, la del cambiador por el lado coraza (incluyendo el efecto de la altura de la mampara) y las pérdidas de presión por boquillas en el retorno de vapores del Rehervidor a la Torre Agotadora. De éste modo un incremento en el nivel de la DEA en el Rehervidor origina un incremento en el Duty y disturbios operacionales para controlar ésta variable. La circulación natural en éste equipo se mantiene si la presión por la diferencia de altura/densidades es mayor a la caída de presión por pérdidas de fricción.

Se debe evitar el sobrecalentamiento de éste equipo, toda vez que tiende a degradar la DEA originándose sales estables al calor (HSS), es decir que éste tipo de compuestos, no se regeneran al ser expuesto a las altas temperatura, por lo cual pierde su facultad para absorber nuevamente los componentes ácidos y con esto deteriora la capacidad global del sistema.

Para evitar lo anteriormente descrito, se recomienda que el haz de tubos del nido del reboiler éste siempre inundado hasta el tubo superior, para evitar recalentamiento de la amina y que la temperatura de la fase vaporizada que sale de la parte superior nos sea mayor a 121 °C y la fase líquida 115 °C. La temperatura del vapor en ninguno de los casos debe ser mayor a 171 °C.

La salida del vapor motriz deberá ser líquido condensado, no vapor vivo; ya que se pierde el calor de vaporización y latente que debería destinarse para el intercambio ⁽²⁾.

4.4.1- DESVENTAJAS ARREGLO ACTUAL.

El arreglo de condensado que se tiene actualmente, presenta la limitante de la descarga del sistema de trapeo, con una contrapresión que impide un adecuado tránsito del vapor a través del Rehervidor afectando el intercambio de calor; en todo momento se mantiene el directo del arreglo de trapeo abierto completamente, para “asegurar” una mejor salida del condensado hacia el sistema de recuperación.

La contrapresión en el cabezal de condensado es originado por el sistema de trapeo de la Refinería que en algunos puntos no funciona adecuadamente y se pasa vapor “vivo” ocasionando que se presione por arriba de la presión normal de descarga, esto es un problema muy común en los sistemas de recuperación de condensado de sistemas grandes que involucran varias instalaciones de proceso.

4.4.2- ARREGLO PROPUESTO.

1. Instalar un tambor de flash para el condensado del Rehervidor 11C5 (Caso 1).

- El tanque de flash deberá contener el volumen condensado por hasta 2.5 minutos y se debe considerar un espacio de un 30% mínimo para la fase vapor.
- Su localización física deberá estar por debajo del Rehervidor a nivel de piso y con el ajuste en las líneas que asegure un correcto flujo tanto del condensado hacia el tanque como de éste hacia el cabezal. se deberá tener en cuenta que el Rehervidor está a nivel de piso y el espacio es mínimo.
- Se debe evaluar la necesidad de un equipo de bombeo para enviar el condensado del tanque de flash, hacia el cabezal de condensado y con esto asegurar que en todo momento habría disponibilidad, para que se produzca condensado por el intercambio en el Rehervidor y éste sea dispuesto hacia el cabezal.

Cálculos.- Desde el modelo simulado en HYSYS, dentro de “Column Enviroment” se visualiza la Torre Agotadora con el Rehervidor del fondo, en éste arreglo hay una corriente que va de la Torre Agotadora hacia el reboiler, denominada “to reboiler”, una que retorna del reboiler hacia la torre que se identifica como “boilup” y por ultimo la que se envía hacia la Torre Contactora 11C2, identificada como “to 11C2”; éstas corrientes son la base para realizar la evaluación del sistema.

Datos resultantes de la simulación

	to reboiler	to 11c2	to 11c3
	Fracción mol	Fracción mol	Fracción mol
H2S	0.0006	0.0005	0.0013
H2O	0.9567	0.9509	0.9985
DEAmine	0.0427	0.0486	0.0001
Stream name	to reboiler	20	boilup
Vapour / phase fraction	0.0	0.0	1.0
Temperature [C]	123.7	123.9	123.9
Pressure [kg/cm ² _g]	1.2	1.2	1.2
Molar flow [Nm ³ /h(gas)]	87,184.3	76,593.9	10,590.4
Mass flow [lb/h]	186,489.0	167,693.1	18,796.0
Fluid package	basis-1	basis-1	basis-1

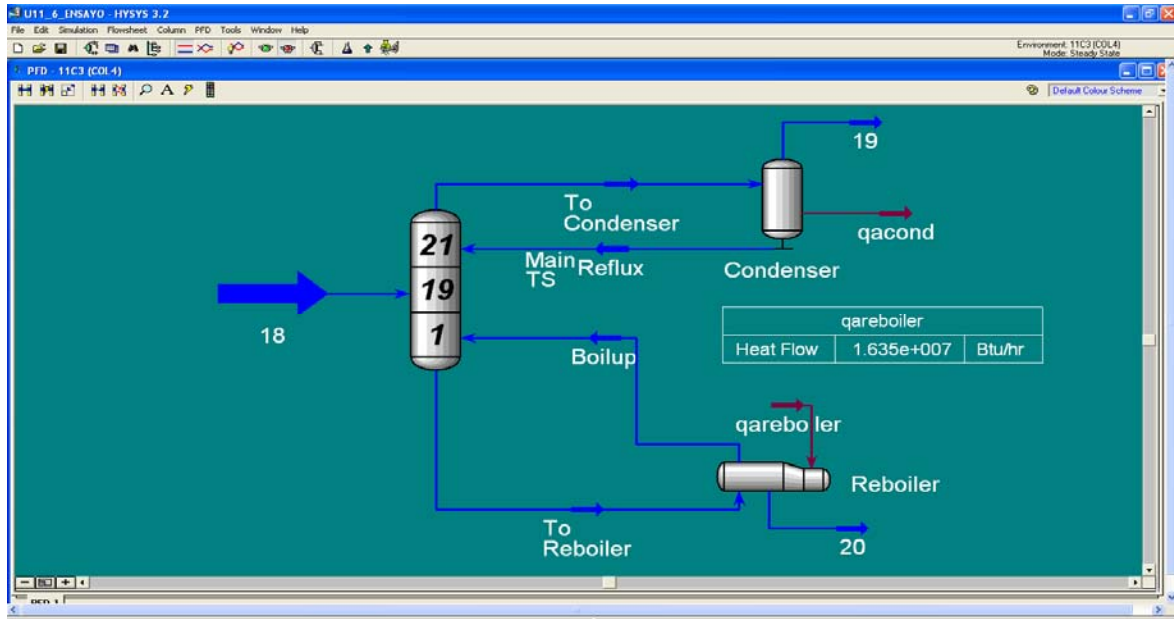


Figura 59. Arreglo propuesto del tambor flash de condensado del Rehervidor 11E5.

Usando el mismo Duty y trabajando en otro archivo, con otra paquetería (Peng Robinson), se calcula el flujo de vapor requerido para obtener ese Duty que es de: 7,976.2 kg/h ó 17,568.7 lb/h.

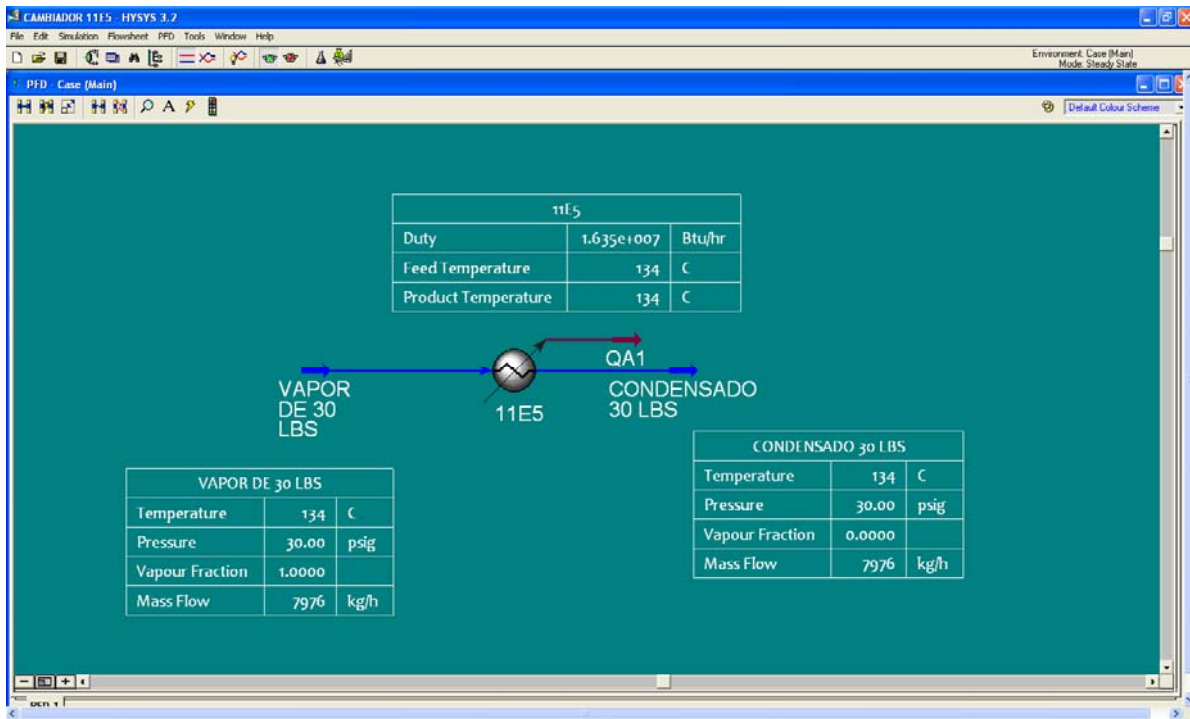


Figura 60. Cálculo del Duty del Rehervidor 11E5.

Este flujo representa el 45.4% del flujo de vapor de diseño (17,297.4 kg/h o 38,100 lb/h).

CÁLCULO DE LAS DIMENSIONES DEL RECIPIENTE DE FLASH PARA CONDENSADO.

Flujo Másico:	38,100.00	lb/h	flujo de diseño al 11E5
	288.29	kg/min	
Densidad:	918.70979	kg/m ³	DATO HYSYS
Flujo volumétrico:	0.31379877	m ³ /min	
Tiempo de residencia estimado:	2.5	min	
Volumen estimado:	0.78449692	m ³	fase líquida
Volumen estimado:	1.019846	m ³	fase líquida + fase vapor
(L/D):	3.00		
L o H:	3.00 D		

$$D: (4V/(3.00*\pi))^{(1/3)}$$

$$D: 0.76 \text{ m}$$

$$L: 2.27 \text{ m}$$

para el caso de un recipiente de flash, la (L/D) puede ser hasta 2.5, resultando medidas más adecuadas para la construcción, de D = 0.8 m y L = 2.0 m.

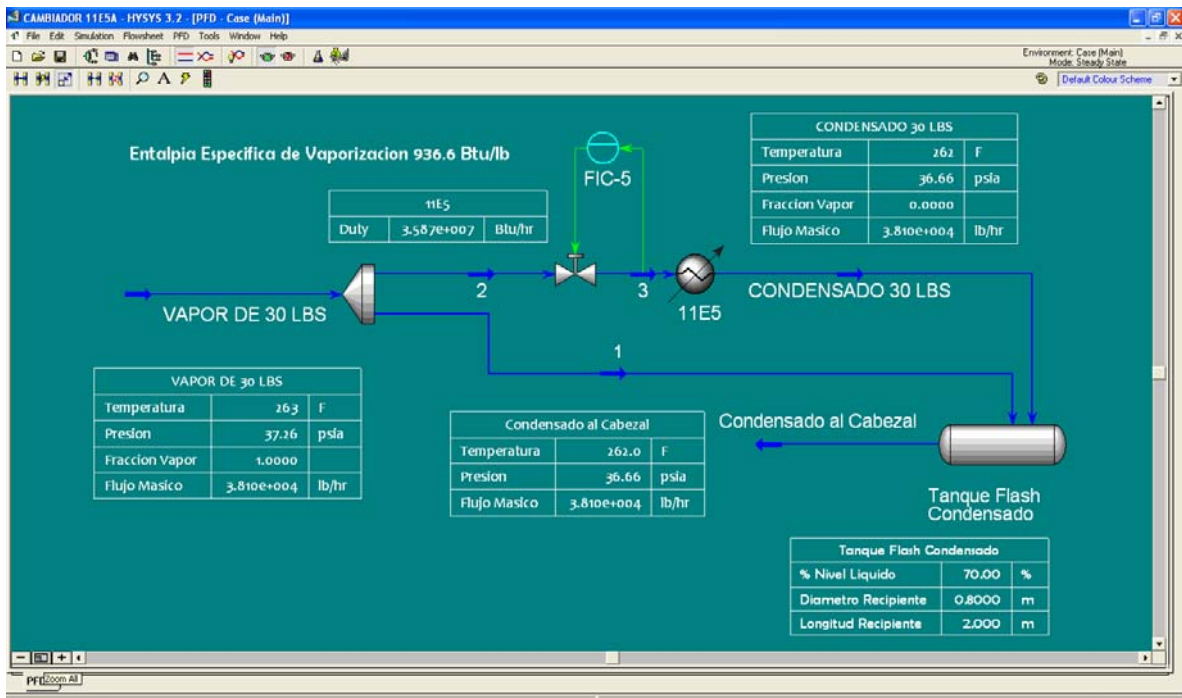


Figura 61. Diagrama de la propuesta del cambio aplicable para el tambor flash del Rehervidor 11E5.

Se toma el flujo máximo de diseño que es de 38,100 lb/h, con la temperatura de 263 °F (128.3 °C), resultando un Duty calculado por el simulador de 35.86 MMbtu/h, en tanto se aprecia en la hoja de datos del cambiador un Duty de 35.7 mmbtu/h⁽²⁵⁾, esto figura un error del orden de 0.47%.



Utilizando la entalpia de vaporización del vapor saturado a 263 °F, se tiene un Duty de 35.68 MMbtu/h, que es un error despreciable de 0.04%.

Si se requiere asegurar bajo cualquier circunstancia la salida de condensado, se recomienda considerar la instalación de una bomba cuya potencia calculada es de aprox. 2 HP., pero que sería precisada por la localización del equipo, a fin de complementar ésta alternativas, se tendría que incluir un control de nivel, con una línea de flujo mínimo, lo cual representaría mayores costos fijos y variables y se tendría que evaluar la conveniencia toda vez que el arreglo descrito en el esquema anterior es bastante utilizado en las plantas de tratamiento de amina de ultimo diseño.

No se omite mencionar que para las etapas de diseño, cálculos, procura de materiales y construcción de éste recipiente se deberá cumplir con lo estipulado en el ASME SECCIÓN VIII DIV 1.

2. **Instalar un sistema de trapeo de última generación para garantizar la salida del condensado (Caso 2).**
 - El trapeo del condensado deberá descargarse hacia el cabezal existente, es decir no se habilitará cabezal especial para la descarga del condensado del Rehervidor.
 - La descarga del condensado deberá estar libre de vapor “vivo” y bajo ninguna circunstancia debería ocurrir “un golpe de ariete”, inclusive durante el arranque del Rehervidor.
 - El sello del sistema de trapeo deberá mantenerse en todo momento, no deberá haber pérdidas de líquido que provoquen flujos de vapor intermitentes.
 - El sistema propuesto deberá probar su capacidad cuando se reduce la demanda de vapor y garantizar que el servicio de calentamiento en el Rehervidor no sufrirá perturbaciones que se traduzcan en variaciones de nivel, pero sobre todo de temperatura afectando la operatividad de la torre Agotadora.
 - El sistema sugerido deberá estar ampliamente probado, los mecanismos de operación garantizar una vida útil prolongada, el mantenimiento deberá ser sencillo, el suministro de piezas de repuesto estar respaldado y deberá ser lo más ágil posible.

Cálculos.- Se deberá diseñar un sistema a la medida, es decir el proveedor del sistema de trapeo le corresponde tener un departamento de desarrollo y de ingeniería para proponer una solución definitiva para garantizar que con las capacidades típicas y máximas de la instalación, se tendrá la flexibilidad necesaria para que exista continuidad y no se tenga necesidad de realizar “ajustes” que demanden la atención de un operador, originando una carga adicional para el personal en vez de un escenario de alta confiabilidad.

Flujo Másico:	38,100.00	lb/h	flujo de diseño al 11E5
	288.29	kg/min	
Densidad:	918.70979	kg/m ³	DATO HYSYS
Flujo volumétrico:	0.31379877	m ³ /min	
Temperatura del vapor:	134	°C	

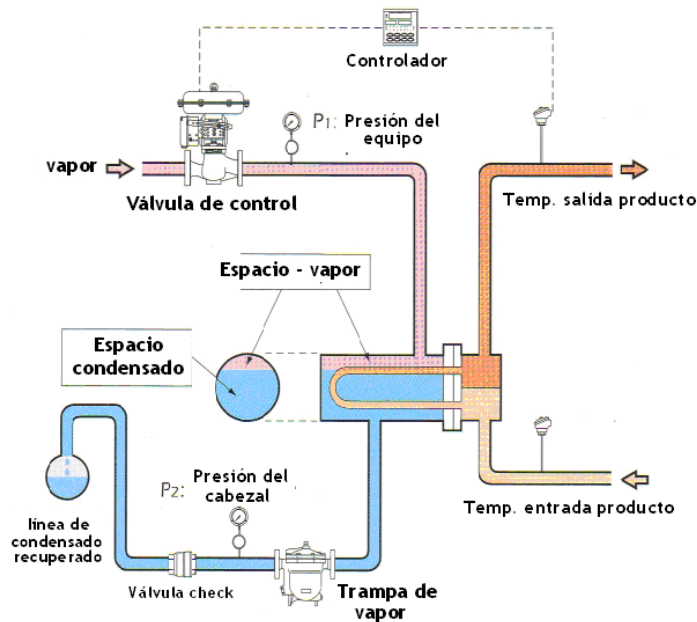


Figura 62. Arreglo típico con trampa de vapor e instrumentación similar al existente en la Planta U11.

El sistema propuesto deberá ser un sistema cerrado, donde el condensado producido por el Rehervidor se envíe a un dispositivo llamado “Bomba mecánica/trampa” ya que realiza ambas funciones: empujar el condensado que tiene acumulado y sellar la salida del mismo en cuanto baje el inventario del mismo; son 2 equipos en uno, el fluido motriz puede ser vapor de un nivel mayor de presión o aire de servicios, que en cualquier caso aseguran la fuerza necesaria requerida para mover el flotador y efectuar la descarga y el cierre del sistema.

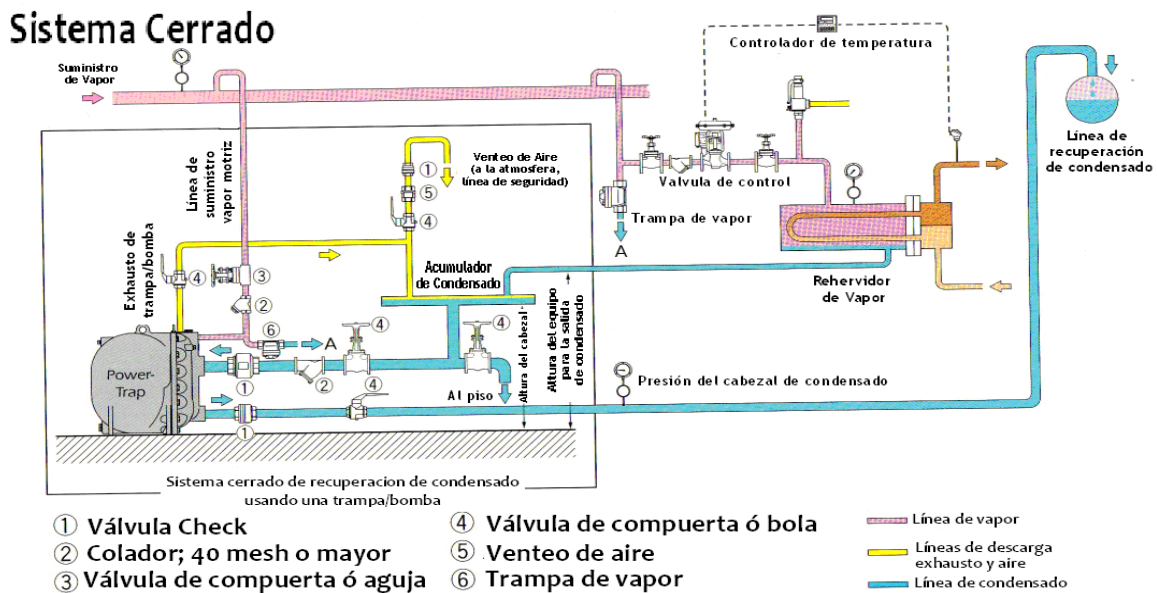


Figura 63. Arreglo propuesto para garantizar el envío de condensado en el Rehervidor 11E5.

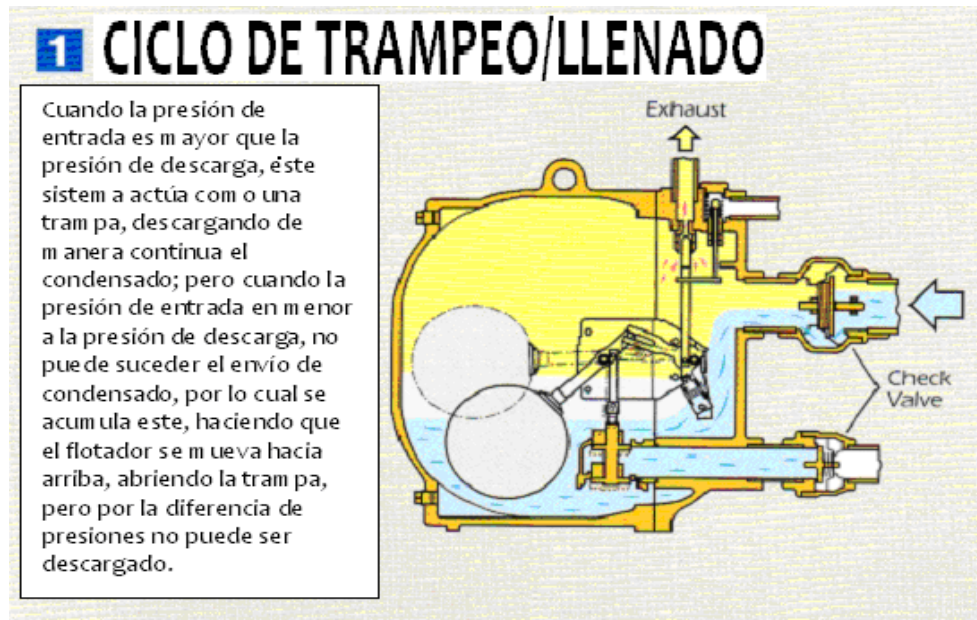


Figura 64. Ciclo de trapeo y llenado de la trampa/bomba para el condensado del Rehervidor 11E5.

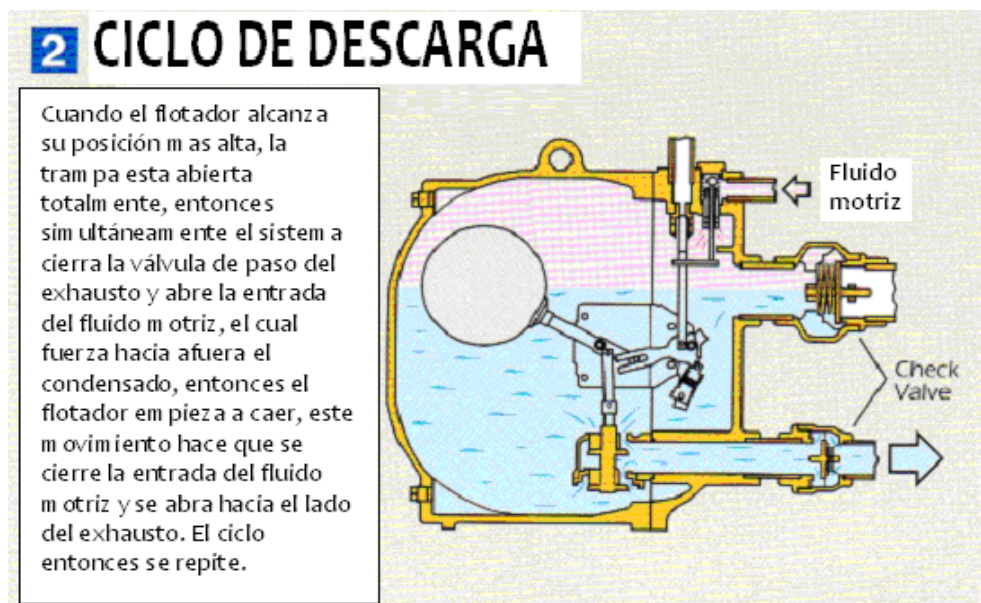


Figura 65. Ciclo de descarga de la trampa/bomba para el condensado del Rehervidor 11E5.

Este tipo de sistema es definido por las necesidades del usuario y el proveedor realiza la propuesta y el diseño del mismo, se deberá buscar en el mercado los ofertantes de esta tecnología y solicitar el estudio de rigor, así como el cumplimiento de los requerimientos que la ley demanda.



CORTE TRANSVERSAL DE LA BOMBA MECÁNICA/TRAMPA, SE PUEDE APRECIAR LAS PARTES MECÁNICAS COMO EL FLOTADOR, LA SALIDA DE CONDENSADO, ASÍ COMO LA ENTRADA DEL FLUIDO MOTRIZ, ESTÁ DIVIDIDA TRANSVERSALMENTE Y SE PUEDEN RETIRAR LOS BIRLOS PARA SU INSPECCION Y MANTENIMIENTO, LAS ENTRADA Y SALIDA DE CONDENSADO SON PIEZAS ROSCABLES Y EL MATERIAL ES DE ACERO FUNDIDO, RESISTENTE A ALTAS TEMPERATURAS Y A LA CORROSIÓN.

Figura 66. Fotografía de la trampa/bomba propuesta para segregar el condensado del Rehervidor 11E5

3. CORROBORAR RELACIÓN DE VAPOR/DEA EN EL REHERVIDOR 11C5.

Es importante que se mantenga una relación vapor/DEA en el Rehervidor para asegurar que se suministra el vapor requerido para garantizar un agotamiento adecuado que permita la re-utilización de la DEA en el contactor y con esto cumplir con la especificación en el Gas Dulce, para que al utilizarlo como Gas Combustible el aporte de azufre hacia la atmosfera sea igual o menor al estipulado por la regulación vigente. La relación recomendada es 0.8 a 1.1 lbs de vapor/galón de DEA.

Para el caso de la simulación del tren poniente para el 11E5 con datos semejantes a los datos reales, se tiene:

17,568.7 lb/h de vapor entrada al Rehervidor y 12,564.16 bpd (22,196.7 gal/h) de DEA entrada al 11E5.

Relación vapor/DEA= 0.79 lb de vapor/galón de DEA, que es un dato que cumple apenas con el límite inferior de la relación recomendada por los expertos en el tratamiento de amina. Mientras que de diseño la relación es de 1:1.

4.5.- CONTROL DE PRESIÓN DE LA TORRE 11C3 (PRC3/3A).

Éste sistema se encarga del control de la presión del sistema de la Torre Agotadora, como se sabe la presión y la temperatura del sistema de regeneración están íntimamente relacionados, cualquier variación de presión en el sistema afectará el equilibrio de la torre y en consecuencia el punto de ebullición, la demanda energética, el ajuste de niveles (Rehervidor y fondo 11C3), por lo cual un control preciso es requerido; para así impartir una estabilidad aceptable en toda la planta.

Descontroles debidos a la presión del sistema, pueden ocasionar arrastres de amina al sistema de enfriamiento – condensación del domo, variaciones significativas de nivel de la DEA en parte inferior de la torre, espumación, perturbaciones en los coeficientes de intercambio en el Rehervidor, corrosión, aparición de sales térmicamente estables, escenarios de cavitación en bomba de DEA pobre, entre los principales efectos, como se puede apreciar el control de presión es fundamental para la confiabilidad del sistema.

4.5.1- DESVENTAJAS ARREGLO ACTUAL.

Deficiente control de la presión de la torre agotadora 11C3 o 11C103, por un sobredimensionamiento de las válvulas de salida de gas ácido PRC – 3A/3B, originando variaciones en el perfil de temperaturas de la Torre Agotadora y en consecuencia afectando el grado de ebullición del sistema. Actualmente se tiene “castigado” por las válvulas de bloqueo del arreglo de las automáticas de presión, limitando la flexibilidad del sistema y modificando la capacidad del sistema. Éste sobredimensionamiento produce una subutilización en el trabajo de la válvula, afectando seguramente la integridad de los internos de la citada válvula.

En eventos de emergencia no se tiene capacidad de respuesta, los ajustes se tienen que realizar “escalonadamente”, es decir mover el bloqueo manual y compensar con una nueva abertura de las válvulas, para conseguir un nuevo punto de ajuste de acuerdo con la magnitud del suceso. Esto implica disponer de personal operativo para realizar ajustes, cada vez que se presenta algún disturbio en la instalación, que implique la variación de la presión del sistema.

Ésta situación se intensifica en períodos cuando está fuera de operación la Planta Desintegradora de Residuos (U-10); teniendo en cuenta que ésta planta aporta hasta el 52% de la carga al proceso Girbotol, donde se requiere de un mayor ajuste al sistema de control de presión, castigando aun más los bloqueos anteriores a las válvulas automáticas.

4.5.2- ARREGLO PROPUESTO.

1. Realizar un cambio de diámetro en el arreglo de las PIC3/3A.

- El rango de flujo se deberá considerar de la siguiente manera;

Flujo mínimo: al estar fuera de servicio la planta U10/U13 se deberá considerar un flujo de Gas Ácido de $300 \text{ Nm}^3/\text{h}^{(20)}$.

Flujo promedio: al estar operando todos y cada uno de los aportantes en condiciones normales, considerar un flujo de Gas Ácido de $800 - 850 \text{ Nm}^3/\text{h}$ de Gas Ácido, éste flujo se obtiene considerando los flujos promedios del año 2009 ⁽²⁰⁾, en los períodos donde estuvo operando la planta U10/U13.

Flujo máximo: éste corresponde al flujo de diseño de la planta, donde se obtienen hasta $1,150 \text{ Nm}^3/\text{h}$ de Gas Ácido.



Composición del Gas Ácido: Esta composición corresponde al ejercicio de la simulación de la planta Girbotol y coincide con el porcentaje de H₂S en el gas ácido reportado por el Laboratorio Central de la Refinería, el nivel de hidrocarburos (HC) no llega al 1%, en menor proporción está el Hidrógeno y el Bióxido de Carbono; mientras que el agua rebasa el 2%.

Componente	%Bhúmeda	%Bseca
HC	0.7524	0.7696
H ₂	0.3536	0.3617
CO ₂	0.4306	0.4404
H ₂ S	96.2271	98.4283
H ₂ O	2.2363	----
(¹⁹)	100.0	100.0

Cálculos.- La caída de presión deberá ser la misma contemplada para el arreglo de diseño, ésta no cambia es decir 25 lb/pulg²a anterior a la válvula y de 20 lb/pulg²a posterior a la válvula, se requiere en cambio el cálculo de un nuevo cv ó kv.

utilizando los siguientes datos:

flujo máximo normal (QS): 850 Nm³/h

Δp de la válvula: 0.281 kg/cm²

presión (1) anterior a la valvual (p₁): 1.693 kg/cm²

con un $[\Delta p/p_1]$ de 0.166 y con el tipo de válvula de mariposa, se obtiene en la gráfica del factor de expansión (y) un valor de 0.92.

densidad del gas (ρ_s) en condiciones de servicio: 0.0022 kg/dm³ (0.1413lb/ft³).

aplicando la formula de $kv = [qs/y]*[\rho_s/\Delta p]^{0.5}$, se tiene un kv= 82.94 m³/h (cv= 97.04 gpm).

Esto representa un cálculo preliminar que se debe tomar como una referencia, para precisar el nuevo coeficiente de flujo de la válvula (kv ó cv) se deberán considerar algunas propiedades adicionales como viscosidad, velocidad media del fluido, regimen de movimiento, etc.; según las normas aplicables y la Instrument Society of America (ISA) que deberán contenerse durante la elaboración de la Ingeniería Básica, para el cambio de diámetro del arreglo de control de presión de la salida de Gas Ácido de la Torre Agotadora; además se deben tener en cuenta el efecto de las reducciones para inerconectar la línea de proceso con la válvula, por la diferencia de diámetros. todo lo anterior para obtener el cv correcto que el fabricante utilizará para determinar el diámetro de la válvula que proporcione el servicio demandado ⁽⁶⁾.

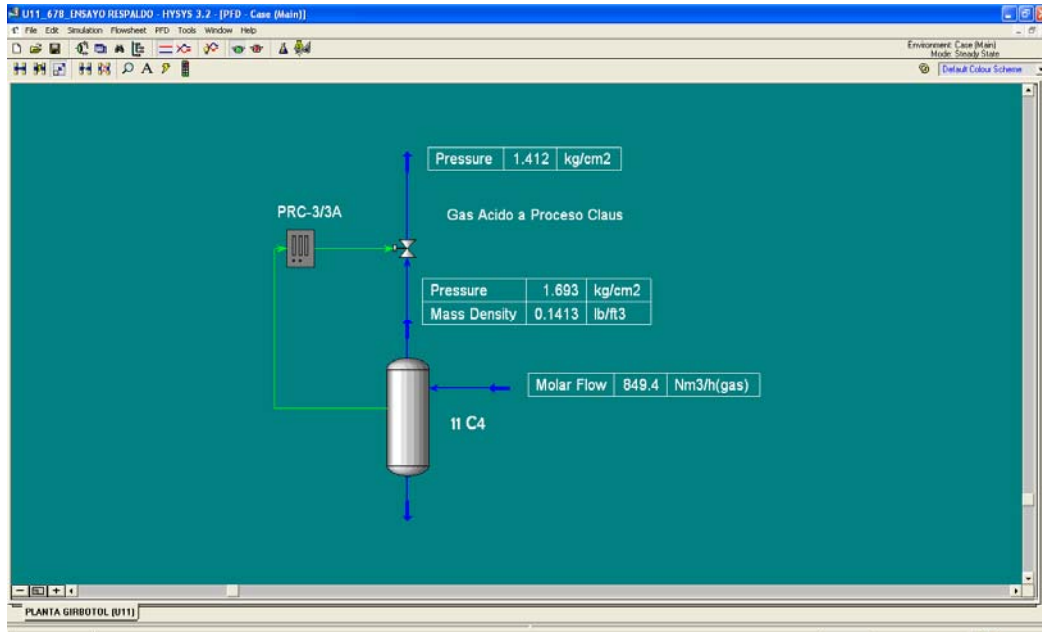


Figura 67. Diagrama del Arreglo propuesto para la PRC 3/3A de la Torre 11C3.

2. SISTEMA LÓGICO DE PROTECCIÓN PARA OPERAR CONTROL DE PRESIÓN

Éste sistema deberá ser evaluado paralelamente al cálculo de la nueva capacidad del sistema, con el objetivo de rehabilitar o eliminar partes no necesarias para el funcionamiento adecuado del control de presión, teniendo en cuenta las necesidades presentes y futuras de la instalación, por lo que se deberá realizar al tiempo de ejecutar la Ingeniería Básica y así contar con dispositivos de última generación, cancelando servicios obsoletos y/o inoperantes.

3. ANÁLISIS DE RIESGO EN RELACIÓN AL CAMBIO DE DIÁMETRO DEL ARREGLO.

En éste punto se deberá utilizar el mismo análisis de riesgo de diseño o vigente del sistema, ya que únicamente se trata de un cambio de diámetro y no de una re-localización del arreglo, que afecte la estructura y/o logística del nodo; por lo cual ésta consideración quedaría sin efecto, a menos que en la realización de la Ingeniería Básica se implementen cambios que modifiquen significativamente la filosofía de operación.

4.6.- TANQUE DE BALANCE DE AMINA 11D1.

Éste equipo presta el servicio de almacenar la solución pobre del sistema, además que también se encarga del balance de amina circulante de la planta para ambos trenes (Poniente y Oriente), tomando una pequeña sangría de la DEA pobre después de ser enfriada en el soloaire 11E2, a través de la automática de recirculación FIC 9 (aproximadamente un 6%), éste flujo de amina pasa a través de dos etapas de filtrado una mecánica y otra de adsorción; entonces es retornada al tanque 11D1, la reposición al sistema se realiza por una línea del tanque a la succión de las bombas de DEA pobre 11G2A y B (tren Pte. y Ote.), de ésta manera también se puede asegurar menores problemas de cavitación del sistema, luego en eventos de descontrol de niveles, se puede amortiguar éste disturbio.

4.6.1- DESVENTAJAS ARREGLO ACTUAL.

Tener un sistema único para ambos trenes constituye la debilidad más evidente del sistema, debido a que al ser co-dependientes cualquier contaminación en un sistema se hace extensivo al otro sistema, originando que el problema se torne de mayores proporciones, involucrando a ambos sistemas, no existiendo la capacidad de aislamiento de cada tren, ya que la DEA filtrada se envía al tanque 11D1 y de ahí se mezcla con la amina del otro tren y se envía a la succión de cada bomba para que circule entonces en ambos sistemas.

El porcentaje de filtrado es muy pequeño, cerca de un 6% para cada tren, mientras compañías especializadas recomiendan porcentajes muchos mayores entre un 10 a 20%, según el porcentaje de gas ácido tratado en el sistema.

El otro escenario tiene relación con la integridad del sistema, ya que al manejarse la solución de DEA del sistema, en un evento donde se precise el vaciado emergente de la amina, el tanque es insuficiente, potencialmente se tendrían inventarios que podrían rebasar la capacidad del tanque y provocar un derrame al exterior y una fuga de gas ácido.

Adicionalmente la poca flexibilidad de aislar los trenes imposibilita el evento de limpieza del tanque, ya que cuando operara un tren, en éste escenario el tanque sigue prestando servicio al otro tren, por lo cual se requiere para labores de mantenimiento, reparación y cumplimiento de inspección que se disponga de la totalidad de la solución.

4.6.2- ARREGLO PROPUESTO.

1. Considerar la instalación de un tanque adicional para aislar los trenes de Amina.

Con ésta propuesta se busca aumentar la flexibilidad y confiabilidad del sistema, ya que se podrían manejar independientemente cada proceso Girbotol, aislando las problemáticas y escenarios de cada sistema, considerando lo siguiente:

- El tanque de Amina 11D1 existente se destinaría exclusivamente al Tren Oriente.
- El tanque de Amina propuesto estaría destinado para el Tren Poniente, en base a esto se realiza la volumetría de equipos y líneas, a fin de precisar si la propuesta del tanque tendría las mismas dimensiones que el 11D1 o debería ser de otras dimensiones.
- Para los codos se consideraran todos de radio corto, la longitud de centro a cara se toma de las dimensiones dadas bajo la norma ASME B 16.9 y ASME B 16.28, con un factor de quebranto de acuerdo al diámetro nominal de la tubería, que será incrementado a la suma de longitudes $A_1^{(17)}$.

Diámetro Nominal (DN) mm	Recargo % m
DN = 40	0,7
40 < DN = 150	1
150 < DN = 400	1,4
DN > 400	2

Codo 90° Radio Corto

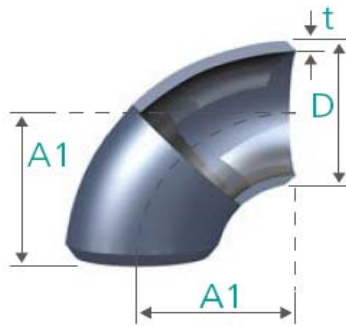


Figura 68. Corte de Codo 90° Radio Corto.

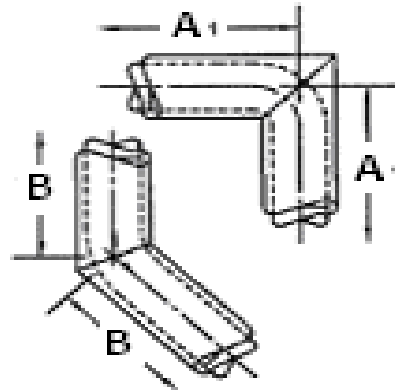


Figura 69. Corte de Codos 45° y 90°.

Cálculos.- Se realiza la volumetría de equipos y líneas, considerando los diámetros involucrados de líneas y las dimensiones de cada equipo, contabilizando los codos para aplicar la longitud equivalente de los mismos. El punto inicial es la Torre Absorbadora 11C2 con la solución rica hacia los 11E3AB.

TUBERÍAS	LONGITUD DE CODOS (M)						
	24"	12"	8"	6"	4"	3"	2"
DE 11C2 A 11E3AB	0	0	0	7.17	0	0	0
DE 11E3AB A 11C3 (DEA POBRE y RICA)	0	0	12.87	0	0	0	0
DESCARGA BOMBAS 11GM2	0	0	0	3.04	0	0	0
ARREGLO DE FRC4	0	0	0	6.43	0.41	0	0
RECIRCULACIÓN A FILTRADO DEA	0	0	0	0	0.82	1.23	1.03
LÍNEAS DE ENTRADA y SALIDA 11C5	1.55	1.24	1.65	0.62	0	0	0
LÍNEAS DE SALIDA 11E3AB y LLEGADA 11C3	0	0	0	0	0	0	0
DESCARGA BOMBAS 11GM1 A 13C15 (U13)	0	0	0	0	3.89	0	0
RETORNO 13C15 (U13) A LB DE U11	0	0	0	0	2.60	0	0
LÍNEA DE DEA RICA DE U13 A 11C2/102	0	0	0	0	0	0.46	1.20
SUMA(M)	1.55	1.24	14.51	17.26	7.73	1.69	2.23

TUBERÍAS	LONGITUD DE TUBERÍA (M)						
	24"	12"	8"	6"	4"	3"	2"
DE 11C2 A 11E3AB	0	0	1.5	33.53	0	0	0
DE 11E3AB A 11C3 (DEA POBRE y RICA)	0	0	62.1	0	0	0	0
DESCARGA BOMBAS 11GM2	0	0	0	42.35	0	0	0
ARREGLO DE FRC4	0	0	0	52.45	5.8	0	0
RECIRCULACIÓN A FILTRADO DEA	0	0	0	0.5	6.72	29.48	21.24
LÍNEAS DE ENTRADA y SALIDA 11C5	8.55	4.98	7.33	6.27	0	0	0
LÍNEAS DE SALIDA 11E3AB y LLEGADA 11C3	0	0	0	20.31	0	0	0
DESCARGA BOMBAS 11GM1 A 13C15 (U13)	0	0	0	0	376.2	0	0
RETORNO 13C15 (U13) A LB DE U11	0	0	0	0	364.4	0	0
LÍNEA DE DEA RICA DE U13 A 11C2/102	0	0	0	0	0	14.6	47.55
SUMA(M)	8.55	4.98	70.93	155.41	753.15	44.08	68.79

(TUBERÍAS + CODOS) TOTAL = 10.10 6.22 85.44 172.67 760.8 45.77 71.02

VOLUMEN (M³) = 2.95 0.51 3.22 3.84 7.81 0.28 0.20

VOUMEN TOTAL (M³) = 18.82

Para hacer el cálculo de los equipos se consideran los diámetros externos y en el caso de los Cambiadores no se descuentan el área de los tubos. Los acumuladores se consideran con el volumen máximo (HLL).

EQUIPOS	Φ (M)	h (M)	VOL (M ³)
TORRE ABSORBEDORA 11C2	1.52	3.71	6.76
TORRE AGOTADORA 11C3	2.13	1.83	6.54
REHERVIDOR 11E5	2.23*1.65	8.00	29.44
CAMBIADORES 11E3AB	0.86	8.28	4.85
SOLOAIRE 11E2	3.63 * 9.2	0.25	8.35
FILTRO 11Y1	0.43	1.00	0.15
FILTRO 11Y1A	0.91	1.70	1.11
TORRE 13C15	0.91	14.63	9.52
SUMA DE VOLUMENES (M ³) =			66.70

EQUIPOS + TUBERÍAS **VOUMEN TOTAL (M³) = 85.52**

Como se puede apreciar el volumen estimado, coincide con el volumen del tanque 11D1, por lo que se puede concluir que habilitar un tanque con las mismas dimensiones, aseguraría una capacidad de respuesta adecuada para cualquier evento, solventando las debilidades del sistema.

2. Bomba de DEA pobre para cada tren y Sistema de Filtrado.

En el cálculo de la bomba, no se aprecia cambio alguno, incluso la localización de la bomba sería en el mismo punto toda vez que relocalizarla para que succione directamente toda la solución del tanque, demandaría incluir otro equipo de bombeo, para que pudiera circular a través del soloaire 11E2 y el nuevo sistema de filtrado, por lo cual se deberá respetar el actual arreglo operativo. El equipo que se tiene actualmente tiene una potencia adecuada, por lo que no es necesaria la sustitución.

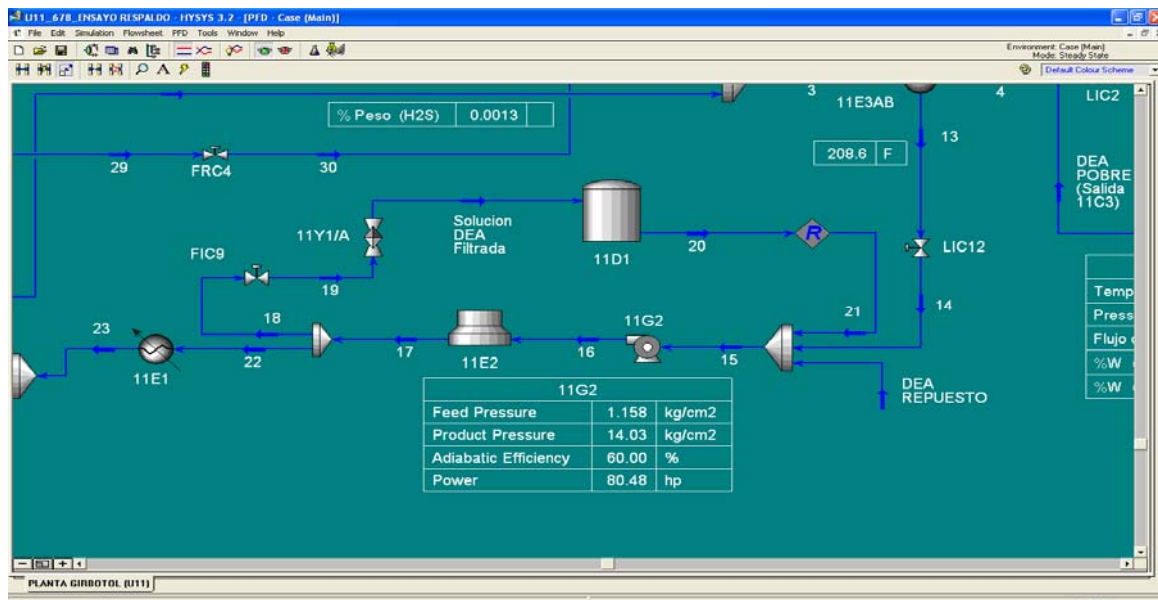


Figura 70. Diagrama del Arreglo propuesto para el nuevo tanque de DEA, del tren poniente.

Respecto al sistema de filtrado se deberá considerar en el diseño de última generación la etapa de filtración de partícula (de 5 a 10 micrones) y la de filtración con Carbón Activado. Se recomienda considerar un rango de filtración del 15 al 20% del total de la solución circulante para ambos sistemas de filtrado; los filtros mecánicos deberán ser fácilmente intercambiables, de un material que no presente problemas de adquisición, no muy costoso, los cartuchos deberán probar su capacidad para reterner las partículas complejas de FeS y el filtro deberá tener una instrumentación de primer nivel para monitoreo de la caída de presión, a fin de tener la referencia precisa de cuando realizar el cambio de elementos filtrantes. Adicionalmente estos cartuchos se deberán intercambiar por unos de mayor micrones para enfrentar escenarios de alta corrosión a fin de limpiar más eficientemente el sistema.



Figura 71. Filtro de partículas para plantas de tratamiento de Gas Amargo con Amina.

En la etapa de filtración con Carbón Activado, se eliminan o retienen las partículas que potencialmente pudieran originar problemas de espumación, por lo que es importante la elección de un carbón que tenga una alta superficie disponible de contacto, libre de cenizas, un tiempo mínimo de contacto de 15 minutos (etapa limitante con el bicarbonato) y una velocidad superficial de 4 gpm/ft² de sección transversal. También se deberá diseñar para filtrar del 10 al 20% del total de la DEA circulante. Es importante considerar ambas filtraciones, de otro modo la vida útil del carbón se ve reducida hasta en un 80%.

5.o.- CUADRO COMPARATIVO DE LAS PROPUESTAS.

5.0.- CUADRO COMPARATIVO DE LAS PROPUESTAS.

Con la finalidad de facilitar el análisis de las propuestas realizadas en el presente trabajo se presenta el siguiente cuadro comparativo.

5.1.- SEPARADOR DE GASES AMARGOS 11C1	
1. Instalar un solo separador para ambos trenes.	2. Instalar un separador adicional para el tren oriente.
Capacidad: 43,000 lb/h Orientación: Vertical (L/D): 3.0 %Mol H ₂ S: 10 – 15 Instrumentación Requerida: Si Diámetro recipiente: 1.28 m. Altura recipiente: 3.84 m. Normativa: Código ASME Secc VIII DIV 1 Modificación al Diseño: SI	Capacidad: 21,500 lb/h Orientación: Vertical (L/D): 1.6 %Mol H ₂ S: 10 – 15 Instrumentación Requerida: Si Diámetro recipiente: 1.52 m. Altura recipiente: 2.5m. Normativa: Código ASME Secc VIII DIV 1 Modificación al Diseño: SI
<p>Ventajas:</p> <p>Menor inversión inicial, menores costos de mantenimiento y operación.</p> <p>Desventajas:</p> <p>Menor flexibilidad operativa, afecta independencia en trenes de tratamiento.</p>	<p>Ventajas:</p> <p>Mayor flexibilidad, mejor control operacional.</p> <p>Desventajas:</p> <p>Mayor costo inicial, mayores costos de operación y mantenimiento.</p>
<p>OBSERVACIONES y COMENTARIOS:</p> <p>En ambos casos se requiere implementar instrumentación a los separadores, tales como controles de presión y nivel a fin de garantizar una adecuada respuesta ante escenarios de presencia de líquidos en la carga a la planta Girbotol. La instalación de un solo recipiente representa un menor costo pero en cambio perturba la flexibilidad y confiabilidad operativa al involucrar la independencia operativa de cada tren. En caso de habilitar un recipiente para el tren Oriente se recomienda la construcción de éste con una (L/D) mayor a la que tiene el actual separador 11C1.</p>	



5.2.- TAMBOR DE FLASH DEA RICA (EQUIPO NUEVO)	
<p>1. Instalar un tambor de flash para cada tren para recibir únicamente la DEA proveniente de la U-13</p>	<p>2. Instalar tambor de flash para cada tren para recibir la totalidad de la DEA.</p>
<p>Capacidad: 164 gpm por tren</p> <p>Orientación: Horizontal</p> <p>(L/D): 3.0</p> <p>Tiempo de residencia: 28.5 mins</p> <p>Instrumentación Requerida: Si</p> <p>Equipo mecánico requerido: Si</p> <p>Diámetro recipiente: 2.08 m.</p> <p>Longitud recipiente: 6.22 m.</p> <p>Normativa: Código ASME Secc VIII DIV 1</p> <p>Modificación al Diseño: SI</p>	<p>Capacidad: 533.8 gpm por tren</p> <p>Orientación: Horizontal</p> <p>(L/D): 3.0</p> <p>Tiempo de residencia: 28.5 mins</p> <p>Instrumentación Requerida: Si</p> <p>Equipo mecánico requerido: Si</p> <p>Diámetro recipiente: 3.12 m.</p> <p>Altura recipiente: 9.36 m.</p> <p>Normativa: Código ASME Secc VIII DIV 1</p> <p>Modificación al Diseño: SI</p>
<p>Ventajas:</p> <p>Menor inversión inicial.</p> <p>Desventajas:</p> <p>Limitado a la DEA proveniente de la planta U13.</p>	<p>Ventajas:</p> <p>Mayor flexibilidad, mejor control operacional, involucrando todo el inventario de la DEA circulante</p> <p>Desventajas:</p> <p>Mayor costo inicial, mayores costos de operacion y mantenimiento.</p>
<p>OBSERVACIONES y COMENTARIOS:</p> <p>La aplicabilidad del primer caso es cuestionable en el sentido que por la diferencia de presiones entre el sistema de LPG y el sistema de Girboltol y por el alto inventario que maneja la torre 13C15, es poco probable una contaminación de la solución, sin embargo el recipiente para la DEA rica circulante en la Planta Girbotol, es muy recomendable ya que cualquier evento de contaminación por hidrocarburo podría ser amortiguado y sus efectos serían minimizados, ayudando al sistema de filtración y el tiempo empleado para corregir tal desviación, reducido drásticamente.</p>	



5.3.- INTERCAMBIADOR DEA RICA VS. DEA POBRE 11E3AB / 11E103AB	
<p>1. Evaluación del Intercambiador existente 11E3AB.</p>	<p>2. Instalación de un cambiador adicional a los existentes en ambos trenes de tratamiento con amina.</p>
<p>DEA rica entrada al 11E3A real (bpd) = 14,069</p> <p>DEA pobre entrada al 11E3A real (bpd) = 13,901</p> <p>Duty calculado 11E3A (HYSYS)= 2,975,906 Btu/h</p> <p>Duty calculado 11E3B (HYSYS)= 3,731,898 Btu/h</p> <p>Duty diseño camb. 11E3AB = 20,500,000 Btu/h</p> <p>Relación de Dutys por cambiador = 32.08%</p> <p>Modificación al Diseño: Si</p> <p>Fecha de modificación: 1983</p>	<p>Ésta parte de la propuesta es cuestionable, en el sentido que al realizarse la evaluación anterior se aprecia que el área de intercambio disponible es muy grande y suficiente por lo que no hace falta incrementar el número de equipos de intercambio que solo representan un coste extra, como inversión inicial y como costos de mantenimiento y operación.</p>
<p>Ventajas:</p> <p>Área de intercambio suficiente para el servicio.</p> <p>Desventajas:</p> <p>Administración de la modificación sin evaluación y sin registro.</p>	<p>Ventajas:</p> <p>Al no requerirse equipo adicional, la inversión estaría enfocada a un estudio de ingeniería, cuyo monto es menor.</p>
<p>OBSERVACIONES y COMENTARIOS:</p> <p>Lo recomendable es realizar un estudio a detalle con personal calificado a fin de efectuar un diagnóstico preciso de la problemática del intercambio, ya que no presentan un perfil de temperaturas parecido en ambos trenes; es decir que las deficiencias de intercambio son más significativas en el Tren Poniente.</p>	



5.4.- REHERVIDOR DE DEA FONDO TORRE AGOTADORA 11C3	
<p>1. Instalar un tambor de flash para el condensado del Rehervidor 11C5.</p>	<p>2. Instalar un sistema de trampeo de última generación para garantizar la salida del condensado.</p>
<p>Flujo Másico (lb/h) = 38,100</p> <p>Densidad (kg/m³) = 918.71 DATO HYSYS</p> <p>Tiempo de residencia estimado (min) = 2.5</p> <p>Temperatura del vapor = 134 °C</p> <p>(L/D) = 3.0</p> <p>Diámetro recipiente = 0.76 m.</p> <p>Longitud recipiente = 2.27 m.</p> <p>Instrumentación Requerida: No</p> <p>Equipo mecánico requerido: No</p> <p>Duty por simulación HYSYS = 35.86 MMbtu/h</p> <p>Modificación al Diseño: Si</p> <p>Normativa: Código ASME Secc VIII DIV 1</p> <p>Sistema de trampeo: No</p>	<p>Flujo Másico (lb/h) = 38,100</p> <p>Densidad (kg/m³) = 918.71 DATO HYSYS</p> <p>Temperatura del vapor = 134 °C</p> <p>Sistema de trampeo: Si</p> <p>Tipo de Sistema: Cerrado</p> <p>Fluido motriz: Si</p> <p>Tipo de Fluido motriz: Vapor de alta/Aire servicios</p> <p>Equipo Eléctrico: No</p> <p>Instrumentación Requerida: No</p> <p>Equipo mecánico: Si</p> <p>Tipo Equipo mecánico: Bomba/Trampa</p> <p>Modificación al Diseño: Si</p> <p>Normativa: Código ASME y otros.</p>
<p>Ventajas:</p> <p>Inversión inicial mínima, libre de partes mecánicas</p> <p>Desventajas:</p> <p>Espacio inadecuado para instalación, vapor motriz del mismo nivel que el sistema.</p>	<p>Ventajas:</p> <p>Confiabilidad alta, respaldo del Proveedor, libre de partes eléctricas, mantenimiento mínimo.</p> <p>Desventajas:</p> <p>Inversión inicial alta, mantenimientos preventivos y correctivos.</p>
<p>OBSERVACIONES y COMENTARIOS:</p> <p>Se debe considerar la criticidad en el presionamiento de los cabezales de condensado, para realizar la elección más adecuada, ya que asegurar una descarga adecuada está en relación directa con un adecuado funcionamiento de la operación del Rehervidor.</p>	



<p>5.5.- CONTROL DE PRESIÓN DE LA TORRE 11C3 (PRC3/3A).</p>	<p>5.6.- TANQUE DE BALANCE DE AMINA POBRE (11D1).</p>																					
<p>1. Realizar un cambio de diámetro en el arreglo de las PIC3/3A.</p>	<p>1. Considerar la instalación de un tanque adicional para aislar los trenes de Amina.</p>																					
<p>Flujo Mínimo (Nm³/h) = 300 (Sin U10/U13) Flujo Promedio (Nm³/h) = 850 (Con U10/U13) Flujo Máximo (Nm³/h) = 1,150 (Diseño)</p> <p>Composición:</p> <table border="1" data-bbox="276 751 673 982"> <thead> <tr> <th>Componente</th> <th>%Húmeda</th> <th>%Seca</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>HC</td> <td>0.7524</td> <td>0.7696</td> </tr> <tr> <td>H2</td> <td>0.3536</td> <td>0.3617</td> </tr> <tr> <td>CO2</td> <td>0.4306</td> <td>0.4404</td> </tr> <tr> <td>H2S</td> <td>96.2271</td> <td>98.4283</td> </tr> <tr> <td>H2O</td> <td>2.2363</td> <td>----</td> </tr> <tr> <td></td> <td>100.0</td> <td>100.0</td> </tr> </tbody> </table> <p>Caída de presión = 25 lb/pulg²a. Cálculo de un nuevo cv = Si (Requerido) Instrumentación Requerida: Si Modificación al Diseño: Si Normativa: Instrument Society of America (ISA)</p>	Componente	%Húmeda	%Seca	HC	0.7524	0.7696	H2	0.3536	0.3617	CO2	0.4306	0.4404	H2S	96.2271	98.4283	H2O	2.2363	----		100.0	100.0	<p>Fluido para almacenar: DEA pobre Volumen del Tanque: 85 m³ Tanque de Amina existente para: Tren Oriente Equipo de filtrado nuevo: Si (de última veneración) Tipo de filtración: Partículas Finas y Carbón activado Filtración de Partículas Finas: 10 micrones Filtración Carbón: 15 min mínimo (tiempo contacto) %Flujo de DEA circulante para filtración: 15 – 20% Equipo de bombeo nuevo: No Instrumentación Requerida: Si (Tanque y filtros) Modificación al Diseño: Si Normativa: Código ASME, API y PEMEX.</p>
Componente	%Húmeda	%Seca																				
HC	0.7524	0.7696																				
H2	0.3536	0.3617																				
CO2	0.4306	0.4404																				
H2S	96.2271	98.4283																				
H2O	2.2363	----																				
	100.0	100.0																				
<p>Ventajas:</p> <p>Mejor control de la variable, mayor confiabilidad del sistema.</p> <p>Desventajas:</p> <p>Inversión requerida para el cambio del diámetro del manifold.</p>	<p>Ventajas:</p> <p>Mayor Confiabilidad del sistema, independización de los trenes de tratamiento, mayor flexibilidad.</p> <p>Desventajas:</p> <p>Inversión requerida para la construcción del nuevo tanque.</p>																					
<p>OBSERVACIONES y COMENTARIOS:</p> <p>Aquí están incluidas 2 mejoras que incrementarán la confiabilidad operativa del sistema, que se traducirán en una estabilidad significativa, pero que representan inversiones para el sector productivo. No aplican otras alternativas para realizar la comparativa.</p>																						

6.0.- CONCLUSIONES.

6.0.- CONCLUSIONES.

Una vez finalizado el presente estudio se ha llegado a los siguientes resultados técnicos referentes a la Planta de Tratamiento de Aminas (U11):

- ✚ *Instalar un separador de Gases Amargos para el tren Oriente*, con dimensiones similares al existente (11C1), instrumentandolo con controles de presión y de nivel descritos en el presente trabajo; lo que deberá ser extensivo hacia el Separador Actual, como una réplica para que operen bajo condiciones automáticas y releven la intervención del operador de campo. Los dispositivos de protección deberán establecerse desde la Ingeniería Básica como resultado de un adecuado Análisis de Riesgos y Técnicas especializadas para tal fin.
- ✚ *Instalar un Tambor de Flash para la DEA RICA para toda la solución de Amina circulante (U11 y U13)*, a fin de mitigar los efectos por contaminación de líquidos que pudiesen suceder y así minimizar los efectos en la operación de ambas torres del proceso (Absorbedora y Agotadora), las dimensiones del equipo quedan establecidas en el presente trabajo, pero deberán ser validas en la Ingeniería Básica, utilizando y aplicando las técnicas consideradas por personal especializado en el diseño de estos recipientes, siempre dando cumplimiento a las normas establecidas. Así mismo se requiere la inclusión de instrumentación para cada tambor de flash en relación a la presión y el nivel, también se requiere equipo mecánico nuevo con relevo para darle nuevamente energía a la DEA “despuntada”; es por mucho la parte propuesta que demanda mayor inversión, además que deberá cumplir con normas de carácter internacional.
- ✚ *En el intercambiador de DEA Rica vs. DEA Pobre*, aplicar una solicitud para elaborar un estudio a detalle por personal especialista debido a la baja eficiencia de intercambio que presenta, en especial el Tren Poniente, ya que ésta deficiencia es absorbida por el lado de la DEA Rica por el Rehervidor 11E5 y por el lado de la DEA pobre por el 11C2, esto se constituye como una área de oportunidad en el rubro de ahorro de energía, así como garantizar mayor vida útil a los citados equipos y no someterlos a escenarios de corrosión al estar fuera de parámetros de diseño. En la proxima reparación evaluar a fondo el estado físico de los mismos y realizar las mediciones pertinentes que se requieran para el citado estudio.
- ✚ *En el Rehervidor 11E5*, para la problemática de la salida de condensado las 2 alternativas son validas y confiables, aunque la que propone la instalación de un tambor de flash pequeño de dimensiones muy discretas no representa una inversión inicial muy fuerte la otra no deberá descartarse del todo ya que se trata de equipos de punta, que ofertan soluciones probadas.
- ✚ *En el control de presión PRC3/3A*, se deberá mediante la elaboración de la Ingeniería Básica establecer las dimensiones del nuevo manifold a fin de solucionar la problemática del control de presión del sistema, para esto se requiere el cálculo del nuevo coeficiente de flujo de la válvula (kv ó cv), el cual está estimado en el presente trabajo y se podrá calcular con mayor precisión.
- ✚ *En el tanque de la DEA*, se establece con la volumetría de líneas y equipos un volumen de 85.5 m³, el cual coincide muy cercanamente con el que tiene actualmente el 11D1, por lo cual el tanque deberá tener dimensiones muy parecidas al mencionado recipiente. En el caso particular del filtrado éste deberá ser de mayor capacidad a fin de filtrar del 15 al 20% de la solución de DEA circulante, siempre en 2 etapas: Filtración de partículas y Carbón Activado.

7.0.- BIBLIOGRAFIA.

- (1) PERRY, ROBERT H GREEN, DON MALONEY JAMES, Perry's Chemical Engineers Handbook, Editorial Mc-Graw-Hill, 6ta. Edicion, 1984.
- (2) AMINE TREATING AND SOUR WATER STRIPPING, Michael H. Sheilan, Ben H. Spooner Printed in Canada, Especial Edition, Copyright Amine Experts Inc. 2007.
- (3) MANUAL DE CÁLCULOS DE INGENIERÍA QUIMICA, Nicolas P Chohey, Tyler G. Hicks Editorial Mc-Graw-Hill, First Edition 1986.
- (4) INGENIERÍA DE PROYECTOS PARA PLANTAS DE PROCESO, H. F. Rase, M. H. Barrow Editorial C.E.C.S.A., 7ta. Edicion, 1981.
- (5) EXCEL 2007 FORMULAS Y FUNCIONES, Paul McFedries Editorial Anaya (Multimedia), 1era. Edicion 2007.
- (6) FLUJO DE FLUIDOS EN VÁLVULAS, ACCESORIOS y TUBERÍAS, Division de Ingeniería CRANE Editorial Mc-Graw-Hill, First Edition 1986, Traducido de la primera edicion, 1987.
- (7) MANUAL DE OPERACIÓN, PLANTA DE TRATAMIENTO DE GAS AMARGO CON DEA (U11) Sector 4 SGO , REFINERÍA "ING. ANTONIO M. AMOR".
- (8) VÁLVULAS DE SEGURIDAD Y ALIVIO CON SELLO ASME, COMEVAL, BOLETIN TÉCNICO Válvulas y equipos para control de Flujos.
- (9) UNIDAD DE TRATAMIENTO DE AMINA, EVALUACIÓN OPERACIONAL y DE PROCESO, Refinería Ing. Antonio M. Amor; Ben Spooner, Juan Carlos Ruiz, Octubre 2008.
- (10) CHEMICAL PROCESS EQUIPMENT, SELECTION & DESIGN. Chapter 18, Process Vessels, Stanley M. Walas. ButterWorth-Heinemann.
- (11) QUIMICA ORGANICA, Paula Yurkanis Bruice, Pearson, Prentice Hall, 5ta. Edicion
- (12) SOLUCIONES PRACTICAS PARA EL INGENIERO QUIMICO, Carl R. Branan Mc Graw Hill, 2da. Edición, Abril 2000.
- (13) MANUAL HYSYS.PROCESS, Applications. 1998 Hyprotech Ltd. All rights reserved.
- (14) REPORTE UNIDAD DE TRATAMIENTO DE AMINA. EVALUACION OPERACIONAL y DE PROCESO. Ben Spooner/Juan Carlos Ruiz. Amine Experts; Octubre 2008.
- (15) DISEÑO y CONSTRUCCION DE RECIPIENTES A PRESION. NRF-028 PEMEX 2004, REV 0 Comité de Normalización de Petróleos Mexicanos y Organismos Subsidiarios.
- (16) DIAGNOSTICOS OPERACIONALES MENSUALES 2009. Superintendencia General de Operación. Refinería "Ing. Antonio M. Amor" , Salamanca, Guanajuato.
- (17) Conexiones: Codos, Tes, Reducciones y Tapones Capa. Boletin Tecnico. Tenaris-Tamsa México.



- (¹⁸) Manual de Operación Sistema de Tratamiento con DEA (44,570 BPD), Rev. 3, Refinería Madero.
- (¹⁹) Base de datos de Laboratorio Central, Refinería “Ing. Antonio M. Amor”, SICOLAB.
- (²⁰) Base de datos de Balance de Cargas y Productos, Refinería “Ing. Antonio M. Amor”, SIPCALC.
- (²¹) Sistema de Datos en línea, Refinería “Ing. Antonio M. Amor”, PI (Process Book).
- (²²) RS-10649 DTI PTA 11, Planta Tratadora de Gas Amargo U11, Refinería “Ing. Antonio M. Amor”, HYDROGEN SULFIDE REMOVAL .
- (²³) RS-10656 DTI PTA 11, Planta Tratadora de Gas Amargo U11, Refinería “Ing. Antonio M. Amor”, SOUR WATER STRIPPER.
- (²⁴) Planta Tratadora de Gas Amargo U11, Refinería “Ing. Antonio M. Amor”, PROCESS FLOW DIAGRAM H₂S REMOVAL PLANT 11.
- (²⁵) Planta Tratadora de Gas Amargo U11, Refinería “Ing. Antonio M. Amor”, HEAT EXCHANGERS DATA SHEET PLANT U11.

8.o.- WEBGRAFIA.

- (a) <http://www.scribd.com/doc/7207236/Aspen-HYSYS-Tutor>. MANUAL HYSYS
- (b) <http://itzamna.bnct.ipn.mx:8080/dspace/handle/123456789/3>. Tesis de Nivel Superior, DISEÑO MECÁNICO DE UN SEPARADOR HORIZONTAL DE TRES FASES CON Ø DE 60" X 10' DE LONGITUD SOLDADURA A SOLDADURA, Dic 2008.
- (c) http://www.wlv.com/products/databook/ch1_1.pdf. WOLVERINE TUBE HEAT TRANSFER DATA BOOK
- (d) http://www.dow.com/PublishedLiterature/dh_005c/0901b8038005c44f.pdf?filepath=amines/pdfs/noreg/111-01411.pdf&fromPage=GetDoc. PRODUCTOS DOW CHEMICAL, DEA
- (e) http://www.technion.ac.il/~dlewin/054410/LECTURE_08.pdf. PLANT DESIGN, DANIEL R. LEWIN REBOILER, CIRCUIT DESIGN
- (f) http://www.reclaim.com/site/reference_docs/comtaminents_in_amine_gas_treating.pdf. Contaminants in Amine Gas Treating
- (g) <http://www.scribd.com/doc/1028094/Clases-de-Hysys-3-Equipos-de-transferencia-de-masa>. Diseño de Procesos. Practicas de HYSYS. Adriana Aristizábal.
- (h) <http://www.estrucplan.com.ar/articulos/verarticulo.asp?idarticulo=1287>. Especificaciones para el diseño y fabricación de recipientes a presión. Parte 1
- (i) http://www.oilproduction.net/files/Sistema_produccion_separadores.pdf. Diseñando sistemas de producción de Petróleo y Gas como escoger el tamaño y seleccionar separadores de dos fases.
- (j) <http://support.olisystems.com/ApplicationBriefs/Briefs%20-%20Gas%20Sweetening%20using%20DEA.pdf>. ESP FLOWSHEET SIMULATION, APPLICATION BRIEF; Gas Sweetening using DEA
- (k) <http://eprints.utm.my/3030/>. HYSYS: An introduction to Chemical Engineering Simulation. Mohd Kamaruddin Abd Hamid.
- (l) http://www.freedownloadcenter.com/Business/Applications/StatPlus_2009.html. Programa Statplus 2009 Professional version 5.8
- (m) http://web.usal.es/~tonidm/DEI_06_Depositos.pdf. Depositos y Recipientes de Proceso. Diseño de Equipos e Instalaciones. Rev 1, Marzo 2003.
- (n) <http://www.eng-tips.com/faqs.cfm?fid=1153>. Design of a vapor-liquid separator drum (or knockout pot, or flash drum, or compressor suction drum). Edited 16 Jul 08.
- (o) http://www.minas.upm.es/gaviota/Apuntes/rtorra/endulzamiento_aminas.ppt. Endulzamiento con Aminas. REPSOL YPF
- (p) <http://www.petroquimex.com/050608/articulos/12.pdf>. Sistema de Filtración. Energía global. 3M Mexico.
- (q) http://www.softwaregeek.com/download/statplus_2009.html. Statplus 2009 Professional version 5.8

9.0.- LISTA DE GRAFICAS y TABLAS

Identificación	Descripción	Pag.
Figura 1.....	<i>Esquema de una Planta de Tratamiento de Gases Amargos con Amina.....</i>	4
Figura 2.....	<i>Diagrama Planta U11 Refinería "Ing. Antonio M. Amor", (tren Poniente y Oriente).....</i>	7
Figura 3.....	<i>Distribución de datos de la concentración de la DEA circulante en 2009.....</i>	15
Figura 4.....	<i>Tendencia de datos de la concentración de la DEA circulante en 2009.....</i>	15
Figura 5.....	<i>Distribución de datos del flujo de Gas Amargo a Torre Absorbedora en 2009.....</i>	17
Figura 6.....	<i>Tendencia de datos del flujo de Gas Amargo a Torre Absorbedora en 2009.....</i>	17
Figura 7.....	<i>Distribución de datos del flujo de Gas Dulce producto en 2009.....</i>	18
Figura 8.....	<i>Tendencia de datos del flujo de Gas Dulce producto en 2009.....</i>	18
Figura 9.....	<i>Distribución de datos del flujo de DEA circulante a 11C2 en 2009.....</i>	19
Figura 10.....	<i>Tendencia de datos del flujo de DEA circulante a 11C2 en 2009.....</i>	19
Figura 11.....	<i>Distribución de datos del flujo de Condensado Amargo a 11C3 en 2009.....</i>	20
Figura 12.....	<i>Tendencia de datos del flujo de Condensado Amargo a 11C3 en 2009.....</i>	20
Figura 13.....	<i>Distribución de datos de la presión domo Torre Absorbedora 11C2 en 2009.....</i>	21
Figura 14.....	<i>Tendencia de datos de la presión domo Torre Absorbedora 11C2 en 2009.....</i>	21
Figura 15.....	<i>Distribución de datos de la presión Torre Agotadora 11C3 en 2009.....</i>	22
Figura 16.....	<i>Tendencia de datos de la presión Torre Agotadora 11C3 en 2009.....</i>	22
Figura 17.....	<i>Distribución de datos de la presión diferencial de Torre Agotadora 11C3 en 2009.....</i>	23
Figura 18.....	<i>Distribución de datos de la presión diferencial de Torre Agotadora 11C3 en 2009.....</i>	23
Figura 19.....	<i>Distribución de datos de la temperatura de Gas Dulce en 11C2 en 2009.....</i>	24
Figura 20.....	<i>Tendencia de datos de la temperatura de Gas Dulce en 11C2 en 2009.....</i>	24
Figura 21.....	<i>Distribución de datos de la temperatura entrada DEA a Torre 11C2 en 2009.....</i>	25
Figura 22.....	<i>Tendencia de datos de la temperatura entrada DEA a Torre 11C2 en 2009.....</i>	25
Figura 23.....	<i>Distribución de datos de la temperatura entrada DEA a Torre 11C3 en 2009.....</i>	26
Figura 24.....	<i>Tendencia de datos de la temperatura entrada DEA a Torre 11C3 en 2009.....</i>	26



Figura 25.....	Distribución de datos de la temperatura salida DEA del 11E3AB en 2009.....	27
Figura 26.....	Tendencia de datos de la temperatura salida DEA del 11E3AB en 2009.....	27
Figura 27.....	Distribución de datos de la temperatura salida DEA de Torre 11C3 en 2009.....	28
Figura 28.....	<i>Tendencia de datos de la temperatura salida DEA de Torre 11C3 en 2009.....</i>	28
Figura 29.....	<i>Distribución de datos de la temperatura DEA en Rehervidor 11E5 en 2009.....</i>	29
Figura 30.....	<i>Tendencia de datos de la temperatura DEA en Rehervidor 11E5 en 2009.....</i>	29
Figura 31.....	<i>Distribución de datos de la temperatura salida Gas Amargo en 11C3 en 2009.....</i>	30
Figura 32.....	<i>Tendencia de datos de la temperatura salida Gas Amargo en 11C3 en 2009.....</i>	30
Figura 33.....	<i>Distribución de datos de la temperatura Gas Ácido en 11E4 en 2009.....</i>	31
Figura 34.....	<i>Tendencia de datos de la temperatura Gas Ácido en 11E4 en 2009.....</i>	31
Figura 35.....	<i>Distribución de datos de la temperatura salida Gas Ácido en 11E8 en 2009.....</i>	32
Figura 36.....	<i>Tendencia de datos de la temperatura salida Gas Ácido en 11E8 en 2009.....</i>	32
Figura 37.....	<i>Distribución de datos de la temperatura entrada Gas Amargo a 11C1 en 2009.....</i>	33
Figura 38.....	<i>Tendencia de datos de la temperatura entrada Gas Amargo a 11C1 en 2009.....</i>	33
Figura 39.....	<i>Distribución de Flujos de Gas Amargo como carga (para ambos trenes), en 2009.....</i>	35
Figura 40.....	<i>Distribución de las Cargas por suministrador (para ambos trenes), en 2009.....</i>	35
Figura 41.....	<i>Distribución de las Cargas volumétricas a cada tren de tratamiento, en 2009.....</i>	36
Figura 42.....	<i>Flujos de Gas Dulce SIPCALC vs. FI-3(U11).....</i>	37
Figura 43.....	<i>Producción de Gas Ácido en ambos trenes de tratamiento, en 2009.....</i>	37
Figura 44.....	<i>Simulación del Tren Poniente de la Planta Girbotol (U11), con datos del 2009.....</i>	44
Figura 45.....	<i>Modelo en Tiempo Real con el PI del Tren Poniente, e la Planta U11.....</i>	46
Figura 46.....	<i>Fotografía del Separador 11C1 en la Planta U11.....</i>	50
Figura 47.....	<i>Fotografía de un Separador horizontal (equipo nuevo).....</i>	52
Figura 48.....	<i>Fotografía de los intercambiadores 11E3AB Tren Poniente en la Planta U11.....</i>	53
Figura 49.....	<i>Fotografía del Rehervidor 11E5 Tren Poniente en la Planta U11.....</i>	54
Figura 50.....	<i>Fotografía del control de presión torre 11C3 Tren Poniente en la Planta U11.....</i>	56



Figura 51.....	<i>Fotografía del tanque de amina para ambos trenes en la Planta U11.....</i>	57
Figura 52.....	<i>Cálculo de capacidad línea de purga en separador 11C1.....</i>	60
Figura 53.....	<i>Diagrama de la propuesta de cambio al Separador 11C1, aplicable al Caso 1 y Caso 2.....</i>	64
Figura 54.....	<i>Diagrama de la propuesta de instalar un tambor flash, aplicable al Caso 1.....</i>	66
Figura 55.....	<i>Tamaño de Recipientes del tambor de Flash en relación al Flujo de DEA por REPSOL.....</i>	68
Figura 56.....	<i>Diagrama de la Propuesta de instalación del Tanque Flash, aplicable al Caso 2.....</i>	70
Figura 57.....	<i>Simulación Cambiador Original 11E3AB por HYSYS.....</i>	74
Figura 58.....	<i>Simulación Arreglo del Cambiador Actual 11E3AB por HYSYS.....</i>	75
Figura 59.....	<i>Arreglo propuesto del tambor flash de condensado del Rehervidor 11E5.....</i>	79
Figura 60.....	<i>Cálculo del Duty del Rehervidor 11E5.....</i>	79
Figura 61.....	<i>Diagrama de la propuesta del cambio aplicable para el tambor flash del Rehervidor 11E5.</i>	80
Figura 62.....	<i>Arreglo típico con trampa de vapor e instrumentación similar al existente en Planta U11....</i>	82
Figura 63.....	<i>Arreglo propuesto para garantizar el envío de condensado en el Rehervidor 11E5.....</i>	82
Figura 64.....	<i>Ciclo de trampeo y llenado de la trampa/bomba para el condensado del 11E5.....</i>	83
Figura 65.....	<i>Ciclo de descarga de la trampa/bomba para el condensado del Rehervidor 11E5.....</i>	83
Figura 66.....	<i>Fotografía de la trampa/bomba propuesta para segregar el condensado del 11E5.....</i>	84
Figura 67.....	<i>Diagrama del Arreglo propuesto para la PRC 3/3A de la Torre 11C3.....</i>	87
Figura 68.....	<i>Corte de Codo 90° Radio Corto.....</i>	89
Figura 69.....	<i>Corte de Codos 45° y 90°.....</i>	89
Figura 70.....	<i>Diagrama del Arreglo propuesto para el nuevo tanque de DEA, del tren poniente.....</i>	90
Figura 71.....	<i>Filtro de partículas para plantas de tratamiento de Gas Amargo con Amina.....</i>	91
Identificación	Descripción	Pag.
TABLA I	<i>Comparativa de datos promedio mensuales de carga de Gas Amargo a la Planta U11</i>	36
TABLA II	<i>Flujo de gas dulce reportado por Sipcalc y por el FI – 3 (tren poniente) y FI-103 (tren oriente)</i>	37
TABLA III	<i>Descontrol Operacional</i>	47/48

10.0 PENSAMIENTOS.

El hombre ordinario sólo se cuida de pasar el tiempo; el hombre de talento, de emplearlo".

Arthur Schopenhauer (1788 – 1860). Filósofo alemán.

"No hay nada repartido de modo más equitativo que la razón: todo el mundo está convencido de tener suficiente". René Descartes (1596-1650) Filósofo y matemático francés.

"Todos somos muy ignorantes. Lo que ocurre es que no todos ignoramos las mismas cosas".

Albert Einstein (1879-1955) Científico estadounidense de origen alemán.

"No entiendes realmente algo, hasta que se lo puedes explicar a tu abuela". Proverbio galés.

"Educar a una persona no es hacerle aprender algo que no sabía, sino hacer de él alguien que no existía". John Ruskin (1819-1900) Crítico y escritor británico.

"Estoy firmemente convencido de que nadie educa a otro, en el mejor de los casos, sólo propiciamos, contagiamos que otros se eduquen a sí mismos". Abel Pérez Rojas (1970-)

Educador mexicano.

"Mejor es callar y que sospechen de tu poca sabiduría que hablar y eliminar cualquier duda sobre ello". Abraham Lincoln (1808-1865) Político estadounidense.

"Lo peor de la ignorancia... es que... a medida que se prolonga, adquiere confianza".

Anónimo.

Hay la misma diferencia entre un sabio y un ignorante que entre un hombre vivo y un cadáver". Aristóteles (384 AC-322 AC) Filósofo griego.

"Lo que no me mata me hace más fuerte ". Friedrich Nietzsche (1844 - 1900) Filósofo ruso.

Cuando rezamos hablamos con Dios, pero cuando leemos es Dios quien habla con nosotros.

San Agustín (354-439).

"Si tu descubres íntimamente al amor de Dios en tu vida entonces habrás descubierto tu felicidad que siempre te sostenía y tu no te dabas cuenta". José Andrés Cuadros Del Carpio",

Teólogo católico.2008

"No os hagáis tesoros en la tierra, donde la polilla y el orín corrompen y donde ladrones minan y hurtan; sino haceos tesoros en el cielo, donde ni la polilla, ni el orín corrompen y donde ladrones no minan ni hurtan. Porque donde esté vuestro tesoro, allí estará también vuestro corazón". (Mateo 6).