

**DIAGNOSTICO Y RECOMENDACIONES PARA EL AUMENTO DE LA
PRODUCCIÓN DEL SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE ETANO ETILENO DE
LA PLANTA DE RUPTURA CATALÍTICA UOP I.
(GERENCIA COMPLEJO BARRANCABERMEJA-ECOPETROL)**

JUAN CAMILO PEÑA LIZCANO

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA**

2007

**DIAGNOSTICO Y RECOMENDACIONES PARA EL AUMENTO DE LA
PRODUCCIÓN EN EL SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE ETANO ETILENO DE
LA PLANTA DE RUPTURA CATALÍTICA UOP I.
(GERENCIA COMPLEJO BARRANCABERMEJA - ECOPETROL)**

JUAN CAMILO PEÑA LIZCANO

TRABAJO DE GRADO

DIRECTOR: DR. RAMIRO MARTÍNEZ REY

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA**

2007

TABLA DE CONTENIDO

1	INTRODUCCIÓN.....	9
2	ESTADO DEL ARTE DE LA OPERACIÓN.....	10
2.1	DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.....	10
2.2	BASES DE DISEÑO.....	11
2.2.1	Consumo de químicos.....	13
2.2.2	Productos.....	13
3	ANÁLISIS DEL PROCESO.....	15
3.1	DIAGNOSTICO OPERACIONAL EN LA SECCIÓN DE COMPRESIÓN Y RECOBRO DEL GAS DE CARGA.....	16
3.1.1	Desvío hacia gas combustible.....	16
3.1.2	Torre de lavado cáustico.....	19
3.2	DIAGNOSTICO OPERACIONAL EN LA SECCIÓN DE SECADO Y ABSORCIÓN.....	21
3.3	DIAGNOSTICO OPERACIONAL EN LA SECCIÓN DE FRACCIONAMIENTO.....	22
4.	SIMULACIÓN TORRE T-2757 EN HYSYS VS. 3.1	23
4.1	CONSTRUCCIÓN DEL MODELO A PARTIR DE DE LOS DATOS DE DISEÑO.....	24
4.2	SELECCIÓN DEL PAQUETE TERMODINÁMICO.....	24
4.3	SIMULACIÓN Y DIAGRAMA DE FLUJO.....	25
4.4	MODELO AJUSTADO A CONDICIONES ACTUALES.....	27
4.5	OPTIMIZACIÓN A PARTIR DE LA SIMULACIÓN.....	29
4.5.1	Manipulación del flujo de soda.....	29
4.5.2	Manipulación del flujo de carga.....	30
4.5.3	Manipulación de la temperatura.....	30
5.	ANÁLISIS DE LA HIDRÁULICA DEL PLATO MEDIANTE SOFTWARE ESPECIALIZADO.....	31
5.1	DATOS DE ENTRADA.....	32
5.1.1	Datos de la carga.....	32
5.1.2	Dimensionamiento del plato.....	33
5.2	OPTIMIZACIÓN A PARTIR DE KG-TOWER® VERSIÓN 3.2.....	34
5.2.1	Incidencia del flujo de gas.....	34
5.2.2	Incidencia de la densidad del gas.....	35
5.2.3	Incidencia del flujo de soda.....	36
6.	CONCLUSIONES.....	37
7.	BIBLIOGRAFÍA.....	39
8.	ANEXOS	40

LISTA DE TABLAS

Tabla 1. Flujo de diseño.	12
Tabla 2. Gas de regeneración	14
Tabla 3. GLP producto	14
Tabla 4. Etano/etileno producto.....	15
Tabla 5. Productos principales.....	23
Tabla 6. Datos iniciales simulación.....	24
Tabla 7. Resultados de simulación para datos de diseño.....	26
Tabla 8. Composición de diseño del gas.	27
Tabla 9. Resultados simulación a condiciones actuales	28
Tabla 10. Datos de entrada.	32

LISTA DE GRÁFICAS

Gráfica 1. Comportamiento de la carga.....	16
Gráfica 2. Respuesta del lazo de control.	17
Gráfica 3. Estado de la válvula.....	18
Gráfica 5. Arrastre de soda al plato de agua.....	20
Grafica 5. Condiciones actuales Vs. Simulado.	28
Gráfica 6. Recirculación soda.....	29
Gráfica 7. Flujo de gas.....	30
Gráfica 8. Temperatura.....	31
Grafica 9. Jet Flooding Vs. Densidad del gas a diferentes flujos.....	36
Grafica 10. Incidencia del flujo de soda.....	37

LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Plato de válvulas de la torre T-2757.	21
Figura 2. Diagrama de flujo T-2757.....	25
Figura 3. Válvula GLITSCH Type-A.....	33
Figura 4. Especificaciones del plato.....	33

RESUMEN

TITULO: DIAGNOSTICO Y RECOMENDACIONES PARA EL AUMENTO DE LA PRODUCCIÓN DEL SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE ETANO ETILENO DE LA PLANTA DE RUPTURA CATALÍTICA UOP I (GERENCIA COMPLEJO BARRANCABERMEJA – ECOPETROL) .

AUTOR: JUAN CAMILO PEÑA LIZCANO¹

PALABRAS CALVES: UOP I, LADO FRÍO, ETANO ETILENO, RECUPERACIÓN, LAVADO CÁUSTICO, SECADORES, ARRASTRE, U-2750 ECOPETROL.

DESCRIPCIÓN:

ECOPETROL S.A. basado en la obligación ética de hacer el mejor esfuerzo por lograr los objetivos empresariales y manejo eficiente de los recursos, prevaleciendo el bien común por encima del interés particular, requiere operar al máximo el lado frío de la cracking UOP I. No cumplir con estas especificaciones implica dejar de ganar 140.000 USD \$/año.

La unidad de recuperación de etano etileno (U-2750) ha presentado una serie de inconvenientes para manejar una alta carga de gas; sin embargo el problema principal esta en la torre de lavado cáustico (T-2757) y no dispone de un modelo de simulación en el cual se pueda hacer un análisis de las principales variables para dar solución a este inconveniente y estimar un escenario óptimo de operación.

En primera instancia se recopiló, seleccionó y estudio la información del proceso y de diferentes equipos, se realizó un diagnostico de la unidad donde se encontró una serie de inconvenientes, entre ellos el arrastre de liquido en la torre (problema principal), se elaboro el modelo de simulación en HYSYS versión 3.1 con las condiciones de diseño y posteriormente se ajustó a condiciones actuales del proceso mediante la toma de datos en campo. Finalmente se analizó el comportamiento de la torre bajo ciertos cambios y se emitieron las recomendaciones apropiadas.

Trabajo de Grado.

¹ Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química. Director. Ramiro Martínez Rey; Universidad Industrial de Santander.

ABSTRACT

TITLE: DIAGNOSTIC AND RECOMMENDATIONS FOR THE INCREASE OF THE PRODUCTION OF THE RECOVERY SYSTEM OF ETHANE ETHYLENE OF THE PLANT OF CATALYTIC RUPTURE UOP I (COMPLEX MANAGEMENT BARRANCABERMEJA - ECOPETROL)

AUTHOR: JUAN CAMILO PEÑA LIZCANO²

KEY WORDS: UOP I, COLD SIDE, ETHANE ETHYLENE, RECOVERY, CAUSTIC WASHING, DRYERS, DRAG, U-2750 ECOPETROL.

DESCRIPTION:

ECOPETROL S.A. based on the ethical obligation to deliver the best attack to obtain the enterprise objectives and efficient handling of the resources, being prevailed the communal property over the particular interest, requires to operate to the maximum the cold side of cracking UOP I. Not to fulfill these specifications implies to let gain 140,000 USD \$/year.

The unit of ethane ethylene recovery (U-2750) has presented a series of disadvantages to handle a high gas load; nevertheless the main problem this in the tower of caustic washing (T-2757) and does not have a simulation model in which an analysis can be made of the main variables to give solution to this disadvantage and of considering an optimal scene of operation.

In first instance I compile myself, selected and study the information of the process and different equipment, was made a diagnose of the unit where was a series of disadvantages, among them the liquid drag in the tower (main problem), a simulation model was elaborated in HYSYS version 3.1 with the conditions of design and later it adjusted to present conditions of the process by means of the taking of data in field. Finally the behavior of the tower under certain changes was analyzed and the appropriate recommendations were emitted.

Chemical Engineering degree work

² Chemical Engineering School. Principal. Ramiro Martinez Rey

1 INTRODUCCIÓN.

En el año 2002 se llevo a cabo el Proyecto de Optimización de la Refinería en un convenio con la firma SHELL, cuyo objetivo principal fue realizar un estudio de las condiciones existentes en las diferentes plantas para identificar puntos de mejora en los procesos. Como resultado de este estudio se planteó una recomendación en el *lado frío* de la UOP I, conocida como PFI-111, la cual propone maximizar la producción de etano/etileno y GLP cargando todo el gas proveniente de la sección de amina, aprovechando de esta forma la existencia en planta de dos compresores en paralelo.

A finales del 2003 después de la implementación de la recomendación (PFI-111), se empezaron a detectar una serie de inconvenientes que hace que hoy día no se este cumpliendo con esta especificación, por lo tanto una parte considerable del gas de carga debe ser desviada del proceso. Este gas contiene aproximadamente 8% de GLP y 30% de Etano/Etileno y su flujo promedio es de 10.0000 PCEH, lo que implica perder 96 BPD de GLP y 1530 lb/hr de Etano/Etileno (280 BPD) que en términos económicos le representan a la empresa un promedio de 140,2 KUS\$/año³.

En el presente trabajo se estudian las causas que impiden el desarrollo de la PFI – 111 de *lado frío* de UOP I y se utilizan herramientas de cálculo y simulación para dar soluciones que consigan cumplir con las especificaciones requeridas y así emitir las recomendaciones de ingeniería que permitan cumplir con la política de responsabilidad corporativa de ECOPETROL, la cual se basa en la obligación moral de hacer el mejor esfuerzo por conseguir los objetivos empresariales y el manejo eficiente de los recursos.

³ PFI-111. SHELL GLOBAL SOLUTIONS INTERNATIONAL

2 ESTADO DEL ARTE DE LA OPERACIÓN.

El principal problema identificado en EERU (Unidad Recuperadora de Etano/Etileno) es el arrastre esporádico de líquido por parte del gas en la torre de lavado cáustico T-2757; esto ha hecho que a través del tiempo se destruya el material desecante de los secadores D-2761A, B, C y D ubicados aguas abajo del proceso. Este material particulado causa taponamiento en los filtros de las diferentes bombas del proceso y en los quemadores de los hornos de la Unidad de Balance.

El sistema de unidades utilizado en el desarrollo de este trabajo es el Ingles, teniendo en cuenta que es el sistema empleado por ECOPETROL S.A. para sus documentos y diseños.

2.1 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.

A continuación se presenta una descripción del proceso de recuperación de etano/etileno (U-2750), de la planta de cracking UOP I. Este proceso consta de cuatro etapas principales que se pueden observar en los diagramas de los anexos 3, 4 y 5

COMPRESIÓN Y RECOBRO DEL GAS DE CARGA.

El gas después de haber sido procesado en la Unidad de Tratamiento con Amina para removerle el H_2S sale por la cima de la torre T-2872 y entra a EERU. En esta primera fase del proceso, el gas se comprime a una presión cerca de 450 psig en el compresor C-2752, luego pasa a la torre de lavado cáustico T-2757, compuesta de dos secciones: en la primera sección el gas se trata con una solución de soda de 10 °Be (Ver Anexo 1) y en la segunda se lava con agua para quitarle los remanentes de H_2S . (Ver Anexo 3)

SECADO Y ABSORCIÓN.

El gas lavado pasa a través de los tamices moleculares de los secadores D-2761A, B, C y D para removerle las trazas finales de H_2S , CO_2 y agua con el fin de evitar los taponamientos

en los equipos por la formación de hidratos a bajas temperaturas. Un horno calentador de gas (H-2751) se utiliza para la regeneración de los secadores. (Anexo 2). El gas empleado en la regeneración es el gas de cima de la absorbedora, T -2758, cuya composición principal es metano e hidrógeno.

El gas después de secarse, se enfría a bajas temperaturas (cerca de -20°F) en varios intercambiadores de calor que utilizan un fluido refrigerante por el lado de la carcasa y luego se envía al fondo de la torre absorbedora recuperadora de C₂, T-2758. En esta torre, el C₂ y los componentes mas pesados que el C₂ son absorbidos por un aceite pobre (principalmente C₄'s provenientes del fondo de la T-2759), (Ver Anexo 4)

SECCIÓN DE FRACCIONAMIENTO.

Luego el aceite enriquecido se usa como carga a la fraccionadora de aceite rico, T-2759, donde se separa el etano/etileno de los componentes más pesados. El producto líquido neto obtenido por la cima de esta torre se carga a la demetanizadora (T-2760) para retirarle el metano y el hidrógeno. Por otro lado el producto de fondo de la torre (T-2759), compuesto principalmente por C₃ y C₄, entrega calor al rehervidor de la demetanizadora y se divide en dos corrientes; una sale como producto a tanques y la otra se recircula como absorbente a la T-2758 de manera ya mencionada. (Ver anexo 5.)

SISTEMA DE REFRIGERACIÓN.

Un circuito cerrado de refrigerante se utiliza para sustraer el calor de los diferentes equipos en las secciones de absorción y fraccionamiento. El fluido refrigerante es una mezcla de propano y propileno. (Ver Anexo 6.).

2.2 BASES DE DISEÑO.

El diseño de la unidad está para 7.64 millones de SCFD (pies cúbicos estándar día) de gas

de carga que provienen de la unidad de Amina (U-2870). En la Tabla 1 se muestra los valores de temperatura, presión, flujo másico y composición de esta carga.

COMPONENTES	Mol /hr	%mol
H₂O	6,32	0,75
O₂	1,05	0,13
N₂	80,1	9,55
H₂S+CO₂	0,43	0,05
CO	15,8	1,88
H₂	206,22	24,59
C₁	240,81	28,71
C₂⁼	124,08	14,79
C₂	115,49	13,77
C₃⁼	34,59	4,12
C₃	9,21	1,1
C₄⁼	1,69	0,2
i-C₄	2,44	0,29
n-C₄	0,51	0,06
C₅⁺	0,07	0,01
TOTAL	838,81	100
PRESIÓN	180 psig	
TEMPERATURA	115 °F	
MW	19.3	
Lb/hr	16210	

Tabla 1. Valores de diseño de la carga.

2.2.1 Consumo de químicos.

Soda. El requerimiento estimado es de 120.000 galones de soda de 10° Be (6,85 % masa a 20°C) para operar 120 días. Cabe resaltar que la soda se encuentra en el tanque K-2852 localizado en el área de la planta de Merox.

Material desecante. Se requiere de 37.460 lbs de tamiz molecular tipo 3Å en bolas de 1/16". Esta cantidad se distribuye de la siguiente manera: 34.000 lbs distribuidas de manera equitativa en los cuatro secadores (D-2761A, B, C, y D) y 3.460 lbs repartidas de la misma forma en los otros cuatro secadores (D-2762A, B, C, y D).

“Esta cantidad cubre la carga inicial para las condiciones de diseño presentadas en la Tabla 1.”

2.2.2 Productos.

5.35 millones de SCFD de gas de cola de la cima de la T-2758, que se utiliza como gas de regeneración de los secadores. En la Tabla 2 se muestra los principales componentes que constituyen esta corriente, algunos que no están presentes en cantidades significativas son omitidos de la tabla; sin embargo, para el cálculo del flujo molar y másico total si se incluyen todas las sustancias.

COMPONENTES	Mol /hr	%mol
N ₂	80,10	13,65
H ₂	206,22	35,14
C ₁	240,81	41,03
C ₂ ⁼	12,41	2,11
C ₃ ⁼	10,27	1,75
TOTAL	586,90	100,00
PRESIÓN	395 psig	

TEMPERATURA	40 °F
MW	15.1
lb/hr	8873

Tabla 2. Gas de regeneración.

5042 BPD (barriles por día) de GLP (gas licuado del petróleo) provenientes del fondo de la T-2759, de los cuales 4348 BPD se recirculan como absorbente a la torre de absorción de etano/etileno (T-2759) y 694 BPD salen como producto hacia la nueva estación de GLP. En la Tabla 3 están especificadas las condiciones de diseño del GLP producto.

COMPONENTES	Mol /hr	%mol
C₂	0,03	0,03
C₃⁼	13,66	12,78
C₃	5,54	5,18
C₄⁼	49,43	46,26
i-C₄	27,23	25,48
n-C₄	8,99	8,41
C₅⁺	1,98	1,85
TOTAL	106,86	100,00
PRESIÓN	420 psig	
TEMPERATURA	100 °F	
MW	54,7	
lb/hr	5840	

Tabla 3. Composición y condiciones de operación del GLP producto.

1163,3 BPD de etano/etileno producto del fondo de la T-2760. En la Tabla 4 se indica el flujo, temperaturas, presión y componentes de diseño del etano/etileno.

COMPONENTES	Mol /hr	%mol
C₂⁼	111,67	46,86
C₂	114,80	48,17
C₃⁼	10,96	4,60
C₃	0,87	0,37
TOTAL	238,30	100,00
PRESIÓN	450 psig	
TEMPERATURA	34 °F	
MW	29,7	
Lb/hr	7085	

Tabla 4. Etano/etileno producto.

3 ANÁLISIS DEL PROCESO.

Entre las variables más comunes de los procesos encontrados en la GCB (Gerencia Complejo Barrancabermeja) se encuentran la presión, el flujo y la temperatura; cada una tiene una incidencia en la operación, rendimiento y producción. En la U-2750 se deben tener en cuenta los procesos principales como lo son el fraccionamiento, absorción, lavado y compresión, los cuales se ven afectados en especial por algunos de estos parámetros. Por esta razón vale la pena analizar con más detalle estas variables para determinar su comportamiento, como se afectan y así poder llegar a optimizar el proceso.

A continuación se resumen unos de los aspectos operacionales más importantes, basado en el Sistema de Base de Datos en Tiempo Real, donde se recopilan los valores históricos de las diferentes variables del proceso.

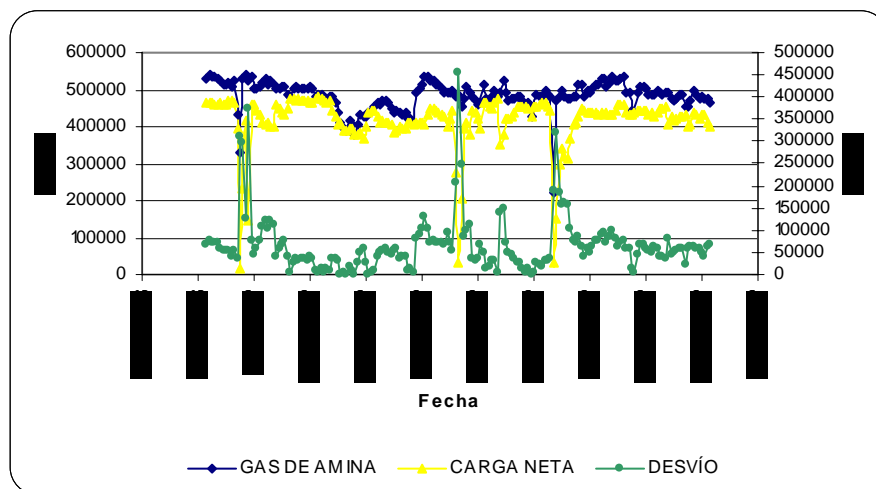
3.1 DIAGNOSTICO OPERACIONAL EN LA SECCIÓN DE COMPRESIÓN Y RECOBRO DEL GAS DE CARGA.

Esta es una de las secciones de mayor impacto por que permite mantener una máxima carga a EERU o todo lo contrario, puede ser una limitante para cumplir con las metas establecidas.

3.1.1 Desvío hacia gas combustible.

El gas de carga a EERU que proviene de la torre T-2872 de la unidad de Amina, entra a través del tambor de succión del compresor (D-2758), que tiene un sistema de control de presión (PRC_27505), operando en rango dividido sobre la válvulas PRCV_27505 A y PRCV_27505 B. Si la presión de entrada de los gases desciende por debajo del nivel de operación normal (180 psig), el controlador actúa sobre la válvula (B), abriéndola, y recirculando parcialmente el gas comprimido al D-2758. En cambio si la presión excede del límite normal de operación el controlador abre la válvula (A) descargando el exceso hacia gas combustible. (Ver Anexo 3)

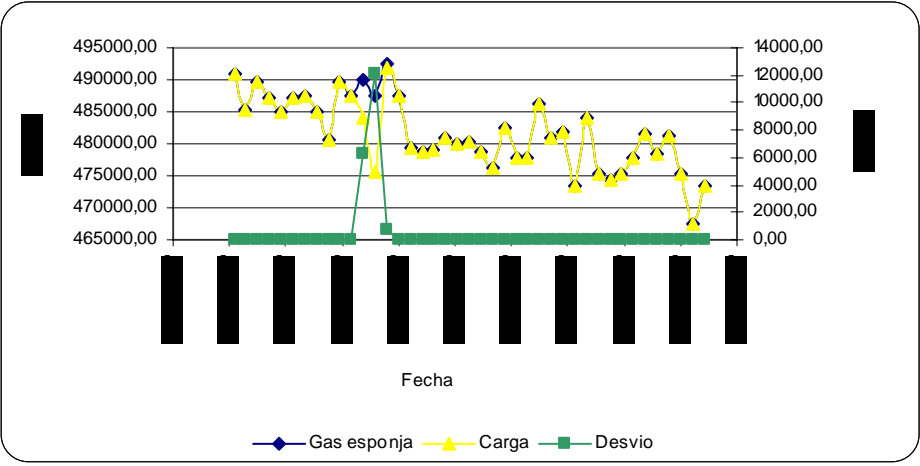
Lo anterior hace que la carga neta hacia el *lado frío* dependa de la cantidad de gas desviado hacia el sistema de gas combustible, como se de observa en la Gráfica 1.



Gráfica 1. Comportamiento de la carga.

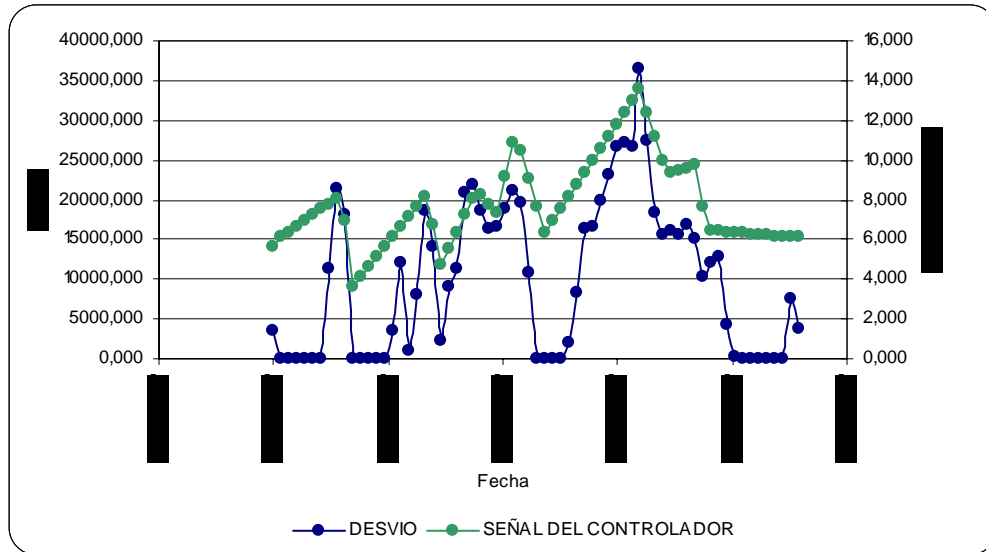
Las variaciones en el flujo proveniente de AMINA pueden ser ocasionados por perturbaciones en el sistema aguas arriba, debido a cambios en el flujo de carga a Cracking, cambios en la composición de la carga (por ejemplo una adición de Nafta de Visco Reductora al Riser o Crudo Reducido Cusiana) o a cambios en la temperatura de reacción.

El análisis de este lazo de control de presión (PRC_27505), muestra que la respuesta de las válvulas es atípica a la forma de respuesta de un controlador proporcional diferencial. Las descargas al sistema de gas combustible por parte de la válvula (A) son muy repentinas y notables en magnitud, comparadas con el incremento en el flujo de gas entrante de AMINA.



Gráfica 2. Respuesta del lazo de control de presión.

El origen de este comportamiento puede ser debido a problemas de sintonía en el lazo de control el posicionador dañado o la válvula puede estar pegada; luego cuando el controlador da la señal de abrir la válvula, el desvío permanece cerrado y después de cierto valor de apertura responde repentinamente (Ver Gráfica 3). Sin embargo esto no es tan evidente si el desvío ya se encuentra abierto en el momento en que la perturbación acontece.

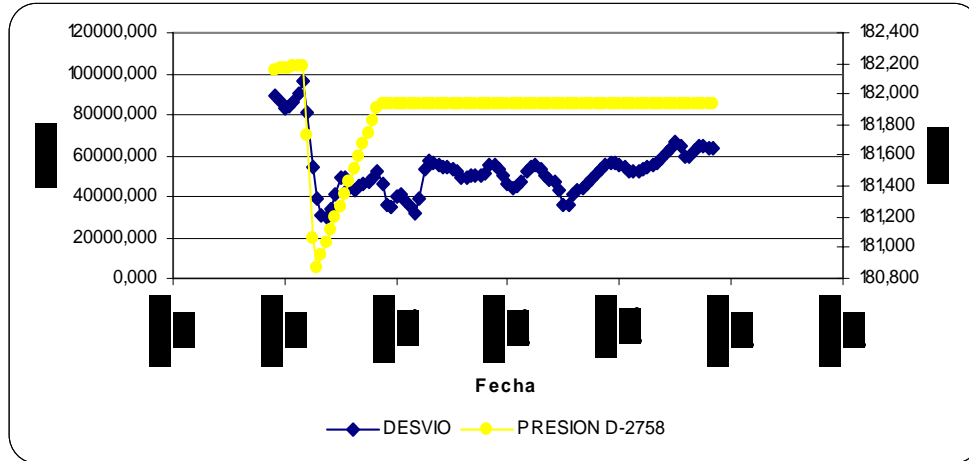


Gráfica 3. Estado de la válvula.

Otra anomalía que se identificó es el *pase*⁴ que muestra la válvula (B), en caso tal que se requiera cerrar la recirculación no se puede evitar el paso de gas al tambor de succión del compresor, consecuentemente la presión permanece por encima del valor del set-point y como respuesta el controlador mantiene abierta la válvula (A) para desviar hacia gas combustible un promedio de 100.000 SCFH, limitando de esta forma la carga neta hacia EERU. Una forma de comprobar esto fue bloqueando la recirculación al tambor de succión del compresor, gracias a que existe adicionalmente en la misma línea una válvula de operación manual.

En la Gráfica 4 se muestra como disminuye la presión del tambor de succión del compresor al realizar el bloqueo, por ende el controlador de presión manda la señal de cerrar el desvío hacia gas combustible para alcanzar de nuevo el set-point de presión.

⁴ Pase: Término empleado en la planta, para indicar que la válvula a pesar de estar cerrada completamente permite el flujo de gas a través de ella.



Gráfica 4. Respuesta del sistema al bloqueo de la recirculación.

3.1.2 Torre de lavado cáustico.

La torre (T-2757) tiene las siguientes características.

Una sección de 5 platos de válvulas para lavado cáustico.

Una sección de 5 platos de válvulas para lavado con soda.

Altura: 26,5 ft.

Diámetro: 2,5 ft.

Flujo de gas: 390000 a 410000 SCFH, diseño 318000 SCFH.

Temperatura de operación: 100° F.

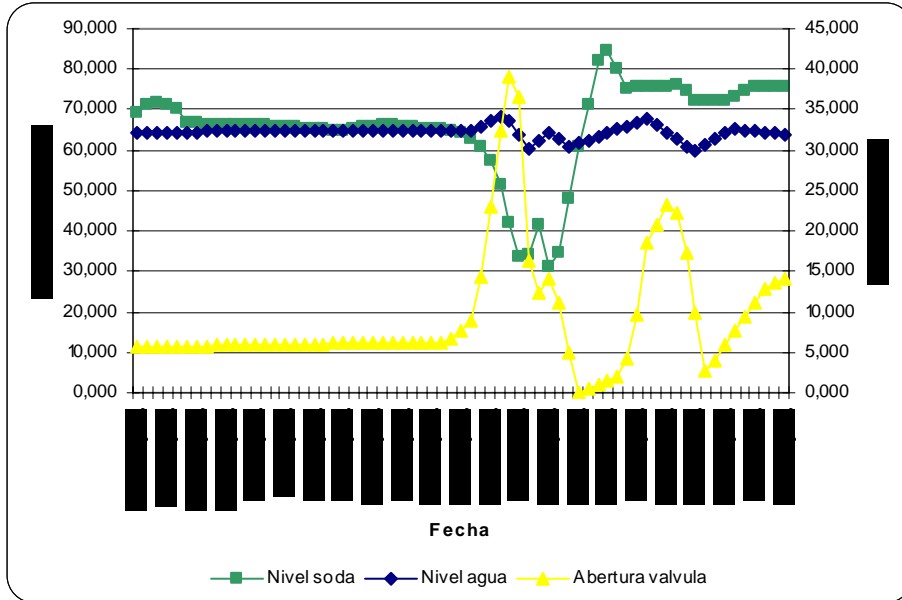
Presión de operación: 430-440 psig.

Recirculación de soda: 6 gpm, diseño: 12 gpm.

Recirculación de agua: Bomba fuera de servicio.

Nivel de soda en el fondo: Variable 70 a 90 %.

Las principales variables a monitorear en la torre son: niveles de soda y agua, caída de presión y flujos de recirculación.



Gráfica 5. Arrastre de soda al plato de agua.

En la Gráfica 5 se evidencia una pérdida significativa del nivel de soda y a su vez un aumento en el nivel de agua de manera que el controlador de nivel (LIC_27511) abre la válvula para evacuar el exceso de líquido. Este es uno de los principales síntomas de inundación por arrastre (Jet Flooding) debido a cambios rápidos en el flujo de gas y altas velocidades, que acarrea gotas de líquido a los platos superiores.

Estos aumentos repentinos en la velocidad de los gases pueden ser causados por diversos factores: cambios en la composición del gas, aumento de la temperatura de los gases, caída en la presión del proceso, aumentos repentinos en el flujo de gas y ensuciamiento de la torre o que el flujo de operación exceda la capacidad máxima de operación.



Figura 1. Plato de válvulas de la torre T-2757.

En la Figura 1. se observa el estado en que se encontraron los internos de la torre cuando se abrió en la parada no programada de la planta. No se encontraron platos caídos ni bajantes obstruidos. El estado más crítico es el alto grado de ensuciamiento de los platos y la malla *Demister* de la sección de soda. La poca disponibilidad de área debido al taponamiento era una de las principales causas del arrastre de soda (Ver Anexo 7).

Una forma de detectar el ensuciamiento y taponamiento de los platos de la torre es a través de la caída de presión (ΔP) de las diferentes secciones. Actualmente la torre no posee instrumentación adecuada para el monitoreo continuo de esta variable, solo posee dos manómetros Burdon, que para el intervalo en que varía el ΔP no es apreciable.

3.2 DIAGNOSTICO OPERACIONAL EN LA SECCIÓN DE SECADO Y ABSORCIÓN.

La función del tambor de carga a los secadores (D-2760) es retirar las trazas de líquido proveniente de los eventuales arrastres en la T-2757. Sin embargo esto no parece ser muy efectivo para altos valores de flujo de gas por el impacto severo que ha tenido el tamiz molecular de los secadores.

El arrastre de líquido por altos flujos han hecho hoy en día que este tamiz molecular se degrade a tal punto que el material particulado que este desprende se encuentre en los filtros de las bombas, tambores del sistema de gas combustible y quemadores de los hornos de balance, como lo comprueba el análisis de laboratorio hecho al polvo encontrado en los hornos en la última parada de Viscorreductora II.

Adicionalmente los índices de humedad a la salida del gas son alarmantes en comparación con los estándares, requerimientos del proceso y eficiencias mínimas que los proveedores reportan⁵ sobre este material (contenido de agua máximo 2 ppmv). Los resultados de las mediciones de humedad revelan una saturación de los secadores D-2761C y D 12 horas antes del cambio a los secadores D-2761A y B y un contenido mínimo de agua a la salida de los secadores A y B de 25 ppm. Cabe resaltar que el secado se ve afectado por el cambio de las condiciones del proceso y el flujo de gas.

Otro aspecto importante es el procedimiento de regeneración de los secadores y el estado del horno (H2751). El equipo no cuenta con la totalidad de los serpentines y el resto presenta porosidad. Más aun al momento de depresionar los secadores hacia gas combustible no cuenta con la facilidades adecuadas para hacerlo lentamente y hace que el lecho se fluidize y arrastre finos hacia el sistema de gas combustible.

3.3 DIAGNOSTICO OPERACIONAL EN LA SECCIÓN DE FRACCIONAMIENTO.

Esta sección en la actualidad opera de manera confiable, no presenta inconvenientes, ni limitantes en el proceso. Cabe resaltar la importancia de mantener las bombas P-2770 y P-2771 en servicio, ya que estas son las que ayudan a mantener el perfil de temperatura de la torre y por lo tanto permiten obtener una recuperación de GLP y etano/etileno más eficiente evitando que se pierda en los gases de cima de la torre T-2758.

⁵ Richard.Barthel@uop.com

Otro parámetro importante es la temperatura del fondo de la torre, T-2759. Generalmente esta temperatura permanece en 200 °F y aumentándola a 212 °F se incrementa la producción de etano etileno considerablemente. Cabe resaltar que este movimiento operacional depende del tratamiento con amina; luego cualquier índice de corrosión en el producto obliga a bajar de nuevo la temperatura para hacer que los compuestos corrosivos se queden en el fono de la torre y no contaminen el producto y por ende disminuye la producción.

BPD	DISEÑO	ACTUAL
Etano/ Etileno	1164	1900
GLP	694	1100

Tabla 5. Productos principales.

En la Tabla 5 se compara la producción actual de etano/etileno y GLP con la producción de diseño. Es de resaltar que la producción actual es superior a la de diseño, debido a que la que últimamente las unidades de ruptura catalítica ya no están orientadas hacia una producción masiva de gasolinas, sino de ALC (aceite liviano de ciclo) y etano/etileno principalmente.

4. SIMULACIÓN TORRE T-2757 EN HYSYS vs. 3.1

Basado en el análisis realizado en la Sección 3 es importante resaltar la operación de la torre T-2757 ya que es la que limita EERU a manejar a altos flujos. Además no existe conocimiento de parámetros adecuados entre los cuales la torre debe operar para garantizar la confiabilidad del proceso; por consiguiente la torre trabaja de manera indistinta en cuanto a flujos de gas y líquido se refiere.

4.1 CONSTRUCCIÓN DEL MODELO A PARTIR DE DE LOS DATOS DE DISEÑO.

Los datos utilizados en la simulación de la torre se encuentran listados la Tabla 6.

ESPECIFICACIONES DE LA CARGA		ESPECIFICACIONES DE LA TORRE		
Flujo de gas	16210 lb/hr	SECCIÓN	SODA	AGUA
Peso molecular	19.3	°N Platos Teóricos ⁶	4	4
Gravedad específica gas	0,288	Tipo	Válvulas	Válvulas
Temperatura	100	Espacio Entre Platos	18 "	18"
Caída de presión máx.	5 psi	Diámetro	2,5 ft	2,5 ft
Recirculación de soda	12 gpm	Longitud	25 ft	
Recirculación de agua	12 gpm	Entradas	Plato 5	Plato 10
Gravedad específica soda	1,05	Salidas	Fondo	Plato chimenea

Tabla 6. Datos iniciales simulación.

4.2 SELECCIÓN DEL PAQUETE TERMODINÁMICO.

Para la presente simulación se seleccionó el paquete termodinámico Sour PR, que utiliza la ecuación de Peng – Robinson:

$$P = (RT / V-b) - (a / (V(V+b)+b(V-b)))$$

Donde a y b son variables que dependen de las condiciones críticas y el factor acéntrico de los componentes puros involucrados, los cuales son suministrados automáticamente desde la base de datos del software. De acuerdo con la literatura y los proveedores del software, este modelo predice satisfactoriamente las propiedades y distribución de componentes para sistemas de hidrocarburos ácidos, considerando las especies H₂S, CO₂ entre otros.

⁶ Ingenieros de procesos Departamento de Apoyo Técnico a la Producción.

Este modelo es aplicable para intervalo amplio de temperatura y presiones hasta de 3500 psi, además simula adecuadamente el equilibrio líquido-vapor de diferentes sustancias. El paquete termodinámico puede aplicarse en simulaciones de unidades de crudo o cualquier proceso que contenga hidrocarburos, gases ácidos y agua.

4.3 SIMULACIÓN Y DIAGRAMA DE FLUJO.

Como se mencionó anteriormente la torre de lavado cáustico esta compuesta de dos secciones, una de agua y otra de soda, separadas por un plato chimenea. Teniendo en cuenta que HYSYS no simula un plato chimenea se seleccionó dos torres absorbedoras en serie; una para la sección de soda y otra para la sección de agua con 4 platos teóricos cada una, como alternativa de esquema de simulación de la torre T-2757.

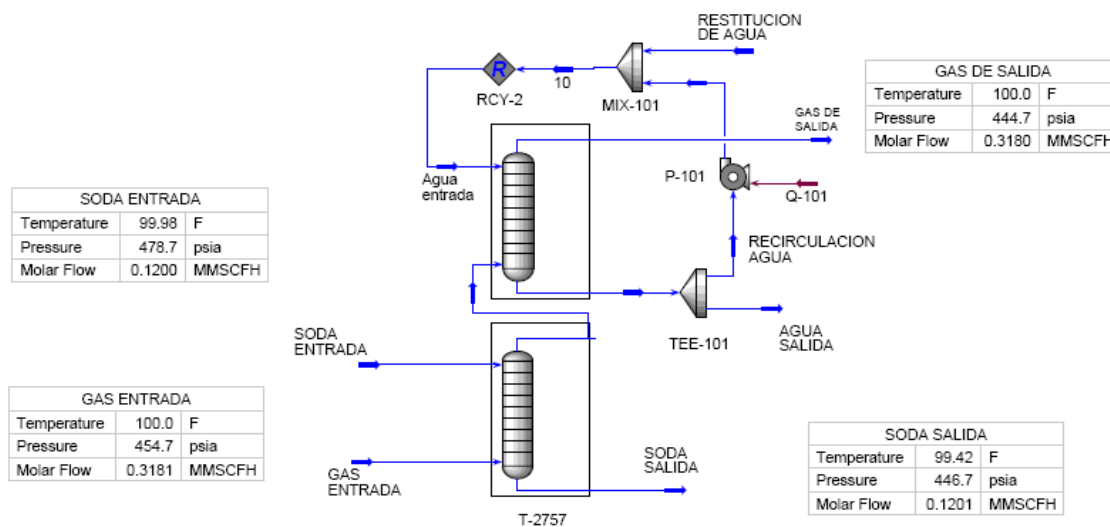


Figura 2. Diagrama de flujo T-2757.

Se construyó el modelo en estado estable y se corrió con los datos de diseño; la Tabla 7 nos muestra los resultados obtenidos por la simulación, comparados con los datos reales del diseño del proceso.

VARIABLES	T-2757	REAL	SIMULACIÓN
		Diseño	Diseño
CARGA	Flujo de gas (lb/hr)	16210	16210
	Temperatura (°F)	100	100
	Presión (Psig)	450	450
	Flujo soda (gpm)	12	12
	Flujo agua (gpm)	12	12
PRODUCTOS	Flujo de gas de cima (lb/hr)	16119	16115
	Temperatura de cima (°F)	100	99,53
	Presión de cima (Psig)	448	448
	Flujo soda salida (gpm)	12	12,18
	Flujo agua salida (gpm)	12	11,8

Tabla 7. Resultados de simulación para datos de diseño.

A partir de la Tabla 7 se observa que existe un alto grado de predicción de los datos de operación básicos de la torre, como flujo, presión y temperaturas. Para confirmar lo anterior, en la Tabla 8 se compara los resultados de la composición del gas a la salida de la torre.

COMPOSICIONES DISEÑO	% MOLAR REAL	% MOLAR SIMULADO	% ERROR
H₂O	0,206	0,2089	1,43
O₂	0,1261	0,1307	3,62
N₂	9,6264	9,6056	0,21
H₂S	0	0	0
CO₂	0	0	0
C0	1,8988	1,8910	0,41
H₂	24,7836	24,7340	0,20

METANO	28,9407	28,8784	0,21
ETILENO	14,9120	14,8767	0,23
ETANO	13,8790	13,8507	0,20
PROPENO	4,1570	4,1441	0,30
PROPANO	1,1068	1,1064	0,03
1-BUTENO	0,2031	0,2011	0,95
i-BUTANO	0,2932	0,2917	0,52
n-BUTANO	0,0612	0,0603	1,53

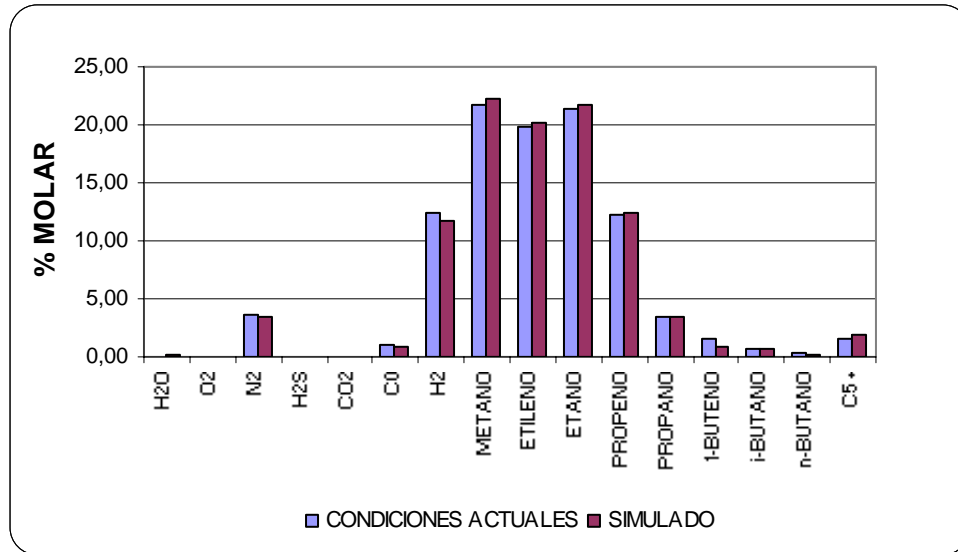
Tabla 8. Composición de diseño del gas.

Las comparaciones realizadas revelan un porcentaje de error bastante pequeño en todos los componentes. En general el grado de acercamiento del modelo es confiable y representa el proceso de manera adecuada, por consiguiente el modelo se utiliza para predecir las condiciones actuales y futuras.

4.4 MODELO AJUSTADO A CONDICIONES ACTUALES.

Por falta de facilidades para tomar muestras a la entrada y salida de la torre, no se cuenta con un historial de la composición del gas, a diferencia de otras corrientes del proceso que si poseen las composiciones actuales en el sistema de *Base de Datos en Tiempo Real* (PI). Por falta de estos datos se realizó un muestreo de tres días consecutivos en los gases de entrada y salida, D-2758 y D-2759 respectivamente para determinar las composiciones actuales de las corrientes gaseosas de la torre y así se logró llevar el modelo a valores reales para comparar los resultados arrojados por el simulador.

Teniendo en cuenta las condiciones actuales y los resultados arrojados por la simulación, el modelo puede predecir de forma aceptable la composición del gas real de salida como se muestra en la Gráfica 5.



Grafica 5. Condiciones actuales Vs. Simulado.

VARIABLES	T-2757	REAL	SIMULADO
		Actual	Actual
CARGA	Flujo de gas (lb/hr)	20000	20000
	Temperatura (°F)	105	105
	Presión (Psig)	440	440
	Flujo soda (gpm)	6	6
	Flujo agua (gpm)	14	14
PRODUCTOS	Flujo de gas de cima (lb/hr)	19900	19883
	Temperatura de cima (°F)	103	103,4
	Presión de cima (Psig)	438	438
	Flujo soda salida (gpm)	6	6,02
	Flujo agua salida (gpm)	14	13,5

Tabla 9. Resultados de la simulación a las condiciones actuales.

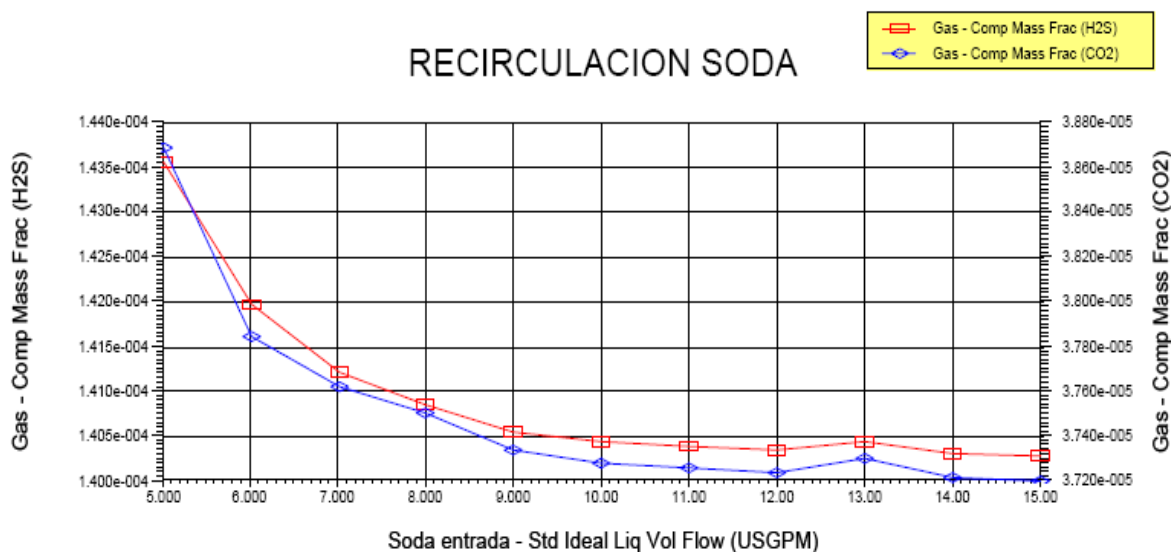
En la Tabla 9 se aprecia la comparación de otros valores como temperatura, flujo y presión.

4.5 OPTIMIZACIÓN A PARTIR DE LA SIMULACIÓN.

Debido a que el modelo desarrollado en Hysys es bastante aproximado y representa con aceptable exactitud el proceso, se realizan corridas en el simulador, manipulando una sola variable deseada y observando su incidencia sobre la composición en el gas de salida, para poder predecir las condiciones bajo las cuales se lleva a cabo un óptimo despojo de H₂S y CO₂.

4.5.1 Manipulación del flujo de soda.

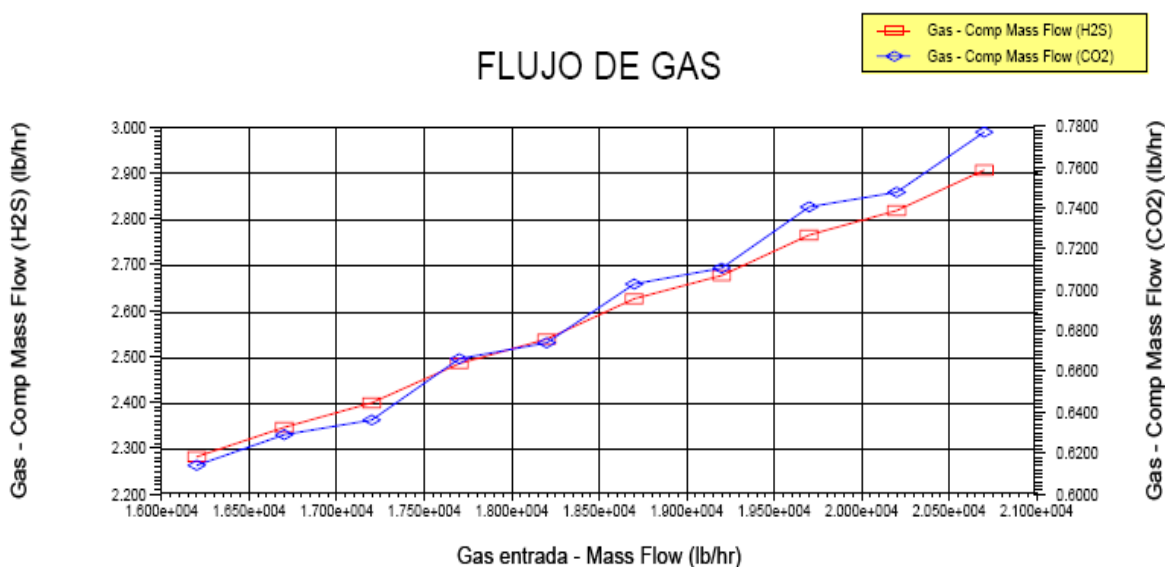
El flujo de soda se manipuló en un rango desde 5 gpm hasta 15 gpm, con un incremento de 1 gpm. La tendencia muestra que a medida que aumenta el flujo de soda disminuye la composición de H₂S y CO₂ a la salida de la torre. Sin embargo un flujo de soda superior a 10 gpm no muestra un descenso apreciable en la composición. Lograr bajar más la composición de H₂S y CO₂ a la salida implica disminuir la carga de gas a al torre, aumentar el número de platos, disminuir la concentración de los contaminantes a la entrada o aumentar la concentración de la soda de 10 a 20 °Be. Este último requiere de un análisis más detallado en cuanto a la metalurgia de la torre.



Gráfica 6. Recirculación soda.

4.5.2 Manipulación del flujo de carga.

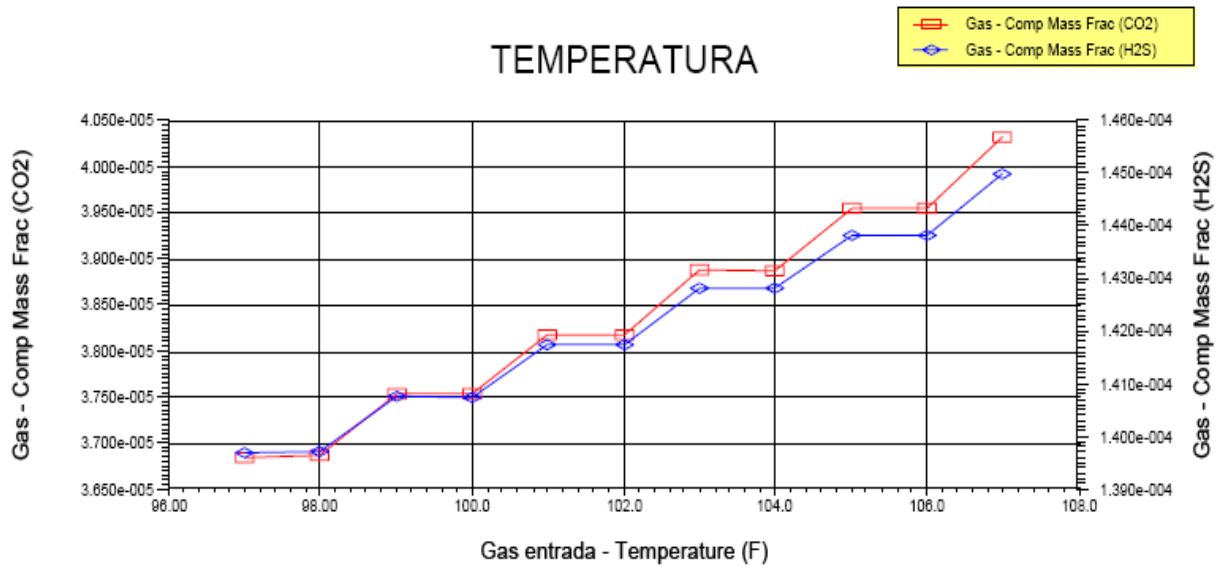
El análisis del flujo de carga se hizo desde 16.210 lb/hr (diseño) hasta 20.000 lb/hr (actual), con un incremento de 1000 lb/hr. Los resultados del programa muestran como aumenta el contenido de H₂S y CO₂ en el gas de salida de la torre, a medida que se aumenta el flujo de carga, este es un parámetro bastante variable, ya que tanto la composición y flujo del gas dependen del estado de la operación aguas arriba del proceso.



Gráfica 7. Flujo de gas.

4.5.3 Manipulación de la temperatura.

En la mayoría de procesos de absorción, el aumento en la temperatura es inversamente proporcional a la eficiencia, como se demuestra para este caso en que la concentración de los contaminantes en el gas de salida aumentó al incrementar la temperatura del gas de carga desde 97 °F hasta 107°F con un incremento de 1°F. En la tendencia de temperatura se observa un aumento escalonado en la composición, este comportamiento se presenta por el bajo rango en que se maneja las composiciones y un incremento de 1°F no es suficiente para producir una variación considerable. Al observarse la Gráfica 8 entre puntos intermedios se nota la linealidad de la tendencia. Por otro lado a medida que aumenta la temperatura, la pendiente del H₂S es menor a la CO₂ debido la selectividad de la soda.



Gráfica 8. Temperatura.

Analizando las corridas hechas con el simulador se confirmó que la temperatura, flujo del gas de carga y el flujo de soda son las variables que más afectan la eficiencia de la torre de lavado cáustico y se identificó un rango de valores entre los cuales se pueden manipular estos parámetros sin comprometer o afectar severamente la operación. En ECOPETROL S.A. se le conoce a este rango como ventana operativa.

5. ANÁLISIS DE LA HIDRÁULICA DEL PLATO MEDIANTE SOFTWARE ESPECIALIZADO.

Para cumplir con la PFI-111, es necesario cargar como mínimo 480.000 SCFH, lo que equivale al 137% del flujo de diseño de la torre y al 120% del flujo actual de operación. Sin embargo estos cambios en los flujos afectan la hidráulica y producen ciertos inconvenientes ya identificados en la operación como la inundación por arrastre (Jet Flooding) (Véase Sección 3.1.2). Con el fin de concretar el rango de operación de la torre (ventana operativa) y dar un grado más de detalle a los análisis hechos anteriormente, se estudia el efecto que tiene sobre al arrastre los cambios en el flujo del gas de carga.

Se utilizó el software de KOCH-GLITSCH⁷ especializado en el diseño de torres **KG-TOWER® Versión 3.2**. Este programa incorpora de manera práctica un compendio de los métodos de cálculo de acuerdo al tipo de plato, desde los más tradicionales hasta los más modernos y sofisticados.

5.1 DATOS DE ENTRADA.

A diferencia de HYSYS este programa no requiere un modelo termodinámico definido, debido a que no realiza cálculos de equilibrio, sino que se basa en la predicción de propiedades netamente fisicoquímicas como viscosidad, densidad y tensión superficial.

5.1.1 Datos de la carga.

Para especificar correctamente la carga que va a manejar la torre, el software requiere datos de presión, temperatura, flujo y composición del gas. Con estos valores él realiza el cálculo de la densidad, flujo volumétrico a condiciones actuales y viscosidad. Igualmente hay que ingresar el caudal de la corriente líquida con el que se quiere trabajar y su densidad, para que estime la tensión superficial, el flujo másico y la viscosidad.

GAS	DISEÑO
Flujo másico (lb/hr)	16210
Temperatura (°F)	100
Presión (Psia)	450
SODA	DISEÑO
Caudal (gpm)	12
Densidad (lb/ft ³)	62,34
AGUA	DISEÑO
Caudal (gpm)	12
Densidad (lb/ft ³)	65

Tabla 10. Datos de entrada.

⁷ Fabricantes de la mayoría de los internos de las torres (platos y empaques) en la refinería

En la Tabla 10 se encuentran los datos principales del gas de carga requiere el software antes de pasar a la sección de dimensionamiento del plato.

5.1.2 Dimensionamiento del plato.

La torre tiene 10 platos de válvulas, de un solo paso con bajante, cada uno con 43 válvulas GLITSCH Type-A (Ver anexo 8).

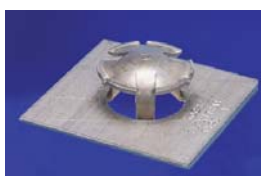


Figura 3. Válvula GLITSCH Type-A.

Tray Information			Downcomers and Weirs											
Tray Type	VALVE		Side											
Tower Diameter	28.75	in	Width Top	4.13	in									
Number of Passes	1		Kickback	0.00	in									
Active Area			Width Bottom	4.13	in									
Valve Type	Type-A (V-1)		Swept Back Weir	0.00	in									
Valve Quantity	43		Swept Weir Clearance	0.00	in									
Valve Density	12.06	##ft2	Sump Depth	0.00	in									
Active Area	3.567	ft2	Sump Width	0.00	in									
Open Area	9.83	%	Weir Height	2.00	in									
			Downcomer Clearance	1.00	in									
			Downcomer Radius	0.00	in									
			Downcomer Areas											
			Net Top Area	0.398	ft2									
			Gross Top Area	0.398	ft2									
			Net Bottom Area	0.398	ft2									
			Escape Area	0.140	ft2									
			Receive Area	0.543	ft2									
			Weir Lengths											
			Top Weir Length	20.17	in									
			Override Weir Length	20.17	in									
			% Blocked	0.00	%									
			Bottom Edge Length	20.17	in									
			Override Edge Length	20.17	in									
			% Blocked	0.00	%									
			Inlet Weirs											
			Height	1.60	in									
			Inlet Width	5.12	in									
<table border="1"> <thead> <tr> <th></th> <th>Tray No.</th> <th>Tray Spacing in</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>Load 1</td> <td>1-5</td> <td>18.00</td> </tr> <tr> <td>Load 2</td> <td>6-11</td> <td>18.00</td> </tr> </tbody> </table>				Tray No.	Tray Spacing in	Load 1	1-5	18.00	Load 2	6-11	18.00			
	Tray No.	Tray Spacing in												
Load 1	1-5	18.00												
Load 2	6-11	18.00												
<p>Tray Details</p> <p>Results Comments</p>														

Figura 4. Especificaciones del plato.

Como se muestra en la Figura 4 el grado de detalle de la sección de dimensionamiento del plato que trae el programa es alto y muy completo. En el Anexo 8 se muestra esquemáticamente que es cada elemento.

5.2 OPTIMIZACIÓN A PARTIR DE KG-TOWER® Versión 3.2.

El software realiza cálculos⁸ de las principales variables asociadas a los fenómenos hidráulicos más importantes que se presentan en el interior de una torre, entre los cuales están: Downcomer Flooding, caída de presión en el plato y tiempo de residencia entre otros.

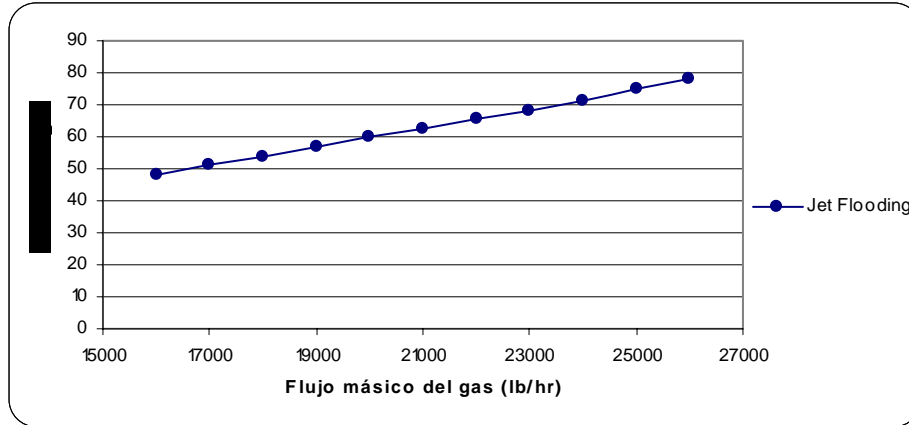
Basado en la necesidad de determinar bajo que condiciones no se produce arrastre, se elaboraron tendencias para identificar como se afecta el Jet Flooding, corriendo el software para diferentes datos de entrada y de esta forma poder pronosticar el escenario de operación más favorable para la torre.

5.2.1 Incidencia del flujo de gas.

La manipulación de la carga desde el valor de diseño (16.210 lb/hr) hasta 25.500 lb/hr (500.000 SCFH) con incrementos de 1.000 lb/hr, reveló que para flujos superiores a 21.000 lb/hr el Jet Flooding es mayor que el parámetro de diseño establecido para torres de lavado cáustico (60%)⁹. Cabe resaltar que en la refinería existen sistemas muy similares que realizan el mismo proceso a una rata de flujo cerca de los 659.000 SCFH y el Jet Flooding para el cual fueron diseñados es de 55 %. Esto es el caso específico del sistema de recuperación de etano etileno de la UOP II.

⁸ Ver métodos de cálculos en KOCH-GLITSCH TRAY DESIGN MANUAL. Bulletin 960-1

⁹ EXXON DESIGN PRACTICES. Sección III-A



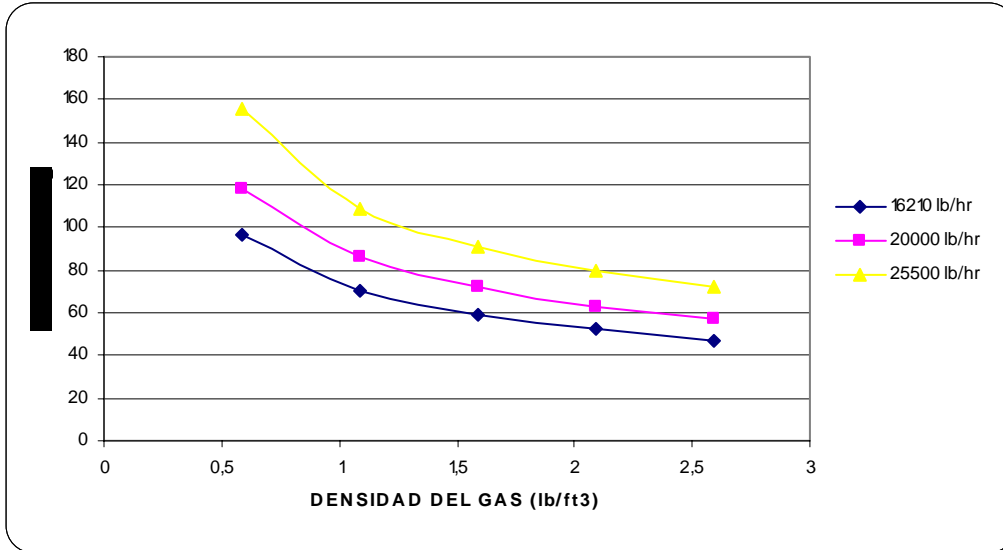
Grafica 8. Flujo másico del gas de carga Vs. Jet Flooding.

5.2.2 Incidencia de la densidad del gas.

Unos de los sucesos más comunes junto con el incremento del flujo de gas, son las perturbaciones en la composición de los gases (Ver sección 3.1), un cambio drástico en la composición se refleja en un gas más ligero o en uno más pesado dependiendo de la perturbación. Sin embargo esto se manifiesta en un cambio de la velocidad de los gases.

Se analizó como se comporta el Jet Flooding a medida que cambia la densidad del gas alrededor de la densidad de diseño ($1,59 \text{ lb/ft}^3$) para tres flujos (diseño, actual y el de la PFI), desde 1 lb/ft^3 hasta 3 lb/ft^3 , con un incremento de $0,5 \text{ lb/ft}^3$.

La Gráfica 9 muestra dos tipos de comportamientos: uno de carácter lineal para valores superiores a la densidad de diseño y el otro de tipo exponencial para valores inferiores a la densidad de diseño. Esto es debido a que a valores muy bajos de densidad, la velocidad superficial del gas es muy alta y un pequeño incremento en el flujo genera un gran arrastre; estas variaciones en el flujo son muy frecuentes en la operación y tienen varios orígenes como se mencionó en la Sección 3.1.1.



Grafica 9. Jet Flooding Vs. Densidad del gas a diferentes flujos.

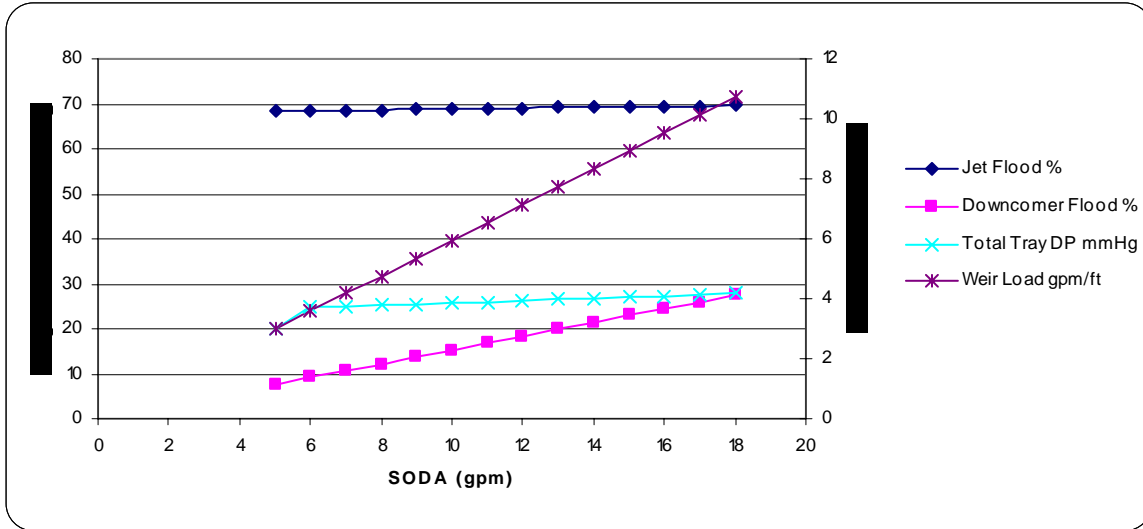
5.2.3 Incidencia del flujo de soda.

El análisis del flujo de soda en la torre se realizó para la carga actual de gas (20.000 lb/hr), modificando el flujo desde 5 gpm hasta 18 gpm con un incremento de 1 gpm. Se observa que el Jet Flooding no varía significativamente, mientras que la caída de presión y la inundación del bajante en el plato aumenta considerablemente a medida que aumenta el flujo de líquido en la torre sin embargo no superan el límite máximo establecido (7,7 mmHg y 40%)¹⁰, respectivamente. Además la carga del weir¹¹ alcanza el mínimo recomendado de (5 gpm/ft)¹² a un flujo de 10 gpm, lo que hace razonable el análisis realizado en la Sección 4.5.1 y nos da una idea más clara de cual debe ser las condiciones óptimas de operación ya que en la práctica se ha trabajado desde 4 gpm hasta 18 gpm sin razón alguna.

¹⁰ EXXON DESIGN PRACTICES. Sección III-A

¹¹ Parte específica del plato. Ver Anexo 8.

¹² KOCH-GLITSCH TRAY DESIGN MANUAL. Bulletin 960-1



Grafica 10. Incidencia del flujo de soda.

6. CONCLUSIONES.

- Para lograr aumentar la carga neta de gas a EERU se requiere hacer mantenimiento correctivo a las válvulas PRCV_27505 A y PRCV_27505 B y adicionalmente revisar la sintonía del lazo de control PIC_27505 para garantizar una respuesta adecuada del sistema de control y así disminuir el desvío hacia gas combustible y evitar los arrastres por el incremento repentino del flujo de gas.
- Definir, difundir e institucionalizar la ventana operativa para la torre de lavado cáustico T-2757 de la siguiente manera: flujo máximo de gas 450.000 SCFH y flujo máximo de liquido 12 gpm.
- Es de gran importancia dar confiabilidad a los procesos aguas arriba, como el tratamiento con amina y la preparación de la soda, ya que de esta manera se mantiene el gas limpio de sustancias corrosivas, se evita el ensuciamiento prematuro en la torre de lavado cáustico y permite conservar la temperatura del fondo de la torre T-2759 en un valor de 212°F para aumentar la producción de etano/etileno.
- Realizar el cambio del tamiz molecular de los secadores lo antes posible debido que ha superado el tiempo de vida útil (3 años) y realizar monitoreos de humedad para

establecer los ciclos adecuados de regeneración.

- Considerar el cambio de los internos de la torre por platos de alta eficiencia (SUPERFRAC y ULTRAFRAC) que permiten mantener el mismo diámetro, el mismo espacio entre los platos y una carga de gas superior con un Jet Flooding cercano a 60 % es una de las alternativas más favorables si se pretende aumentar el flujo de gas.
- Según los análisis realizados se concluye para poder cumplir hoy en día con la PFI-111 se requiere ejecutar ciertos proyectos de inversión para garantizar condiciones mínimas de confiabilidad en los equipos cuando se trabaja a altos flujos de gas.

7. BIBLIOGRAFÍA.

ECOPETROL S.A., Manual de Operaciones Unidad Recuperadora de Vapores.

FRI, Fractionation Research Inc. Fractionation tray Design. Cap 5,6.

LUDWING, Ernest E, Applied Process Desig for Chemical and Petrochemical Plants. Gulf Publishing Company. 2 Vol. 3 Ed. Houston, Texas. 1997.

LIEBERMAN, Norman P, Process Design for Reliable Operations. Gulf Publishing Company. Houston, Texas. 1998. Cap 4

LIEBERMAN, Norman P, Troubleshooting Procces Operations. Pennwell Publishing Company. Tulsa, Oklahoma. 1985. Seccion 3. Cap 19.

SHELL GLOBAL SOLUTIONS INTERNATIONAL. Distillation Course M-111. Ecopetrol, Colombia. 2001.

UOP. Introduction to Process Design. Vol 1. Illinois, USA. 1996. Cap. 8.

UOP. Merox TM Extraction Process Techonology, General Operating Manual. Ecopetrol. Barrancabermeja, Colombia. Abril 2002.

8. ANEXOS

ANEXO 1

MÉTODO DE PREPARACIÓN DE SODA

USE OF TABLE "COMPOSITION OF SODIUM HYDROXIDE SOLUTIONS" TO CALCULATE COMPONENTS FOR CAUSTIC BLENDS

PROBLEM: Prepare a 10 barrel blend of 20° Bé caustic from 5 barrels of 10° Bé caustic and X barrels of 50° Bé caustic.

SOLUTION: 20° Bé solution 10 barrels required
NaOH required $10 \times 58.40 = 584 \text{ Lb}$
Water required $10 \times 348.0 = 3480 \text{ Lb}$

10° Bé solution 5 barrels available
NaOH available $5 \times 24.35 = 122 \text{ Lb}$
NaOH available $5 \times 351.5 = 1760 \text{ Lb}$

NaOH req. by diff. $584 - 122 = 462 \text{ Lb}$
Water req. by diff. $3480 - 1760 = 1720 \text{ Lb}$

50° Bé

Required $\frac{462}{266.5} = 1.73 \text{ Bbl}$

Water included w/50° Bé $= 1.73 \times 267 = 463 \text{ Lb}$

Extra water required by diff.

$1720 - 463 = 1257 \text{ Lb}$

$\frac{1257}{350} = 3.6 \text{ Bbl}$

Summary for 10 Bbl of 20° Bé Blend

Water	3.6 Bbl
10° Bé caustic	5.0 Bbl
50° Bé caustic	1.7 Bbl

ANEXO 2

REGENERACIÓN DE LOS SECADORES

REGENERACION DE LOS SECADORES DEL GAS DE CARGA (D-2761 A:D).

El siguiente procedimiento asume que los D-2761 A/B están en el final del periodo de secado y requieren regeneración.

Los secadores D-2761 C/D están regenerados y ambos presionados con gas desde el ciclo anterior de regeneración.

(Ver esquema simplificado de la numeración, Fig. 2)

1- Llenado

Llene los secadores D-2761 C/D abriendo lentamente las válvulas 24 y 23.

2- Paralela.

Coloque los D-2761 C/D en paralelo abriendo las válvulas 22, 12 y 13. Cierre la válvula 24.

3- Bloqueo.

Para bloquear los D-2761 A/B cierre las válvulas 26,25, 10 y 11.

4- Desocupación.

Los D-2761 A y B son desocupados al tambor de cima de la fraccionadora principal D-2705.

Abra las válvulas 20 y 17.

Abra la válvula 19 regulando la rata de flujo de gas con la válvula de globo 18.

Depresione hasta que la presión leída en el PI-27553 sea aproximadamente 50 psig.

En éste momento cierre las válvulas 20 y 17.

5- Regeneración caliente.

Arranque la fase de regeneración caliente abriendo las válvulas 2,6,9,30 y 31.

La rata de flujo del gas de regeneración caliente a los D-2761 A/B es 4.29 MMSCFD.

De acuerdo a los datos de diseño, en esta fase el gas de regeneración desde la cima de la absorbadora se distribuye como sigue:

Rata total de gas	5.34	MMSCFD
Gas al horno (FRC-27522 A)	4.29	"
Gas para regeneración caliente al D-2761 A/B.	4.29	"
Gas a través de la PDICV-27501	1.05	"

6- Regeneración fría.

Después de 6 horas durante el periodo de calentamiento un rápido incremento en la temperatura se debe observar en el TR-27501, cierre la válvula 2 y abra la válvula 1.

El FRC-27521 debe fijarse para una rata de flujo dada. De acuerdo a los datos de diseño, en esta fase el gas de regeneración se distribuye como sigue:

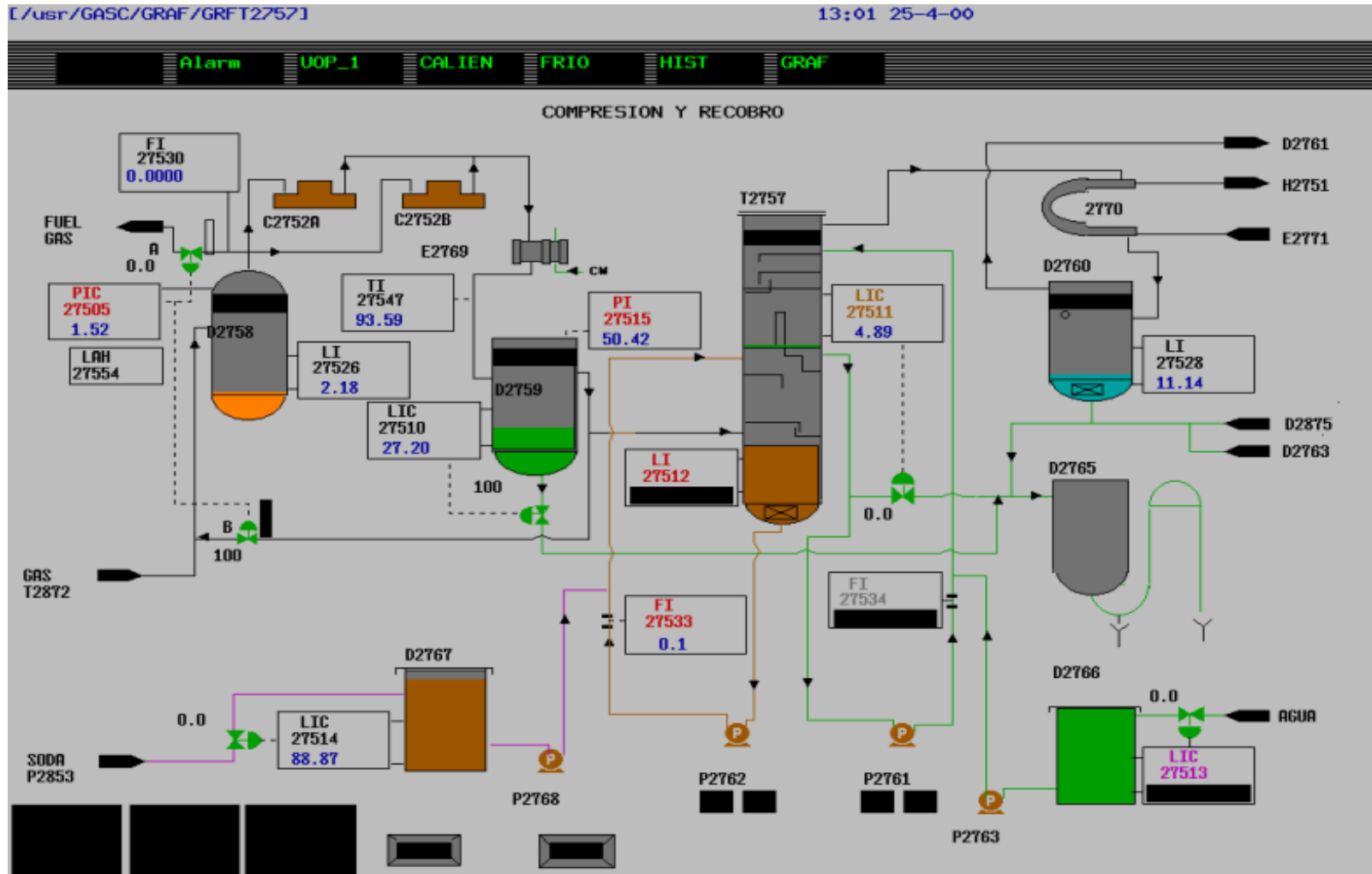
Rata total de gas	5.34	MMSCFD
Gas para regeneración fría (FRC-27521)	4.29	"
Gas al horno (FRC-27522 A)	1.05	"
Gas a través del PDICV-27501		

7- Bloqueo (Stand-by)

Después de 6 horas de regeneración fría o hasta que el TR-27501 muestre un retorno a la temperatura de operación normal, cierre las válvulas 1,6,9,30 y 31 y mantenga los secadores bloqueados.

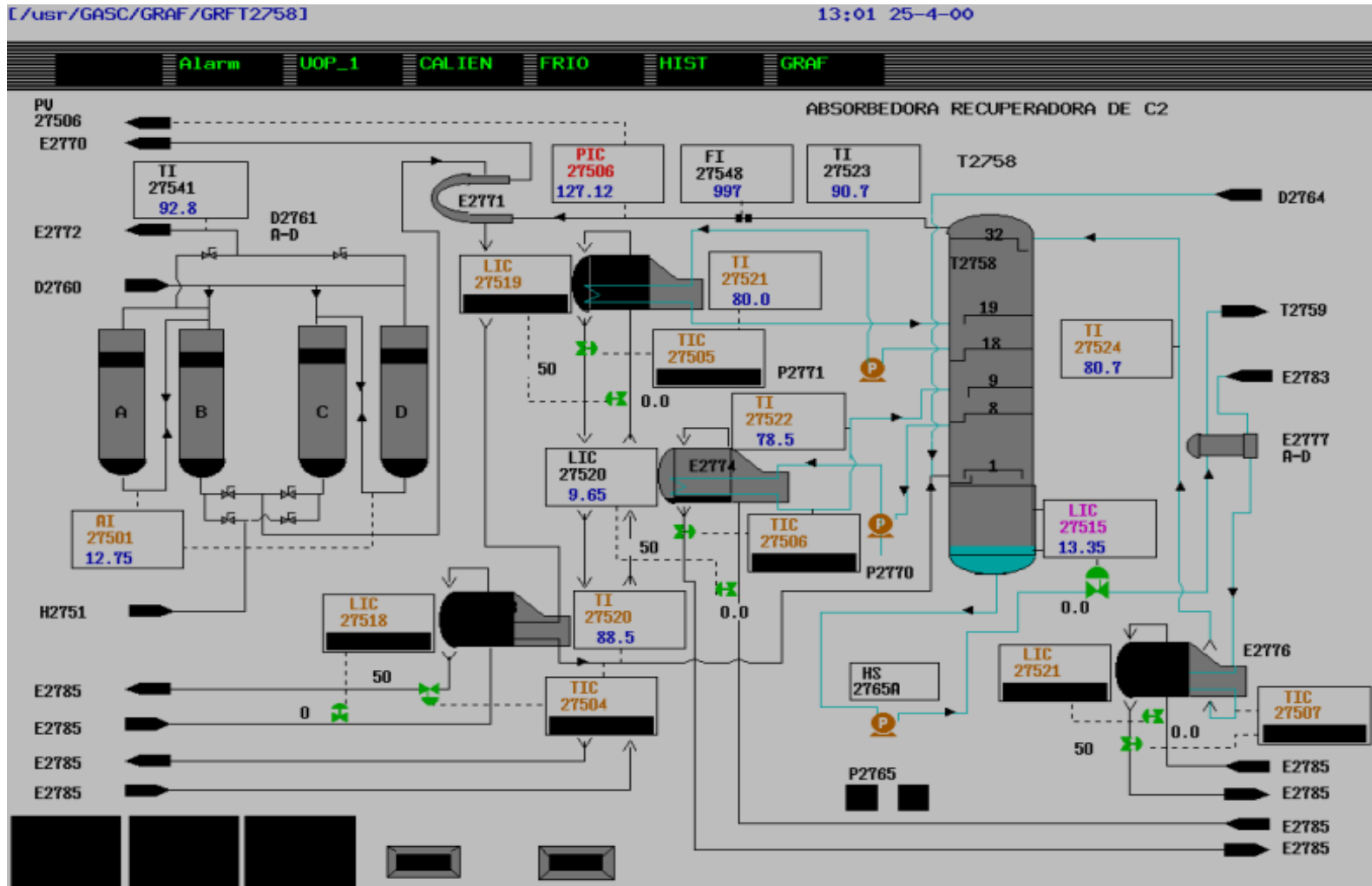
ANEXO 3

DIAGRAMA DE FLUJO SECCIÓN DE COMPRESIÓN Y RECOBRO

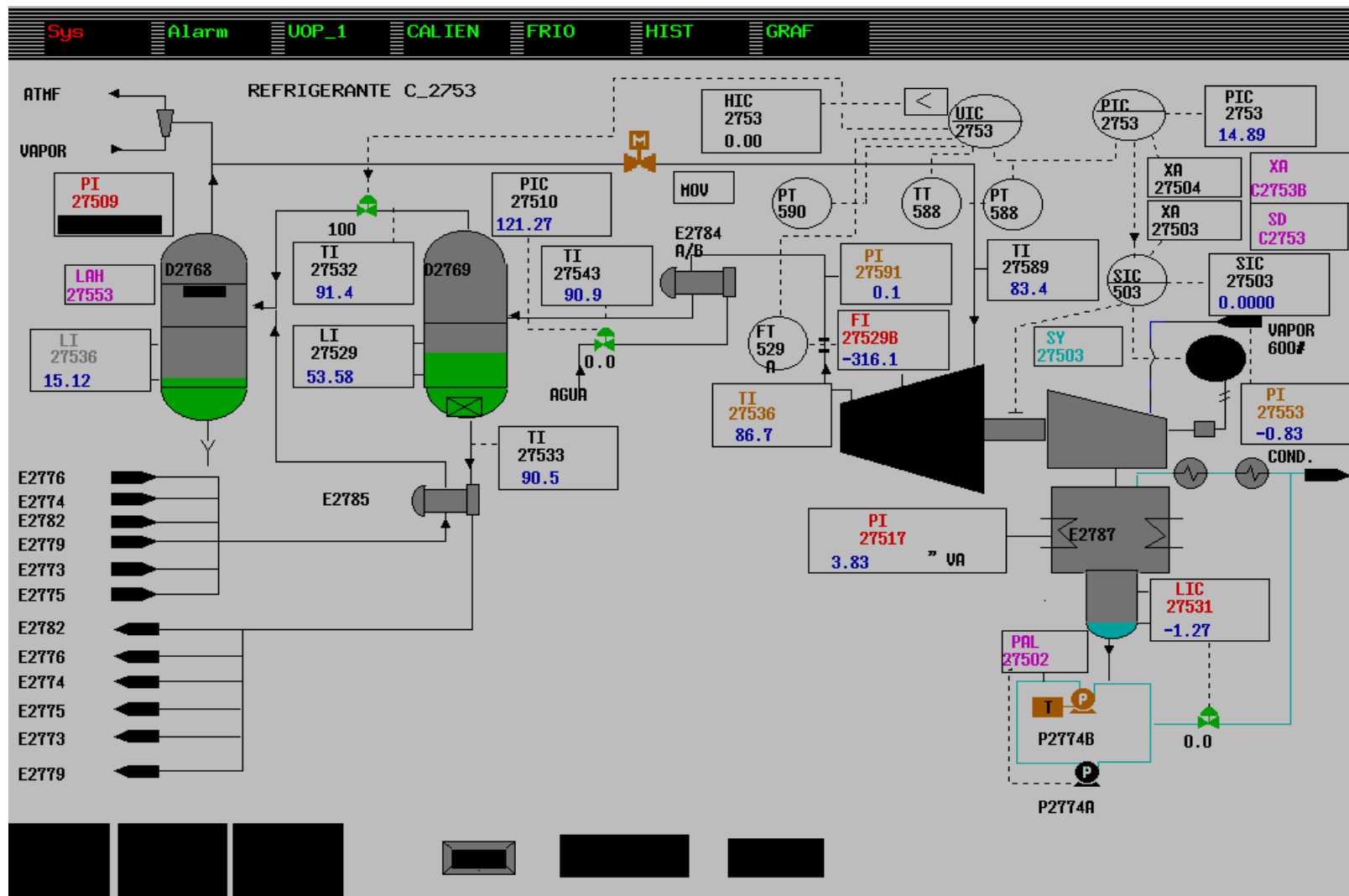


ANEXO 4

DIAGRAMA DE SECADO Y ABSORCIÓN



ANEXO 6 SECCIÓN DE REFRIGERACIÓN



ANEXO 7
FOTOS DE PARADA DE PLANTA



Malla Demister en la sección media de la torre.



Lavado de los internos de la torre.



Toma superior de la torre sin platos

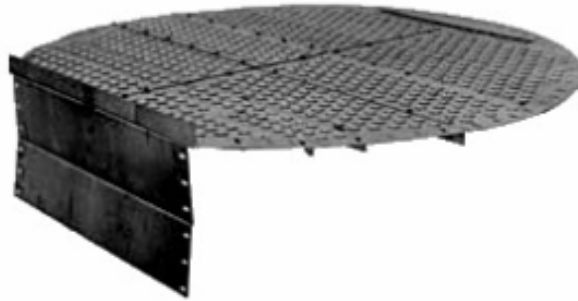


Plato colector de agua

ANEXO 8

PLATO DE UN SOLO PASO Y DATOS QUE SE LE INGRESAN AL PROGRAMA

KG-TOWER® Versión 3.2.



KOCH-GLITSCH

1 PASS TRAY GENERAL TRAY LAYOUT

ADDITIONAL FEATURES

