

**ESTUDIO DE LA OPERACIÓN DE LA TORRE DE LAVADO CÁUSTICO T-2757
PERTENECIENTE A LA SECCIÓN DE ETILENO III O LADO FRÍO DE LA
UNIDAD DE RUPTURA CATALÍTICA UOP I DE LA REFINERÍA DE
ECOPETROL-GERENCIA COMPLEJO BARRANCABERMEJA**

**CARLOS FERNANDO PINZÓN JÁIMES
IVÁN FERNANDO SIERRA TORRES**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2015

**ESTUDIO DE LA OPERACIÓN DE LA TORRE DE LAVADO CÁUSTICO T-2757
PERTENECIENTE A LA SECCIÓN DE ETILENO III O LADO FRÍO DE LA
UNIDAD DE RUPTURA CATALÍTICA UOP I DE LA REFINERÍA DE
ECOPETROL-GERENCIA COMPLEJO BARRANCABERMEJA**

**CARLOS FERNANDO PINZÓN JÁIMES
IVÁN FERNANDO SIERRA TORRES**

**Trabajo de grado para optar al título de
Ingeniero Químico**

**Director
CRISÓSTOMO BARAJAS FERREIRA
Ingeniero Químico M.Sc**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍA FISCOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2015

DEDICATORIA

A DIOS todopoderoso, que nos da salud y vida para realizar este proyecto.

A mis padres, Nhora Jaimes, Manuel Darío Pinzón por apoyarme incondicionalmente en todo momento de mi vida.

A Claudia Milena Gonzalez Piñeres por su apoyo, cariño y sacrificios en momentos importantes de mi vida.

Y para todos los que creyeron en mí y para los que no...también

Muchas gracias

Carlos Fernando Pinzón Jáimes

Primeramente a DIOS todopoderoso, por ser el principal gestor y medio de este trabajo

A mis padres, Antonio Sierra Peña y Deisy Torres Romero por su apoyo incondicional y su motivación día tras día

A mis hermanas Adriana Cristina, Maria Deisy y Luz Karime Sierra Torres por acompañarme en todo momento durante este proceso.

Finalmente, pero no menos importante, a Heimy Jerylee Camacho Camacho por su gran apoyo siempre, por su amor y su comprensión

Esto es por y para ustedes

Muchas Gracias

Iván Fernando Sierra Torres

AGRADECIMIENTOS

A la Universidad Industrial de Santander, su Escuela de Ingeniería Química y cada uno de los profesores que hacen parte de ella, por todos los conocimientos y valiosas enseñanzas brindadas durante este tiempo.

A nuestro director de proyecto, profesor Crisóstomo Barajas, por darnos la oportunidad y confiar en nosotros para sacar adelante este proyecto.

A Luis Eduardo Pimienta Coronado, ingeniero de la planta Ecopetrol que con su invaluable ayuda contribuyó mucho al mejor entendimiento de este proyecto de grado.

A nuestros Padres y demás familiares, quienes se preocupan por que todo nos salga bien, escuchándonos, y colaborándonos en todos los aspectos.

A nuestros amigos con quienes empezamos este sueño y hemos compartido tantos momentos en cada etapa de este proceso, apoyándonos en situaciones difíciles, llenando esta etapa de experiencias y anécdotas inolvidables. Juntos creamos fuertes lazos de amistad. Sin importar en dónde estén queremos darles las gracias por formar parte de nuestras vidas, por todo lo que nos han brindado y por todas sus bendiciones.

A todas las personas que de una u otra manera estuvieron presentes en este proceso brindándonos su apoyo para poder culminar con éxito esta etapa de nuestras vidas.

TABLA DE CONTENIDO

INTRODUCCIÓN.....	14
1. OBJETIVOS.....	17
2. DESCRIPCIÓN METODOLÓGICA.....	18
2.1. Recolección de las condiciones de diseño y operación del sistema de lavado caustico.....	18
2.1.1. Torre de lavado caustico.....	18
2.1.2. Bases de diseño.....	19
2.1.3. Consumo de Soda.....	20
2.2. Selección del paquete termodinámico.....	20
2.3. Simulación de la torre de lavado caustico en Hysys vs 8.0.....	21
2.3.1. Estudio de la hidráulica del plato.....	22
2.3.2. Datos de carga.....	23
2.4. Identificación de restricciones operativas.....	23
2.5. Evaluación de distintos tipos de absorbentes.....	24
3. ANÁLISIS DE RESULTADOS.....	25
3.1. Variación de flujo de soda.....	27
3.2. Variación de flujo de carga.....	28
3.3. Variación de la temperatura.....	28
3.4. Variación del flujo de gas y de soda simultáneamente.....	29

3.5.	Incidencia del flujo de gas para el estudio de hidráulica de plato.....	31
3.6.	Incidencia del flujo de soda para el estudio de hidráulica de plato.....	31
3.7.	Alternativa de Absorbente.....	32
4.	CONCLUSIONES.....	38
5.	RECOMENDACIONES.....	39
6.	CITAS BIBLIOGRÁFICAS.....	40
	BIBLIOGRAFÍA.....	42
	ANEXOS.....	43

LISTA DE TABLAS

Tabla 1.	Valores de composición de diseño de la carga.....	19
Tabla 2.	Datos de simulación iniciales.....	21
Tabla 3.	Datos de entrada.....	23
Tabla 4.	Resultados de la simulación para datos de diseño.....	25
Tabla 5.	Composición de diseño del gas.....	25
Tabla 6.	Resultados de la simulación a condiciones actuales.....	26
Tabla 7.	Sistemas no regenerables para remoción de H ₂ S y CO ₂	33
Tabla 8.	Ventajas y Desventajas de los sistemas no regenerables para la remoción de H ₂ S y CO ₂	35

LISTA DE FIGURAS

Figura 1.	Metodología de trabajo para el estudio de la operación de la torre de lavado caustico T-2757.....	18
Figura 2.	Esquema de simulación.....	22
Figura 3.	Resultados simulación Vs. Condiciones de operación.....	26
Figura 4.	Flujo de soda Vs. Concentración de H ₂ S y CO ₂ en el gas a la salida.....	27
Figura 5.	Flujo de gas Vs. Concentración de H ₂ S y CO ₂ en el gas a la salida.....	28
Figura 6.	Temperatura Vs. Concentración de H ₂ S y CO ₂ en el gas a la salida.....	29
Figura 7.	Flujo de soda y gas Vs. Concentración de H ₂ S y CO ₂ en el gas a la salida.....	30
Figura 8.	Flujo másico del gas Vs. <i>Jet Flooding</i>	31
Figura 9.	Incidencia del flujo de soda.....	32

LISTA DE ANEXOS

Anexo A.	Procesos de remoción de gases ácidos.....	43
Anexo B.	Principales procesos para la remoción de trazas de H ₂ S y CO ₂	44
Anexo C.	Fotos del interior de la torre T-2757.....	44

RESUMEN

TÍTULO: ESTUDIO DE LA OPERACIÓN DE LA TORRE DE LAVADO CÁUSTICO T-2757 PERTENECIENTE A LA SECCIÓN DE ETILENO III O LADO FRÍO DE LA UNIDAD DE RUPTURA CATALÍTICA UOP I DE LA REFINERÍA DE ECOPETROL-GERENCIA COMPLEJO BARRANCABERMEJA.

AUTORES:

CARLOS FERNANDO PINZÓN JAIMES

IVÁN FERNANDO SIERRA TORRES

PALABRAS CLAVES: UOP1, ETANO-ETILENO, LAVADO CAUSTICO, ARRASTRE, JET FLOODING, PPM.

DESCRIPCIÓN:

ECOPETROL.S.A. basándose en la obligación de hacer gran esfuerzo para lograr los objetivos empresariales y manejo eficiente de recursos, prevaleciendo el interés por el desarrollo del país por encima del interés particular, requiere operar al máximo el lado frío de la cracking UOP 1, buscando cumplir con las especificaciones dadas por la firma SHELL y evitar la pérdida de 140.000 USD \$/ año.

La unidad recuperadora de etano-etileno (UOP 1) presenta un inconveniente, radicado en la dificultad de manejar altas cantidades de gas, problema que se presenta en la torre de lavado caustico (T-2757), la cual posee dificultad de arrastre esporádico de soda (*Jet Flooding*) que genera corrosión aguas abajo.

Inicialmente se recopiló la información pertinente para la simulación de la torre de absorción (T-2757), el modelo de la simulación se realizó en ASPEN HYSYS versión 8.0 con condiciones de diseño que luego se ajustaron a condiciones de operación. Los resultados arrojaron un área de operación óptima (0 PPM de contaminantes) para rangos de gas entre 20.000 lb/h y 22.000 lb/h y rangos de soda entre 7gpm y 12gpm.

Adicionalmente se recopiló información acerca de las limitantes hidráulicas de operación de la torre, dando como resultado una carga máxima de gas de 23.000 lb/h y 12gpm de soda. Por último, se realizó una investigación bibliográfica de una tecnología alterna de absorción que evite los problemas de corrosión aguas abajo para los eventos y/o accidentes en los cuales se cargue un flujo de gas que supere el límite hidráulico y que origine arrastre de absorbente.

*Trabajo de grado

**Facultad de Ingenierías Físico-Químicas. Escuela de Ingeniería Química. Director: Crisóstomo Barajas Ferreira

ABSTRACT

TITLE: OPERATION STUDY OF THE CAUSTIC WASHING TOWER T-2757 BELONGING TO ETHYLENE III SECTION OR COLD SIDE OF THE CATALYTIC CRACKING UNIT UOP 1 FROM ECOPETROL'S REFINERY-BARRANCABERMEJA COMPLEX MANAGEMENT

AUTHORS:

CARLOS FERNANDO PINZÓN JAIMES

IVÁN FERNANDO SIERRA TORRES

KEYWORDS: UOP 1, ETHANE-ETHYLENE, CAUSTIC WASHING, DRAG, JET FLOODING, PPM

DESCRIPTION:

ECOPETROL.S.A. based on the obligation to do the best to achieve business goals and efficient management of resources, prevailing the interest on the development of the country above particular ones, requires to operate at maximum the cold side of cracking UOP 1, In order to fulfill the specifications given by SHELL and prevent the loss of \$ 140,000 \$/year.

The recovery unit of ethane-ethylene (UOP 1) has a major drawback, which is the difficulty to handle a large amount of gas, this disadvantage occurs in the caustic washing tower (T-2757), which presents sporadic drag problems of caustic soda (Jet Flooding) generating corrosion problems downstream the process.

As a first step the relevant information for the simulation of the absorption tower (T-2757) was compiled, the simulation model was made in ASPEN HYSYS version 8.0 with the design conditions which is then adjusted to operating conditions. The results showed an area of optimum operation (0 PPM pollutants) for gas ranges from 20,000 lb/h 22,000 lb/h and for soda ranges between 7gpm and 12gpm.

Additionally, information was collected about hydraulic limitations of the tower operating, resulting in a maximum load of 23.000 lb/h and 12gpm of soda. Finally, it has been made a bibliographical research of an alternate absorption technology to avoid corrosion problems downstream for events and/or accidents in which a gas flow that exceeds the hydraulic limit and resulting absorbent drag.

*Work Degree

**Faculty of Physical-Chemical Engineering. School of Chemical Engineering. Director: Crisóstomo Barajas

INTRODUCCIÓN

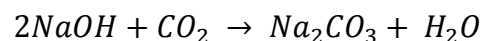
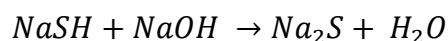
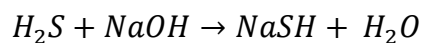
La industria petroquímica constituye un mercado sólido y rentable. Los principales productos petroquímicos (etileno, propileno, benceno y butadieno) representaron un aumento en la producción y demanda en el año 2014 y está previsto que sigan creciendo[1]. Desde el punto de vista local, los productos que en Colombia tienen mayor interés a día de hoy son los derivados de etileno y C1s, puesto que existe una importante demanda, cubierta en su mayoría por importaciones. El etileno petroquímico es la materia prima única y principal para la producción de polietileno de baja densidad de las unidades de Polietileno I y II proveniente de los lados fríos de las unidades de ruptura catalítica UOP I y UOP II de la refinería de Barrancabermeja[2].

A día de hoy se han identificado una serie de inconvenientes que derivan en el incumplimiento de las especificaciones planteadas por la firma SHELL en el año 2002, en su estudio de las condiciones existentes en las diferentes plantas para identificar los puntos de mejora en los procesos mediante la recomendación en el lado frío de la UOP I conocida como PFI-111, por lo tanto en la actualidad la unidad (U-2750) está desviando parte del gas esponja proveniente de la torre T-2872. Este gas contiene aproximadamente 8% de GLP y 30% de Etano/Etileno, el flujo promedio que se desvía a gas combustible son 80.000 SCFH (pies cúbicos estándar hora), lo que implica perder 96 BPD(barriles de petróleo por día) de GLP(gas licuado de petróleo) [2261 m³/h] y 1530 lb/h [694 Kg/h] de Etano/Etileno (280 BPD) que en términos económicos le representan a la empresa un promedio de 140,2 KUS\$/año[3].

Este gas, llamado gas esponja, que proviene de la sección de amina está compuesto por hidrocarburos ligeros e impurezas tales como H₂S y CO₂, estas impurezas causan inconvenientes como mal olor, corrosión ácida, problemas de polución luego de la combustión y productos fuera de especificaciones de calidad [4]; por lo cual la remoción de éstas es muy importante.

El sulfuro de hidrógeno es altamente tóxico y en presencia de agua forma un ácido corrosivo débil. El umbral del valor límite (TLV) para la exposición prolongada es de 10 ppmv y en concentraciones mayores a 1000 ppmv, la muerte se produce en minutos. Es fácilmente detectable a concentraciones bajas por su olor a "huevo podrido". Desafortunadamente, a niveles tóxicos es inodoro, ya que insensibiliza las terminaciones nerviosas en la nariz en cuestión de segundos. Cuando las concentraciones de H₂S están muy por encima del nivel ppmv, otras especies de azufre pueden estar presentes. Estos compuestos incluyen disulfuro de carbono (CS₂), mercaptanos (RSH), y sulfuros (RSR), además de azufre elemental. Si el CO₂ está presente también, el gas puede contener pequeñas cantidades de sulfuro de carbonilo (COS). El dióxido de carbono es no inflamable y en consecuencia, grandes cantidades no son deseables en un combustible. Al igual que el H₂S, forma un ácido corrosivo débil en presencia de agua[5].

Uno de los procesos aplicados para la remoción de estos compuestos en refinerías y plantas petroquímicas se denomina "Proceso de lavado cáustico" y consiste en utilizar una solución acuosa de soda caustica como liquido absorbente con una concentración que varía entre el 5 y el 15% en peso[6]. Las reacciones principales que involucra este proceso son las siguientes:



En el proceso de lavado caustico la transferencia de masa se da principalmente por absorción, en esta operación la mezcla gaseosa se pone en contacto con el líquido con el fin de disolver, de manera selectiva uno o más componentes del gas y obtener una solución líquida de estos[7]. El gas que queda libre se denomina gas limpio. Este proceso se lleva a cabo en una torre absorbadora, que es una columna vertical de platos con una o más bandejas montadas horizontalmente en el interior para el

contacto gas-líquido. La corriente de gas entra por la parte inferior de la columna a la presión de la misma y fluye hacia arriba pasando a través de aberturas (orificios o válvulas) en las bandejas. El líquido entra por la parte superior de la torre y viaja a través de cada bandeja mediante el vertedero hasta que alcanza el fondo de la torre. La transferencia de masa se produce mediante la pulverización del líquido creado por la velocidad del gas a través de las aberturas de la bandeja[3].

En el presente trabajo se estudia la operación de la torre de lavado caustico T-2757 que se encuentra en la refinería de Barrancabermeja para lo cual se usan herramientas de cálculo y simulación que permitan lograr una ventaja operativa del proceso.

Dado que la T-2757 en su operación normal evidencia arrastres de soda y agua lo cual afecta la integridad mecánica de los tamices moleculares (D2760) al tiempo que induce taponamiento en la sección fría por generación de hidratos que restringen la carga e impiden una mayor recuperación de etano/etileno[3], se hace necesaria la búsqueda y recomendación de una tecnología diferente a la soda caustica para eliminar los efectos secundarios del arrastre de esta aguas abajo del proceso.

1. OBJETIVOS

Teniendo en cuenta la información presentada en la introducción y el planteamiento del problema en torno al cual se desarrolló este proyecto se establecieron los siguientes objetivos con el fin de dar soluciones y/o recomendaciones para los inconvenientes que tiene la operación objeto de estudio.

Objetivo principal

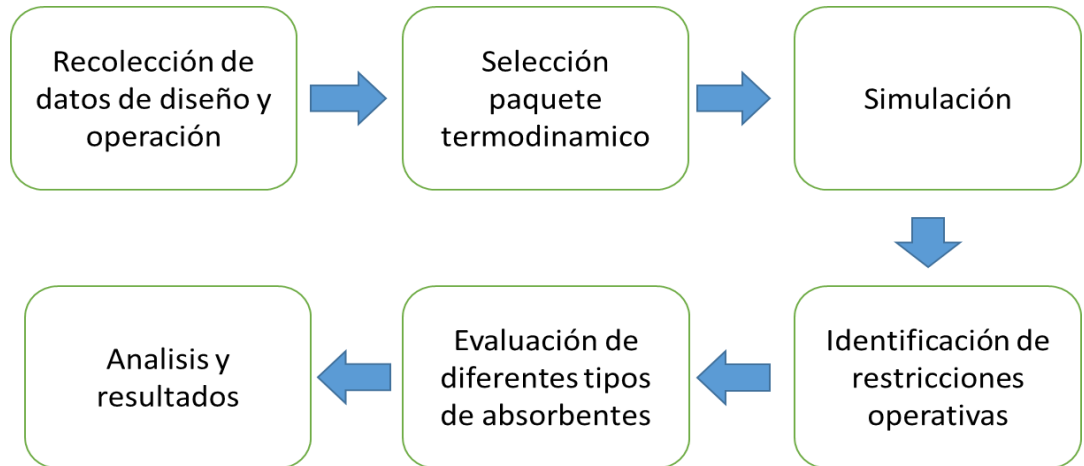
- Estudiar la operación de la torre de lavado cáustico T-2757 y revisar alternativas de absorción.

Objetivos específicos

- Simular la torre de lavado cáustico.
- Buscar en la literatura otras alternativas para la remoción de H₂S y CO₂.

2. DESCRIPCION METODOLOGICA

Figura 1. Metodología de trabajo para el estudio de la operación de la torre de lavado cáustico T-2757



2.1. Recolección de las condiciones de diseño y operación del sistema de lavado cáustico.

Durante esta fase del proyecto se realizó una revisión de los datos y aspectos de diseño de la torre de lavado cáustico, hojas de especificaciones de equipos y principales variables de diseño de dicho sistema. Además se realizó una recopilación histórica de los valores de las principales variables operacionales de la torre de lavado cáustico como lo son flujo, estudios de *Jet flooding* (inundación por arrastre), composición de carga y salida, presión y temperatura del flujo de carga, niveles y flujos de recirculación de soda y agua.

2.1.1. Torre de lavado cáustico

La torre de lavado cáustico posee las siguientes características:

- Una sección de 5 platos de válvulas para lavado con soda.
- Una sección de 5 platos de válvulas para lavado con agua.
- Altura: 26,5 ft [8,08 m].

- Diámetro: 2,5 ft [0,76 m].
- Flujo de gas: 390000 a 410000 SCFH [1120 a 11590 m³/h], diseño 318000 SCFH [8987 m³/h].
- Temperatura de operación: 100 °F [310,78 K].
- Presión de operación: 430-440 psig [3,066x10⁶-3,135x10⁶ pa].
- Recirculación de soda: 6 USgpm [1,363 m³/h], diseño: 12 USgpm [2.726 m³/h].
- Recirculación de agua: Bomba fuera de servicio.
- Nivel de soda en el fondo: Variable 70 a 90%.

2.1.2. Bases de diseño

El diseño de la torre está para 16210 lb/h de gas de carga que proviene de la unidad de Amina (U-2870 [8]). En la Tabla 1 se muestran los valores de temperatura, presión, flujo másico y composición de esta carga.

Tabla 1. Valores de composición de diseño de la carga

COMPONENTES	Mol/h	%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	838,1	100
PRESIÓN	180 psig [1,342x10 ⁶ pa]	
TEMPERATURA	115 °F [319,11 K]	
PM	19,38	
Lb/hr [Kg/h]	16210 [7353]	

2.1.3. Consumo de soda

El requerimiento estimado de soda es de 120000 galones a una concentración de 10° Baumé (6,85% masa a 293 K) para operar 120 días. Es preciso mencionar que la soda se encuentra en el tanque K-2852 localizado en el área de la planta de Merox[3].

2.2. Selección del paquete termodinámico

Para esta 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[9].

Otro factor que fue determinante al momento de seleccionar este modelo termodinámico es que el mismo es aplicable para un intervalo amplio de

temperaturas y presiones de hasta 3500 psi [2,413x10⁷ pa], además de que 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 y agua.

2.3. Simulación de la torre de lavado cáustico en Hysys vs. 8.0.

En esta fase del proyecto se realizó la simulación de la torre de lavado cáustico mediante el software especializado HYSYS versión 8.0, con el fin de validar la máxima capacidad de la torre a las condiciones operacionales y composicionales de la carga, así como las corrientes de recirculación de soda y agua con el fin de alcanzar las especificaciones de calidad del efluente.

Los datos utilizados en la simulación de la torre se encuentran en la Tabla 2.

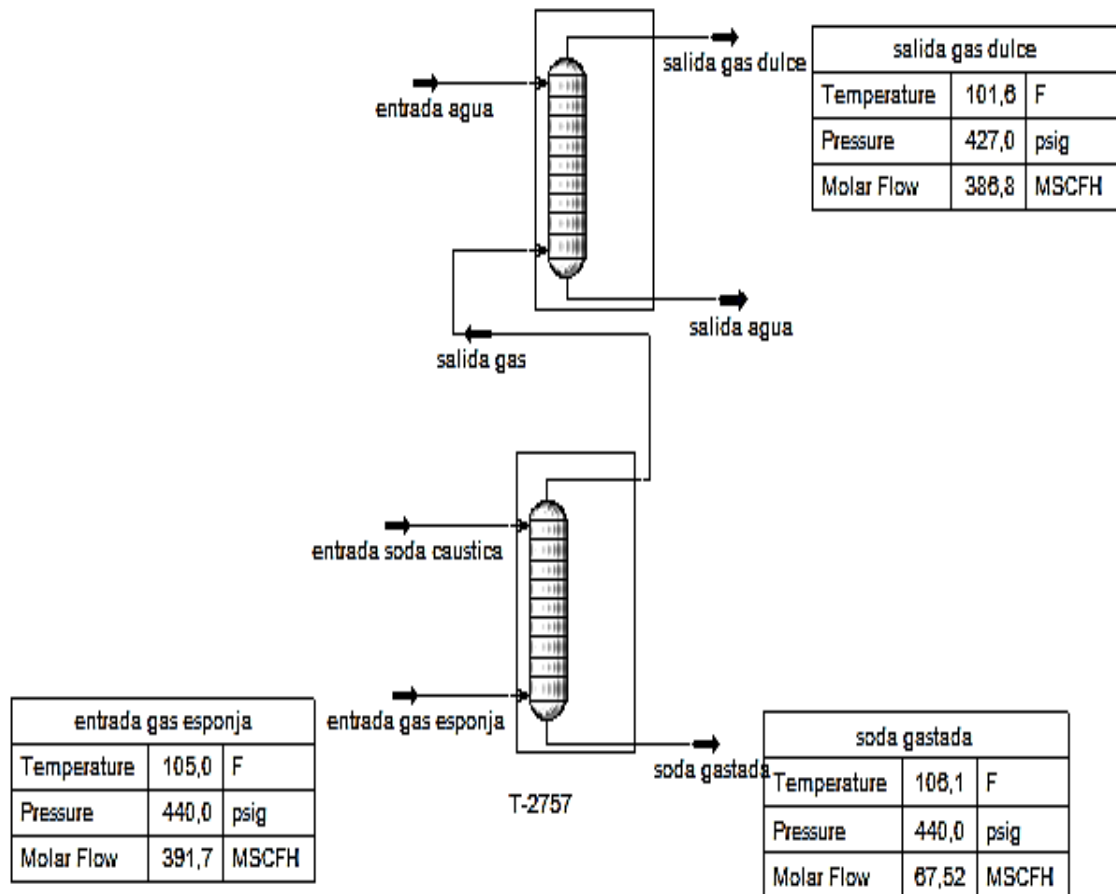
Tabla 2. Datos de simulación iniciales

ESPECIFICACIONES DE LA CARGA		ESPECIFICACIONES DE LA TORRE		
Flujo de gas	16210 lb/hr	SECCIÓN	SODA	AGUA
Peso molecular	19,3	°N Platos Teóricos	4	4
Gravedad específica gas	0,288	Tipo	Válvulas	Válvulas
Temperatura	100 °F	Espacio entre platos	18"	18"
Caída de presión máx.	5 psi	Diámetro	2,5 ft	2,5 ft
Alimentación de soda	12 gpm	Longitud	25 ft	
Alimentación de agua	12 gpm	Entradas	Plato 5	Plato 10
Gravedad específica soda	1,05	Salidas	Fondo	Plato chimenea

Como se mencionó anteriormente la torre de lavado cáustico está compuesta de dos secciones, una de soda y otra de agua, separadas por un plato de chimenea y dado que HYSYS no simula un plato de chimenea se usaron 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[10], tal y como se muestra en la Figura 2. Se construyó el modelo en estado estable y se corrió con los datos de diseño.

Figura 2. Esquema de simulación T-2757



2.3.1. Estudio de hidráulica del plato

Para cumplir con la PFI-111 es necesario cargar como mínimo 480000 SCFH[13560 m³/h] , lo que equivale al 122% del flujo actual de operación , estos cambios en los flujos afectan la hidráulica y producen ciertos inconvenientes ya identificados en la operación como la inundación por arrastre (*Jet Flooding*). Con el fin de concretar el rango de operación, ECOPELROL.S.A suministró información acerca de un “Estudio de hidráulica del plato mediante software especializado” que se realizó para la torre T-2757 mediante un simulador de platos e hidráulica.

Se utilizó el software de KOCH-GLITSCH* especializado en el diseño de torres KG-TOWER® versión 3.2 el cual, a diferencia de HYSYS, no requiere de un modelo termodinámico definido, sino que predice propiedades netamente fisicoquímicas como viscosidad, densidad y tensión superficial[11].

2.3.2. Datos de 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 el programa realiza el cálculo de la densidad, flujo volumétrico y viscosidad a condiciones actuales. Igualmente hay que ingresar el caudal de la corriente líquida con la que se quiere trabajar y su densidad, para que el programa estime la tensión superficial, el flujo másico y la viscosidad.

En la Tabla 3 se encuentran los datos principales que requiere el software antes de pasar a la sección de dimensionamiento.

Tabla 3. Datos de entrada

GAS	DISEÑO
Flujo másico(lb/h [Kg/s])	16210 [2,04]
Temperatura (°F [K])	100 [310,78]
Presión (psia [Pa])	450 [3,1x10 ⁶]
SODA	DISEÑO
Caudal (gpm [m ³ /s])	12 [7,57x10 ⁻⁴]
Densidad (lb/ft ³ [Kg/m ³])	62,34 [998,6]
AGUA	DISEÑO
Caudal (gpm [m ³ /s])	12 [7,57x10 ⁻⁴]
Densidad (lb/ft ³ [Kg/m ³])	65 [1041.2]

2.4. Identificación de restricciones operativas

En esta etapa del proyecto se varió individualmente en el simulador el flujo de soda, el flujo de carga y la temperatura del gas de carga con el fin de observar su incidencia sobre la composición en el gas de salida y así poder predecir las condiciones bajo las cuales se lleva a cabo un óptimo despojo del H₂S y CO₂.

Adicionalmente se obtuvo información de un estudio de *Jet flooding* de la torre T-2757 que limita la carga máxima de flujo de gas que soporta la torre antes de inundarse.

2.5. Evaluación de distintos tipos de absorbentes

En esta fase del proyecto se consultó la bibliografía y la información relacionada con los absorbentes líquidos usados para la remoción de concentraciones entre 0 y 30 partes por millón de H₂S y CO₂ presentes en corrientes gaseosas con el fin de sugerir un posible sustituyente al usado en el proceso de lavado caustico que se lleva a cabo actualmente en la torre de lavado caustico de la refinería de Barrancabermeja y que permita eliminar o disminuir las desventajas y problemas que acarrea la operación que se realiza a día de hoy.

3. ANÁLISIS DE RESULTADOS

La Tabla 4 nos muestra los resultados obtenidos por la simulación, comparados con los datos de diseño del proceso.

Tabla 4. Resultados de la simulación para datos de diseño

VARIABLES	T-2757	Simulado	Diseño	%Error
Carga	Flujo de gas(lb/h [Kg/s])	16210 [2,04]	16210 [2,04]	0
	Temperatura(°F [K])	100 [310,78]	100 [310,78]	0
	Presión(psig [Pa])	450 [3,1x10 ⁶]	450 [3,1x10 ⁶]	0
	Flujo de soda(gpm [m ³ /s])	12 [7,57x10 ⁻⁴]	12 [7,57x10 ⁻⁴]	0
	Flujo de agua(gpm [m ³ /s])	12 [7,57x10 ⁻⁴]	12 [7,57x10 ⁻⁴]	0
Productos	Flujo de gas de cima(lb/h [Kg/s])	16120 [2,03]	16119 [2,03]	0
	Temperatura de cima(°F [K])	99,64 [310,57]	100 [310,78]	0.36
	Presión de cima(psig [Pa])	427 [2,94x10 ⁶]	440 [3,03x10 ⁶]	2.5
	Flujo de soda salida(gpm [m ³ /s])	11,7 [7,38x10 ⁻⁴]	12 [7,57x10 ⁻⁴]	2.5
	Flujo de agua salida(gpm [m ³ /s])	12,02 [7,58x10 ⁻⁴]	12 [7,57x10 ⁻⁴]	0.16

A partir de la Tabla 4 se observa que existe un alto grado de precisión respecto a los datos básicos de la torre como flujo, presión y temperaturas. Para confirmar lo anterior en la Tabla 5 se comparan los resultados de la composición del gas a la salida de la torre.

Tabla 5. Composición de diseño del gas

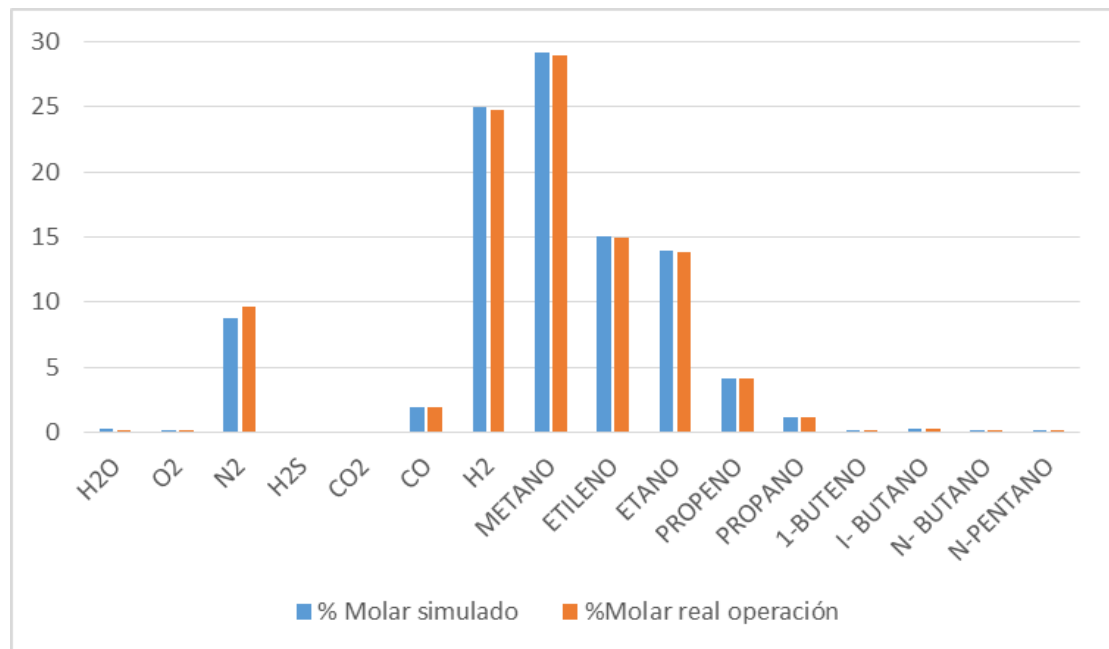
Componente	%Molar simulado	%Molar diseño	%Error
H ₂ O	0,2	0,206	2,91
O ₂	0,13	0,1261	3,09
N ₂	9,6	9,6264	0,27
H ₂ S	0	0	0
CO ₂	0	0	0
CO	1,89	1,8988	0,46
H ₂	24,74	24,7836	0,18
METANO	28,89	28,9407	0,18
ETILENO	14,88	14,912	0,21
ETANO	13,85	13,879	0,21
PROPENO	4,15	4,157	0,17
PROPANO	1,11	1,1068	0,29
1-BUTENO	0,2	0,2031	1,53
i-BUTANO	0,29	0,2932	1,09
n-BUTANO	0,06	0,0612	1,96
n-PENTANO	0,01	0,01	0

Las comparaciones realizadas revelan un porcentaje de error del 1% promedio 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 de operación.

Tabla 6. Resultados de la simulación a condiciones actuales

Variables	T-2757	Simulado	Real	%Error
Carga	Flujo de gas(lb/h [Kg/s])	20000 [2,52]	20000 [2,52]	0
	Temperatura(°F [K])	105 [313,5]	105 [313,5]	0
	Presión(psig [Pa])	440 [3,03x10 ⁶]	440 [3,03x10 ⁶]	0
	Flujo de soda(gpm [m ³ /s])	6 [3,78x10 ⁻⁴]	6 [3,78x10 ⁻⁴]	0
	Flujo de agua(gpm [m ³ /s])	14 [8,83x10 ⁻⁴]	14 [8,83x10 ⁻⁴]	0
Productos	Flujo de gas de cima(lb/h [Kg/s])	19620 [2,47]	19900 [2,5]	1.40
	Temperatura de cima(°F [K])	99,64 [310,57]	103 [312,4]	3.26
	Presión de cima(psig [Pa])	427 [2,94x10 ⁶]	427 [2,94x10 ⁶]	0
	Flujo de soda salida(gpm [m ³ /s])	6,02 [3,78x10 ⁻⁴]	6 [3,78x10 ⁻⁴]	0.33
	Flujo de agua salida(gpm [m ³ /s])	14,01 [8,83x10 ⁻⁴]	14 [8,83x10 ⁻⁴]	0.07

Figura 3. Resultados simulación Vs. Condiciones de operación

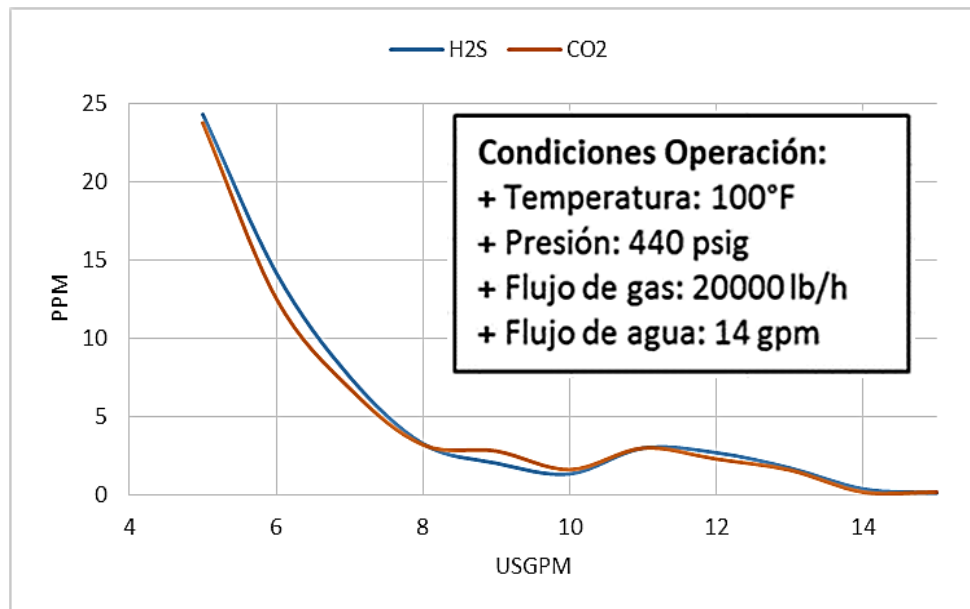


Teniendo en cuenta las condiciones actuales y los resultados arrojados por la simulación, el modelo puede predecir de forma aceptable la composición del gas real de salida como se muestra en la Figura 3.

3.1. Variación del flujo de soda

En esta fase del proyecto se incrementó el flujo de soda a razón de 1 gpm[0.2292 m³/h] por cada simulación desde 5 gpm[1.136 m³/h] hasta 15 gpm[3.407 m³/h] ya que por fuera de este rango de valores la simulación no converge. Se registraron las variaciones que sufrió la composición del flujo de salida de gas de la torre durante cada incremento y se observó que conforme 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[2.272 m³/h] no muestra un descenso considerable en la composición del gas que sale de la torre. Lograr bajar más la concentración de H₂S y CO₂ en el gas que sale de la torre implica disminuir la carga de gas, aumentar el número de platos, disminuir la concentración de los contaminantes a la entrada o aumentar la concentración de soda de 10° a 20° Bé. Esto último requiere un análisis más detallado en cuanto a la metalurgia de la torre.

Figura 4. Flujo de soda Vs. Concentración de H₂S y CO₂ en el gas a la salida

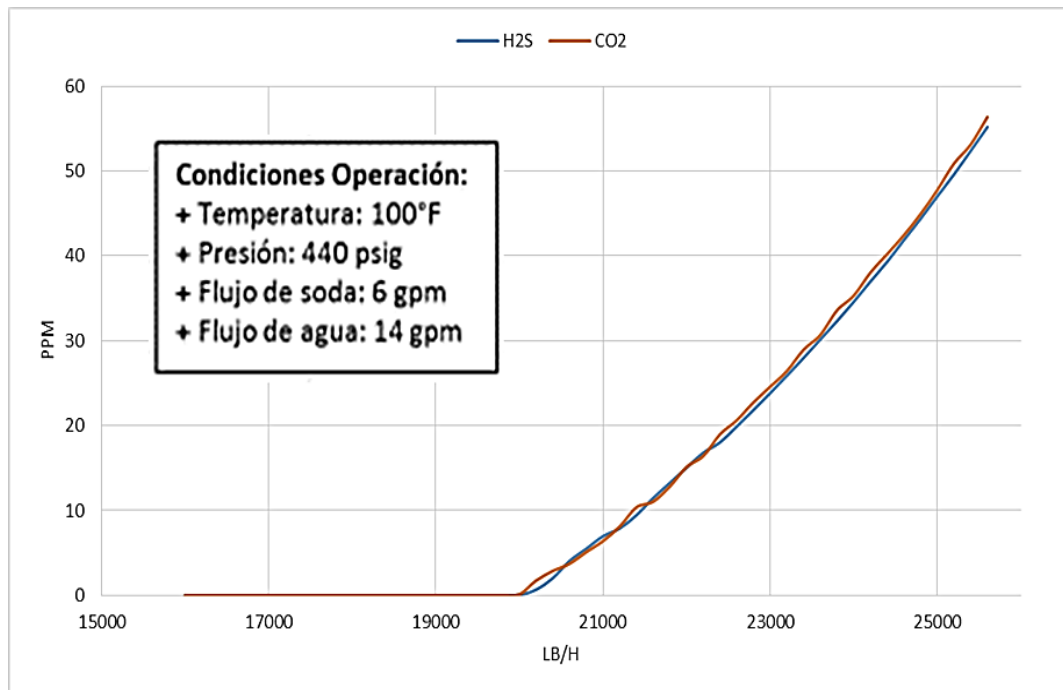


3.2. Variación del flujo de carga

En esta etapa del proyecto se incrementó el flujo de carga de gas desde 16.210 lb/h(diseño) [7.353 Kg/h] pasando por 20.000 lb/h (actual)[9.072 Kg/h], hasta 25.500 lb/h (carga máxima)[11.570 Kg/h] con un incremento de 1.000 lb/h[453,6 Kg/h] y se tomó registro de las variaciones composicionales del flujo de salida de gas de la torre para cada incremento realizado. Los resultados del programa muestran cómo aumenta el contenido de H₂S y CO₂ en el gas que sale de la torre, a medida que se aumenta el flujo de carga debido a que el caudal de soda se mantiene constante y no es suficiente para lavar el aumento de la carga del gas que ingresa.

Es importante mencionar que este es un parámetro bastante variable, ya que tanto la composición y flujo de gas dependen del estado de la operación aguas arriba del proceso.

Figura 5. Flujo de gas Vs. Concentración de H₂S y CO₂ en el gas a la salida

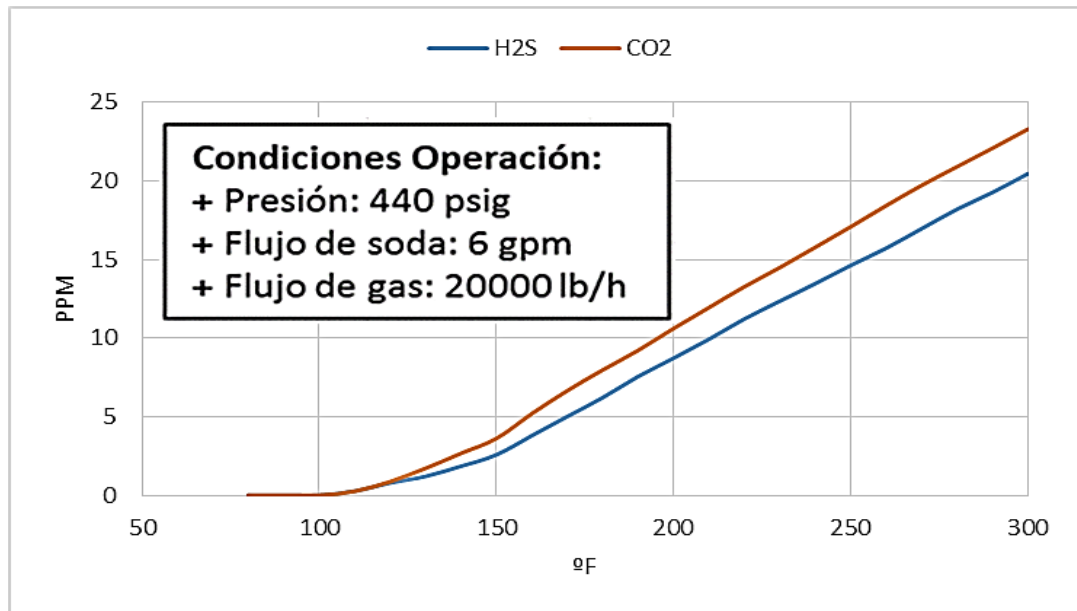


3.3. Variación de la temperatura

Durante esta etapa del proyecto se incrementó la temperatura desde 80°F[299K]

hasta 300°F[421.9K] a razón de 10°F[260K] y se registró el comportamiento de la composición del flujo de salida de gas ante cada incremento realizado. Para este caso, la concentración de los contaminantes a la salida de la torre aumentó al incrementar la temperatura del gas tal y como ocurre en la mayoría de los procesos de absorción, donde la temperatura es inversamente proporcional a la eficiencia debido a que disminuye la solubilidad de los contaminantes en el absorbente. También es posible observar que a medida que aumenta la temperatura, la pendiente del H₂S se hace menor a la del CO₂ debido a la selectividad de la soda respecto a este componente.

Figura 6. Temperatura Vs. Concentración de H₂S y CO₂ en el gas a la salida

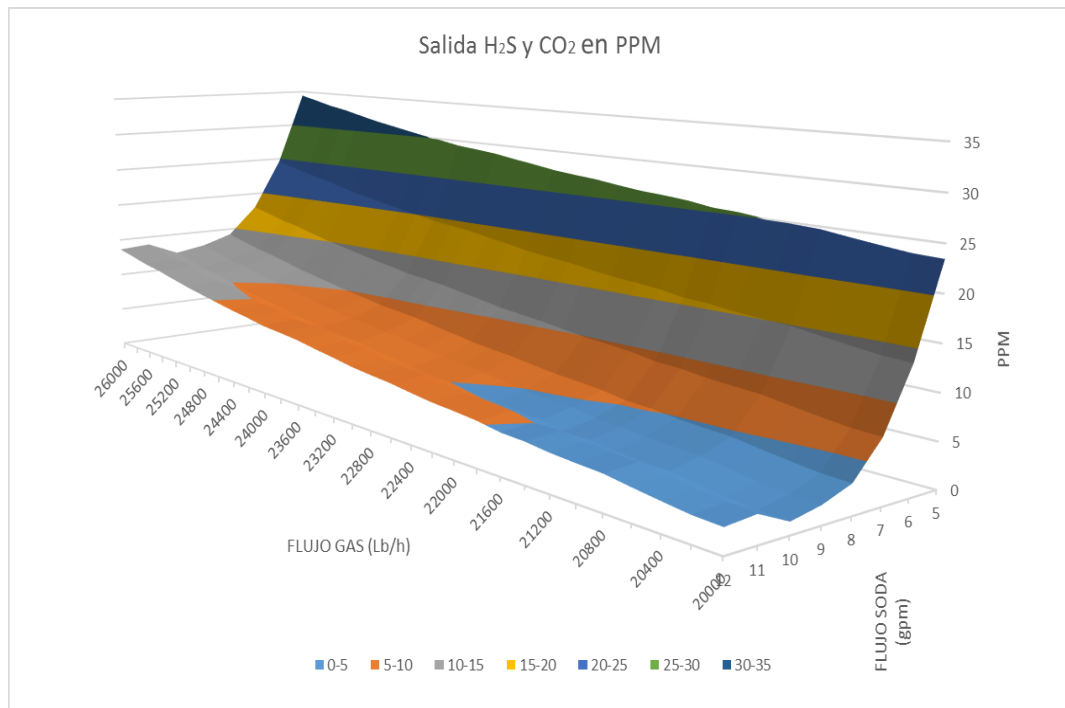


3.4. Variación flujo de gas y de soda simultáneamente

Para esta fase del proyecto se tomaron como variables los flujos de gas de alimentación y de soda cáustica con el fin de poder observar la salida de H₂S y CO₂ con respecto a estas dos variables. Se puede evidenciar las áreas de operación en las cuales se puede obtener una concentración de salida óptima de contaminantes desde 0ppm de H₂S a la salida en un rango de operación de flujo de gas entre 20000

lb/h[9072 Kg/h] y 22000 lb/h[9526 Kg/h] con flujos de soda entre 8USgpm[1,816 m³/h] y 12 USgpm[2,733 m³/h]. Esta zona adecuada se identifica con color azul claro. Si aumentamos el flujo de gas por encima de los 22000 lb/h hasta 24800 lb/h sin variar el rango de flujos de soda entramos a un área de operación identificada con color rojo arcilla en la cual la concentración de contaminantes a la salida varía entre un rango de 5 a 10 partes por millón. Seguir aumentando el flujo de gas hasta 26000 Lb/h implicaría entrar a la zona de operación de color gris, aumentando las concentraciones de H₂S y CO₂ a la salida de la torre hasta 15ppm. Las zonas de operación indicadas con color amarillo, azul océano y verde son áreas de operación en donde los contaminantes salen de la torre en un rango de concentraciones entre 15PPM y 35PPM, obteniendo así un producto contaminado, por fuera de las especificaciones de calidad indicadas por la empresa dado que la concentración a la salida de la torre de gases ácidos debe estar por debajo de 10 ppm y así evitar problemas aguas abajo del proceso.

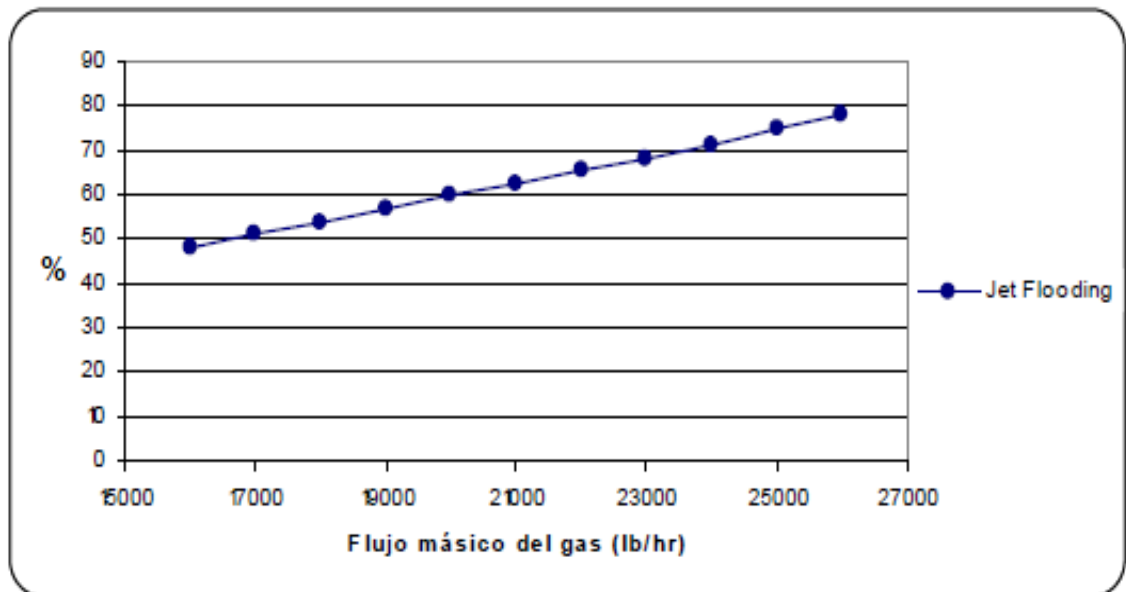
Figura 7. Flujo de Soda y Gas Vs. Concentración de H₂S y CO₂ en el gas a la salida



3.5. Incidencia del flujo de gas para el estudio de hidráulica de plato

La manipulación de la carga desde el valor de diseño (16.210 lb/h)[7353 Kg/h] hasta 26.000 lb/h[11790 Kg/h] con incrementos de 1000 lb/h[453,6 Kg/h], reveló que para flujos superiores a 21.000 lb/h[9526 kg/h] el *Jet flooding* es mayor que el parámetro de diseño establecido para torres de lavado cáustico (60%)[12]. 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[15260 Kg/h] y el *Jet Flooding* para el cual fueron diseñados es de 55%.

Figura 8. Flujo Másico del gas Vs. *Jet Flooding*

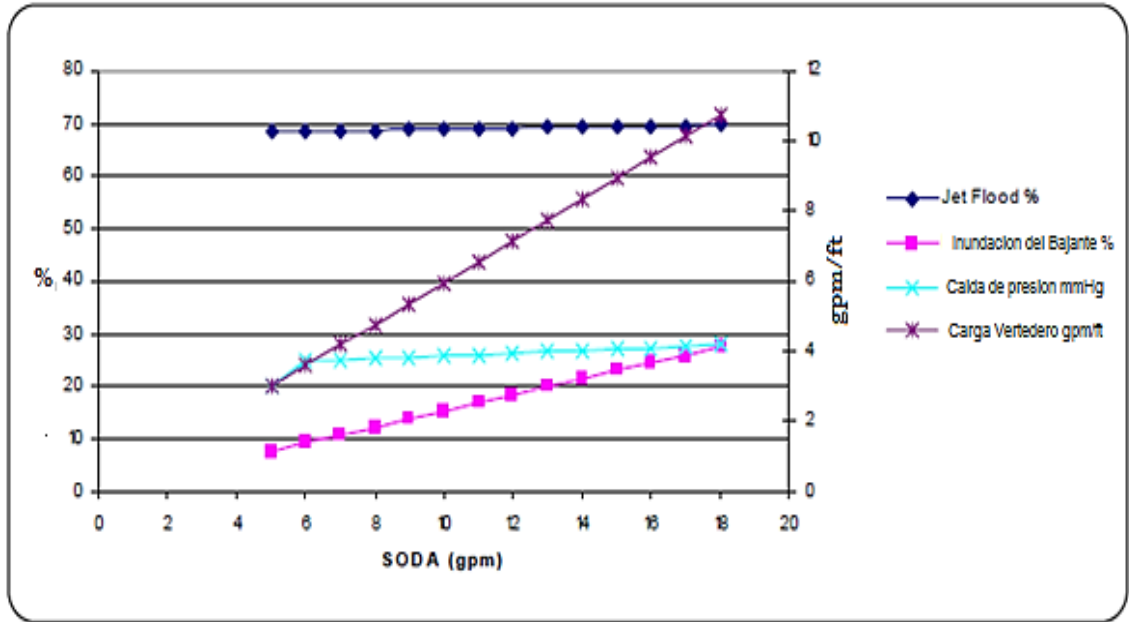


3.6. Incidencia del flujo de soda para el estudio de hidráulica de plato

El análisis de flujo de soda en la torre se realizó para la carga actual de gas (20.000 lb/h)[9072 Kg/h], modificando el flujo desde 5gpm[1,137 m³/h] hasta 18gpm[4,086 m³/h] con un incremento de 1gpm[0,2292 m³/h]. 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%)[13], respectivamente. Además la carga del vertedero alcanza el mínimo recomendado de (6gpm/ft) a un flujo de 10gpm[11].

Figura 9. Incidencia del flujo de soda



3.7. Alternativa de absorbente

Para esta etapa del proyecto, se consultó la bibliografía e información pertinente en bases de datos y libros especializados en el tema de absorción, con el fin de encontrar nuevas tecnologías para el despojo de H₂S y CO₂ de corrientes gaseosas permitiendo reemplazar el proceso que se está llevando a cabo en la refinería de Barrancabermeja y que al mismo tiempo elimine o disminuya todos los problemas que acarrea esta operación.

Existen tecnologías que se usan para despojar grandes cantidades de H₂S y CO₂ de corrientes gaseosas (ver Anexo 1) y dado que estas no logran retirar completamente estos contaminantes, se recurre a otras que permitan eliminar las trazas remanentes en el gas y de esta manera cumplir con las especificaciones del producto.

Teniendo en cuenta las sugerencias de otros autores en la bibliografía consultada, las características y condiciones de la operación y las corrientes de entrada y salida de la torre, se llegó a la conclusión de que el proceso de reemplazo al realizado actualmente en la refinería de Barrancabermeja debe ser uno basado en solventes y que al igual que el actual, no esté diseñado para remover grandes cantidades de gases ácidos, pero que sea capaz de removerlos hasta muy bajos niveles cuando los mismos estén presentes solo a medias o bajas concentraciones en el gas alimentado.

En ese orden de ideas las sugerencias más relevantes de la bibliografía que se consultó, se reúnen en el Anexo 2 a manera de resumen general de los procesos que han sido diseñados y usados en la industria petroquímica y del tratamiento de gases.

Considerando finalmente la información que se consultó y que se resume en los anexos 1 y 2, se investigó cuales procesos en específico podrían sustituir al lavado caustico usado en la refinería de Barrancabermeja. Estos se muestran en la Tabla 7.

Tabla 7. Sistemas no regenerables para remoción de H₂S y CO₂

Sistemas no regenerables para eliminación de H₂S						
Proceso	Chemsweet	Sulfa-Scrub	Sulfa-Check	Sulfa-Guard	Hondo HS-100	Caustico
Químico	ZnO	47% p/p Triazina Hexaedro N ₃ (OH) ₃	NaNO ₂ (Tamponada)	~47% p/p Poliamina	NaNO ₂ p/KOH	20% p/p NaOH
Tipo	Suspensión Acuosa	Solución Acuosa	Solución Acuosa	Solución Acuosa	Solución Acuosa	Solución Acuosa
Reacciona CO ₂	No, CO ₂ /H ₂ S es < 10000	No	Depende de la profundidad del lecho	No	Aprox. 1 mol por mol de H ₂ S	Sí, si el tiempo de contacto excede los valores indicados abajo.
Remueve COS	Si	No	No	No	No	Si
Remueve RSH	Si	Si	No	Si	No	Si

Kg H ₂ S/m ³ [lb H ₂ S/ft ³] Químico Usado	~17 [1]	~170 [10]	~220 [13]	~170 [10]	~270 [16]	~85 [5]
Densidad aparente, Kg/m ³ [lb/ft ³]	~1330 [83]	~1120[70]	~11270[70]	~1120 [70]	~1040 → 1200 [65 → 75]	~1235 [77]
Tiempo de contacto	0.013-0.05 m/s [2.5-10 ft/min] Velocidad superficial del gas	N/A	0.015-0.05 m/s [3-10 ft/min] Velocidad Superficial del gas	<0.032 m/s [<6.25 ft/min]	N/A	0.01-0.03 Seg
Máxima Profundidad Individual del Lecho	3.7 m [12 ft]	4.6 m [15 ft]	3.7 m [12 ft]	4.6 m [15 ft]	3.7 m [12 ft]	4.6 m [15 ft]
Residuos Peligrosos	(2)	No	Si	No	SI (3)	No
Costo Capital \$US	447000	183000	573000	183000	383000	197000
Costo de tratamiento de Gas \$/Ton Azufre (1)	15500	12900	8100	7200	3800	1400
No. Instalaciones	>150	>200	~60	N/A	N/A	N/A
(1) Base: 6700 Nm ³ /h @ 3620 kPa [6MMscfd @ 510 psig] p/400 ppmv H ₂ S y 1% vol CO ₂ a tratar < 4 ppmv H ₂ S (2) Depende de la autoridad local. En general son usados como vertederos. No son peligrosos a excepción de los solubles H ₂ S. (3) Servicio de disposición final de residuos disponible por el vendedor.					<i>Adaptado por Jhonson, J.E., de Houghton and Bucklin</i>	

Fuente: Maddox, R. N. (1998). *Gas conditioning and processing*. Volume 4: Gas and liquid sweetening. p.264

Partiendo de la información presentada en las tablas y de que es necesario exponer las ventajas y desventajas que tiene cada proceso sugerido como posible reemplazante al de lavado caustico que se realiza a día de hoy en la torre T-2757 de la refinería de Barrancabermeja, para así poder determinar la viabilidad tanto económica como operacional de cada uno y entender cuál de ellos se ajusta mejor

a las condiciones del proceso se realizó una búsqueda de las características de cada proceso las cuales se exponen en la Tabla 8.

Tabla 8. Ventajas y Desventajas de los sistemas no regenerables para la remoción de H₂S y CO₂

PROCESO	VENTAJAS	DESVENTAJAS
Chemsweet	<ul style="list-style-type: none"> • Usa como material solvente una suspensión acuosa de óxido de Zinc, Acetato de Zinc y un agente dispersante. • Amplio rango de presiones de operación desde 75 hasta 1400 psi. • Amplio rango de flujos de operación desde 50 Mcfd hasta 12 MMscfd. • Rango de concentración de H₂S va desde 1-50 gr/100 scf. 	<ul style="list-style-type: none"> • Las temperaturas de la suspensión y de entrada del gas se deben mantener por encima de la temperatura de hidrato del gas tratado. • Se producen algunos residuos peligrosos. • Se deben pagar costos de patente. • Es proceso tipo Batch.
Sulfa-Scrub®	<ul style="list-style-type: none"> • Usa como material solvente una solución al 47% en peso de Triazina N₃(OH)₃. • Subproductos de reacción biodegradables y pueden ser fácilmente vertidos. • Productos de reacción solubles en agua o aceite dependiendo de la formulación del proveedor. • Aplicación de inyección directa tiene una eficiencia limitada. 	<ul style="list-style-type: none"> • Altamente tóxica para la vida acuática • Altos costos de tratamiento. • Se deben pagar costos de patente. • No puede reaccionar con el CO₂.

<p>Sulfa-Check®</p>	<ul style="list-style-type: none"> • Usa como solvente una solución acuosa de Nitrito de Sodio. • Remueve aproximadamente 220 kg de H₂S por m³ de solvente usado. • La suspensión que se gasta en el proceso fue clasificada como residuo no peligroso para el medio ambiente. 	<ul style="list-style-type: none"> • Produce residuos peligrosos. • Reacción de CO₂ depende de la profundidad del lecho. • La reacción del sulfuro de hidrógeno para formar azufre, depende del pH y el tiempo de contacto, utilizando una mínima cantidad de CO₂. • Se deben pagar costos de patente.
<p>Hondo HS-100</p>	<ul style="list-style-type: none"> • Remoción eficiente a condiciones ácidas. • Usa como solvente una solución de Nitrito de sodio e Hidróxido de potasio. • Reacciona cerca de 1 mol de CO₂ por mol de H₂S. • Remueve cerca de 270 Kg de H₂S por m³ de solución lavadora usada. 	<ul style="list-style-type: none"> • Baja eficiencia a condiciones alcalinas • Corrosivos. • Solo se han probado a pequeñas escalas. • Se deben pagar costos de patente.
<p>Sulfa-Guard</p>	<ul style="list-style-type: none"> • Usa como solvente de lavado una solución acuosa de poliamina al 47% en peso. • Convierte el sulfuro de Hidrógeno a un compuesto sulfuro/amina no peligroso y un polímero orgánico tioalcohol sin la formación de ningún precipitado insoluble. • Al reaccionar con la resina amina/amino alcohol, forma productos solubles en agua, estables, que pueden removerse fácilmente del sistema. 	<ul style="list-style-type: none"> • No puede reaccionar con el CO₂. • Se deben pagar costos de patente

Finalmente, en base a la información que se presentó en las tablas 7 y 8 y analizando toda la información posible que se consultó, el proceso que podría llegar a reemplazar el lavado caustico usado en la refinería de Barrancabermeja y que permitiría la disminución de los inconvenientes que se tienen con la operación actual, es el proceso Hondo HS-100 dado que puede remover simultáneamente H_2S y CO_2 además de que presenta un comportamiento similar al actual sin tener todos los problemas que este tiene. También es importante mencionar que los costos de tratamiento de gas son los más respecto a las demás alternativas que se presentan aunque superan el del proceso actual, por lo que se hace necesario estudiar todas las variable y determinar si sería conveniente para la compañía cambiar la soda caustica por la solución de nitrito de sodio e hidróxido de potasio y que ventajas o desventajas traería esta decisión.

4. CONCLUSIONES

Es notable la incidencia de la temperatura de gas, flujo de gas y flujo de soda, en la extracción de los contaminantes del gas de carga, por esto para lograr cumplir con la recomendación PFI-111 y lograr una ventaja operativa de la torre T-2757, es necesario efectuar la operación de la siguiente manera: flujo máximo de gas 23.000 lb/h, flujo máximo de soda 12gpm, temperatura óptima de operación 100°F.

Es de vital importancia para el proceso de lavado cáustico garantizar la confiabilidad de los procesos aguas arriba, como el tratamiento con amina y la preparación de la soda ya que de esta forma se mantiene el gas limpio de sustancias corrosivas, se conservan las condiciones deseadas a la entrada del sistema y se evita el ensuciamiento prematuro de la torre de lavado caustico.

Se hace evidente la necesidad de llevar a cabo proyectos de inversión tales como el cambio de los internos de la torre por platos de alta eficiencia que permitan mantener el mismo diámetro, el mismo espacio entre platos y una carga superior de gas con un Jet Flooding cercano a 60%, como una de las alternativas más favorables si se pretende aumentar el flujo de gas hacia la torre y por tanto la producción de etano-etileno de toda la unidad debido a que cuenta con tecnología obsoleta que no permite obtener una mayor eficiencia de su operación así como la de toda la sección.

5. RECOMENDACIONES

Es conveniente estudiar las condiciones económicas y operacionales que requiere cada uno de los absorbentes aquí propuestos con el fin de determinar la viabilidad de cada uno de ellos para decidir cual se ajusta más al proceso llevado a cabo en la refinería de Barrancabermeja en el lado frío de la cracking UOP 1.

6. CITAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] Almario, M. (2014). Refinería aumentó 49% la producción de polietileno, según explicó Ecopetrol. Vanguardia Liberal, p.10.
- [2] Ecopetrol.S.A. (2012). Polietileno LDPE Polifen 640. 9/7/2015, de Ecopetrol.S.A. Sitio Web: [http: / / www.ecopetrol.com.co / especiales / catalogo_de_productos/polietileno1.html](http://www.ecopetrol.com.co/especiales/catalogo_de_productos/polietileno1.html)
- [3] Pimienta, L. E. (2014). “Mejoramiento de la eficiencia de la torre de lavado caustico T-2757 con el fin de incrementar la carga hacia la sección de Etileno III de la unidad de craqueo catalítico UOP I”. Anteproyecto tesis de maestría.
- [4] Ghanbari, K., Razmkhah, K., & Tajerian, M. (2003). Design of Caustic Wash System for Light Hydrocarbons such as LPG, NGL and Naphtha. PETROLEUM AND COAL, 45(3/4), 131-134.
- [5] Kidnay, A. J., Parrish, W. R., & McCartney, D. G. (2011). Fundamentals of natural gas processing (Vol. 218). CRC Press. Capítulo 6, pag 92-132
- [6] Maddox, R. N. (1982). Gas conditioning and processing: Gas and liquid sweetening. J. M. Campbell (Ed.) pag 250. Campbell Petroleum Series.
- [7] Treybal, R. E., Rodríguez, A. G., & Lozano, F. J. (1988). Operaciones de transferencia de masa (pp. 306-369). McGraw-Hill.
- [8] Ecopetrol S.A. (2014) Manual de descripción de procesos de la unidad FCCU UOP 1(FCC/VRU), (Capítulo 3) pag 37. Barrancabermeja. Ecopetrol S.A.
- [9] Aspen Technology Inc. (2006). Aspen Hysys property package: Overview and best practices for optimum simulations(pp 11). Bedford, Massachusetts: Aspen Technology Inc. en: [__http: / / sites.poli.usp.br / d / pqi2408 / bestpracticesoptimumsimulationshysyspropertypackages.pdf](http://sites.poli.usp.br/d/pqi2408/bestpracticesoptimumsimulationshysyspropertypackages.pdf)

- [10] Peña, J.C. (2007). "DIAGNOSTICO Y RECOMENDACIONES PARA EL AUMENTO DE LA PRODUCCION DEL SISTEMA DE ETANO ETILENO DE LA PLANTA DE RUPTURA CATALITICA UOP I (GERENCIA COMPLEJO BARRANCABERMEJA)".
- [11] Koch-Glitsch. (2006). Tray & Packed Tower Sizing Software Program pag 11. Belgica: Koch-Glitsch.
- [12] Exxon Engineering. Fractionating Towers Design Practices Device Selection and Basic Concepts Section III-A pag 21.
- [13] Koch-Glitsch. Tray design Manual. Bulletin 960-1 pag 27.

BIBLIOGRAFÍA

Actualizada 5 septiembre 2015. [Fecha de Consulta: 9 Julio 2015]. Disponible en: http://www.ecopetrol.com.co/especiales/catalogo_de_productos/polietileno1.html

GHANBARI, Keumarrs.; RAZMKHAH, Kasra.; TAJERIAN, Maral. Design of Caustic Wash System for Light Hydrocarbons such as LPG, NGL and Naphtha. *PETROLEUM AND COAL*, 2003, vol. 45, no 3/4, p. 131-134.

KIDNAY, Arthur J.; PARRISH, William R.; MCCARTNEY, Daniel G. *Fundamentals of natural gas processing*. CRC Press, 2011.

KOCH Glitsch. Tray & packed Tower Sizing Software Program [en línea]. USA: Koch-glitsch 2013. [consulta: 7 julio 2015]. Disponible en: <http://www.koch-glitsch.com/Document%20Library/Bulletin-4900.pdf>

PEÑA, Juan Camilo. *Diagnóstico y recomendaciones para el aumento de la producción del sistema de etano etileno de la planta de ruptura catalítica uop I (gerencia complejo Barrancabermeja-Ecopetrol)*. Trabajo de grado Ingeniero Químico. Bucaramanga. Universidad Industrial de Santander.2007

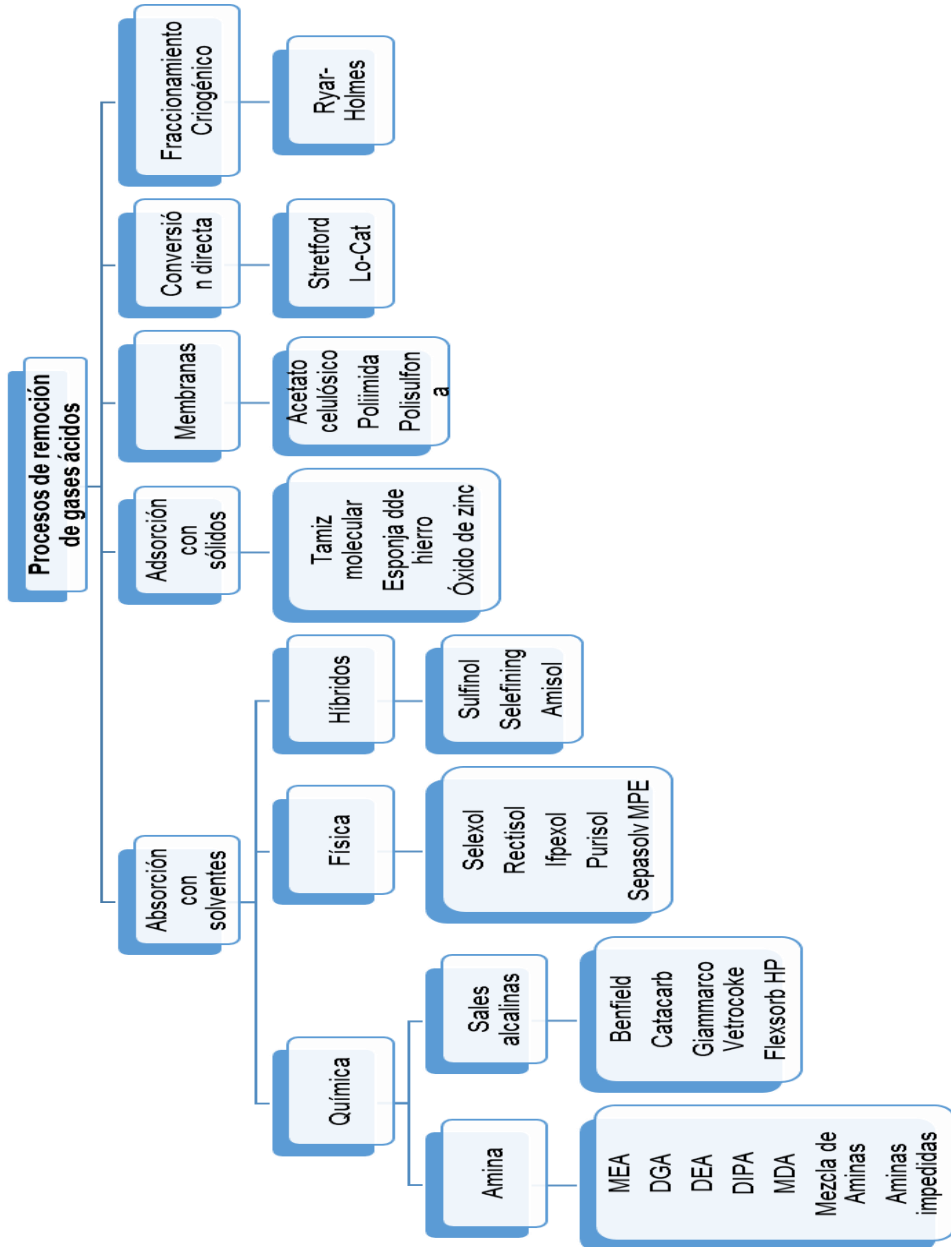
PIMIENTA, Luis Eduardo. *Mejoramiento de la eficiencia de la torre de lavado caustico T-2757 con el fin de incrementar la carga hacia la sección de Etileno III de la unidad de craqueo catalítico UOP I*. Informe inédito. Ecopetrol S.A , 2014

SINNOTT, Raymond K. *Chemical engineering design: SI Edition*. Elsevier, 2009.

TREYBAL, Robert Edwald; RODRÍGUEZ, Amelia García; LOZANO, Francisco José. *Operaciones de transferencia de masa*. McGraw-Hill, 1980.

ANEXOS

Anexo A. Procesos de remoción de gases ácidos



Fuente: Kidnay, A. J., Parrish, W. R., & McCartney, D. G. (2011). *Fundamentals of natural gas processing* (Vol. 218). CRC Press. Capítulo 5, p. 94

Anexo B. Principales procesos para la remoción de trazas de H₂S y CO₂

Procesos para eliminación de trazas de H₂S

Procesos basados en líquidos:

Nitritos

Condensados Amina-Aldehído

Lavado Caustico

Aldehídos

Oxidantes

Lechadas Metal-Óxido

Fuente: Holub, P. E. & Sheilan, M. (2000). *Fundamentals of Gas Sweetening* (p.128), Oklahoma: University of Oklahoma.

Anexo C. Fotos del interior de la torre T-2757



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