

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA
FACULTAD DE INGENIERIA DE PETROLEO, GAS NATURAL Y
PETROQUIMICA



“EVALUACION DE PROCESOS PARA
ENDULZAMIENTO DEL GAS DE PRODUCCION”

TESIS

PARA OPTAR EL TITULO PROFESIONAL DE:
INGENIERO PETROQUIMICO

ELABORADO POR:

MILAGROS DEL PILAR ESTRELLA MALDONADO

PROMOCIÓN 2006-1

LIMA - PERU

2010

Tema: Producción de Petróleo y Gas

**EVALUACIÓN DE PROCESOS PARA EL ENDULZAMIENTO DEL GAS DE
PRODUCCIÓN**

INDICE

CAPITULO 1. INTRODUCCIÓN.....	3
1.1. OBJETIVO	6
1.2. FORMULACION DEL PROBLEMA.....	7
1.3. JUSTIFICACION	8
CAPITULO 2. MARCO TEORICO.....	9
2.1. BATERÍAS DE PRODUCCIÓN	9
2.2. GAS DE PRODUCCIÓN	14
2.2.1. <i>Impurezas</i>	14
2.2.2. <i>Efecto de las principales impurezas</i>	15
2.3. CLASIFICACION DE LOS PROCESOS DE ENDULZAMIENTO DEL GAS	20
2.3.1. <i>Absorción química</i>	21
2.3.1.1. <i>Procesos con aminas</i>	21
2.3.1.2. <i>Procesos con carbonato</i>	26
2.3.2. <i>Procesos de Absorción Física</i>	27
2.3.2.1. <i>Proceso Selexol</i>	28
2.3.2.2. <i>Proceso de Lavado con Agua</i>	29
2.3.3. <i>Procesos de Soluciones mixtas o híbridos</i>	31

2.3.4.	<i>Procesos Redox líquido</i>	33
2.3.4.1.	<i>Proceso Stretford</i>	34
2.3.4.2.	<i>Proceso Lo-Cat</i>	34
2.3.5.	<i>Proceso Cíclico y Batch</i>	41
2.3.5.1.	<i>Procesos Scavenger o secuestradores</i>	41
2.3.6.	<i>Procesos de Adsorción</i>	50
2.3.6.1.	<i>Proceso con Mallas Moleculares</i>	50
2.4.	SELECCIÓN DE PROCESOS APLICABLES	61
CAPITULO 3. METODOLOGIA		64
3.1.	DESCRIPCIÓN DEL ESCENARIO	64
3.2.	SELECCIÓN DEL PROCESO.....	64
3.2.1.	<i>Primera fase de la Evaluación Técnica: Selección Tipo de Proceso</i>	64
3.2.2.	<i>Segunda Fase de la Evaluación Técnica: Selección de Tecnología</i>	71
3.2.3.	<i>Evaluación Económica</i>	75
3.3.	PROCESO SELECCIONADO	84
3.4.	DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	86
3.5.	DISPOSICION DEL AZUFRE	88
3.6.	CONSIDERACIONES DE DISEÑO.....	90
CAPITULO 4. CONCLUSIONES GENERALES		91
CAPITULO 5. BIBLIOGRAFIA		94
CAPITULO 6. ANEXOS		96
	ANEXO 1: DISTRIBUCIÓN DE LOTES EN EL PERÚ	97
	ANEXO 2: VENTAJAS DEL GAS COMO FUENTE DE ENERGÍA.....	98
	ANEXO 3: REGULACIÓN DE EMISIONES AMBIENTALES VIGENTE.....	101
	ANEXO 4: ANÁLISIS CROMATOGRAFICO DEL GAS DE PRODUCCIÓN	104
	ANEXO 5: MONITOREO DE PH CON EL USO DE MICRO-SUL.....	105

EVALUACIÓN DE PROCESOS PARA EL ENDULZAMIENTO DEL GAS DE PRODUCCIÓN

CAPITULO 1. INTRODUCCIÓN

Los componentes de azufre son muy perjudiciales tanto para el ambiente como para los equipos de procesos industriales y están presentes en corrientes gaseosas de las plantas de gas natural, plantas de tratamiento petróleo, refinerías y otros, su cantidad depende de la composición en el petróleo asociado o gas natural. Los dos componentes de azufre que merecen especial atención son: el sulfuro de hidrogeno (H_2S), el cual es un gas altamente corrosivo con un característico mal olor; y el dióxido de azufre (SO_2), que es un gas tóxico responsable de la formación de lluvias acidas y corrosión en los equipos.

Al sulfuro de hidrogeno (H_2S) y al dióxido de carbono (CO_2) se les denomina gases ácidos y constituyen uno de los principales problemas en la producción de petróleo y gas debido a que disueltos en medios acuosos producen daños de naturaleza corrosiva en sistemas metálicos, causando desgaste de equipos, merma de materias primas, perdidas o contaminación de productos, disminución de la eficiencia del proceso, altos costos de mantenimiento, constituyendo un riesgo de seguridad en la planta, además, de estar regulado la emisión de tales gases al ambiente (Anexo 3).

Hasta 1970¹ la remoción de los contaminantes del gas no era atractivo, por lo que, usualmente los gases ácidos eran venteados a la atmósfera o incinerados en

¹ Maddox & Morgan, 1988

un flare, posteriormente se desarrolla la industria del gas convirtiéndose en la fuente de energía mas ventajosa porque, además de ser un combustible limpio y de bajo costo, compite con todas las otras fuentes de energía.

Esta tesis esta dirigida al gas de producción separado del petróleo, en una planta de tratamiento o batería de producción, la cual usualmente se destina a la venta, se reinyecta a los reservorios para recuperación del petróleo o es empleado en servicios auxiliares de la planta, en cualquiera de los casos y dependiendo del requerimiento de uso, el contenido de los gases ácidos, y la presencia de vapor de agua deben ser removidos o llevar su contenido a niveles exigidos para su empleo.

Ante la problemática que representa la presencia de gases ácidos en el gas de producción, esta tesis esta enfocada específicamente a la remoción de H₂S para una corriente de 3 MMSCFD de gas, proveniente de un caso de producción proyectada de un yacimiento de petróleo², con una concentración de 982 ppmv de H₂S (composición de la batería referencial³). La finalidad es la selección del proceso viable a este caso, que conlleve a mejoras en las características del gas, sea un proceso ambientalmente amigable y que el gas tratado tenga la opción de ser empleado como alimentación de los generadores eléctricos de la planta, en miras de optimizar la batería de producción.

El desarrollo de esta tesis esta conformado por:

El Capitulo 1, objetivo general y los objetivos específicos; formulación del problema identificado; justificación para el desarrollo del proyecto;

Capitulo 2, Marco Teórico, descripción de los procesos para el endulzamiento del gas, aplicables desde gran cantidad de gas ácido hasta la remoción selectiva de

² Fuente: Pluspetrol Norte

³ Anexo 4

un constituyente del gas ácido en el rango de partes por millón, explicándose las principales características de cada uno, y las principales consideraciones para la selección del proceso;

Capitulo 3 Metodología, descripción del escenario base motivo de la tesis, la selección del proceso considerándose los criterios técnicos, económicos, de riesgo y beneficios, la evaluación económica para la elección del proceso viable, también explica la descripción del proceso, disposición de los co-productos del proceso y las principales consideraciones de diseño de fabricante; y finalmente

El Capitulo 4, Conclusiones de este trabajo de tesis.

Con la instalación de un proceso de endulzamiento adecuado para la carga establecida, se pretende contribuir con la disminución del costo operativo de la batería, cumplir con las regulaciones ambientales vigentes, brindar opciones de empleo del gas en la planta, optimizar la batería de producción.

1.1. OBJETIVO

General:

Seleccionar la mejor tecnología para la remoción de 120 kg de azufre por día a partir de 3 MMSCFD de gas de producción.

Específicos:

- Evaluación técnica de los procesos de endulzamiento
- Evaluación económica de los procesos de endulzamiento
- Selección de un proceso eficiente, simple y de fácil operación.
- Principales consideraciones de diseño del proceso.
- Costos y beneficios del proceso seleccionado.

1.2. FORMULACION DEL PROBLEMA

Seleccionar el proceso viable técnica y económicamente para la reducción de la concentración de azufre contenida en una corriente de gas, a partir del análisis y evaluación de alternativas.

1.3. JUSTIFICACION

- Ventaja considerable del gas como fuente de energía para la generación eléctrica contribuyendo en la reducción en los costos operativos. Anexo 2.
- Otra de las razones que motiva al tratamiento del gas son las regulaciones ambientales vigentes para las emisiones de compuestos de azufre. Anexo 3. El sulfuro de hidrogeno (H_2S) es un gas extremadamente toxico, corrosivo y oloroso. Cuando el H_2S es quemado (ejemplo: en el Flare) se oxida y forma el dióxido de azufre (SO_2), el cual es liberado en forma gaseosa y al interactuar con el vapor de agua del ambiente forma la lluvia acida.
- Requerimiento en la calidad del gas para su empleo en la generación eléctrica. La presencia de H_2S en el gas implica problemas corrosivos en los compresores y turbinas., por lo cual es de vital importancia el remover este componente hasta llevarlo a contenidos aceptables para su empleo en planta y por seguridad.

CAPITULO 2. MARCO TEORICO

2.1. Baterías de producción

Son instalaciones o facilidades de superficie, la cual recibe la producción de un determinado número de pozos del yacimiento, generalmente entre 10 y 30. Allí se cumplen funciones de separación de fases, la medición diaria del volumen producido total y en los casos necesarios, de cada pozo en particular, además de pruebas de producción para determinar la calidad del crudo. Estas instalaciones están conformadas por:

A.- Equipos de Separación

a) Equipos de separación gas-liquido

- Separadores convencionales

Para cantidades significativas de liquido (100 a 1000 BOPD).

Son de diseño horizontal o vertical.

- Scrubbers

Para pequeñas cantidades de líquido (menor a 10 Bbl/MMSCF).

b) Equipos de separación Petróleo-agua

- Separadores convencionales trifásicos
- Knockouts
- Filtros líquido – líquido.

Aplicación	Equipo	Tamaño de gota, microns	Comentario
Agua esparcida en el petróleo	Knockout	500	La fase de petróleo separado debe contener menos del 5% - 10% de agua.
Petróleo esparcido en el agua	Separador API	150	Agua separada debe contener menos de 500 mg/L de petróleo.
Petróleo esparcido en el agua	Separador Trifásico	250 - 500	Agua separada debe contener menos de 1000 – 2000 mg/L de petróleo. (Conservativo).

B.- Tratador Térmico

Equipo empleado para la remoción de agua y sedimentos (S&W) del petróleo producido. Es necesario para alcanzar especificación de venta (S&W menor a 0.5% v/v). Los tratadores térmicos pueden ser Mecánico y electrostático.

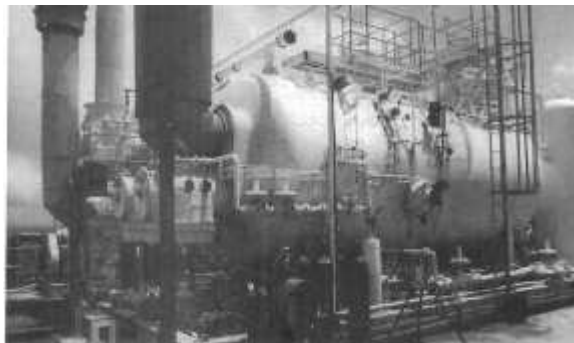
C.- Desaladora

Equipo empleado para la remoción de sales del petróleo crudo (principalmente cloruro de calcio, magnesio y sodio) a través del lavado

del crudo con agua fresca y subsecuente deshidratación. Es necesario para alcanzar especificación de venta (máximo de 10 libras de sales por mil barriles de petróleo - PTB).



Separador Vertical



Separador Horizontal



Tratamiento térmico

D.- Tanques de Almacenamiento de petróleo

Los tanques de almacenamiento están diseñados para el almacenamiento y manipulación de grandes volúmenes de petróleo. El almacenamiento constituye un elemento de sumo valor en la explotación de los servicios de hidrocarburos ya que actúa como un pulmón entre producción y/o transporte para absorber las variaciones de consumo. El almacenaje de líquidos tales como el petróleo se pueden conservar a presión y temperatura ambiente, se efectúa normalmente en tanques cilíndricos de fondo plano, techo abovedado, esférico o elipsoidal, y algunas veces flotante, a fin de evitar la acumulación de gases inflamables dentro de los mismos, que pueden o no tener incorporado algún sistema de calefacción.



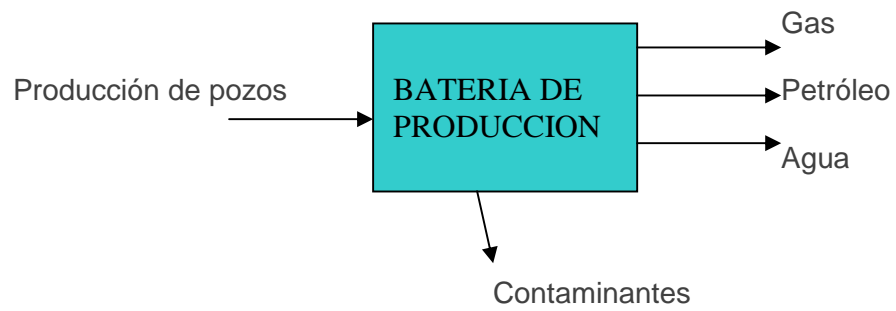
E.- Bombas de transferencia

Despacha el crudo entre estaciones del mismo campo a los oleoductos.

F.- Tuberías de conducción

Los líquidos son conducidos desde cada uno de los pozos hasta baterías o estaciones colectoras a través de tuberías enterradas o aéreas de entre 2 y 6

pulgadas de diámetro, dependiendo de la producción del pozo. El material más común para estas líneas de conducción es el acero al carbono.



2.2. Gas de producción

2.2.1. Impurezas

La mayor parte del gas la compone el metano, aunque también contiene, en cantidades variables, hidrocarburos de dos o mas carbonos. De igual forma el gas puede presentar en menores cantidades, diversas impurezas.

Khol y Nielsen, en su libro Gas Purification, reportan los contaminantes más importantes encontrados en los yacimientos de gas natural, al cual se hará referencia para efecto de la identificación y comparación con las impurezas del gas de producción. En la tabla 3 se muestran dichos contaminantes así como su formula química (Khol y Nielsen, 1997):

Tabla⁴ 3: Principales impurezas del gas natural
Acido Sulfhídrico, H₂S
Dióxido de carbono, CO₂
Dióxido de azufre, SO₂
Óxidos de nitrógeno, NO_x

⁴ Fuente: Gas Purification, Kohl and Nielsen

<p>Componentes volátiles, VOCs</p> <p>Nitrógeno, N2</p> <p>Sulfuro de Carbonilo, COS</p> <p>Bisulfuro de carbono, CS2</p> <p>Compuestos orgánicos de azufre</p>
--

En lo que concierne a las **impurezas del gas de producción** generalmente se tiene la presencia de dióxido de carbono (CO₂), ácido sulfhídrico (H₂S), nitrógeno (N₂) y vapor de agua (H₂O)⁵.


2.2.2. Efecto de las principales impurezas⁶

Impurezas	Efecto
	<ul style="list-style-type: none"> • A temperaturas moderadas el CO₂ no es corrosivo al acero si está seco. Sin embargo, en presencia de humedad o de humedades relativas de 60 – 70 % resulta bastante corrosivo. • Pequeñas cantidades de humedad en el CO₂ – del orden de 1000 ppmv, producen altas velocidades de corrosión del acero

⁵ Fuente: Análisis cromatográfico proporcionado de las operaciones de Pluspetrol Norte S.A. Anexo 4

⁶ Fuente: GPA Estudios y Servicios Petroleros SRL Nota técnica 20

CO2	<p>al carbono a 100 °F.</p> <ul style="list-style-type: none"> • El CO2 es altamente soluble en agua y reacciona formando un ácido débilmente ionizado, el ácido carbónico (H2CO3) que se combina con el hierro (ferroso) para formar Siderita (FeCO3) que es, tanto un producto de corrosión como una incrustación. • De acuerdo con la fuente, existe corrosión carbónica uniforme cuando la presión parcial del CO2 es superior a 30 psi.
H2S	<ul style="list-style-type: none"> • El Sulfuro de hidrogeno (H2S) proviene tanto de la formación del yacimiento, como el originado de la actividad de bacterias sulfato reductoras, y pueden estar presentes distribuido en las fases gas, crudo y agua, generando serios problemas de corrosión y provocando fallas de los materiales en el corto plazo. Las zonas críticas a monitorear y proteger, en un sistema de gas, son principalmente las zonas húmedas y en contacto con agua conteniendo H2S, tales como separadores, trampas de agua, etc. • Los tipos de corrosión normalmente observados son: Corrosión general y Pitting La presencia de H2S promueve la reacción anódica y picado del acero y además actúa despolarizando las zonas catódicas, favoreciendo aún más la corrosión. Generalmente se puede observar la formación de una película negra de sulfuro de hierro que puede disminuir la velocidad de corrosión en algunos casos y además ocultar fallas latentes del material las cuales pueden aparecer

H ₂ S	<p>repentinamente cuando se realizan trabajos de limpieza y mantenimiento de los equipos y líneas.</p>  <p>El metal de las instalaciones puede sufrir fragilización y falla por efecto de la absorción molecular de hidrógeno proveniente de la disociación H₂S presente sobre la superficie metálica.</p> <p>Muchas de las fallas observadas se encuentran en metales de alta dureza, sometidos a condiciones de stress. En condiciones de alta velocidad de penetración de H₂, el metal puede llegar a presentar ampollamiento, acelerando el tiempo de deformación y rotura. Las variables principales que afectan la absorción de H₂ y la fragilización del metal son: pH, concentración de H₂S, temperatura y condición de la superficie metálica.</p> <ul style="list-style-type: none">• Corrosión microbiológica La presencia de BSR principalmente en zonas de en ausencia de oxígeno, como son tanques de proceso o almacenamiento, producen altas tasas de corrosión en cortos períodos. La actividad microbiológica transforma los iones sulfatos contenidos en el agua a ácido sulfhídrico
------------------	---

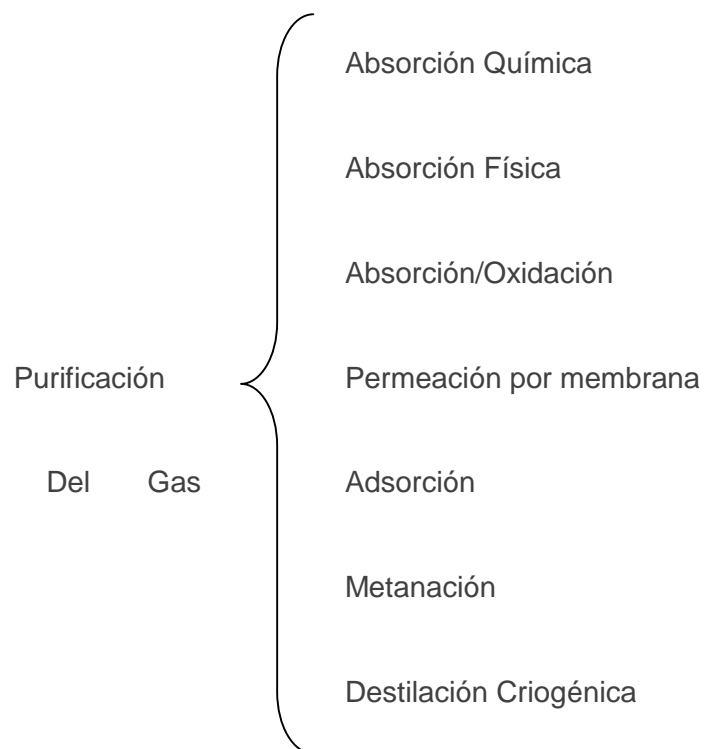
	<p>provocando el ataque del material formando continuas películas de sulfuro de hierro. Se debe tener precaución en la selección y aplicación de limpiadores y biocidas para el control de las BSR, debido a que pueden dar a la luz fallas y pinchaduras ocultas en el tiempo.</p> <ul style="list-style-type: none"> • El H₂S es altamente toxico para las personas, animales y ambiente en general.
NO _x	<ul style="list-style-type: none"> • Los óxidos de nitrógeno se producen en la combustión al combinarse radicales de nitrógeno, procedentes del propio combustible o bien, del propio aire, con el oxigeno de la combustión. Este fenómeno tiene lugar en reacciones de elevada temperatura, especialmente procesos industriales y en motores alternativos, alcanzándole proporciones del 95-98% de NO y del 2-5% de NO₂. Dichos óxidos, por su carácter ácido contribuyen, junto con el SO₂ a la lluvia ácida y a la formación del "smog" (término anglosajón que se refiere a la mezcla de humedad y humo que se produce en invierno sobre las grandes ciudades). • La propia composición del gas natural genera dos veces menos emisiones de NO_x que el carbón y 2,5 veces menos que el fuel-oil. Las modernas instalaciones tienen a reducir las emisiones actuando sobre la temperatura, concentración de nitrógeno y tiempos de residencia o eliminándolo una vez formado mediante dispositivos de reducción catalítica.

Vapor de Agua	<ul style="list-style-type: none">• La presencia de vapor de agua a temperaturas cercanas al ambiente y presiones altas forma hidratos de metano que pueden obstruir los gasoductos.
---------------	--

2.3. Clasificación de los procesos de endulzamiento del gas

En la actualidad existen diferentes tecnologías mediante la cual es posible la remoción del sulfuro de hidrogeno (H₂S) y el dióxido de carbono (CO₂) del gas. De acuerdo a Khol y Nielsen, existen siete tipos de tecnologías que pueden ser empleadas para la remoción de impurezas, o endulzamiento del gas.

Tabla 4⁷ : Tipo de tecnologías empleados para purificación del gas



A continuación se describe cada una de ellas⁸:

⁷ Kidnay and Parrish, 2006

2.3.1. Absorción química

Estas soluciones dan lugar a reacciones reversibles con los gases ácidos y pueden ser regenerados (usualmente por acción de calor) en un proceso cíclico. Se emplea para remover grandes cantidades de azufre y cuando sea necesario CO₂. Existen muchos tipos de soluciones de aminas que podrían emplearse, dependiendo de las especificaciones del gas amargo.

Estos procesos se caracterizan porque el gas agrio se pone en contacto en contracorriente con una solución en la cual hay una substancia que reacciona con los gases ácidos. El contacto se realiza en una torre conocida como “contactora”, en la cual la solución ingresa por la parte superior y el gas ingresa por la parte inferior. Las reacciones que se presentan entre la solución y los gases ácidos son reversibles y por lo tanto la solución al salir de la torre se envía a regeneración. Los procesos con aminas son los más conocidos de esta categoría.

El punto clave en los procesos de absorción química es que la contactora sea operada a condiciones que favorezcan la reacción entre los componentes ácidos del gas y el solvente (bajas temperaturas y altas presiones), y que el regenerador sea operado a condiciones que favorezcan la reacción para liberar los gases ácidos (bajas presiones y altas temperaturas).

2.3.1.1. Procesos con aminas

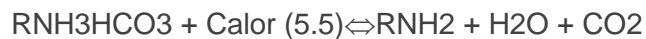
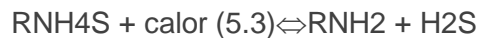
El proceso con aminas más antiguo y conocido es el MEA. En general los procesos con aminas son los más usados por su buena capacidad de remoción, bajo

⁸ Fuente: GPSA Data Book 12va Edicion y Khol & Nielsen,1997

costo y flexibilidad en el diseño y operación. Las alcohol-aminas más usadas son: Monoetanolamina (MEA), Dietanolamina (DEA), Trietanolamina (TEA), Diglicolamina (DGA), Diisopropano-lamina (DIPA) y Metildietanolamina (MDEA).

Los procesos con aminas son aplicables cuando los gases ácidos tienen baja presión parcial y se requieren bajas concentraciones del gas ácido en el gas de salida (gas residual).

Las reacciones de algunas aminas son las siguientes:



Como se puede apreciar las tres reacciones anteriores se pueden dar en un sentido o en otro. Cuando es de izquierda a derecha se tiene el proceso de endulzamiento y hay generación de calor. Para regenerar la amina se debe tener la reacción de derecha a izquierda o sea que a la solución de amina que sale de la torre contactora se le aplica calor para recuperar la amina. Las aminas tienen en general afinidad por todos los compuestos sulfurados.

Aminas usadas:

- Alcohol derivados de amonio: NH_3

- *Monoetanolamina* (MEA): $\text{HOC}_2\text{H}_4\text{NH}_2$
- *Dietanolamina* (DEA): $(\text{HOC}_2\text{H}_4)_2\text{NH}$
- *Diglicolamina* (DGA): $\text{H}(\text{OC}_2\text{H}_4)_2\text{NH}_2$
- *Metildietanolamina* (MDEA): $(\text{HOC}_2\text{H}_4)_2\text{NCH}_3$
- *Trietanolamina* (TEA): $(\text{HOC}_2\text{H}_4)_3\text{N}$
- *Diisopropanolamina* (DIPA): $(\text{HOC}_3\text{H}_6)_2\text{NH}$

La MEA tiene la reactividad más alta y por lo tanto la mayor capacidad para remover H_2S , además como tiene el menor peso molecular ofrece la mayor capacidad para remover H_2S por unidad de masa, lo que implica menores tasas de circulación en una planta de endulzamiento. La MEA es estable químicamente y aunque la rata de reacción con H_2S es mayor que con CO_2 el proceso de endulzamiento no se considera selectivo pues también remueve el CO_2 . La MEA tiene una desventaja importante y es la alta pérdida de solución debido a que posee una presión de vapor relativamente alta lo que ocasiona altas pérdidas por vaporización, y reacciona irreversiblemente con algunos compuestos de azufre y carbono. Otra desventaja importante es que absorbe hidrocarburos. Normalmente cuando se usa MEA se requiere un buen “rehervidor” para reversar parcialmente la degradación y recuperar la MEA.

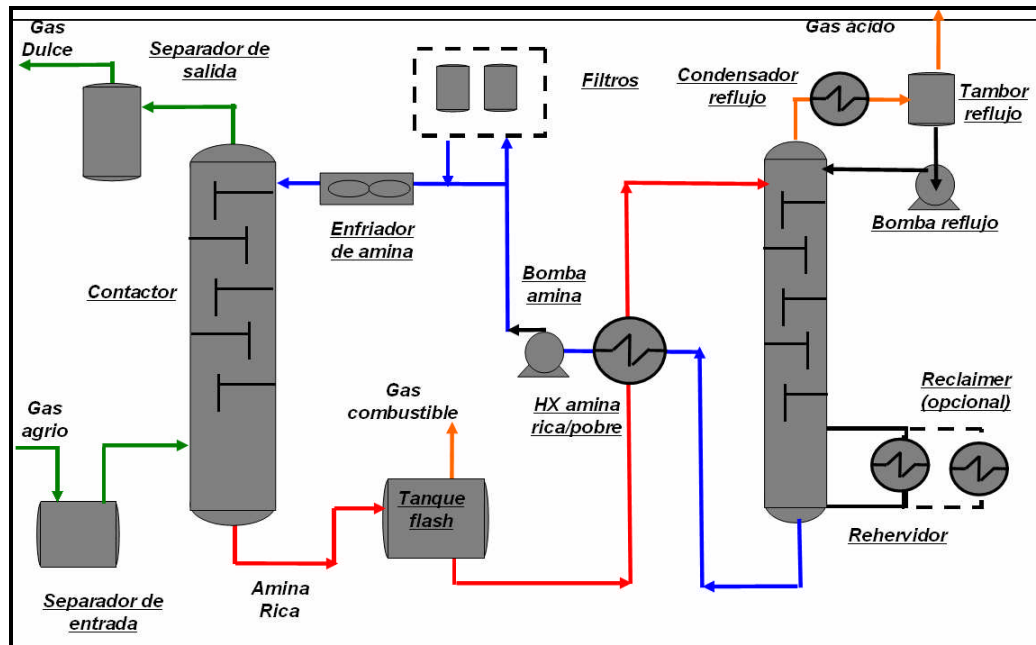
La DEA no es tan reactiva con el H_2S como la MEA, por lo tanto en algunas ocasiones es incapaz de llevar el contenido de H_2S hasta los niveles requeridos; pero tiene una ventaja importante con respecto a la MEA y es que las pérdidas de solución no son tan altas pues tiene una presión de vapor menor al igual que su velocidad de reacción con los compuestos de carbono y azufre. Tiene capacidad adecuada para remover COS,

CS₂ y RSR. Es degradable por el CO₂, y los productos de la reacción no se puede descomponer en la regeneración.

La TEA prácticamente ha sido reemplazada por la DEA y la MEA debido a su baja capacidad relativa para remover H₂S; igual situación se presenta con las demás etanolaminas.

Las concentraciones en que se usan las aminas para los procesos de endulzamiento son generalmente del 15% para la MEA, en cantidades de 0.3 - 0.4 moles por cada mol de H₂S a remover, y del 20-30 o más para la DEA; tales concentraciones están dadas por peso. La estequiometría de la MEA y la DEA con el H₂S y el CO₂ es la misma pero el peso molecular de la DEA es 105 y el de la MEA 61, lo que implica que se requieren aproximadamente 1.7 lbm. de DEA para remover la misma cantidad de gas ácido que remueve una libra de MEA, pero como la DEA es menos corrosiva se pueden tener concentraciones por peso de hasta 35% mientras con la MEA estas pueden ser hasta de 20%. Las soluciones de DEA puede remover hasta 0.65 moles de gas ácido por mol de DEA mientras que con la MEA solo se pueden remover hasta 0.40 por problemas de corrosión; el resultado de esto es que la tasa de circulación de una solución de DEA normalmente es ligeramente menor que la de una solución de MEA. Mientras mayor sea la relación H₂S/CO₂ mayor puede ser la concentración de amina y el gas que puede remover la solución pues el H₂S y el Fe reaccionan y forman el Fe₂S₃ que se deposita sobre la superficie del hierro y lo protege de la corrosión.

Figura 5: Diagrama de flujo típico del proceso de aminas



Descripción del proceso

La solución pobre, sin H₂S, entra a la contactora por la parte superior y el gas agrio por la parte inferior; el gas dulce sale por la parte superior y la solución rica, con azufre, sale por la parte inferior de la contactora. La solución rica se envía a regeneración en la torre regeneradora pero antes de entrar a ella se precalienta un poco con la solución pobre que ya sale del regenerador hacia la contactora.

En el regenerador la solución rica se calienta y se presenta la mayor parte de la separación de amina y H₂S y/o CO₂; los gases que salen del regenerador se hacen pasar por un intercambiador para enfriarlos y lograr condensar la amina que salió en estado gaseoso, luego la mezcla resultante se lleva a un acumulador de reflujo donde el H₂S y el CO₂ salen como gases y la amina líquida se envía, recircula, a la torre de regeneración.

El calentamiento del regenerador se hace sacando solución de la torre haciéndola pasar por un intercambiador de calor para calentarla y regresándola nuevamente a la torre.

Los tanques de almacenamiento y compensación de la MEA, deben tener un colchón de gas para evitar que establezca contacto con el aire porque se oxida.

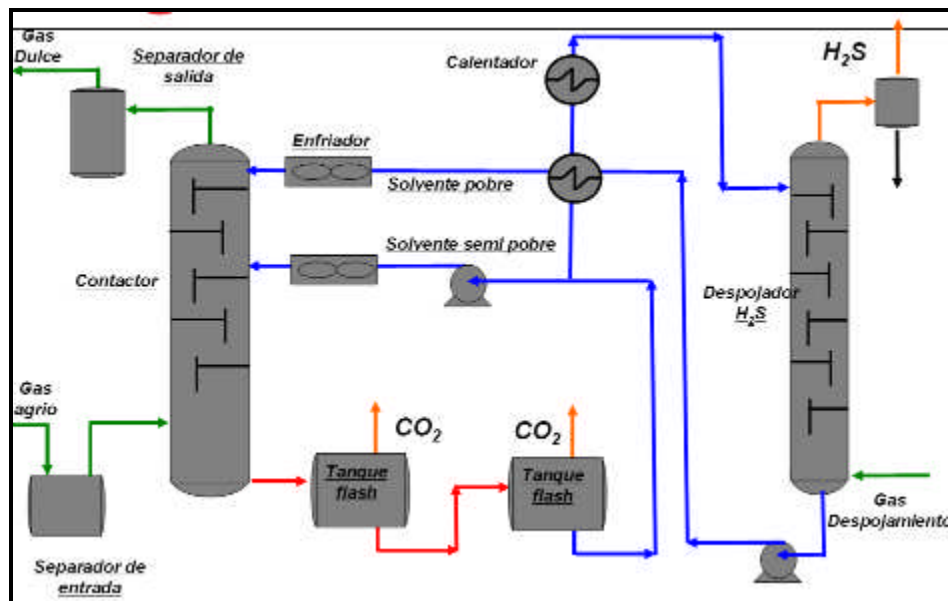
2.3.1.2. Procesos con carbonato

También conocidos como procesos de carbonato caliente porque usan soluciones de carbonato de potasio al 25 – 35% por peso y a temperaturas de unos 230 °F. En el proceso de regeneración el KHCO_3 reacciona consigo mismo o con KHS , pero prefiere hacerlo con el KHCO_3 y por tanto se va acumulando el KHS , lo cual le va quitando capacidad de absorción.

La mayoría de los procesos con carbonato caliente contienen un activador el cual actúa como catalizador para acelerar las reacciones de absorción y reducir así el tamaño de la contactora y el regenerador; estos activadores son del tipo aminas (normalmente DEA) o ácido bórico.

2.3.2. Procesos de Absorción Física

La absorción física depende de la presión parcial del contaminante y estos procesos son aplicables cuando la presión del gas es alta y hay cantidades apreciables de contaminantes. Los solventes se regeneran con disminución de presión y aplicación baja o moderada de calor o uso de pequeñas cantidades de gas de despojamiento. En estos procesos el solvente absorbe el contaminante pero como gas en solución y sin que se presenten reacciones químicas; obviamente que mientras más alta sea la presión y la cantidad de gas mayor es la posibilidad de que se disuelva el gas en la solución.



Los procesos físicos tienen alta afinidad por los hidrocarburos pesados. Si el gas a tratar tiene un alto contenido de propano y compuestos más pesados el uso de un solvente físico puede implicar una pérdida grande de los componentes más pesados del gas, debido a que estos componentes son liberados del solvente con los gases ácidos y luego su separación no es económicamente viable.

A continuación se indica un cuadro de las ventajas y desventajas generales de este tipo de proceso:

Ventajas	Desventajas
Bajo consumo de energía Regeneración a baja Temperatura Selectivo al H ₂ S Remueve COS, CS ₂	Limitación para bajas presiones parciales del gas ácido (P _p >50 psi) Limitado a bajas cantidades de hidrocarburos pesados No siempre cumple especificación requerida.

Entre estos procesos está el proceso selexol y el lavado con agua.

2.3.2.1. Proceso Selexol

Usa como solvente un dimetil éter de polietilenglicol (DMPEG). La mayoría de las aplicaciones de este proceso han sido para gases ácidos con un alto contenido de CO₂ y bajo de H₂S. La solubilidad del H₂S en el DMPEG es de 8 –10 veces la del CO₂, permitiendo la absorción preferencial del H₂S.

Ventajas	Desventajas
<ul style="list-style-type: none"> • Selectivo para el H₂S 	<ul style="list-style-type: none"> • Alta absorción de Hidrocarburos. Los procesos de absorción físicos son más

<ul style="list-style-type: none"> • No hay degradación del solvente por no haber reacciones químicas • No se requiere “rehervidor”. • Pocos problemas de corrosión • El proceso generalmente utiliza cargas altas de gas ácido y por lo tanto tiene bajos requerimientos en tamaño de equipo. • Se estima que remueve aproximadamente el 50% del COS y el CS₂. 	<p>aplicables cuando los contenidos de etano e hidrocarburos más pesados son bastante bajos.</p> <ul style="list-style-type: none"> • Requiere presiones altas (mayores de 400 psi.) • Solvente más costoso que las aminas • Baja remoción de mercaptanos • Se debe usar gas de despojamiento en el proceso de regeneración.
---	---

2.3.2.2. Proceso de Lavado con Agua.

Es un proceso de absorción física que presenta las siguientes ventajas: como no hay reacciones químicas los problemas de corrosión son mínimos y el líquido usado se regenera haciéndolo pasar por un separador para removerle el gas absorbido, no se requiere aplicación de calor o muy poca, es un proceso bastante selectivo. La principal desventaja es que requiere una unidad recuperadora de azufre.

El proceso es efectivo a presiones altas, contenidos altos de gases ácidos y relaciones H₂S/CO₂ altas. Algunas veces se recomienda combinar este proceso con el de aminas para reducir costos.

En el proceso el gas ácido es enviado de abajo hacia arriba en la torre y hace contacto con el agua que viene de arriba hacia abajo. El gas que sale por la parte superior de la torre está parcialmente endulzado y se envía a la planta de aminas para completar el proceso de endulzamiento. El agua que sale del fondo de la torre se envía a un separador de presión intermedia para removerle los hidrocarburos disueltos y al salir de éste se represuriza para enviarla a un separador de presión baja donde se le remueven los gases ácidos y de aquí el agua ya limpia se recircula a la torre.

2.3.3. Procesos de Soluciones mixtas o híbridos

Los procesos híbridos presentan un intento por aprovechar las ventajas de los procesos químicos, alta capacidad de absorción y por tanto de reducir los niveles de los contaminantes, especialmente H₂S, a valores bajos, y de los procesos físicos en lo relativo a bajos niveles de energía en los procesos de regeneración.

El proceso híbrido más usado es el Sulfinol que usa un solvente físico, sulfolano (dióxido de tetrahidrotiofeno), un solvente químico (DIPA) y agua. Una composición típica del solvente es 40- 40-20 de sulfolano, DIPA y agua respectivamente. La composición del solvente varía dependiendo de los requerimientos del proceso de endulzamiento especialmente con respecto a la remoción de COS, RSR y la presión de operación.

Los efectos de la DIPA y el sulfolano para mejorar la eficiencia del proceso son diferentes. La DIPA tiende a ayudar en la reducción de la concentración de gases ácidos a niveles bajos, factor dominante en la parte superior de la contactora, y el sulfolano tiende a aumentar la capacidad global de remoción, factor dominante en el fondo de la contactora. Como los solventes físicos tienden a reducir los requerimientos de calor en la regeneración, la presencia del sulfolano en este proceso reduce los requerimientos de calor a niveles menores que los requeridos en procesos con aminas. El diagrama de flujo del proceso sulfinol es muy similar al de los procesos químicos.

Ventajas del Sulfinol.	Desventajas del Sulfinol
<ul style="list-style-type: none"> Exhibe excelentes capacidades para la remoción de H₂S y CO₂. El sulfinol como la DEA tiene buena capacidad para remover gases ácidos a presiones bajas, 	<ul style="list-style-type: none"> No es un proceso comercial, Jacobs Nederland B.V., Leiden, The Netherlands, es uno de los tres proveedores de licencias autorizadas en nombre de Shell

<p>de 100 a 300 psi.</p> <ul style="list-style-type: none">• El Sulfinol puede remover COS, RSR y CS₂ sin degradación. La remoción de estos contaminantes es debida básicamente a la presencia del sulfolano.• La remoción selectiva del H₂S es posible en algunos casos específicos, especialmente con relaciones CO₂/H₂S altas y cuando no se requiere la remoción de COS, RSR o CS₂.	<p>Research Ltd. desde 1981. Hay que pagar derechos para poderlo aplicar.</p> <ul style="list-style-type: none">• El CO₂ degrada la DIPA, aunque el producto resultante se puede separar en un “rehervidor”. Generalmente en el proceso Sulfinol se usa un “rehervidor” que trabaja al vacío en lugar de un “rehervidor” atmosférico.• Aunque el sulfolano no se degrada en el proceso de regeneración se pueden presentar pérdidas por evaporación.• Debido a la presencia del sulfolano se presenta absorción excesiva de hidrocarburos pesados que pueden afectar el proceso de recuperación de azufre.• Un problema en algunas plantas de sulfinol es la formación de un lodo tipo breña que bloquea intercambiadores y líneas. Este lodo se ha encontrado que se forma a temperaturas por encima de 160°F.
---	---

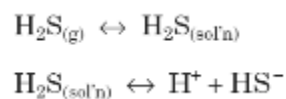
2.3.4. Procesos Redox liquido⁹

Estos procesos absorben el H₂S de la corriente del gas y lo convierten directamente a azufre elemental, por medio de reacciones de oxidación – reducción en una solución alcalina.

El agente redox luego se regenera por reacción de oxidación con el aire.

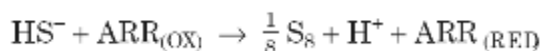
Este tipo de proceso implica las siguientes etapas:

- Absorción del H₂S en circulación de una solución alcalina.



Esta reacción no es selectiva al H₂S, por lo que otros componentes ácidos del gas (CO₂, HCN) podrían ser solubles también en esta solución alcalina. El destino de otras especies de azufre (COS, CS₂, RSH, RSR) depende del proceso particular considerado. Aunque el CO₂ es parcialmente absorbido en la solución alcalina, este no participa en las reacciones redox. Sin embargo, el CO₂ puede aumentar la tasa de consumo de los compuestos cáusticos.

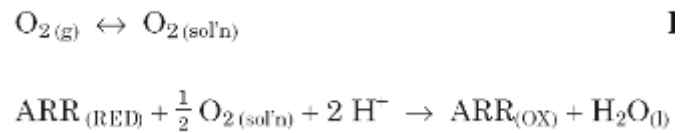
- Conversión del HS formado a azufre elemental, por acción de un agente redox.



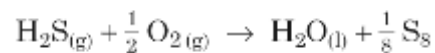
⁹ Fuente: GPSA-Hydrocarbon Treating, Pág. 21-19

Donde (OX) denota la forma oxidada y (RED) la forma reducida del agente redox.

- Separación y recuperación del azufre sólido.
- Regeneración del agente redox gastado a través de la reacción con el oxígeno disuelto en la solución.



La reacción simplificada en la que se basa este proceso es:



2.3.4.1. Proceso Stretford

El proceso Stretford fue desarrollado por British Gas PLC. Este proceso involucra el uso de sales de vanadio como agente redox. Este proceso ha sido ampliamente usado en Europa, pero actualmente **su uso ha sido limitado, debido a las regulaciones ambientales por la emisión de componentes de vanadio como co-producto.**

2.3.4.2. Proceso Lo-Cat ¹⁰

El proceso LO-CAT es un sistema redox líquido patentado por Merichem que utiliza una solución de quelato de hierro para convertir el H₂S a azufre inocuo, elemental. Este proceso no usa productos químicos tóxicos y no produce subproductos peligrosos. El

¹⁰ Fuente: Merichem

catalizador es ambientalmente seguro y regenerable. Esta tecnología ha sido enlistada por la Agencia de Protección Ambiental (EPA) como la tecnología de máximo control alcanzable (MACT).

La tecnología LO-CAT es aplicable a todos los tipos de flujos de gas, incluidos aire, gas natural, CO₂, el gas ácido con aminas, biogás, gas combustible de refinería, etc. El catalizador líquido se adapta fácilmente a las variaciones en el flujo y de concentración.

Las unidades LO-CAT pueden ser diseñadas para mejorar la eficiencia de remoción de H₂S hasta en 99,9%.

Carga

Trata cargas con concentraciones de H₂S hasta 25 ton/día.

Tipos de Sistemas

A continuación se describirá como trabaja el sistema LO-CAT: bajo el diseño aeróbico, anaeróbico y autocirculación.

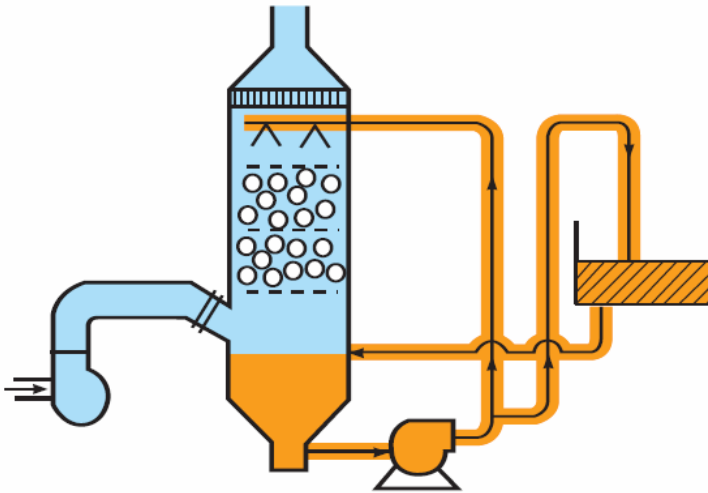
Aeróbico

El diseño aeróbico se utiliza cuando el control de olores es la principal preocupación. Normalmente, la corriente de aire se descarga a la atmósfera una vez que el H₂S es eliminado.

Aire cargado de sulfuro de hidrógeno entra en el recipiente de absorción de donde viene en contacto con la solución catalizador LO-CAT. La casi instantánea reacción química produce azufre sólido, el cual se filtra de la solución de catalizador. El oxígeno presente en la corriente de aire regenera continuamente

el catalizador, que se utiliza una y otra vez. Caudal de la corriente de aire y la concentración de H₂S determinan el tamaño del absorbedor.

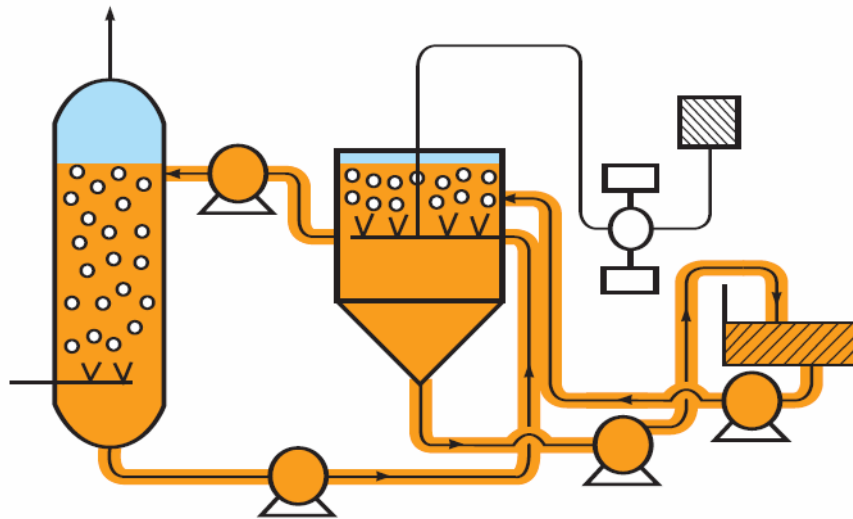
Esquema del proceso LoCat Aeróbico



Anaeróbico

Diseñado para eliminar H₂S de corrientes de gas anaeróbico o cuando el producto a recuperar es deseado, esta característica de diseño LO-CAT separa los recipientes absorbedor y oxidador. La remoción de H₂S y la conversión a azufre sólido se da a lugar en el absorbente. Solución de catalizador reducida es circulado hacia el oxidador y es regenerado por contacto con el aire. Varios tipos de equipos son utilizados para eliminar el azufre sólido del sistema LO-CAT, esto dependiendo de la cantidad de azufre producido. Para las unidades que producen menos de 1.000 libras de azufre por día, un sistema de bolsa filtrante es usada, lo que produce un 30% en peso de azufre. Para las grandes unidades, de un sistema de filtro de banda es utilizado, lo que produce un 60% en peso de azufre.

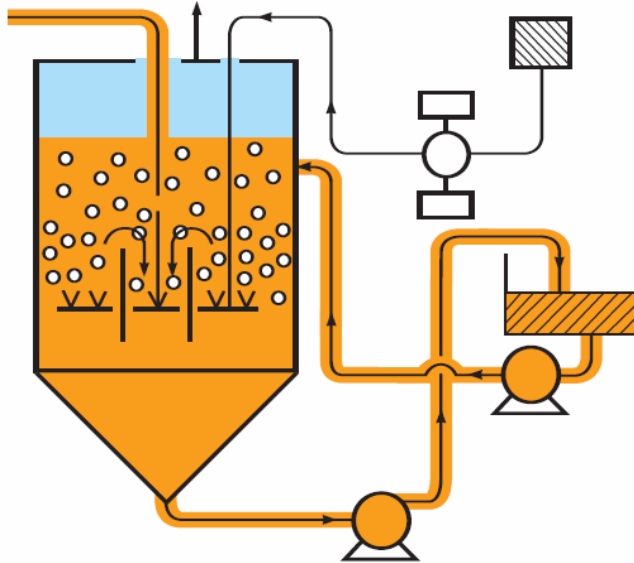
Esquema del proceso LoCat Anaeróbico



Autocirculación

Este sistema patentado ofrece tratamiento rentable de corrientes de gas anaerobicas, no explosivas. Una vez que el H_2S es removido, la corriente de gas dulce junto con el aire comburente se descarga a la atmósfera en lugar de recuperado. Esta tecnología es muy eficaz para efluentes de los procesos de extracción gas ácido amino en las plantas de producción de gas natural y gases no condensables liberados de la producción de energía geotérmica.

Esquema del proceso LoCat Autocirculante

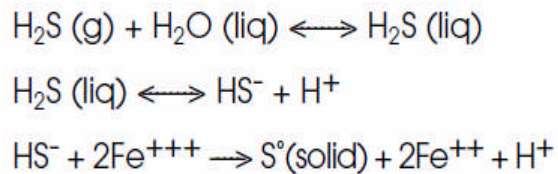


Química Redox

La química básica es la misma para las tres configuraciones del sistema. H₂S es convertido a inocuo y elemental azufre utilizando un medioambientalmente seguro catalizador de hierro quelado. El catalizador de hierro se mantiene en solución por agentes orgánicos quelantes que se envuelven alrededor del ion de hierro en forma de garra, previniendo la precipitación de ningún de sulfuro de hierro (FeS) o hidróxido de hierro (Fe (OH)₃). El proceso LO-CAT esta basado en la química reducción-oxidación (redox). Dos diferentes reacciones redox se dan a lugar: uno en la sección de absorción, que convierte el H₂S a azufre elemental, y otro en la sección oxidador, en el que se regenera el catalizador.

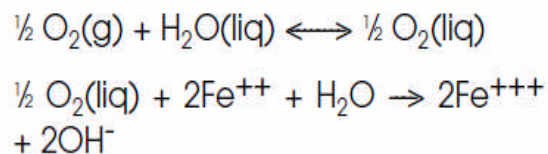
Reacciones en el absorbedor

En el absorbedor, H₂S es absorbida en una solución LO-CAT ligeramente alcalina, acuoso. El H₂S se ioniza a bisulfito, que es oxidado a azufre, por reducción del ion hierro del estado férrico a ferroso. Los iones hierro reducidos son luego transferidos del absorbedor al oxidador.



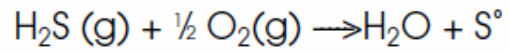
Reacciones Oxidante

En el oxidador, el oxígeno atmosférico es absorbido en la solución de LO-CAT. El hierro ferroso es reoxidado a hierro férrico, regenerando el catalizador. El catalizador regenerado está listo para su uso en la sección de absorción.



Reacciones generales

La reacción global es un isotérmico. Los aditivos químicos necesarios para mantener las reacciones anteriores son cáusticos para mantener el pH, la sustitución de quelato de hierro perdido en el proceso de remoción de azufre, y la sustitución de agentes quelantes degradadas.



Acción de remoción

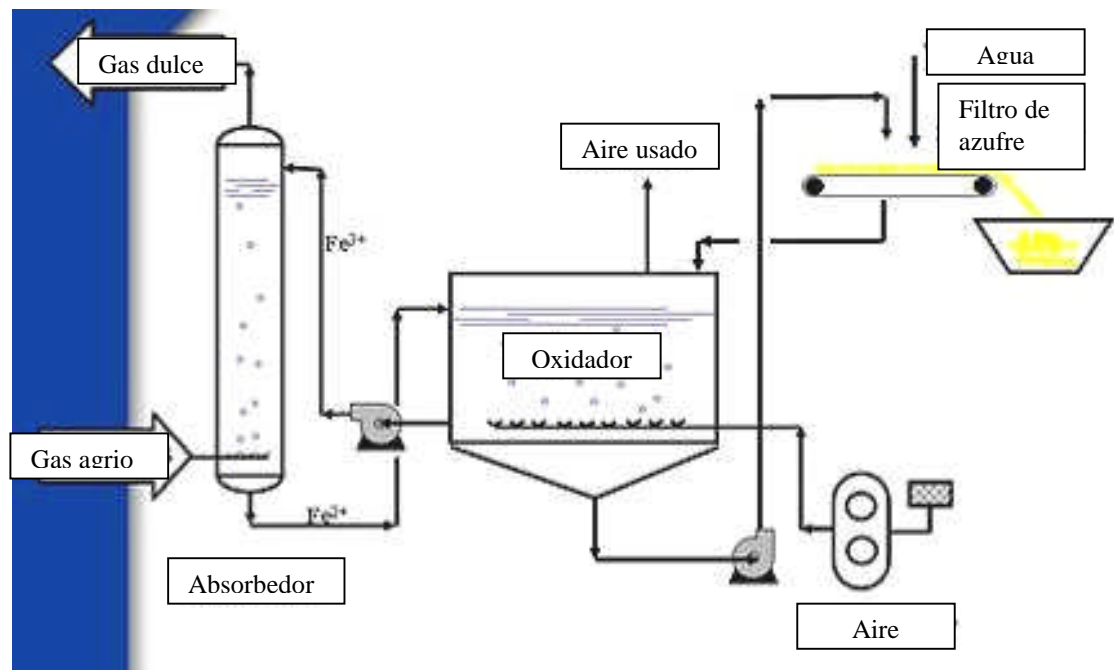
Este proceso no remueve CO₂, COS, CS₂ ni RSH. Si se desea remover algo de CO₂, se puede dar a lugar por acción de una solución amortiguadora.

Químicos

El sistema Lo-Cat emplea cinco químicos primarios y dos químicos secundarios:

KOH o NaOH: empleado para regular el pH de la solución en un rango medianamente alcalina y de ese modo mantener una buena adsorción del H₂S en la solución circulante del Lo-Cat: ARI-340, ARI-350, ARI-400, ARI-600, ARI-360K

ESQUEMA DEL PROCESO LO-CAT



2.3.5. Proceso Cíclico y Batch

En esta sección se explica los procesos en los que se da a lugar reacciones químicas y adsorción física, estos tienen como factor común el ser operados como un sistema batch o cíclico, de modo que al final del ciclo el operador debe cambiar o regenerar la solución/medio.

Los procesos cíclicos o batch se clasifican en:

Procesos Scavenger o de sacrificio, en el que un sólido o líquido es el agente de sacrificio.

Proceso de adsorción, que implica adsorbentes de operación cíclica regenerables como el tamiz molecular y no regenerables impregnados de carbón activado.

2.3.5.1. Procesos Scavenger o secuestradores

Los Scavenger o secuestradores son químicos que reaccionan con el sulfuro de hidrógeno y algunos otros componentes de azufre como mercaptanos. Generalmente el producto gastado no puede ser regenerable, por lo que el uso de los scavenger está limitado para la remoción de pequeñas cantidades de impurezas de azufre.

Los Scavenger líquidos son aplicados en un modo continuo o batch mientras que los scavenger sólidos son usados para el modo batch. En el modo continuo el scavenger líquido es inyectado a la corriente de gas después de la separación de los hidrocarburos líquidos y agua. En el modo batch, el gas pasa a través del recipiente lleno con el agente

scavenger solido o liquido. El modo batch tiene alta eficiencia pero tiene un alto costo de capital. A continuación se describen algunos de los procesos scavenger:

Proceso de Oxido de Hierro

El proceso de oxido de hierro o proceso de la caja seca es el mas antiguo, considerado un proceso batch, muy usado para el endulzamiento del gas.

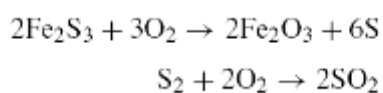
Este proceso tiende a ser altamente selectivo al H₂S y normalmente no remueve cantidades significativas de dióxido de carbono.

El proceso de oxido de hierro consiste en la adsorción de los gases ácidos en la superficie del agente solido endulzador seguido por la reacción química del oxido ferrico (Fe₂O₃) con el sulfuro de hidrógeno:



La reacción requiere de la presencia de agua ligeramente alcalina, mantener la temperatura por debajo de 43 C (110 F) y el comprobar periódicamente la alcalinidad del lecho. Para la preparación de la solución salina se debe considerar mantener un pH en el orden de 8 – 10.

El sulfuro férrico producido en la reacción anterior, puede ser oxidado con aire para producir azufre y regenerar el oxido férrico:



La etapa de regeneración, es exotérmica (-198 kJ @ 25 C y 1atm) y el aire debe ser introducido lentamente de manera que el calor de reacción puede ser disipada. Si el aire es introducido rápidamente, el calor de reacción podría encender el lecho. Algo del azufre elemental, producido en la etapa de regeneración, se retiene en el lecho. Luego de varios ciclos (normalmente 10 ciclos) este azufre retenido en el lecho, hará que disminuya la reactividad del lecho, entonces se debe proceder al cambio de lechada de la siguiente manera: se cierra la entrada de gas ácido al despojador de entrada, se despresuriza la torre a unas 100 psi, se remueve la lechada gastada de la contactora a través de una válvula de drenaje para ello, manteniendo la torre presurizada con un colchón de gas a 100 psi., después de retirada la lechada agotada se despresuriza completamente la torre y se inyecta la nueva suspensión que ya se ha preparado en el tanque de mezcla. Esta operación dura unas dos horas y para evitar parar el proceso se deberán tener dos recipientes de contacto.

En algunos diseños la regeneración es periódica, para este caso la torre es operada hasta que el lecho se sature con el azufre y hasta que empiece a aparecer el sulfuro de hidrogeno en el gas tratado, en este punto el recipiente sale del servicio removedor para proceder con la regeneración del lecho a través de la circulación de de aire.

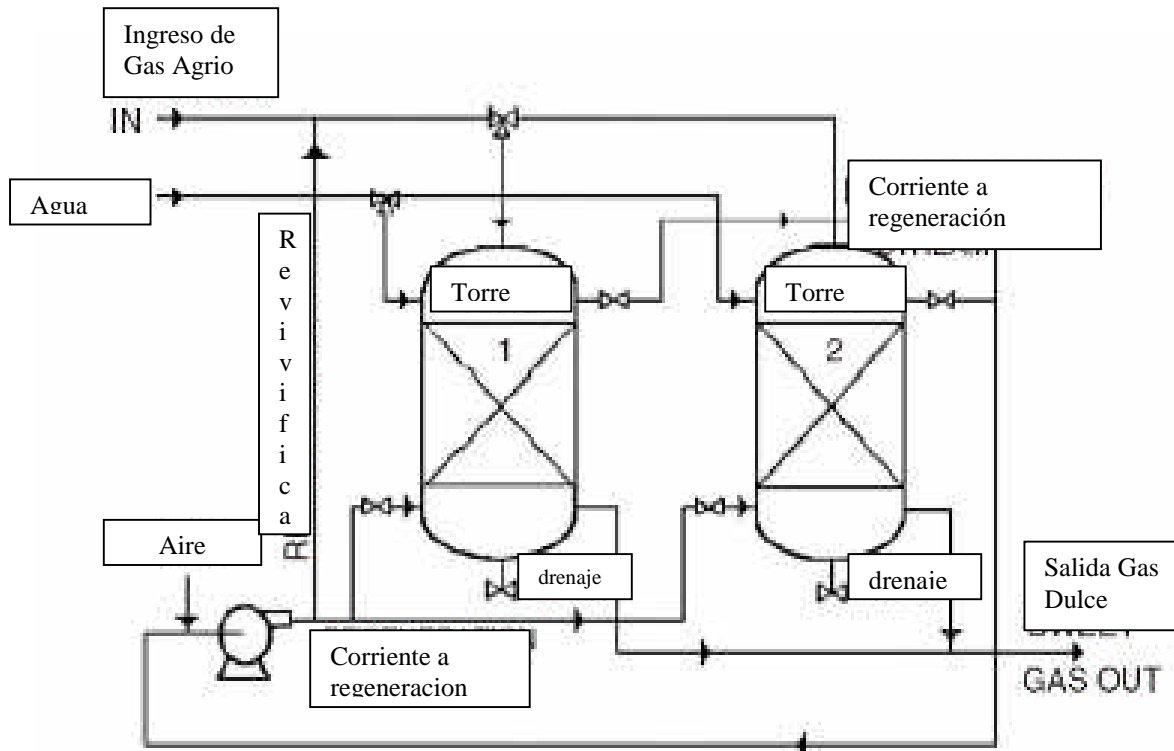


Figure 7-1. Typical iron oxide process flow sheet (Maddox, 1974).

Típico diagrama de flujo del proceso de Oxido de Hierro

En otros diseños, como el mostrado en la figura, el gas agrio pasa a través del lecho en el recipiente, los que pueden variar desde uno hasta cuatro. En los procesos de dos recipientes, uno de ellos esta destinado a la remoción de sulfuro de hidrogeno del gas agrio, mientras que el segundo recipiente esta destinado para el ciclo de regeneración o el reemplazo del lecho del oxido de hierro.

Productos activos basados en el oxido de hierro son comercializados bajo diversas marcas utilizando diferentes medios, tales como el Hierro esponja, SulfaTreat, Sulfur-Rite, Media G-2, y CG-4.

SulfaTreat

Este proceso esta actualmente patentado por The SulfaTreat Company, es un proceso tipo batch para la remoción selectiva del sulfuro de hidrogeno (H_2S) y mercaptanos (RSH), del gas natural, dióxido de carbono (CO_2) y aire.

El sistema Sulfa Treat es el mas reciente desarrollo usando óxido de hierro sobre un material sólido poroso. El material Sulfa Treat no es pirofórico y tiene mayor capacidad que el hierro esponja para un mismo volumen o masa.

Generalmente Sulfa Treat tiene una caída de presión mas baja. El cambio del lecho es más fácil debido al tamaño y forma de sus partículas. La forma uniforme y el tamaño también permiten una mejor utilización.

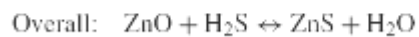
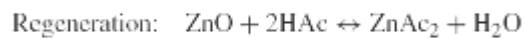
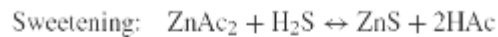
El producto Sulfa Treat es un material granular, seco y libre de movimiento, de porosidad y permeabilidad uniforme. El Sulfa Treat solo reacciona con componentes contaminantes de azufre. La velocidad de reacción incrementa con la temperatura, de modo que para temperaturas entre 40 y 130 F la velocidad de reacción incrementa por un factor de seis, las operaciones por debajo de 40F no son recomendados y temperaturas demasiado altas pueden llegar a secar el lecho.

Para una eficiencia óptima se requiere de cierta medida del contenido de agua en el gas y/o inyectar suficiente cantidad de agua en el gas para mantener el gas saturado de agua y evidenciar el agua libre en el gas de salida.

El scavenger fresco contiene componentes conocidos de óxido ferrico y óxido ferroso ferrico. El scavenger gastado contiene componentes conocidos de pirita de hierro.

Chemsweet

El proceso Chemsweet esta licenciado por Natco, Division of National Tank Company, este es un proceso batch no regenerativo para la remoción selectiva de H₂S del gas natural. El producto es un polvo blanco, que constituye una mezcla de oxido de zinc, acetato de zinc, agua y un dispersante para mantener las partículas del oxido de zinc en suspensión. Cuando una parte del producto es mezclado con cinco partes de agua el acetato se disuelve y provee una fuente controlada de iones de zinc, que reaccionan instantáneamente con el bisulfuro y los iones de sulfuro que son formados cuando el sulfuro de hidrogeno se disuelve en agua. Las reacciones son las siguientes (Mokhatab, Poe y Speight-2006):



El pH del slurry chemsweet es suficientemente bajo para prevenir alguna absorción significativa de CO₂, esto cuando la proporción de CO₂ a H₂S es alto (Mokhatab, Poe y Speight-2006).

El scavenger gastado normalmente contiene un lodo acuoso de sulfuro de zinc y aproximadamente 85% wt de agua.

El scavenger fresco contiene oxido de zinc formulado y agua, cuyo manejo no es considerado peligroso.

Los hidrocarburos líquidos deben ser removidos del gas para prevenir la contaminación de oxido de zinc.

El proceso Chemsweet puede tratar corrientes de gas con alta concentración de sulfuro de hidrogeno y han sido operados a presiones entre 89 – 1415 psia¹¹.

Proceso Sulfa-check

El proceso Sulfa-Check, licenciado por Nalco/Exxon Energy Chemicals, L.P., es un proceso batch no regenerativo, de oxidación directa en fase liquida usando una solución acuosa de nitrito de sodio (NaNO₂). Este proceso generalmente opera a temperatura de ambiente, usado para remoción selectiva de H₂S y mercaptanos del gas amargo en presencia de CO₂¹² y produce un coproducto lodoso de azufre y sales de sodio.

En el proceso Sulfa-Check, los efectos de todas las reacciones entre el H₂S, CO₂ y la solución del nitrito son controlados por la selección de parámetros apropiados, tales como el pH y el tiempo de residencia para que el H₂S reaccione para formar sulfuro con una mínima cantidad de CO₂ reaccionando con la solución alcalina.

De acuerdo al fabricante, el sistema debe ser mantenido por debajo de 100F.

Las siguientes consideraciones se deben tener en cuenta, cuando se usa el Sulfa-Check 2420:

- El proceso Sulfa-Check puede generar oxido de nitrógeno, pero no genera normalmente dióxido de nitrógeno.
- El dióxido de nitrógeno puede causar corrosión en un ambiente húmedo, que podría oxidar algunos elastómeros y sellos de plástico.

¹¹ Mokhatab, Poe y Speight-2006

¹² Mokhatab, Poe y Speight-2006

- El bicarbonato de sodio y azufre son sólidos primarios en la solución gastada. La acidificación del lodo gastado no causara evoluciones del sulfuro de hidrogeno

El secuestrante fresco contiene componentes de nitrito de sodio, hidróxido de sodio y agua.

El secuestrante gastado contiene componentes de nitrito de sodio, hidróxido de sodio, agua, amonio, oxido nítrico, carbonato de sodio, bicarbonato de sodio, nitrito de sodio, sulfato de sodio, tetratianato y azufre.

SulfuSorb

El proceso SulfuSorb, actualmente licenciado por Calgon Carbon Corporation, este es uno de los secuestrantes para la remoción de H₂S de las corrientes de gas natural. Existen dos tipos de scavenger SulfuSorb: SulfuSorb y SulfuSorb 12.

El SulfuSorb son carbonos activados granulados especialmente impregnados. Estos fueron diseñados para remoción de sulfuro de hidrogeno y componentes de azufre de bajo peso molecular. Se hace uso de un componente de cobre para impregnar el carbon activado granular (Calgon 1978)

Hidrocarburos de alto peso molecular contaminan el SulfuSorbTM, al enmascarar el carbon activado impregnado.

El SulfuSorbTM en una unidad apropiadamente operada puede remover H₂S hasta 0.2 ppm. Este SulfuSorbTM scavengers son muy **adecuados cuando el gas a tratar contiene 10 ppm de sulfuro de hidrogeno** (Calgon 1978).

En el contactor, el gas ingresa por el tope para pasar por el empaque holgado con productos de carbon activado impregnado con metal oxido.

El sulfuro de hidrogeno es removido por adsorción en el lecho de carbono activado seco. (Calgon 1978).

El sistema es apropiado para regeneración en el sitio con una significativa reducción en capacidad para el azufre. (Calgon 1978).

El secuestrante fresco contiene carbón activado y un compuesto de cobre como material impregnado.

El secuestrante gastado contiene el carbón activado y sulfuro de cobre.

Regulaciones locales o estatales podrían limitar el manejo y disposición del secuestrante gastado.

2.3.6. Procesos de Adsorción

2.3.6.1. Proceso con Mallas Moleculares.

Es un proceso de adsorción física similar al aplicado en los procesos de deshidratación por adsorción. Las mallas moleculares son prefabricadas a partir de aluminosilicatos de metales alcalinos mediante la remoción de agua de tal forma que queda un sólido poroso con un rango de tamaño de poros reducido y además con puntos en su superficie con concentración de cargas; esto hace que tenga afinidad por moléculas polares como las de H₂S y H₂O; además debido a que sus tamaños de poro son bastante uniformes son selectivas en cuanto a las moléculas que remueve. Dentro de los poros la estructura cristalina crea un gran número de cargas polares localizadas llamadas sitios activos. Las moléculas polares, tales como las de H₂S y agua, que entran a los poros forman enlaces iónicos débiles en los sitios activos, en cambio las moléculas no polares como las parafinas no se ligarán a estos sitios activos; por lo tanto las mallas moleculares podrán endulzar y deshidratar simultáneamente el gas. Las mallas moleculares están disponibles en varios tamaños y se puede tener una malla molecular que solo permita el paso de moléculas de H₂S y H₂O pero no el paso de moléculas grandes como hidrocarburos parafínicos o aromáticos. Sin embargo el CO₂ es una molécula de tamaño similar a las de H₂S y agua y aunque no es polar puede quedar atrapada en los poros por las moléculas de H₂S y agua, aunque en pequeñas cantidades, y bloqueará los poros. El principal problema con el CO₂ es que al quedar atrapado reduce los espacios activos y por tanto la eficiencia de las mallas para retener H₂S y agua.

Los procesos con mallas moleculares se realizan a presiones moderadas, (450 psi). Las mallas se regeneran circulando gas dulce caliente a temperaturas entre 300 y 400 °F. No sufren degradación química y se pueden regenerar indefinidamente; sin

embargo se debe tener cuidado de no dañarlas mecánicamente pues esto afecta la estructura de los poros y finalmente la eficiencia del lecho. La principal causa de daño mecánico son los cambios bruscos de presión o temperatura cuando se pasa la contactora de operación a regeneración o viceversa.

El uso de mallas moleculares en endulzamiento está limitado a volúmenes pequeños de gas y presiones de operación moderadas; debido a esto su uso es limitado en procesos de endulzamiento. Se usan generalmente para mejorar el endulzamiento o deshidratación realizado con otros procesos o para deshidratación de gases dulces cuando se exigen niveles muy bajos de agua, por ejemplo gas para procesos criogénicos.

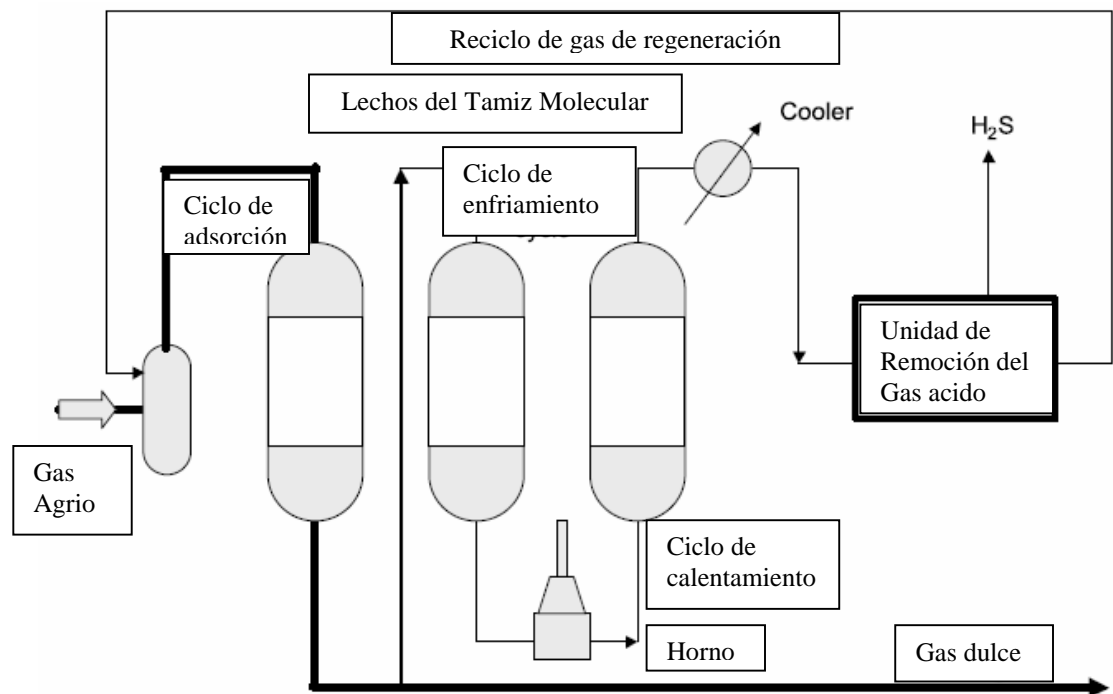
El gas ingresa por la parte superior y sale por la inferior. El lecho se regenera circulando una porción del gas endulzado, precalentado a una temperatura de 400-600°F o más, durante unas una hora y media para calentar el lecho. Cuando la temperatura del lecho aumenta, éste libera el H₂S adsorbido a la corriente del gas regenerador; este gas al salir de la torre es quemado, generalmente.

Las mallas moleculares son poco usadas, pero se pueden aplicar cuando la cantidad de gas a tratar es moderada (menores a 20 MMSCFD); además se pueden usar como complemento en procesos de endulzamiento y y/o cuando se requieren contenido muy bajos de agua.

Las mallas moleculares se usan también para volúmenes de gas superiores al anteriormente indicado, pero con contenidos bajos de gases ácidos. Una innovación reciente del proceso con mallas moleculares permite la remoción selectiva de H₂S en presencia de CO₂.

Ventajas	Desventajas
<p data-bbox="261 487 800 646">Son económicamente favorables para endulzar gases con bajo contenido de H₂S.</p> <p data-bbox="261 722 800 821">Pueden ser muy selectivas y dejar casi el 100% de CO₂.</p> <p data-bbox="261 896 800 1056">No permiten el paso de hidrocarburos parafínicos o aromáticos que el gas pudiese contener.</p> <p data-bbox="261 1131 800 1230">Cuando hay presencia de agua pueden endulzar y deshidratar simultáneamente.</p>	<p data-bbox="852 487 1385 716">Inconvenientes para los gases con alto contenido de CO₂, ya que puede quedar atrapado en los espacios activos de la malla y reducir la eficiencia.</p> <p data-bbox="852 791 1385 1356">El gas que sale de la regeneración en algunos casos no se puede mezclar con los gases de combustión del proceso de incineración. Se puede formar COS en la malla molecular por reacción entre el CO₂ y el H₂S y por lo tanto en el proceso de regeneración se va a obtener un gas de salida que no estaba presente en el gas agrio.</p>

Esquema de Planta de desulfurización integrada



5.3.7 Membranas

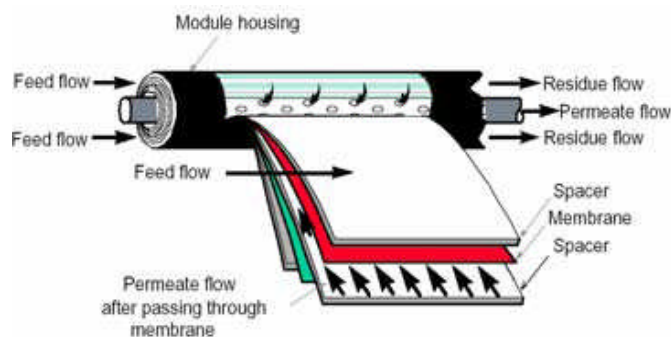
La tecnología de las membranas son limitadas a la remoción de agua del aire y la separación de nitrógeno del aire, aunque también tiene aplicación para la remoción de gas ácido y la deshidratación del gas. Esta tecnología **es más adecuada para la remoción de CO₂**, aunque la compañía Air Products garantiza su empleo para la remoción de H₂S. Una tecnología que parece promisoría en el tratamiento del gas es el uso de membranas selectivamente no porosas para separar los componentes hidrocarburos de los no hidrocarburos a nivel molecular. Tales procesos son más confiables que otros a base de solventes químicos y con altos costos de mantenimiento y dependen únicamente de la naturaleza del material de la membrana. Estas características hacen que las membranas sean ideales para aplicaciones en sitios remotos o para tratar volúmenes bajos de gas.

La tecnología de membrana está emergiendo rápidamente en la industria del petróleo para uso en el tratamiento de gases de producción. La filtración selectiva consiste en que una membrana polimérica se usa para separar compuestos gaseosos como CO₂, H₂S y agua de un gas natural cuando hay una presión diferencial.

En los procesos con membranas semipermeables (permeation Process) el gas entra a un recipiente que posee dos zonas de presiones diferentes separadas por una membrana. El gas entra a la zona de presión más alta y selectivamente va perdiendo los componentes que se puedan permear a través de la membrana hacia la zona de menor presión. Se podrán permear los componentes que tengan afinidad por la membrana.

La membrana tiene una afinidad muy alta por el agua, el H₂S y el CO₂ y baja por hidrocarburos. El proceso de filtración en la membrana implica: el gas entra al recipiente donde está instalada la membrana y queda por encima de ésta. Por debajo de la membrana se tiene una presión menor y por lo tanto el gas tratará de pasar pero sólo lo harán las moléculas que tienen afinidad por la membrana, o sea los contaminantes del gas, aunque también pasará algo de hidrocarburos dependiendo de la diferencia de presión a ambos lados de la membrana, el contenido de contaminantes y la permeabilidad de la membrana.

De todas maneras, la mayor parte de las moléculas de hidrocarburos no pasarán la membrana y saldrán del recipiente con un contenido más bajo de contaminantes. Si se logra que la membrana baje el contenido de contaminantes en el gas a valores tan bajos como los que se consiguen con los tratamientos convencionales para remover CO₂, H₂S y agua, estos podrán ser sustituidos por las membranas especialmente en plataformas de producción por disminución en peso y requerimientos de espacio de la instalación.



La figura 7 muestra un diagrama de una membrana tipo cartucho cuyo diseño y funcionamiento ha venido siendo estudiada en un proyecto de investigación en el instituto de Investigaciones del gas (GRI por sus iniciales en inglés). El sistema es una especie de tela enrollada y la tela consta de una lámina central impermeable cubierta por encima y

por debajo de un paquete de tres láminas permeables a través de las cuales pueden pasar las moléculas que se quieren remover. La tela está enrollada alrededor de un tubo ranurado. El gas a tratar ingresa a presión, por encima de los 400 psi, por uno de los extremos del cilindro que forma la tela enrollada al hacerlo se desplazará por los anulares que forman dos vueltas consecutivas de la tela y las moléculas contaminantes se filtrarán a través de las láminas permeables de la tela hacia el centro de la sección transversal de la misma donde encontrarán la lámina impermeable y se irán a través de esta hacia el centro del cilindro donde está el tubo ranurado que se encuentra a una presión menor que la presión a la cual está entrando el gas a tratar. El gas residual, libre de las moléculas contaminantes continuará su trayectoria por los anulares hasta salir al otro extremo del cilindro. De esta manera es posible manejar mayores cantidades de gas que en una membrana plana porque se puede aumentar por un factor grande la superficie de contacto entre el gas y la membrana.



Con una membrana es difícil remover el H₂S a los niveles exigidos para un gasoducto, pero se puede remover casi todo el CO₂ y parcialmente el H₂S, el resto habrá que removerlo con otro proceso.

Cuando todos los componentes del gas tienen permeabilidades similares a través de la membrana, o cuando se requiere alta pureza del gas se deben usar membranas en serie o reciclar el gas.

Dependiendo de las propiedades del gas, una membrana diseñada para bajar el contenido de CO₂ a los niveles exigidos por el gasoducto puede bajar también el contenido de agua a valores de 7 Lbs./MPCN pero algunas veces es necesario complementar la deshidratación con otro proceso para llevarla a los contenidos exigidos.

Las investigaciones realizadas con el uso de membranas para remover CO₂, H₂S y H₂O han mostrado lo siguiente:

- Remoción de CO₂. Cuando el gas se va a licuar el contenido de CO₂ se debe llevar a valores muy bajos y en éstos casos el costo de tratamiento usando membranas (costo de la membrana más costo del gas que arrastra el CO₂) está muy por encima del costo usando una planta de aminas, se espera que mejorando la selectividad de la membrana y su permeabilidad se puedan tener costos más competitivos.

Cuando el gas se va a vender en fase gaseosa no es necesario bajar tanto el nivel de CO₂ y si el contenido inicial de CO₂ en el gas es bajo, por debajo de un 20% aproximadamente, el endulzamiento usando membranas es más barato que el convencional y la diferencia en costos es mayor si se logran tener membranas con mayor selectividad. Para contenidos iniciales de CO₂ entre 20 y 40%, no es recomendable usar membranas y para contenidos iniciales de CO₂ por encima del 40%, nuevamente es más económico el uso de membranas y lo será más mientras mayor sea el contenido de CO₂. En éste último caso el gas endulzado se tiene para entregarlo al gasoducto o para llevarlo a un proceso convencional para removerle totalmente el CO₂ y poderlo licuar, y el CO₂

removido, que de todas maneras ha arrastrado algo de gas, tiene una alta pureza y se puede utilizar en procesos de recuperación.

Remoción de H₂S. El contenido de H₂S debe ser bastante bajo y parece ser que con las membranas existentes no es posible bajar el contenido de H₂S a éstos valores a costos menores que con los procesos convencionales; sin embargo ésta situación puede cambiar si se logra tener membranas más selectivas o usar la membrana para bajar el contenido de H₂S en el gas a un valor intermedio y luego llevar el gas a un proceso convencional de remoción de H₂S.

Durante los últimos años, ha crecido apreciablemente el uso de membranas como tecnología en el tratamiento del gas natural. Las razones son claras: Procesos simples (sin partes móviles, operación de unidades simples); más baratas que las unidades de aminas sobre el mismo rango de tamaños pequeños; compactas, de poco peso y montadas en plataformas que se pueden transportar o mover fácilmente. La exitosa aplicación de la tecnología de membranas permitirá traer más gas natural a los consumidores a menor precio y explotar yacimientos pequeños de gas o de difícil acceso que por los bajos volúmenes o las dificultades para llegar a ellos los hacía demasiado costosos y no viables económicamente.

La tabla 5 nos da una idea de los procesos comerciales para endulzamiento del gas. Esta lista esta sujeta a constantes actualizaciones por los nuevos procesos desarrollados.

Tabla 5: Procesos Comerciales para endulzamiento del Gas¹³

I	Procesos con Solventes Quimicos
	A.- Alcanolaminas MEA UCAR DEA SNEA-DEA DIPA MDEA DGA (econamina) B.- Carbonato de Potasio caliente Catacarb Benfield Gianmarco-Vetrocoke Alkacid-M Alkacid-DIK
II	Proceso con solventes fisicos
	Selexo 1 Solvente fluor Purisol Rectisol Sepasolv MPE Sulfinol Aminsol

¹³ A.H. Younger, 2004

III	Procesos de conversión directa
	Stretford Takahax Thylox Manchester Perox Townsend Fugapol G.V.-Sulfur LoCat Surferox
IV	Proceso en lecho seco
	Hierro esponja Oxido Zinc Tamiz molecular Haines
V	Procesos Secuestradores

2.4. Selección de Procesos Aplicables

De lo descrito en el ítem anterior, existen muchos procesos de endulzamiento, para un caso particular dado, los procesos aplicables se reducen a 3 o 4, si se analizan los siguientes aspectos:

- Especificaciones del gas.

Dependiendo de los contenidos de contaminantes permitidos en el gas de salida del proceso habrá procesos que no podrán llevar las concentraciones a tales niveles y por tanto serán eliminados. La selectividad también es importante en casos en que la relación $\text{CO}_2/\text{H}_2\text{S}$ sea alta y se requiera hacer pasar el gas ácido por una unidad recuperadora de azufre; la presencia de CO_2 afecta el desempeño de la unidad. El contenido de H_2S es un factor importante, así como también en el gas de salida.

El contenido de azufre total en el gas residual se refiere a la combinación de H_2S , COS , CS_2 y RSR . Lo ideal es remover todo el azufre del gas porque estos compuestos de azufre tienden a concentrarse en los líquidos obtenidos en la planta de gas, lo cual podría implicar tratamiento de estos líquidos.

- Características del Gas a Tratar.

Este factor es determinante en el diseño del proceso de endulzamiento, algunos procesos tienen desempeños muy pobres con algunos gases de entrada y deben ser eliminados en la selección. En cuanto a la composición del gas el área de mayor importancia es la cantidad relativa de hidrocarburos pesados recuperables; algunos procesos tienen tendencia a absorber hidrocarburos, y esta tendencia es mayor mientras más pesados

sean los hidrocarburos, los cuales no solo crean problemas de espumas sino que también afectan el proceso de recuperación de azufre.

La presión del gas de entrada también es un factor importante en la selección del proceso. Los procesos con carbonato y los de absorción física requieren presiones altas, por lo tanto estos procesos no se podrán aplicar cuando se va a trabajar a presiones bajas.

La temperatura del gas también es importante porque define la temperatura del solvente; una buena recomendación es que la temperatura del solvente sea unos 15 – 20 °F por encima de la del gas de entrada; pues si el solvente está más frío que el gas de entrada habrá condensación y los siguientes problemas de formación de espumas.

La cantidad de gas a tratar define el tamaño del equipo y posiblemente el número de plantas en paralelo cuando se manejan volúmenes grandes de gas.

- Consideraciones del Proceso

La temperatura y disponibilidad del medio de calentamiento se debe evaluar antes de hacer el diseño, esto es importante en los costos de equipo y operación. La disponibilidad del medio de enfriamiento también es importante por la misma razón expuesta antes. Además la temperatura del medio de enfriamiento define la temperatura de circulación del solvente. En zonas donde el agua es escasa y por lo tanto costosa para usarla como medio de enfriamiento el aire pasaría a ser el medio de enfriamiento a usar y esto hace que las temperaturas del solvente, especialmente en verano, no puedan ser menores de 135 – 140 °F, lo cual impedirá usar solventes físicos pues estos funcionan mejor a temperaturas bajas.

- Disposición Final del Gas Ácido

La disposición final del gas ácido puede ser una unidad recuperadora de azufre o incineración, dependiendo del contenido de H₂S en el gas agrio y las exigencias ambientales. Cuando se usa incineración no es importante el contenido de hidrocarburos pesados en el gas a tratar pero en la unidad recuperadora de azufre la presencia de hidrocarburos afecta el color del azufre recuperado tornándolo gris u opaco en lugar de amarillo brillante, lo cual afecta su calidad. Además si el gas ácido se va a pasar por una unidad recuperadora de azufre y luego por una unidad de limpieza de gas de cola, requiere más presión que si se va a incinerar.

- Costos

Los factores de costo que se deben tener en cuenta son:

Costos de equipo

Costos de Potencia

Costos de solvente

Costos de combustible.

Algunos procesos son más eficientes que otros en cuanto a combustible, por ejemplo los de absorción física y los híbridos son más eficientes en este sentido que los de aminas.

CAPITULO 3. METODOLOGIA

En esta sección se presenta el procedimiento empleado para la selección del proceso y evaluación técnica-económica.

3.1. Descripción del escenario

Volumen de gas a tratar y las condiciones de presión-temperatura de operación

IT	Parámetros	Valores
1	Volumen	3 MMSCFD
2	Concentración de H ₂ S	982 ppmv (120 kg S/día)
3	Concentración de CO ₂	1.8% molar
4	Presión de operación	22 psi
5	Temperatura de operación	98 F

3.2. Selección del proceso

3.2.1. Primera fase de la Evaluación Técnica: Selección Tipo de Proceso

En esta sección se realizará una primera selección del tipo de proceso, que se ajuste al caso descrito, considerando los siguientes aspectos 14 generales de selección y de este modo reducir el rango de procesos viables:

- Los tipos de impurezas a ser removidas. Para la aplicación del escenario descrito, se considera indispensable la remoción de Sulfuro

¹⁴ Campbell Petroleum Series-Pag 2

de hidrogeno (H_2S) por su efecto altamente corrosivo para los equipos y su efecto perjudicial al ambiente.

- Grado de remoción de impurezas o características del gas deseado. Las especificaciones del contenido de H_2S para el gas varían por la aplicación, el equipo y los proveedores. Sin embargo, el límite de azufre para los sistemas de turbina de gas es a menudo determinado por el compresor de gas, aguas arriba de la turbina, lo que puede tolerar sólo 75-100 ppmv. Esto se debe a que durante la mayor compresión se puede formar un líquido altamente corrosivo condensado. **Por lo cual para efectos de emplear el gas en la generación de electricidad se requiere como limite de azufre entre 75 - 100 ppmv.**
- Volumen de gas a ser procesado y las condiciones de operación, para nuestro caso los 3 MMscfd.
- Disposición final de los productos.

A continuación se muestra un cuadro resumen, en el que se indica las características de cada tipo de proceso y las consideraciones precedentes, extraída de autores como: Kohl & Nielsen, Kidnay and Parrish, Campbell y GPSA.

Cuadro X: Evaluación técnica de los tipos de procesos.

Procesos	Requerimiento	Absorción en solución alcalina	Absorción Física	Soluciones Mixtas o híbridos	Proceso Redox Líquido	Adsorción en lecho seco	Membranas	Secuestradores o scavenger
Principio de Acción		Contacto en contracorriente con una solución en la cual hay una sustancia que reacciona con los gases ácidos.	El solvente absorbe el contaminante pero como gas en solución y sin que se presenten reacciones químicas	Alta capacidad de reducir los niveles de los contaminantes, y bajos niveles de energía en los procesos de regeneración.	Procesos utilizan reacciones de oxidación – reducción que involucran la absorción de H ₂ S en una solución alcalina y convertirlo directamente a azufre elemental sin necesidad de unidad recuperadora de azufre	En este proceso el gas agrio se hace pasar a través de una especie de filtro que tiene afinidad por los gases ácidos y en general por las moléculas polares	Filtración selectiva que consiste en el empleo de una membrana polimérica para separar compuestos gaseosos como CO ₂ , H ₂ S y agua de un gas natural cuando por acción de diferencia de presiones.	Químicos que reaccionan con el sulfuro de hidrogeno y algunos otros componentes de azufre
Remoción de:	H ₂ S, CO ₂	CO ₂ , H ₂ S	H ₂ S, CO ₂ , COS, CS ₂ (Remoción Global)	H ₂ S, CO ₂ , COS, RSR y CS ₂	H ₂ S, parcialmente: COS, CS ₂ , RSH, RSR, CO ₂	H ₂ S	CO ₂ , H ₂ O, bajas concentraciones de H ₂ S.	H ₂ S
Grado de remoción ([H ₂ S] salida)	75 ppmv de H ₂ S	hasta 4 ppm H ₂ S	hasta 4 ppm H ₂ S; Afinidad por Hc pesados	<20 ppm H ₂ S	<20 ppm H ₂ S	hasta 4 ppm H ₂ S	<2%CO ₂ ; <140ppm H ₂ O; <4 ppm H ₂ S	hasta 0.2 ppm
Caudal de gas	3 MMSCFD	>20 MMSCFD	>20 MMSCFD	>20 MMSCFD	<20 MMSCFD	<20 MMSCFD	<50 MMSCFD	<2 MMSCFD
Concentraciones de H ₂ S (entrada)	982 ppmv de H ₂ S	>20 Ton/D	>20 Ton/D	>20 Ton/D	< 20 Ton/D	< 20 Ton/D	>20 Ton/D	< 150 kg/D

Continuación ...

Procesos	Requerimiento	Absorción en solución alcalina	Absorción Física	Soluciones Mixtas o híbridos	Proceso Redox Líquido	Adsorción en lecho seco	Membranas	Secuestradores o scavenger
Condiciones de proceso	22 psi	Pp < 100 psia	300 - 2000 psia Pp => 50 psi. Concentración baja de propano o más pesados.	100 - 300 psi		P= 450 psi	400 – 1000 psi	Pp < 100 psia
Medio Regenerable ?	Si	Si	Si	Si	Si	Si	Si	No
Variables de Costos		Requerimiento de solvente y calor de regeneración	No se requiere "reclaimer". Solvente más costoso que las aminas. Uso de gas de despojamiento en el proceso de regeneración	Hay que pagar derechos para poderlo aplicar.	No requiere unidad recuperadora de azufre. Bajos requisitos de equipo. Empleo de químicos.	Requerimiento de energía en la regeneración	Implica altos costos de mantenimiento Eficiencia depende únicamente de la naturaleza del material de la membrana.	Costo de los químicos secuestradores. Dificultad en el cambio del lecho.
Disposición final del gas ácido		Derivar a la obtención de azufre elemental (unidad Claus).	Derivar a la obtención de azufre elemental (unidad Claus).	Derivar a la obtención de azufre elemental (unidad Claus).	El lecho de azufre producido puede ser usado como fertilizante o fungicida.	Derivar a la obtención de azufre elemental (unidad Claus) o incineración.	Derivar a la obtención de azufre elemental (unidad Claus).	Regulaciones locales o estatales podrían limitar el manejo y disposición del secuestrante gastado.
CONCLUSION		NO APLICA	NO APLICA	NO APLICA	APLICA	NO APLICA	NO APLICA	APLICA

A continuación se destaca las siguientes referencias bibliográficas que respaldan esta evaluación del Tipo de Proceso.

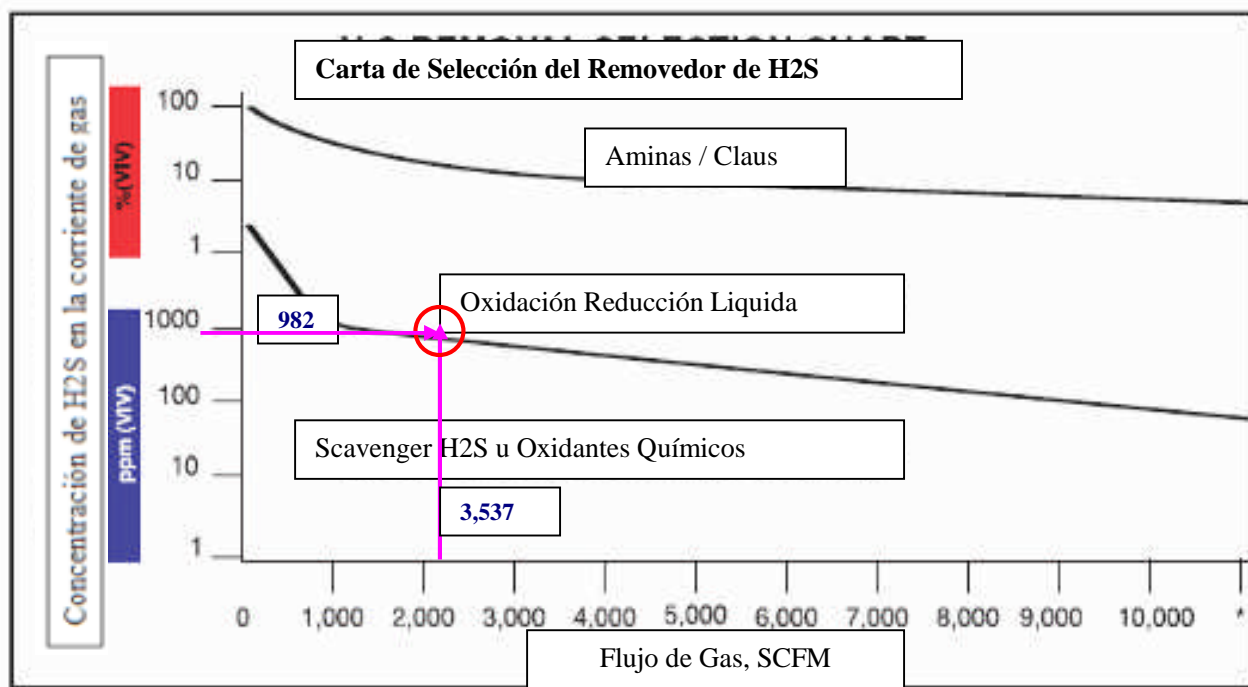
- Kohl & Nielsen (1997), presenta un cuadro titulado: “Guía para la selección del proceso removedor de H₂S y CO₂”¹⁵, el cual sugiere de manera práctica, la aplicación para cada tipo de proceso, y sostiene que los procesos de absorción en solución alcalina (solventes químicos: aminas) y en solvente físico (Selexol, Rectisol, Sulfinol), son adecuadas técnicas para el tratamiento de **altos volúmenes de gas** (mayores a 20 MMSCFD) y que contengan altas concentraciones de sulfuro de gases ácidos (mayor a 20 Ton/día). Del mismo modo, Campbell¹⁶ indica que los procesos con aminas fueron desarrollados para condiciones operativas de **alta presión parcial y altas concentraciones de H₂S**.
- De acuerdo a Kidnay and Parrish (2006), cuando la cantidad de azufre a removerse es pequeña (menor a 200 kg/d), los procesos por absorción, adsorción y membranas son antieconómicos debido al alto costo operativo, altos requerimientos de energía, equipos y recipientes de regeneración, destacando para ello los procesos tipo batch.
- A continuación se muestra un diagrama de selección preparada por la empresa **Merichem**, la que recomienda el tipo de proceso a emplear,

¹⁵ Fuente: Gas Purification - Kohl & Nielsen

¹⁶ Campbell-Pag 2

considerándose el caudal de gas a procesar y a la concentración de H₂S presente en el gas, estableciendo claramente tres regiones de procesos para la remoción de H₂S: Procesos con aminas/Claus para concentraciones mayores a 20 ton H₂S/día; Procesos Redox liquido para concentraciones entre 150 kg/d y 20 ton/día de H₂S; y Procesos Scavenger (secuestrantes) u oxidantes químicos para concentraciones menores a 150 kg/d de H₂S. Para el escenario descrito de la presente tesis introducimos en el diagrama: [H₂S] = 982 ppmv; Q gas= 2,084 scfm. Concluyendo en procesos de Oxidación Reducción liquida.

Cuadro ... Carta de Selección para remover H₂S - Merichem



Conclusión:

De la evaluación anterior, cuya finalidad es de primer filtro de selección se **concluye** que:

Los procesos de Absorción en solución alcalina, Absorción Física, Soluciones Mixtas y Membranas no aplican al escenario expuesto.

De esta primera evaluación técnica los procesos que pasan a la evaluación técnica-económica son: Redox-Líquido y secuestradores (scavengers).

3.2.2. Segunda Fase de la Evaluación Técnica: Selección de Tecnología

SISTEMA REDOX LÍQUIDO

A continuación se evaluará los procesos viables dentro del Sistema Redox Líquido. De lo explicado en la memoria descriptiva, se tienen tres procesos: Lo-Cat y Stretford, cuyas principales características se resumen a continuación:

Empaque	Principio	Remoción de componentes	Grado de remoción	Regenerable?	Carga de Gas a tratar	Disposición de los productos residuales
LO-CAT II	Proceso Redox en solución hierro quelado	H ₂ S	99,90%	Si	1000 kg/día a 20 ton/día de H ₂ S	Lecho de azufre empleado en aplicaciones de agricultura (fertilizantes, fungicidas)
STRETFORD	Proceso Redox en solución alcalina conteniendo vanadio	H ₂ S, COS, CS ₂ Y CO ₂		Si	1000 kg/día a 20 ton/día de H ₂ S	Emisión de componentes regulados ambientalmente. Coproducto: Tiosulfatos en exceso

Del cuadro resumen se concluye:

El Proceso LO CAT está basado en el principio redox en solución de hierro quelado, con eficiencia de remoción del 99.9%. La presente evaluará la viabilidad de este proceso por estar en el límite inferior de aplicación.

Se descarta el proceso Stretford por la emisión en exceso durante el proceso de tiosulfatos además de componentes de vanadio regulados ambientalmente.

PROCESO HIERRO ESPONJA

Para la presente tesis se considera al proceso Hierro esponja. Entre las características que no favorecen se tiene: el lecho parcialmente regenerable (cada 10 ciclos), el riesgo operativo en la etapa del cambio del medio (regeneración) y en la disposición final del producto del proceso, lo cual implicaría mayor costo operativo.

SCAVENGER O SECUESTRADORES

El principio de operación es similar en todos los productos que pertenecen a este sistema (Ver Marco Teórico). Entre una de las limitaciones que presentan los de este tipo están la disposición final de los co-productos.

A continuación se presenta una evaluación de costos de los tres sistemas anteriores a efecto de comparar los costos de inversión y operativos que implica para cada uno.

Costo del gas producido o materia prima

Precio del gas, \$/MSCF	MSCFD	Producción de Gas anual, MSCF	Costo del gas, US\$/año
1,8	3.000	1.095.000	1.971.000

Cuadro: Costos Operativos

Tecnología	Cantidad de H2S a remover, Tn/año	Eficiencia de remoción	Costo Unitario de remoción, \$/ton H2S	Costo de remoción por año, \$/año	Uso de electricidad, Kwh/año	Costo Unitario de electricidad, \$/Kwh	Costo de electricidad empleada, \$/año	Costo total de operación, \$/año
LO-CAT	43,8	0,997	1.895	82.987	780.040	0,08	62.403	145.390
Hierro Esponja	43,8	0,76	9.276	406.303	980.000	0,08	78.400	484.703
Secuestradores	43,8	0,933	12.580	550.997	0	0,08	0	550.997

Cuadro: Resumen costo de capital y operativo

Tecnología	Costo de inversión	Costo Operativo	
	Costo de capital (*), \$	Costo de tratamiento, \$/año	Costo de la materia prima, \$/año
LO-CAT	1.500.000	145.390	1.971.000
Hierro Esponja	400.000	484.703	1.971.000
Secuestradores	4.000.000	550.997	1.971.000

(*) Nota:

El costo de capital y detalle del costo operativo fueron proporcionados por:

- LO-Cat: Campania Gas Technology Products-Merichem, Mark Helm - Technical Director
- Hierro Esponja: Compañía CONNELLY-GPM, INC., Galen B. Dixon - Technical Director
- Secuestradores: Compañía SulfaTreat, Bill Brundick - Research and Engineering Manager (Business Unit of M-I, L.L.C; Smith/Schlumberger Company - 1/800-726-SOUR). El costo operativo presentado no incluye el costo para disposición de los coproductos del proceso.
- Los Costos de capital (*) implican la instalación completa.

Conclusión:

- Se descarta el empleo de los secuestradores por el alto costo de capital y alto costo operativo de la tecnología.
- Los procesos Hierro Esponja y Lo-Cat proceden a la evaluación económica.

3.2.3. Evaluación Económica

La evaluación económica se realizara en base los siguientes criterios:

1. Valor Actual Neto (VAN)
2. Tasa Interna de Retorno (TIR)
3. Periodo de Recuperación de la inversión
4. Relación Beneficio-Costo (B/C)

Consideraciones

- Para efectuar el flujo de caja, se considera hipotéticamente que el gas de producción, a tratar por ambas tecnologías, tenga un costo como gas producido o materia prima ascendente a 1.8 US\$/MSCF. El siguiente cuadro resume la producción de gas anual (idealmente constante) y el respectivo ingreso que implicaría.

Precio del gas¹⁷ : 1.8 US\$/MSCF

Precio del gas, \$/MSCF	MSCFD	Producción de Gas anual, MSCF	Costo del gas, US\$/año
1,8	3.000	1.095.000	1.971.000

- El ingreso anual esta representado por el costo de la energía eléctrica generada a partir del gas tratado, el cual se resume en el siguiente cuadro:

¹⁷ Fuente: Pluspetrol Norte S.A.: costo promedio del 2008 in situ (no incluye transporte)

Producción eléctrica, Kwh/día	Producción eléctrica, Kwh/año	Costo Unitario de electricidad, \$/Kwh	Costo de energía por año, US\$
98000	35770000	0,08	2861600

- Se considera una tasa del 15%

Valor Actual Neto (VAN)

Nos permite calcular el valor presente del flujo de caja futuro, es decir actualiza mediante una tasa todos los flujos de caja del proyecto

$$\text{VAN} = \underbrace{\sum_{j=1}^n \frac{F_j}{(1+K)^j}}_{\text{Valor Actual Neto}} - F_0$$

Donde:

F_j = Flujo neto por periodo

F₀ = Inversión Inicial

j = tiempo

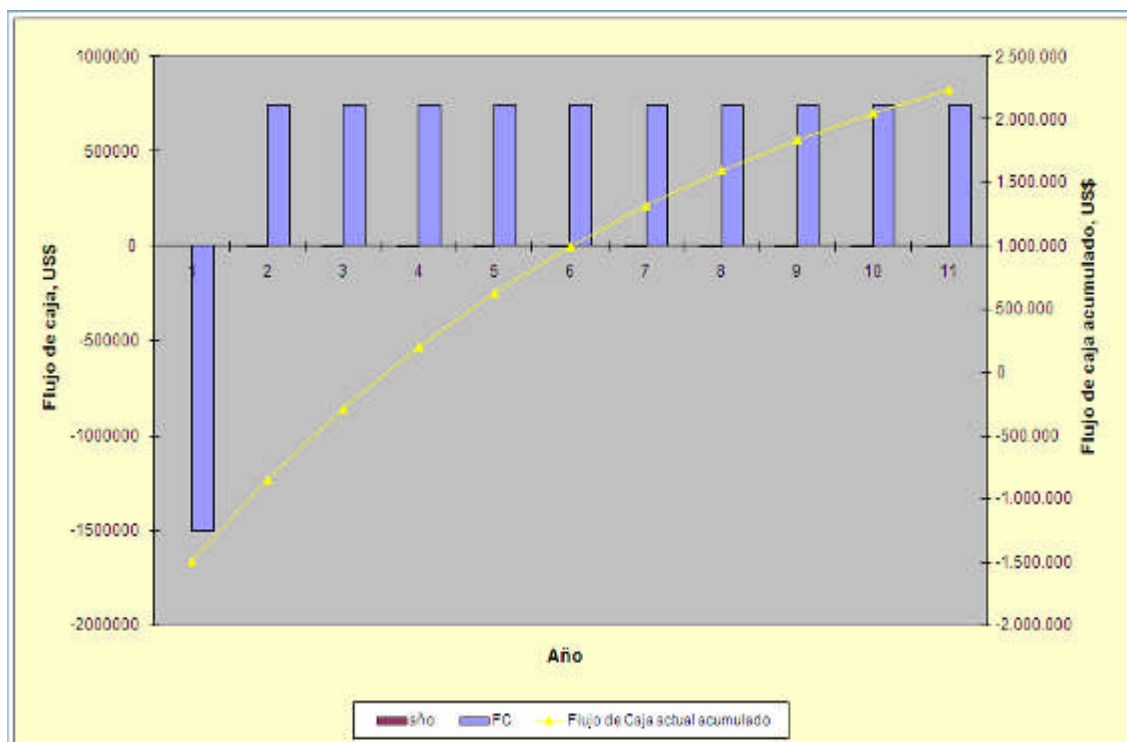
K = tasa

A continuación se presenta el flujo de caja y el cálculo del VAN para ambos sistemas:

Flujo de Caja del Sistema Lo - Cat

año	Ingresos	Egresos	FC	Flujo de Caja actual	Flujo de Caja actual acumulado
0		1.500.000	-1.500.000	-1.500.000	-1.500.000
1	2.861.600	2.116.390	745.210	648008	-851.992
2	2.861.600	2.116.390	745.210	563486	-288.506
3	2.861.600	2.116.390	745.210	489987	201.481
4	2.861.600	2.116.390	745.210	426076	627.557
5	2.861.600	2.116.390	745.210	370501	998.058
6	2.861.600	2.116.390	745.210	322175	1.320.233
7	2.861.600	2.116.390	745.210	280152	1.600.385
8	2.861.600	2.116.390	745.210	243610	1.843.995
9	2.861.600	2.116.390	745.210	211835	2.055.830
10	2.861.600	2.116.390	745.210	184204	2.240.035

Grafico del Flujo de Caja y VAN – Sistema LO-CAT

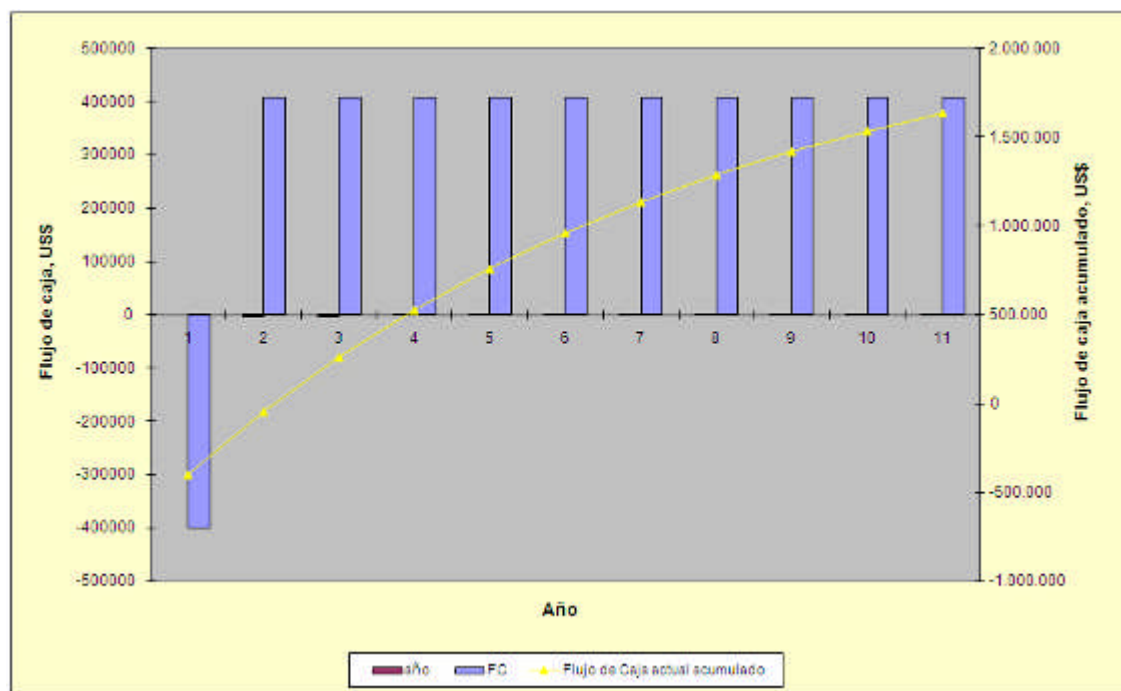


VAN = 2'240,035 US\$

Flujo de Caja del Sistema Hierro Esponja

año	Ingresos	Egresos	FC	Flujo de Caja actual	Flujo de Caja actual acumulado
0		400.000	-400.000	-400.000	-400.000
1	2.861.600	2.455.703	405.897	352954	-47.046
2	2.861.600	2.455.703	405.897	306917	259.871
3	2.861.600	2.455.703	405.897	266884	526.755
4	2.861.600	2.455.703	405.897	232073	758.828
5	2.861.600	2.455.703	405.897	201803	960.631
6	2.861.600	2.455.703	405.897	175481	1.136.112
7	2.861.600	2.455.703	405.897	152592	1.288.703
8	2.861.600	2.455.703	405.897	132689	1.421.392
9	2.861.600	2.455.703	405.897	115381	1.536.773
10	2.861.600	2.455.703	405.897	100332	1.637.105

Gráfico del Flujo de Caja y VAN – Sistema Hierro Esponja



VAN = 1'637,105 US\$

Tasa Interna de Retorno (TIR)

Con el TIR representa la tasa para la cual el valor actual neto (VAN) se hace cero.

$$VPF_i = \sum_{j=1}^n \frac{F_j}{(1+k)^j} - F_0 = 0$$

Tecnología	TIR
LO-CAT	49%
Hierro Esponja	101%

Periodo de Recuperación de la inversión

Representa el lapso de tiempo necesario para que los ingresos cubran los egresos.

Este método selecciona el proyecto cuyos beneficios permiten recuperar más rápidamente la inversión.

Tecnología	Periodo de Recuperación, años
LO-CAT	3 años
Hierro Esponja	2 años

Relación Beneficio-Costo (B/C)

$$B / C = \text{Valor Actual Neto} / \text{Inversión} = \sum_{j=1}^n \frac{F_j}{(1+K)^j} / F_0$$

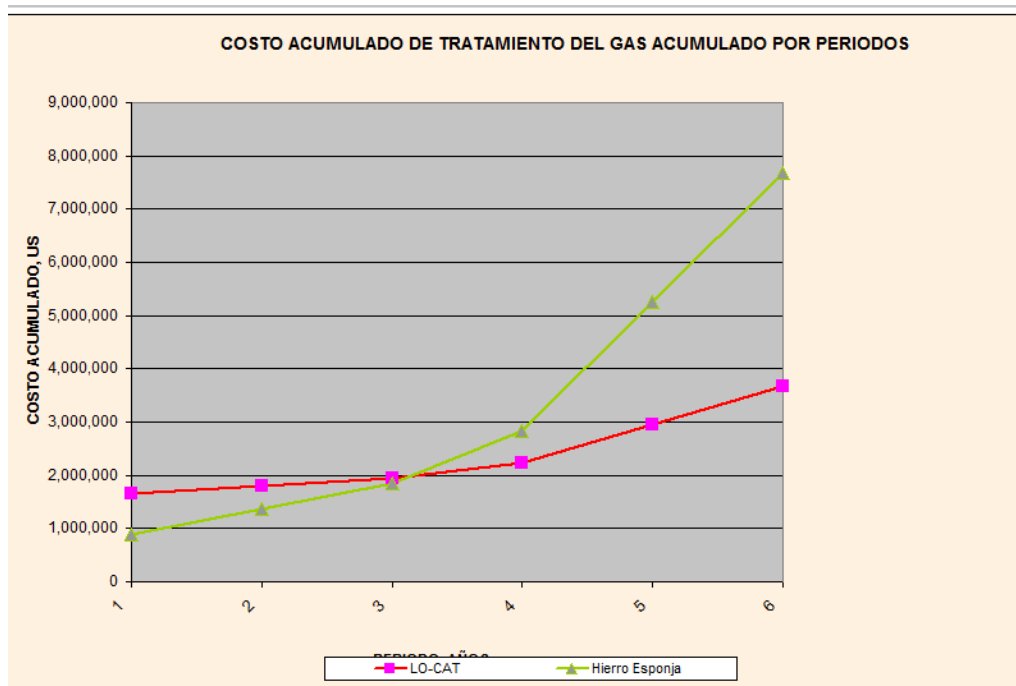
Tecnología	B/C
Lo-Cat	1,49
Hierro Esponja	4,09

Como los valores de B/C son mayores a uno, los proyectos son aceptables.

Conclusiones:

- Aunque el costo de capital del proceso Lo-Cat es mucho mayor al del proceso Hierro esponja, la diferencia sustancial se observa en el costo de tratamiento a lo largo del tiempo. Como se muestra en el cuadro adjunto, en lo que respecta a costo acumulado al que asciende el costo de capital y tratamiento para ambos procesos se equilibran a los dos años y medio aproximadamente, posterior a este tiempo el costo de tratamiento acumulado del proceso Lo-Cat es menor.

Tecnología	Costo de capital (*), \$	Costo de tratamiento, \$/año	COSTO DE TRATAMIENTO ACUMULADO, US\$					
			1	2	3	5	10	15
LO-CAT	1,500,000	145,390	1,645,390	1,790,781	1,936,171	2,226,952	2,953,904	3,680,855
Hierro Esponja	400,000	484,703	884,703	1,369,405	1,854,108	2,823,513	5,247,026	7,670,539



- En el proceso hierro esponja el costo tratamiento implica el reemplazo periódico del agente solido adsorbedor, ya que la regeneración es aproximadamente cada diez ciclos, también implica los costos de operación, aunque no la disposición final de sus residuos o lecho gastado. Este proceso presenta un riesgo en la etapa de la regeneración (exotérmica) de modo que los operadores deben tener especial cuidado cuando el aire es introducido al recipiente de regeneración, si este fuese rápido el calor de reacción podría encender el lecho.
- La eficiencia de remoción del proceso Hierro esponja es del 76% a comparación del 99 % del Sistema Lo-Cat.
- En el proceso Lo-Cat, el costo de tratamiento implica el uso de químicos (KOH, ARI340, ARI350, ARI400, ARI600, ARI360K),

aunque la solución catalítica de hierro es regenerable. Este proceso no presenta riesgos en la etapa de regeneración.

- Para ambas tecnologías el VAN es mayor a cero, por lo que la inversión produciría ganancias por encima de la rentabilidad exigida (15%).
- Al comparar el VAN de estas dos alternativas, se considera el mas conveniente el de mayor VAN, es decir el proceso Lo-Cat.
- Se selecciona al Proceso Lo-Cat

3.3. Proceso seleccionado

El sistema seleccionado es el LO-CAT por proporcionar una solución ambientalmente racional, técnicamente viable y rentable para el tratamiento del gas agrio.

De acuerdo a la información proporcionada por la compañía licenciante, Merichem, la operación del sistema LO-CAT, destaca en:

- Facilidad de operación, estable y requiere fundamentalmente el seguimiento y monitoreo en el uso de los químicos, además de la implementación en la gestión de la producción de azufre para su empleo como fertilizantes.
- Altamente eficaz en la eliminación de H₂S del gas de producción. El sistema alcanza una eficiencia de remoción de 99,8% La mayor eficiencia de eliminación es posible con un mayor uso de productos químicos, pero hay una tasa de disminución de rendimiento (es decir, los costos operativos aumentan sustancialmente).

Figure 2. MINI-CAT Vessels



Vista del sistema Lo-Cat asociado a la planta de generación



3.4. Descripción del proceso

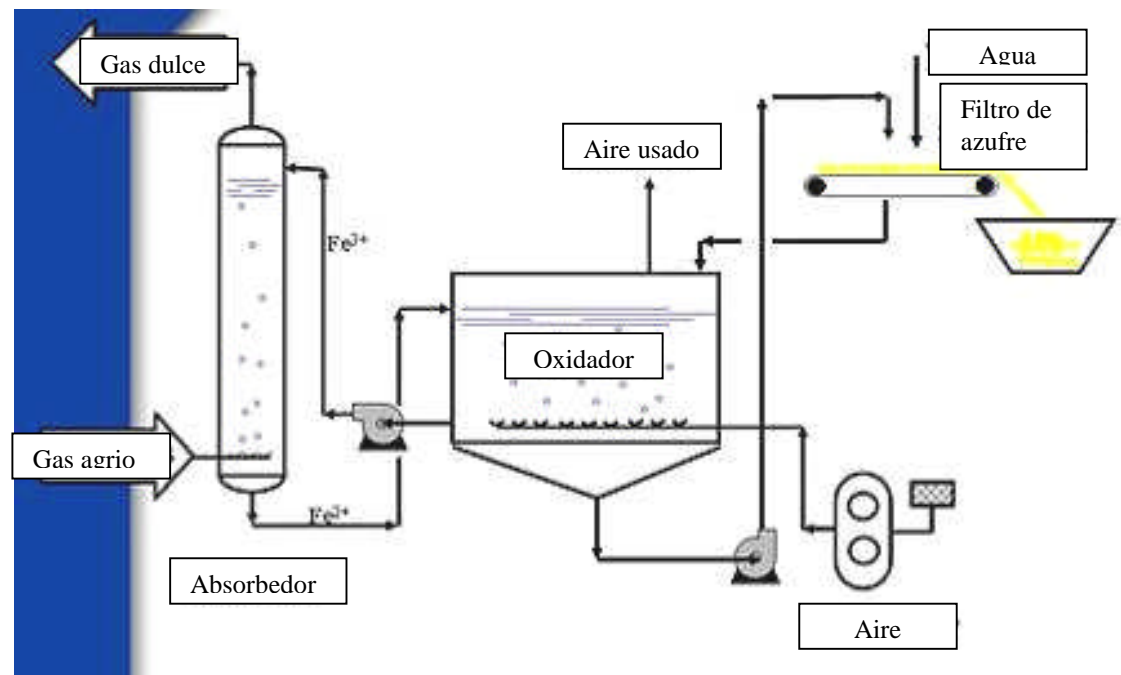
Las reacciones de absorción, ionización y oxidación se dan a lugar en el absorbedor. Cuando el H₂S del gas entra en contacto con la solución catalítica de hierro, ocurre la reacción instantánea para convertir el H₂S a azufre elemental. El hierro catalítico activo (Fe⁺³) es reducido a Fe⁺². La concentración del H₂S baja a menos de 20 ppm en la salida del gas.

El azufre formado en el absorbedor junto con los químicos gastados del Lo-Cat tiene el aspecto de lodo. Este lodo fluye del absorbedor al vessel de oxidación, donde ocurre la reacción de regeneración por medio del ingreso de aire, el cual reactiva el hierro desde el estado de Fe⁺² al estado de Fe⁺³. El lodo de azufre se deposita en el fondo cónico del oxidador y luego es bombeado a un filtro.

El filtro remueve el agua y los químicos, resultando en un 60% de azufre, este azufre puede ser empleado como fertilizante en la agricultura. El hierro y los quelatos remanentes en el azufre actúan como nutrientes o como fungicidas.

Los químicos frescos son agregados diariamente para subsanar los químicos degradados y los químicos que se eliminaron con el azufre.

La Figura muestra el diagrama de flujo convencional para el sistema Lo-Cat.



3.5. Disposicion del azufre

El acondicionamiento del gas genera co-productos, siendo los principales los componentes de azufre, para el que a continuación se planteará alternativas de disposición final en base a una investigación que hizo Jess Karr de Hondo Chemical ¹⁸ Company en Bakersfield, California, acerca del abono a base del azufre obtenido a partir de los coproductos del sistema redox-liquido.

En el proceso redox-liquido (LO-CAT), se produce una partícula amorfa de azufre, cuyo tamaño es entre 8 y 45 micrones. El azufre se presenta en forma de torta, que contiene 25% de agua.

Jess Karr, ha demostrado que los productos derivados de azufre obtenidos de una planta de eliminación de azufre basado en el sistema redox-liquido (LO-CAT), produce fertilizantes agrícolas sulfurosos de calidad superior en comparación con productos a base de azufre de las fuentes más convencionales, como las plantas Claus.

En el estudio hace una introducción del papel que desempeña el azufre en la agricultura, los que se resumen en:

1. Ajustar el pH del suelo
2. Nutrientes vegetales
3. Fungicida

Ajuste del pH, El estudio de Karr, hace referencia que el pH recomendable para la absorción óptima de nutrientes de la planta es de 6,5. La aplicación de

¹⁸ Fuente: Artículo titulado Sulfur: At the Crossroads of Energy, the Environment, and Agriculture

azufre reduce el pH del suelo alcalino y aumenta la absorción de todos los nutrientes de la planta.

Nutrientes de la planta, el Nitrógeno, fósforo y potasio son los tres "macronutrientes" de las plantas, para Karr el azufre es el cuarto "Macronutriente". Además, ha demostrado la mayor reactividad de los compuestos de azufre, en un ensayo de campo en Arvin, California en 1994. En este ensayo comprueba que las partículas de azufre amorfo es completamente asimilada y se convierte en ácido sulfúrico y sulfato de calcio, reduciendo efectivamente el pH del suelo, en el plazo de 45 días.

Fungicidas, debido a que el azufre tiene un efecto devastador sobre el moho y hongos. Durante siglos los agricultores han aplicado en Italia polvos de azufre a sus viñas, después de la exposición a la lluvia y la niebla para el control de hongos y bacterias.

No todos los coproductos de azufre son adecuados para su uso en la agricultura. La mayoría de los productos de azufre empleados en la agricultura son aquellos producidos por el método Claus y por el proceso redox-liquido (es decir, LO-CAT y Sulferox).

3.6. Consideraciones de diseño

Selección del material de construcción

La selección del material de construcción es una consideración crítica para el diseño del reactor. El sulfuro de hidrogeno forma acido sulfúrico y el dióxido de carbono forma acido carbónico en un ambiente acuoso.

Concentraciones de sulfuro de hidrogeno de menos que el 1% además de concentraciones de dióxido de carbono mayores al 2% tienden a ser corrosivos (Gas Processors Suppliers Association., 1998). Estos dos constituyentes pueden tener un profundo efecto en la disminución del grado del acero inoxidable (304) en el tiempo, esto especialmente para los accesorios y estructuras que están bajo esfuerzos. Entonces, el acero inoxidable de grado 316 o 320 son recomendados para las tuberías y la construcción de recipientes.

Duckworth y Geddes (1965) recomienda el recubrimiento del recipiente con resina epóxica para la resistencia a la corrosión.

Requerimientos de seguridad

Los procedimientos de remoción y recarga del medio en un reactor de lecho empacado debe estar de acuerdo a los estándares de seguridad. La mayoría de los recipientes de lecho empacado son clasificadas como espacios confinados.

Los demás parámetros de diseño son proporcionados por la compañía Merichem a la compra de la licencia, el cual esta incluido en costo de capital.

CAPITULO 4. CONCLUSIONES GENERALES

- El proceso Redox Liquido es propicio para un caudal menor a 20 MMSCFD y bajas cantidades de H₂S menor a 20 Ton de H₂S/día. Los procesos con Aminas son viables para tratamiento de gas, cuyo caudal son superiores 20 MMSCFD, además de altas concentraciones de H₂S (ítem VI.1).
- El gas de producción tratado beneficia a la operación de la planta por minimizar el impacto ambiental, causado por la emisión de los coproductos del proceso (derivados del azufre). Este mínimo

impacto ambiental es producto de la eficiencia del 99% que brinda el proceso Lo-Cat para la remoción de H₂S.

- El azufre, producto del proceso Lo-Cat, puede ser empleado como fertilizante agrícola, ya que el hierro y quelatos remanentes en el azufre actúan como nutrientes del suelo, ajustadores del pH y fungicidas.
- El proceso Lo-Cat, licenciado por la compañía Merichem, fue seleccionado por proveer el menor impacto ambiental, ser técnicamente viable, por su costo efectivo rentable y de fácil operación.
- La instalación del sistema Lo-Cat es rentable debido a los resultados favorables de los criterios de la evaluación económica:

VAN=2'240,035 mayor a cero.

TIR=49% mayor a la tasa de rendimiento

Periodo de recuperación de la inversión igual a 3 años

B/C=1.49 mayor a 1

Por lo que, el proyecto es viable

- El gas de producción tratado ofrecerá ventajas como fuente energética al ser introducido como alimentación al sistema de generación, optimizando la planta.
- El empleo del gas de producción en una planta de generación implica el uso de turbinas, estas tienen poca tolerancia al efecto corrosivo del sulfuro de hidrógeno y su producto de combustión, es por ello que es indispensable la remoción o reducción de la concentración del H₂S en la corriente del gas de producción.
- Con la instalación de este proceso de endulzamiento se cumplirá con regulaciones ambientales vigentes en el país, en cuanto a emisiones gaseosas se refiere.

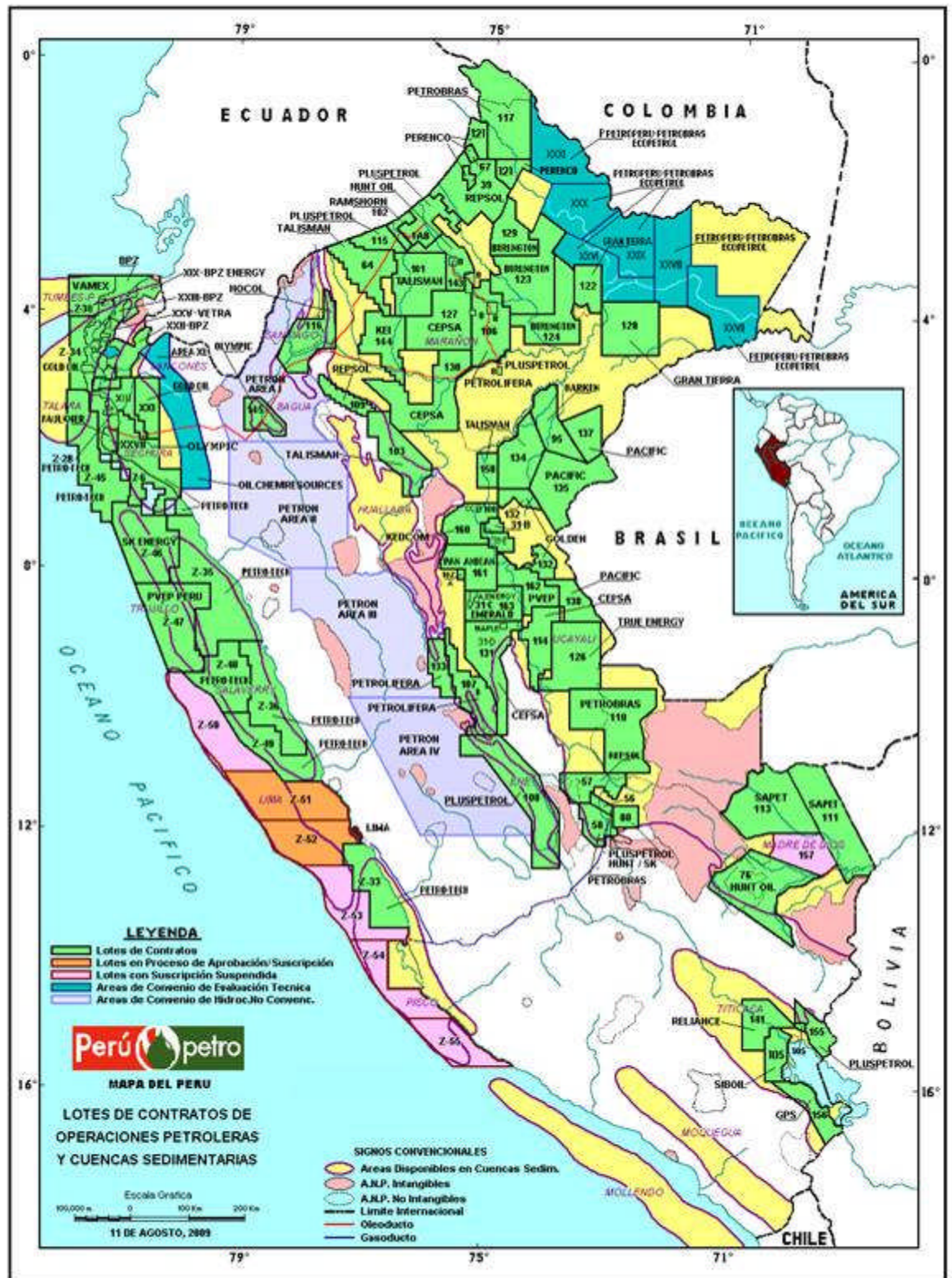
CAPITULO 5. BIBLIOGRAFIA

- A. H Younger, 2004. Natural Gas Processing Principles and Technology – Part II. University of Calgary. Pág. 165-202
- A. J. Foral and B. H. Al-Ubaidi, 1994, Gas Research Inst “Evaluation of H₂S Scavenger Technologies”. Artículo bajado de la página Web del IGT.
- Boyun Guo, William Lyons y Ali Ghalambor. February 2007. Petroleum Production Engineering. Publisher: Elsevier Science & Technology Books. Páginas: 1-27 / 118-132
- Campbell - Third Edition, Gas Conditioning and processing Volume 4 – Gas and liquid Sweetening. John M. Campbell and Co. International Petroleum Institute Ltd., Norman, Okla., USA
- Folke Kafka Keiner, 2002. Evaluación estratégica de proyectos de inversión.
- Frank Jahn, Mark Cook & Mark Graham - Hydrocarbon Exploration and Production.
- Gary J. Nagl, Doug L. Heguy - Technologies Remove H₂S From Gas. Merichem
- Gas Processors and Suppliers Association (GPSA 2006)-“Engineering Data Book”, Vol. 21, Tulsa, Okla., USA, 12th Edition,.
- GRI of the IGT “Evaluation of Hydrogen Sulphur Scavenging Technologies”. Artículo de la página Web del IGT en noviembre de 2001.

- GRI of the IGT and Krupp Uhde GmbH, 2001. "Commercial Development of New Gas Processing Technology". Artículo de la página Web del IGT.
- Jess Karr, President of Hondo Chemical Inc. Sulfur: At the Crossroads of Energy, the Environment, and Agriculture
- Ken Arnold and Maurice Stewart. Surface Production Operations Volume1 – Second edition. Pag 1-24
- Kidnay and Parrish, 2006 – Fundamentals of natural Gas Processings 91-128
- Kohl and Nielsen-1997, Gas Purification
- Merichem Guide, Knock out hydrogen sulfide with LO-CAT
- Mokhatab, Poe y Speight, 2006 – Handbook of Natural Gas transmission and processing. 261-270

CAPITULO 6. ANEXOS

ANEXO 1: Distribución de Lotes en el Perú



ANEXO 2: Ventajas del gas como fuente de energía

X REUNIÓN ANUAL IBEROAMERICANA DE REGULADORES DE LA ENERGÍA – ARIAE

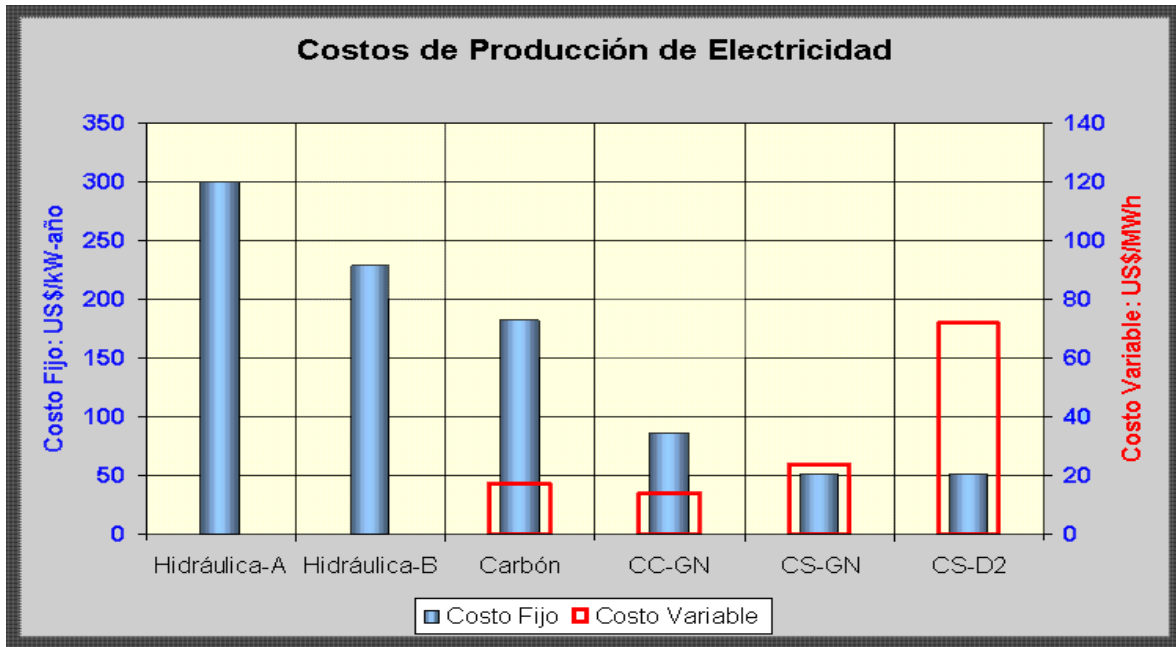
Abril 2006

Ing. Alfredo Dammert Lira - Presidente de OSINERG

COSTOS DE PRODUCCION DE ELECTRICIDAD

- En la planificación de los sistemas eléctricos se debe buscar minimizar el costo total de suministro (de inversión y operación) encontrando el tiempo que debe operar cada tecnología y los niveles de capacidad a instalar.
- Las tecnologías de bajo costo de inversión serán adecuadas para los momentos de alto consumo aunque tengan altos costos de operación debido a que se utilizarán solo en algunos períodos (Diesel, Ciclo Simple).
- Las tecnologías con altos costos de inversión pero bajos costos de operación serán económicas si se utilizan la mayor parte del año (Hidráulicas, Ciclo Combinado).

		Hidráulica-A	Hidráulica-B	Carbón	CC-GN	CS-GN	CS-D2
Inversión	US\$/kW	1 500	1 200	1 000	500	300	300
Costo Fijo	US\$/Kw-año	300	229	182	86	51	51
Costo Variable	US\$/MWh	0.2	0.2	17.1	14.1	23.8	72.0



RIESGOS DE INVERSION POR TIPO DE TECNOLOGIA

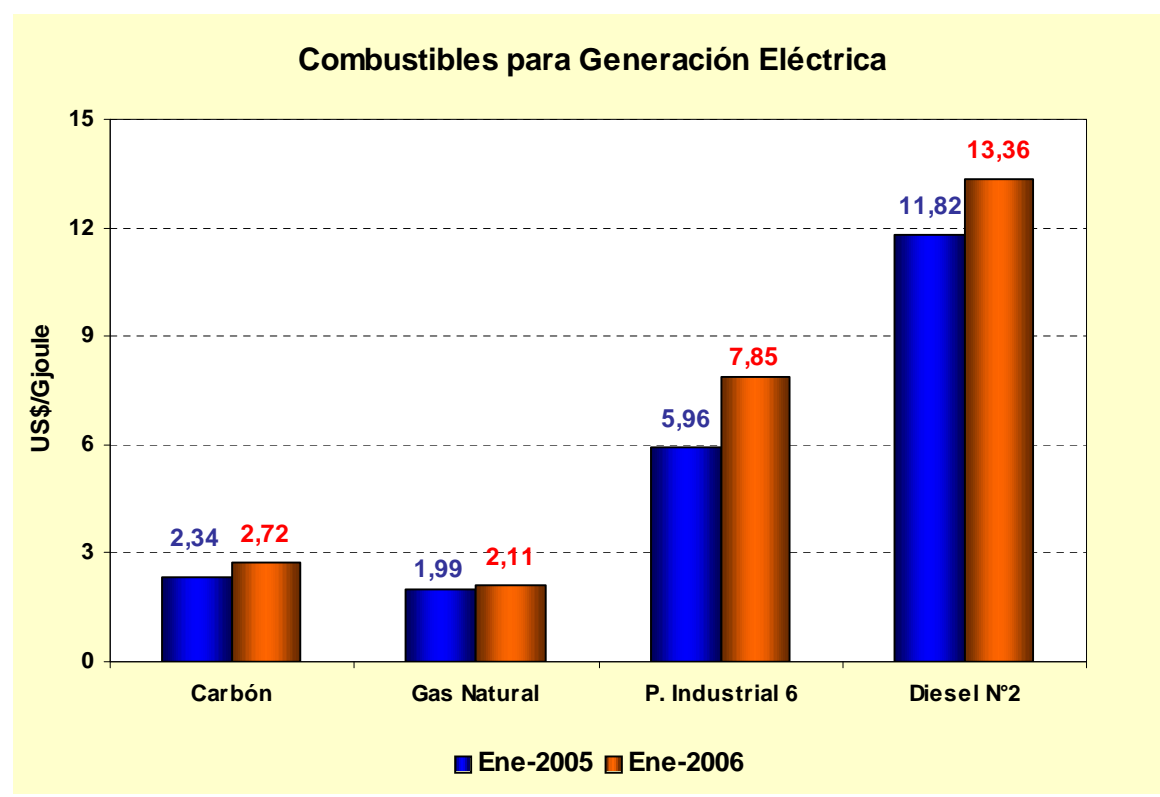
- En la inversión en determinados tipos de centrales de generación se asumen una serie de condicionantes y riesgos que varían dependiendo del tipo de tecnología utilizada.
- Entre estos destacan el tamaño de las unidades, el tiempo de construcción, el costo de inversión por MW instalado, los costos operativos, la dependencia o existencia de shocks en el costo del combustible, las emisiones y daños ambientales, y la exposición a riesgos regulatorios.
- En particular, las centrales hidráulicas requieren un tamaño importante y poseen altos riesgos de construcción mientras que las de gas básicamente necesitan asegurar un suministro confiable y económico.

Comparación Cualitativa de los Riesgos de Inversión por Tipo de Tecnología

Tecnología	Tamaño de la Unidad	Tiempo de Construcción	Costo de Inversión por MW	Costo Operativo	Costo del Combustible	Emisiones de CO ₂	Riesgo Regulatorio / Especificidad de Activos
Gas Natural a Ciclo Combinado	Medio	Corto	Bajo	Bajo	Alto	Medio	Bajo
Carbón	Grande	Largo	Alto	Medio	Medio	Alto	Alto
Nuclear	Muy Grande	Largo	Alto	Medio	Bajo	Despreciable	Alto
Hidráulica	Muy Grande	Largo	Muy Alto	Muy Bajo	Despreciable	Despreciable	Alto
Viento	Pequeño	Corto	Alto	Muy Bajo	Despreciable	Despreciable	Medio
Celulas de Combustible	Pequeño	Muy Corto	Muy Alto	Medio	Alto	Medio	Bajo
Fotovoltaicas	Muy Pequeño	Muy Corto	Muy Alto	Muy Bajo	Despreciable	Despreciable	Bajo

Fuente: Internacional Energy Agency - OECD (2003)

EVOLUCION DE LOS PRECIOS DE LOS COMBUSTIBLES



ANEXO 3: Regulación de emisiones ambientales vigente.

AMBIENTE**Aprueban Estándares de Calidad Ambiental para Aire****DECRETO SUPREMO
N° 003-2008-MINAM**

EL PRESIDENTE DE LA REPUBLICA

CONSIDERANDO:

Que, el numeral 22 del artículo 2º de la Constitución Política del Perú establece que toda persona tiene derecho a gozar de un ambiente equilibrado y adecuado al desarrollo de su vida;

Que, el artículo I del Título Preliminar de la Ley N° 28611- Ley General del Ambiente, establece que toda persona tiene el derecho irrenunciable a vivir en un ambiente saludable, equilibrado y adecuado para el pleno desarrollo de la vida, y el deber de contribuir a una efectiva gestión ambiental y de proteger el ambiente, así como sus componentes, asegurando particularmente la salud de las personas en forma individual y colectiva, la conservación de la diversidad biológica, el aprovechamiento sostenible de los recursos naturales y el desarrollo sostenible del país;

Que, mediante Decreto Legislativo N° 1013 se aprobó la Ley de Creación, Organización y Funciones del Ministerio del Ambiente, señalándose su ámbito de competencia sectorial y regulándose su estructura orgánica y funciones, estableciendo el literal d) de su artículo 7º como función específica elaborar los Estándares de Calidad Ambiental (ECA) y Límites Máximos Permisibles (LMP), debiéndose aprobar mediante Decreto Supremo;

Que, los ECA se refieren a valores que no representen riesgo significativo para la salud de las personas ni al ambiente, siendo que el concepto de valor guía de la calidad del aire, desarrollado por la Organización Mundial de la Salud (OMS), se refiere al valor de la concentración de los contaminantes en el aire por debajo del cual la exposición no representa un riesgo significativo para la salud;

Que, el numeral 33.2 del Artículo 33º de la Ley N° 28611, establece que la Autoridad Ambiental Nacional, en el proceso de elaboración de los ECA, LMP y otros estándares o parámetros para el control y la protección ambiental debe tomar en cuenta los establecidos por la Organización Mundial de la Salud o las entidades de nivel internacional especializadas en cada uno de los temas ambientales;

Que, asimismo, el numeral 33.4 del Artículo 33º de la mencionada Ley, establece que en el proceso de revisión de los parámetros de contaminación ambiental, con la finalidad de determinar nuevos niveles de calidad, se aplica el principio de la gradualidad, permitiendo ajustes progresivos a dichos niveles para las actividades en curso;

Que, de acuerdo a lo establecido en el Cronograma de Priorizaciones para la aprobación progresiva de ECA y LMP, aprobado por Decreto de Consejo Directivo del Consejo Nacional del Ambiente N° 029-2006-CONAM/CD, se elaboró la propuesta de los ECA a aprobarse, tomando en consideración las recomendaciones de la Organización Mundial de la Salud y la opinión de los sectores involucrados;

Que, de conformidad con lo previsto en el Decreto Supremo N° 033-2007-PCM se han llevado a cabo los procesos de Consulta Pública aprobados por Resoluciones Presidenciales N°s 036 y 038-2008-CONAM/PCD, así como los talleres de coordinación interinstitucional

realizados los días 24 de abril, 21 de mayo y 4 de agosto del presente año, por lo que se recibió la opinión de los Ministerios de Salud, Producción, Vivienda y Construcción, Transportes y Comunicaciones y Energía y Minas; todos los Gobiernos Regionales; diversas Municipalidades y representantes de la sociedad civil, bajo el proceso de consulta pública;

Que la Segunda Disposición Transitoria del Decreto Supremo Nº 074-2001-PCM, mediante el cual se aprobó el Reglamento de Estándares Nacionales de Calidad Ambiental del Aire, establece que el valor del estándar nacional de calidad ambiental del aire de Dióxido de Azufre (SO₂) para veinticuatro horas debe ser revisado en el período que se requiera, de detectarse que tienen un impacto negativo sobre la salud en base a estudios y evaluaciones continuas;

Que, tomando en consideración las nuevas evidencias halladas por la Organización Mundial de la Salud, resulta necesario aprobar nuevos Estándares de Calidad Ambiental de Aire para el Dióxido Azufre, los mismos que entrarán en vigencia a partir del primero de enero del 2009, así como establecer Estándares Ambientales de Calidad de Aire para Benceno, Hidrocarburos Totales, Material Particulado con diámetro menor a 2,5 micras e Hidrógeno Sulfurado;

De conformidad con lo establecido en Ley Nº 28611- Ley General del Ambiente y el Decreto Legislativo Nº 1013 que aprobó la Ley de Creación, Organización y Funciones del Ministerio del Ambiente;

En uso de las facultades conferidas por el artículo 118º de la Constitución Política del Perú;

DECRETA:

Artículo 1º.- Aprobación de Estándares de Calidad Ambiental para Aire

Aprobar los Estándares de Calidad Ambiental para Aire que se encuentran contenidos en el Anexo I del presente Decreto Supremo.

Artículo 2º.- Normas complementarias

El Ministerio del Ambiente dictará las normas para la implementación de los Estándares de Calidad Ambiental para Aire y para la correspondiente adecuación de los Límites Máximos Permisibles.

Artículo 3º.- Vigencia de Estándares de Calidad Ambiental para Aire establecidos para el dióxido de azufre

Los Estándares de Calidad Ambiental para Aire establecidos para el Dióxido de Azufre en el Decreto Supremo Nº 074-2001-PCM mantienen su vigencia hasta el 31 de diciembre de 2008.

Conforme a lo establecido en el Anexo I del presente Decreto Supremo, los nuevos Estándares de Calidad Ambiental establecidos para el Dióxido de Azufre entrarán en vigencia a partir del primero de enero del 2009.

Artículo 4º.- Refrendo

El presente Decreto Supremo será refrendado por el Ministro del Ambiente.

Dado en la Casa de Gobierno, en Lima, a los veintiún días del mes de agosto del año dos mil ocho.

ALAN GARCÍA PÉREZ
Presidente Constitucional de la República

ANTONIO JOSÉ BRACK EGG
Ministro del Ambiente

ANEXO 1

TABLA 1

ESTANDAR DE CALIDAD AMBIENTAL PARA
EL DIÓXIDO DE AZUFRE SO₂

Parámetro	Período	Valor µg/m ³	Vigencia	Formato	Método de análisis
Dióxido de azufre (SO ₂)	24 horas	80	1 de Enero de 2009	Media aritmética	Fluorescencia UV (método automático)
	24 horas	20	1 de enero del 2014		

TABLA 2

ESTANDAR DE CALIDAD AMBIENTAL
PARA COMPUESTOS ORGÁNICOS VOLÁTILES (COV); HIDROCARBUROS TOTALES (HT); MATERIAL PARTICULADO CON DIÁMETRO MENOR A 2,5 MICRAS (PM_{2,5})

Parámetro	Período	Valor	Vigencia	Formato	Método de análisis
Benceno ¹	Anual	4 µg/m ³	1 de enero de 2010	Media aritmética	Cromatografía de gases
		2 µg/m ³	1 de enero de 2014		
Hidrocarburos Totales (HT) Expresado como Hexano	24 horas	100 mg/m ³	1 de enero de 2010	Media aritmética	Ionización de la llama de hidrógeno
Material Particulado con diámetro menor a 2,5 micras (PM _{2,5})	24 horas	50 µg/m ³	1 de enero de 2010	Media aritmética	Separación inercial filtración (gravimetría)
	24 horas	25 µg/m ³	1 de enero de 2014	Media aritmética	Separación inercial filtración (gravimetría)
Hidrógeno Sulfurado (H ₂ S)	24 horas	150 µg/m ³	1 de enero de 2009	Media aritmética	Fluorescencia UV (método automático)

¹ Único Compuesto Orgánico Volátil regulado (COV)
241991-1

ANEXO 4: Análisis Cromatografico del Gas de Producción

Proporcionado por Pluspetrol Norte S.A., considerado composición tipo para efecto de la presente evaluación.

COMPONENTE	COMPOSICION (% MOL)	PESO MOLECULAR		PODER CALORIFICO, 60 F, 14.696 Psia			
				NETO		BRUTO	
		P.M.	PARCIAL	BTU/CU.FT	PARCIAL	BTU/CU.FT	PARCIAL
NITROGENO	2.380	28.013	0.667	0.0	0.0000	0.0	0.0000
H2S	5.300	34	1.802	0.0	0.0000	0.0	0.0000
CO2	1.800	44.01	0.792	0.0	0.0000	0.0	0.0000
METANO	73.088	16.043	11.726	909.1	664.4430	1009.7	737.9695
ETANO	6.530	30.07	1.964	1617.8	105.6423	1768.8	115.5026
PROPANO	3.960	44.097	1.746	2316.4	91.7294	2517.5	99.6930
iso-BUTANO	1.924	58.124	1.118	3001.1	57.7412	3252.7	62.5819
n-BUTANO	1.534	58.124	0.892	3010.4	46.1795	3262.1	50.0406
iso-PENTANO	1.230	72.151	0.887	3698.3	45.4891	4000.3	49.2037
n-PENTANO	0.965	72.151	0.696	3707.5	35.7774	4009.6	38.6926
neo-PENTANO	0.666	72.151	0.481	3682.6	24.5261	3984.6	26.5374
n-HEXANO	0.497	86.178	0.428	4403.7	21.8864	4756.2	23.6383
n-HEPTANO	0.127	100.205	0.127	5100.2	6.4773	5502.8	6.9886
TOTAL	100.00		23.326		1099.9		1210.8

ANEXO 5: Monitoreo de pH con el uso de Micro-Sul

Micro-Sul es un producto desarrollado por Hondo Chemical Company a base del azufre coproductos del sistema redox-liquido.

En la siguiente figura se muestra el monitoreo de la caída del pH, realizada en Bakersfield California (1997), en la que demuestra la función de ajuste de pH del suelo.

