

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA DE PETRÓLEO
CURSOS ESPECIALES DE GRADO



**“Evaluar los procesos de endulzamiento del gas natural con
aminas al norte del estado Monagas”**

REALIZADO POR:

AQUILES JOSUÉ MARVAL UZCATEGUI

**Trabajo de Grado presentado ante la Universidad de Oriente como
Requisito Parcial para Optar al Título de:**

INGENIERO DE PETRÓLEO

Barcelona, agosto 2009

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA DE PETRÓLEO
CURSOS ESPECIALES DE GRADO



**“Evaluar los procesos de endulzamiento del gas natural con
aminas al norte del estado Monagas”**

ASESOR ACADÉMICO

Ing. José Rondón

**Trabajo de Grado presentado ante la Universidad de Oriente como
Requisito Parcial para Optar al Título de:**

INGENIERO DE PETRÓLEO

Barcelona, agosto 2009

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA DE PETRÓLEO
CURSOS ESPECIALES DE GRADO



**“Evaluar los procesos de endulzamiento del gas natural con
aminas al norte del estado Monagas”**

JURADOS

Ing. José Rondón (M.Sc)
Asesor Académico

Ing. Rayda Patiño (M.Sc)
Jurado principal

Ing. Fidelina (M.Sc)
Jurado principal

Barcelona, agosto 2009

RESOLUCIÓN

De acuerdo al artículo 44 del reglamento de trabajo de grado:

“Los trabajos de grado son de exclusiva propiedad de la universidad de oriente y solo podrán ser utilizados a otros fines con el consentimiento del consejo de núcleo respectivo, quien lo participara al consejo universitario”

DEDICATORIA

A **Dios** por encima de todas las cosas. Por estar conmigo en todo momento y darme la fuerza y la voluntad necesaria para salir adelante, aun en los momentos más difíciles de mi vida.

A mi abuelo, **Valentín Marval**, por transmitirme toda su sabiduría y ser la persona que hizo posible el cumplimiento de este gran sueño, sin usted abuelito no hubiese podido, le dedico este gran logro con toda mi alma y corazón.

A mi madre, **Rommy uzcategui**, por ser la mujer más maravillosa del universo entero, eres la madre que todo hijo desearía tener, tu guía y tu enseñanza han hecho de mí la persona que soy, eres y siempre serás la mujer más importante en mi vida.

A mi padre, **Aquilino Marval**, por ser uno de los hombres más capaces e inteligente que conozco y de cierta manera por darme la garra para lograr mis sueños y objetivos por cuenta propia.

A mis hermanos, **Leonardo, Romina, Valentina y Carlos Alfredo**, por apoyarme de una u otra manera y estar conmigo en las buenas y las malas.

A mi novia, **Kenia Santoyo**, por ser mi princesa bella y maravillosa, llegaste a mi vida para llenarla de amor y de alegría.

A mi gran profesor, **Ing. Rafael Barrueta**, por ser un excelente profesor y una gran persona, jamás olvidare el gran apoyo que me dio en uno de los momentos más difíciles de mi vida.

A mis grandes amigos, Pedro Farias, Marcos Sanoja, Roldan Salvador, Egliver Acevedo, Nelson Salazar y Juanvi Gómez. Por apoyarme y no darme la espalda cuando más los necesite.

AGRADECIMIENTOS

En primer lugar, agradezco a **DIOS** por ser mi guía e iluminar cada uno de mis pasos, el estuvo y estará presente en cada instante de mi vida para darme la fuerza y voluntad necesaria para levantarme de cada uno de mis tropiezos y seguir siempre hacia adelante, gracias diosito.

A mi abuelo, **Valentín Marval**, nunca las palabras serán suficientes para expresarle mi admiración y el amor que le tengo, usted más que mi abuelo, ha sido mi padre y el pilar fundamental en mi vida. Lo amo con todo mi corazón abuelito, gracias por todo su apoyo siempre, sin usted jamás hubiese podido cumplir esta meta y este sueño.

A mi madre, **Rommy uzcategui**, gracias por darme la vida y estar a mi lado en todo momento, siempre has sido, y serás, la persona, y mujer mas importante en mi vida y la mejor madre del mundo, gracias por inculcarme el amor al estudio y al conocimiento. Te amo y te amare siempre infinitamente y con todo mi corazón.

A mi padre, **Aquilino Marval**, gracias por todo papá, se que a pesar de que te cuesta mucho expresar tus sentimientos, estas muy orgulloso de mí y quiero que sepas que yo también lo estoy de ti y que te amo. A pesar de todas las cosas, estuviste en muchos momentos difíciles tanto para ti, como para mí y eso te lo agradeceré siempre.

A mis hermanos, **Leonardo, Romina, Valentina y Carlos Alfredo**, gracias por todo su apoyo mis queridos hermanos, a pesar de nuestras diferencias los amo a todos profundamente, quiero decirles que cuando tengan un sueño o se propongan una gran meta, nunca se den por vencidos, con mucho esfuerzo, sacrificio y dedicación, todo se puede lograr, solo hay que sentir verdaderamente con el corazón el deseo y las ganas de lograrlo, recuerden siempre que querer es poder.

A mi princesa bella, **Kenia Santoyo**, gracias por ser una gran mujer y darme todo tu amor y apoyo en estos momentos tan importantes para mí, eres y siempre serás mi hermosa princesa, Te amo con todo mi corazón.

A mi gran profesor, **Ing. Rafael Barraeta**, jamás olvidare todo el apoyo que me dio en uno de los momentos más difíciles de mi vida como persona y como estudiante, millones de gracias profesor estaré eternamente agradecido con usted.

A mis grandes amigos, **Pedro Farias, Marcos Sanoja, Roldan Salvador, Egliver Acevedo, Nelson Salazar y Juanvi Gómez**, Gracias a todos ustedes por brindarme su valiosa amistad, por apoyarme y no darme la espalda cuando más los necesite. También quiero agradecer, a todas aquellas personas que de una u otra manera me tendieron su mano y pusieron su granito de arena para poder alcanzar esta hermosa meta.

A mi tutor, **Ing. José Rondón**, gracias por transmitirme sus conocimientos, darme todo su apoyo y por toda su dedicación y profesionalismo. Mil gracias.

A todas aquellas personas que tienen sueños y metas, quiero decirles que la mayor fortaleza del hombre, es no darse nunca por vencido, recorrer el camino del conocimiento no es nada fácil, al contrario es verdaderamente muy difícil pero la mayor ventaja que presenta ese camino, es que mientras lo recorres, te encuentras y adquieres aun muchos más conocimientos y sabiduría de los que se buscan y que jamás imaginamos, te regalas la dicha de llenarte con algo que no se encuentra en cualquier parte, que es solo tuyo y nadie podrá quitarte jamás. Es en el recorrido de ese camino que crecemos y nos desarrollamos como personas y profesionales, y es algo que marca la vida de una persona siempre de manera positiva (Aprender siempre será algo positivo, jamás negativo). Por eso hoy les expreso, que si están en la búsqueda de una gran meta y se les presentan miles de barreras y de tropiezos, sáltenlas, atraviéenslas, levántense, no dejen que eso los detenga, jamás se den por vencido y tengan en todo momento presente que “**LOS QUE PERSEVERAN VENCEN**”.

INDICE GENERAL

RESOLUCIÓN	iv
DEDICATORIA	v
AGRADECIMIENTOS	vi
INDICE GENERAL	viii
INDICE DE FIGURAS.....	xiii
INDICE DE TABLAS	xiv
RESUMEN.....	xv
CAPITULO I.....	16
INTRODUCCIÓN	16
1.1 El gas natural en Venezuela.....	16
1.2 Planteamiento del problema	24
1.3 Objetivos.....	25
1.3.1 Objetivo general	25
1.3.2 Objetivos específicos.....	25
CAPITULO II	26
MARCO TEORICO.....	26
2.1 GAS NATURAL	26
2.1.1. Definición	26
2.1.2. Composición.....	27
2.1.3. Clasificación del gas natural.....	28

2.1.3.1. De acuerdo a su ubicación en el subsuelo	28
2.2.3.2. De acuerdo a su composición	29
2.2. USOS DEL GAS NATURAL	30
2.2.1. Sectores de utilización:	30
2.2.1.1. Usuarios domésticos	30
2.2.1.2. Aplicaciones comerciales	30
2.2.1.3. Industria	31
2.2.1.4. Generación de electricidad	31
2.2.1.5. Vehículos de gas natural	31
2.3. Especificaciones del gas a ser utilizado en el mercado interno	33
2.3.1. Contenido de CO ₂	33
2.3.2. Contenido de H ₂ S	33
2.3.3. Contenido de H ₂ O	33
2.3.4. Contenido de COS	33
2.3.5. Contenido de RSH	34
2.3.6. Contenido de azufre total	34
2.4. Combustibles obtenidos a partir del gas natural	34
2.5. Fases de la industria del gas	35
2.6. Endulzamiento del gas natural	36
2.6.1 Definición.	37

2.6.2. Problemas que se pueden tener por la presencia de H ₂ S y CO ₂ en un gas	
Toxicidad del H ₂ S:.....	37
2.6.3. Etapas del proceso de endulzamiento del gas natural.....	38
2.6.4. Remoción de gases ácidos	39
2.6.5. Reseña del proceso con solventes químicos.....	41
2.7. PROCESO DE ABSORCIÓN CON AMINAS.....	42
2.7.1 Definición	42
2.7.2 Términos técnicos.....	42
2.7.3 Controles de aminas en plantas de tratamiento de gas.....	43
2.7.4 Clasificación de las alcanolaminas.	43
2.7.5 Circuito de una planta de aminas.....	44
2.7.6. Reacciones de las alcanolaminas con CO ₂ / H ₂ S.....	45
2.7.8. Reacciones secundarias en los circuitos de aminas	47
2.7.8.1. Formación de productos de degradación.....	48
2.7.8.2. Formación de sales térmicamente estables.....	49
2.8. Espumas.....	49
2.8.1. Conceptos	49
2.9. Las partículas sólidas inorgánicas	52
2.10. La corrosión.....	52
2.10.1. Síntomas de corrosión	54
2.10.2. Las fallas en una planta de amina caen usualmente en cuatro clases	54

CAPITULO III.....	55
DESARROLLO DEL PROYECTO	55
3.1 METODOLOGÍA UTILIZADA.....	55
3.1.1 Análisis de la composición típica del gas natural proveniente del norte de Monagas.....	55
3.1.2 Describir los procesos de endulzamiento con aminas	56
3.1.2.1 Antecedentes de la planta de aminas	56
3.1.2.2 Planta de Aminas (Endulzamiento de gas por adsorción)... 59	
3.1.2.2.1 Sección de absorción de gas ácido.....	59
3.1.2.2.2 Sección de Regeneración de Amina:	59
3.1.3 Estimar las posibles desviaciones operacionales en las plantas de endulzamiento.....	61
3.1.3.1 Planta de amina.....	62
3.1.3.2 Planta de Sulfatreat.....	71
3.1.4 Efectuar el análisis económico de los endulzantes y de las plantas de endulzamiento	73
3.1.4.1 Cálculo de la tasa de recirculación del solvente	77
3.1.4.2 Cálculo de las variables manejadas en el análisis económico de los endulzantes	78
3.1.4.2.1 Gasto por consumo de endulzante:	78
3.1.4.2.2 Libras de H ₂ S removidas por los endulzantes (para el año 1999).....	79
CAPITULO IV.....	80

DISCUSIÓN DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	80
4.1 Análisis de la composición típica del gas natural del norte del estado Monagas	80
4.2 Descripción de los procesos de endulzamiento con aminas	80
4.3 Desviaciones operacionales en las plantas de endulzamiento	81
4.4 Análisis económico efectuado a los endulzantes y a las plantas de endulzamiento	88
CONCLUSIONES	96
RECOMENDACIONES	98
BIBLIOGRAFIA	99
ANEXO A.....	101
ANEXO B.....	102
METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:.....	103

INDICE DE FIGURAS

Figura 1.1 Crecimiento acelerado que ha Experimentado el área del Norte de Monagas en Cuanto a la Producción de Crudo y Gas Natural. [3]	20
Figura 1.2 Distribución del Gas [3]	21
Figura 1.3 Complejo MUSCAR [3]	22
Figura 1.4 Ubicación del Complejo Operativo MUSCAR [3]	23
Figura 2.1 Yacimiento de Gas Natural. [5]	26
Figura 2.2 Yacimiento de Gas Asociado [5]	29
Figura 2.3. Yacimiento de Gas No Asociado [5]	29
Figura 2.4. Diagrama del proceso del gas natural. [10]	36
Figura 3.1 Descripción del proceso de endulzamiento con aminas [3]	57
Figura 3.2 Parámetros operacionales de la planta de amina [3]	58
Figura 4.1 Costo por consumo de endulzante. [3]	90
Figura 4.2 Costo de operación de las plantas de endulzamiento. [3]	91
Figura 4.3 Inversión en la planta de endulzamiento. [3]	92
Figura 4.4 Dólares gastados por libras removidas. [3]	93
Figura 4.5 Libras de H ₂ S removidas por los procesos de endulzamiento. [3]	94

INDICE DE TABLAS

Tabla 2.1. Composición Típica del Gas Natural en Diferentes Áreas de Venezuela. [7]	28
Tabla 2.2 Sectores de Utilización [8].....	32
Tabla 2.2. Procesos con solventes químicos [13]	41
Tabla 2.3. Condiciones operativas recomendadas para evitar la corrosión. [12]..	53
Tabla 3.1 Parámetros Operacionales de la Planta de Aminas [3]	58
Tabla 3.2 Niveles adecuados de solución en los equipos de la planta de Amina [3]	69
Tabla 3.3 Temperaturas adecuadas en los equipos de la planta de Amina [3].....	70
Tabla 3.4 Presiones adecuadas en los equipos de la planta de Amina [3]	70
Tabla 3.5 Consumo de endulzantes y volúmenes de gas manejados	
Tabla 3.5 Consumo de endulzantes y volúmenes de gas manejados	
por las plantas endulzantes. [3]	74
Tabla 3.6 Niveles de H ₂ S entrando y saliendo de las plantas de amina y Sulfatreat. [3]	76
Tabla 3.7 Parámetros de diseño y operación de la planta de amina. [3]	78
Tabla 4.1 Resultados de sólidos detectados en la planta Santa Bárbara. [3]	85
Tabla 4.2 Resultado del análisis granulométrico a la muestra de Sulfatreat nuevo. [3]	86
Tabla 4.3 % de humedad y finos para la muestra de Sulfatreat analizada. [3]	87
Tabla 4.4 Inversiones realizadas en las plantas de endulzamiento. [3].....	88
Tabla 4.5 Libras removidas por las plantas de endulzamiento. [3].....	89

RESUMEN

El endulzamiento del gas se hace con el fin de remover el H₂S y el CO₂ del natural. Como se sabe el H₂S y el CO₂ son gases que pueden estar presentes en el gas natural y pueden en algunos casos, especialmente el H₂S, ocasionar problemas en el manejo y procesamiento del gas; por esto hay que removerlos para llevar el contenido de estos gases ácidos a los niveles exigidos por los consumidores del gas. El H₂S y el CO₂ se conocen como gases ácidos, porque en presencia de agua forman ácidos, y un gas natural que posea estos contaminantes se conoce como gas agrio. En este país, se presentan en su mayoría gases ácidos asociados a crudos, los cuales son muy difíciles de manejar, debido a su alto contenido de H₂S, ya que las plantas destinadas al endulzamiento del gas natural con aminas están diseñadas para tratar ciertos volúmenes con características específicas dependiendo del yacimiento. Debido a los contaminantes que se encuentran en el gas natural, se necesitan plantas para tratarlo, eliminando así la mayor cantidad de gases ácidos presentes. Entre los procesos que existen para eliminar dichos contaminantes se encuentran las plantas de endulzamiento que utilizan procesos con solventes químicos dentro de los cuales los más aceptados y ampliamente usados son las alcanoláminas.

CAPITULO I

INTRODUCCIÓN

1.1 El gas natural en Venezuela

La industria de hidrocarburos venezolana “Petróleos de Venezuela, Sociedad Anónima (PDVSA)” es una empresa estatal que se dedica a la exploración, producción, refinación, mercadeo y transporte del petróleo, gas y derivados. Las actividades de exploración están dirigidas hacia la búsqueda de nuevas reservas de crudo liviano y mediano para sustentar los planes de crecimiento y la capacidad de producción. Las reservas petroleras probadas de Venezuela subieron a 172.323 millones de barriles tras la incorporación en 2008 de un total de 20 millones 958 mil barriles en condiciones estándar de nuevas reservas probadas de crudo en el ámbito nacional, al cierre de 2008, provenientes tanto de áreas tradicionales de la nación en las jurisdicciones de Barcelona, Maracaibo, Maturín y Barinas, así como la Faja Petrolífera del Orinoco, proyecto socialista Orinoco Magna Reserva. En ese sentido, están distribuidas de la siguiente manera: contribución en las áreas tradicionales de 34 mil 176 barriles en condiciones estándar; contribución en las áreas de la faja: áreas de Ayacucho, Bloque de Ayacucho 6, área de Carabobo, Bloque de Empresa Mixta Petrolera Sinopense y Pavas Bitor, área Junín, Bloques Junín 5 y Junín 6: 20.924.525 de barriles en condiciones estándar. Así mismo la reserva de gas alcanza los 146 billones de pies cúbicos.

El objeto del proceso de Exploración y Producción es maximizar el valor económico a largo plazo de las reservas de hidrocarburos gaseosos y no gaseosos en el suelo patrio, garantizando la seguridad de sus instalaciones y su personal, en armonía con los venezolanos y el medio ambiente.

La refinación es el proceso que se encarga de la transformación de los hidrocarburos en productos derivados, PDVSA es la tercera empresa en el proceso de refinación en el mundo, con una capacidad de procesamiento de petróleo de 3.3 millones de barriles por día incluyendo tres complejos en Venezuela, y diecinueve en el resto del mundo (Europa, estados Unidos y el Caribe).

La comercialización y el suministro de crudos y productos es el último eslabón de la cadena productiva de Petróleos de Venezuela, S.A. En esta etapa se establecen las fórmulas de precios que reflejan las variaciones del mercado para garantizar precios e ingresos justos para el pueblo Venezolano. Uno de los principales objetivos está en garantizar la seguridad energética del mercado interno, asegurando el correcto y oportuno suministro de 1.1 millones de barriles de crudo al año y de 500 mil barriles diarios de productos generados de los hidrocarburos para el mercado nacional.

Un área clave de los procesos de comercio y suministro es el transporte y la distribución de los productos hacia el cliente final, de manera oportuna, confiable y segura, por ello PDVSA cuenta con su propia flota de tanqueros para el transporte marítimo nacional e internacional. Posee oficinas de mercado e inteligencia en varias ciudades de Estados Unidos y Europa para mantenerse al día en materia tecnológica. Es importante resaltar que Petróleos de Venezuela s.a cuenta con las filiales: Bariven, Corporación Venezolana de Petróleo, Deltaven, Intevep, Palmaven, PDVSA Agrícola, PDVSA América, PDVSA Gas, PDVSA Gas Comunal, PDVSA Industrial, PDVSA Servicios, PDV Marina. [1]

En función al tema en estudio la filial PDVSA Gas surge el día 4 de diciembre de 1997, como resultado de la transformación experimentada por Petróleos de Venezuela y la desaparición de las filiales: Corpoven, Maraven y

Lagoven. El 1ero De Enero de 1998 inicia sus operaciones integrada a la División de Manufactura y Mercadeo. Su responsabilidad es impulsar el negocio del gas natural en el país, para lo cual desarrolla las actividades de procesamiento, transporte, y distribución con otras empresas para la colocación y ventas de los mismos, lográndose la integración armónica de las culturas, y equipos de trabajo entre Oriente y Occidente.

PDVSA Gas esta orientada estratégicamente para:

- Contribuir a la construcción del nuevo modelo productivo, rumbo a la creación del nuevo sistema económico.
- Utilizar el Gas para desarrollar la nueva estructura territorial, impulsando los nuevos desarrollos endógenos.
- Contribuir a consolidar la nueva estructura social del país.
- Propiciar la integración Latinoamericana y del Caribe.
- Maximizar y valorizar los recursos gasíferos del país.

Sus objetivos empresariales se enfocan en:

- Explorar y explotar la producción de Gas libre en tierra y costa afuera.
- Acelerar la construcción de infraestructura de Gas, maximizando el contenido nacional.
- Proporciona el gas para el pueblo para mejorar su calidad de vida e impulsar su crecimiento.
- Utilizar el Gas como energía básica para el desarrollo endógeno.
- Garantizar el abastecimiento de gas el mercado interno, en especial a los sectores: Eléctrico, Petroquímico, Siderúrgico y Petrolero.

- Promover la utilización del Gas como fuente de energía limpia para conservar el medio ambiente.
- Promover la cultura del Gas en el País.
- A mediano plazo llevar gas a América Latina, el Caribe y la Cuenca Atlántica. [2]

Ahora, en lo que respecta al Complejo Operativo MUSCAR, Desde la puesta en marcha del proceso en este complejo operativo, se ha buscado la forma de mejorarlo, modernizando a través de los años los equipos y plantas ya existentes e instalando nuevas plantas, las cuales son necesarias para cumplir con el incremento del flujo de gas entrante. El C.O.M recibe y procesa gas natural en diferentes rangos de presión comprendidos entre 60, 450 y 1200 psig, contando con una capacidad aproximada de 2300 MMPCE de gas natural para ser tratado de acuerdo a su contenido de agua, riqueza de líquidos condensables y nivel de acidez (H_2S y CO_2).

El gas producido en el Norte de Monagas presenta contaminantes como el H_2S y CO_2 , componentes que generan la necesidad de iniciar planes de endulzamiento. En los inicios de la explotación de estos campos se mezcla este gas con el de las áreas tradicionales a fin de cumplir con la especificación de H_2S requerida en los contratos de venta de gas natural vigentes a la fecha.

Los planes de desarrollo incorporaron la necesidad de remover el H_2S y disminuir el contenido de líquidos en la corriente de gas natural para poder transmitirlo a los centros de distribución a través de la red nacional, dando inicio a la incorporación de Plantas de Extracción de Líquidos del gas natural y facilidades de endulzamiento

En la **Figura 1.1** se observa el crecimiento acelerado que ha experimentado el área del Norte de Monagas en cuanto a la producción de crudo y gas natural. Es importante destacar que este crecimiento lleva consigo la construcción de toda una gran infraestructura que soporte la actividad de endulzamiento del gas, lo cual conduce a que en 1992 se inicie el proyecto de una Planta de endulzamiento para Muscar.

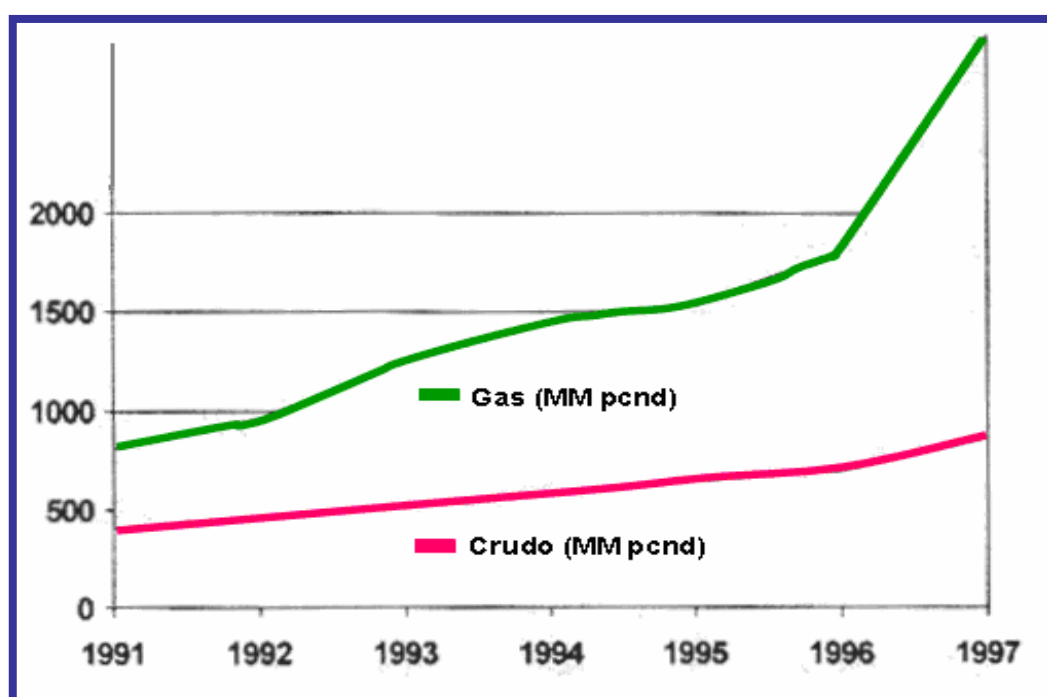


Figura 1.1 Crecimiento acelerado que ha Experimentado el área del Norte de Monagas en Cuanto a la Producción de Crudo y Gas Natural. [3]

El complejo maneja una capacidad de 2.300 MMPCED segregado en tres grandes corrientes con diferentes características para ser entregadas a tres grandes sistemas: a) 900 MMPCED a Recuperación Secundaria, b) 800 MMPCED a Extracción Santa Bárbara y c) 600 MMPED a Extracción San Joaquín en la **Figura 1.2** se muestra la distribución del gas.

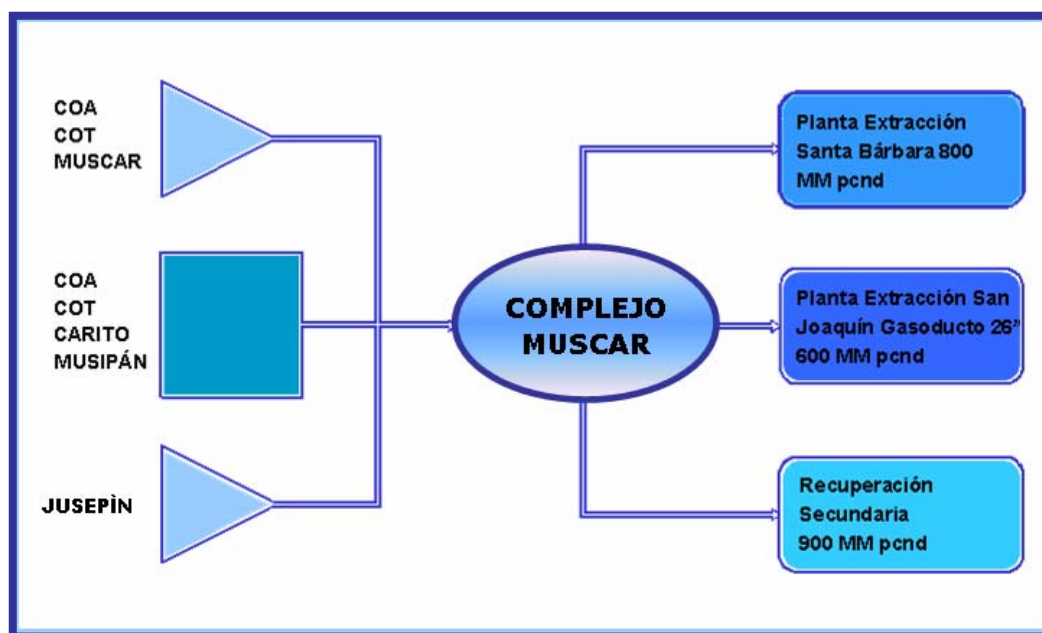


Figura 1.2 Distribución del Gas [3]

El Complejo está conformado por las siguientes plantas: una planta compresora de gas de baja presión recolectado de las estaciones de producción a 60 psi y 450 psi con una capacidad de 140 MMPCED, un tren de compresión de alta presión de cinco turbocompresores que elevan la presión de 1.200 psi a 9.000 psi para recuperación secundaria (PIGAP) con una capacidad de 940 MMPCED, cinco (5) trenes de deshidratación con capacidad total de 1.000 MMPCND. Consta de infraestructuras para la segregación y filtrado del gas manejado y de los procesos de remoción de H_2S que son el tema de este trabajo, en la **Figura 1.3** se presenta el esquema del acondicionamiento y tratamiento del gas en el Complejo Muscar; el suministro de gas al complejo operativo Muscar se realiza mediante un conjunto de tuberías y válvulas de 8 fuentes distintas (Musipán, Carito, Muscar, Centro operativo Amana-Planta, Centro operativo Tejero-Planta, Complejo Jusepín, Centro operativo Amana-Estación, Centro operativo Tejero-Estación) en 8 gasoductos con capacidad de segregar un volumen cercano a los 1320 MMPCED. El gas que viene con alto contenido de agua es deshidratado y enviado a los gasoductos de 26" hacia San Joaquín Booster, para su posterior venta. El gas con presencia de líquidos condensables generalmente son las que contienen mayor

proporción de componentes ácidos, estas son endulzadas en primer lugar para luego ser enviadas a la planta de extracción Santa Bárbara mediante gasoductos de 36" donde se le remueven los componentes líquidos que a su vez la manda al criogénico de José en el estado Anzoátegui y a las industrias básicas de Guayana (siderúrgica, el proceso del hierro, acero y aluminio). El gas más pobre es deshidratado, comprimido e inyectado a 9000 psi a los yacimientos de la Unidad de Explotación Carito.

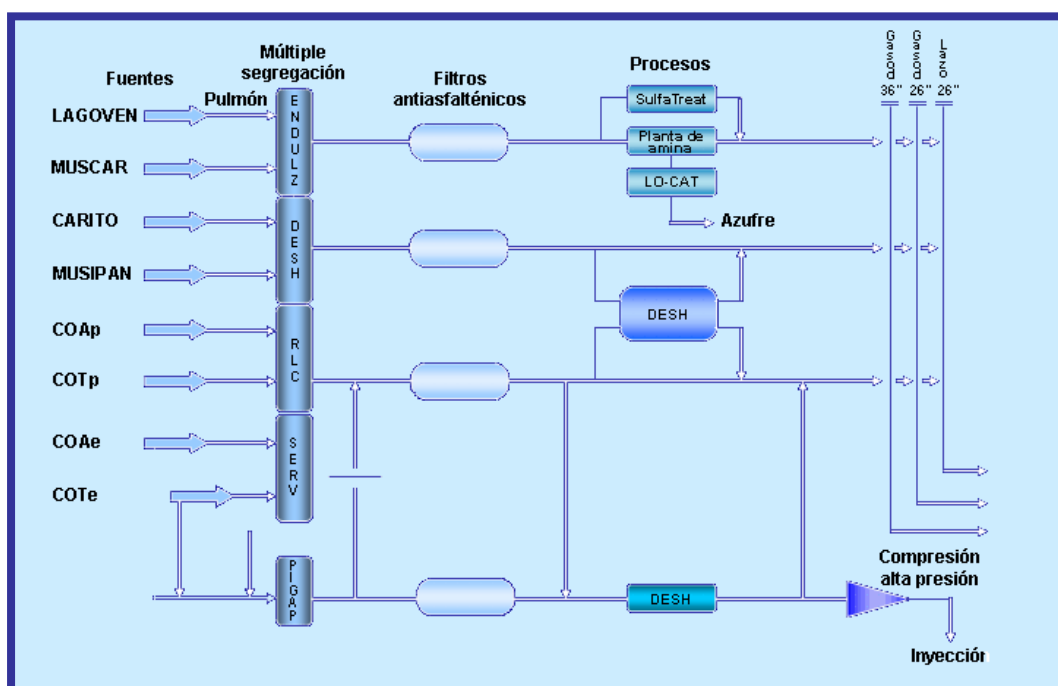


Figura 1.3 Complejo MUSCAR [3]

En el Complejo Muscar confluyen diferentes corrientes de gas de especificaciones variables, en las cuales podemos encontrar gases con acidez que varían entre 4 ppm hasta 60 ppm, los cuales deben ser acondicionadas por requerimientos en las plantas de extracción de líquidos y gas a venta.

Para el tiempo en el que el complejo operativo Muscar aplicaba los procesos de Endulzamiento (aminas y lechos sólidos) contaba con facilidades para

endulzar 900 MMPCED, requiriéndose de 700 MMPCED para cumplir con la especificación contractual determinada, la capacidad adicional era utilizada como respaldo durante las labores de mantenimientos de los reactores y de la planta de amina. Los sistemas de remoción de azufre que existen en el Complejo corresponden a una planta de amina (adsorción) y cuatro (4) sistemas de lechos sólidos (absorción).

Este trabajo de investigación, se llevo a cabo en base a las actividades que vino realizando el Complejo Operativo Muscar (C.O.M) siendo éste, la base de las operaciones de gas desarrollada en el distrito norte de la división oriente de PDVSA con un inmenso capital invertido allí para explotar los recursos energéticos, está enmarcado dentro de la zona Norte del Estado Monagas – Venezuela, ubicada a 10 Kilómetros de Punta de Mata, Municipio Ezequiel Zamora. (Ver Figura 1.4) entre los campos petroleros Musipan y Carito en el Estado Monagas. PDVSA inicia la actividad de producción en el Norte de Monagas en abril de 1988 con la perforación del pozo MUC-1 con una producción de 8000 BPD de crudo y 17 MMPCED de gas. Este pozo ofreció grandes expectativas inclinando los planes de desarrollo hacia esta región, distribuyendo el gas entre los proceso de Deshidratación, Recuperación de Líquidos, Compresión y múltiple de separación de Gas. [3]



Figura 1.4 Ubicación del Complejo Operativo MUSCAR [3]

1.2 Planteamiento del problema

El gas natural es una mezcla de hidrocarburos parafínicos que incluye el metano como el principal componente y menores cantidades de etano, propano, butano, pentano y otros componentes mas pesados, así como diversos contaminantes. El uso del gas natural ha ido en constante aumento, incrementándose en ese sentido sus aplicaciones en los diferentes ámbitos industriales, y de esta manera mejorar continuamente las diferentes etapas que engloban el negocio del gas natural.

Las diversas impurezas que comúnmente se localizan en el gas natural son el CO_2 , H_2S , COS , CS_2 , mercaptanos, sulfuros, bisulfuros, H_2O e hidrocarburos pesados. De los componentes antes mencionados el CO_2 y el H_2S pueden ocasionar problemas durante el acondicionamiento del gas, entre los cuales se pueden mencionar los siguientes: toxicidad por H_2S , corrosión por presencia de ambos, disminución del poder calorífico del gas, aumento de la posibilidad de formación de hidratos, el CO_2 se solidifica a temperaturas criogénicas, el contenido permitido de H_2S para el transporte y consumo domestico no debe exceder de 4 ppm; para minimizar la existencia de los problemas antes mencionados es de suma importancia removerle al gas natural sus contaminantes hasta cumplir con las especificaciones establecidas en las respectivas normas que rigen este tipo de procesos.

En este país, se presentan en su mayoría gases ácidos asociados a crudos, los cuales son muy difíciles de manejar, debido a su alto contenido de H_2S , ya que las plantas destinadas al endulzamiento del gas natural con aminas están diseñadas para tratar ciertos volúmenes con características específicas dependiendo del yacimiento.

Debido a los contaminantes que se encuentran en el gas natural, se necesitan plantas para tratarlo, eliminando así la mayor cantidad de gases ácidos presentes. Entre los procesos que existen para eliminar dichos contaminantes se encuentran las plantas de endulzamiento que utilizan procesos con solventes químicos dentro de los cuales los más aceptados y ampliamente usados son las alcanoláminas. Por tal motivo es de suma importancia evaluar los procesos de endulzamiento del gas natural con aminas en el norte del estado Monagas, para tal fin se analiza la composición típica del gas natural en dicha zona, se efectúa el análisis económico de las plantas y endulzantes.

1.3 Objetivos

1.3.1 Objetivo general

Evaluar los procesos de endulzamiento del gas natural con aminas al norte del estado Monagas.

1.3.2 Objetivos específicos

1. Analizar la composición típica de un gas natural del norte de Monagas. Describir los procesos de endulzamiento con aminas.
2. Estimar las posibles desviaciones operacionales en las plantas de endulzamiento.
3. Efectuar el análisis económico de los endulzantes y de las plantas de endulzamiento.

CAPITULO II

MARCO TEORICO

2.1 GAS NATURAL

2.1.1. Definición

Se denomina gas natural al formado por los miembros más volátiles de la serie parafínica de hidrocarburos, principalmente metano, cantidades menores de etano, propano, butano, pentano, hexano y heptano. Puede contener componentes no hidrocarburos (impurezas) como N_2 , CO_2 , H_2S y vapor de agua. [5]

El gas natural se formo hace millones de años cuando una serie de organismos descompuestos como animales y plantas, quedaron sepultados bajo lodo y arena, en lo más profundo de antiguos lagos y océanos. En la medida que se acumulaba lodo, arena y sedimento, se fueron formando capas de roca a gran profundidad. La presión causada por el peso sobre estas capas mas el calor de la tierra, transformaron lentamente el material orgánico en petróleo crudo y en gas natural. [5]

El gas natural se acumula en bolsas entre la porosidad de las rocas subterráneas. Pero en ocasiones, el gas natural se queda atrapado debajo de la tierra por rocas solidas que evitan que el gas fluya, formándose lo que se conoce como un yacimiento.

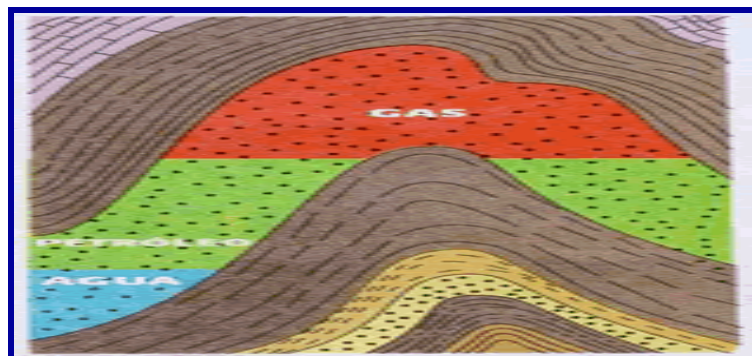


Figura 2.1 Yacimiento de Gas Natural. [5]

2.1.2. Composición

No existe una composición o mezcla que se pueda tomar para generalizar la composición del gas natural. Cada gas tiene su propia composición, de hecho dos pozos de un mismo yacimiento puede tener una composición diferente entre si.

También la composición del gas varía conforme el yacimiento va siendo explotado, es por eso que se realiza un análisis periódico del gas que es extraído, para adecuar los equipos de explotación a la nueva composición y evitar problemas operacionales.

Cuando el gas natural es extraído de los yacimientos presenta impurezas las cuales hay que eliminar ya que pueden provocar daños al medio ambiente, corrosión en equipos o disminuir el valor comercial del gas.

El metano es el principal constituyente de este combustible con un punto de ebullición de -154°C , el etano con un punto de ebullición de -89°C , puede estar presente en cantidades de hasta 10%; el propano cuyo punto de ebullición es de hasta -42°C , representa un 3%. El butano, pentano, hexano y octano también pueden estar presentes.

La composición de una mezcla de gas natural puede ser expresada tanto en fracción molar, fracción volumen o fracción peso de sus componentes, aunque también puede ser expresada en porcentaje molar, en porcentaje volumen o porcentaje peso. [6]

Tabla 2.1. Composición Típica del Gas Natural en Diferentes Áreas de Venezuela. [7]

Componentes	Occidente (asociado)	Guárico (libre)	Oriente (libre)	Oriente (asociado)	Costa Afuera (libre)
Metano	73.10	90.60	76.90	75.10	90.50
Etano	11.00	2.60	5.80	8.00	5.00
Propano	6.00	1.10	2.50	4.60	2.20
i-Butano	1.10	0.40	0.50	0.90	0.40
n-Butano	1.90	0.20	0.60	1.10	0.70
i-Pentano	0.60	0.30	0.30	0.30	0.30
n-Pentano	0.50	0.20	0.20	0.30	0.20
Hexano	0.50	0.30	0.20	0.20	0.20
Heptano	0.40	0.30	0.40	0.20	0.20
Dióxido de carbono	4.40	4.00	12.50	9.20	0.20
Nitrógeno	0.50		0.10	0.10	0.10
	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
H ₂ S (ppm)	(6 a 20,000)	50	0	0-30	0
Gravedad específica	0.79848	0.65016	0.76947	0.77780	0.63809
Poder calorífico (BTU/pie)	1271.53	1059.07	1029.60	1125.52	1134.27
Poder calorífero (Kcal/m)	11314.92	9425.42	9161.75	10015.73	10093.61

2.1.3. Clasificación del gas natural

2.1.3.1. De acuerdo a su ubicación en el subsuelo

- **Gas Asociado:** Es aquel que se encuentra en contacto y/o disuelto en el crudo del yacimiento. Este, a su vez, puede ser clasificado como gas de casquete (libre) o gas en solución (disuelto) y se encuentra como gas húmedo amargo. [5]

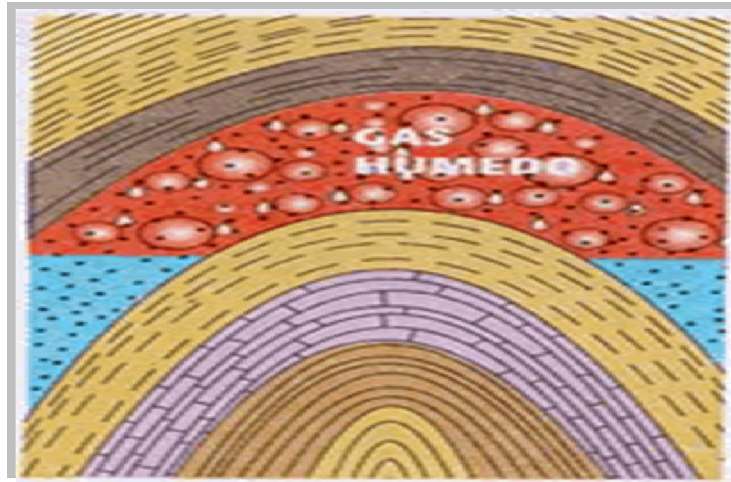


Figura 2.2 Yacimiento de Gas Asociado [5]

- **Gas No Asociado:** Es aquel que se encuentra en yacimiento que no contiene crudo, que se encuentra a las condiciones de presión y temperatura originales y puede hallarse como gas húmedo amargo, húmedo dulce o seco.

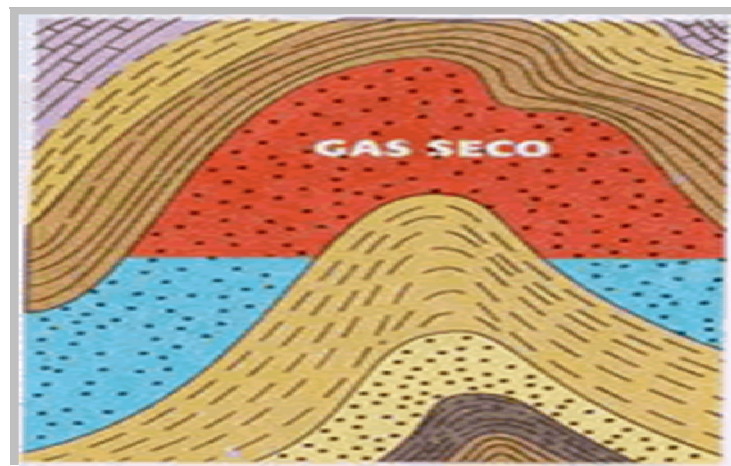


Figura 2.3. Yacimiento de Gas No Asociado [5]

2.2.3.2. De acuerdo a su composición

- **Gas Rico (húmedo):** Es aquel gas natural del cual se puede obtener apreciables cantidades de hidrocarburos líquidos (C_3+) debido a que contiene

alta proporción de componentes pesados. Es bastante utilizado en la petroquímica y en la elaboración de la gasolina natural.

- **Gas Pobre (seco):** Esta formado prácticamente por metano (85 % - 90%). Se utiliza directamente como combustible o en mantenimiento de presión de yacimientos, también en la producción de hidrogeno.
- **Gas Condensado:** Es una mezcla (asociado) con hidrocarburos gaseosos y líquidos en yacimiento de gas condensado.
- **Gas Agrio:** Es aquel que contiene impurezas como H_2S y CO_2 los cuales son altamente corrosivos sobre todo el primero.
- **Gas Dulce:** Es aquel que no contiene o contiene muy poco (trazas) de H_2S y CO_2 . Los gases de Venezuela sólo contienen pequeñas cantidades de H_2S . [5]

2.2. USOS DEL GAS NATURAL

2.2.1. Sectores de utilización:

2.2.1.1. Usuarios domésticos

Las aplicaciones domésticas son los usos del gas natural más comúnmente conocido. Se puede utilizar para cocinar, lavar, secar, calentar el agua, calentar una casa o climatizarla. Además, los electrodomésticos se mejoran día a día con el fin de utilizar el gas natural de forma más económica y segura. Los costos de mantenimiento del material que funciona con gas son generalmente más bajos que los de otras fuentes de energía.

2.2.1.2. Aplicaciones comerciales

Los principales usuarios comerciales de gas natural son los proveedores de servicios de comida, los hoteles, los equipamientos de servicios médicos y los edificios de oficinas. Las aplicaciones comerciales de gas natural incluyen la climatización (aire acondicionado y refrigeración), la cocina o la calefacción).

2.2.1.3. Industria

El gas natural es un utilizado para la fabricación de la pasta de papel, del papel, de ciertos metales, productos químicos, piedras, arcilla, vidrio y en la transformación de ciertos alimentos. Puede ser igualmente utilizado para el reciclado de residuos, para la incineración, el secado, la deshumidificación, la calefacción, la climatización y la cogeneración.

2.2.1.4. Generación de electricidad

Las compañías de electricidad y los proveedores independientes de energía emplean cada vez más el gas natural para alimentar sus centrales eléctricas. Generalmente, las centrales que funcionan con gas natural tienen menores costes de capital, se construyen más rápidamente, funcionan con mayor eficacia y emiten menos polución atmosférica que las centrales que utilizan otros combustibles fósiles. Los avances tecnológicos en materia de diseño, eficacia y utilización de turbinas de ciclo combinado, así como en los procesos de cogeneración, fomentan el empleo de gas natural en la generación de energía. Las centrales de ciclos combinados (CCGT) utilizan el calor perdido para producir más electricidad, mientras que la cogeneración del gas natural produce al mismo tiempo potencia y calor que son útiles tanto para las industrias como para los usuarios comerciales. Esta cogeneración reduce muy fuertemente las emisiones de gases contaminantes a la atmósfera.

2.2.1.5. Vehículos de gas natural

El gas natural puede ser utilizado como combustible por los vehículos a motor de dos maneras: como gas natural comprimido (GNC), la forma más utilizada, o como gas licuado. El parque automotriz que funciona con gas natural es aproximadamente de 1.5 millones de vehículos en todo el mundo (según la Asociación Internacional de Vehículos de Gas Natural). Las preocupaciones respecto de la calidad del aire en la mayor parte de las regiones del mundo refuerzan el interés por la utilización del gas natural en este sector. Se estima que los vehículos que utilizan este tipo de combustible emiten un 20% menos de gas con efecto de invernadero que los vehículos que funcionan con gasolina o con diesel. Contrariamente a lo que se piensa comúnmente, el empleo de gas natural en los vehículos motorizados no es una novedad, puesto que ya se utilizaban en los años 30. [7]

Tabla 2.2 Sectores de Utilización [8]

Sector	Aplicaciones/Procesos
Industrial	Generación de vapor
	Industria de alimentos
	Secado
	Cocción de productos cerámicos
	Fundición de metales
	Tratamientos térmicos
	Temple y recocido de metales
	Generación eléctrica
	Producción de petroquímicos
	Sistema de calefacción
Hornos de fusión	
Comercio y Servicios	Calefacción central
	Aire acondicionado
	Cocción/preparación de alimentos
	Agua caliente
Energía	Cogeneración eléctrica
	Centrales térmicas
Residencial	Cocina
	Calefacción
	Agua caliente
	Aire acondicionado
Transporte de pasajeros	Taxis
	Buses

2.3. Especificaciones del gas a ser utilizado en el mercado interno

Dentro de las características que se mencionan a continuación, se destacan los contenidos máximos permitidos de contaminantes, los cuales han sido fijados atendiendo a los requerimientos de calidad del gas a venta, considerando las siguientes especificaciones

2.3.1. Contenido de CO₂

Para el contenido de CO₂ se establecen dos especificaciones: una de 3% molar máximo, para gas no deshidratado, equivalente a 25,5 Lpcm de presión parcial de CO₂, calculada a 850 Lpcm de presión de operación, la cual está dentro del rango considerado de “corrosión moderada”, según los criterios de la API para corrosión por CO₂ en tuberías. Así mismo para gas deshidratado (7lb H₂O/MMPCE), se establece una especificación de 8% molar máximo. [8]

2.3.2. Contenido de H₂S

El límite máximo recomendado está entre 10 y 12 ppm; estos valores están por debajo de los requerimientos para prevenir corrosión (presión parcial de H₂S inferior a 0,05 psig), en los sistemas de distribución doméstico e industrial, considerando el valor de la tolerancia establecida por la Occupational Safety and Health Act, EE.UU (OSHA). El valor tope de 12 ppm se debe considerar de manera eventual o temporal.

2.3.3. Contenido de H₂O

El contenido de agua se encuentra entre 7-10 lb/MMPCE.

2.3.4. Contenido de COS

El máximo contenido de Sulfuro de Carbonilo es de 5 ppm.

2.3.5. Contenido de RSH

El límite máximo recomendado de mercaptanos es de 5 ppm.

2.3.6. Contenido de azufre total

El valor máximo recomendado de azufre es de 20 ppm.

2.4. Combustibles obtenidos a partir del gas natural

De acuerdo a la composición del gas natural se definen los siguientes términos, comenzando desde el más liviano al más pesado. Gas Natural Licuado (GNL), Gas Licuado de Petróleo (GPL), líquidos del Gas Natural (LGN).

- **Gas Natural Licuado (GNL):** el gas natural licuado esta compuesto básicamente por metano, el cual es sometido a procesos criogénicos con la finalidad de bajar su temperatura hasta $-162\text{ }^{\circ}\text{C}$ para licuarlo y así reducir su volumen en una relación 600/1, entre el volumen que ocupa en estado gaseoso y el ocupado en forma liquida, para poder trasportarlo en grandes cantidades hacia centros de consumo utilizando buques cisternas metaneros diseñados para tal fin. [5]
- **Gas Licuado de Petróleo (GPL):** el gas licuado de petróleo es una mezcla, en proporción variable, de dos componentes del gas natural, propano y butano, que ha temperatura ambiente y presión atmosférica se encuentra en estado gaseoso; estos se pueden licuar a esa presión si se enfrían hasta -43°C . [5]
- **Líquidos del Gas Natural (LGN):** los componentes que son separados de las impurezas y del metano en forma liquida, es decir, una mezcla de propanos e hidrocarburos más pesados se conocen como líquidos del gas natural (LGN),

que se utilizan como combustible y materia prima, esta última principalmente por la industria petroquímica. [5]

- **Gas Residual:** también llamado gas metano, compuesto básicamente de metano, etano, dióxido de carbono e inertes. Se obtiene como subproducto de los procesos de extracción de líquidos del gas natural o de los procesos de control del punto de rocío, y después es sometido a tratamiento de endulzamiento para remover los compuestos ácidos y deshidratación para eliminar el agua en exceso. [5]

2.5. Fases de la industria del gas

- **Producción:** Consiste en llevar el gas desde los yacimientos del subsuelo hasta la superficie, a través de pozos productores. En el subsuelo, el gas se encuentra disuelto o en la capa de gas en los yacimientos de condensado (gas asociado) y en yacimientos de gas libre (gas no asociado). [9]
- **Separación:** Una vez en la superficie, el gas natural es sometido a un proceso de separación de líquidos (petróleo, condensado y agua) en recipientes metálicos a presión llamados separadores. Cuando se trata de gas libre, no asociado con el petróleo, este proceso no es necesario, y el gas va directamente al siguiente paso. [9]
- **Tratamiento:** Es un paso previo a la fase de procesamiento, para eliminar las impurezas que trae el gas natural, como agua, dióxido de carbono (CO_2), helio y sulfuro de hidrógeno (H_2S). El agua se elimina con productos químicos que absorben la humedad. El H_2S se trata y elimina en plantas de endulzamiento. Estas impurezas se recuperan y pueden ser comercializadas con otros fines. [9]
- **Extracción de Líquidos:** Este proceso es al que se somete el gas natural rico libre de impurezas, con la finalidad de separar el gas metano seco (CH_4) de los

llamados “Líquidos del Gas Natural” (LGN), integrados por etano, propano, butano, pentanos (gasolina natural) y nafta residual. [9]

- **Compresión:** Es el proceso al que se somete el gas metano seco, con la finalidad de aumentarle la presión y enviarlo a sistema de transporte y distribución para su utilización en el sector industrial, domestico y en las operaciones de producción de la industria petrolera (inyección a los yacimientos y a los pozos que producen por Gas Lift). [9]
- **Fraccionamiento:** Los líquidos del Gas Natural (LGN) se envían a las plantas de fraccionamiento, donde se obtiene por separado etano, propano, butano normal e isobutano, gasolina natural y nafta residual, que se almacenan en forma refrigerada y presurizada en recipientes esféricos. [9]

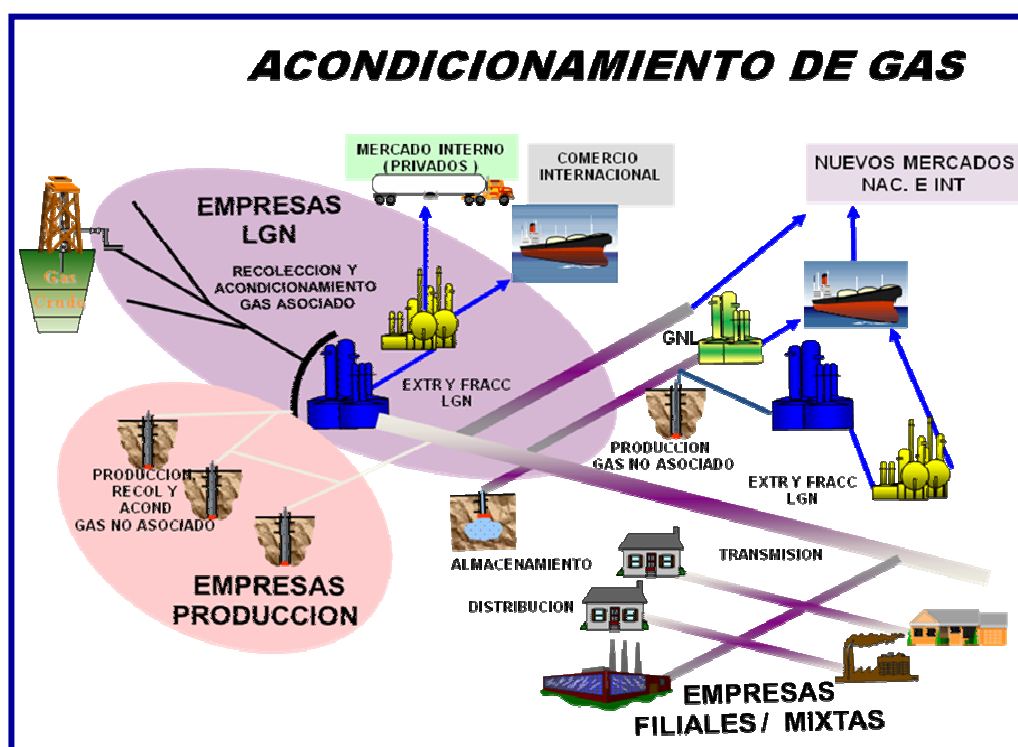


Figura 2.4. Diagrama del proceso del gas natural. [10]

2.6. Endulzamiento del gas natural

2.6.1 Definición.

El endulzamiento del gas se hace con el fin de remover el H₂S y el CO₂ del gas natural. Como se sabe el H₂S y el CO₂ son gases que pueden estar presentes en el gas natural y pueden en algunos casos, especialmente el H₂S, ocasionar problemas en el manejo y procesamiento del gas; por esto hay que removerlos para llevar el contenido de estos gases ácidos a los niveles exigidos por los consumidores del gas.

El H₂S y el CO₂ se conocen como gases ácidos, porque en presencia de agua forman ácidos, y un gas natural que posea estos contaminantes se conoce como gas agrio.

2.6.2. Problemas que se pueden tener por la presencia de H₂S y CO₂ en un gas Toxicidad del H₂S:

- Corrosión por presencia de H₂S y CO₂.
- En la combustión se puede formar SO₂ que es también altamente tóxico y corrosivo.
- Disminución del poder calorífico del gas.
- Promoción de la formación de hidratos.
- Cuando el gas se va a someter a procesos criogénicos es necesario remover el CO₂ porque de lo contrario se solidifica.
- Los compuestos sulfurados (mercaptanos (RSR), sulfuros de carbonilo (SCO) y disulfuro de carbono (CS₂)) tienen olores bastante desagradables y tienden a concentrarse en los líquidos que se obtienen en las plantas de gas; estos compuestos se deben remover antes de que los compuestos se puedan usar.

La concentración del H₂S en el aire o en un gas natural se acostumbra a dar en diferentes unidades. La conversión de un sistema de unidades a otro se puede hacer teniendo en cuenta lo siguiente:

- 1 grano = 0,064798 g
- Peso molecular del H₂S = 34.
- ppm (V) = %(V)*104
- Granos/100PCN = (5.1)
- Miligramos/m³ = (5.2)

Donde, %(V) es la concentración en porcentaje por volumen y ppm (V) es la concentración en partes por millón por volumen. [11]

2.6.3. Etapas del proceso de endulzamiento del gas natural

Un proceso de endulzamiento se puede decir, en general, que consta de cinco etapas:

- **Endulzamiento.** Donde se le remueve por algún mecanismo de contacto el H₂S y el CO₂ al gas. Esto se realiza en una unidad de endulzamiento y de ella sale el gas libre de estos contaminantes, o al menos con un contenido de éstos igual o por debajo de los contenidos aceptables.
- **Regeneración.** En esta etapa la sustancia que removió los gases ácidos se somete a un proceso de separación donde se le remueve los gases ácidos con el fin de poderla reciclar para una nueva etapa de endulzamiento. Los gases que se deben separar son obviamente en primer lugar el H₂S y el CO₂ pero también es posible que haya otros compuestos sulfurados como mercaptanos (RSR), sulfuros de carbonilo (SCO) y disulfuro de carbono (CS₂).

- **Recuperación del Azufre.** Como el H_2S es un gas altamente tóxico y de difícil manejo, es preferible convertirlo a azufre elemental, esto se hace en la unidad recuperadora de azufre. Esta unidad no siempre se tiene en los procesos de endulzamiento pero cuando la cantidad de H_2S es alta se hace necesaria. En la unidad recuperadora de azufre se transforma del 90 al 97% del H_2S en azufre sólido o líquido. El objetivo fundamental de la unidad recuperadora de azufre es la transformación del H_2S , aunque el azufre obtenido es de calidad aceptable, la mayoría de las veces, para comercializarlo.
- **Limpieza del gas de cola.** El gas que sale de la unidad recuperadora de azufre aún posee de un 3 a un 10% del H_2S removido del gas natural y es necesario removerlo, dependiendo de la cantidad de H_2S y las reglamentaciones ambientales y de seguridad. La unidad de limpieza del gas de cola continua la remoción del H_2S bien sea transformándolo en azufre o enviándolo a la unidad recuperadora de azufre. El gas de cola al salir de la unidad de limpieza debe contener solo entre el 1 y 0.3% del H_2S removido. La unidad de limpieza del gas de cola solo existirá si existe unidad recuperadora.
- **Incineración.** Aunque el gas que sale de la unidad de limpieza del gas de cola sólo posee entre el 1 y 0.3% del H_2S removido, aun así no es recomendable descargarlo a la atmósfera y por eso se envía a una unidad de incineración donde mediante combustión el H_2S es convertido en SO_2 , un gas que es menos contaminante que el H_2S . Esta unidad debe estar en toda planta de endulzamiento. [12]

2.6.4. Remoción de gases ácidos

Además de hidrocarburos pesados y vapor de agua, el gas natural a menudo contiene otros contaminantes que deben removerse para cumplir con la especificación de inyección a gasoducto y minimizar la corrosión. La resolución 622 del ENARGAS especifica cantidades máximas de 2 % de dióxido de carbono (CO₂), 3 mg/st.m³ de sulfuro de hidrogeno (H₂S) y 15 mg/st.m³ de azufre total.

Numerosos procesos han sido desarrollados para el “**endulzamiento**” del gas natural basados en principios físicos y químicos.

- **Absorción en lecho sólido:** tamiz molecular, esponja de hierro, oxido de zinc.
- **Solventes químicos:** En estos procesos los componentes ácidos del gas reaccionan químicamente con un componente activo, para formar compuestos inestables en un solvente que circula dentro de la planta. La solución rica e inestable, se puede separar en sus integrantes originales mediante la aplicación de calor y/o por reducción de presión de operación, para liberar los gases ácidos y regenerar el solvente. Una vez regenerada, la solución es enviada nuevamente a la unidad de absorción. Los solventes químicos mas utilizados son: monoetanolamina (MEA), dietanolamina (DEA), trietanolamina (TEA), diglicolamina (DGA), disopropanolamina (DIPA) y metildietanolamina (MDEA), al respecto, un estudio de 1980 indico que ³/₄ de las plantas de desulfurización de gas en EEUU usaron MEA y DEA. Otros solventes químicos son los carbonatos de potasio caliente y los carbonatos formulados comercialmente.
- **Solventes físicos:** Estos procesos se caracterizan por su capacidad de absorber de manera preferencial diferentes componentes ácidos de las corrientes de hidrocarburos, ejemplo de ellos son las formulaciones patentadas tales como Selexol, Rectisol, Shell, Flúor.
- **Solventes con procesos híbridos o mixtos:** Estos procesos resultan de la combinación de los procesos químicos y físicos, naturalmente, presentan las características de ambos.

- **Conversión a azufre:** Se caracteriza por la selectividad hacia la remoción del sulfuro de hidrógeno (H_2S) mediante una reacción química se separa el azufre como componente elemental de forma sólida o líquida. [11]

2.6.5. Reseña del proceso con solventes químicos

El proceso con solventes químicos utiliza una solución acuosa de una base débil que reacciona químicamente y también físicamente (absorción) con los gases ácidos (CO_2 y H_2S) presentes en la corriente de gas natural. La reacción / absorción sucede como resultado de la presión parcial de los gases ácidos. Las reacciones involucradas son casi en su totalidad [excepción de las sales térmicamente estables (HSS o HSAS)] reversibles por temperatura y/o presión, luego de lo cual la solución base vuelve al circuito, etapa conocida como stripping. Aminas y carbonatos se comportan de forma similar. [12]

Tabla 2.3. Procesos con solventes químicos [13]

1. Alcanolaminas		Peso
MEA	2,5 N Monoetanolamina en agua	15%
MEA (Amina protegida) o MEA Gas/spec IT 1	5 N Monoetanolamina en agua 30%	
MEA (Amina protegida TS)	5 N Monoetanolamina en agua con inhibidores.	30 %
DGA	6 N Diglicolamina en agua con inhibidores.	63% (23-70%)
DEA	2,5 N Dietanolamina en agua.	26% (15-26%)
DEA Snea	3 N Dietanolamina en agua.	32% (25-35%)
DEA (Amina protegida)	5 N Dietanolamina en agua con inhibidores.	52%
DEA (Amina protegida TS)	5 N Dietanolamina en agua con inhibidores.	52%
DIPA o ADIP	4 N Diisopropanolamina en agua.	54% (30-54%)
MDEA	4 N Metildietanolamina en agua.	48% (30-50%)
MDEA Activada, SNEA-P-MDEA con activador.	4 N Metildietanolamina en agua.	48%
Ucarsol	2 N Metildietanolamina en agua.	24%
TEA	Trietanolamina en agua.	
2. Sales de Carbonato de Potasio		
Carbonato Potásico Caliente (HOT-POT)		
Benfield	Carbonato potásico, aditivos e inhibidores	
Benfield-Hipure	Carbonato potásico (20-35%) seguido de un proceso de aminas.	
Catacard	Carbonato potásico con catalizador inorgánico (boratos de Aminas) e inhibidores de corrosión.	
3. Sales Básicas		
Giammarco Vetrocoke	Carbonato potásico caliente con trióxido de arsénico. (Arsenita).	
Alkazid-M	Sal de potasio y ácido metilaminopropiónico.	
Alkazid-DIK	Salas de potasio, dimetilaminoacético.	
Flexsord	Carbonato potásico caliente y aminas impedidas.	

2.7. PROCESO DE ABSORCIÓN CON AMINAS.

2.7.1 Definición

El proceso de tratamiento del gas natural con aminas, consiste en la reducción o eliminación del contenido de gases corrosivos que contiene el gas, tales como: H₂S (Ácido sulfhídrico) o CO₂ (Dióxido de carbono).

2.7.2 Términos técnicos

Para una correcta comprensión del proceso, se indican a continuación, términos técnicos que se utilizarán en la descripción:

- Gas ácido: gas natural que contiene componentes corrosivos, tales como H₂S (Ácido sulfhídrico), mercaptanos (compuesto de azufre) y/o CO₂ (Dióxido de carbono).
- Gas dulce y/o tratado: gas natural, con un contenido de compuestos corrosivos máximo, definido por el Ente que regula la calidad del Gas de Venta.
- Solución de amina: solvente utilizado en el proceso. Los tipos de amina utilizados son MEA (amina primaria, concentración máxima recomendada 15 % en peso), DEA (amina secundaria, concentración máxima recomendada 30 % en peso), DGA o MDEA (amina terciaria, concentración máxima recomendada 50 % en peso) y/o Solventes formulados, con base de amina terciaria, fabricada por reconocidos fabricantes tales como: Hunstman, Unión Carbide o Dow Chemical.
- Amina rica: corriente de amina que deja la columna absorbidora
- Amina pobre: corriente de amina que ingresa a la columna absorbidora

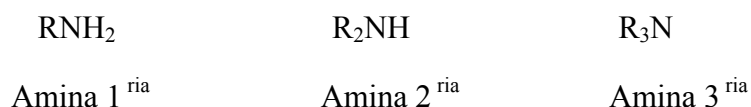
- Columna absorbidora: columna con internos, tipo platos y/o rellena, donde se ponen en contacto al Gas ácido con la amina pobre, para disminuir el contenido de componentes corrosivos del gas, mediante un proceso de absorción (transferencia de compuestos corrosivos desde la fase gas, gas ácido, a la fase líquida, solución de amina pobre.)
- Columna regeneradora. columna con internos tipo platos y/o rellena, donde mediante un proceso de calentamiento, se eliminan los componentes ácidos de la amina rica, para producir por el fondo de la misma una solución de amina pobre. [12]

2.7.3 Controles de aminas en plantas de tratamiento de gas

Las plantas de tratamiento de gas que operan con solventes químicos para remoción de gases ácidos presentan una serie de problemas tales como: formación de espumas, corrosión, cargas de solución, ensuciamiento de intercambiadores, y aún paros de planta. En esta nota revisamos cada uno de los procesos y los problemas que pueden ser diagnosticados mediante el análisis de aminas.

2.7.4 Clasificación de las alcanolaminas.

Las alcanolaminas pueden ser primarias, secundarias o terciarias de acuerdo al número de grupos orgánicos unidos al átomo central de nitrógeno



Las aminas primarias son bases más fuertes que las secundarias y estas que las terciarias. Cuanto mayor es la basicidad de la amina más fuerte es la unión de reacción con CO_2 y H_2S .

Casi el 70 % del costo operativo de una planta es la generación de la energía térmica necesaria para romper la unión de reacción. Las aminas que se ligan fuerte a los gases ácidos por ejemplo la MEA tendrán un alto costo de ruptura de unión (stripping).

La mezcla optimizada de aminas puede producir un solvente con excelente absorción de $\text{CO}_2/\text{H}_2\text{S}$ y con superior calidad de stripping o sea menos calor necesario en el reboiler. Las alconolaminas no se utilizan puras en los circuitos sino en solución acuosa y en concentraciones variables entre 5 % y 50 %. El agua de dilución debe cumplir la siguiente especificación:

- Sólidos Totales Disueltos < 100 ppm
- Dureza total < 3 granos/gal
- Cloruros < 2 ppm
- Sodio < 3 ppm
- Potasio < 3 ppm
- Hierro < 10 ppm

2.7.5 Circuito de una planta de aminas

En un típico sistema de aminas el gas a tratar ingresa desde una unidad “scrubber” cuya función es remover agua e hidrocarburos líquidos, a la torre absorbidora donde se contacta en contracorriente con la solución de aminas.

Luego del contacto amina – gas, la amina deja el fondo del absorbedor “cargada” con los gases ácidos (solvente rico). El solvente rico es llevado a un separador horizontal (flash tank), para remover los gases de hidrocarburos y los condensados disueltos.

Luego del tanque flash la amina rica en CO_2 / H_2S pasa por un intercambiador amina rica / pobre y finalmente a la torre de “stripping” donde el calor proveniente del “reboiler” rompe las uniones amina – CO_2 / H_2S separándose los gases ácidos por un lado y la amina pobre por otro. Usualmente el calor del reboiler es provisto por vapor de agua saturado a 45 /55 psia (274 / 287 °F) el que produce una temperatura de stripping (regeneración) máxima de 260 °F (127 °C).

La amina pobre caliente procedente del “stripper” intercambia con la amina rica (solvente rico) hasta una temperatura de no menos de 10 °F (5 °C) por sobre la del gas de entrada para prevenir la condensación de hidrocarburos gaseosos superiores (condensables) y es bombeada a la torre absorbidora donde comienza un nuevo ciclo. Según el diseño de la planta puede existir un “recláimer”, es un sistema de destilación batch operando semicontinualmente construido para destilar agua y amina y dejar en el fondo sólidos, sales disueltas y productos de degradación. Su volumen puede ser 3 % del total del circuito. [12]

2.7.6. Reacciones de las alcanolaminas con CO_2 / H_2S

La primer etanolamina empleada fue la TEA (1935) por disponibilidad, pero pronto fue remplazada por MEA y DEA que tienen más alcalinidad y por ello capacidad de tratamiento. Además por su menor peso molecular pueden ser usadas a menores concentraciones en peso que la TEA. Por muchos años la MEA se uso con gas natural (yacimientos) y la DEA en refinerías por ser no reactiva al sulfuro de carbonilo (SCO) y sulfuro de carbono (S₂C), fue recién en 1950 que Kohl desarrolla la MDEA para H₂S en presencia de mucha mayor concentración de CO₂.**[12]**

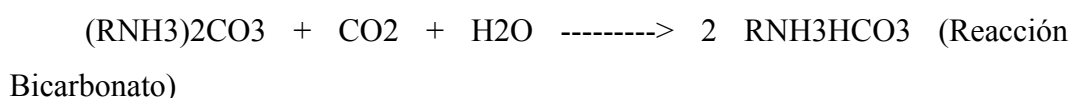
(HO – CH ₂ – CH ₂) ₂ NH	DEA	(secundaria)
(HO – CH ₂ – CH ₂) ₃ N	TEA	(terciaria)
(HO – CH ₂ – CH ₂) ₁ NH ₂	MEA	(primaria)
(HO – CH ₂ – CH ₂) ₂ N – CH ₃	MDEA	(terciaria)

Las principales ventajas de las aminas terciarias sobre las etaloaminas primarias y secundarias son; además de su selectividad para H₂S, su menor calor de reacción con los gases ácidos, su más baja presión de vapor (permite el uso de altas concentraciones en agua), su no reactividad con SCO y S₂C y su baja corrosividad. El H₂S reacciona con las etanolaminas formando sulfuros (S⁻) y sulfuros ácidos (SH) hasta una relación molar final teórica de 1 mol H₂S / mol amina.

Amina + H₂S



El CO₂ reacciona formando carbonatos, y bicarbonatos con una relación molar final teórica de 1 mol CO₂ / mol amina.



La reacción de formación de carbonato es rápida y forma un compuesto estable que se hidroliza lentamente a carbonato y bicarbonato. Si predomina la reacción de carbonato, usual con MEA, 0,5 moles de CO₂ reaccionan rápido con cada mol de amina y la relación molar usualmente alcanzable es menor a 1 (cerca a 0,5). Esto se debe a la lenta hidrólisis del carbonato. Dado que las aminas terciarias no pueden formar carbonatos teóricamente puede alcanzarse una relación molar 1 CO₂ / amina (la reacción es lenta pero puede ser catalizada).

La velocidad de absorción de gases ácidos dentro de soluciones de aminas, está fuertemente influenciada por las velocidades de las reacciones químicas que tienen lugar en la fase líquida porque afectan los coeficientes de transferencia de masa.

Se ha hablado hasta ahora de las reacciones “deseadas”, a continuación se analizan los problemas usuales en planta y se comenzara refiriéndonos a reacciones “no deseadas”. [12]

2.7.8. Reacciones secundarias en los circuitos de aminas

- La formación de productos de degradación.
- La formación de sales térmicamente estables (no reaccionan al stripping liberando la amina a la solución).

2.7.8.1. Formación de productos de degradación

Los productos de degradación de la amina reducen la tensión interfacial y forman laminas gelatinosas que, como se verá posteriormente favorecen la formación de espumas. Se han observado en MEA, DEA, y MDEA. Algunas de las siguientes reacciones de degradación:

- Oxidación de amina a ácido carboxilo / amoniaco.
- Deshidratación interna de amina para formar HEOZD – N (hidroxietil) etilendiamina.
- Deshidratación simultánea y decarboxilación de HEOZD – N a THEED (tridhidroxietil) etilendiamina.
- Doble deshidratación de la DEA en presencia de MEA para formar HEP – N (hidroxietil piperazina).
- Condensación de 2 moléculas MEA a piperazina.
- Acilación de aminas terciarias a sales de amonio cuaternarias.

Otros productos de degradación son: hidroxietil imidazolina (HEI), amina etil etanolamina. (AEEA) oxazolidona (OZI), dietanol piperazina (DEP). Además de la tendencia a formar espumas estables los productos de degradación producen el ensuciamiento de intercambiadores y líneas.

2.7.8.2. Formación de sales térmicamente estables

Las sales térmicamente estables (HSS) son las sales de amina no regenerables en la torre de stripping producidas por los formiatos, oxalatos, tiosulfatos, tiocianatos, y cloruros. Por no ser separada reducen la carga ácida. Las HSS no deben exceder el 5 % de la concentración de amina total. Se han efectuado estudios de corrosión en presencia de las sales citadas y, a pesar de las dificultades halladas en su interpretación han surgido recomendaciones límites de HSS. [12]

- Formiatos 500 ppm
- Acetatos 1000 ppm
- Oxalatos 250 ppm
- Sulfatos 500 ppm
- Tiosulfatos 10.000 ppm
- Cloruros 500 ppm
- Tiocianatos 10.000 ppm

Los HSS pueden neutralizarse con cáusticos, de esta fórmula se restituye la amina pero puede elevarse peligrosamente el pH de la solución.

2.8. Espumas

2.8.1. Conceptos

- Una espuma es el resultado de la incorporación mecánica de gas dentro del líquido, la película de líquido rodea un volumen de gas creando una burbuja. La estabilidad de la burbuja es función de la temperatura, la presión, la física de la espuma depende de las características superficiales tales como elasticidad del film, formación de capas gelatinosas y tensión superficial.
- La tensión superficial – σ indica la tendencia de una solución a formar espumas. La σ es una fuerza que actúa paralela a la superficie y que se opone al intento de expansión del área superficial (A). El trabajo requerido para expandir el área superficial está definido con G y se denomina energía libre superficial y depende de las fuerzas de cohesión e intermoleculares en la fase líquida. Para que se expanda la superficie de la película líquida (crecimiento de la burbuja y espuma estable), las moléculas deben moverse desde el interior del líquido a la superficie, este movimiento requiere superar fuerzas tales como efectos dipolares y uniones de hidrógeno. La baja σ por sí misma no asegura una espuma estable aunque sí una espuma, porque la naturaleza de la capa superficial es más importante a la estabilidad de la espuma que la baja σ . El film de la burbuja está constantemente contrayéndose y extendiéndolo para lo cual necesita elasticidad, la elasticidad es función del área y la variación de la σ con la misma.
- Los antiespumantes son productos químicos formulados para modificar la elasticidad. Si la migración del antiespumante desde el centro a las paredes de la burbuja es más lenta que la del líquido, la película no se repone (el antiespumante la retarda) y la espuma se hace débil e inestable.

Todo factor que incremente la solubilidad de los hidrocarburos líquidos en aminas incrementará la tendencia de la solución a espumar.

Los productos de degradación tienden a formar con los hidrocarburos películas gelatinosas que aumentan la viscosidad superficial y estabilizan las espumas.

Las aminas secundarias y terciarias tienen más tendencia que las primarias a formar películas gelatinosas. Las espumas en plantas de aminas (o de glicol) incrementan costos operativos y reducen capacidad de tratamiento y eventuales arrastres de amina aguas debajo de la planta.

Entre los agentes espumantes también puede haber fluidos de pozo que lleguen a la planta, inhibidores de corrosión, etc.

Los hidrocarburos líquidos es probable que reduzcan sensiblemente la σ de la solución – aumentando en consecuencia la tendencia a espumar, a menos que sean muy solubles en el grueso de la solución, esto sucede con las aminas 2^{rias} y 3^{rias}.

Las MDEA tienen baja σ , menor que MEA y DEA pero cuando se formulan, a sus solventes se incorporan surfactantes que elevan su σ para evitar espumas. Aunque los hidrocarburos solos no modifican sustancialmente la estabilidad de las espumas de soluciones de aminas puras, la presencia conjunta de otras especies puede hacerlo.

En resumen, puede decirse, que las aminas puras no forman espuma, pero la presencia en las mismas de hidrocarburos, partículas sólidas como sulfuro de hierro (S_2Fe), carbón, óxidos de hierro coloidal y productos de degradación, puede hacerlos formar espuma muy estables. [12]

2.9. Las partículas sólidas inorgánicas

El hierro disuelto en la solución de amina puede ser precipitado en la amina rica por el H_2S del gas de entrada. Si la remoción del H_2S en la regeneración es completa pero la de CO_2 incompleta el hierro puede redisolverse. En plantas de glicoles la interpretación de la presencia de hierro disuelto como indicador de corrosión del circuito es más simple que para las plantas de amina. El hierro es el elemento fijador de los sulfuros libres del circuito.

El sulfuro de hierro que se forma es mayormente coloidal, es decir tan fino que puede permanecer en suspensión indefinidamente por movimiento browniano. Se concentra en la superficie del líquido formando un “quasipolímetro” en el film que puede rodear una burbuja en desarrollo. Incrementa también la viscosidad superficial. Las partículas pueden también formar agregados coloidales que restrinjan el flujo de gas en orificios retardando el drenaje de las espumas y mejorando su estabilidad. [12]

2.10. La corrosión

Parece contradictorio el hecho de que existiendo muchas aminas que se emplean como inhibidoras de corrosión se hable de corrosión en plantas de amina. Aunque las aminas en solución son básicas (el pH este entre 10 y 13 en función de la concentración de amina), su situación cambia drásticamente cuando los gases ácidos entran en escena. En el circuito, la amina con la mayor carga ácida que ingresa a la torre de stripping (y en el reboiler) es el punto crítico junto con los intercambiadores. La corrosión por tensión (SSC) es el tipo de corrosión característica en plantas de aminas. La velocidad de corrosión aumenta con la carga ácida y con la temperatura, usualmente se localiza en la cara rica del intercambiador, la línea de salida de los mismos y el horno. [12]

La corrosión por CO₂ en unidades de amina es causada por la reducción de CO₂ no disociado en áreas turbulentas, donde una incrustación de carbonato de hierro es incapaz de permanecer adherida protegiendo las líneas. Algo similar sucede con el sulfuro de hierro formado por el H₂S. En presencia de CO₂ y H₂S las reacciones son más complejas.

De las tres aminas más empleadas: MEA, DEA y MDEA la MEA tiende a ser la más corrosiva. Sin embargo, en ausencia de los gases corrosivos las tres presentan corrosividad similares. MEA y DEA forman productos de degradación, no la MDEA. Ahora bien, si las tres aminas son similares en corrosión y aún en presencia de sus productos de corrosión, como se explica que los resultados de corrosión indiquen que el orden de corrosividad sea MEA > DEA > MDEA.

Según Teevens la causa es que la MEA una base fuerte de Lewis más que la DEA y MDEA, es por ello más probable que la MEA forme más carbonatos que la DEA (la MDEA no las forma). Los carbonatos de amina promueven la corrosión de MEA y DEA.

La mayor parte de la corrosión en plantas de amina, como se ha dicho, no es general sino en ciertas Zonas, para minimizarla debe evitarse el flasheo del gas ácido. Se recomienda 3 pie/s, como velocidad máxima para líneas de acero al carbono y 0.625 pie/s para acero inoxidable. Existen diseños para minimizar la turbulencia, las válvulas de control evitan el flasheo si se instalan entre el absorbedor y el intercambiador.

Tabla 2.3. Condiciones operativas recomendadas para evitar la corrosión.
[12]

Solución de amina	Concentración (%p/p)	Carga Acida Rica (mol gas ácido/mol de amina)	Carga Acida Pobre (mol gas ácido/mol de amina)
MEA	15 – 20 %	0,30 – 0,35	0,10 – 0,50
DEA	25 – 30 %	0,35 – 0,40	0,05 – 0,07
MDEA	50 – 55 %	0,45 – 0,50	0,004 – 0,010

2.10.1. Síntomas de corrosión

- La formación de espuma.
- La menor duración de los filtros.
- El cambio de color de la solución.
- La presencia de sulfuro de hierro / carbonato de hierro.

2.10.2. Las fallas en una planta de amina caen usualmente en cuatro clases

- Falta de cumplimiento de especificación del gas tratado.
- Presencia de espumas (tendencia y estabilidad)
- Ambas situaciones requieren acciones inmediatas:
- Pérdida de amina.
- Corrosión.

Son manifestaciones que se detectan a largo plazo, y usualmente se solucionan también a largo plazo. [12]

CAPITULO III

DESARROLLO DEL PROYECTO

3.1 METODOLOGÍA UTILIZADA.

Para realizar el presente trabajo se siguió la metodología que se presenta a continuación:

3.1.1 Análisis de la composición típica del gas natural proveniente del norte de Monagas.

Para llevar a cabo este análisis inicialmente se debió conocer dicha composición, la cual se obtuvo mediante una cromatografía realizada a una muestra representativa del gas que se obtiene en el norte del estado Monagas una vez obtenidos los datos requeridos se procedió a un estudio técnico que permitió tomar las decisiones para poder evaluar y aplicar el tratamiento más adecuado de esta manera mejorar los resultados operacionales desde el punto de vista de procesos y económico. Verificando así que el gas en estudio cumpliera con las especificaciones a la salida del Complejo Operativo Muscar (C.O.M). (Ver anexo A).

De acuerdo a la información obtenida se verificó que el gas a procesar en el Norte del estado Monagas presenta cantidades considerables de contaminantes (CO_2 , H_2S , N_2 , entre otros), las cuales dan un indicio de los procesos que se les debe aplicar para que cumplan con los rangos permitidos según las normas establecidas para el tratamiento del gas. Según el aporte de CO_2 y H_2S el proceso utilizado en esta planta se basa en la desacidificación del gas natural mediante el proceso denominado Ucarsol, el cual utiliza la Metildietanoalamina (MDEA) para la remoción selectiva del H_2S , pero se incorporan inhibidores. La tecnología

ha sido desarrollada por Unión Carbide y utiliza diferentes formulaciones múltiples para controlar la reacción cinética relativa al CO₂ y H₂S. [3]

3.1.2 Describir los procesos de endulzamiento con aminas

3.1.2.1 Antecedentes de la planta de aminas

Inicialmente esta planta fue diseñada para remover CO₂ a una corriente de gas natural de 50MMSCFD a 500Psig, usando como solvente DEA (Dietanol – Amina) a una tasa de 750 gpm. Esta planta fue construida en 1980 para ser operada por corpoven en el área de Onado. [3]

Después de múltiples análisis y consideraciones se determinó que era factible aumentar la capacidad y eficiencia de la planta realizando ciertas modificaciones a los equipos y sistemas, para garantizar su operación a condiciones diferentes a las de su original en el Complejo Muscar.

En 1992 se iniciaron las acciones para trasladar esta planta desde la localidad de Onado hacia el Norte de Monagas.

Las modificaciones más importantes realizadas a la planta de amina para adecuarla a los nuevos parámetros operacionales del COM fueron (ver figura 3.1).

- Cambio del solvente de DEA a MDEA reformulada.
- Instalación de torres contactoras para operar a 1200 psig.
- Instalación de una etapa adicional de bombeo de 500 a 1200 psig de la amina pobre.

Tabla 3.1 Parámetros Operacionales de la Planta de Aminas [3]

	Volumenes Gas MMscf	Presión (Psig)	Solvente	Concentración (%)	Tasa de recirculación GPM	Contaminante A Remover	Tratamiento gas de cola	Etapas de bombeo	Fuente de Energía
Diseño	50	500	DEA	30	750	CO ₂	No Aplica	2	Gas de Combustión de turbina
Modificado	350	1200	M-DEA Reformulada	50	700	H ₂ S	Lo-Cat	3	Gas Combustible
Hasta 2001	210	1200	M-DEA Reformulada	40 46	363	H ₂ S	No operativo	3	Gas Combustible

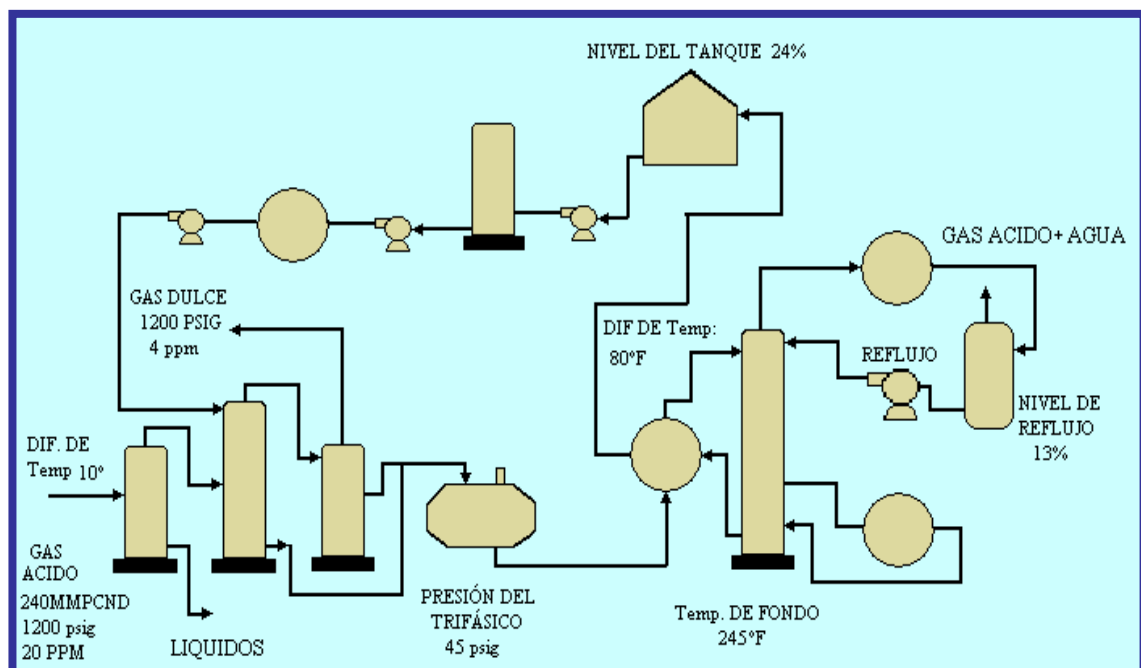


Figura 3.2 Parámetros operacionales de la planta de amina [3]

3.1.2.2 Planta de Aminas (Endulzamiento de gas por adsorción).

Para el endulzamiento con amina el solvente utilizado es una solución acuosa de Ucarsol HS-102 al 50% en peso. El Ucarsol es un solvente formulado bajo licencia de Unión Carbide que contienen como componente principal el MDEA (Metil-Dietanol-Amina). [14]

La planta de amina consta de dos líneas (trenes) de absorción de 175 MMPCED cada uno y un sistema común de regeneración de 750 GPM, que pueden funcionar independientemente. Está constituida por dos secciones fundamentales:

3.1.2.2.1 Sección de absorción de gas ácido.

En esta sección el proceso se inicia con la entrada de gas ácido a los depuradores A y B, donde se extraen los líquidos asociados (condensado de hidrocarburo y agua) del gas, los cuales son enviados al K.O.D. (Knock out drum). De los depuradores, el gas pasa a los contactores de amina, donde entra en contacto con la solución de Ucarsol. La solución acuosa de amina remueve el H_2S y parte del CO_2 del gas. El gas fluye hacia arriba por los orificios de cada uno de los platos colocados en el interior de los contactores, obligándolo a tener contacto con la amina. El efecto de este flujo cruzado es la remoción de los agentes contaminantes que vienen con el gas. Las bandejas del contactor están diseñadas para realizar una efectiva separación de los contaminantes que quedan disueltos en la amina y salen por el fondo del contactor. El gas libre de amina sale por el tope y fluye hacia los recuperadores de Amina, desde donde se envía a ventas. [14]

3.1.2.2.2 Sección de Regeneración de Amina:

La amina rica (en componentes contaminantes) proveniente del fondo de la columna regeneradora, se mezcla con la amina rica del recuperador de amina y llega al tanque de expansión el cual opera a una presión aproximada de 60 psig. En este tanque se liberan los gases producto de la expansión de la amina rica de 1200 psig a 60 psig y los líquidos son enviados hacia al intercambiador de calor amina rica - amina pobre donde es calentada a través de los tubos del intercambiador a una temperatura cercana a 210°F; en este intercambiador la temperatura del fondo de la torre regeneradora desciende de 245° F a 193° F y la temperatura de la amina rica asciende de 160 °F a 210 °F antes de ser introducidas por el tope de la torre regeneradora. La amina rica entra al regenerador y fluye hacia abajo a través de las bandejas, las bandejas que están por encima de la bandeja de alimentación ayudan a la remoción de amina de los gases ascendentes. El calor que se requiere para eliminar los gases ácidos de la amina, proviene del aceite caliente que fluye a través de los tubos del rehervidor. La temperatura de diseño del fondo de la torre es 245 °F y ésta se mantiene mediante el control de flujo de aceite caliente a 350 °F a través de los tubos del rehervidor. A la altura del nivel normal de operación de la torre, sale una corriente de amina, gases ácidos y vapor de agua hacia la carcasa del rehervidor y recibe un flujo de vapor proveniente del vaporizador que hará la reposición normal y conservará el calor; en este ciclo de calentamiento con la amina se logra una temperatura de equilibrio en el fondo de la torre de 245 °F con la finalidad de obtener la mayor cantidad de gases ácidos de la amina. [14]

El gas ácido y el vapor de agua salen por la parte superior de la torre regeneradora y son enfriados en el condensador de amina. Los gases ácidos y el líquido condensado provenientes del condensador de amina, son separados en el acumulador de reflujo. Los gases ácidos fluyen hacia arriba y salen del acumulador hacia el sistema de tratamiento de gas de cola. El líquido en el acumulador es enviado por las bombas de reflujo de amina, hacia la parte superior del regenerador.

La amina del fondo del regenerador es presurizada a través de la carcasa del intercambiador de amina rica-amina pobre para enviarla al tanque de mezcla o a la succión de las bombas de refuerzo de Amina. Estas bombas impulsan la Amina a través de los filtros de elementos y filtros de carbón activado para remover las sales y otras impurezas que contenga, de allí envían la amina pobre a través del enfriador de amina, donde desciende la temperatura de 193 °F a 115 °F, para pasar a la succión de las bombas de alta presión que descargan la amina pobre en la parte superior de los contactores completando así el ciclo. [14]

Condiciones del gas a comprimir:

- Presión de succión: 400 psig
- Presión de descarga: 1200 psig
- Flujo: 350 MMPCED
- Temperatura: 120 °F
- Peso molecular: 20,53
- H₂S entrada: 25-45 ppm
- H₂S salida: 02-05 ppm

3.1.3 Estimar las posibles desviaciones operacionales en las plantas de endulzamiento.

En base a la documentación adquirida, condiciones de diseño de cada planta así como en los equipos más críticos de cada proceso, se realizó un procedimiento en el cual se especifican los pasos necesarios que hay que tomar en cuenta para tener un buen control del proceso. Para la planta de amina se tomaron en cuenta

los siguientes parámetros: acidez del gas de entrada, degradación de la amina, flujo de gas de entrada a la torre contactora, temperatura de la amina, temperatura de la torre regeneradora, flujo de vapor de despojamiento, formación de espumas, circulación de la amina y pérdidas de sellos o bridas. Mientras que para la planta de sulfatreat se hizo énfasis en equipos que no existen, que no están conectados o que si lo están ó presentan averías.

Con la finalidad de aumentar la confiabilidad de las plantas, así como también tener un centrado seguimiento operacional del proceso y de los endulzantes utilizados en estos, se desarrollo un método; el cual permitió cumplir con uno de los objetivos de este trabajo. [3]

3.1.3.1 Planta de amina.

En el proceso con amina el muestreo periódico y los análisis de rutina fueron de primordial importancia para la operación exitosa de la planta de tratamiento de gas. Los procedimientos operacionales apropiados de análisis proveen la valiosa información acerca de la condición físico-química del solvente así como información del sobre el desempeño del mismo. En el caso eventual de alguna dificultad con el sistema de tratamiento. Los análisis de tratamiento permitieron determinar si el problema era relativo a contaminación, degradación del solvente o alguna deficiencia mecánica de la unidad.

Para llevar un control y seguimiento operacional de los parámetros antes mencionado se recomendó: Analizar la amina por lo menos dos veces por semana, en cuanto a concentración, pH, sólidos suspendidos, H₂S y anticorrosivo. Aparte de las consideraciones anteriores, el método utilizado para la toma de muestra también es importante. Primero las muestras deben ser tomadas y manejadas de

una manera segura, es también imperativo el obtener muestras que sean representativas de la solución circundante dado que el análisis de la solución pudo conducir a cambios en los parámetros para la optimización del proceso, o pudo ser usado para determinar los niveles de concentración de la solución, es necesario que las muestras sean realmente indicativas de la condición del solvente.

Las muestras tomadas para el análisis debieron consistir en una muestra de amina pobre y una rica, los puntos para la toma de muestras deben ser también identificadas, de haber sido necesario siguiendo las tuberías hasta su origen. Las muestras debieron ser tomadas viento arriba del punto de muestreo, para así evitar la exposición al H_2S .

Para la toma de las muestras no deberían utilizarse recipientes metálicos. Estos deben ser nuevos y preferiblemente hechos de polietileno o polocrilato, además debe dejarse correr suficiente líquido de la tubería de muestreo, antes de haber tomado la solución a analizar, para asegurarse que es representativa del volumen circundante. [14]

Del análisis realizado a la solución se podría determinar el estado en el que se encuentra, considerando lo siguiente:

➤ Color

- Si la solución es de color amarillo claro, indica que el endulzante esta en buenas condiciones.

- Si la solución es de color verde está indicando la presencia de sulfuro de hierro en tamaño de partículas < 1 micrones, si es de color negro indica un tamaño de partículas > 3 micrones.
- Un color azul o verde puede indicar la presencia de compuesto de cobre o níquel.
- Un color ámbar o rojo oscuro indican compuesto complejo de hierro.

➤ Concentración

Este análisis es rápido (menos de 5 minutos) y no requiere casi de equipos. Generalmente, para una óptima operación, se recomienda que la concentración sea de 50% en peso. Es importante señalar que la concentración de la solución afecta directamente la tasa de circulación requerida para un flujo de gas y composición dados.

➤ Cargas acidas Molares

Las cargas expresadas, como moles de gas ácido por mol de solución son indicativas del funcionamiento de la torre regeneradora, absorbedora y del sistema en general.

La típica carga pobre esperada estaría en el rango de 0,005-0,010 moles de gas ácido por mol de amina, las cargas pobres por encima de este valor pueden indicar una operación inadecuada de la regeneradora, así como también problemas mecánicos en el mismo. Continuar la operación en estas condiciones podría conducir a la corrosión en base de la torre regeneradora, debido a la naturaleza corrosiva de los gases ácidos. Por el contrario bajo el rango señalado simplemente indicaron una sobregeneración y consumo innecesario de energía.

➤ Contaminantes del Solvente

Los contaminantes del solvente pueden ser sólidos o líquidos orgánicos o inorgánicos, dichos contaminantes pueden producir corrosión o problemas operacionales, si no son controlados a tiempo. Algunos de los contaminantes principales se señalan a continuación:

- **Sales de aminas térmicamente estables (SATE):** Son formadas por la reacción entre la amina activa y un contaminante fuertemente ácido (como el SO_2). La sal así formada, generalmente inerte, no puede ser regenerada térmicamente en el regenerador, y por ello reduce la concentración de amina activa disponible para remover gases ácidos. Pueden considerarse como excesivas las concentraciones de SATE que sobrepasen el 5% en peso.
- **Cloruros:** En cualquier sistema; las cantidades excesivas de cloruros pueden ocasionar problemas severos de corrosión. El nivel de cloruros en el sistema debe ser comprobado por lo menos trimestralmente, y deben tomarse las medidas correctivas antes de que este nivel alcance los 100 ppm.
- **Hidrocarburos Líquidos:** Con frecuencia dichos hidrocarburos son la raíz de problemas de formación de espuma en sistemas de tratamiento del gas natural. Este contaminante es detectado por primera vez cuando se observa un aumento en la tendencia a la formación de espuma en operación. Inicialmente, puede recomendarse un antiespumante como un remedio temporal, hasta que la fuente de la contaminación sea localizada y sean tomadas las medidas correspondientes. Ocasionalmente la identificación de los hidrocarburos es necesaria para ayudar a localizar y eliminar la fuente de contaminación.

- **Partículas:** La materia extraña sólida en la solución puede conducir al taponamiento del sistema y también puede promover o estabilizar cualquier tendencia existente a la formación de espuma. La adecuada filtración, es necesaria para el buen mantenimiento del solvente.
- **Formación de Espuma:** Puede ocurrir en el absorbedor y en el fraccionador, esto puede producir derrames de solución por el tope de la torre. Cuando el tanque de abastecimiento está conectado al sistema y la solución, circula a través del tanque de manera continua, la formación de espuma se detecta con un descenso inesperado del nivel del líquido en el tanque de abastecimiento. [14]

A continuación se presenta el procedimiento para encontrar la fuente del problema cuando se forma espuma en el absorbedor:

1. Observar una muestra de solución pobre tomada después de haber sido filtrada y centrifugada, si esta oscura, nublada o contiene partículas sólidas, limpie los elementos del filtro o cámbielos si fuera necesario.
2. Observar la temperatura de la solución que entra al absorbedor para comprobar que esté 10°F por encima de la temperatura de entrada del gas al sistema.
3. Verificar que el separador no contenga hidrocarburos líquidos arrastrados por el gas.
4. Observar la concentración de productos de degradación en la solución pobre, en el recuperador instalado en la planta, aumente la alimentación al recuperador, si fuera necesario.
5. Observar el tanque de venteo para ver que el nivel de líquido no haya descendido al punto que permita la entrada de gas a la línea de líquido.

6. Agréguele un inhibidor de espuma a la solución, siendo esta la última medida, antes se debe verificar que los pasos del 1 al 4 han sido realizados de manera correcta.

➤ Exceso de gas ácido en el gas tratado

1. Verificar si hay formación de espuma y corríjala.

2. Comprobar que el caudal de gas que llega a la planta no es mayor que el caudal del diseño.

3. Verificar la presión del absorbedor y compruebe que no está por debajo de la condición de diseño.

4. Verificar la temperatura del gas que llega a la planta, para garantizar que no esté por encima del punto de diseño.

5. Verificar el contenido de gas ácido en el gas de la entrada y compruebe que está dentro de los límites de diseño.

6. Comprobar que la tasa de flujo de la solución pobre hacia el absorbedor, es la cantidad apropiada.

7. Asegurar que el gas residual de la solución pobre, este dentro de los límites de diseño.

➤ Demanda energética excesiva en el Rehervidor del Regenerador:

1. Observar si ha aumentado la tasa de flujo de la solución pobre.

2. Observar si ha bajado la temperatura de la solución rica a la salida del intercambiador de calor.

3. Comprobar que el nivel de líquido del rehervidor esté por encima de los tubos de calentamiento.

4. Verificar el nivel de la corrosión en el calentamiento del rehervidor, lo cual podría restringir la transferencia de calor. Cuando la tasa de flujo es normal y la carga calorífica es mayor que lo normal, se puede pensar en el efecto de la corrosión.

➤ Gas ácido residual en la solución pobre en exceso:

1. Verificar la carga calorífica del rehervidor.

2. Comprobar que no haya fugas en los intercambiadores.

3. Asegurarse de que no haya aumentado la concentración de gas ácido en la solución rica.

4. Si las condiciones de operación del regenerador son normales, pero el gas residual es alto, las bandejas del regenerador podrían estar tapadas o dañadas, en ese caso se requiere una inspección interna.

Por otro lado, desde la sala de control, el operador de guardia debe verificar periódicamente:

1. Que el flujo de gas de entrada y salida de los trenes de endulzamiento sea aproximadamente 175 MMPCSD, o la cantidad que pueda manejar la planta de acuerdo a sus estados operacionales (Para 2003: 60 MMPCSD).

2. Verificar que la válvula de control de flujo a la entrada de los trenes de endulzamiento (FCV-210201/ FV-210202) operen normalmente en automático.

3. Que haya niveles adecuados de aminas en los equipos.

Tabla 3.2 Niveles adecuados de solución en los equipos de la planta de Amina
[3]

Equipo	Nivel de operación	Presión
Tanque de mezcla (05-210201)	40-50%	Atmosférica
Contactora de Amina (08-210203/08-210204)	50-60%	1200 psig
Tanque de expansión de Amina (08-210207)	45%	40-50 psig
Torre regeneradora (08-210208)	20-60%	12 psig
Rehervidor (02-210204)	75%	
Recuperadora de Amina (08-210205/08-210206)	10-15%	1200 psig
Acumulador de Reflujo (08-210210)	10-15%	8-10 sig

4. Verificar que las válvulas de control de nivel se encuentren actuando normalmente (en modo automático) con los siguientes equipos:

- Depuradores de Gas (D8-210201/ D8-210202).
- Contactores de Aminas (D8-210203 / D8-210204).
- Recuperadores de Aminas (D8-210205/ D8-210206).
- Torre Regenadora (D8-210208).
- Acumulador de Reflujo (D8-210210).

5. Que haya temperaturas adecuadas:

Tabla 3.3 Temperaturas adecuadas en los equipos de la planta de Amina [3]

Punto de medición	Temperatura(°F)
Entrada de amina a la contactora(D8-210203/D8-210204)	10-20 por encima de la temp. Del gas
Fondo de la torre regeneradora (D8-210208)	250
Salida del horno de aceite (D1-211101)	360
Fondo de la contactora	°F
Entrada/Salida condensador de reflujo (D8-210203)	°F/°F
Salida de rehervidor (D2-210204)	270
Tanque de expansión de amina (trifásico)	120

6. Que las presiones de succión y descarga de las bombas de aminas se mantengan en sus valores de operación:

Tabla 3.4 Presiones adecuadas en los equipos de la planta de Amina [3]

Bomba de Amina	Presión a la Succión	Presión a la Descarga
Baja Presión (D3-210205/D3-210206)	0-10 psig	120 psig
Intermedia (D3-210203/ D3-210204)	100 psi	600 psig
Alta presión (D3-211101/ D3-211102)	400 psig	1200 psig
Reflujo de amina (D3-210207/D3-210208)	6-10 psig	70 psig
Aceite térmico (D3-211101/ D3-211102)	30 psig	100 psig

7. Que el diferencial de presión en el circuito de gas entre el depurador (D8-210201/D8210202) y la recuperadora de amina (D8-210205/D8-210206) esté entre 10 -15 psi.

8. Verificar que las temperaturas de entrada y salida en el intercambiador amina rica/pobre (D2-210205) mantenga su diferencial de trabajo normal.
9. Que la acidez del gas de salida se mantenga dentro de las especificaciones (menos de 4 ppm de H₂S)

➤ Horno de aceite caliente

1. El aceite térmico debe estar circulando por el circuito.
2. La válvula de shutdown de salida de aceite del horno debe estar abierta.
3. Los patrones de llama deben ser adecuados y la llama debe estar completamente azul, sin intermitencias de ningún tipo. Los patrones de llama deben ser uniformes como sea posible.
4. Las entradas de aire y los dampers deben estar abiertos en todas las secciones del horno.
5. Todas las ventanillas de visión de llama y todos los puntos de muestreo se deberán mantener cerrados después de su uso.
6. La presión de gas en los quemadores no debe superar nunca la presión de diseño.
7. La temperatura del aceite de salida debe ser de 360°F.

3.1.3.2 Planta de Sulfatreat

Para llevar un buen control de proceso y seguimiento operacional en las plantas de endulzamiento de gas natural por lechos sólidos Sulfatreat se debe tener muy en cuenta lo siguiente:

- Mantenimiento de la instrucción asociada.
- Cambio de lecho y mantenimiento asociado a este.
- Mantenimiento de filtros depuradores.
- Engrase de válvulas.

➤ Mantenimiento de la instrumentación asociada

El mantenimiento de la instrumentación asociada a los sistemas de sulfatreat debe tener una frecuencia bimensual. Dentro de los instrumentos que deben ser sometidos a este control se encuentran: Indicadores y transmisores de nivel, presión, temperatura y flujo, suiches o interruptores y actuadores de válvulas.

A cada uno de los instrumentos antes mencionados se le debe realizar: Limpieza de visores, calibración del instrumento, prueba de lazo, la cual sirve para comprobar si el valor medio es igual al registrado por la sala de control, reemplazo de transmisores e indicadores en mal estado, Inspección de la botonera de arranque de los actuadores de las válvulas, Limpieza de la tarjeta electrónica de los actuadores.

➤ Cambio de lecho y mantenimiento asociado a este

Los cambios de lechos, en cuanto a frecuencia se refiere son diferentes para cada una de las plantas. Para los reactores de sulfatreat I y II la duración promedio

del lecho es de 35 – 45 días y para el caso de sulfatreat III y COA es de 60- 90 días. Una vez efectuado el vaciado del reactor para un cambio de lecho se debe realizar: Cambio de filtro foam, Inspección ocular de las mallas (reemplazo si se requiere), Inspección de soportes de lecho (reemplazo si se requiere).

➤ Mantenimiento de filtros depuradores

La limpieza de los filtros depuradores debe realizarse por lo menos una vez al año. Este mantenimiento consiste en la limpieza del filtro y cambio de los elementos filtrantes. Cabe destacar que en el caso de sulfatreat III, el filtro se encuentra fuera de servicio, ya que no se le ha hecho mantenimiento por falta de elementos filtrantes.

➤ Engrase de válvulas

Para obtener un mejor resultado de las válvulas utilizadas en el proceso se recomienda realizarle un mantenimiento trimestral. Este puede realizarse a través de una engrasadora neumática, inyectando primero un desengrasante para la limpieza de la válvula, el cual se debe dejar actuar por un lapso de 24 horas antes de ser drenado, luego a través de las grasaderas de las válvulas se inyecta grasa lubricante o sellante de ser necesario.

3.1.4 Efectuar el análisis económico de los endulzantes y de las plantas |de endulzamiento

Para llevar a cabo este análisis se procedió a recolectar datos estadísticos, a partir de 1994 año en el cual arrancó la primera planta de endulzamiento del gas natural en el Complejo Operativo Muscar hasta el 2001 fecha en la cual se encontraban instaladas, además de la planta antes mencionada, cuatro sistemas de endulzamiento por lechos sólidos y un sistema de inyección directa de secuestrante líquido. Se obtuvieron datos de volumen de gas manejado y cantidad de endulzante gastado por año tal como se muestra en la tabla. [3]

**Tabla 3.5 Consumo de endulzantes y volúmenes de gas manejados
Por las plantas endulzantes. [3]**

Año	Producto	Consumo	Vgas Manejado (MMPCED)
1994	U	251308 lts	187
	SF	0	0
	SC	0	0
1995	U	316753 lts	207
	SF	888000 lbs	93
	SC	0	0
1996	U	295811 lts	214
	SF	720000 lbs	197
	SC	0	0
1997	U	246073 lts	233
	SF	3599640 lbs	317
	SC	0	0
1998	U	437172 lts	183
	SF	3333000 lbs	311
	SC	0	0
1999	U	170157 lts	112
	SF	3110800 lbs	284
	SC	0	0
2000	U	115440 lts	95
	SF	2666400 lbs	368
	SC	N/D	N/D

2001	U	124738 lts	76
	SF	1168000 lbs	128
	SC	414640 lts	N/D

Donde: U: Ucarsol

SF: Sulfatreat

SC: Secuestrante

MM\$: Millones de dólares

N/D: No Disponible

Con estos datos se calculó la relación de endulzante gastado por flujo de gas manejado y el costo por consumo de dicho endulzante, así como también el costo de operación e inversión en las plantas usando para ello las siguientes ecuaciones:

$$GA = CA * P_A * V_A \quad (\text{Ec. 3.1})$$

Donde: GA = Gasto por consumo de amina (\$)

CA = Costo de la amina (\$/lb)

P_A = Densidad de la amina (lb/lts)

V_A = Volumen de amina gastado (lts)

$$GS = CS * m_s \quad (\text{Ec. 3.2})$$

Donde: GS = Gasto por consumo de Sulfatreat (\$)

CS = Costo por libras de Sulfatreat (\$/lb)

m_s = Masa de Sulfatreat consumido (lbs)

$$GM = CM * TM \quad (\text{Ec. 3.3})$$

Donde: GM = Gasto por consumo de Magnatreat (\$)

CM = Costo del Magnatreat por tambor (\$/tambor)

TM = Tambores de Magnatreat consumido.

Usando el mismo procedimiento se logró obtener los niveles de H₂S en ppm que entraban y salían de las plantas, para los tres últimos años del estudio realizado. Estos valores se reportan a continuación:

Tabla 3.6 Niveles de H₂S entrando y saliendo de las plantas de amina y Sulfatreat. [3]

Años	Aminas		PLANTAS							
	E	S	Sulfatreat							
			I		II		III		IV	
			E	S	E	S	E	S	E	S
1999	23,8	1,9	17	3	17	2	20	1	33	2
2000	14,7	0,9	28	3	20	3	21	1	31	4
2001	18,3	0,9	27	2	19	1	24	2	17	1

Donde:

E: nivel de H₂S en ppm de entrada a las plantas.

S: nivel de H₂S en ppm de salida de las plantas.

Con los niveles de H₂S en ppm, mostrados en la tabla anterior y usando la siguiente ecuación:

$$\text{Lb H}_2\text{S rem} = \frac{Q \cdot \Delta\text{H}_2\text{S} \cdot \text{PM H}_2\text{S} \cdot 365}{V_m} \quad (\text{Ec. 3.4})$$

Donde:

Lb H₂S rem = libras de H₂S removidas.

Q = Caudal de gas manejado por la planta (MMPCND).

ΔH₂S = Variación de los ppm de H₂S que entran y salen de la planta.

PM H₂S = Peso molecular del ácido.

V_m = Volumen molar del gas.

Se obtuvieron las libras de H₂S removidas, para posteriormente obtener los dólares (\$) gastados por libras removidas por caudal manejado. Todo esto con la finalidad de construir los gráficos representativos de los diferentes parámetros y de esta forma comparar cual tecnología resulta más económicamente rentable para la corporación.

3.1.4.1 Cálculo de la tasa de recirculación del solvente

Para calcular esta variable se utilizó la siguiente ecuación, tomando como datos los parámetros de diseño y operación manejados por la planta de amina.

$$\text{TR} = \frac{\text{Tasa diseño} \cdot \% \text{ real de CO}_2 \cdot \text{MMPCND real} \cdot \% \text{ Conc. de la solución}}{\% \text{ diseño de CO}_2 \cdot \text{MMPCND de diseño} \cdot \% \text{ Conc. real de la solución}}$$

$$\text{TR} = \frac{750 \cdot 6,822 \cdot 120 \cdot 50}{5.25 \cdot 350 \cdot 24} = 696 \text{ GPM}$$

Tabla 3.7 Parámetros de diseño y operación de la planta de amina. [3]

Parámetros	Diseño	Operación
Tasa de recirculación (GPM)	750	-----
% CO ₂	5,25	6,822
Caudal de gas entrante en(MMPCND)	350	120
% del solvente en (P/P)	50	24

3.1.4.2 Cálculo de las variables manejadas en el análisis económico de los endulzantes

Las ecuaciones que se utilizaran ya han sido reportadas. Por ello, solo se mencionara el número de la ecuación y los datos con el cual se obtendrán los respectivos valores.

3.1.4.2.1 Gasto por consumo de endulzante:

Planta de amina, ecuación 3.1|, Año 1994:

$$GA = 1.61\$/lb * 2.376 \text{ lb/lts} * 251308 \text{ lts}$$

$$GA = 961344 \$ = 0.96$$

Planta de Sulfatreat, ecuación 3.2, Año 1995:

$$GS = 0.45 \$/lbs * 88800 \text{ lbs}$$

$$GS = 399600 \$ = 0.4$$

Magnatreat 5620 (Secuestrante líquido de H₂S), ecuación 3.3, Año 2001:

$$GM = 409000 \text{ Bs/tambor} * 1 \text{ tambor} / 208 \text{ lts} * 1136 \text{ lts/día} * 365 \text{ días}$$

$$GM = 1072797.06 \$$$

Las ecuaciones fueron elaboradas siguiendo una secuencia lógica para obtener el gasto en dólares (\$) por consumo de endulzante, tomando como base el costo del endulzante y la cantidad de este consumido por año. Los datos fueron tomados de la tabla 3.5, y los resultados de estos así como los años restantes se muestran en la tabla 4.4.

3.1.4.2.2 Libras de H₂S removidas por los endulzantes (para el año 1999).

Para tal fin se usa la ecuación 3.4

Planta de Amina

$$\text{Lb H}_2\text{S rem} = 112 * 21.9 * 34 * 365 / 379$$

$$\text{Lb H}_2\text{S rem} = 80314.63$$

Planta de Sulfatreat

$$\text{Lb H}_2\text{S rem} = 284 * 24.73 * 34 * 365 / 379$$

$$\text{Lb H}_2\text{S rem} = 229925.53$$

Las variables como el caudal y el $\Delta\text{H}_2\text{S}$ fueron tomados de las tablas 3.5 y 3.6, respectivamente, mientras que los resultados se muestran en la tabla 4.5. Con estos valores se obtuvieron los dólares invertidos por libras removidas de H₂S y las libras removidas por caudal manejado así como se muestra en dicha tabla.

CAPITULO IV

DISCUSIÓN DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

4.1 Análisis de la composición típica del gas natural del norte del estado Monagas

De acuerdo al estudio cromatografico realizado se verificó que el gas a procesar en el Norte del estado Monagas presenta cantidades considerables de contaminantes (CO_2 , H_2S , N_2 , entre otros), las cuales dan un indicio de los procesos que se deben aplicar para que cumplan con los rangos permitidos según las normas establecidas para el tratamiento del gas. Según el aporte de CO_2 y H_2S el proceso utilizado en esta planta se basa en la desacidificación del gas natural mediante el proceso denominado Ucarsol, el cual utiliza la Metildietanoanolamina (MDEA) para la remoción selectiva del H_2S , pero se incorporan inhibidores. La tecnología ha sido desarrollada por Unión Carbide y utiliza diferentes formulaciones múltiples para controlar la reacción cinética relativa al CO_2 y H_2S .

4.2 Descripción de los procesos de endulzamiento con aminas

Para el endulzamiento con Amina el solvente utilizado según el diseño se debía tener una solución acuosa de Ucarsol HS-102 al 50% en peso cuyo componente principal es, MDEA (Metil-Dietanol-Amina), pero a través del análisis realizado al proceso se determino que la concentración de la solución era de un 24% en peso.

La planta de Amina según su de diseño consta de dos líneas (trenes) de absorción de 175 MMPCDND cada uno y un sistema común de regeneración de

750 GPM, que pueden funcionar independientemente, pero para el año 2002 aproximadamente se determinó que la misma operaba a un 34.3 % manejando un flujo promedio de 120 MMPCND y además que el complejo operativo Muscar enviaba un flujo de 440 GPM de amina, cuando según el diseño debía estar enviando 750GPM.

4.3 Desviaciones operacionales en las plantas de endulzamiento

De los análisis realizados a las plantas y sus equipos, se encontró que las mismas están operando con una capacidad muy por debajo, para la cual fueron diseñadas.

La planta de amina fue instalada para manejar un flujo de gas igual a 350 MMPCED, operando a su total capacidad. Para el año 2002 aproximadamente operaba a un 34.3 % manejando un flujo promedio de 120 MMPCED, el flujo de gas no podía ser incrementado por encima de este valor, pues la planta presentaba problemas de formación de espuma.

Estudiando la tasa de circulación de la amina en el proceso se encontró que la sala de control del Centro Operativo Muscar (C.O.M) enviaba un flujo de 440 GPM de amina, mientras que utilizando la fórmula propuesta por la unión carbide se determinó que éste debe ser de 696 GPM, a las condiciones en las cuales se encontraba operando, además la solución se tenía una concentración de aproximadamente 24%, cuando en realidad debió tener 50% en peso o por lo menos un valor muy cercano a éste, con la finalidad de evitar el aumento de la tasa de circulación del solvente y un mayor consumo de energía en el Reboiler.

Esto confirmó que la planta estaba operando con un flujo menor al que en realidad debía tenerse, lo cual trajo como consecuencia altas cargas de ácido sulfhídrico (H_2S) en la solución y corrosión en las tuberías y equipos, y esto a su vez ocasionó la contaminación de la solución y por ende la formación de espuma.

Una de las posibles causas de la presencia de éste problema en la planta pudo ser la no adecuada regeneración de la solución de amina en la torre regeneradora. Eso pudo haberse evitado manteniendo la temperatura en el tope de esta columna a 212 ó 213 °F, temperatura que se calculó usando una relación de reflujo de 1,25 con una presión en el tope de la torre de 12 psig y el gráfico suministrado por la Unión Carbide.(Ver anexo B).

Una adecuada regeneración es primordial para prevenir el “flasheo” excesivo de H_2S de la solución caliente y pobre en el fondo de la columna de destilación, lo cual produciría condiciones corrosivas. En tal sentido la solución de amina adecuadamente regenerada debió tener una carga molar pobre igual o menor a 0,005 mol de gas ácido por mol de amina. Cabe destacar que el problema disminuiría no solo mejorando las condiciones de operación en este equipo, sino también mejorando el proceso de filtración de la solución, ya que una adecuada filtración de la amina rica es un paso importante para tener una operación libre de inconvenientes.

La filtración de la solución de amina permite la remoción de los contaminantes que pudieron promover la formación de espuma. Estos contaminantes pueden ser una multitud de compuestos, tales como hidrocarburos químicos para tratamiento de pozo, inhibidores orgánicos de corrosión, surfactantes, sulfuro ferroso, productos ácidos de la degradación de las aminas, aceite de compresores, entre otros. A éste último contaminante mencionado

(aceite de compresores) hay que prestarle mucha atención, pues pudo darse el caso que el gas que sale de los compresores y por ende el que entra al proceso de endulzamiento, lleva consigo arrastre de aceite, por ello la filtración usando carbón es altamente recomendada para mantener el control y la buena calidad de la solución, así como también por su habilidad para indirectamente reducir el consumo de amina y los costos asociados con paradas de planta, siempre y cuando se mantenga un tiempo de contacto de 20 minutos entre la solución de amina y el carbón activado, así como la velocidad superficial en un rango de 2 a 10 galones por minuto por pie cuadrado de área seccional.

Los contaminantes sólidos presentes en la solución se deben remover con un filtro mecánico, usando para ello elementos tipo “medio algodón”, construidos de algodón virgen y no algodón reciclado. El algodón reciclado debido a los químicos que se utilizan para blanquear los tintes del algodón en el proceso de reciclaje, puede provocar la formación de espuma.

Por otro lado, el proceso no toleraba un aumento del flujo de amina que permitiese el procesamiento de mayor cantidad de gas en la planta de endulzamiento. Por tal razón se puede decir que el mayor aporte para el incremento del flujo de gas viene por la mejora que se pudo realizar al proceso, es decir, que se debió manejar el diseño existente para la fecha si se deseaba obtener un mayor rendimiento. Esto se lograría realizando un mantenimiento correctivo y operacional, mejorando mecánicamente el diseño propuesto. La planta de esta forma se puede empujar hacia los límites y a partir de allí aumentar la capacidad para manejar un flujo de gas superior al que se permitía.

Otro proceso para la remoción de H_2S es el sulfatreat el cual fue diseñado en su totalidad, para manejar un flujo de gas igual a 600 MMPCED. Para el año 2002

aproximadamente por medio de dicho proceso se endulzaba aproximadamente 334,8 MMPCED, lo que significa que este sistema estaba operando a 55,8% de su capacidad dejando de tratar un volumen de gas igual 265 MMPCED, lo cual representaba un 45% de gas libre que debía ser desviado o endulzado utilizando otra tecnología (secuestrante líquido de H₂S), la cual es muy costosa para la industria. Una de las principales fallas que presentaron los procesos de Sulfatreat era el arrastre de sólido a través de líneas de distribución del gas endulzado y el taponamiento de las tuberías utilizadas para drenar el líquido contenido dentro de los reactores. La primera falla mencionada se verificó con la presencia de sólidos en las facilidades de entrada a la planta Santa Bárbara extracción donde un análisis a dicho sólido confirmó lo dicho.

Los resultados de los análisis realizados a las muestras de sólidos de la planta de extracción Santa Bárbara indicaron que las fases cristalinas detectadas eran similares a las que ya existían en el Sulfatreat (cuarzo, cristobalita, magnetita y en poca proporción mica del tipo de biotita). Ver tabla 4.1

El arrastre de Sulfatreat hacia la planta Santa Bárbara y los daños que fueron observados a las válvulas y sistemas de drenajes de líquido, se debió a que los soportes de los lechos no garantizaban un sello eficiente para el control de arrastre de sólido hacia el sistema de gasoductos, es decir, que las mallas de 40, 4 y el filtro foam no estaban funcionando de forma correcta, esto debido a que el material utilizado (Sulfatreat) no cumplía con las especificaciones de distribución granulométrica correspondiente a la muestra patrón o la normativa de control de calidad aplicada por la empresa The Sulfatreat CO; tal como se comprobó a una muestra de Sulfatreat nueva tomada directamente de los sacos de 2000 lbs. (Ver tabla 4.2)

Tabla 4.1 Resultados de sólidos detectados en la planta Santa Bárbara. [3]

Sólido	Muestra	Fase Cristalina	Comp. Química
Endulzante	Sulfatreat Nuevo	Cuarzo(SiO ₂) Magnetita (Fe ₃ O ₄) Cristobalita (SiO ₂) Biotita (K(MgFe) ₃ (Al,Fe)Si)	Si O Al Mg Fe K
	Sulfatreat Consumido	Magnetita(Fe ₃ O ₄) Cuarzo(SiO ₂) Cristobalita(SiO ₂) Maghermita (Fe ₂ O ₃) Caolinita (Al ₂ Si ₂ O ₅ (OH) ₄)	Si O Al Mg Fe
Detectado en Santa Bárbara	Drenaje de trampa	Cuarzo(SiO ₂) Cristobalita(SiO ₂) Pirita (FeS ₂) Oxido de aluminio Sulfato de hierro Muscovita (Ka12Si3A1O10) Magnetita (Fe ₃ O ₄)	Si O Al S Fe K
	Flash Drum Sólido Semihumedo	Cuarzo(SiO ₂) Cristobalita(SiO ₂) Maquinawita FeS Caolinita (Al ₂ Si ₂ O ₅ (OH) ₄) Oxido de aluminio Biotita (K(MgFe) ₃ (Al,Fe)Si)	Si O Al S Fe
	Filtro antes de contacto	Pirita (FeS ₂) Corindon (AL ₂ O ₃) Pirrotita (Fe758) Sulfuros y sulfatos de hierro	S O Al S/Fe

Tabla 4.2 Resultado del análisis granulométrico a la muestra de Sulfatreat nuevo. [3]

MESH	% Retenido		% Desviación	% Acumulado	
	Patrón	Muestra		Patrón	Muestra
6	9,85	21,27	-115,94	9,85	21,27
8	20,24	36,77	-81,67	30,09	58,04
10	8,09	11,66	-44,13	38,18	69,70
12	6,29	7,59	-20,67	44,47	77,29
16	14,32	11,70	18,30	58,19	88,99
20	12,97	5,14	60,37	71,76	94,13
30	10,37	2,06	80,14	82,13	96,19
40	5,13	0,62	87,91	87,26	96,81
< 40	11,00	2,34	78,73	98,26	99,15

Comparando los valores obtenidos, con lo suministrado por la empresa licenciante del producto, se pudo observar que el sólido no presentó uniformidad en la distribución granulométrica, ya que se muestran altas desviaciones en cada uno de las mallas, llegando a superar en algunas de ellas, el 110%. Estos resultados indicaron que el control de calidad aplicado por la empresa Sulfatreat no fue el adecuado para garantizar una característica homogénea del sólido, aunado a la ausencia de material de mas de 40 mallas, lo cual incidió negativamente en la vida útil del ciclo, debido a que el fino de polvo de hierro determinara la captación del H₂S.

La notable variación de la granulometría que se observó en el sólido estudiado y la muestra patrón se debió, tal vez, al choque o fricción que existía entre las partículas durante su traslado desde la ciudad de San Luis en los Estados Unidos hasta los centros de almacenamiento ubicados al norte del Estado

Monagas. Esta desviación trajo como consecuencia, alta caída de presión a través del lecho, lo cual ocasionó paros no programados en los turbo compresores del Complejo operativo Muscar (C.O.M), por alta presión de descarga, lo cual condujo a la quema de gas, imposibilitando la transmisión completa de gas rico a la planta de extracción Santa Bárbara, disminuyendo la utilización y pérdida en la segregación de fuentes al no disponerse del volumen de gas endulzado necesario, además, ocasionó contaminación del gas a venta por alto contenido de H₂S.

Por otro lado, recordando que en el proceso de endulzamiento de gas natural por Sulfatreat, existe agua libre dentro del lecho sólido, es importante señalar que ésta causa un fenómeno de lavado, el cual desprende los finos por arrastre del material, compactándolo e imponiendo una caída de presión adicional, la cual a nivel de laboratorio se situó en el orden de 10 a 20 psig por pie de longitud del lecho. Para la muestra estudiada el porcentaje de humedad se situó en 19,7% y se obtuvo un porcentaje de finos igual a 17,18%, lo cual representa una desviación de 27,11% y -28,67% respectivamente, en comparación con el contenido de humedad y finos de la muestra patrón.

Tabla 4.3 % de humedad y finos para la muestra de Sulfatreat analizada. [3]

Descripción	% Finos	% Humedad	% Desviación Finos	% Desviación Humedad
Patrón	23,57	15,31	N/D	N/D
Sulfatreat Nuevo	17,18	19,7	27,11	-28,67

Donde: N/D: No Disponible

En general el problema de arrastre de sólido y alta caída de presión experimentadas por los reactores de Sulfatreat, se debió en primer lugar a la

variación de la granulometría del material y en segundo orden a la presencia de agua libre en el lecho, además, detallando las líneas de entrada y salida del gas al reactor, así como también la instrumentación asociada a este proceso se observó que existen una serie de instrumentos que no estaban operativos, tales como medidores de presión y temperatura, los cuales permiten llevar un buen control en la operación de estos sistemas.

4.4 Análisis económico efectuado a los endulzantes y a las plantas de endulzamiento

Del análisis económico realizado a los endulzantes y a las plantas de endulzamiento de gas natural ubicados al norte del estado Monagas, se determinaron los dólares gastados por consumo de endulzantes, así como también el costo de operación e inversión en cada una de las plantas. Estos resultados se muestran a continuación:

Tabla 4.4 Inversiones realizadas en las plantas de endulzamiento. [3]

Año	COSTO								
	Consumo de Endulzante			Operación (MM\$)			Inversión en la Planta(MM\$)		
	S(MM\$)	U(MM\$)	M	S	U	M	S	U	M
94	0,00	0,96	N/D	0,00	0,62	N/D	0,00	0,00	N/D
95	0,40	1,21	N/D	0,66	1,18	N/D	0,00	1,94	N/D
96	0,72	1,13	N/D	0,28	0,45	N/D	0,00	0,00	N/D
97	1,62	0,94	N/D	1,29	0,67	N/D	0,04	1,81	N/D
98	1,50	1,67	N/D	1,85	1,54	N/D	1,08	4,16	N/D
99	1,40	0,65	N/D	1,16	0,50	N/D	0,61	1,53	N/D
00	1,20	0,44	N/D	1,70	0,10	N/D	0,00	0,46	N/D
01	0,53	0,47	1.07	0,26	0,02	N/D	0,00	0,46	N/D

Donde: U: Ucarsol

S: Sulfatreat

M: Magnatreat

MM\$: Millones de dólares

N/D: No Disponible

Para los tres últimos años del estudio realizado se obtuvieron los dólares gastados por libras removidas por cada sistema, haciendo uso para ello de la ecuación 3.4 y de las tablas 3.5 y 3.6.

Tabla 4.5 Libras removidas por las plantas de endulzamiento. [3]

Año	LbH ₂ S REM		\$ LbH ₂ S REM		LbH ₂ S REM	
	Amina	Sulfatreat	Amina	Sulfatreat	Amina	Sulfatreat
1999	80314.63	229925.53	8.09	6.089	1.96	2.22
2000	43269.97	345347.70	10.17	3.47	1.25	2.57
2001	43300.75	103104.51	10.85	5.09	1.56	2.21

Estos resultados permitieron construir los gráficos representativos de este estudio, tal como se muestra en la figura 4.1, donde se observa como en 1997 se consumió 1,62 MM\$ (millones de dólares) por concepto de Sulfatreat utilizado y 0,94 MM\$ (millones de dólares) por consumo de amina.

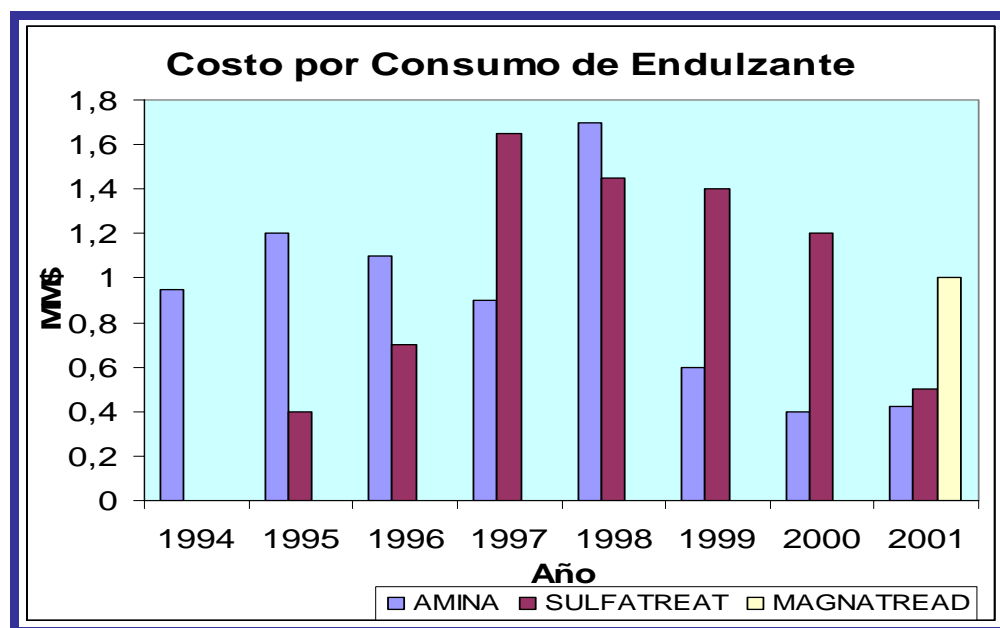


Figura 4.1 Costo por consumo de endulzante. [3]

La significativa diferencia de un 68% en los dólares invertidos para tal fin podría justificarse recordando que la amina es regenerada, mientras que el catalizador (sulfatreat) es desechado al término de su etapa de vida útil.

Otra de las causas de la notable diferencia en los costos por consumo de endulzantes que se observa a partir de 1997, es el aumento al volumen de gas a endulzar por los reactores de sulfatreat, así como a la disminución del gas tratado por la planta de amina, la cual comienza a presentar a partir de esa fecha problemas como: fallas en el intercambiador amina-aceite caliente, roturas en las columna del enfriador de amina, además de cavitación en bombas (problemas de erosión). Los cuales condujeron a la disminución del gas a endulzar y a la parada progresiva de la planta para corregir estas fallas.

En este mismo sentido al comparar los tres sistemas de endulzamiento utilizados para aquel momento en las plantas de acondicionamiento, se observó

que para el año 2001 se produjo un gasto por consumo de endulzante de 1,07 MM\$ para el secuestrante liquido de H₂S (Magnatreat 5620), 0,53 MM\$ para el solido Sulfatreat y de 0,47 MM\$ para la solución de amina, lo cual indica que el endulzante que representaba una mayor inversión para la empresa es el Magnatreat 5620, seguido de Sulfatreat y por ultimo la solución de amina.

En cuanto al costo de operación de las plantas, en la fig. 4.2, se pudo observar, como éste era relativamente equivalente para los sistemas con amina y sulfatreat, teniendo una notable diferencia para los años 2000 y 2001 de 0,97 y 0,06 MM\$ respectivamente.

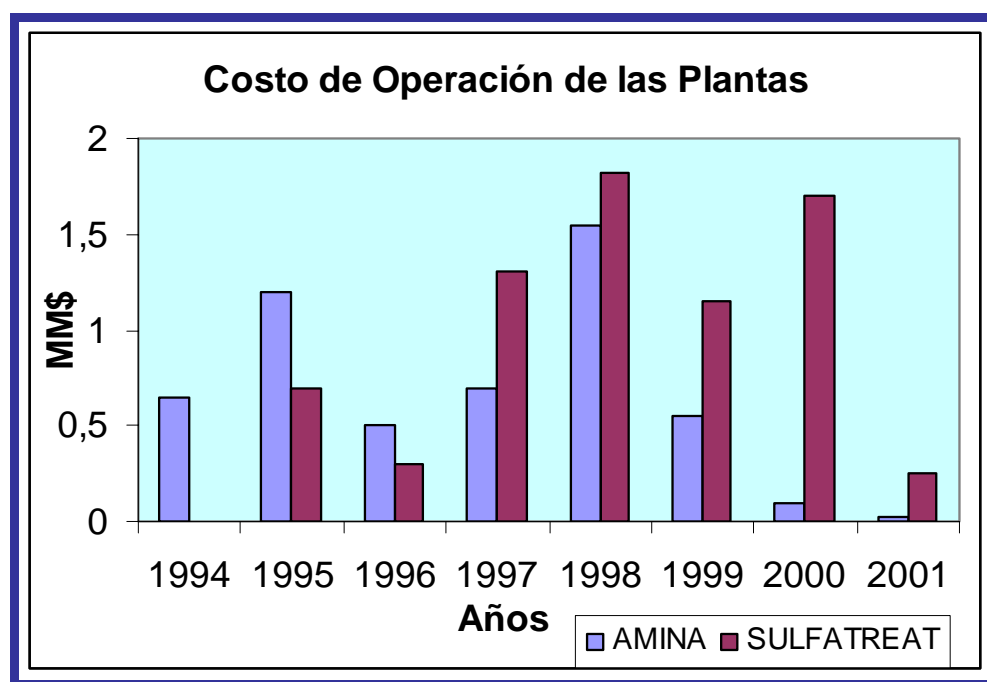


Figura 4.2 Costo de operación de las plantas de endulzamiento. [3]

La disparidad en los dólares gastado para mantener operativas cada una de las plantas, se debió a que en la primera fecha, la planta de amina estuvo parada por un periodo de cinco meses por reemplazo completo de amina y en la segunda estuvo no operativa por siete meses. Para cambios y recubrimientos de tubería,

reposición de amina, cambio de platos en las torres y elementos de los filtros de carbón activado y mecánico, entre otras cosas.

Las inversiones realizadas en las plantas, siempre habían sido mayores en el proceso de endulzamiento con amina (Ver Fig. 4.3), debido a que en esta desde su arranque se había tenido que invertir cuantiosas sumas de dinero en muchos de sus equipos con el propósito de mantener su operatividad.

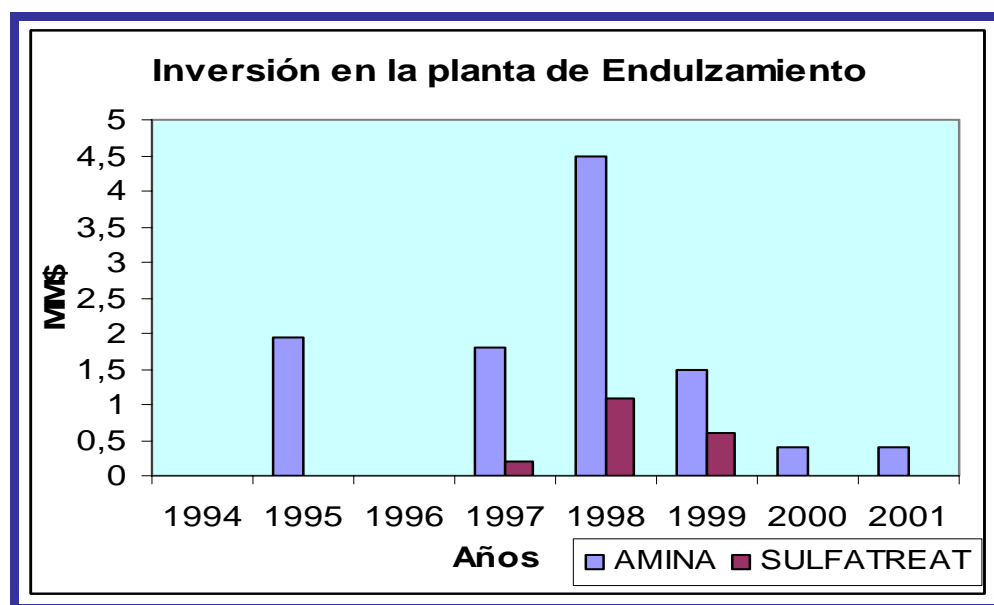


Figura 4.3 Inversión en la planta de endulzamiento. [3]

Para 1998 se encontró una inversión de 4,16 MMS\$ en la planta de amina, esto fué por concepto de reemplazo de filtro de carbón activado, diseño de un sistema de filtro alterno, modificación de sistema de enfriamiento, adquisición de carcasa e inductores en acero inoxidable para las bombas de baja presión, instalación de un nuevo diseño de colmena en el enfriador de amina y la instalación del separador de gas.

Para los últimos tres años en los que opero la planta, a través del estudio realizado se encontró un mayor gasto de dinero en la planta de amina para remover las libras de H₂S que entran al proceso, en comparación con las plantas de Sulfatreat. La mayor diferencia se observa en el 2001 con un desembolso igual a **10.85 \$** para remover una libra del acido, estos valores están representados en la siguiente figura:

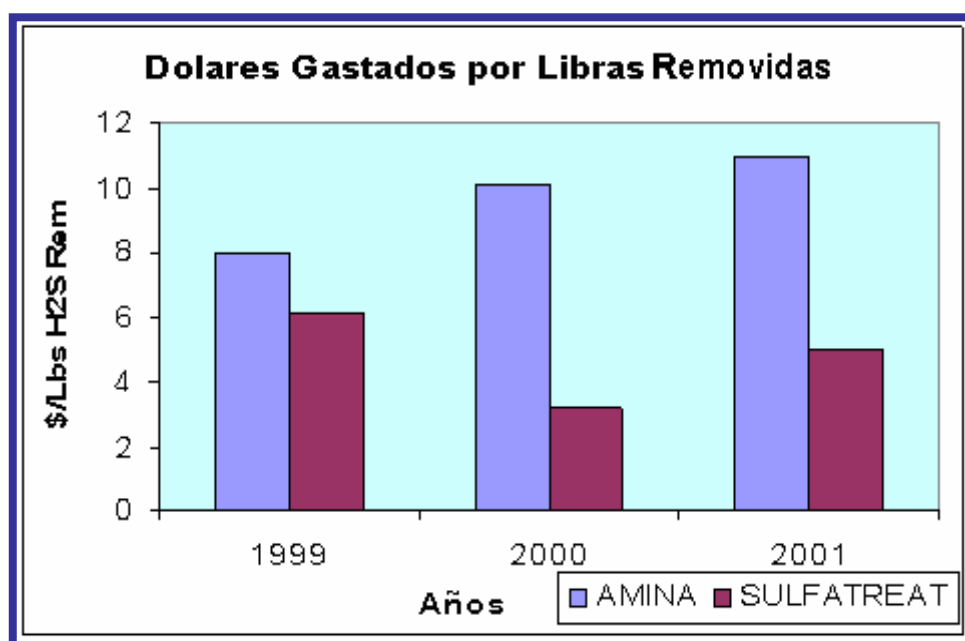


Figura 4.4 Dólares gastados por libras removidas. [3]

La diferencia de más de un 50% se debe a que en la remoción de H₂S por amina, intervienen una serie de tanques, filtros, bombas, tuberías y equipos, los cuales necesitan estar en buenas condiciones para obtener los resultados esperados (un gas tratado en un nivel de H₂S menor a 4ppm). Por su parte los sistemas de endulzamiento con sulfatreat son reactores que contienen un solidó y poseen menos equipos e instrumentación adecuada, lo cual disminuyen los gastos para remover una libra de H₂S.

Aun cuando los dólares gastados para remover una libra de sulfuro de H_2S fueron mayores para la planta de amina. En la Fig. 4.5 se pudo observar como en los últimos tres años del estudio realizado a la planta, se había removido una mayor cantidad de H_2S utilizando el proceso de endulzamiento por sulfatreat, esto, es a causa de los diversos problemas y paradas que venia presentando la planta de amina desde los inicios de su operación.

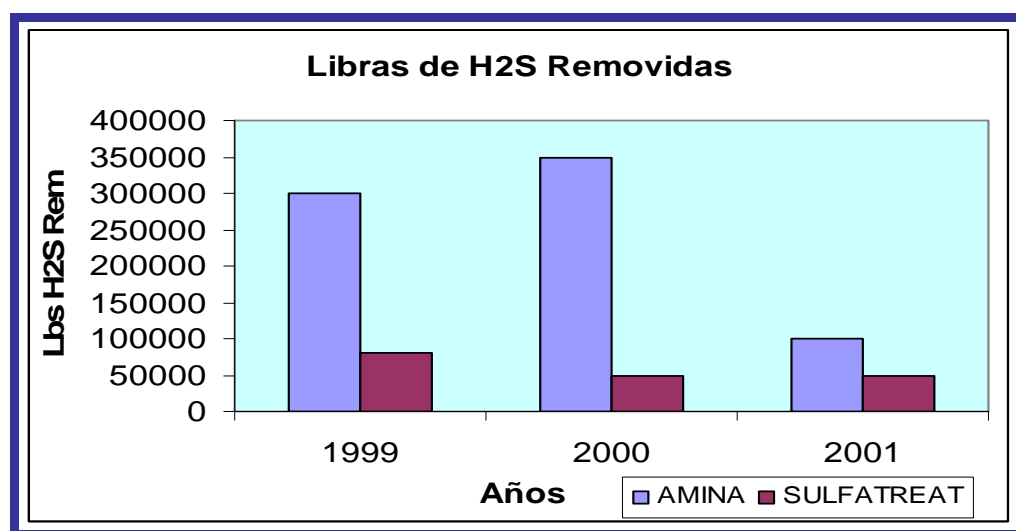


Figura 4.5 Libras de H₂S removidas por los procesos de endulzamiento. [3]

En general de este estudio se puede concluir que el endulzante que resulta mas económicamente rentable para la industria es la solución de amina, pues ésta es regenerable, disminuyendo de esta forma el costo por consumo de endulzante y por supuesto no acarrea gastos para la disposición final del desecho, por cuanto no lo hay. El caso contrario ocurre con el proceso del solidó sulfatreat, en el cual se necesita invertir una cuantiosa suma de dinero para adquirirlo, instalarlo y luego que se cumpla su etapa de vida útil retirarlo y llevarlo a la fosa de disposición final. Sin embargo es importante mencionar que para obtener un óptimo resultado de la solución de amina se tenían que evaluar y solucionar los problemas que estaba presentando la planta, para que ésta pudiera manejar un volumen de gas igual o por lo menos cercano al volumen para la cual fue diseñada, además de

mantener un excelente control en la concentración y tasa de circulación de la amina. Con esto se pudo o se podría haber obtenido un flujo de gas endulzado mayor al que se manejaba, aumentando así los beneficios económicos aportados por la venta de este producto.

CONCLUSIONES

- La planta de aminas para el 2002 se encontraba operando en un 34,3 % de su capacidad, reduciendo el volumen de gas manejado de 350 MMPCED a 120 MMPCED, mientras que los sistemas de Sulfatreat operaban a un 55,8 % lo que significa que manejan un volumen de gas igual a 334,8 MMPCED en vez de 600 MMPCED, para lo cual fueron diseñados.
- La tasa de circulación de amina manejada por la planta era de 440 GPM, con una concentración por debajo del 50% en peso de la solución, y esta condición ocasionó corrosión en las tuberías y equipos que conllevaron a la contaminación de la solución y por ende a la formación de espuma.
- La tasa de circulación de la amina, debe ser de 700 GPM y la temperatura en el tope de la columna regeneradora debe mantenerse a 212 °F, con el propósito de evitar la contaminación de la solución y por supuesto la formación de espuma.
- El control de calidad en cuanto a granulometría del Sulfatreat efectuado por la empresa, The Sulfatreat CO, no es el adecuado para cumplir con los requisitos exigidos por PDVSA. Esta afirmación se sustenta en base a los análisis efectuados al material fresco donde se observaron variaciones en las mallas que superan el 110%.
- El efecto de agua libre sobre el sólido (sulfatreat), ocasiona arrastre de material físico, compactándolo e imponiendo una caída de presión adicional, la cual a nivel de laboratorio se situó en el orden 10 a 12 psig por pie de longitud de lecho.
- La planta de aminas comenzó a presentar problemas a partir de 1997, año en el cual el consumo de endulzante fue superado por la tecnología de sulfatreat.

- En los años 2000 y 2001 se encontró que la planta de amina estuvo inoperante por periodos de 5 y 7 meses respectivamente lo que justifica la disparidad de los dólares gastados para mantener operativas las plantas.
- Para el año 2001 la planta de amina produjo un desembolso de dinero para remover una libra de H₂S de 10.85 \$ mientras que para la de sulfatreat fue de 5.09 \$ por libra removida.
- El sistema de endulzamiento que resulto mas costoso para la corporación fue el Magnatreat, con un consumo de 1.07 MM\$, seguido del Sulfatreat con 0.53 MM\$ y por ultimo la solución de amina con 0.47 MM\$

RECOMENDACIONES

- Para prevenir corrosión en el fondo de la torre regeneradora, es recomendable mantener la solución de amina regeneradora con una carga molar pobre, igual o menor a 0,005 moles de gas de ácido por mol de amina.
- Se debe mantener un tiempo de contacto entre la solución de amina y el carbón activado de 20 minutos, con una velocidad superficial entre 2 y 10 galones por minuto, para obtener una buena filtración.
- Para incrementar el flujo de gas tratado por la planta de amina, se debe mejorar el diseño que se tiene, esto se puede lograr realizando un mantenimiento correctivo y operacional.
- Para mantener un buen control en el proceso de endulzamiento de gas por Sulfatreat, se debe mejorar la instrumentación asociada a estas plantas.
- Actualizar los planos de la instrumentación asociada de las plantas de Sulfatreat I, II, III, COA y Amina.
- En vista de que la planta de endulzamiento sobre la cual se trata este trabajo de investigación se encuentra actualmente inoperativa, se recomienda hacer un análisis exhaustivo sobre todos los problemas que presentaba la misma, para estudiar la posibilidad de reactivarla o construir una nueva planta.

BIBLIOGRAFIA

1. V. Ramírez, “**El gas natural en Venezuela**”, 2001, Disponible en: www.pdvsa.com
2. P. Caraballo, **PDVSA Gas orientada estratégicamente**”, 2001, Disponible en: www.venezuelagas.net
3. G. González, “**Visita al Complejo Muscar y Toma de Muestra del Absorbente Usado en las Unidades de Endulzamiento I Y II**”. Nota técnica. RPPQ-7174-0010,95 Intevep S.A., Los Teques – Venezuela (1995).
4. mhirschfeldt, **01NOTA TECNICA N.1doc. Estudios y Servicios Petroleros S.R.L (G.P.A)**, 2007, Disponible en: www.oilproduction.net/files/GPA-Aminas.pdf
5. 5. Rodríguez, Emi, “**Elaboración de la Ingeniería Conceptual de Procesos para la Expansión de la Planta de Extracción de LGN del Complejo Jusepín**”. Universidad de Oriente. Departamento de Ing. Química. Puerto la Cruz, Venezuela. (2005).
6. graling52, **5 revisión bibliográfica tesis2.doc**. Disponible en: www.catarina.udlap.mx/u_dl_a_/tales/documentos/leip/estrada_a_in/capitulo4.pdf
7. Energy Information Administration, “**Sectores de Utilizacion del Gas Natural**” (2006), Disponible en: www.naturalgas.org.
8. M. Sanoja, “**Energía y Gas**”, Disponible en: www.enagas.gov.ve
9. F. Guzmán, “**Estudio de las Diferentes Ecuaciones de Control de las Variables Generales Requeridas en una Planta de Extracción de Líquidos del Gas Natural**”. Universidad de Oriente. Departamento de Ing. Química. Puerto la Cruz, Venezuela. (2008).

10. Arnold, K and Stewart, M. “**Plantas de procesamiento del gas natural**”, disponible en: www.introduc_tratam_gas1
11. Arnold, K and Stewart, M. “**Surface Production Operations**” (Vol. 2, Design of Gas – Handling Systems and Facilities), Chap. 7, Gulf Publishing Company. Book Division, Houston, TX, USA, 1988. Disponible en www.es.wikipedia.org/wiki/plantas_de_procesamiento_del_gas_natural.
12. R. Olmedo, P. Trovarelli, R. Betancur, “**Puesta en Marcha y Optimización de una Planta de Endulzamiento de Gas**”, 2002, Disponible en: www.biblioteca.iapg.org.ar/iapg/ArchivosAdjuntos/Aminas/TrabajoCharras.pdf
13. M. Martinez. “**Endulzamiento de Gas Natural**”, Serie Ingeniería de Gases, Editorial Ingeniero Consultores y Asociados C.A., Zulia-Venezuela (1995).
14. “**Memoria Descriptiva Proceso de Endulzamiento Mediante Tratamiento con Amina**” PDVSA, Producción Oriente, Distrito Punta de Mata, Gerencia de Plantas Complejo Endulzamiento. (2000).

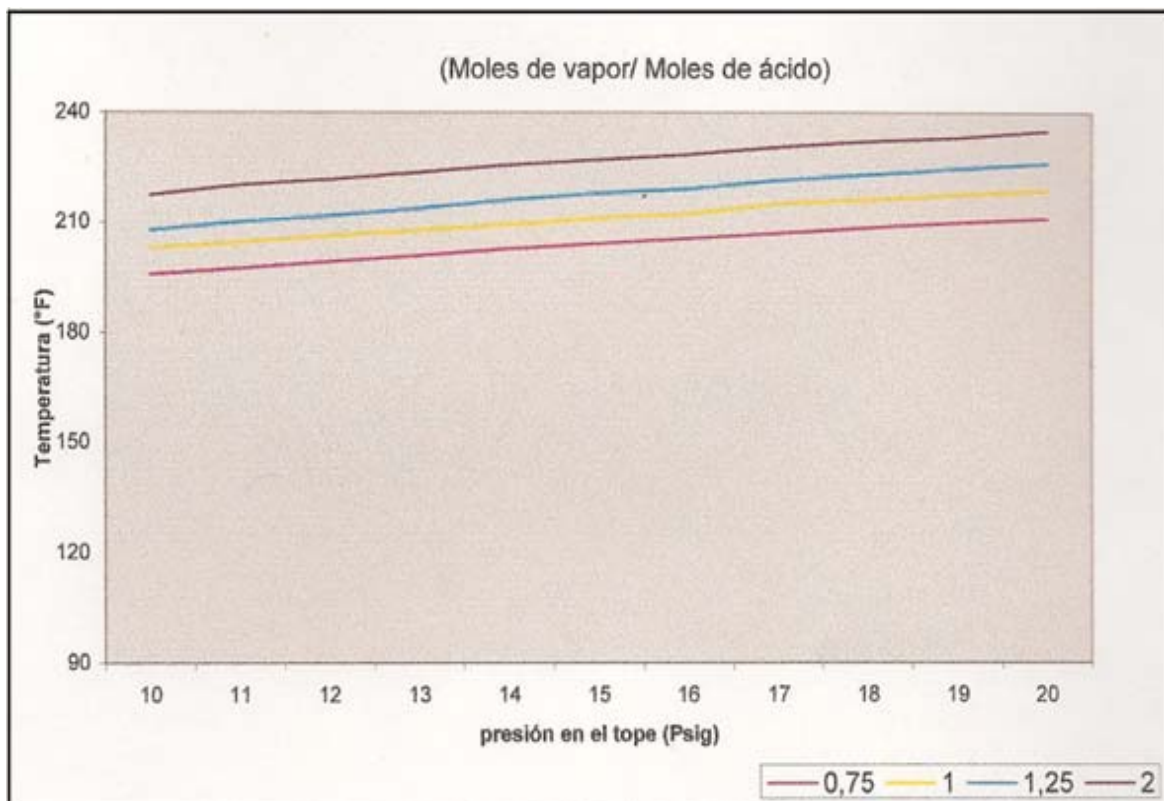
ANEXO A

**PDVSA. Unidad de Extección Carito. Extracción-Laborcon. Análisis
Cromatograficos. Fuente, Norte de Monagas. Mayo-01**

Componentes	C.O.A	C.O.A	C.O.T	C.O.T	MATURIN	CARITO	MUSIPAN	MUSCAR	STA. BARBARA
	Estación	Planta	Estación	Planta	Jusepin	Estación	Estación	Planta	Estación
N ₂	0.523	0.966	0.793	0.711	0.448	0.583	0.227	0.973	0.579
C ₁	78.582	69.997	81.603	72.671	79.581	78.587	79.877	71.758	81.894
CO ₂	6.895	6.822	6.322	7.037	3.724	6.378	5.736	6.003	6.473
C ₂	7.906	10.954	6.478	10.233	8.564	7.980	8.100	10.665	6.594
C ₃	3.399	6.311	2.510	5.122	4.096	3.764	3.844	5.917	2.476
I-C ₄	0.673	1.306	0.564	1.207	0.835	0.684	0.644	1.142	0.523
N-C ₄	0.947	2.021	0.741	1.627	1.410	1.057	0.976	1.946	0.691
I-C ₅	0.346	0.557	0.286	0.546	0.417	0.353	0.309	0.564	0.257
N-C ₅	0.271	0.414	0.216	0.385	0.325	0.289	0.248	0.452	0.195
C ₆	0.264	0.239	0.214	0.267	0.241	0.261	0.212	0.297	0.187
C ₇	0.100	0.053	0.074	0.064	0.065	0.087	0.065	0.067	0.064
C ₈	0.092	0.022	0.058	0.027	0.034	0.059	0.037	0.023	0.045
C ₉	0.052	0.007	0.024	0.007	0.011	0.031	0.014	0.005	0.022
C ₁₀	0.021	0.002	0.007	0.001	0.002	0.011	0.003	0.001	0.007
C ₁₁	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
GPM	1.92	3.29	1.46	2.81	2.27	2.03	1.92	3.15	1.38
P.C.(Btu/pcs)	1126	1223	1085	1192	11.79	1136	11.39	1223	1081
Grav.Esp. a 60°F	0.748	0.815	0.711	0.797	0.733	0.747	0.737	0.803	0.711
PM . Prom. 60°F	21.43	23.24	20.41	22.74	20.95	21.38	21.12	22.85	20.41
Presión(Psig)	1247	1155	1243	1212	1146	1151	11.19	1139	1150
Temperatura (°F)	166	172.4	160	186	93	*	112.7	*	140
Flujo(MMPc)	369.5	174.8	940	185.2	58	185.5	42	58	225
H2S (PPM)	15	20	10	20	20	18	11	2	11
Fecha de muestreo	17/05/01	17/05/01	17/05/01	17/05/01	17/05/01	17/05/01	17/05/01	17/05/01	17/05/01
Aprobado por: Leopoldo Campos									

Muestreado por: E Salazar

ANEXO B



UNIÓN CARBIDE COMERCIAL
EDIFICIO UNION CARBIDE.AVENIDA VENEZUELA EL ROSAL
TELEFONOS: 911 45 11 MASTER. FAX 951 78 63. APARTADO 60552-
CARACAS 1060-A
TELEX28389 UCCVZ VC

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y

ASCENSO:

TÍTULO	Evaluación de los procesos de endulzamiento del gas natural con aminas al norte del estado Monagas.
SUBTÍTULO	

AUTOR (ES):

APELLIDOS Y NOMBRES	CÓDIGO CULAC / E MAIL
Aquiles J., Marval U.	CVLAC: 15.874.117 E MAIL: Aquiles_uzk@hotmail.com
	CVLAC: E MAIL:
	CVLAC: E MAIL:
	CVLAC: E MAIL:

PALÁBRAS O FRASES CLAVES:

Endulzamiento del Gas Natural _____

Solventes Químicos _____

Plantas _____

Alcanolaminas _____

Sulfatreat _____

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y

ASCENSO:

ÁREA	SUBÁREA
Ingeniería y ciencias aplicadas	Ingeniería de petróleo

RESUMEN (ABSTRACT):

El endulzamiento del gas se hace con el fin de remover el H₂S y el CO₂ del natural. Como se sabe el H₂S y el CO₂ son gases que pueden estar presentes en el gas natural y pueden en algunos casos, especialmente el H₂S, ocasionar problemas en el manejo y procesamiento del gas; por esto hay que removerlos para llevar el contenido de estos gases ácidos a los niveles exigidos por los consumidores del gas. El H₂S y el CO₂ se conocen como gases ácidos, porque en presencia de agua forman ácidos, y un gas natural que posea estos contaminantes se conoce como gas agrio. En este país, se presentan en su mayoría gases ácidos asociados a crudos, los cuales son muy difíciles de manejar, debido a su alto contenido de H₂S, ya que las plantas destinadas al endulzamiento del gas natural con aminas están diseñadas para tratar ciertos volúmenes con características específicas dependiendo del yacimiento.

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y

ASCENSO:

CONTRIBUIDORES:

APELLIDOS Y NOMBRES	ROL / CÓDIGO CVLAC / E_MAIL				
	ROL	CA	AS X	TU	JU
Rondón M., José G.	CVLAC:	8.328.657			
	E_MAIL	rondonjj@gmail.com			
	E_MAIL	rondonjj@cantv.net			
Patiño., Raida	ROL	CA	AS	TU	JU X
	CVLAC:	11.833.699			
	E_MAIL	raydapatino@gmail.com			
	E_MAIL				
M., Fidelina	ROL	CA	AS	TU	JU X
	CVLAC:	133.660.691			
	E_MAIL	fidelinam@gmail.com			
	E_MAIL				
	ROL	CA	AS	TU	JU
	CVLAC:				
	E_MAIL				
	E_MAIL				

FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:

2009	08	04
AÑO	MES	DÍA

LENGUAJE. SPA

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y

ASCENSO:

ARCHIVO (S):

NOMBRE DE ARCHIVO	TIPO MIME
TESIS.Endulzamiento_del_Gas_Nat.doc	Application/msword

CARACTERES EN LOS NOMBRES DE LOS ARCHIVOS: A B C D E F G
H I J K L M N O P Q R S T U V W X Y Z. a b c d e f g h i j k l m n o p q r
s t u v w x y z. 0 1 2 3 4 5 6 7 8 9.

ALCANCE

ESPACIAL: Evaluación de los procesos de endulzamiento del gas natural con aminas al norte del estado Monagas.

TEMPORAL: seis meses

TÍTULO O GRADO ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Ingeniero en petróleo

NIVEL ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Pregrado

ÁREA DE ESTUDIO:

Departamento de Petróleo

INSTITUCIÓN:

Universidad de Oriente, núcleo Anzoátegui

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y

ASCENSO:

DERECHOS

De acuerdo al artículo 44 del reglamento de trabajos de grado.

“Los trabajos de grado son exclusiva propiedad de la Universidad de Oriente y solo podrán ser utilizadas a otros fines con el consentimiento del consejo de núcleo respectivo, quien lo participará al consejo Universitario”

AUTOR

Aquiles Marval

TUTOR

JURADO

JURADO

José Rondón

Rayda Patiño

Fidelina

POR LA SUBCOMISION DE TESIS

Rayda Patiño